

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ, МОЛОДІ
ТА СПОРТУ УКРАЇНИ
СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
імені ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ**

ІНСТИТУТ ХІМІЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ (м. Рубіжне)

**ГАЛСТЯН Г.А.
СЕДИХ Г.О.
ШАПОВАЛОВА І.М.**

ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ У ВИРОБНИЦТВІ ТОНКОГО ОРГАНІЧНОГО СИНТЕЗУ

Луганськ
Видавництво «Ноулідж»
2013

УДК 66.01
ББК 35.61
Г 15

Рекомендовано Міністерством освіти і науки, молоді та спорту України
як навчальний посібник
для студентів напряму «Хімічна технологія» вищих навчальних закладів
(лист № 1/П-1497 від 25.09.12 р.)

Р е ц е н з е н т и:

Белобров А.Г. – кандидат технічних наук, професор
Національного технічного університету
«Харківський політехнічний інститут»
Тюпало М.Ф. – доктор хімічних наук, професор
Східноукраїнського національного
університету ім. В. Даля

Галстян Г.А., Седих Г.О., Шаповалова І.М.

Г 15 **Технологічні розрахунки у виробництві тонкого органічного синтезу:** Навчальний посібник / Г.А. Галстян, Г.О. Седих, І.М. Шаповалова.
– Луганськ: Вид-во «Ноулідж», 2013. – 207 с.: табл. 58, іл. 11, бібл. 34 назв.

ISBN

Описані методики матеріальних, технологічних та енергетичних розрахунків у виробництві тонкого органічного синтезу, а також приклади і задачі за основними методиками. Посібник сприяє засвоєнню теоретичних основ курсу «Устаткування виробництв органічного синтезу» і успішному виконанню курсового та дипломного проекту за фахом. Призначено для студентів вузів, що навчаються за спеціальністю «Хімічна технологія органічних речовин».

УДК 66.01
ББК 35.61

© Галстян Г.А., Седих Г.О., Шаповалова І.М.,
2013
© Східноукраїнський національний університет
імені Володимира Даля, Інститут хімічних
технологій, (м. Рубіжне), 2013
© Вид-во «Ноулідж», 2013

ISBN

ПЕРЕДМОВА

Пропонована книга є навчальним посібником за курсом «Устаткування виробництв органічного синтезу», що викладаються для спеціальності «Хімічна технологія органічних речовин» зі спеціалізацією в галузі тонкого органічного синтезу. Необхідність у такому посібнику полягає в тому, що поряд з поглибленим вивченням фізико-хімічних основ виробничих процесів органічного синтезу студент повинен вміти виконувати різноманітні інженерні розрахунки для вирішування конкретних практичних задач проектування і експлуатації окремих хімічних виробництв.

Посібник складено з трьох глав. У першій приведено методики виконання матеріальних розрахунків виробництв тонкого органічного синтезу. Приділено суттєву увагу до методик розрахунків сульфуючих, нітруючих та інших сумішей. Друга глава присвячена технологічним розрахункам устаткування й його підбору за каталогами. У третій розглянуто теплові розрахунки щодо процесів сульфування, нітрування, галогенування, відновлення, діазотування тощо. В кінці кожної глави приведено приклади рішень задач, контрольні питання і задачі для самостійної роботи.

Значна частина прикладів і задач розроблена з використанням промислових даних. Окремі задачі взяті з інших навчальних посібників.

Посібник призначено насамперед для практичних занять, самостійної роботи, виконання курсових і дипломних проектів, а також він може бути корисним в роботі інженерно-технічних робітників дослідних, проектних організацій, підприємств хімічної й суміжних галузей промисловості.

РОЗДІЛ 1

МАТЕРІАЛЬНІ РОЗРАХУНКИ І СКЛАДАННЯ МАТЕРІАЛЬНОГО БАЛАНСУ ВИРОБНИЦТВА

1.1 Матеріальний баланс виробничого процесу

Матеріальні розрахунки виробничого процесу виконуються з метою визначення видаткових коефіцієнтів за сировиною на одиницю готової продукції, кількості і складу проміжних і побічних продуктів за кожною стадією технологічного процесу, кількості і складу стічних вод, газових викидів й інших відходів виробництва. Дані матеріального розрахунку використовуються в технологічних розрахунках для вибору устаткування, в енергетичних і економічних розрахунках, а також при проектуванні способів знешкодження або рекуперації промислових відходів.

Матеріальний розрахунок складається на основі даних лабораторного, дослідно-промислового або виробничого регламенту з врахуванням змін, внесених при проектуванні. До цих даних, насамперед, відносяться технологічна схема і опис стадій виробництва з визначенням основних і побічних реакцій, ступенів перетворення і виходів на стадіях, а також склад вихідних речовин і матеріальних потоків відповідно до технологічної схеми. Розрахунок проводиться для кожної стадії процесу у формі матеріального балансу.

В основі розрахунку лежать закони збереження маси речовин і стехіометричних співвідношень. Для безперервних виробництв матеріальні розрахунки проводять на добову, годинну або секундну продуктивність, а для періодичних – на 1т готового технічного продукту або на 1т 100% продукту (якщо продукт використовується на цьому ж підприємстві). Інколи розрахунки проводяться на одну операцію.

Методика матеріальних розрахунків залежить від характеру технологічної стадії виробництва. Якщо на стадії здійснюються тільки фізико-механічні перетворення, то за допомогою розрахунку необхідно установити, яка кількість завантаженої сировини й отриманих продуктів втрачається, а яка передається до наступної стадії. Втрати речовин при фізико-механічних перетвореннях сировини орієнтовно складають: транспортування – 0,5%; сушіння – 1-10%; розмел, подрібнення – 0,5%; змішування, упарка, перегонка – 5-15%; ректифікація, упакування, розфасовка – 0,5%.

Механічні втрати пов'язані з підтіканням сальників, арматури, фланців, з просипанням і проливанням продуктів при транспортуванні їх з апарата в апарат, при упакуванні в тару і розвантаженні тари, при переході від виробництва одного продукту на інший, при відборі проб, відгонці розчинників тощо.

Зі збільшенням числа стадій у виробництві втрати зростають. Чим вище потужність виробництва, тим менше втрати на одиницю продукції.

Зменшенню втрат сприяє застосування високоякісної сировини, яка не потребує попереднього очищення, зменшення числа проміжних сховищ, транспортування продуктів у виді розплавів, розчинів або суспензій.

Якщо технологічний процес супроводжується проходженням хімічних реакцій, розрахунки необхідно проводити з врахуванням стехіометричних коефіцієнтів. Для розрахунку кількості речовин, що завантажують та одержують, необхідно знати стехіометричне рівняння реакції, вихід продуктів від теоретичного за окремими стадіями і по виробництву в цілому. Теоретичний вихід розраховується за стехіометричним рівнянням реакції.

Теоретичний вихід продукту може бути розрахований по кожній з реагуючих речовин, якщо вони взяті в еквімолярних співвідношеннях. Якщо одна з речовин взята в надлишку, то теоретичний вихід рахується за основною речовиною.

Практичний вихід продуктів реакції завжди нижче теоретичного. Під виходом від теоретичного (практичний вихід) розуміють відношення практично одержаної кількості продукту (*кг, моль, %*) до його теоретичної кількості, розрахованої за стехіометричним рівнянням (*кг, моль, %*).

На стадіях, що супроводжуються хімічними перетвореннями, втрати головним чином пов'язані з витратою сировини на утворення побічних продуктів.

Для більш повної характеристики цих втрат і пошуку шляхів щодо їх зменшення в практиці розрахунків існують поняття про ступінь перетворення вихідної сировини і вибірковість (селективність) процесу.

Під ступенем перетворення сировини, розуміють відношення маси сировини, що вступила в реакцію, до маси завантаженої сировини (кг/кг ; $(\text{кг-моль})/(\text{кг-моль})$; %).

Корисний ступінь перетворення завжди менше загального за рахунок утворення продуктів в побічних реакціях.

Відношення маси корисно перетвореної сировини до маси сировини, що вступила в реакцію (кг/кг , $(\text{кг-моль})/(\text{кг-моль})$, %) характеризує вибірковість процесу.

Приклад. Визначити ступінь перетворення сировини і вибірковість процесу синтезу 1-нітроантрахінону, якщо на операцію завантажено 600 кг антрахінону, а вступило в реакцію – 560 кг, з них – 550 кг прореагувало з утворенням 1-нітроантрахінону.

Рішення. Ступінь перетворення антрахінону складає

$$(560 : 600) \cdot 100 = 93,3 \%$$

Вибірковість процесу за 1-нітроантрахіноном знаходять зі співвідношення

$$(550 : 560) \cdot 100 = 98,2\%$$

Послідовність матеріальних розрахунків.

Спочатку формується підрозділ «Вихідні дані для розрахунків», де вказується на яку одиницю проводиться розрахунок – на одну тонну готового продукту, на секундну продуктивність тощо; якщо хімічна речовина реалізується на зовнішньому ринку, розрахунок проводиться на одиницю технічного готового продукту, якщо в межах підприємства, розрахунок проводять на одиницю 100%-ого готового продукту; далі перелічуються стадії процесу, записуються основні та побічні реакції, виходи за стадіями і по виробництву в цілому. Загальний вихід по виробництву визначається простим перемноженням виходів за стадіями (у масових частках):

$$\eta_{\text{заг}} = \eta_1 \cdot \eta_2 \dots \eta_i \quad (1.1)$$

Для періодичних процесів визначається перерахунковий коефіцієнт від завантаження на одну регламентну операцію до завантаження на 1т готового продукту.

Перерахунковий коефіцієнт обчислюється за формулою:

$$K = G_T : G_O, \quad (1.2)$$

де G_T – завантаження компонента в розрахунку на 1т готового продукту, кг;

G_O – регламентне завантаження компонента на одну операцію.

Завантаження основного компонента в розрахунку на 1 т готового продукту знаходять за формулою:

$$G_T = G : \eta_{\text{заг}}, \quad (1.3)$$

де $\eta_{\text{заг}}$ – загальний вихід по виробництву, у масових частках;

G – теоретичне завантаження основного компонента на першу стадію для одержання 1 т готового продукту згідно стехіометричного рівняння реакції, кг.

В кінці підрозділу приводиться схема матеріальних потоків (див.: приклад 1.4.1) яку складають на основі технологічної схеми виробництва. На спрощеній схемі матеріальних потоків апарати позначають кружечками або квадратами, а вхідні і вихідні матеріальні потоки – стрілками, спрямовани-

ми до апарата або від нього. Над стрілками вказується номер, що привласнюється даному матеріальному потоку.

Після підрозділу «Вихідні дані» виконується постадійний матеріальний розрахунок, в основу якого покладено закон збереження мас речовин.

Рівняння матеріального балансу будь-якої стадії технологічного процесу записується у вигляді

$$G_A + G_B = G_C + G_D + G_A' + G_B' + G, \quad (1.4)$$

де G_A і G_B – маси вихідних речовин, кг;

G_C і G_D – маси отриманих речовин, кг;

G_A' і G_B' – маси речовин А і В, що не вступили до реакції, кг;

G – втрати сировини, готового продукту і домішок, кг.

Відповідно до наведеного рівняння послідовність матеріального розрахунку стадії наступна. Спочатку визначають завантаження вихідних речовин шляхом простого перемноження $G_0 \cdot K$ (завантаження на одну операцію, що взяте з технологічного регламенту, збільшується або зменшується на перерахунковий коефіцієнт). Потім, у відповідності до стехіометричного рівняння реакції з врахуванням виходу, визначають маси речовин, що вступили в реакцію й утворилися в результаті реакції. Перед розрахунками слід уточнити молярні маси реагуючих речовин і округлити їх так, щоб суми молярних мас вихідних речовин і продуктів реакції були рівні.

По закінченні розрахунку знаходять маси речовин, що не вступили до реакції, втрати вихідних, проміжних речовин і кінцевих продуктів. Розрахунок кожної стадії процесу вважається закінченим, якщо дотримується рівність прибуткової і витратної частини матеріального балансу.

Наприкінці розрахунку по стадії складається таблиця матеріального балансу «голівка» якої має вигляд:

Найменування компонентів	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса компонентів, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			100%	техн.		

Зразок заповнення таблиці наведено у прикладі 1.4.1 (табл. 1.1-1.5).

Згідно до схеми матеріальних потоків, послідовно виконують розрахунок за всіма стадіями виробництва. Якщо розрахунок виконано вірно вихід готового продукту складає кількість, на яку проводиться розрахунок (наприклад, одна тонна готового 100%-ого продукту).

За даними матеріального розрахунку всього виробництва складається таблиця видаткових коефіцієнтів за сировиною на одиницю готового продукту. «Голівка» таблиці має вигляд:

Найменування компонентів	Масова частка, %	Маса компонентів, кг		Примітка
		100%	техн.	

Зразок заповнення таблиці наведено у прикладі 1.4.1 (табл. 1.6).

Крім того, також складається таблиця кількісних показників потоків у відповідності до схеми матеріальних потоків, що приведена в підрозділі «Вихідні дані» (див. табл. 1.7).

1.2 Особливості матеріальних розрахунків процесів сульфурвання

1.2.1 Матеріальний баланс розведення і змішування сульфатної кислоти

В процесах сульфурвання використовують купоросне масло (93-94% H_2SO_4), моногідрат (98-100% H_2SO_4), 20% олеум (моногідрат, у якому розчинено 20% вільного SO_3) і 60% олеум. На практиці сульфуючі агенти мають концентрацію, відмінну від концентрації технічних сортів сульфатної кислоти, тому сульфуючі агенти необхідної концентрації готують безпосередньо перед сульфурванням шляхом змішування або розведення відповідних технічних сортів сульфатної кислоти. Розведення кислот проводиться також і з іншою метою: для виділення сульфокислот з реакційної маси, для наступної обробки продуктів сульфурвання тощо.

На практиці використовуються кілька варіантів змішування і розведення кислот:

- змішування кислот різної концентрації;
- розведення кислот водою;
- змішування кислот з олеумом для зміцнення кислоти або розведення олеуму.

1.2.1.1 Змішування кислот різної концентрації

Матеріальний баланс змішування може бути представлено наступними рівняннями:

$$G_1 \cdot m_1 + G_2 \cdot m_2 = G \cdot m; \quad (1.5)$$

$$G_1 + G_2 = G, \quad (1.6)$$

де G_1 , G_2 і G – відповідно маси концентрованої, розведеної й отриманої кислоти, кг;

m_1 , m_2 і m – відповідно вміст сульфатної кислоти в концентрованій, розведеної й отриманій при змішуванні кислот, %.

Спільне рішення цих рівнянь дозволяє обчислити маси концентрованої і розведеної кислот, що витрачаються на утворення необхідної кількості кислоти потрібної концентрації:

$$G_1 = G \frac{m - m_2}{m_1 - m_2}; \quad (1.7)$$

$$G_2 = G \frac{m - m_2}{m_1 - m_2} = G - G_1. \quad (1.8)$$

1.2.1.2 Розведення кислоти водою

У випадку розведення кислоти водою балансові рівняння (1.5) і (1.6) перетворюються до виду

$$G_1 \cdot m_1 = G \cdot m; \quad (1.9)$$

$$G_1 + G_2 = G.$$

З використанням цих рівнянь визначається кількість концентрованої кислоти G_1 і води G_2 , що витрачаються на утворення G кислоти концентрацією m %:

$$G_1 = G \frac{m}{m_1}; \quad (1.10)$$

$$G_2 = G \frac{m_1 - m}{m_1} = G - G_1. \quad (1.11)$$

1.2.1.3 Змішування олеуму і кислоти з утворенням розведеного олеуму

Якщо позначити концентрацію олеуму, що розводиться та одержується, через m_1 і m у % надлишкового SO_3 , а концентрацію кислоти m_2 також у % надлишкового SO_3 , то для цього варіанта змішування олеуму і кислоти будуть справедливі формули (1.5 – 1.8).

Концентрація сульфатної кислоти в % надлишкового сульфур(VI) оксиду може бути знайдена наступним чином. Концентрація моногідрату в % надлишкового SO₃ складає 0%. Концентрація розведеної сульфатної кислоти в % надлишкового SO₃ менше концентрації моногідрату (0%) на стільки відсотків, на скільки збільшується вага розведеної кислоти, насиченої SO₃ до концентрації моногідрату. Якщо концентрація кислоти складає m₂ %, а кожні 18 ваг. ч. води поглинають 80 ваг. ч. SO₃, то при насиченні такої кислоти SO₃ (до концентрації моногідрату) її маса збільшиться на

$$(80 : 18) (100 - m_2) \quad \% \quad (1.12)$$

або на

$$4,44 \cdot (100 - m_2) \quad \% \quad (1.13)$$

Таким чином, концентрація кислоти в % надлишкового SO₃ (m₂') визначається за рівнянням:

$$m_2' = 0 - 4,44 \cdot (100 - m_2) = 4,44 \cdot (m_2 - 100). \quad (1.14)$$

Якщо внести значення m₂' з рівняння (1.14) у рівняння (1.7) і (1.8), то маси концентрованого олеуму G₁ і кислоти G₂, що витрачаються для одержання G олеуму концентрацією m %, визначаються рівняннями:

$$G_1 = G \frac{m - 4,44(m_2 - 100)}{m_1 - 4,44(m_2 - 100)} \quad (1.15)$$

$$G_2 = G \frac{m - m_1}{4,44(m_2 - 100) - m_1} = G - G_1. \quad (1.16)$$

1.2.1.4 Змішування олеуму і кислоти з утворенням більш концентрованої кислоти

Для розрахунків використовуються рівняння (1.9 – 1.12) за умов, що концентрація олеуму зазвичай виражена в % надлишкового SO₃ (m₁'), буде виражена в % H₂SO₄. У процесі гідратації надлишкового SO₃ до утворення моногідрату сульфатної кислоти вага суміші збільшується на m₁ (18/80) % або на 0,225 m₁ (%). Відповідно концентрація олеуму в % H₂SO₄ складатиме:

$$m_1' = 100 + 0,225 \cdot m_1; \quad (1.17)$$

Позначаючи через m₂ і m відповідно концентрації вихідної та одержуваної кислоти (% H₂SO₄) і підставляючи в рівняння (1.7) і (1.8) значення

m_1' , одержують формули для визначення кількостей олеуму G_1 і кислоти G_2 , що витрачаються при одержанні G більш концентрованої кислоти, що містить m % H_2SO_4 :

$$G_1 = G \frac{m - m_2}{100 + 0,225m_1 - m_2} \quad (1.18)$$

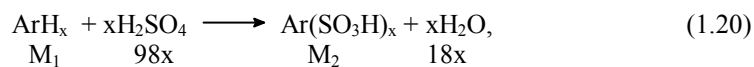
$$G_2 = G \frac{m - 100 - 0,225m_1}{m_2 - 100 - 0,225m_1} = G - G_1. \quad (1.19)$$

1.2.1.5 Змішування олеуму різної концентрації

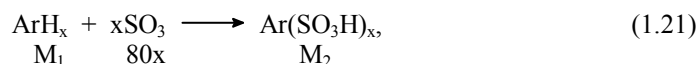
Для випадків змішування олеуму різної концентрації рівняння (1.5 – 1.8) справедливі при будь-якому способі вираження концентрації сульфур(VI) оксиду.

1.2.1.6 Розрахунок складу сульфуючого агента для одержання продуктів сульфування

Реакції сульфування ароматичних сполук сульфатною кислотою або олеумом протікають за схемами:



або



де ArH_x – карбонгидроген;

x – число атомів водню, що заміщаються сульфогрупами;

$\text{Ar}(\text{SO}_3\text{H})_x$ – продукт сульфування.

На практиці витрати сульфуючого агента зазвичай перевищують його кількість, що розрахована за стехіометричними рівняннями (1.20) і (1.21). Це пояснюється тим, що сульфатна кислота може сульфувати ароматичну сполуку тільки в тому випадку, коли її концентрація перевищує деяку величину, яка називається π -сульфуванням (π). Значення π -сульфування виражається в сотих частках SO_3 , що міститься в сульфуючому агенті.

Відповідно до рівняння (1.21) витрати сульфур(VI) оксиду на сульфування складають

$$G_c \cdot (80x : M_1), \quad (1.22)$$

де G_c – маса сировини, що сульфується, кг.

Маса, сульфур(VI) оксиду, що залишається після сульфування, визначається як

$$G_a \cdot S - G_c \cdot (80x : M_1), \quad (1.23)$$

де G_a – витрати сульфуючого агента, кг;

S – вміст сульфур(VI) оксиду в сульфуючому агенті, соті частки.

Кількість сульфуючого агента, що залишився (кг), може бути визначена як

$$G_a - G_c \cdot (80x : M_1). \quad (1.24)$$

Концентрація сульфур(VI) оксиду в сульфуючому агенті, який залишився, повинна дорівнювати π , тому справедлива рівність, що витікає з (1.23) і (1.24), яка виражає баланс сульфур(VI) оксиду при сульфуванні:

$$G_a \cdot S - G_c \cdot (80x : M_1) = [G_a - (G_c \cdot (80x : M_1))] \cdot \pi. \quad (1.25)$$

Розв'язуючі рівняння (1.25) відносно G_a , обчислюють витрати сульфуючого агента (кг):

$$G_a = G_c \cdot [80x \cdot (1 - \pi) : (M_1 \cdot (S - \pi))]. \quad (1.26)$$

Витрати сульфуючого агента зменшуються в умовах сульфування парів ароматичних речовин рідким сульфуючим агентом на величину

$$G_2 \cdot [\pi : (S - \pi)], \quad (1.27)$$

де G_2 – кількість води, що відділяється з реакційної маси при сульфуванні (кг), розраховується за формулою:

$$G_2 = G_1 \cdot (M_1 \cdot P_1 : M_2 \cdot P_2) \cdot \varphi, \quad (1.28)$$

де G_1 – маса парів речовини, що не вступила в реакцію сульфування, кг;

M_1 – молярна маса речовини, що сульфується;

M_2 – молярна маса води;

P_1 – порційний тиск парів речовини, що сульфується;

P_2 – порційний тиск парів води над поверхнею речовини, що сульфується;

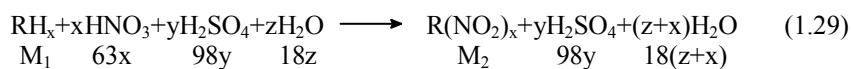
φ – коефіцієнт, що враховує ступінь насичення парів речовини, що сульфується, парами води.

1.3 Особливості матеріальних розрахунків процесів нітрування

1.3.1 Рівняння складу нітруючої суміші

Як нітруючий агент використовують нітратну кислоту і нітруючі суміші різного складу, що містять нітратну, сульфатну кислоти і воду.

Нітрування органічних сполук нітруючою сумішшю протікає за схемою:



Витрати нітратної кислоти при нітруванні близькі до теоретичних і на практиці її беруть у кількостях, які перевищують теоретичні витрати на 1-10%.

Сульфатна кислота вводиться в нітруючу суміш у кількостях більших, ніж потрібно за рівнянням (1.29), причому її кількість залежить від співвідношення стехіометричних коефіцієнтів x , y , z . Відповідно до теорії і практики нітрування вміст сульфатної кислоти в нітруючій суміші повинен бути $2x$ та додаткова кількість, яка необхідна для зв'язування води, що виділилася в процесі нітрування. Після нітрування утворюється відпрацьована кислота, склад якої визначається дослідницьким шляхом в кожному конкретному процесі. Співвідношення коефіцієнтів x і y може у певних межах змінюватися, але нітрування буде проходити гладко, якщо відношення $y : (x + z)$ відповідає заданій величині, що визначає необхідну концентрацію H_2SO_4 у відпрацьованій кислоті.

Відношення $98y : [18(x+z)]$ (число водовіднімання) визначає концентрацію H_2SO_4 у відпрацьованій кислоті (ρ) і дозволяє установити основні матеріальні співвідношення процесу.

Витрата нітратної кислоти в процесі нітрування (k_2) дорівнює:

$$G_{\text{HNO}_3} = G_{\text{H}} \frac{63x}{M_1} (1 + 0,01\varphi), \quad (1.30)$$

де G_{H} – маса речовини, що нітрується, кг;

M_1 – молярна маса речовини, що нітрується;

φ – надлишок нітратної кислоти в порівнянні з теоретично необхідною кількістю, %.

Вміст нітратної кислоти в нітруючій суміші (k_2) складає:

$$G_{\text{HNO}_3} = G \cdot (L : 100), \quad (1.31)$$

де G – витрата нітруючої суміші на нітрування, кг;
 L – вміст нітратної кислоти в нітруючій суміші, %.

З рівнянь (1.30) і (1.31), одержують наступне:

$$G \cdot (L : 100) = (63x \cdot G_{\text{H}} : M_1) (1 + 0,01\varphi). \quad (1.32)$$

Кількість сульфатної кислоти в нітруючій суміші складає (кг):

$$G_{\text{H}_2\text{SO}_4} = G \cdot (m : 100), \quad (1.33)$$

де m – вміст сульфатної кислоти в нітруючій суміші, %.

Кількість відпрацьованої кислоти, що містить тільки воду й сульфатну кислоту, визначається сумою

$$G \cdot (100 - L) : 100 + (18x \cdot G_{\text{H}}) : M_1 \quad (1.34)$$

Отже баланс сульфатної кислоти в процесі нітрування (за умов, що її втрати дорівнюють нулю) може бути представлено наступним рівнянням:

$$[G \cdot (100 - L) : 100 + (18x \cdot G_{\text{H}}) : M_1] \rho = (G \cdot m) : 100, \quad (1.35)$$

яке після подальших перетворень має вигляд:

$$G \frac{m - (100 - L)\rho}{100} = G_{\text{H}} \frac{18x}{M_1} \rho, \quad (1.36)$$

де $\rho = \frac{98y}{18(x+z) + 98y}$ – концентрація сульфатної кислоти у відпрацьованій кислоті в сотих частках.

Якщо розділити ліву і праву частини рівняння (1.32) відповідно на ліву і праву частини рівняння (1.36), одержують:

$$\frac{L}{m - (100 - L)\rho} = \frac{63(1 + 0,01\varphi)}{18\rho} = \frac{3,5(1 + 0,01\varphi)}{\rho}. \quad (1.37)$$

Розв'язок рівняння (1.37) відносно m приводить до рівняння, яке широко використовується в практиці розрахунків:

$$m = \frac{[1 - 3,5(1 + 0,01\varphi)]\rho}{3,5(1 + 0,01\varphi)} L + 100\rho \quad (1.38)$$

або

$$m = K L + b, \quad (1.39)$$

$$\text{де } K = \frac{1 - 3,5(1 + 0,01\varphi)\rho}{3,5(1 + 0,01\varphi)}; \quad b = 100 \cdot \rho.$$

Формулу (1.39) називають *рівнянням складу нітруючої суміші*. Воно виражає лінійну залежність між концентраціями сульфатної й нітратної кислот у суміші, що застосовуються для нітрування, і дозволяє змінювати склад нітруючої суміші в залежності від наявності тих або інших кислот для приготування нітросуміші. Однак, вміст сульфатної та нітратної кислот у нітруючих сумішах повинен відповідати рівнянню складу.

Мінімальні витрати сульфатної кислоти досягаються при такому складі нітруючої суміші, при якому спостерігається максимальна концентрація сульфатної та нітратної кислот, тобто коли нітруюча суміш не містить води:

$$m + L = 100. \quad (1.40)$$

З рівнянь (1.39) і (1.40), знаходять максимальні концентрації сульфатної і нітратної кислот у нітруючій суміші:

$$m_{\max} = \frac{b + 100K}{1 + K}, \quad (1.41)$$

$$l_{\max} = \frac{100 - b}{1 + K}. \quad (1.42)$$

З врахуванням максимальних концентрацій сульфатної та нітратної кислот і використанням рівняння (1.30), знаходять мінімальну кількість нітруючої суміші (κ_2):

$$G_{\min} = \frac{100}{L_{\max}} G_H \frac{63x}{M_1} (1 + 0,01\varphi), \quad (1.43)$$

мінімальні витрати сульфатної кислоти (κ_2)

$$G_{\text{H}_2\text{SO}_4} = G_{\text{min}} \cdot (m_{\text{max}} : 100) \quad (1.44)$$

і мінімальну кількість відпрацьованої кислоти, що утворюється, (кг)

$$G_{\text{від}} = G_{\text{min}} \cdot [m_{\text{max}} : (100 \cdot \rho)]. \quad (1.45)$$

1.3.2 Матеріальний баланс змішування кислот і розрахунок нітруючих сумішей

Маса одержуваної нітруючої суміші дорівнює сумі мас усіх складових:

$$G = G_a + G_b + G_c, \quad (1.46)$$

де G_a , G_b і G_c – відповідно маси складових а, b і с, що витрачаються на приготування нітросуміші, кг.

Баланс сульфатної, нітратної кислот і води визначається рівняннями:

$$G \cdot L = G_a \cdot L_a + G_b \cdot L_b + G_c \cdot L_c; \quad (1.47)$$

$$G \cdot m = G_a \cdot m_a + G_b \cdot m_b + G_c \cdot m_c; \quad (1.48)$$

$$G \cdot n = G_a \cdot n_a + G_b \cdot n_b + G_c \cdot n_c, \quad (1.49)$$

де L , m , n – концентрація відповідно нітратної, сульфатної кислот і води в нітросуміші, %;

L_a , L_b , L_c – концентрація нітратної кислоти в складових а, b, с, %;

m_a , m_b , m_c – концентрація сульфатної кислоти в складових а, b, с, %;

n_a , n_b , n_c – концентрація води в складових а, b, с, %.

Спільне рішення рівнянь (1.47 – 1.49) дозволяє визначити витрати складових а, b, с (кг):

$$G_a = G \frac{(L_c - L)(m_c - m_b) - (L_c - L_b)(m_c - m)}{(L_a - L_b)(m_a - m_c) - (L_a - L_c)(m_a - m_b)}; \quad (1.50)$$

$$G_b = G \frac{(L_c - L)(m_a - m_c) - (L_a - L_c)(m_c - m)}{(L_a - L_b)(m_a - m_c) - (L_a - L_c)(m_a - m_b)}; \quad (1.51)$$

$$G_c = G \frac{(L_a - L)(m_b - m_a) - (L_b - L_a)(m_a - m)}{(L_a - L_b)(m_a - m_c) - (L_a - L_c)(m_a - m_b)}. \quad (1.52)$$

Отримані формули справедливі для всіх випадків приготування нітруючих сумішей з трьох складових. Якщо однією з складових є олеум, його концентрацію попередньо перераховують у відсотки моногідрату сульфатної кислоти (див. формулу 1.17).

Розрахунок нітруючих сумішей можливий лише в тому випадку, коли склад одержуваної нітруючої суміші заданий, тобто відомі величини L і m . Однак склад нітруючої суміші не завжди може бути заданий, оскільки він може змінюватися в певних межах (див. п. 1.3.1).

Значення L і m змінюються в широких межах відповідно до рівняння складу нітруючих сумішей і рівняння змішування складових, і їхні точні значення можуть бути визначені тільки при спільному рішенні цих рівнянь.

Попередньо відзначимо, що спільне рішення рівняння складу і рівняння змішування (див. рівняння 1.55) приводить до однозначного результату тільки при одержанні нітруючої суміші з двох складових. Якщо складових більше, спільне рішення рівнянь дає лише межі можливої зміни складу нітруючих сумішей при даних складових.

Рівняння змішування може бути виведено при складанні матеріального балансу попарного змішування складових. Наприклад, змішуються складові b і c , причому складова b має більшу концентрацію нітратної кислоти, чим складова c . Для цього випадку змішування справедливі наступні рівняння:

$$G_b \cdot L_b + G_c \cdot L_c = (G_b + G_c) \cdot L; \quad (1.53)$$

$$G_b \cdot m_b + G_c \cdot m_c = (G_b + G_c) \cdot m, \quad (1.54)$$

спільне рішення яких дає **рівняння змішування**:

$$m = \frac{m_b - m_c}{L_b - L_c} L + \frac{L_b m_c - L_c m_b}{L_b - L_c}. \quad (1.55)$$

Спільне рішення рівняння складу (1.39) і рівняння змішування (1.55) дає рівняння:

$$L = \frac{b(L_b - L_c) - (L_b m_c - L_c m_b)}{(m_b - m_c) - K(L_b - L_c)}, \quad (1.56)$$

яке дозволяє визначати концентрацію нітратної кислоти в нітруючій суміші і склад нітруючої суміші.

Якщо нітруючу суміш готують не з двох, а з трьох складових (додається ще складова а), концентрація нітратної кислоти в суміші може мінятися в межах від L_1 до L_2 , причому L_1 знаходиться за рівнянням (1.56), а L_2 – за рівнянням:

$$L_2 = \frac{b(L_b - L_a) - (L_b m_a - L_a m_b)}{(m_b - m_a) - k(L_b - L_a)} \quad (1.57)$$

Матеріальні співвідношення складових трикомпонентних кислот можна одержати і графічним методом (рис. 1.1), однак цей метод за точністю поступається аналітичному методу.

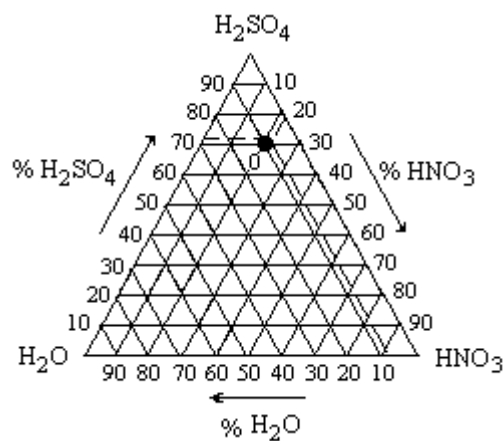


Рис. 1.1 Трикутник Джиббса для розрахунку нітруючих сумішей.

Для графічного відображення функціональної залежності між трьома перемінними використовують трикутну діаграму (трикутник Джиббса) (рис. 1.1). Діаграма представляє рівносторонній трикутник, сторони якого розділені на 10 або 100 рівних частин. Кожна сторона відповідає концентрації одного з компонентів кислотної суміші. Таким чином, будь-яка точка, що лежить всередині трикутника, відповідає визначеному складу трикомпонентної суміші. Наприклад, точці 0 на рис. 1.1 відповідає суміш, що містить 70% сульфатної кислоти, 20% нітратної кислоти і 10% води.

Найчастіше проводяться розрахунки за наступними варіантами:

1. Задані тільки кількість сульфатної кислоти у відпрацьованій кислоті, надлишок нітратної кислоти (у відсотках від теоретичного) і склад вихідних кислот. За рівняннями (1.54) і (1.57) знаходять межі концентрації нітратної кислоти в нітруючій суміші. При обраній в цих межах будь-якої

концентрації, обчислюють за рівнянням (1.39) концентрацію сульфатної кислоти в нітруючій суміші, потім за формулами (1.50 – 1.52) визначають витрати складових.

2. Задані ті ж величини, що й у першому варіанті, і, крім того, концентрація нітратної кислоти в нітруючій суміші. За рівнянням (1.39) обчислюють концентрацію сульфатної кислоти в нітруючій суміші і ведуть розрахунки аналогічно, як і у попередньому прикладі.

3. Задані ті ж величини, що й у першому варіанті, і, крім того, кількість нітруючої суміші. За рівнянням (1.30) знаходять витрати моногідрату нітратної кислоти, потім концентрацію нітратної кислоти в нітруючій суміші і проводять подальші розрахунки за попереднім варіантом.

1.4 Приклади матеріальних розрахунків

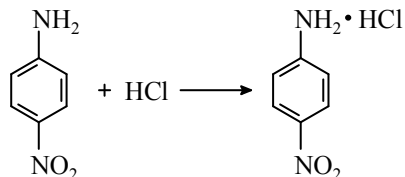
Приклад 1.4.1 Матеріальний розрахунок виробництва 2-хлор-4-нітроаніліну*

Вихідні дані.

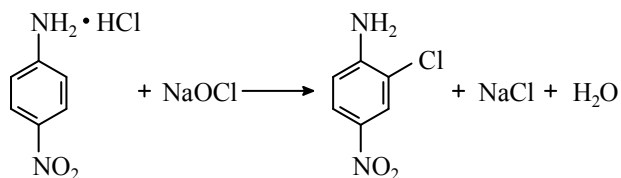
Матеріальний розрахунок ведеться на одну тунну 100% готового продукту.

Стадії виробництва і виходи за стадіями та хімізм процесу:

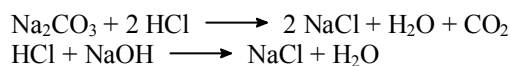
– одержання 4-нітроанілін хлоргідрату, 97,57%;

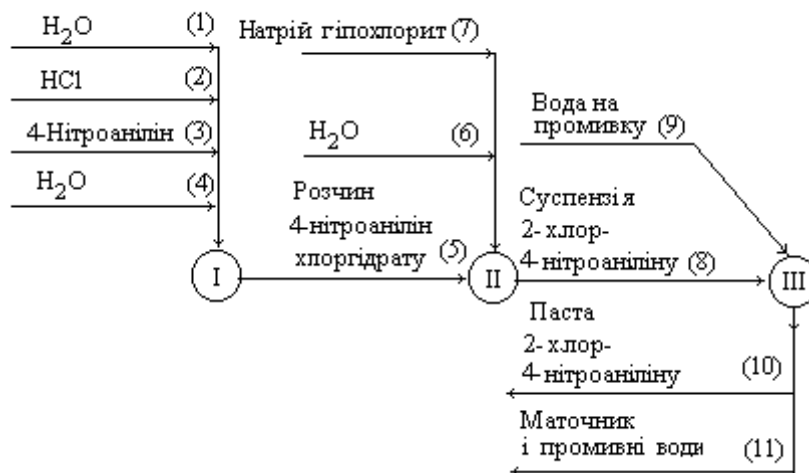


– хлорування 4-нітроанілін хлоргідрату, 99,00%;
основна реакція



побічні реакції

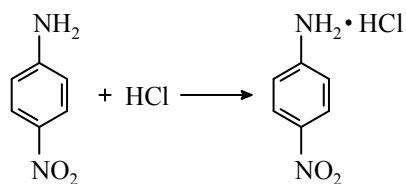




Стадія одержання 4-нітроанілін хлорідрату

Вихід по стадії – 97,57%

Хімічне рівняння стадії:



М.м.: 138,0; 36,5; 174,5

Регламентне завантаження на одну операцію наведено в таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 – Регламентне завантаження на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг		Кількість, кмоль	Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			100 %	техн.			
Вода	18,0			1254,0	69,70	1,00	1254,0
Хлоридна кислота в т. ч.				2289,4			

хлорогідроген	36,5	27,50	629,6		17,25		
вода	18,0	71,67	1640,8				
залізо	56,0	0,02	0,5				
неорганічні домішки		0,81	18,5				
4-Нітроанілін				442,0			
в т.ч.							
4-нітроанілін	138,0	78,00	344,8		4,49		
органічні домішки		0,30	1,3				
неорганічні домішки		0,20	0,9				
вода		21,50	95,0				
Вода на промивання	18,0			2844,0	158,0	1,00	2844,0

Для розрахунку балансу на тонну готового продукту завантаження реагентів, що наведені в табл. 1.1, перемножують на перерахунковий коефіцієнт 2,412.

Завантажено:

– Вода технічна	$1254,0 \cdot 2,412 = 3024,6$ кг;
– Хлоридна кислота технічна	$2289,4 \cdot 2,412 = 5522,0$ кг;
в тому числі:	
хлорогідроген	$5522,0 \cdot 0,275 = 1518,6$ кг;
вода	$5522,0 \cdot 0,7167 = 3957,6$ кг;
залізо	$5522,0 \cdot 0,0002 = 1,1$ кг;
неорганічні домішки	$5522,0 \cdot 0,0081 = 44,7$ кг.
– 4-Нітроанілін технічний	$442,0 \cdot 2,412 = 1066,1$ кг,

в тому числі:

4-нітроанілін	$1066,1 \cdot 0,78 = 831,6$ кг;
органічні домішки	$1066,1 \cdot 0,003 = 3,2$ кг;
неорганічні домішки	$1066,1 \cdot 0,002 = 2,1$ кг;
вода	$1066,1 \cdot 0,215 = 229,2$ кг.
– Вода на промивання	$2844,0 \cdot 2,412 = 6859,7$ кг.

Вступило до реакції:

– 4-Нітроанілін	$831,6 \cdot 0,9757 = 811,4$ кг
– Хлорогідроген	$\frac{811,4 \cdot 36,5}{138,0} = 214,6$ кг;

Утворилося за реакцією:

4-Нітроанілін хлорідрат	$\frac{811,4 \cdot 174,5}{138,0} = 1026,0$ кг;
-------------------------	--

Не вступило в реакцію:

- 4-Нітроанілін $831,6 \cdot (1 - 0,9757) = 20,2 \text{ кг.}$
- Хлорогідроген $1518,6 - 214,6 = 1304,0 \text{ кг.}$
- Органічні домішки в реакційній масі $20,2 + 3,2 = 23,4 \text{ кг.}$
- Неорганічні домішки в реакційній масі $44,7 + 1,1 + 2,1 = 47,9 \text{ кг.}$
- Кількість води в реакційній масі $3024,6 + 3957,6 + 229,2 + 6859,7 = 14071,1 \text{ кг.}$

Результати розрахунків зводять в таблицю 1.2.

Таблиця 1.2 – Матеріальний баланс стадії одержання 4-нітроанілін хлоргідрату

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			100%	техн.		
Завантажено:						
Вода	18,0			3024,6	1,00	3024,6

Продовження таблиці 1.2

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			100%	техн.		
Хлоридна кислота, в т.ч.				5522,0	1,15	4801,7
хлорогідроген	36,5	27,50	1518,6			
вода	18,0	71,67	3957,6			
залізо	56,0	0,02	1,1			
неорганічні домішки		0,81	44,7			
4-Нітроанілін, в т.ч.				1066,1		
4-нітроанілін	138,0	78,00	831,6			
органічні домішки		0,30	3,2			
неорганічні домішки		0,20	2,1			
вода	18,0	21,50	229,2			
Вода на промивання	18,0			6859,7	1,00	6859,7
РАЗОМ:			16472,4	16472,4		
Отримано:						
Розчин 4-нітроанілін хлоргідрату, в т.ч.				16472,4	1,09	15112,3
4-нітроанілін хлоргідрат	174,5	6,23	1026,0			
хлорогідроген	36,5	7,92	1304,0			
вода	18,0	85,42	14071,1			
органічні домішки		0,14	23,4			
неорганічні домішки		0,29	47,9			

РАЗОМ:		100,00	16472,4	16472,4	1,09	15112,3
---------------	--	---------------	----------------	----------------	-------------	----------------

Стадія хлорування 4-нітроанілін хлоргідрату

Вихід по стадії – 99,0% .

Регламентне завантаження на одну операцію за регламентом наведено в таблиці 1.3.

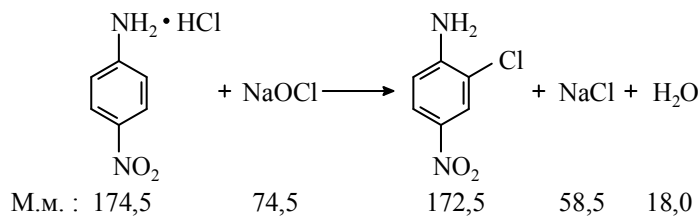
Таблиця 1.3 – Регламентне завантаження сировини на одну операцію

Найменування сировини	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг		КМоль	Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			100 %	техн.			
Розчин 4-нітроанілін хлоргідрату,				6829,4		1,09	6265,5

Продовження таблиці 1.3

Найменування сировини	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг		КМоль	Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			100 %	техн.			
в т.ч.							
4-нітроанілін хлоргідрат	174,5	6,23	425,4		2,440		
хлорогідроген	36,5	7,93	540,7		14,819		
вода	18,0	85,53	5833,7		324,094		
органічні домішки		0,02	9,7				
неорганічні домішки		0,29	19,9				
Натрій гіпохлорит				1665,7		1,19	1399,5
в т.ч.							
натрій гіпохлорит	74,5	11,71	195,1				
вода	18,0	74,86	1246,9				
натрій карбонат	106,0	0,70	11,6				
натрій хлорид	58,5	9,60	159,9				
натрій гідроксид	40,0	3,00	50,0				
домішки неорганічні		0,13	2,2				
Вода на промивання	18,0	100,00	400,0	400,0	22,222	1,00	400,0

Хлорування протікає за реакцією:



Завантажено:

– Розчин 4-нітроанілін хлоргідрату – $6829,4 \cdot 2,412 = 16472,2$ кг, склад якого наведено в таблиці 1.2

в тому числі:

4-нітроанілін хлоргідрат	$425,4 \cdot 2,412 = 1026,0$ кг;
хлоргідроген	$540,9 \cdot 2,412 = 1304,0$ кг;
вода	$5833,7 \cdot 2,412 = 14071,1$ кг;
органічні домішки	$9,7 \cdot 2,412 = 23,4$ кг;
неорганічні домішки	$19,9 \cdot 2,412 = 47,9$ кг

– Натрій гіпохлорит технічний $1665,7 \cdot 2,412 = 4017,7$ кг,

в тому числі:

натрій гіпохлорит	$4017,7 \cdot 0,1171 = 470,5$ кг;
вода	$4017,7 \cdot 0,7486 = 3007,6$ кг;
натрій карбонат	$4017,7 \cdot 0,007 = 28,2$ кг;
натрій хлорид	$4017,7 \cdot 0,096 = 385,7$ кг;
натрій гідроксид	$4017,7 \cdot 0,03 = 120,5$ кг;
неорганічні домішки	$4017,7 \cdot 0,0013 = 5,2$ кг;

– Вода технічна $400,0 \cdot 2,412 = 964,8$ кг.

В реакцію хлорування вступило:

– 4-Нітроанілін хлоргідрат	$1026,0 \cdot 0,99 = 1015,7$ кг;
– Натрій гіпохлорит	$\frac{1015,7 \cdot 74,5}{174,5} = 433,6$ кг.

Не вступило в реакцію:

– 4-Нітроанілін хлоргідрат	$1026,0 - 1015,7 = 10,3$ кг;
– Натрій гіпохлорит	$470,5 - 433,6 = 36,9$ кг;

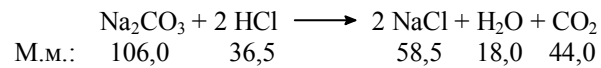
Утворилося за реакцією:

– 2-Хлор-4-нітроанілін	$\frac{1015,7 \cdot 172,5}{174,5} = 1004,1$ кг;
------------------------	---

– Натрій хлорид $\frac{1015,7 \cdot 58,5}{174,5} = 340,5 \text{ кг};$

– Вода $\frac{1015,7 \cdot 18,0}{174,5} = 104,8 \text{ кг}.$

В реакцію нейтралізації



Вступило:

– Натрій карбонат 28,2 кг;

– Хлорогідроген $\frac{28,2 \cdot 2 \cdot 36,5}{106} = 19,4 \text{ кг}.$

Не вступило в реакцію:

– Хлоргідроген $1304,0 - 19,4 = 1284,6 \text{ кг}.$

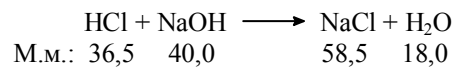
Утворилося за реакцією:

– Натрій хлорид $\frac{28,2 \cdot 2 \cdot 58,5}{106} = 31,1 \text{ кг};$

– Вода $\frac{28,2 \cdot 18}{106} = 4,8 \text{ кг};$

– Карбон(IV) оксид $\frac{28,2 \cdot 44}{106} = 11,7 \text{ кг}.$

В реакцію нейтралізації



Вступило:

– Натрій гідроксид 120,5 кг;

– Хлорогідроген $\frac{120,5 \cdot 36,5}{40} = 110,0 \text{ кг}.$

Не вступило в реакцію:

– Хлоргідроген $1284,6 - 110,0 = 1174,6 \text{ кг}.$

Утворилося за реакцією:

$$\begin{aligned} & \text{– Натрій хлорид} && \frac{120,5 \cdot 58,5}{40} = 176,2 \text{ кг}; \\ & \text{– Вода} && \frac{120,5 \cdot 18}{40} = 54,1 \text{ кг}. \end{aligned}$$

Таким чином, реакційна маса по завершенні реакції містить:

$$\begin{aligned} & \text{– 2-Хлор-4-нітроанілін} && 1004,1 \text{ кг}; \\ & \text{– 4-Нітроанілін хлоргідрат} && 10,3 \text{ кг}; \\ & \text{– Хлоргідроген} && 1174,6 \text{ кг}; \\ & \text{– Органічні домішки} && 23,4 \text{ кг}; \\ & \text{– Неорганічні домішки} && 47,9 + 36,9 + 5,2 + 11,7 = 101,7 \text{ кг}; \\ & \text{– Вода} && 14071,1 + 3007,6 + 964,8 + 104,8 + 54,1 + 4,8 = 18207,2 \text{ кг}; \\ & \text{– Натрій хлорид} && 385,7 + 176,2 + 340,5 + 31,2 = 933,6 \text{ кг}. \end{aligned}$$

Результати розрахунків приведені в таблиці 1.4.

Таблиця 1.4 – Матеріальний баланс стадії хлорування 4-нітроанілін хлоргідрату

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			100%	техн.		
Завантажено:						
Розчин 4-нітроанілін хлоргідрату, в т.ч.				16472,4	1,09	15112,3
4-нітроанілін хлоргідрат	174,5	6,23	1026,0			
хлоргідроген	36,5	7,93	1304,0			
вода	18,0	85,53	14071,1			
органічні домішки		0,14	23,4			
неорганічні домішки		0,29	47,9			
Натрій гіпохлорит, в т.ч.				4017,7	1,17	3433,9
натрій гіпохлорит	58,5	11,71	470,5			
вода	18,0	74,86	3007,6			
натрій карбонат	106,0	0,70	28,2			
натрій хлорид	58,5	9,60	385,7			
натрій гідроксид	40,0	3,00	120,5			
неорганічні домішки		0,13	5,2			
Вода технічна	18,0		964,8	964,8	1,00	964,8
РАЗОМ:			21454,9	21454,9		19511,0
Отримано:						

Суспензія 2-хлор-4-нітроаніліну, в т.ч.				21454,9	1,10	19504,5
2-хлор-4-нітроанілін	172,5	4,70	1004,1			
4-нітроанілін	174,5	0,05	10,3			
хлоргідрат						
хлорогідроген	36,5	5,48	1174,6			
натрій хлорид	58,5	4,34	933,6			
органічні домішки		0,10	23,4			
неорганічні домішки		0,47	101,7			
вода	18,0	84,88	18207,2			
РАЗОМ:		100,00	21454,9	21454,9	1,10	19504,5

Стадія фільтрації й промивання 2-хлор-4-нітроаніліну

Вихід по стадії – 99,59%.

За регламентними даними на одну операцію промивки пасти витрачається 928,0 кг води.

В розрахунку на 1 т 100% готового продукту завантажено:

– Суспензія 2-хлор-4-нітроаніліну (склад і кількість наведено у таблиці 1.4).

– Вода $928,0 \cdot 2,412 = 2238,3$ кг.

Отримано:

– 2-Хлор-4-нітроаніліну $1004,1 \cdot 0,9959 = 1000,0$ кг.

За регламентними даними паста містить 55,00% 2-хлор-4-нітроаніліну, 0,03% 4-нітроанілін хлоргідрату, 0,27% натрій хлориду, 0,15% неорганічних домішок і 44,55% води, тобто кількість пасти складає:

$$1000,0 : 0,55 = 1818,2 \text{ кг,}$$

в тому числі:

2-хлор-4-нітроанілін 1000,0 кг;

4-нітроанілін хлоргідрат $1818,2 \cdot 0,0003 = 0,5$ кг;

натрій хлорид $1818,2 \cdot 0,0027 = 5,0$ кг;

неорганічні домішки $1818,2 \cdot 0,0015 = 2,7$ кг;

вода $1818,2 \cdot 0,4455 = 810,0$ кг;

– Маточник і промивні води утворюються в кількості:

$$(21454,9 + 2238,3) - 1818,2 = 21875,0 \text{ кг,}$$

в тому числі:

2-хлор-4-нітроанілін $1004,1 - 1000,0 = 4,1$ кг;

4-нітроанілін хлоргідрат $10,3 - 0,5 = 9,8$ кг;

хлорогідроген	1174,6 кг;
натрій хлорид	933,6 – 5,0 = 928,6 кг;
органічні домішки	23,4 кг;
неорганічні домішки	101,7 – 2,7 = 99,0 кг;
вода	(18207,2 + 2238,3) – 810,0 = 19635,5 кг.

Результати розрахунків приведено в таблиці 1.5.

Таблиця 1.5 – Матеріальний баланс стадії фільтрації і промивки 2-хлор-4-нітроаніліну

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			100%	техн.		
Завантажено:						
Суспензія 2-хлор-4-нітроаніліну, в т.ч				21454,9	1,10	19511,0
2-хлор-4-нітроанілін	172,5	4,70	1004,1			
4-нітроанілін						
хлоргідрат	174,5	0,05	10,3			
хлорогідроген	36,5	5,48	1174,6			

Продовження таблиці 1.5

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			100%	техн.		
натрій хлорид	58,5	4,34	933,6			
органічні домішки		0,11	23,4			
неорганічні домішки		0,47	101,7			
вода	18,0	84,88	18207,2			
Вода на промивання	18,0		2238,3	2238,3	1,00	2238,3
РАЗОМ:		100,00	23693,2	23693,2		21742,8
Отримано:						
Паста, в т.ч.				1818,2	1,46	1245,3
2-хлор-4-нітроанілін	172,5	55,00	1000,0			
4-нітроанілін хлоргідрат	174,5	0,03	0,5			
натрій хлорид	58,5	0,27	5,0			
неорганічні домішки		0,15	2,7			
вода	18,0	44,55	810,0			
Магочник і промивні води, в т.ч.				21875,0	1,067	20501,4
2-хлор-4-нітроанілін	172,5	0,02	4,1			
4-нітроанілін хлоргідрат	174,5	0,05	9,8			
хлорогідроген	36,5	5,37	1174,6			
натрій хлорид	58,5	4,24	928,6			

органічні домішки		0,12	23,4			
неорганічні домішки		0,46	99,0			
вода	18,0	89,76	19635,5			
РАЗОМ:			23693,2	23693,2		

Витратні норми за видами сировини на 1 тонну 100% 2-хлор-4-нітроаніліну зведено у таблицю 1.6.

Таблиця 1.6 – Витратні норми за видами сировини на тонну 100% 2-хлор-4-нітроаніліну

Сировина	Мас. частка, %	Маса, кг	
		100%	тех.
4-Нітроанілін	78,00	831,6	1066,1
Вода		13487,4	13487,4
Хлоридна кислота	27,50	1518,6	5522,0
Натрій гіпохлорит	11,71	470,5	4017,7

В таблиці 1.7 наведено склад матеріальних потоків (див. схему матеріальних потоків).

Таблиця 1.7 – Таблиця складу матеріальних потоків

Склад матеріальних потоків	Номер потоку											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	
4-Нітроанілін			831,6									
Вода	3024,6	3957,6	229,2	6859,7	14071,1	964,8	3007,6	18207,2	2238,3	810,0	19635,5	
Хлорогідроген		1518,6			1304,6			1174,6			1174,6	
Залізо		1,1										
Неорганічні домішки		44,7	2,1		47,9		5,2	101,7		2,7	99,0	
Органічні домішки			3,2		2,3			23,4			23,4	
4-Нітроанілін хлоргідрат					1026,0			10,3		0,5	9,8	
Натрій гіпохлорит							470,5					
Натрій карбонат							28,2					
Натрій хлорид							385,7	933,6		5,0	928,6	
Натрій гідроксид							120,5					
2-хлор-4-нітроанілін								1004,1		1000,0	4,1	
Разом	3024,6	5522,0	1066,1	6859,7	16472,2	964,8	4017,7	21454,9	2238,3	1818,2	21875,0	

Приклад 1.4.2 Визначити витрати 60% олеуму і 96% сульфатної кислоти на утворення 1000,0 кг 20% олеуму (див. п. : 1.2.1.3).

Розв'язок.

Витрата 60% олеуму визначається рівнянням:

$$G_1 = G \frac{m - 4,44(m_2 - 100)}{m_1 - 4,44(m_2 - 100)},$$

де G – кількість утвореного олеуму, 1000,0 кг;

$m = 20\%$ – концентрація утвореного олеуму, % надлишкового SO_3 ;

$m_1 = 60\%$ – концентрація вихідного олеуму, % надлишкового SO_3 ;

$m_2 = 96\%$ – концентрація сульфатної кислоти, % H_2SO_4 .

$$G_1 = 1000,0 \frac{20 - 4,44(96 - 100)}{60 - 4,44(96 - 100)} = 485,6 \text{ кг}$$

Витрата 96% сульфатної кислоти:

$$G_2 = G \frac{m - m_1}{4,44(m_2 - 100) - m_1} = 1000 \frac{20 - 60}{4,44(96 - 100) - 60} = 514,4 \text{ кг}$$

Приклад 1.4.3 Визначити витрати 25% олеуму і 84% сульфатної кислоти для одержання 2000,0 кг 100% сульфатної кислоти (див. п. : 1.2.1.4).

Розв'язок.

Витрата 25% олеуму (рівняння 1.18):

$$G_1 = G \frac{m - m_2}{100 + 0,225m_1 - m_2} = 2000,0 \frac{100 - 84}{100 + 0,225 \cdot 25 - 84} = 1480,0 \text{ кг}$$

де G – кількість утвореного моногідрату, 2000,0 кг;

$m = 100\%$ – концентрація утвореної кислоти;

$m_1 = 25\%$ – концентрація вихідного олеуму, % надлишкового SO_3 ;

$m_2 = 84\%$ – концентрація вихідної кислоти, % H_2SO_4 .

Витрати сульфатної кислоти:

$$G_2 = G \frac{m - 100 - 0,225m_1}{m_2 - 100 - 0,225m_1} = 2000,0 \frac{100 - 100 - 0,225 \cdot 25}{84 - 100 - 0,225 \cdot 25} = 520,0 \text{ кг}$$

Приклад 1.4.4 Визначити витрати 96% сульфатної кислоти і 50% сульфатної кислоти на одержання 1200,0 кг 72% сульфатної кислоти (див. п. : 1.2.1.1).

Розв'язок.

Витрата 96% сульфатної кислоти (рівняння 1.7):

$$G_1 = G \frac{m - m_2}{m_1 - m_2} = 1200,0 \frac{72 - 50}{96 - 50} = 573,9 \text{ кг},$$

де G – кількість утвореної кислоти, 1200,0 кг;

m = 72% – концентрація утвореної кислоти;

m_1 = 96% – концентрація H_2SO_4 у більш концентрованій кислоті;

m_2 = 50% – концентрація H_2SO_4 у менш концентрованій кислоті.

Витрата 50% кислоти

$$G_2 = G \frac{m - m_1}{m_2 - m_1} = 1200,0 \frac{72 - 96}{50 - 96} = 626,1 \text{ кг}.$$

Приклад 1.4.5 Визначити витрати 26% олеуму для моносольфування 1000,0 кг бензену, π -сульфування дорівнює 0,664. Молярна маса бензену 78 (див. п. : 1.2.1.6).

Розв'язок.

Вміст сульфур(VI) оксиду в 26% олеумі:

$$S = 0,26 + 0,74 \frac{80}{98} = 0,864.$$

Витрата олеуму на сульфування (рівняння 1.26):

$$G_a = G_c \frac{80x(1 - \pi)}{M(S - \pi)} = 1000,0 \frac{80 \cdot 1(1 - 0,664)}{78(0,864 - 0,664)} = 1723,1 \text{ кг}.$$

Приклад 1.4.6 В скільки разів збільшаться витрати сульфуючого агента, якщо в умовах попереднього прикладу замість 26% олеуму використувати 20% олеум (див. п. : 1.2.1.6).

Розв'язок.

Вміст сульфур(VI) оксиду в 20% олеумі:

$$S = 0,20 + 0,80 \frac{80}{98} = 0,853.$$

Відповідно до рівняння (1.26) витрати сульфуючого агента складають:

$$G_a = 1000,0 \frac{80 \cdot 1(1 - 0,664)}{78(0,853 - 0,664)} = 1823,4 \text{ кг},$$

а його збільшення:

$$1823,4 : 1723,1 = 1,06.$$

Відповідь: у 1,06 рази.

Приклад 1.4.7 Визначити витрати 20% олеуму і 63% нітратної кислоти на нітрування 1000,0 кг бензену до нітробензену, концентрація ρ відпрацьованої сульфатної кислоти – 0,69, нітратну кислоту беруть з надлишком 1% від теоретичного ($\varphi = 1$).

Розв'язок.

Концентрація нітратної кислоти в нітруючій суміші (рівняння 1.56)

$$L = \frac{b(L_b - L_c) - (L_b m_c - L_c m_b)}{(m_b - m_c) - K(L_b - L_c)} = \frac{69(63 - 0) - (63 \cdot 104,5 - 0 \cdot 0)}{(0 - 104,5) + 0,49(63 - 0)} = 30,4\%,$$

де $b = 100 \cdot \rho = 100 \cdot 0,69 = 69$;

L_b – концентрація HNO_3 у вихідній нітратній кислоті, $L_b = 63\%$;

L_c – концентрація HNO_3 у вихідному олеумі, $L_c = 0\%$;

m_b – концентрація H_2SO_4 у вихідній нітратній кислоті, $m_b = 0\%$;

m_c – концентрація H_2SO_4 у вихідному олеумі

$m_c = 100 + 0,025 \cdot m_1 = 100 + 0,025 \cdot 20 = 104,5\%$,

де m_1 – концентрація олеуму.

$$K = \frac{[1 - 3,5(1 + 0,01\varphi)]\rho}{3,5(1 + 0,01\varphi)} = \frac{[1 - 3,5(1 + 0,01)] \cdot 0,69}{3,5(1 + 0,01)} = -0,49.$$

Концентрація сульфатної кислоти в нітруючій суміші (рівняння 1.55):

$$m = \frac{m_b - m_c}{L_b - L_c} \cdot 1 + \frac{L_b \cdot m_c - L_c \cdot m_b}{L_b - L_c} = \frac{0 - 104,5}{63 - 0} \cdot 30,4 + \frac{63 \cdot 104,5 - 0 \cdot 0}{63 - 0} = 54,1\%.$$

Вміст води в нітруючій суміші:

$$n = 100 - m - L = 100 - 30,4 - 54,1 = 15,5\%$$

Кількість нітруючої суміші, що витрачається на нітрування:

$$G = \frac{100}{L} \cdot G_H \frac{63x}{M_1} (1 + 0,01 \cdot \varphi) = \frac{100}{30,4} \cdot 1000,0 \frac{63 \cdot 1}{78} (1 + 0,01) = 2683,5 \text{ кг},$$

де G_H – кількість бензену, що нітрується, $G_H = 1000,0 \text{ кг}$;

M_1 – молярна маса бензену;

x – кількість нітрогруп, що вступають, $x = 1$.

Витрата нітратної кислоти на нітрування:

$$G_b = G \frac{L}{L_b} = 2683,5 \frac{30,4}{63,0} = 1294,5 \text{ кг}.$$

Витрата олеуму

$$G_c = G \frac{m}{m_c} = 2683,5 \frac{54,1}{104,5} = 1389,0 \text{ кг}.$$

Приклад 1.4.8 Визначити склад нітруючої суміші в умовах попереднього прикладу, якщо вихідними компонентами будуть 96% сульфатна кислота і меланж (85% HNO_3 , 10% H_2SO_4 і 5% H_2O) (див. п.: 1.3).

Розв'язок.

Концентрація нітратної кислоти в нітруючій суміші

$$L = \frac{b \cdot (L_b - L_c) - (L_b \cdot m_c - L_c \cdot m_b)}{(m_b - m_c) - K \cdot (L_b - L_c)} = \frac{69 \cdot (0 - 85) - (0 \cdot 10 - 85 \cdot 96)}{(96 - 10) + 0,49 \cdot (0 - 85)} = 51,7 \%,$$

де L_b – концентрація HNO_3 у сульфатній кислоті, $L_b = 0$;

L_c – концентрація нітратної кислоти в меланжі, $L_c = 85\%$;

m_b – концентрація H_2SO_4 у сульфатній кислоті, $m_b = 96\%$;

m_c – концентрація сульфатної кислоти в меланжі, $m_c = 10\%$;

$b = 100 \cdot \rho = 100 \cdot 0,69 = 69$;

K – розраховане за умовами попереднього прикладу, дорівнює $(-0,49)$.

Концентрація сульфатної кислоти в нітруючій суміші (рівняння 1.55)

$$m = \frac{m_b - m_c}{L_b - L_c} \cdot L + \frac{L_b \cdot m_c - L_c \cdot m_b}{L_b - L_c} = \frac{96 - 10}{0 - 85} \cdot 51,5 + \frac{0 \cdot 10 - 85 \cdot 96}{0 - 85} = 43,8\%$$

Вміст води в нитруючій суміші:

$$n = 100 - 51,7 - 43,8 = 4,5\%$$

Приклад 1.4.9 Визначити витрати меланжу (85% HNO_3 ; 10% H_2SO_4 і 5% H_2O), 98% сульфатної кислоти і відпрацьованої кислоти (70,8% H_2SO_4 і 29,2% води) на одержання 1300,0 кг нитруючої суміші складу: 26% HNO_3 , 55% H_2SO_4 і 19% H_2O (див. п. : 1.3.2).

Розв'язок.

Відповідно до умов:

$G = 1300 \text{ кг};$	$L = 26\%,$	$m = 55\%,$	$n = 19\%;$
	$L_a = 85\%,$	$m_a = 10\%,$	$n_a = 5\%;$
	$L_b = 0\%,$	$m_b = 98\%,$	$n_b = 2\%;$
	$L_c = 0\%,$	$m_c = 70,8\%,$	$n_c = 29,2\%.$

Витрата меланжу (рівняння 1.50):

$$G_a = G \frac{(L_c - L)(m_c - m_b) - (L_c - L_b)(m_c - m)}{(L_a - L_b)(m_a - m_c) - (L_a - L_c)(m_a - m_b)} =$$

$$= 1300,0 \frac{(0 - 26)(70,8 - 98) - (0 - 0)(70,8 - 55)}{(85,0 - 0)(10 - 70,8) - (85 - 0)(10 - 98)} = 397,0 \text{ кг}$$

Витрата сульфатної кислоти (рівняння 1.51):

$$G_b = G \frac{(L_c - L)(m_a - m_c) - (L_a - L_c)(m_c - m)}{(L_a - L_b)(m_a - m_c) - (L_a - L_c)(m_a - m_b)} =$$

$$= 1300,0 \frac{(0 - 26)(10 - 70,8) - (85 - 0)(70,8 - 55)}{(85,0 - 0)(10 - 70,8) - (85 - 0)(10 - 98)} = 134,0 \text{ кг}$$

Витрата відпрацьованої кислоти (рівняння 1.52):

$$G_c = G \frac{(L_a - L)(m_b - m_a) - (L_b - L_a)(m_a - m)}{(L_a - L_b)(m_a - m_c) - (L_a - L_c)(m_a - m_b)} =$$

$$= 1300,0 \frac{(85 - 26)(98 - 10) - (0 - 85)(10 - 55)}{(85,0 - 0)(10 - 70,8) - (85 - 0)(10 - 98)} = 769,0 \text{ кг}$$

Приклад 1.4.10 Визначити витрати 82% нітратної кислоти, 92% сульфатної кислоти і 20% олеуму для одержання 2000,0 кг суміші, що містить 63% H_2SO_4 , 28% HNO_3 і 9% H_2O , з 1200 кг відпрацьованої кислоти складу: 68% H_2SO_4 , 22% HNO_3 і 10% H_2O (див. п. : 1.3.2).

Розв'язок.

У приготвленій суміші повинно міститися моногідрату HNO_3 :

$$2000,0 : 0,28 = 560,0 \text{ кг.}$$

З відпрацьованою кислотою вводиться моногідрат HNO_3 :

$$1200,0 : 0,22 = 264,0 \text{ кг.}$$

Отже, з 82% нітратною кислотою необхідно ввести $560,0 - 264,0 = 296,0$ кг моногідрату. Звідси 82% кислоти необхідно:

$$296,0 : 0,82 = 361,0 \text{ кг.}$$

Інші $2000,0 - (1200,0 + 361,0) = 439,0$ кг повинні компенсуватися сульфатною кислотою й олеумом. Вміст вільного SO_3 в олеумі, що використовується, визначається за нижче наведеними міркуваннями.

Відпрацьована кислота містить $1200,0 : 0,1 = 120,0$ кг води. Крім того, вводиться її з нітратною кислотою $361,0 : 0,18 = 65,0$ кг. Отже, після додавання в 1200 кг відпрацьованої кислоти 361,0 кг 82% нітратної кислоти, одержують 1561,0 кг нової суміші, що містить $120,0 + 65,0 = 185,0$ кг води.

У суміші, що приготавлиється, повинно міститися води:

$$2000,0 \cdot 0,09 = 180,0 \text{ кг.}$$

Таким чином, у суміш вводимо надлишок води в кількості $185,0 - 180,0 = 5,0$ кг. Виходить, що 439,0 кг вихідної сировини (див. вище), що бракує для готування 2000,0 кг суміші, варто компенсувати олеумом, вільний SO_3 якого повинен зв'язати цей надлишок води. Необхідна вільна концентрація SO_3 в олеумі визначається таким чином: на 5,0 кг надлишкової води потрібно SO_3 для утворення H_2SO_4 :

$$\frac{80,1 \cdot 5,0}{18,0} = 22,2 \text{ кг.}$$

Ця кількість SO_3 вводиться з 439,0 кг олеуму. Звідси в останньому повинно міститися вільного SO_3 :

$$\frac{22,25 \cdot 100}{439,0} = 5,07\%$$

За умовами задачі вихідними є 92% сульфатна кислота і 20% олеум.
Витрата 20% олеуму визначається за рівнянням (див. рівняння 1.15):

$$G_1 = G \frac{m - 4,44(m_2 - 100)}{m_1 - 4,44(m_2 - 100)} = 439 \frac{5,07 - 4,44(92 - 100)}{20 - 4,44(92 - 100)} = 321,0 \text{ кг.}$$

Витрата 92% сульфатної кислоти, визначають за рівнянням (1.16):

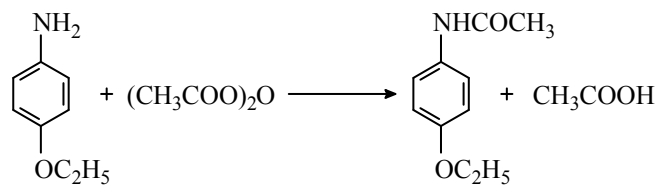
$$G_2 = G \frac{m - m_1}{4,44(m_2 - 100) - m_1} = 439 \frac{5,07 - 20}{4,44(92 - 100) - 20} = 118,0 \text{ кг.}$$

Таким чином, для готування 2000,0 кг нітруючої суміші, зазначеного вище складу, необхідно взяти (кг): відпрацьованої кислоти – 1200,0; 82% нітратної кислоти – 361,0; 20% олеуму – 321,0 і 92% сульфатної кислоти – 118,0.

1.5 Задачі для самостійного рішення

1.5.1 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1т 100% 4-ацетамінофенетолу.

Основні стадії, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:
– ацилювання 4-амінофенетолу, 97,83;



– фільтрація і промивання 4-ацетамінофенетолу, 92,00.

Регламентне завантаження сировини на одну операцію за стадіями зведено у таблицю 1.8.

Таблиця 1.8 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
1 Стадія ацилювання				
4-Амінофенетол, в т.ч.				
4-амінофенетол	137,0	99,50	350,0	351,8
вода	18,0	0,50	1,8	
Ацетатний ангідрид, в т.ч.				378,4
ацетатний ангідрид	102,0	98,50	372,7	
органічні домішки		1,50	5,70	
Вода	18,0			1500,0
2 Фільтрація і промивка				
Суспензія 4-ацетамінофенетолу			одна операція із стадії ацилювання	
Вода	18,0			1100,0

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія ацилювання.

На стадії ацилювання утворюється суспензія 4-ацетамінофенетолу, склад якої визначається хімічною реакцією та іншими завантаженими інгредієнтами.

Стадія фільтрації і промивки.

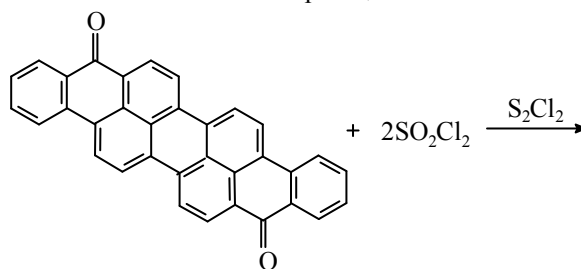
Одержана на стадії ацилювання суспензія передається на стадію фільтрації і промивки, де утворюється паста складу: 4-ацетамінофенетол – 70,0%; вода – 30,0%, а також маточник і промивні води, які збираються в одну ємність.

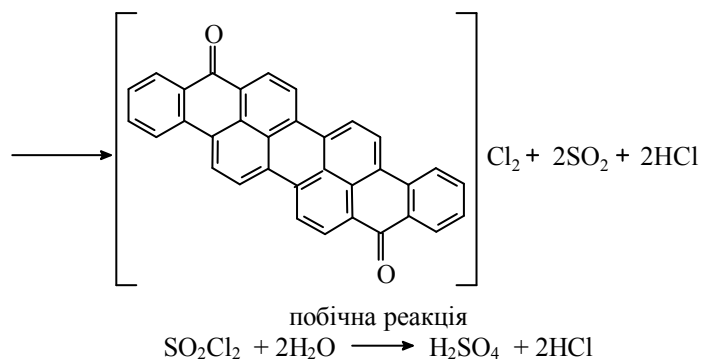
1.5.2 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т 100% барвника Кубового яскраво-фіолетового К.

Основні стадії, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:

- азеотропна сушка ізовіолантрону в хлорбензені, 100,00;
- хлорування ізовіолантрону, 100,00:

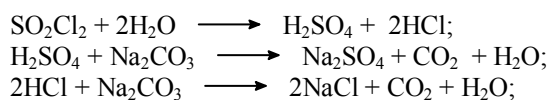
основна реакція





– фільтрація хлорбензенової суспензії і промивка основи барвника, 94,66;

– нейтралізація і відгін хлорбензену з пасти основи барвника, 100,00:



– фільтрація і промивка Кубового яскраво-фіолетового К, 98,00.

Завантаження сировини за регламентом на одну операцію за стадіями наведено в таблиці 1.9.

Таблиця 1.9 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Стадія азеотропної сушки ізовіолантрон у хлорбензені				
Хлорбензол, в т.ч.				3313,7
хлорбензен	112,5	99,70	3303,7	
вода	18,0	0,03	1,0	
органічні домішки		0,27	9,0	9,0
Ізовіолантрон, в т.ч.				1531,5
ізовіолантрон	456,0	17,20	263,4	
органічні домішки		1,20	18,4	
неорганічні домішки		1,60	24,5	
вода		80,00	1225,2	
Стадія хлорування ізовіолантрон				
Хлорбензенова суспензія ізовіолантрон			Одна операція із стадії азеотропної сушки	
Сірка однохлориста, в т.ч.	135,0	95,76	11,3	11,8

Продовження таблиці 1.9

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
неорганічні домішки		4,24	0,5	
Сульфурил хлорид, в т.ч.	135,0	97,00	221,6	228,5
неорганічні домішки		3,00	6,9	
Хлорбензен для промивки апарата (склад див. вище)	112,5	99,70	320,1	321,1
Стадія фільтрація хлорбензенової суспензії і промивки основи барвника				
Хлорбензенова суспензія основи барвника			Одна операція із стадії хлорування	
Хлорбензен для промивки осаду	112,5	99,70	1680,3	1685,4
Стадія нейтралізації і відгону хлорбензену				
Хлорбензенова паста основи барвника			Одна операція із стадії фільтрації	
Вода	18,0			2900,0
Натрій карбонат, в т.ч.				11,6
натрій карбонат	106,0	97,41	11,3	
неорганічні домішки		0,86	0,1	
вода		1,73	0,2	
Диспергатор НФ, в т.ч.				3,2
диспергатор НФ		90,60	2,9	
органічні домішки		9,40	0,3	
Вода на промивку апарата	18,0			500,0
Стадія фільтрації і промивки Кубового яскраво-фіолетового К				
Суспензія барвника			Одна операція із стадії нейтралізації	
Вода після промивки апарата	18,0			500,0
Вода на промивку пасти	18,0			4300,0

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія азеотропної сушки ізовіолантрон у хлорбензені.

В апарат для азеотропної сушки ізовіолантрон завантажують хлорбензен, ізовіолантрон, піднімають температуру до 363,4 К, азеотроп – пари води і хлорбензену – конденсують в теплообміннику і розподіляють в сепараторі.

Після сушки утворюється суспензія ізовіолантрон у хлорбензені складу, %: ізовіолантрон – 8,80 (263,4 кг); хлорбензен – 89,40; органічні домішки – 0,86; неорганічні домішки – 0,81; вода – 0,13. 22,5 кг хлорбензе-

ну з розрахунку на одну операцію звітряється в атмосферу; маса і склад хлорбензенової води визначаються розрахунковим шляхом.

Стадія хлорування ізовіолантрону.

Після хлорування утворюється суспензія барвника складу, %: Кубовий яскраво-фіолетовий К – 8,85; хлорбензен – 87,19; сульфурил хлорид – 1,47; сірка однохлориста – 0,33; хлорогідроген – 0,12; органічні домішки – 0,79; неорганічні домішки – 0,93; сульфатна кислота – 0,32. Гази, що відходять, мають склад: хлорогідроген, сульфур(VI) оксид і хлорбензен (1,1 кг з розрахунку на одну операцію); частина хлорбензену виділяється в атмосферу.

Стадія фільтрації хлорбензенової суспензії і промивки основи барвника.

Після фільтрації й промивки утворюється хлорбензенова паста барвника складу, %: Кубовий яскраво-фіолетовий К – 23,50; хлорбензен – 73,30; сульфурил хлорид – 0,50; органічні домішки – 0,16; неорганічні домішки – 2,50; сульфатна кислота – 0,04. Гази, що відходять, мають склад: 13,0 кг хлорбензену і 5,2 кг хлорогідрогену з розрахунку на одну операцію. Маса і склад маточника визначаються з розрахунків.

Стадія нейтралізації і відгону хлорбензену.

Після нейтралізації і відгону хлорбензену утворюється суспензія барвника складу, %: барвник – 8,90; натрій хлорид – 0,14; органічні домішки – 0,03; неорганічні домішки – 0,96; натрій карбонат – 0,04; натрій сульфат – 0,24; вода – 89,59. Гази, що відходять, мають склад: 19,5 кг хлорбензену; 0,8 кг хлорогідрогену і 4,1 кг карбон(IV) оксиду з розрахунку на одну операцію. Промивна вода утворюється в кількості 500 кг в розрахунку на одну операцію. Маса і склад відгону хлорбензену визначаються з розрахунків.

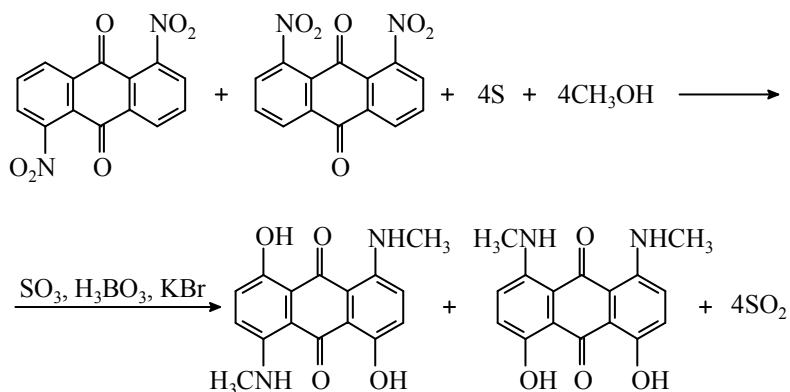
Стадія фільтрації і промивки Кубового яскраво-фіолетового К.

В результаті фільтрації і промивки барвника утворюється паста барвника складу, %: Кубовий яскраво-фіолетовий К – 25,5; вода – 74,00; неорганічні домішки – 0,50. Маточник масою 2068,2 кг з розрахунку на одну операцію має склад, %: барвник – 0,27; натрій хлорид – 0,21; органічні домішки – 0,03; неорганічні домішки – 1,25; диспергатор НФ – 0,12. Маса і склад промивної води визначаються з розрахунків.

1.5.3 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т 100% барвника Дисперсного синього 209-79.

Основні стадії, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:

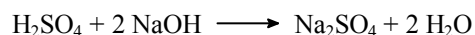
– отримання барвника, 63,00;



– виділення барвника, 100,00;

– фільтрація технічного барвника, 97,50;

– лужна обробка барвника, 98,50;



– фільтрація і промивка готового барвника, 99,30.

Завантаження сировини за регламентом на одну операцію за стадіями наведено в таблиці 1.10.

Таблиця 1.10 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Стадія отримання барвника				
Олеум, в т.ч.		104,28		1282,0
сульфатна кислота	98,0	81,00	1038,40	
сульфур(VI) оксид	80,0	19,00	243,60	
Суміш 1,5- і 1,8- динітроантрахінонів, в т.ч.				236,0
1,5-1,8-динітроантрахінон	298,0	75,00	177,00	
поліоксиантрахінони	298,0	24,00	56,60	
вода	18,0	1,00	2,40	
Сірка, в т.ч.				34,5
сірка	32,0	99,90	34,45	
неорганічні домішки		0,10	0,05	
Калій бромід, в т.ч.				11,96

Продовження таблиці 1.10

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
калій бромід	119,0	99,08	11,85	42,30
неорганічні домішки		0,92	0,11	
Борна кислота 1 ч., в т.ч.				43,07
борна кислота	62,0	99,60	42,13	
неорганічні домішки		0,10	0,04	
вода	18,0	0,30	0,13	
Борна кислота 2 ч. (склад див. вище)	62,0	99,60	42,90	183,6
Метанол, в т.ч.				
метанол	32,0	99,94	183,50	
вода	18,0	0,06	0,10	500,0
Вода	18,0			
Стадія виділення барвника				
Реакційна маса із стадії отримання барвника			Одна операція	
Вода	18,0			4131,0
Стадія фільтрації і промивки барвника				
Реакційна маса із стадії виділення			Одна операція	
Вода на промивку	18,0			2334,0
Стадія лужної обробки				
Паста барвника			Одна операція	
Вода	18,0			2196,0
Водний розчин натрій гідроксиду, в т.ч.				23,0
натрій гідроксид	40,0	20,00	4,6	786,0
вода	18,0	80,00	18,4	
Вода на промивку	18,0			
Стадія фільтрації і промивки барвника				
Суспензія барвника			Одна операція із стадії лужної обробки	
Вода для промивки	18,0			786,0

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія отримання барвника.

На стадії утворюються гази, що відходять, складу: 47,9 кг сульфур(IV) оксиду і 40,2 кг сульфур(VI) оксиду з розрахунку на одну операцію. З розрахунку на операцію утворюється 500,0 кг промивної води. Кількість і склад реакційної маси, що містить барвник, визначається з врахуванням хімічних реакцій.

Стадія виділення барвника.

В результаті виділення барвника утворюється суспензія, що включає барвник та інші компоненти.

Стадія фільтрації технічного барвника.

Після фільтрації утворюється паста барвника складу, %: барвник – 13,59; полігідроксіантрахінони – 4,40; органічні домішки – 0,40; сульфатна кислота – 1,60; вода – 80,01. Маса і склад фільтрату з промивною водою визначаються з розрахунків.

Стадія лужної обробки барвника.

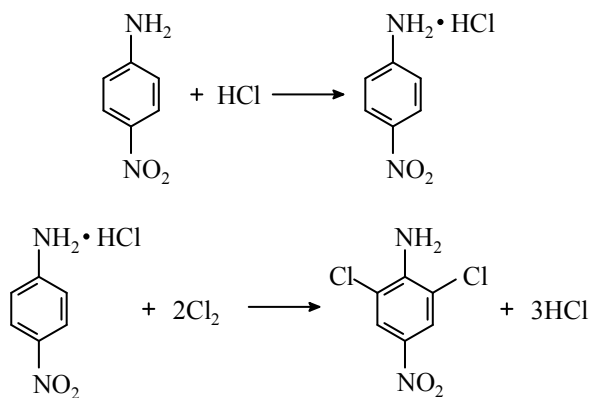
Після лужної обробки барвника утворюється реакційна маса складу, %: барвник – 1,20; полігідроксиантрахінони – 0,40; неорганічні домішки – 0,30 і вода – 98,10. Маса і склад промивної води визначаються з розрахунків.

Стадія фільтрації і промивки готового барвника.

Після фільтрації і промивки утворюється паста барвника складу, %: барвник – 19,10; неорганічні домішки – 0,90 і вода – 80,00. Склад і маса фільтрату і промивної води визначаються з розрахунків.

1.5.4 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т 100% 2,6-дихлор-4-нітроаніліна.

Основні стадії, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:
– отримання 4-нітроанілін хлоргідрату і хлорування, 99,80;



– фільтрація і промивка 2,6-дихлор-4-нітроаніліну, 97,28;

– сушка 2,6-дихлор-4-нітроаніліну, 99,50.

Завантаження сировини за регламентом на одну операцію за стадіями наведено у таблиці 1.11.

Таблиця 1.11 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Отримання хлоргідрату і хлорування				
Хлоридна кислота, в т.ч.				4109,0
хлорогідроген	36,5	27,50	1130,0	
вода	18,0	72,50	2979,0	
4-Нітроанілін, в т.ч.				353,8
4-нітроанілін	138,0	78,00	276,0	
вода	18,0	21,60	76,4	
4-хлорнітробензен	157,5	0,20	0,7	
органічні домішки		0,20	0,7	
Хлор, в т.ч.				361,4
хлор	71,0	99,61	360,0	
неорганічні домішки		0,39	1,4	
Вода на розбавлення	18,0		1500,0	
Фільтрація і промивка 2,6-дихлор-4-нітроаніліну				
Реакційна маса з попередньої стадії			Одна операція	
Вода на промивку	18,0			1259,0
Сушка 2,6-дихлор-4-нітроаніліну				
Паста 2,6-дихлор-4-нітроаніліну зі стадії фільтрації			Одна операція	

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія отримання 4-нітроанілін хлоргідрату і хлорування.

В результаті хлорування утворюється суспензія складу, %: 2,6-дихлор-4-нітроанілін – 6,84; 4-нітроанілін – 0,01; хлоридна кислота – 17,56; вода – 75,45; 4-хлорнітробензен – 0,01; органічні домішки – 0,02; хлор – 0,11. Склад і кількість газів, що відходять, визначаються з розрахунків.

Стадія фільтрації і промивки 2,6-дихлор-4-нітроаніліну.

Після промивки і фільтрації утворюється паста складу, %: 2,6-дихлор-4-нітроанілін – 49,84; вода – 49,90; органічні домішки – 0,15; неорганічні домішки – 0,11. Газу, що відходять в кількості 461 кг з розрахунку на одну операцію, мають склад, %: хлор – 53,80; хлорогідроген – 46,20. Маса і склад маточнику і промивних вод визначаються з розрахунків.

Сушка 2,6-дихлор-4-нітроаніліну.

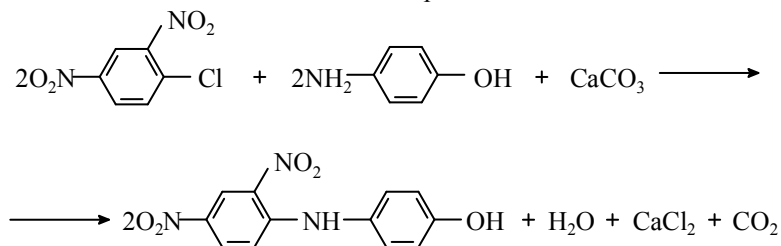
Після сушки пасти утворюється готовий продукт складу, %: 2,6-дихлор-4-нітроанілін – 84,55; вода – 15,0; органічні домішки – 0,25; неорганічні домішки – 0,20. Маса і склад випареної води визначаються з розрахунків.

1.5.5 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т 100% барвника Дисперсного міцного 2К.

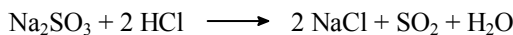
Основні стадії, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:

– отримання 2,4-динітро-4-гідроксифеніламіну, 96,90;

основна реакція



побічна реакція



– фільтрація і промивка 2,4-динітро-4-гідроксифеніламіну, 98,00.

Завантаження сировини за регламентом на одну операцію за стадіями наведено в таблиці 1.12

Таблиця 1.12 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Стадія отримання 2,4-динітро-4-гідроксифеніламіну				
Вода	18,0			780,0
Натрій бісульфіт, в т.ч.				43,2
натрій бісульфіт	104,1	36,57	15,8	
вода	18,0	63,43	27,4	
4-Амінофенол, в т.ч.				154,6
4-амінофенол	109,1	97,02	150,0	
органічні домішки		2,98	4,6	
Вода	18,0			1800,0

Продовження таблиці 1.12

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
2,4-Динітрохлорбензен, в т.ч.				283,7
2,4-динітрохлорбензен	202,5	97,99	278,0	
органічні домішки	2,01	2,01	5,7	
Крейда, в т.ч.				68,4
кальцій карбонат	100,0	97,95	67,0	
неорганічні домішки		2,05	1,4	
Хлоридна кислота в т.ч.				30,9
хлорогідроген	36,5	27,51	8,5	
вода	18,0	72,49	22,4	
Стадія фільтрації і промивки 2,4-динітро-4-гідроксифеніламіну				
Реакційна маса з попередньої стадії			Одна операція	
Вода на промивку	18,00			2400,0

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія отримання 2,4-динітро-4-гідроксифеніламіну.

В процесі синтезу утворюються гази, що відходять, кількість яких з розрахунку на одну операцію складає, кг: сульфур(IV) оксиду – 9,86; карбен(IV) оксиду – 29,36 і хлорогідроген – 0,20. Кількість і склад суспензії після завершення операції визначаються розрахунковим шляхом.

Стадія фільтрації і промивки 2,4-динітро-4-гідроксифеніламіну.

В результаті фільтрації і промивки барвника утворюється паста барвника складу, %: 2,4-динітро-4-гідроксифеніламін – 50,00; вода – 50,00. Маса і склад маточника і промивної води, які збираються в одній ємності, визначаються розрахунковим шляхом.

1.5.6 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т водоемульсійної фарби білого кольору.

Основні стадії виробництва і виходи за стадіями, %:

- приготування полуфабрикату, 99,00;
- приготування пігментної пасты, 99,00;
- перетирання пігментної пасты, 100,00;
- приготування фарби, 99,00.

Рецептура фарби, %

- 1) TiO_2 (100,0%) – 18,50; 2) крейда (100,0%) – 11,50; 3) тальк (100,0%) – 5,00; 4) ультрамарин (100,0%) – 0,05; 5) натрій пентахлорфенолят (98,0%) – 0,35; 6) карбоксиметилцелюлоза (96,0%) – 0,60; 7) натрій гексаметафос-

фат (98,0%) – 0,35; 8) натрій нітрит (98,0%) – 0,20; 9) сульфано́л НП-3 (95,0%) – 0,10; 10) смола ММФ-50 (93,0%) – 2,50; 11) реагент ВВ-2 (97,0%) – 2,50; 12) емульсія ПВА-50 (100,0%) – 37,60; 13) вода – 20,75.

На першу стадію завантажують компоненти 5-7, 9-11 і 13; на другу стадію – компоненти 1-4 і напівфабрикат з першої стадії; на третій стадії проводять перетирання пігментної пасти без додавання нових інгредієнтів; на четвертій стадії змішують пігментну пасту після перетирання з емульсією ПВА-50 з добавкою натрій нітриту. На одну операцію завантажуються 693,8 кг емульсії.

1.5.7 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т технічного діоктилфталату.

Основні стадії виробництва і виходи за стадіями, %:

- естерифікація, 97,70;
- нейтралізація і промивка, 98,59;
- відгін надлишкового спирту, 99,80;
- обробка діоктилфталату сорбентами, 99,95;
- фільтрація готового продукту, 99,99;
- стандартизація і фасовка готової продукції, 99,99.

Рецептура завантаження на одну стадію за регламентом.

Стадія естерифікації, кг: розчин фталевого ангідриду в 2-етилгексанолі – 12177,1 (фталевий ангідрид – 33,5%; 2-етилгексанол – 66,1%; домішки – 0,4%); розчин бензолсульфоокислоти в 2-етилгексанолі – 232,20 (бензолсульфоокислота – 17,4%; 2-етилгексанол – 80,6%; домішки – 2,0%). В процесі естерифікації відганяється вода в суміші з 2-етилгексанолом (1:3). Втрати на стадії пов'язані з утворенням моноєфіру.

Стадія нейтралізації і промивки, кг: реакційна маса стадії естерифікації; 4% розчин натрій гідроксиду – 1341,0; вода – 7430,0. Після завершення процесу отримують: 1) пластифікатор-сирець складу, %: діоктилфталат – 89,60; 2-етилгексанол – 9,70; домішки – 0,70; 2) водносолевой розчин, маса і склад якого визначаються розрахунками (в т.ч. натрієві солі моноєстеру і бензолсульфоокислоти).

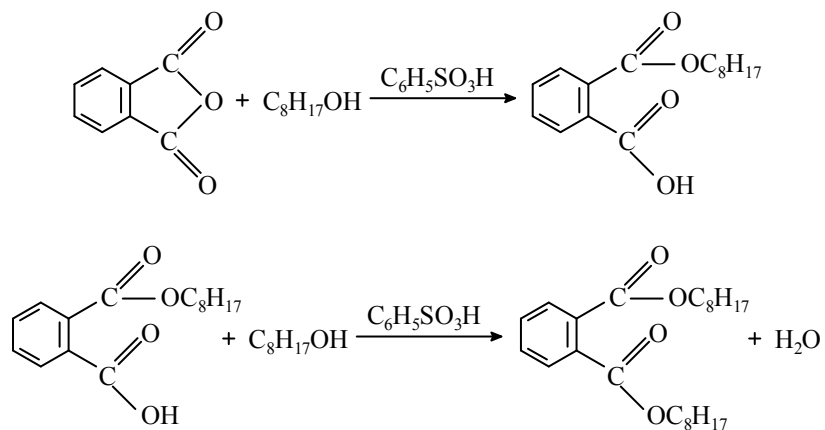
Стадія відгону надлишкового спирту: реакційна маса попередньої стадії, кг; гостра пара – 2373,0 кг. Після відгону спирту утворюється: 1) пластифікатор-сирець складу, %: діоктилфталат – 99,02; домішки – 0,98; 2) водно-спиртова суміш, маса і склад якої визначаються з розрахунків.

Стадія обробки діоктилфталату сорбентом, кг: реакційна маса з попередньої стадії відгону розчинника; вугілля активоване (вугілля – 90,00%; вода – 10,00%) – 52,7; глина (глина – 68,00%, вода – 32,00%) – 52,7.

Стадія фільтрації готового продукту. Після фільтрації утворюється пластифікатор складу, %: 1) пластифікатор – 99,00; домішки – 1,00; 2) шлам; 3) втрати пластифікатору.

Стадія стандартизації і фасовки готового продукту. На стадії спостерігаються фізичні втрати готового продукту в кількості 0,01%.

Отримання діоктилфталату перебігає за схемою:



Склад готового продукту: діоктилфталат – 99,0%; домішки – 1,0%.

1.5.8 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т технічного дибутилфталату.

Основні стадії виробництва і виходи за стадіями, %:

- стадія естерифікації, 99,50;
- стадія нейтралізації, 99,60;
- стадія вакуум-відгону і фільтрації, 99,50.

Рецептура завантаження на одну операцію за регламентом.

Стадія естерифікації, кг: ангідрид фталевий (99,80%) – 541,32; спирт бутиловий (99,40%) – 598,34; бензолсульфокислота (92,00%) – 8,22; вугілля

активоване – 3,02. Отримана в результаті реакцій вода відгоняється. У відгоні міститься, %: вода – 54,65; спирт бутиловий – 40,88; домішки – 4,47. Втрати на стадії, обумовлені утворенням моноестеру.

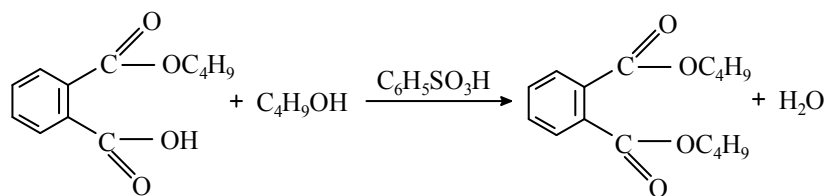
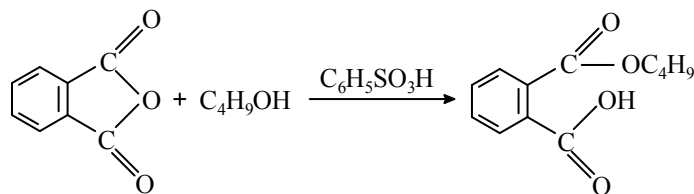
Стадія нейтралізації.

Для нейтралізації бензолсульфо кислоти і моноестеру завантажують розрахункову кількість 10,00% водного розчину натрій гідроксиду, що містить 3,30% бутилового спирту. Після завершення нейтралізації реакційну масу відстоюють, при цьому утворюються два шари: шар дибутилфталату, що містить дибутилфталат – 99,50% і бутиловий спирт – 0,50%, та водно-сольовий шар, що містить решту інгредієнтів (в т.ч. натрієві солі моноестеру і бензолсульфо кислоти). Шар, який містить дибутилфталат, подається на наступну стадію.

Стадія вакуум-відгону і фільтрації.

Готовий продукт містить 0,10% бутилового спирту.

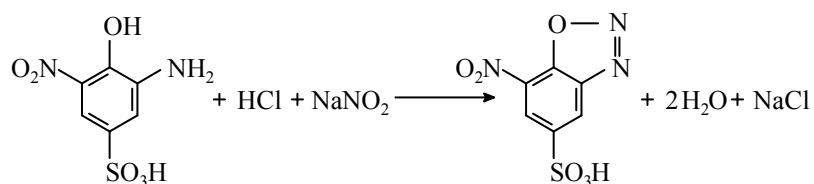
Синтез дибутилфталату перебігає за реакціями:



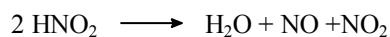
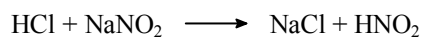
1.5.9 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т 100% барвника Ріазолану чорного 2С.

Основні стадії виробництва, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:
– діазотування 6-нітро-2-амінофенол-4-сульфо кислоти, 98,00%;

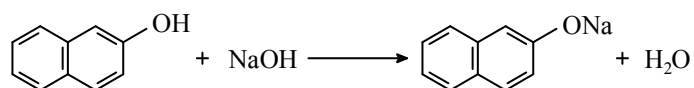
основна реакція



побічні реакції

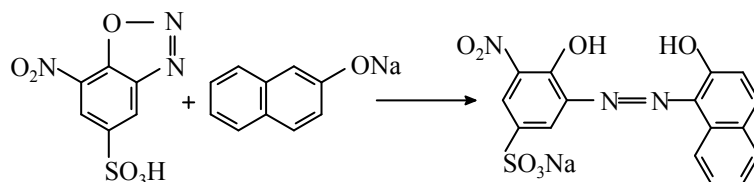


– розчинення 2-нафтолу, 100,00;

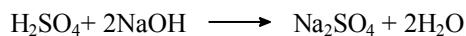


– азосполучення і виділення азобарвника, 97,00;

основна реакція



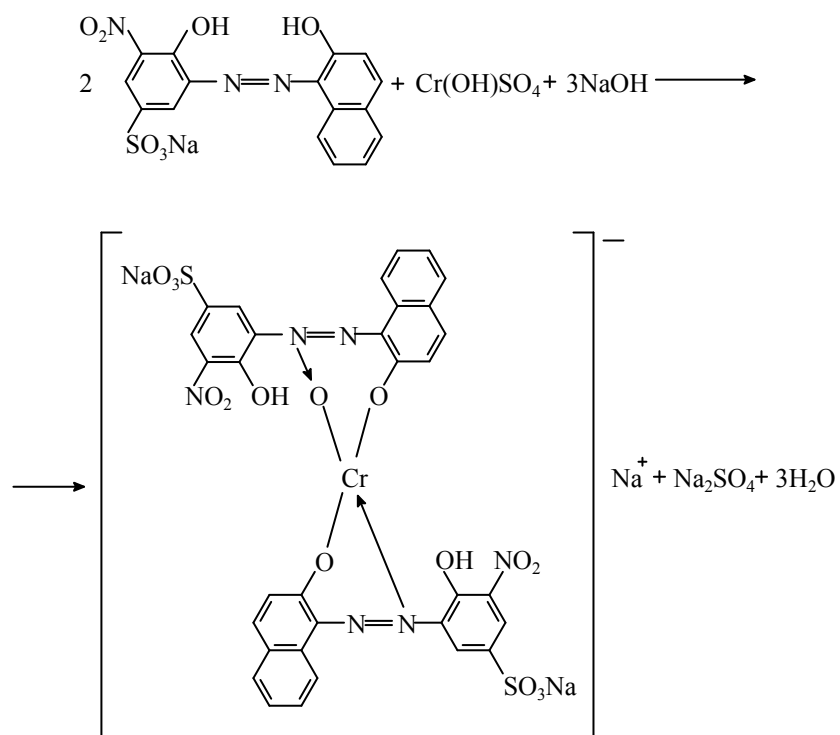
побічна реакція



– фільтрація суспензії барвника, 94,00;

– суспендування пасти азобарвника, хромування азобарвника, 97,03;

основна реакція



Завантаження сировини за регламентом на одну операцію за стадіями наведено в таблиці 1.13.

Таблиця 1.13 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Стадія діазотування				
Вода	18,0			1500,0
Хлоридна кислота, в т.ч.				71,6
хлорогідроген	36,5	27,51	19,7	
вода	18,0	72,49	51,9	
6-Нітро-2-амінофенол- 4-сульфо-кислота, в т.ч.				425,8

Продовження таблиці 1.13

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
6-нітро-2-амінофенол-4-сульфокислота	234,0	55,00	234,2	
вода	18,0	22,00	93,7	
сульфатна кислота	98,0	20,00	85,2	
органічні домішки		3,00	12,7	
Натрій нітрит, в т.ч.				278,0
натрій нітрит	69,0	25,00	69,5	
вода	18,0	75,00	208,5	
Вода для промивки	18,0			200,0
Стадія розчинення 2-нафтолу				
Вода	18,0			1500,0
2-Нафтол, в т.ч.				154,3
2-нафтол	144,0	99,02	152,8	
органічні домішки		0,98	1,5	
Натрій гідроксид, в т.ч.				176,7
натрій гідроксид	40,0	30,00	53,0	
вода	18,0	70,00	123,7	
Вода для промивки	18,0			200,0
Стадія азосполучення і виділення барвника				
Розчин натрій нафтоляту			Одна операція із стадії розчинення 2-нафтолу	
Натрій оцтовокислий, в т.ч.				115,5
натрій оцтовокислий	82,0	96,97	112,0	
вода	18,0	3,03	3,5	
Діазорозчин			Одна операція із стадії діазотування	
Натрій гідроксид, в т.ч.				266,7
натрій гідроксид	40,0	30,00	80,0	
вода	18,0	70,00	186,7	
Вода для розбавлення	18,0			600,0
Стадія фільтрації суспензії азобарвника				
Суспензія азобарвника			Одна операція з попередньої стадії	
Стадія суспендування пасти азобарвника у воді, хромування азобарвника				
Вода	18,0			1500,0
Паста азобарвника			Одна операція з попередньої стадії	
Розчин хром(III) гідроксид-сульфату, в т.ч.				344,4
хром(III) гідроксидсульфат	165,0	24,79	85,4	

Продовження таблиці 1.13

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
вода	18,0	61,96	213,4	
органічні домішки		0,12	0,4	
натрій сульфат	119,0	13,07	45,0	
неорганічні домішки		0,06	0,2	
Натрій гідроксид, в т.ч.				120,3
натрій гідроксид	40,0	30,0	36,1	
вода	18,0	70,0	84,2	
Піногасник (бутанол)				40,0

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія діазотування 6-нітро-2-амінофенол-4-сульфокислоти.

Крім основної речовини в процесі синтезу утворюються гази, кількість яких з розрахунку на одну операцію складає, кг: нітроген оксиди – 0,09; хлорогідроген – 0,09. Маса і склад діазорозчину визначають розрахунковим шляхом за реакціями, що перебігають на стадії діазотування.

Стадія розчинення 2-нафтолу.

Масу і склад розчину натрієвої солі 2-нафтолу визначають розрахунковим шляхом з урахуванням реакції.

Стадія азосполучення і виділення азобарвника.

Масу і склад суспензії азобарвника визначають розрахунковим шляхом з урахуванням реакції азосполучення.

Стадія фільтрації суспензії барвника.

В результаті фільтрації суспензії барвника утворюється паста барвника і фільтрат.

Паста барвника має склад, %: азобарвник – 31,1; вода – 65,97; натрій хлорид – 0,43; натрій оцтовокислий – 1,64; органічні домішки – 0,64; неорганічні домішки – 0,22. Маса і склад фільтрату визначаються розрахунковим шляхом.

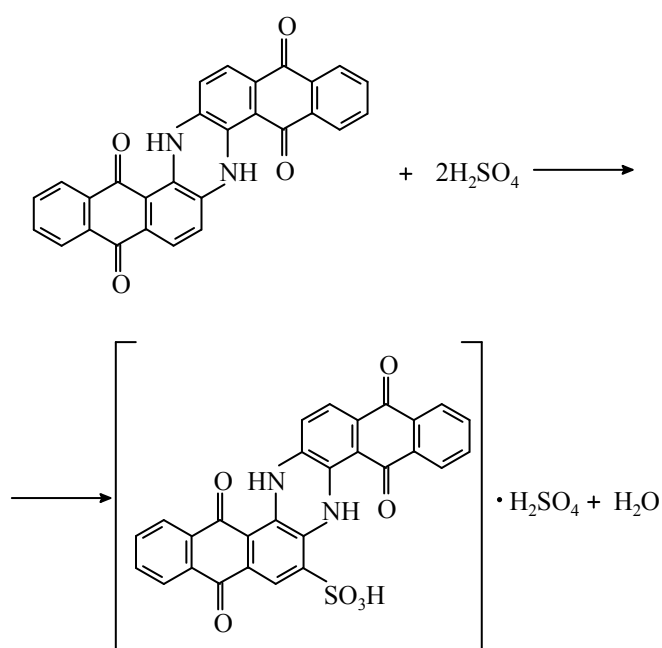
Стадія суспендування пасти азобарвника у воді, хромування барвника.

Після суспендування і хромування азобарвника утворюється водний розчин барвника Ріозалону чорного 2С, маса і склад якого визначаються з розрахунків з урахуванням реакції хромування.

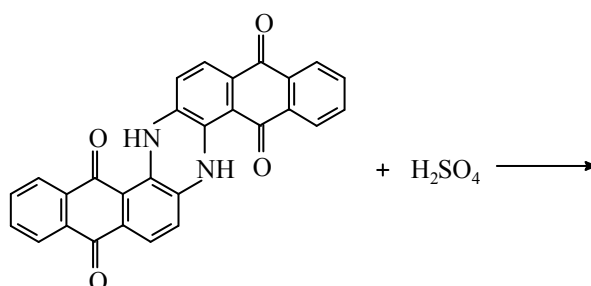
1.5.10 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т 100% сульфоіндантрон сульфату.

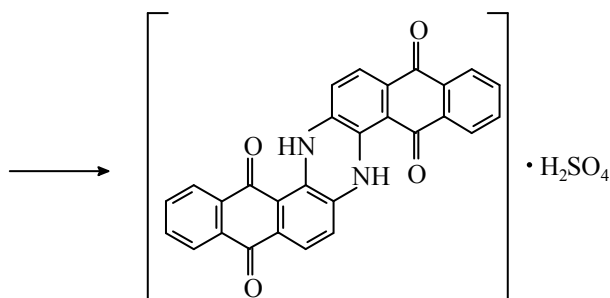
Основні стадії виробництва, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:
– сульфування Кубового синього О і виділення сульфоіндантрон сульфату, 92,88;

основна реакція



побічна реакція





- фільтрація суспензії сульфоіндантрон сульфату, 94,80;
- виділення сульфоіндантрон сульфату на воду, 100,00.

Завантаження сировини за регламентом на одну операцію за стадіями наведено у таблиці 1.14.

Таблиця 1.14 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Стадія сульфонування і виділення сульфоіндантрон сульфату				
Моногідрат, в т.ч.				2100,0
сульфатна кислота	98,0	98,00	2058,0	
вода	18,0	2,00	42,0	
Кубовий синій О, в т.ч.				174,6
Кубовий синій О	442,0	94,50	165,0	
вода	18,0	1,78	3,1	
неорганічні домішки		3,72	6,5	
Борна кислота, в т.ч.				25,2
борна кислота	61,8	98,60	24,9	
неорганічні домішки		1,40	0,3	
Стадія фільтрації сульфоіндантрон сульфату				
Суспензія сульфоіндантрон сульфату			Одна операція з попередньої стадії	
Стадія виділення сульфоіндантрон сульфату на воду				
Паста сульфоіндантрон сульфату			Одна операція з попередньої стадії	
Вода	18,0			
Стадія фільтрації і промивки сульфоіндантрон сульфату				
Суспензія барвника			Одна операція з попередньої стадії	
Водний розчин амоній сульфату, в т.ч.				9000,0
амоній сульфат	132,0	2,00	180,0	
вода		98,00	8820,0	

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія сульфування і виділення сульфоіндантрон сульфату.

В процесі сульфування 20% індантрон перетворюється на індантрон сульфат і 80% – на сульфоіндантрон сульфат. Суміш цих речовин є складовими барвника Кубового синього О. Реакційна маса після закінчення процесу є суспензією.

Стадія фільтрації суспензії сульфоіндантрон сульфату.

В результаті фільтрації суспензії сульфоіндантрон сульфату утворюється паста сульфоіндантрон сульфату і фільтрат.

Склад пасти, %: сульфоіндантрон сульфату – 23,00; індантрон сульфат – 5,7%; сульфатна кислота – 52,10; борна кислота – 0,87; неорганічні домішки – 3,50; вода – 14,83. Маса і склад фільтрату визначаються розрахунковим шляхом.

Стадія виділення сульфоіндантрон сульфату на воду.

В результаті виділення сульфоіндантрон сульфату на воду утворюється суспензія барвника у воді, маса і склад якої визначається з врахуванням виходу за стадією.

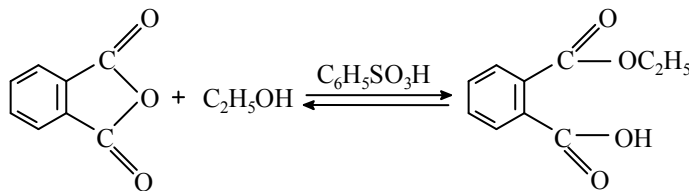
Стадія фільтрації і промивки сульфоіндантрон сульфату.

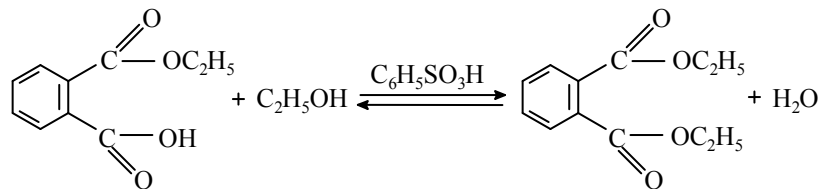
В результаті фільтрації і промивки утворюється паста барвника і фільтрат. Склад пасти барвника %: барвник – 27,02; вода – 72,00; неорганічні домішки – 0,98.

1.5.11 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1т технічного діетилфталату.

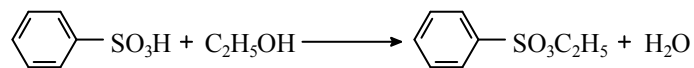
Основні стадії виробництва, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:
– естерифікація, 93,75;

основна реакція

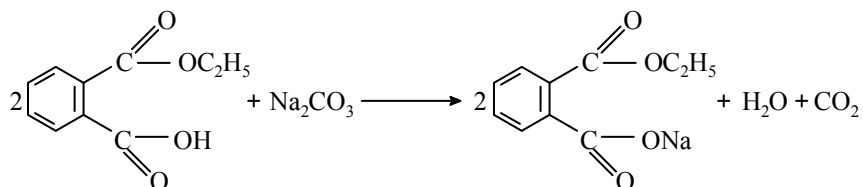
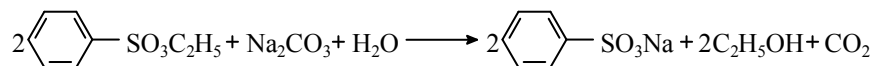
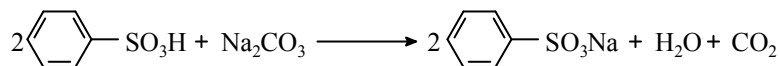




побічна реакція



– відгін надлишкового спирту, нейтралізація, промивка і освітлення, 90,40;



– фільтрація готового продукту, 98,00;
– розлив готового продукту, 99,99.

Завантаження сировини за регламентом на одну операцію за стадіями наведено в таблиці 1.15.

Таблиця 1.15 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Стадія етерифікації				
Етиловий спирт, в т.ч.				4411,4
етиловий спирт	46,0	94,12	4152,0	
вода	18,0	5,88	259,4	
Фталевий ангідрид, в т.ч.				5408,0
фталевий ангідрид	148,0	99,90	5403,0	
органічні домішки		0,10	5,0	
Бензолсульфокислота, в т.ч.				48,8
бензолсульфокислота	158,0	92,00	44,9	
неорганічні домішки	18,0	5,13	2,5	
вода		2,87	1,4	
Вугілля активоване		техн.		28,3
Спирт укріплений, в т.ч.				11251,7
етанол	46,0	83,80	9428,9	
вода	18,0	16,20	1822,8	
Стадія відгону надлишкового спирту, нейтралізація, промивка і освітлення				
Естер-сирець			Одна операція з попередньої стадії	
Розчин кальцинованої соди, в т.ч.				2355,0
калій карбонат	106,0	10,00	235,5	
вода	18,0	89,75	2113,6	
неорганічні домішки		0,25	5,9	
Вода		18,00		5400,0
Вугілля		техн.		5,3
Хлорне вапно		техн.		33,6
Фільтрація готового продукту				
Естер-сирець			Одна операція з попередньої стадії	
Розлив готового продукту				
Пластифікатор			Одна операція з попередньої стадії	

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія естерифікації.

В результаті реакції утворюється естер-сирець; частина етанолу втрачається в атмосферу за рахунок випаровування.

Склад естеру-сирцю, %: діетилфталат – 40,40; моноетилфталат – 2,40; етиловий естер бензолсульфокислоти – 0,30; вугілля – 0,10; етанол – 45,50; органічні домішки – 0,04; неорганічні домішки – 0,01; вода – 11,25. З розра-

хунку на одну операцію утворюється 403,86 кг дистилята складу, %: етанол – 17,00; вода – 83,00. Втрати етанолу в атмосферу з розрахунку на одну операцію складають 201,9 кг. Укріплений спирт постійно циркулює в системі. Тому при розрахунках його можна не враховувати.

Стадія відгону надлишкового спирту, нейтралізації, промивки й освітлення.

На цій стадії утворюються естер-сирець, відгін етилового спирту, промивна вода, є також втрати етанолу в атмосферу. Склад естеру-сирцю, %: діетилфталат – 98,10; органічні домішки – 0,97; неорганічні домішки – 0,93. Етиловий спирт відганяється з розрахунку на одну операцію 10420,6 кг; він має склад, %: етиловий спирт – 78,40; вода – 21,50; діетилфталат – 0,10. Втрати етанолу в атмосферу в розрахунку на одну операцію складають 67,3 кг. Маса і склад промивних вод визначаються розрахунками.

Фільтрація готового продукту.

В результаті фільтрації отримують діетилфталат (пластифікатор) і шлам. Склад пластифікатору, %: пластифікатор – 99,00; органічні домішки – 1,00.

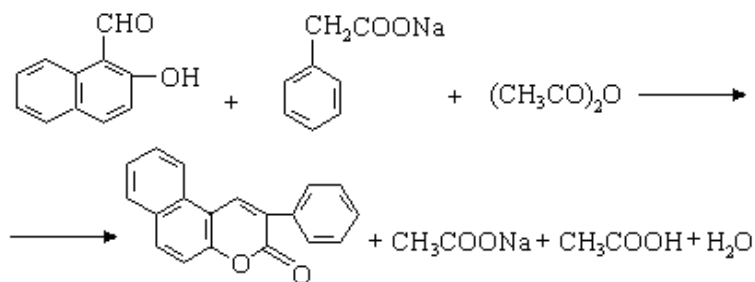
Фасовка готового продукту.

При фасовці втрачається 0,01% готового продукту.

1.5.12 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т 100% оптично вибілюючого препарату 11-62.

Основні стадії виробництва, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:

– конденсація 2-гідрокси-1-нафталальдегіду з Na-сіллю фенолацетатної кислоти, 76,50;



– перекристалізація ОВП 11-62, 100,00;

– очисна фільтрація, 92,00;

- кристалізація, 100,00;
- фільтрація і промивка, 92,13.

Завантаження сировини за регламентом на одну операцію за стадіями наведено в таблиці 1.16.

Таблиця 1.16 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Стадія конденсації				
Ацетатний ангідрид, в т.ч. ацетатний ангідрид органічні домішки	102,0	98,50 1,50	557,5 8,5	566,0
2-Гідрокси-1-нафтальдегід, в т.ч. 2-гідрокси-1-нафтальдегід органічні домішки	172,0	90,00 9,79	294,0 32,0	326,7
вода	18,0	0,21	0,7	
Натрій фенилацетат, в т.ч. натрій фенилацетат неорганічні домішки	158,1	94,41 5,10	270,0 14,6	286,0
вода	18,0	0,49	1,4	
Стадія перекристалізації ОВП-11-62				
Реакційна маса зі стадії конденсації		35,60	Одна операція з попередньої стадії	
Регенована суміш, в т.ч. етанол хлорбензен вода	46,07 112,56 18,00	65,00 25,00 10,00	2063,7 793,8 317,5	3175,0
Стадія очисної фільтрації				
Реакційна маса зі стадії перекристалізації		9,60	Одна операція з попередньої стадії	
Стадія кристалізації				
Розчин ОВП 11-62 зі стадії очисної фільтрації		8,20	Одна операція з попередньої стадії	
Стадія фільтрації і промивання				
Суспензія ОВП 11-62 зі стадії кристалізації		8,20	Одна операція з попередньої стадії	
Регенована суміш, в т.ч. етанол хлорбензен вода	46,07 112,56 18,00	65,00 25,00 10,00	663,0 255,0 102,0	1020,0
Етанол, в т.ч. етанол вода	46,07 18,00	94,12 5,88	442,0 27,6	469,6

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія конденсації.

Після завершення процесу конденсації 2-гідрокси-1-нафтальдегіду з натрій фенилацетатом утворюється реакційна маса, що містить ОВП 11-62. При розрахунку кількості й складу реакційної маси необхідно враховувати втрати ацетатної кислоти в кількості 7,4 кг на одну операцію.

Стадія перекристалізації ОВП 11-62.

При розрахунку кількості й складу реакційної маси після кристалізації ОВП 12-62 необхідно враховувати втрати етанолу і хлорбензену. На одну операцію втрати спирту складають 36,2 кг, а хлорбензену – 12,0 кг.

Стадія очисної фільтрації.

Після очисної фільтрації утворюється розчин ОВП 12-62, а також шлам в кількості 42,9 кг з розрахунку на одну операцію. При розрахунку кількості й складу розчину ОВП 12-62 необхідно враховувати втрати хлорбензену в кількості 42,9 кг на одну операцію.

Стадія кристалізації.

Після кристалізації розчину ОВП 12-62 утворюється суспензія ОВП 12-62.

Стадія фільтрації і промивки.

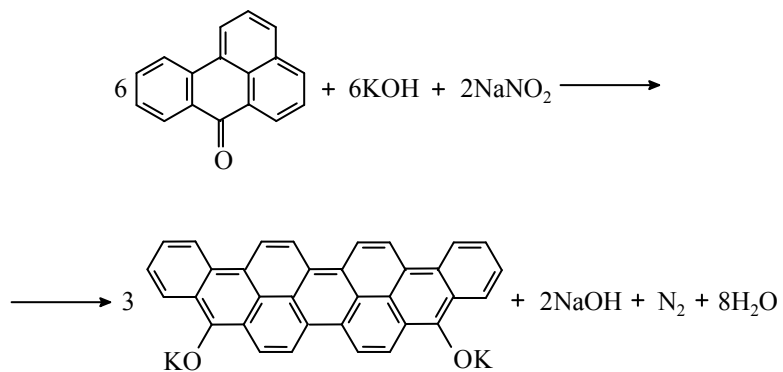
Після фільтрації і промивки суспензії ОВП 12-62 утворюється паста ОВП 12-62, маточник і промивний спирт. Склад пасти, %: ОВП 12-62 – 64,40; етанол – 26,00; хлорбензен – 4,00; органічні домішки – 5,20; неорганічні домішки – 0,40. Промивний спирт утворюється в кількості 587,6 кг на одну операцію. Склад промивного спирту, %: етанол – 98,30; хлорбензен – 1,70. При розрахунку маси і складу маточника необхідно враховувати втрати на одну операцію етанолу 60,3 кг і хлорбензену 30,2 кг.

1.5.13 Виконати матеріальний розрахунок виробництва 1 т 100% барвника Кубового темно-синього О.

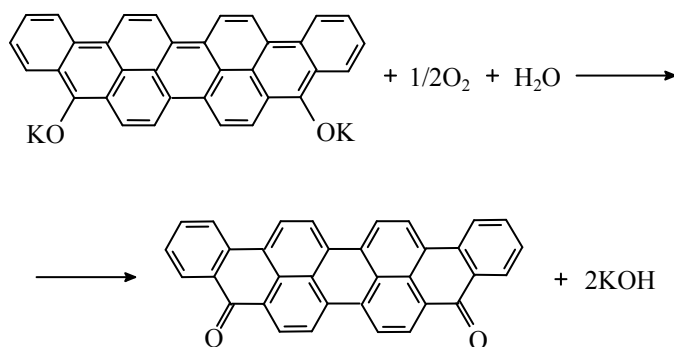
Основні стадії виробництва, виходи за стадіями (%) і хімізм процесу:

– суспендування бензантронну і натрій нітриту в триетиленгліколі, 100,00;

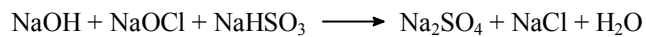
– конденсація бензантронну в дикалієву сіль лейковіолантронну, 98,00;



– виділення плаву на воду і окиснення дикалієвої солі лейковіолантронну у віолантрон, 100,00;



– гіпохлоритне очищення барвника, 100,00;
очищення відбувається за рахунок окиснення органічних домішок гіпохлоритом, а також відновлення гіпохлоритного залишку за реакцією:



– фільтрація і промивання барвника, 99,00.

Завантаження сировини за регламентом на одну операцію за стадіями наведено в таблиці 1.17.

Таблиця 1.17 – Завантаження сировини на одну операцію

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Стадія суспендування бензантрон у натрій нітриту в триетиленгліколі				
Триетиленгліколь, в т.ч.				355,7
триетиленгліколь	150,0	87,00	309,4	
органічні домішки	18,0	13,00	46,3	
Натрій нітрит, в т.ч.				31,2
натрій нітрит	69,0	96,90	30,2	
вода	18,0	1,60	0,5	
неорганічні домішки		1,50	0,5	
Бензантрон, в т.ч.				304,8
бензантрон	230,0	99,20	302,4	
антрахінон	208,0	0,30	0,9	
органічні домішки		0,50	1,5	
Стадія конденсації				
Лужний плав, в т.ч.				845,3
натрій гідроксид	40,0	26,50	224,0	
калій гідроксид	56,0	64,90	548,6	
вода	18,0	4,20	35,5	
неорганічні домішки		4,40	37,2	
Вода для розбавлення	18,0		92,4	
Олеїнова кислота, в т.ч.				5,5
олеїнова кислота	282,0	96,40	5,3	
органічні домішки		3,60	0,2	
Суспензія бензантрон стадії суспендування			Одна операція з попередньої стадії	
Вода на промивку	18,0			504,0
Стадія виділення плаву на воду і окиснення дикалієвої солі лейковіолантрон у				
Вода	18,0			7392,0
Плав дикалієвої солі лейковіолантрон у			Одна операція з попередньої стадії	
Вода на промивку	18,0			504,0
Вода на розбавлення	18,0			2940,0
Кисень повітря	32,0			
Стадія гіпохлоритного очищення				
Суспензія барвника зі стадії виділення			Одна операція з попередньої стадії	
Розчин натрій гіпохлориту, в т.ч.				182,8
натрій гіпохлорит	74,5	9,30	17,0	
вода	18,0	78,45	143,4	
натрій хлорид	58,5	7,33	13,4	
натрій гідроксид	40,0	4,65	8,5	
неорганічні домішки		0,27	0,5	

Продовження таблиці 1.17

Сировина	Мол. маса	Мас. частка, %	Маса, кг	
			100%	техн.
Розчин натрій бісульфіту, в т.ч. натрій бісульфіт вода	178,0	36,57 63,43	14,3 24,8	39,1
Стадія фільтрації і промивки				
Суспензія барвника з поперед- ньої стадії			Одна операція з по- передньої стадії	
Розчин сульфатної кислоти, в т.ч. сульфатна кислота вода	98,00 18,00	5,39 94,61	410,8 7210,8	7621,6
Вода на промивку	18,00			57600,0

Додаткові відомості про склад матеріальних потоків.

Стадія суспендування бензантроні і натрій нітриту в триетиленгліколі.
На стадії суспендування утворюється суспензія бензантроні і натрій нітриту в триетиленгліколі.

Стадія конденсації бензантроні в дикалієву сіль лейковіолантроні.
В результаті конденсації утворюється плав дикалієвої солі лейковіолантроні, вода після промивки апарата в кількості 504,04 кг. Азот, що утворюється в процесі реакції, скидається в атмосферу.

Стадія виділення плаву на воду.
Після виділення плаву на воду утворюється суспензія віолантроні.

Стадія гіпохлоритного очищення барвника.
В процесі гіпохлоритного очищення відбувається окиснення органічних домішок. Залишок натрій гіпохлориту знімається реакцією з лугом і натрій бісульфітом.

Стадія фільтрації і промивки барвника.
В результаті фільтрації і промивки барвника утворюється паста барвника і маточник з промивними водами.
Склад пасти, %: барвник – 15,13; вода – 84,0; неорганічні домішки – 0,87.

1.5.14 Визначити витрату олеуму для сульфування 1000,0 кг органічної речовини за вихідними даними, наведеними у таблиці 1.18.

Таблиця 1.18 – Вихідні дані до завдання 1.5.14

Номер варіанту	Назва речовини	Концентрація олеуму, %	π -сульфування	Кількість сульфогруп
1.5.14.1	Бензол	20,0	66,4	2
1.5.14.2	Нафталін	26,0	56,0	1
1.5.14.3	Нафталін	20,0	56,0	1
1.5.14.4	Нафталін	65,0	56,0	1
1.5.14.5	Нафталін	26,0	82,0	2
1.5.14.6	Нафталін	20,0	80,8	2
1.5.14.7	Нафталін	65,0	66,5	2
1.5.14.8	Нітробензол	26,0	82,0	1
1.5.14.9	4-Нітротолуол	20,0	82,0	1
1.5.14.10	Антрахінон	65,0	82,0	1

1.5.15 Визначити витрату 20% олеуму і 92% сульфатної кислоти на отримання 930 кг 100% сульфатної кислоти.

1.5.16 Визначити витрату 65% олеуму і 96% сульфатної кислоти на отримання 1830 кг 20% олеуму.

1.5.17 Визначити витрату 68% сульфатної кислоти і 92% сульфатної кислоти на отримання 2000 кг 78% сульфатної кислоти.

1.5.18 Виразити концентрацію 20% олеуму в % H_2SO_4 .

1.5.19 Виразити концентрацію 96% сульфатної кислоти в % SO_3 .

1.5.20 Визначити витрату олеуму і нітратної кислоти на нітрування 1500 кг органічної речовини за вихідними даними, наведеними у таблиці 1.19.

Таблиця 1.19 – Вихідні дані до завдання 1.5.20

Номер варіанту	Назва речовини	Концентрація, %		ρ , %	Надлишок HNO_3 , %
		SO_3	HNO_3		
1.5.20.1	Толуол	20,0	63,0	58,7	1,0
1.5.20.2	Толуол	26,0	97,0	58,7	1,0
1.5.20.3	Хлорбензол	20,0	98,0	77,5	1,0
1.5.20.4	Хлорбензол	26,0	50,0	75,0	2,0
1.5.20.5	Нітробензол	20,0	59,0	85,7	10,0
1.5.20.6	Нафталін	26,0	45,0	51,0	1,0

1.5.21 Визначити витрату меланжу (85% – HNO_3 ; 10% – H_2SO_4 ; 5% – H_2O), 98% сульфатної і відпрацьованої кислот (69% – H_2SO_4 ; 31% – H_2O) для отримання 1000 кг нітруючої суміші (27% – HNO_3 ; 55% – H_2SO_4 ; 18% – H_2O).

1.5.22 Визначити витрату купоросного масла (96% – H_2SO_4 і 4% – H_2O), 57% нітратної і відпрацьованої кислот (69% – H_2SO_4 і 31% – H_2O) на отримання 1000 кг нітруючої суміші складу (30% – HNO_3 , 66% – H_2SO_4 і 4% – H_2O).

РОЗДІЛ II

ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ ОБЛАДНАННЯ

2.1 Загальні відомості

Розрахунки ємнісного обладнання проводяться на підставі потужності виробництва, даних матеріального балансу і полягають у визначенні кількості і ємності (продуктивності) обладнання, необхідного для виконання заданої річної програми.

Методика технологічного розрахунку, як правило, залежить від набору вихідних даних і способу здійснення процесу.

2.2 Розрахунок ємнісного обладнання періодичних виробництв

В основу розрахунку покладено принцип, за яким періодично діючі апарати повинні мати ємність, достатню для внесення в них речовин, необхідних для проведення однієї операції.

Як правило, задається об'єм речовин, що переробляється протягом доби, V_d , і тривалість перебування реакційної маси в апараті, τ .

Розрахунок складається з двох частин. Спочатку визначають кількість і ємність апаратів на основній стадії технологічного процесу, за якою обирають основну хімічну стадію, або стадію з максимальною тривалістю процесу. Кількість операцій, проведених по основній стадії протягом доби, α , приймається постійною для всіх технологічних стадій процесу.

Після розрахунку по основній стадії проводять розрахунок кількості і ємності апаратів і по інших стадіях технологічного процесу при $\alpha = \text{const}$.

2.2.1 Розрахунок за основною стадією

Спочатку визначається число операцій, які потрібно провести протягом доби для забезпечення потужності виробництва:

$$\alpha = V_d / V_p, \quad (2.1)$$

де V_p – робочій об'єм апарата, л.

$$V_p = V_a \cdot \varphi, \quad (2.2)$$

де V_d – об'єм речовин, що переробляються протягом доби, л;
 V_a – ємність апарата, л;

φ – коефіцієнт заповнення апарата.

В тому випадку, коли об'єм речовин, що переробляються за добу, не задано, його знаходять, за формулою:

$$V_d = M_d \cdot V_t, \quad (2.3)$$

де M_d – добова продуктивність за готовим продуктом, t ;

V_t – об'єм реакційної маси в розрахунку на 1 t готового продукту на стадії, по якій ведеться розрахунок, $л$.

Добова продуктивність визначається за формулою:

$$M_d = N/(A - Z), \quad (2.4)$$

де N – річна потужність виробництва за готовим продуктом, t ;

A – число діб за рік, протягом яких працює виробництво;

Z – число діб за рік, відведене для ремонту устаткування; в залежності від складності технологічної схеми й устаткування величина Z коливається в межах від 3 до 35 діб.

Ємність апарата V_a приймається відповідно до ГОСТ або ДСТУ (табл. 2.2-2.4). Вибір ємності апарата залежить від вихідних вимог проекту, якими можуть бути мінімальні економічні витрати, мінімальна кількість одиниць устаткування, мінімальне відхилення запасу потужності апарата δ від заданого тощо.

Коефіцієнт заповнення апарата φ приймається в наступних межах:

– для сховищ, мішників й іншої подібної апаратури – 0,85-0,90;

– для апаратів з мішалками, в яких процес перебігає без спінювання – 0,75-0,80;

– для апаратів з мішалками, в яких протікають процеси, що супроводжуються спінюванням – 0,4-0,60.

Після визначення α розраховують кількість операцій, яку можна провести в одному апараті протягом доби:

$$\beta = 24 / \tau, \quad (2.5)$$

де τ – тривалість технологічного циклу стадії, год.

Тривалість технологічного циклу, як правило, складається з елементів, приблизний перелік яких наведено в табл. 2.1.

Розрахункова кількість апаратів, m_p , визначається за формулою:

$$m_p = \alpha / \beta. \quad (2.6)$$

Кількість апаратів, прийнята до установки m , дорівнює числу, отриманому при округленні значення m_p у бік більшого цілого числа.

Резерв потужності апаратів визначається за формулою:

$$\delta_m = (m - m_p) \cdot 100 / m_p. \quad (2.7)$$

Зазвичай $\delta_m = 10-15\%$.

Таблиця 2.1 – Приблизний перелік елементів, з яких складається технологічний цикл

№ п/п	Найменування виду роботи	Тривалість, година
1	Огляд апарата	0,10
2	Завантаження першого компонента	0,25
3	Нагрівання до $T_1 K$	1,00
4	Завантаження другого компонента	0,75
5	Нагрівання до $T_2 K$	1,25
6	Витримка при $T_3 K$	9,00
7	Охолодження до $T_4 K$	1,50
8	Евакуація реакційної маси	0,50
9	Промивка апарата	0,80
	Разом:	15,15

Число операцій на основній стадії протягом доби α рекомендується зберігати постійним на всіх стадіях виробництва. Це полегшує контроль за процесом і облік сировини, що витрачається, забезпечує безперервність переробки реакційних мас по всіх стадіях, спрощує технологічну схему (відпадає необхідність у проміжних ємностях для нагромадження продукту, а також в додаткових витратах праці на проміжне формування операцій). При одержанні на одній із стадій неякісного продукту виключається можливість змішування зіпсованої партії з іншими.

Таблиця 2.2 – Основні розміри реакційних апаратів з мішалкою і з еліптичним днищем і кришкою * – ГОСТ 20680 – 2002

Номінальна ємність, m^3	Внутрішній діаметр, mm		Висота циліндричної частини апарата, mm	Маса апарата, kg	Поверхня теплообміну, m^2	
	апарата	оболонки			змійовик	оболонки
1,0	1000	-	815	845	2,3	-

Продовження таблиці 2.2

Номінальна ємність, $м^3$	Внутрішній діаметр, $мм$		Висота ци- ліндричної частини апарата, $мм$	Маса апарата, $кг$	Поверхня теплообміну, $м^2$	
	апарата	оболонки			змійовик	оболонки
1,0	1000	1100	1100	1040	-	2,9
2,0	1400	-	745	1185	3,3	-
2,0	1400	1500	745	1790	-	4,3
3,2	1600	-	950	1775	4,9	-
3,2	1600	1700	950	2705	-	6,2
5,0	1800	-	1245	2430	5,5	-
5,0	1800	1900	1245	4300	-	9,0
6,3	1800	-	1795	3210	5,5	-
6,3	1800	1900	1795	5205	-	12,1
10,0	2200	-	1820	4160	11,1	-
10,0	2200	2400	1820	7005	-	16,4
16,0	2400	-	2635	4995	10,7	-
16,0	2400	2600	2635	10490	-	24,4
25,0	2800	-	3060	7700	10,7	-
25,0	2800	3000	3060	16040	-	32,7
32,0	3000	-	3490	8700	11,5	-
32,0	3000	3200	3490	1950	-	39,3
50,0	3000	-	5090	13230	11,5	-
50,0	3000	3200	5090	31150	-	63,8

* – вибір апарата необхідно проводити на підставі технологічних розрахунків за РТМ 26-01-90-76.

Таблиця 2.3 – Основні розміри апаратів із плоским днищем і кришкою без мішалок – ГОСТ 9931-79

Номінальна ємність, $м^3$	Внутріш- ній ді- аметр, $мм$	Довжина циліндрич- ної частини корпуса, $мм$	Номінальна ємність, $м^3$	Внутрі- шній діаметр, $мм$	Довжина циліндрич- ної частини корпуса, $мм$
0,063		500	4,00	1800	1575
0,100	400	795		1600	2190
0,125		635	5,00	1800	1965
0,160	500	815		1600	3135
0,200		710	6,30	1800	2475
0,250	600	885		2000	2005
0,320		1130			2550
0,400		1415	8,00	2190	2105

Продовження таблиці 2.3

Номинальна ємність, м ³	Внутрішній діаметр, мм	Довжина циліндричної частини корпусу, мм	Номинальна ємність, м ³	Внутрішній діаметр, мм	Довжина циліндричної частини корпусу, мм
	800	795	10,00	2000	2630
0,500		995		2100	2210
0,630	900	990		2200	3290
	1000	805	12,50	2400	2765
0,800		1200		2200	4210
1,000	1200	1275	16,00	2400	3540
		885		2600	3015
1,250	1000	1590		2800	2600
	1200	1105		2400	4425
1,600	1000	2040			
	1200	1415	20,00	2600	3770
		1770		2800	3250
				3000	2830
2,000	1400	1800		2600	4710
2,500	1200	2210	25,00	2800	4060
	1400	1625		3000	3510
		2080		3200	3110
3,200	1600	1590		2800	5200
4,000	1400	2600	32,00	3000	4530
	1600	1990		3200	3980
32,000	3400	3525		3400	6945
	2800	6500	63,00	3600	6190
	3000	5660		4000	5015
40,000	3200	4970		2800	13000
	3400	4410		3000	11325
	3600	3930	80,00	3200	9950
	2800	8125		3400	8815
	2800	8125		3400	8815
	3000	7075		3600	7885
50,000	3200	6220		4000	6370
	3400	5510		2800	16250
	3600	4915		3000	14155
	4000	3980	100,00	3200	12440
	2800	10240		3400	11020
63,000	3000	8915		3600	9830
	3200	7835		4000	7960

Таблиця 2.4 – Основні розміри апаратів горизонтального типу – ГОСТ 9931-79

Номинальна ємність, м ³	Внутрішній діаметр, мм	Довжина циліндричної частини корпусу, мм	Номинальна ємність, м ³	Внутрішній діаметр, мм	Довжина циліндричної частини корпусу, мм
4,0		1750	32,0	2400	6785
5,0	1600	2295		2600	5715
6,3		2940		2800	4860
8,0		2305		3000	4170
		2945	2400	8555	
10,0	2200	2370	40,0	2600	7225
12,5	2000	3740		2800	6160
		3025		3000	5300
16,0	2000	4855		2800	7785
	2200	3945	50,0	3000	6715
	2000	6130		3200	5835
20,0	2200	5000		3000	8555
	2400	4135		63,0	3200
	2000	7720	3000		10960
25,0	2200	6315	80,0	3200	9500
	2400	5240		3000	13790
	2600	4395		3200	12050

2.2.2 Розрахунок обладнання за іншими стадіями виробництва

По інших стадіях виробництва визначається кількість апаратів m_p через α і β (формула 2.6) з наступним округленням m_p в бік більшого цілого числа i , потім, ємність одного апарата за формулою:

$$V_p = V_\partial / (\alpha \cdot \varphi), \quad (2.8)$$

де V_p – розрахунковий об'єм апарата, л;
 V_∂ – визначається за формулою (2.3).

Розрахункова ємність апарата округляються у бік більшого найближчого за каталогом (табл. 2.2). Апарат ємністю V_a приймається до установки.

Розрахунок резерву потужності апаратів проводиться за формулою:

$$\delta = \delta_m + \delta_v, \quad (2.9)$$

чи

$$\delta = \frac{(m - m_p) \cdot 100}{m_p} + \frac{(V_a - V_p) \cdot 100}{V_p}. \quad (2.10)$$

Зазвичай резерв потужності ємнісного устаткування складає 10-15%. Якщо резерв потужності регламентується завданням на проектування, то число апаратів визначається за формулою:

$$m = m_p \cdot (1 + 0,01 \cdot \delta), \quad (2.11)$$

де δ – резерв потужності, %.

Якщо задаються ємність реактора (V_a) і маса речовин ($G_{оп}$), що переробляються в апараті протягом операції, то методика розрахунку відрізняється від наведеної. Спочатку визначають масу речовин, що переробляються на стадії протягом доби (G_d):

$$G_d = M_d \cdot G_T, \quad (2.12)$$

де G_T – маса речовин, що переробляються, в розрахунку на 1 т готового продукту, кг.

Потім знаходять α :

$$\alpha = G_d / G_{оп} \quad (2.13)$$

Після визначення за формулою 2.5 кількості операцій, що необхідно провести на даній стадії протягом доби, β , за формулою 2.11 знаходять кількість апаратів, прийнятих до установки.

2.2.3 Розрахунок допоміжної ємнісної апаратури в періодичних виробництвах

2.2.3.1 Розрахунок мірної апаратури

Розрахунок мірної апаратури зводиться до визначення об'єму мірника:

$$V = V_o / \varphi, \quad (2.14)$$

де V_o – витрата сировини на одну операцію, л;
 φ – коефіцієнт заповнення, $\varphi = 0,9$.

Витрата сировини на одну операцію визначається за формулою:

$$V_o = (M_o \cdot V_T) / \alpha, \quad (2.15)$$

де V_T – об'єм сировини в розрахунку на 1 m готового продукту, ($л$), береться з матеріального балансу відповідної стадії.

Розрахунковий об'єм мірника округляється в бік більшого найближчого об'єму за каталогом (табл. 2.3).

Кількість мірної апаратури, як правило, не розраховується, а приймається відповідно до вимог виробництва і, у першу чергу, залежить від числа реакційних апаратів на відповідній стадії.

2.2.3.2 Розрахунок збірників, сховищ та іншої аналогічної апаратури

Розрахунок об'єму збірників і сховищ ($л$) проводиться з врахуванням запасу потужності $n = 1-3$ доби:

$$V = (M_o \cdot V_T \cdot n) / \varphi. \quad (2.16)$$

Після проведення розрахунків за ГОСТ або ДСТУ підбирають стандартне устаткування (табл. 2.4).

2.2.3.3 Розрахунок устаткування процесів фільтрації, сушіння, здрібнення, диспергування в періодичних виробництвах

Апаратура процесів фільтрації, сушіння (крім барабанних сушарок, що розраховуються як ємнісне устаткування), здрібнення, диспергування й інших фізико-механічних процесів не розраховується, а підбирається за продуктивністю. Наприклад, необхідна поверхня фільтрації в проектованому виробництві розраховується виходячи з промислових, дослідно-промислових даних або з даних працюючого аналогічного виробництва:

$$F = G_o / (\tau \cdot g_n), \quad (2.17)$$

де τ , g_n – відповідно тривалість фільтрації ($год$) і питома продуктивність фільтра ($кг/(м^2 \cdot год)$) в умовах існуючого виробництва;

G_o – маса продукту з однієї операції проектованого виробництва, $кг$, визначається як

$$G_o = (M_o \cdot G_T) / \alpha, \quad (2.18)$$

де G_r – маса продукту на стадії в розрахунку на 1 m готового продукту ($кг$), проєктованого виробництва.

Питома продуктивність фільтра діючого виробництва розраховується з використанням регламентних даних:

$$g_n = G_0 / (F \cdot \tau), \quad (2.19)$$

де G_0 – маса продукту з однієї операції діючого виробництва, $кг$;

F – поверхня фільтрації діючого фільтра, $м^2$;

τ – час фільтрації на діючому фільтрі, $год$.

З врахуванням питомої продуктивності за каталогом вибирають необхідний фільтр.

2.3 Розрахунок ємнісного обладнання в безперервних виробництвах

Методика розрахунку залежить від набору вихідних даних.

2.3.1 Вихідні дані: об'єм речовин, що переробляється за секунду, V_c , і тривалість перебування матеріалу в апараті, τ_c .

Спочатку визначають робочий об'єм всієї апаратури:

$$V = V_c \cdot \tau_c. \quad (2.20)$$

Далі приймається за ГОСТ або ДСТУ ємність одного апарата, V_a , і з врахуванням коефіцієнта заповнення, φ , визначається розрахункова кількість апаратів:

$$m_p = V / (V_a \cdot \varphi). \quad (2.21)$$

Визначену кількість апаратів m_p , округлюють в бік більшої цілої величини.

2.3.2 Вихідні дані ті самі, що й у прикладі 2.3.1, але задано також швидкість руху речовин в апараті ω ($м/с$)

В цьому випадку за об'ємом речовин, що переробляються за секунду, V_c ($м^3/с$), визначається площа поперечного перерізу апарата, f :

$$f = V_c / \omega. \quad (2.22)$$

За тривалістю перебування матеріалу в апараті і швидкості його руху знаходиться довжина (висота) апарата, m :

$$L = \omega \cdot \tau_c. \quad (2.23)$$

Якщо знайдена площа перерізу апарата виявиться занадто великою, то встановлюється m апаратів, з'єднаних між собою паралельно. При цьому кожний з апаратів має довжину L і площу поперечного перерізу f / m .

Якщо занадто великою виявиться довжина, то встановлюється m апаратів, з'єднаних послідовно. При цьому площа поперечного перерізу апаратів дорівнює f , а довжина L / m .

2.3.3 Вихідні дані ті самі, що й у прикладі 2.3.1, але задано також режим руху в реакційній зоні апарата (критерій Re)

Критерій Re знаходиться за формулою:

$$Re = \frac{4 \cdot r_r \cdot w \cdot \rho}{\mu} 10^5, \quad (2.24)$$

де r_r – гідравлічний радіус апарата, m ;
 w – швидкість руху реакційної маси, m/c .
 ρ – густина реакційної маси, kg/m^3 ;
 μ – в'язкість реакційної маси, $Pa \cdot c$.

Оскільки $\omega = V_c / f$,

де f – площа поперечного перерізу, m^2 ,

$$Re = \frac{4 \cdot V_c \cdot \rho \cdot r_r}{f \cdot \mu} 10^5; \quad (2.25)$$

звідси:

$$\frac{f}{r_r} = \frac{4 \cdot V_c \cdot \rho}{Re \cdot \mu} 10^5. \quad (2.26)$$

Для апаратів із внутрішнім діаметром d поперечний переріз має форму кола:

$$r_r = d / 4;$$

$$f = (\pi \cdot d^2) / 4.$$

Відповідно:

$$f / r_r = \pi \cdot d. \quad (2.27)$$

Спільне розв'язування рівнянь (2.26) та (2.27) дозволяє визначити діаметр апарата:

$$d = (4 V_c \cdot \rho) / (Re \cdot \mu \cdot \pi). \quad (2.28)$$

Якщо відомі діаметр апарата і секундна витрата реакційної маси, V_c , то легко знайти швидкість руху речовини (m/c):

$$\omega = (4 \cdot V_c) / (\pi \cdot d^2). \quad (2.29)$$

Довжина реакційної зони апарата (L) визначається формулою:

$$L = \omega \cdot \tau. \quad (2.30)$$

2.4 Розрахунок каскаду реакторів

Для розрахунку каскаду реакторів використовуються графоаналітичні методи Левіна і Шабаліна-Крилова.

2.4.1 Метод Левіна

За методом Левіна процес попередньо відпрацьовується в дослідному апараті періодичної дії. За даними роботи апарата будується крива в координатах X - τ (X – концентрація речовини, τ – тривалість, год) (рис. 2.1), задається кінцева концентрація вихідної речовини X_k і визначається тривалість процесу τ ; задаються також величиною ККД або ступенем перетворення, зазвичай ККД $\approx 0,8$.

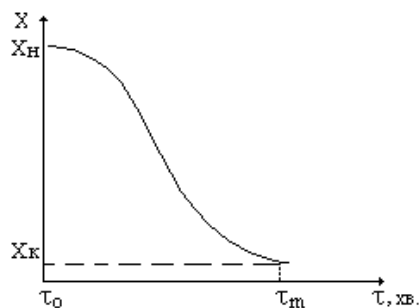


Рис. 2.1 Змінення концентрації вихідної речовини

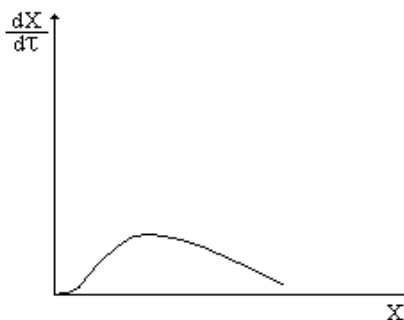


Рис. 2.2 Залежність швидкості реакції від концентрації реагента

Після цього графічно диференціюють криву $X-\tau$ і будують графік у координатах $(dX/d\tau)-X$ (швидкість реакції – концентрація речовини) (рис. 2.2).

Кількість реакторів знаходиться із системи рівнянь:

$$X_{n-1} = X_n + \frac{dX_n}{d\tau} \cdot \frac{\tau}{n}; \quad (2.31)$$

$$X_{n-2} = X_{n-1} + \frac{dX_{n-1}}{d\tau} \cdot \frac{\tau}{n}; \quad (2.32)$$

$$X_{n-m} = X_{n-(m-1)} + \frac{dX_{n-(m-1)}}{d\tau} \cdot \frac{\tau}{n} > X_n, \quad (2.33)$$

де n – число апаратів у каскаді.

Число рівнянь у системі дорівнює n . Концентрація повинна бути рівною або більшою за концентрацію вихідної речовини на вході в перший реактор.

2.4.2 Метод Шабаліна-Крилова

В основі методу покладено допущення, що швидкість безперервного і періодичного процесів на окремих ділянках часу рівні.

Хід розрахунку наступний. Будується кінетична крива нагромадження кінцевого продукту $X-\tau$ (рис. 2.3), а далі – диференціальна крива в координатах $(dX/d\tau)-X$ (рис. 2.4)

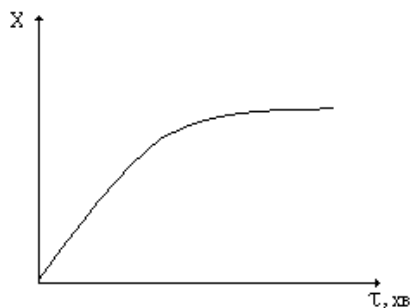


Рис. 2.3 Змінення концентрації кінцевого продукту в часі

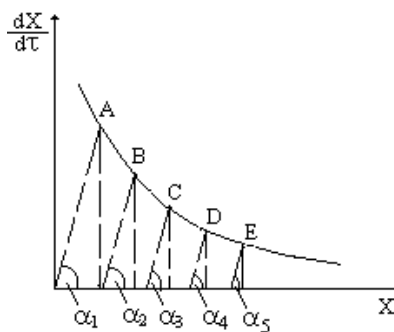


Рис. 2.4 Залежність швидкості реакції від концентрації кінцевого продукту

На кривій у координатах $(dX/d\tau)$ - X береться точка А, якій відповідає визначена швидкість реакції і вихід X_A . Точку А з'єднують з початком координат і визначають $\text{tg } \alpha$.

Величина $1/\text{tg } \alpha$ чисельно визначає середній час перебування реакційної маси в апараті, протягом якого досягається вихід X_A (τ_A).

Задаючись величиною τ_A , визначають на кривій точки В, С, D, ..., N доки вихід продукту $X_B, X_C, X_D, \dots, X_N$ не стане рівним (чи більшим) від кінцевого виходу продукту.

Число апаратів у каскаді дорівнює числу крапок на кривій (А,В,С,Д,...N). Величини кутів $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3, \dots, \alpha_N$ можуть відрізнятися один від одного чи бути рівними. На практиці час перебування реакційної маси в апаратах при рівності їхніх ємностей є однаковим, тобто величини кутів α приймаються рівними.

Результати розрахунків ємнісного устаткування зводяться у таблицю 2.5, «голівка» якої має вид:

Таблиця 2.5 – Результати розрахунків ємнісного устаткування

Найменування устаткування	Кількість, шт.	Ємність апарата, м^3 (робоча поверхня, м^2 , продуктивність, кг/с , л/с)	Діаметр апарата, (довжина, ширина), м	Висота апарата, м	ГОСТ, ДСТУ
---------------------------	----------------	---	--	----------------------------	------------

2.5 Приклади розрахунків ємнісного обладнання

Приклад 2.5.1. Визначити кількість і об'єм реакційних ємнісних апаратів для переробки реакційної маси в періодичному виробництві (див. розділ: 2.2).

Вихідні дані: добовий об'єм реакційної маси $V_d = 39200$ л; тривалість однієї операції $\tau = 4,6$ год; коефіцієнт заповнення апарата $\varphi = 0,85$; резерв потужності апарата не повинен перевищувати $\delta = 10\%$.

Розв'язок.

Число операцій, що проводиться на даній стадії протягом доби:

$$\alpha = V_d / (V_a \cdot \varphi).$$

Приймається об'єм апарата $V_a = 3200$ л (табл. 2.2), тоді:

$$\alpha = 39200 / (3200 \cdot 0,85) = 14,4.$$

Добова потужність апарата дорівнює:

$$\beta = 24 / \tau = 24 / 4,6 = 5,2.$$

Розрахункова кількість апаратів складає:

$$m_p = \alpha / \beta = 14,4 / 5,2 = 2,8.$$

Приймається до установки 3 апарати 3200 л кожний (табл. 2.2). Резерв потужності апаратів знаходять за формулою:

$$\delta = (m - m_p) \cdot 100 / m_p = (3 - 2,8) \cdot 100 / 2,8 = 7,1\%.$$

Приклад 2.5.2. Визначити число і ємність апаратів для подальшої переробки реакційної маси, отриманої в операції, проведеній за умовами прикладу 2.5.1, при $\alpha = 14,4$ (див. розділ: 2.2).

Вихідні дані: добовий об'єм реакційної маси $V_d = 31000$ л; тривалість операції $\tau = 6,0$ год; коефіцієнт заповнення апарата $\varphi = 0,75$; резерв потужності апарата δ не повинен перевищувати 11,0%.

Розв'язок.

Ємність апарата дорівнює:

$$V_a = V_d / (\alpha \cdot \varphi) = 31000 / (14,4 \cdot 0,74) = 2870 \text{ л.}$$

Приймається до установки апарат 3200 л (табл. 2.2). Кількість операцій, яку можна провести в одному апараті протягом доби, дорівнює:

$$\beta = 24 / \tau = 24 / 6,0 = 4,0.$$

Розрахункове число апаратів визначається за формулою:

$$m_p = \alpha / \beta = 14,4/4,0 = 3,6.$$

Приймається до установки 4 апарати 3200 л кожний (табл. 2.2). Резерв потужності апаратів визначається за формулою:

$$\begin{aligned} \delta &= (m - m_p) \cdot 100 / m_p; \\ \delta &= (4 - 3,6) \cdot 100 / 3,6 = 11,0 \%. \end{aligned}$$

Приклад 2.5.3 Для одержання 1 т органічної речовини потрібно 3860,0 кг вихідної сировини. Процес здійснюється в реакторі ємністю 6,3 м³, в який на операцію завантажують 4860,0 кг вихідної сировини. Річна потужність виробництва 6500,0 т. Виробництво працює за періодичною схемою цілодобово протягом 330 діб за рік. Технологічний цикл триває 5,5 год. Коефіцієнт запасу потужності прийняти рівним 10% (див. розділ: 2.2).

Розв'язок.

Визначається добова потужність виробництва:

$$M_d = 6500,0 : 330 = 19,7 \text{ т.}$$

Маса речовин, що переробляються на стадії протягом доби:

$$G_d = M_d \cdot G_r = 19,7 \cdot 3860,0 = 76042,0 \text{ кг.}$$

Кількість операцій, яку необхідно провести на стадії протягом доби, складає:

$$\alpha = G_d / G_{оп} = 76042,0 / 4860,0 = 15,6.$$

Добова потужність апарата дорівнює:

$$\beta = 24 / \tau = 24 / 5,5 = 4,4.$$

Розрахункова кількість апаратів визначається за формулою:

$$m_p = (\alpha / \beta) \cdot (1 + 0,01 \cdot \delta) = (15,6 / 4,4) \cdot (1 + 0,01 \cdot 10) = 3,9.$$

Приймається до установки 4 апарати ємністю 6,3 м³ кожний.

Приклад 2.5.4. Визначити кількість і ємність реакційних апаратів для переробки реакційної маси в безперервному виробництві (див. розділ: 2.3).

Вихідні дані: добовий об'єм маси, що переробляється, $V_d = 75000$ л; тривалість операції $\tau = 0,4$ год; коефіцієнт заповнення апарата $\varphi = 0,65$; резерв потужності апарата не повинен перевищувати 5%.

Розв'язок.

Приймаємо до установки апарати ємністю $V_a = 1000$ л. Число необхідних апаратів дорівнює:

$$m = (V_d \cdot \tau) / (24 \cdot V_a \cdot \varphi) = (75000 \cdot 0,4) / (24 \cdot 1000 \cdot 0,65) = 1,9.$$

Приймається до установки 2 апарати ємністю 1000 л. Резерв потужності апаратів дорівнює:

$$\delta = (2 - 1,9) \cdot 100 / 1,92 = 4,1\%$$

Приклад 2.5.5 Визначити кількість і ємність апаратів для переробки реакційної маси в безперервному виробництві (див. розділ: 2.3).

Вихідні дані: об'єм речовин, що переробляються за секунду $V_c = 0,0035$ м³/с; тривалість переробки матеріалу $\tau = 30$ хв; коефіцієнт заповнення апарата $\varphi = 0,7$; резерв потужності апарата δ не повинен перевищувати 15%.

Розв'язок.

Робочий об'єм апаратури визначається за формулою:

$$V = V_c \cdot \tau = 0,0035 \cdot 30 \cdot 60 = 6,3 \text{ м}^3.$$

Приймається до установки апарати ємністю $V_a = 2000$ л кожний. Число апаратів складає:

$$m_p = V_c \cdot \tau / (V_a \cdot \varphi) = 0,0035 \cdot 30 \cdot 60 / 2,0 \cdot 0,7 = 4,5.$$

Приймається до установки 5 апаратів ємністю 2000 л кожний. Резерв потужності апаратів дорівнює:

$$\delta = ((m - m_p) \cdot 100) / m_p = ((5 - 4,5) \cdot 100) / 4,5 = 11,0\%$$

Приклад 2.5.6 Визначити кількість і ємність апаратів для переробки реакційної маси в безперервному виробництві (див. розділ: 2.3).

Вихідні дані: об'єм речовин, що переробляються за секунду $V_c = 0,04$ м³/с; тривалість перебування матеріалу в зоні реакції $\tau = 0,66$ год; швидкість руху речовин в апараті $\omega = 0,002$ м/с.

Розв'язок.

Визначається площа поперечного перерізу апарата:

$$f = V_c / \omega = 0,04 / 0,002 = 20 \text{ м}^2.$$

Знаходиться довжина апарата

$$L = \omega \cdot \tau = 0,002 \cdot 0,66 \cdot 3600 = 4,8 \text{ м}.$$

Знайдена площа поперечного перерізу апарата є занадто великою, тому до установки приймаються 4 апарати площею поперечного перерізу $f = 20/4 = 5 \text{ м}^2$ та довжиною $L = 4,8 \text{ м}$ кожний.

Приклад 2.5.7 Визначити довжину і діаметр труб реакційного трубчастого апарата, якщо добовий об'єм емульсії, що переробляється, $V_d = 20 \text{ м}^3$. Тривалість процесу $\tau = 0,66 \text{ год}$ (див. розділ: 2.3). Режим руху турбулентний. Характеристика емульсії: $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$, в'язкість $\mu = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Розв'язок.

Секундний об'єм матеріалів, що переробляються, складає:

$$V_c = V_d / (24 \cdot 3600) = 20 / (24 \cdot 3600) = 0,000232 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Режим руху рідини в трубах турбулентний, тобто величина $Re > 2300$; приймаємо $Re = 3000$.

Діаметр реакційної трубчатки може бути знайдено за рівнянням:

$$d = (4 \cdot V_c \cdot \rho) / (\pi \cdot Re \cdot \mu) = (4 \cdot 0,000232 \cdot 10^3) / (3000 \cdot 3,14 \cdot 10^{-3}) = 0,1 \text{ м}.$$

Швидкість протікання емульсії в трубах:

$$\omega = (4 \cdot V_c) / (\pi \cdot d^2) = (4 \cdot 0,000232) / (3,14 \cdot 0,01) = 0,03 \text{ м/с}.$$

Довжина реакційної трубчатки:

$$L = \omega \cdot \tau = 0,03 \cdot 0,66 \cdot 3600 = 72,0 \text{ м}.$$

Приймається до встановлення трубчатка довжиною 72 м і діаметром 0,1 м.

Приклад 2.5.8 Визначити кількість апаратів і ККД каскадного агрегата ідеального змішування (див. розділ: 2.4).

Вихідні дані: тривалість періодичного процесу на лабораторній установці $\tau = 60$ хв; початкова концентрація продукту $X_0 = 0\%$; кінцева концентрація продукту реакції $X_k = 36\%$.

Розв'язок.

Для розрахунку використовується графоаналітичний метод Левіна. Здаються (з наступною перевіркою) числом апаратів у каскаді $n = 4$, при $\eta = 0,8$.

Знаходиться час перебування реакційної маси в каскаді реакторів:

$$\tau = 60 / 0,8 = 75 \text{ хв.}$$

Визначається час перебування реакційних речовин в одному апараті:

$$\tau_i = 75 / 4 = 19 \text{ хв.}$$

За умов $dX/d\tau = 0,05\%$ і $X_k = 36\%$, обчислюється X_{n-1} :

$$X_{n-1} = X_n - \left[\left(\frac{dX}{d\tau} \right)_n \right] \tau_i = 36 - 0,05 \cdot 19 = 35,05\% .$$

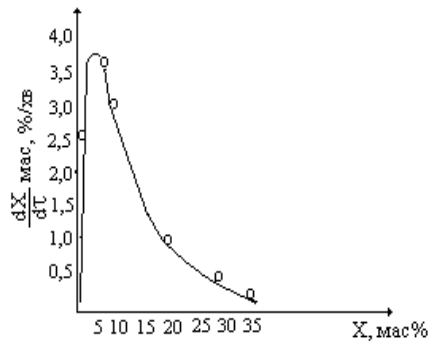


Рис. 2.5 Залежність швидкості реакції від концентрації вихідного продукту

На кривій (рис.2.5.) цьому значенню X_{n-1} , відповідає $(dX/d\tau)_{n-1} = 0,29\%/хв$.

Далі $X_{n-2} = X_{n-1} - [(dX/d\tau)_{n-1} \cdot \tau_i] = 35,05 - 0,29 \cdot 19 = 29,55\%$, цьому значенню X_{n-2} відповідає $(dX/d\tau)_{n-2} = 0,61 \%/хв$. (по кривій рис. 2.5).

Далі $X_{n-3} = X_{n-2} - [(dX/d\tau)_{n-2} \cdot \tau_i] = 29,55 - 0,61 \cdot 19 = 18\%$ і відповідно $(dX/d\tau)_{n-3} = 1,0002 \%/хв$.

Далі $X_{n-4} = X_{n-3} - [(dX/d\tau)_{n-3} \cdot \tau_i] = 18 - 1,0002 \cdot 19 = -1,4\%$, тобто $X_{n-4} = -1,4$; $X_0 = 0$.

Таким чином, значення $\tau_i = 19$ хв, $\tau = 75$ хв і $n = 4$ задовольняють прийнятним умовам.

Приклад 2.5.9 Визначити ємність мірника для олеуму у виробництві барвника Дисперсного синього (див. розділ: 2.2.3).

Вихідні дані: добова продуктивність $M_d = 0,0606 \text{ т}$; об'єм олеуму в розрахунку на одну тону готового продукту $V_T = 6361,9 \text{ л}$; $\varphi = 0,9$; кількість операцій за добу $\alpha = 0,32$.

Розв'язок.

Завантаження олеуму на одну операцію складає:

$$V_o = (M_d \cdot V_T) / \alpha = (0,0606 \cdot 6361,9) / 0,32 = 1204,8 \text{ л.}$$

З врахуванням коефіцієнту заповнення знаходиться розрахункова ємність мірника:

$$V = V_o / \varphi = 1204,8 / 0,9 = 1338,6 \text{ л.}$$

Приймається до установки мірник ємністю 1600 л.

$H = 1000 \text{ мм}$; $D = 2040 \text{ мм}$ (табл. 2.3).

Приклад 2.5.10 Визначити ємність сховища для олеуму у виробництві барвника Дисперсного синього (див. розділ: 2.2.3).

Вихідні дані: для розрахунку використовувати дані прикладу 2.5.9.

Розв'язок.

Ємність сховища визначається за формулою:

$$V = (M_d \cdot V_T \cdot n) / \varphi.$$

Приймається $n = 3$ доби, $\varphi = 0,9$.

$$V = (0,0606 \cdot 6361,9 \cdot 3) / 0,9 = 1285,0 \text{ л.}$$

Приймається до установки сховище вертикального типу ємністю 1600 л. $H = 1200 \text{ мм}$; $D = 1415 \text{ мм}$ (табл. 2.3).

Приклад 2.5.11. У виробництві барвника Дисперсного синього 209-74 на стадії фільтрації і промивки барвника використовують ФПАКМ $F = 8 \text{ м}^2$. Кількість пасти з однієї операції 1422,9 кг. Термін фільтрації 11 год (див. розділ: 2.2.3). Проектується нове виробництво барвника Дисперсного синього 209-74 потужністю 0,12 т за добу. Розрахувати кількість фільтрів, необхідних для виконання виробничої програми, якщо маса осаду в розрахунку на одну тону пігменту $G_T = 7513,9 \text{ кг}$; $\alpha = 0,32$.

Розв'язок.

Питома продуктивність фільтра за пастою складає:

$$g_n = G_o / (F \cdot \tau) = 1422,9 / (8 \cdot 11,0) = 16,16 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{год}).$$

Кількість пасти з однієї операції проєктованого виробництва:

$$G_o = (M_o \cdot G_T) / \alpha = (0,12 \cdot 7513,9) / 0,32 = 2817,6 \text{ кг}.$$

Розрахункова поверхня фільтрування визначається за формулою:

$$F = G_o / (\tau \cdot g_n) = 2817,6 / 11,0 \cdot 16,16 = 15,9 \text{ м}^2.$$

Число фільтрів, необхідне для виконання виробничої програми, визначається зі співвідношення фільтруючих поверхнь проєктованого і існуючого виробництва:

$$n = 15,9 / 8 = 1,99.$$

Приймається до установки 2 фільтри з поверхнею фільтрації 8 м² кожний.

2.6 Задачі для самостійної роботи

2.6.1 Для одержання 1 т 100% барвника Кубового темно-синього О на стадії суспендування бензантроні і натрій нітриту в триетиленгліколі потрібно 1467,9 кг триетиленгліколю, 128,7 кг натрій нітриту і 1257,3 кг бензантроні. Густина отриманої суспензії 1210,0 кг/м³. Річна потужність виробництва 65,0 тонн 100% барвника. Виробництво працює 65 діб за рік цілодобово. Технологічний цикл у реакторі триває 9,5 год. Визначити необхідне число реакторів об'ємом 1,6 м³ для виконання річної програми. Коефіцієнт заповнення реактора прийняти рівним 0,7, $\delta = 10\%$. Технологічний процес здійснюється за періодичною схемою.

2.6.2 З використанням вихідних даних попереднього прикладу, розрахувати і підібрати за ГОСТ або ДСТУ ємності сховища і мірника для триетиленгліколю.

2.6.3 Для одержання 1 т 100% барвника Кубового темно-синього О на стадії конденсації бензантроні в дикалієву сіль лейковіолантроні утворюється плав дикалієвої солі лейковіолантроні в кількості 6719,7 кг (густина 1121,0 кг/м³). Число операцій, які необхідно провести на даній стадії протягом доби для виконання річної програми 65 т 100% барвника, $\alpha = 2,105$. Тривалість технологічного циклу в автоклаві 19,5 год. Розрахувати необхідну кількість та ємність автоклавів для виконання річної програми. Коефіцієнт заповнення реактора – 0,4, коефіцієнт запасу потужності – 10%. Технологічний процес здійснюється за періодичною схемою.

2.6.4 Для одержання 1 т 100% барвника Ріозолану чорного 2С на стадії діазотування 6-нітро-2-амінофенол-4-сульфоїкислоти в реактор завантажують 1500 кг води, 1099,0 кг 6-нітро-2-амінофенол-4-сульфоїкислоти, 717,5 кг натрій нітриту і 184,8 кг 77,5% хлоридної кислоти. В результаті діазотування утворився діазорозчин у кількості 6388,5 кг (густина 1100,0 кг/м³). Річна потужність виробництва 60 т 100% барвника. Виробництво працює 330 діб за рік за періодичною схемою. Визначити необхідне число реакторів ємністю 1,0 м³ для виконання річної програми, якщо технологічний цикл у реакторі триває 8 годин. Коефіцієнт заповнення реактора прийняти рівним 0,5, коефіцієнт запасу потужності – 15%.

2.6.5 За вихідними даними, що приведені в прикладі 2.6.4, визначити ємність сталевого емальованого реактора на стадії азосполучення і виділення барвника відповідно до ДСТУ або ГОСТ на ємнісне устаткування і розрахувати число реакторів, необхідне для виконання заданої потужності. Технологічний цикл у реакторі триває 10,5 год. Коефіцієнт заповнення реактора – 0,6. В результаті азосполучення й виділення барвника утворюється суспензія барвника в кількості 14165,6 кг (густина 1140,0 кг/м³).

2.6.6 Для одержання 1 т 100% оптично вибілюючого препарату 11-62 на стадії перекристалізації ОВП 11-62 утворюється суспензія в кількості 13682,2 кг, (густина 980,0 кг/м³). Річна потужність виробництва 180,0 т у перерахунку на 100% ОВП 11-62. Виробництво працює 330 діб за рік, технологічний цикл у реакторі триває 9,6 год. Визначити необхідне число реакторів ємністю 5,0 м³ для виконання річної програми. Коефіцієнт заповнення реактора – 0,85, $\delta = 11\%$. Технологічний процес здійснюється за періодичною схемою.

2.6.7 В умовах попереднього прикладу для перекристалізації препарату ОВП 11-12 використовують етиловий спирт (94,12%) у кількості 2584,45 кг в розрахунку на 1 т 100% ОВП 11-12. Розрахувати і підібрати відповідно до ДСТУ або ГОСТ мірник і сховище етанолу.

2.6.8 Для одержання 1 т 100% сульфоіндантрон сульфату на стадію сульфування й виділення сульфоіндантрон сульфату в реактор завантажують 12352,2 кг моногідрату (98,0%), 1028,1 кг Кубового синього О, 148,2 кг борної кислоти і 3317,1 кг води. Після закінчення процесу утворюється суспензія сульфоіндантрон сульфату в кількості 16845,9 кг (густина 1780,0 кг/м³). Річна потужність виробництва 80 т. Виробництво працює за періодичною схемою 330 діб за рік. Визначити необхідне число реакторів

ємністю $3,6 \text{ м}^3$ для виконання річної програми. Коефіцієнт заповнення реактора – 0,7, коефіцієнт запасу потужності – 10%.

2.6.9 У виробництві сульфоіндантрон сульфату річною потужністю 45 *t* на стадії фільтрації сульфоіндантрон сульфату рекомендується використовувати ФПАКМ типу КМП. У дослідних операціях було знайдено, що питома продуктивність за сульфоіндантрон сульфатом складає $77 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$. Розрахувати необхідну поверхню фільтрації, якщо в умовах проєктованого виробництва в розрахунку на 1 *t* готового продукту отримують 4208,8 *кг* пасти сульфоіндантрон сульфату, тривалість фільтрації – 6 *год*. Річна потужність виробництва сульфоіндантрон сульфату – 60 *t*.

2.6.10 Для проведення естерифікації фталевого ангідриду 2-етилгексанолом у розрахунку на 1 *t* діоктилфталату в реактор завантажують 1191 *кг* розчину фталевого ангідриду в 2-етилгексанолі (густина $1370,0 \text{ кг}/\text{м}^3$). Виробництво працює 341 добу за рік цілодобово за періодичною схемою. Технологічний цикл у реакторі триває 12 *год*. Визначити необхідну кількість реакторів ємністю 16 м^3 для виробництва діоктилфталату потужністю 2050 *тон* на рік. Коефіцієнт заповнення реактора – 0,8; $\delta = 10\%$.

2.6.11 З використанням вихідних даних попереднього прикладу розрахувати, як відрізняється кількість естеризаторів, прийнятих до установки, і запас потужності на стадії, якщо процес естерифікації здійснювати в реакторах 25 або 32 м^3 .

2.6.12 У виробництві діоктилфталату після стадії естерифікації (приклад 2.6.10) здійснюється нейтралізація реакційної маси. У нейтралізатор у розрахунку на 1 *t* готового продукту завантажуються 1166,4 *кг* пластифікатору-сирця (густина – $969 \text{ кг}/\text{м}^3$) і 131,2 *кг* розчину натрій гідроксиду (густина – $1043 \text{ кг}/\text{м}^3$). Технологічний цикл триває 9 *год*. Розрахувати необхідну кількість і ємність нейтралізаторів для виконання річної програми виробництва діоктилфталату, зазначеного в прикладі 2.6.10. Коефіцієнт заповнення нейтралізатора – 0,85; число операцій, α , яке необхідно провести по стадії протягом доби – 5,88; $\delta = 12\%$.

2.6.13 Для одержання 1 *t* дибутилфталату потрібно 541,3 *кг* фталевого ангідриду (густина розплаву $1527 \text{ кг}/\text{м}^3$), 543,9 *кг* бутилового спирту (густина $808,9 \text{ кг}/\text{м}^3$), 8,22 *кг* бензолсульфокислоти (густина $1370 \text{ кг}/\text{м}^3$). Річна потужність за дибутилфталатом 19500 *t*. Виробництво працює цілодобово за періодичною схемою. Число діб за рік, відведене для профілактичного ремонту – 24, технологічний цикл триває 14 *год*. Визначити необхідну кі-

лькість реакторів ємністю 10 м^3 для виконання заданої річної програми. Коефіцієнт заповнення реактора – 0,7; $\delta = 10\%$.

2.6.14 З використанням вихідних даних попереднього прикладу, розрахувати ємність мірника і сховища бутилового спирту. Підібрати ємності відповідно до ДСТУ або ГОСТ на ємнісне устаткування.

2.6.15 Для одержання 1 т барвника Дисперсного жовто-тривкого 2К на стадію синтезу 2,4-динітро-4-гідроксидифеніламіну в реактор завантажують $7196,5 \text{ кг}$ води, $431,2 \text{ кг}$ 2,4-динітрохлорбензену (густина $1500,0 \text{ кг/м}^3$) і $86,2 \text{ кг}$ хлоридної кислоти (густина $1140,0 \text{ кг/м}^3$). Річна потужність виробництва $110,0 \text{ т}$ 100% барвника. Виробництво працює цілодобово за періодичною схемою. Технологічний цикл триває $23,5 \text{ год}$. Визначити необхідну кількість реакторів ємністю $6,3 \text{ м}^3$ для виконання річної програми. Коефіцієнт заповнення реактора – 0,75; $\delta = 13\%$.

2.6.16 Розрахувати поверхню фільтрації автоматичного фільтр-преса типу ФПАКМ для фільтрування суспензії барвника Дисперсного жовто-тривкого 2К. Потужність виробництва $110,0 \text{ т}$ 100% барвника за рік. На 1 т 100% барвника утворюється $2000,0 \text{ кг}$ пасти. Число операцій, яке необхідно провести протягом доби, розрахувати за даними прикладу 2.6.15. Питома продуктивність фільтрпреса в існуючому виробництві $g_n = 5,0 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{год)}$. Підібрати за каталогом фільтруючого устаткування автоматичні фільтрпреси з необхідною фільтруючою поверхнею.

2.6.17 Розрахувати необхідну кількість пневматичних сушарок у виробництві $7500,0 \text{ кг}$ порошку на добу (вологість – 0,3%). Продуктивність сушарки – 240 кг/год сухого продукту.

2.6.18 У виробництві 1 т 100% 2-хлор-4-нітроаніліну на стадії синтезу 4-нітроанілін хлоргідрату одержують розчин 4-нітроанілін хлоргідрату в кількості $16318,8 \text{ кг}$ (густина $1090,0 \text{ кг/м}^3$). Річна потужність виробництва 260 т 100% продукту. Виробництво працює цілодобово протягом 330 діб за рік за періодичною схемою. Технологічний цикл триває 10 год ; $\varphi = 0,75$; $\delta = 10\%$. Визначити необхідну кількість реакторів ємністю $8,0 \text{ м}^3$ для виконання річної програми.

2.6.19 Для виробництва 2-хлор-4-нітроаніліну на стадії одержання 4-нітроанілін хлоргідрату використовується хлоридна кислота в кількості $5470,5 \text{ кг}$ у розрахунку на 1 т готового 100% продукту (густина $1150,0 \text{ кг/м}^3$). Розрахувати і прийняти відповідно до ДСТУ або ГОСТ необ-

хідну ємність мірника і сховища хлоридної кислоти. Для розрахунків використовувати дані прикладу 2.6.18.

2.6.20 Для одержання 1 т 100% 2,6-дихлор-4-нітроаніліну на стадії синтезу 4-нітроанілін хлоргідрату і його хлорування утворюється суспензія 2,6-дихлор-4-нітроаніліну в кількості 15098,1 кг (густина 1118,0 кг/м³). Річна потужність виробництва 70 т 100% 2,6-дихлор-4-нітроаніліну. Виробництво працює 330 діб за рік цілодобово за періодичною схемою. Розрахувати необхідну кількість реакторів ємністю 6,3 м³ для виконання річної програми, якщо технологічний цикл триває 70,3 год; $\varphi = 0,75$; $\delta = 11\%$.

2.6.21 Суспензія 2,6-дихлор-4-нітроаніліну, що отримана на стадії синтезу 4-нітроанілін хлоргідрату і його хлорування (див. умови прикладу 2.6.20), піддається фільтрації і промивці на рамному фільтрпресі. Пропонується провести фільтрацію і промивку на автоматичному фільтрпресі типу ФПАКМ-ТО. За дослідними даними питома продуктивність за пастою 2,6-дихлор-4-нітроаніліну на ФПАКМ-ТО складає 40 кг/(м²·год). Час фільтрації 46 год. Маса пасти, що утворюється після фільтрації і промивки, в розрахунку на 1 т 100% продукту складає 2016,5 кг. Визначити поверхню фільтрації, необхідну для виконання річної програми, і підібрати відповідно до ДСТУ або ГОСТ фільтруюче устаткування.

2.6.22 Для одержання 1 т барвника Дисперсного синього 209-74 на стадії синтезу барвника утворюється реакційна маса в кількості 16706,7 кг (густина 1688,0 кг/м³). Річна потужність виробництва 20 т 100% барвника. Виробництво працює 330 діб за рік цілодобово за періодичною схемою. Розрахувати необхідну кількість реакторів ємністю 2,0 м³, якщо технологічний цикл триває 55,0 год; $\varphi = 0,75$; $\delta = 13\%$.

РОЗДІЛ ІІІ

ТЕПЛОВІ РОЗРАХУНКИ

3.1 Загальні відомості

Всі промислові фізико-хімічні процеси проводяться за строго визначених виробничим регламентом температурних умов і в більшості випадків перебігають з підведенням або відведенням тепла. Швидкість підведення або відведення тепла в багатьох випадках визначають тривалість процесу.

Основною метою теплових розрахунків є визначення (перевірка) поверхні теплообміну або потужності електронагрівача для обраного апарата, а також витрати енергії (вода, пара, електроенергія тощо), необхідної для проведення технологічного процесу.

При перевірці поверхні теплообміну обраного апарата порівнюють обчислену величину з дійсною. Обчислена поверхня теплообміну повинна бути менше за дійсну. Якщо вона виявиться більшою, то, наприклад, у випадку апарата з оболонкою, рекомендується усередині апарата додатково встановити змійовик, а у випадку апарата зі змійовиком – зробити перерахунок, наприклад, збільшивши швидкість руху теплоносія (холодоагента).

Тепловий розрахунок проводиться на основі теплового балансу. Для апаратів безперервної дії тепловий баланс складається на одиницю часу, а для апаратів періодичної дії – на одну операцію.

3.2 Складання теплового балансу

Тепловий баланс будь-якого процесу може бути описаний рівнянням, яке зв'язує надходження і витрати енергії в процесі. Тепловий баланс складається на основі закону збереження енергії, відповідно до якого в замкнутій системі сума всіх видів енергії постійна. Для хіміко-технологічних процесів рівняння теплового балансу має вигляд:

$$\Sigma Q_{\text{нд.}} = \Sigma Q_{\text{випр.}}, \quad (3.1)$$

де $Q_{\text{нд.}}$ – надходження тепла;

$Q_{\text{випр.}}$ – витрати тепла.

Рівняння теплового балансу фізико-хімічного процесу може бути представлене в наступному вигляді:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6, \quad (3.2)$$

де Q_1 – тепло, внесенне з речовинами, що переробляються, *кДж*;
 Q_2 – тепло, що віддається теплоносієм апарату і перероблюваним речовинам або віднімається від них холодоагентом, *кДж*;
 Q_3 – тепловий ефект процесу, *кДж*;
 Q_4 – тепло, яке виноситься з апарата з продуктами реакції, *кДж*;
 Q_5 – тепло, що витрачається на нагрівання окремих частин апарата або віднімається від них холодоагентом, *кДж* (при розрахунку безперервних процесів не враховується);
 Q_6 – тепло, що втрачається апаратом у навколишнє середовище або отримується від нього, *кДж*.

Основна величина знаходиться з рівняння:

$$Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 - Q_1 \quad (3.3)$$

Якщо процес проходить з виділенням тепла, то в рівняння (3.3) Q_3 підставляється зі знаком "мінус".

3.2.1 Послідовність розрахунків

В безперервних процесах після визначення Q_2 перевіряють поверхню теплообміну і знаходять витрату теплоносіїв і холодоагентів.

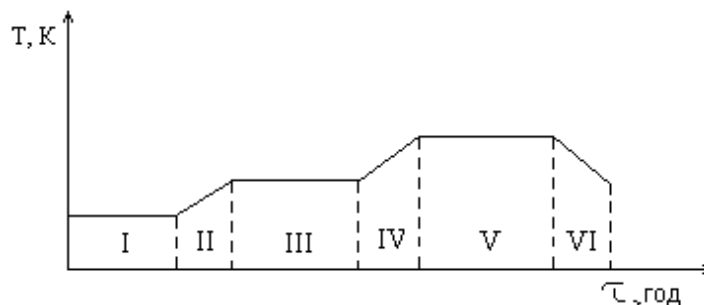


Рис. 3.1 Вид графіка температурного режиму в апараті

I – зона завантаження; II – зона підігріву; III – зона витримки; IV – зона підігріву; V – зона витримки; VI – зона охолодження

В періодичних процесах протягом технологічного циклу, як правило, спостерігається багаторазова зміна температурного режиму в апараті. У зв'язку з цим тепловий розрахунок періодичних процесів проводиться в

наступному порядку: будується графік температурного режиму (рис. 3.1); для кожної зони складається тепловий баланс процесу і визначається кількість тепла, що підводиться або відводиться (Q_2); в кожній зоні знаходять теплову напругу $g = Q_2/\tau$; за самою напруженою зоною перевіряють поверхню теплообміну, далі розраховують витратні коефіцієнти по теплоносіях або холодоагентах на одиницю готової продукції.

Інколи з метою економії часу при виконанні теплових розрахунків періодичних процесів на практиці будуються у масштабі графік температурного режиму (рис. 3.1), і тепловий розрахунок виконують тільки для зони з максимальним кутом нахилу кривої, що характеризує зміну температури в часі, і зон витратки реакційної маси за постійній температурі.

3.2.2 Визначення Q_1 і Q_4

Кількість тепла, внесена в апарат з речовинами, що переробляються, і відведена з апарата з продуктами реакції, може бути визначена за відомим рівнянням:

$$Q_{1,4} = \sum G_i \cdot C_i \cdot (T - T_0) = G_1 \cdot C_1 \cdot (T - T_0) + G_2 \cdot C_2 \cdot (T - T_0) + \dots + G_n \cdot C_n \cdot (T - T_0), \quad (3.4)$$

де G – маса речовини за даними матеріального балансу, $кг$; для безперервних процесів – це маса речовини за одиницю часу роботи апарата ($год$); для періодичних – маса речовини в розрахунку на одну операцію, $кг$;

T – температура речовини, $К$; задається технологічним регламентом;

T_0 – $273 K$;

C – питома теплоємність речовини, $кДж/(кг \cdot K)$. Значення питомих теплоємностей знаходять у довідниках, а при відсутності – обчислюють.

Для безперервних процесів G визначається за формулою:

$$G = M_{год} \cdot G_T, \quad (3.5)$$

де $M_{год}$ – годинна продуктивність виробництва за готовим продуктом, $т$;

G_T – маса речовини в розрахунку на $1 т$ готового продукту, $кг$, за даними матеріального балансу стадії, за якою ведеться розрахунок.

Для періодичних процесів:

$$G = M_d \cdot G_T / \alpha, \quad (3.6)$$

де M_d – добова продуктивність виробництва по готовому продукту, $т$;

α – кількість операцій, яких необхідно провести по даній стадії протягом доби.

Значення $M_{\text{год}}$, M_0 та α беруться з розрахунків ємнісного обладнання.

Для визначення питомих теплоємностей твердих і рідких речовин користуються наступною формулою:

$$C = (\sum C_{ai} \cdot n_i) / M, \quad (3.7)$$

де C_{ai} – питома теплоємність елемента, $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{атом} \cdot \text{К})$;

n_i – кількість однакових атомів у молекулі;

M – молярна маса сполуки.

Таблиця 3.1 – Значення питомих теплоємностей елементів

Елемент	$C_{ад}, \text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{атом} \cdot \text{К})$		Елемент	$C_{а}, \text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{атом} \cdot \text{К})$	
	C_a (твердих)	C_a (рідких)		C_a (твердих)	C_a (рідких)
Карбон	7,54	11,7	Силіцій	15,9	24,3
Гідроген	9,63	18,0	Флуор	20,9	29,3
Оксиген	16,8	25,1	Бор	11,3	19,7
Сульфур	22,6	31,0	Берилій	15,9	–
Фосфор	22,6	31,0	Інші елементи	26,0	33,5

За формулою (3.7) визначається величина питомої теплоємності при 273 К. При інших (більш високих) температурах, теплоємність сполук відрізняється від обчисленої по цій формулі. Тому в розрахунках обчислене значення теплоємності варто збільшувати на 5-10 %.

При відсутності експериментальних даних теплоємності розчинів, суспензій та емульсій ($\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$) можуть бути розраховані за формулою:

$$C = g_1 \cdot C_1 + g_2 \cdot C_2 + \dots + g_i \cdot C_i, \quad (3.8)$$

де g_1, g_2 – масові частки компонентів, у мас. частках;

C_1, C_2 – питомі теплоємності компонентів, $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.

При значному тепловому ефекті змішування (розчинення) розрахунок за цією формулою дає завищені результати.

Для попередніх розрахунків можна користуватися практичними даними, за якими питома теплоємність більшості органічних сполук дорівнює 1,6-1,7 $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$, питома теплоємність більшості рідин знаходиться у межах 1,7-2,5 $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$. Виняток складають галогензаміщені карбонгідро-

гени ($C = 0,21 \div 1,5 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$), а також вода, амоніак і деякі інші речовини, про теплоємність яких є довідкові дані.

Питома теплоємність газів і парів приблизно може бути визначена за їх молекулярним складом з наведених нижче формул:

питома теплоємність за постійному об'ємі ($\text{кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$):

$$C_v = (A \cdot R \cdot n + 0,5 \cdot A \cdot R) / M = (8,32 \cdot n + 4,16) / M; \quad (3.9)$$

питома теплоємність за постійному тиску ($\text{кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$):

$$C_p = (A \cdot R \cdot n + 1,5 \cdot A \cdot R) / M = (8,32 \cdot n + 12,48) / M, \quad (3.10)$$

де $A \cdot R$ – добуток теплового еквівалента роботи на газову постійну, дорівнює $8,32 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$;

n – кількість атомів у молекулі сполуки;

M – молярна маса сполуки.

3.2.3 Розрахунок теплового ефекту процесу Q_3

Тепловий ефект процесу Q_3 – це сумарна кількість тепла, що виділяється або поглинається за умови перебігу хімічних реакцій та фізико-хімічних процесів (випарювання, плавлення, розчинення тощо), що їх супроводжують.

Тепловий ефект процесу визначається за наступною формулою:

$$Q_3 = Q_3^x + Q_3^\phi, \quad (3.11)$$

де Q_3^ϕ – тепло, що виділяється або поглинається за рахунок фізичних процесів (випарювання, плавлення, розчинення і т.п.) (кДж).

$$Q_3^\phi = \pm G \cdot \Delta H_n, \quad (3.12)$$

де G – маса речовини, що приймає участь у фізичному процесі, кг ;

ΔH_n – тепловий ефект фізичного процесу, $\text{кДж}/\text{кг}$.

Теплоти фізичних процесів можуть бути визначені за довідниковими даними або розраховані за формулами (3.22-3.25).

Q_3^x – тепло, що виділяється або поглинається за умов хімічної реакції, кДж :

$$Q_3^x = \pm (1000 G / M) \cdot \Delta H_p, \quad (3.13)$$

де ΔH_p – тепловий ефект хімічної реакції, *кДж/моль*. Якщо реакція проходить з виділенням тепла, значення ΔH_p записується зі знаком "мінус";

G – маса речовини, що завантажується на одну операцію, *кг*. Зазвичай це та речовина, що реагує до кінця;

M – молярна маса речовини, за якою ведеться розрахунок.

Молярна маса високомолекулярної сполуки приводиться в промисловому регламенті або обчислюється за відомими методиками, наприклад, за в'язкістю:

$$\mu = K \cdot M^\alpha, \quad (3.14)$$

де μ – в'язкість високомолекулярної сполуки;

M – молярна маса високомолекулярної сполуки;

K, α – константи.

Відповідно до закону Геса тепловий ефект хімічної реакції визначається з використанням:

– теплот утворення сполук, *кДж/моль*:

$$\Delta H_p = (\sum v_i \cdot \Delta H_i^0)_k - (\sum v_j \cdot \Delta H_j^0)_v, \quad (3.15)$$

де $(\sum \Delta H_i^0)_k$ – сума теплот утворення сполук, отриманих за хімічною реакцією, *кДж/моль*;

$(\sum \Delta H_j^0)_v$ – сума теплот утворення вихідних сполук, *кДж/моль*;

v_i, v_j – стехіометричні коефіцієнти відповідних сполук;

– теплот згоряння сполук, *кДж/моль*:

$$\Delta H_p = (\sum v_j \cdot \Delta H_j^3)_v - (\sum v_i \cdot \Delta H_i^3)_k, \quad (3.16)$$

де $(\sum \Delta H_j^3)_v$ – сума теплот згоряння вихідних сполук, *кДж/моль*;

$(\sum \Delta H_i^3)_k$ – сума теплот згоряння сполук, отриманих за хімічною реакцією, *кДж/моль*;

– енергії зв'язків в молекулах реагуючих сполук, що знаходяться у газоподібному стані, *кДж/моль* (енергія зв'язку – це кількість енергії, що необхідна для його розриву).

$$\Delta H_p = (\sum \nu_j \cdot \Delta H_j^{3B})_в - (\sum \nu_i \cdot \Delta H_i^{3B})_к, \quad (3.17)$$

де $(\sum \Delta H_i^{3B})_к$ – сума енергій зв'язків сполук, отриманих за умов хімічних перетворень, *кДж/моль*;

$(\sum \Delta H_j^{3B})_в$ – сума енергій зв'язків вихідних сполук, *кДж/моль*.

При розрахунках таким способом вводять поправку на агрегатний стан речовин.

На практиці для визначення теплового ефекту реакції найчастіше використовують перший і третій методи розрахунку, оскільки теплоти утворення сполук, а також значення енергій зв'язків сполук можуть бути знайдені в довідниках.

При відсутності даних про теплоти утворення їх можна визначити за різницею між теплотами згоряння елементів, що входять до складу сполук, і теплою згоряння самої сполуки:

$$\Delta H^0 = - \sum n_i \cdot \Delta H_a^3 - \Delta H^3, \quad (3.18)$$

де ΔH^0 – питома теплота утворення сполуки, *кДж/моль*;

n – кількість однакових атомів у молекулі;

ΔH_a^3 – теплота згоряння одного грам-атома елементу, *кДж*;

ΔH^3 – теплота згоряння сполуки, *кДж/моль*.

Теплоти згоряння одного грам-атома елементу ΔH_a^3 в органічних сполуках, що містять атоми С, Н, Вг, Сl, F, I, N, О і S, наведено у таблиці 3.2.

Таблиця 3.2 – Теплота згоряння одного грам-атома елементів

Елемент	$\Delta H_a, \text{кДж}$	Елемент	$\Delta H_a, \text{кДж}$
Карбон	395,45	Нітроген	0 (65,41)
Гідроген	143,26	Оксиген	0
Бром	0 (23,67)	Флуор	173,47
Хлор	0 (22,08)	Сульфур	290,37(582,8)
Йод	0		

Зазвичай продуктами згоряння органічних сполук є газоподібні CO₂, Cl₂, N₂ і SO₂, рідкі H₂O і Br₂, твердий I₂ і HF у водному розчині. Значення ΔH_a³ для продуктів згоряння HBr, HCl, HNO₃, H₂SO₄, отриманих у виді водних розчинів, містяться в дужках.

При відсутності експериментальних даних про теплоти згоряння органічних сполук у газоподібному стані, вони можуть бути визначені за формулою Коновалова:

$$\Delta H^3 = - (204,47 \cdot n + 44,41 \cdot m + X), \quad (3.19)$$

де n – кількість атомів кисню, необхідна для повного згоряння сполуки;
 m – кількість молей води, що утворюється;
 X – термодинамічна характеристика, постійна в межах гомологічного ряду, кДж/моль (табл. 3.3).

Теплоти згоряння ΔH³ (кДж/моль) рідких органічних сполук можуть бути визначені за формулою Караша:

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot n + \Sigma \Delta \zeta, \quad (3.20)$$

де n – C · 4 + C · 3 + C · 2 + C · 1 + H · 1;
 n – кількість електронів, що переміщуються;
 C – кількість атомів карбону, в яких за даною реакцією переміщуються в бік гетероатома відповідно 4, 3, 2, 1 - електрон;
 H – кількість атомів водню, в яких переміщується електрон;
 Δ – тепла поправка, що відповідає даному замісникові (табл. 3.4);
 ζ – кількість однакових замісників.

Даний метод розрахунку теплоти згоряння сполуки оснований на припущенні, що теплота згоряння є функцією числа електронів, які переміщуються від речовини до кисню.

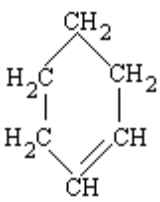
Таблиця 3.3 – Значення термодинамічної характеристики X

Сполуки	Характерне угруповання	X, кДж/моль	Сполуки	Характерне угруповання	X, кДж/моль
Насичені вуглеводні	C–C	0,0	Одноосновні кислоти	R–COOH	0,0
Етиленові вуглеводні	C=C	88,0	Двоосновні кислоти	HOOC–R–COOH	12,6

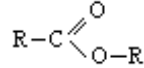

Ацетиленові вуглеводні	$C\equiv C$	213,4	Кетони	$R-C \begin{matrix} \nearrow O \\ \searrow R \end{matrix}$	50,2
Алкилбензени		100,4	Етери	$R-O-R$	88,0
Спирти	$R-OH$	50,3	Альдегіди	$R-C \begin{matrix} \nearrow O \\ \searrow H \end{matrix}$	75,3

Таблиця 3.4 – Числові значення теплових поправок

Характер груп, замісників, зв'язків	Δ , кДж/моль	Примітка
Зв'язок між ароматичними й аліфатичними радикалами $Ar-R$	+14,6	При згорянні атомів карбону, один з яких належить до ароматичного радикалу, а другий – до аліфатичного, будуть переміщатися всі електрони, які належать до цих атомів; $p^* = 0$
Зв'язок між ароматичними радикалами $Ar-Ar$	+27,2	При згорянні атомів карбону, які входять у різні ароматичні ядра, будуть переміщатися усі електрони, що належать до цих атомів. Число теплових поправок у випадку горіння сполук, що являють собою конденсовані ядра ароматичних карбонгидрогенів, дорівнює числу «спайок» ядер
Етиленовий зв'язок у цис-сполуках $>C=C<$	-69,0	-
Етиленовий зв'язок у транс-сполуках $>C=C<$	-54,4	-
Зв'язок між ароматичним радикалом і вінільним $Ar-CH=CH_2$ або етинільним $Ar-C\equiv CH$ радикалами	+27,2	-
Подвійний зв'язок у карбоциклі	-27,2	-

 <p>Потрійний зв'язок -C≡CH</p> <p>Потрійний зв'язок, не зв'язаний з атомом гідрогену -C≡C-</p> <p>Первинний спирт R-OH</p>	-192,9	-
	-138,5	-
	-54,4	При згорянні атома карбону, зв'язаного з гідроксильною групою, переміщуються тільки три електрони. Не

Продовження таблиці 3.4

Характер груп, замісників, зв'язків	Δ, кДж/моль	Примітка
Вторинний спирт R ₂ -CHОН	-27,2	переміщується електрон, що приймає участь в утворенні зв'язку між карбоном і киснем, а також електрон гідрогену, що міститься в гідроксильній групі; p = 2 Те ж саме
Третинний спирт R ₃ -C-ОН	-14,6	-//-
Фенол Ar-ОН	-14,6	-//-
Етери Ar(R) -O-Ar(R)	-81,6	Як і в спиртах, при згорянні атомів карбону, зв'язаного з киснем, переміщуються три електрони; p = 1 · 2
Аліфатичні естери 	-69,0	p = 4
Альдегід (Ar)R-CHO	-54,4	В альдегідній групі і кетогрупі при згорянні атому карбону переміщується 2 електрони; p = 2
Кетон (Ar)R-CO-(Ar) R	-27,2	Те ж саме
α-Кетокислоти R-CO-COOH	-54,4	Теплову поправку вводять, якщо група  зв'язана з карбоксильною групою, в інших випадках теплова поправ-

Гідроксикислоти $>C-(OH)-$	-27,2	ка на групу $-COOH$ не потрібна. При згорянні карбону карбоксильної групи переміщується тільки один електрон, так як інші вже «затрачені» на утворення зв'язку між вуглецем і киснем. Теплову поправку вводять, якщо група $>C-(OH)-$ зв'язана з групою $-COOH$. Усе сказане про кетокислоти справедливо і для гідроксикислот.
Дикетон $R-CO-CO-R$	-54,5	Теплову поправку вводять, якщо група $R-\overset{ }{C}=O$ зв'язана з такою ж самою групою; крім того, вводять дві поправки на кето-групу
Ангідрид карбонової кислоти	-41,8	-

Продовження таблиці 3.4

Характер груп, замісників, зв'язків	Δ , кДж/моль	Примітка
Хлорангідрид карбонової кислоти	-21,0	-
Первинні аліфатичні аміни $R-NH_2$	-54,4	При згорянні атома карбону, зв'язаного з аміногрупою, переміщуються всі електрони. При підрахунку числа електронів, що переміщуються, ураховують також наявність електронів у атома гідрогену, зв'язаного безпосередньо з атомом нітрогену
Вторинні аліфатичні аміни $R-NH-R$	-81,7	Те ж саме
Третинні аліфатичні аміни R_3N	-108,8	-/-
Первинні ароматичні аміни $Ar-NH_2$	-27,2	-/-
Вторинні ароматичні аміни $Ar-NH-Ar$	-54,4	-/-
Зв'язок між ароматичним радикалом і нітрогеном в амінах	+14,6	Крім поправки на відповідну аміногрупу вводять теплові поправки на кожний зв'язок між ароматичним радикалом і нітрогеном

* – p – число електронів, що не переміщуються.

За формулою (3.20) визначають теплоту згоряння органічних сполук у рідкому стані. Для визначення теплоти згоряння речовин в іншому агрегатному стані, необхідно внести поправки на теплоту плавлення, пароутворення або розчинення. З врахуванням поправки на агрегатний стан ΔH^a теплота згоряння сполуки ΔH^3 дорівнює:

$$\Delta H^3 = -109,15 n + \Sigma \Delta \zeta + \Delta H_a, \quad (3.21)$$

де ΔH_a – поправка на агрегатний стан, *кДж/моль*.

Формули теплових поправок на агрегатний стан наведено в таблиці (3.5).

Таблиця 3.5 – Теплові поправки на агрегатний стан речовини

Вихідна речовина	Для продуктів, що отримують		
	Газ (пара)	Рідина	Тверда речовина
Газ (пара)	0	+ $\Delta H_{\text{пл}}^{\text{вих}}$	+ $\Delta H_{\text{пл}}^{\text{к}}$ + $\Delta H_{\text{пар}}^{\text{вих}}$
Рідина	- $\Delta H_{\text{пар}}^{\text{к}}$	0	+ $\Delta H_{\text{пл}}^{\text{п}}$
Тверда речовина	- $\Delta H_{\text{пар}}^{\text{к}}$ - $\Delta H_{\text{пл}}^{\text{вих}}$	- $\Delta H_{\text{пл}}^{\text{вих}}$	0

Примітка: $\Delta H_{\text{пар}}$ – теплота пароутворення, *кДж/моль*;

$\Delta H_{\text{пл}}$ – теплота плавлення, *кДж/моль*.

Верхній індекс "к" відноситься до продукту, який отримують; верхній індекс "вих." – до вихідної речовини.

Фізичні теплоти пароутворення, плавлення, розчинення можуть бути знайдені з довідників або визначені за нижче наведеними формулами.

Теплоту пароутворення (*кДж/моль*) можна визначити за формулою Трутона:

$$\Delta H_{\text{пар}} = k \cdot T_{\text{к}} \cdot 10^{-3}, \quad (3.22)$$

де k – постійна величина. Для більшості сполук $k = 84 \div 92$;

$T_{\text{к}}$ – температура кипіння сполуки, K.

Для визначення теплоти плавлення (*кДж/моль*) може бути використана формула:

$$\Delta H_{\text{пл}} = k \cdot T_{\text{пл}} \cdot 10^{-3}, \quad (3.23)$$

де k – постійна величина, яка дорівнює $8 \div 12$ для елементів, $20 \div 28$ – для неорганічних сполук, 42 ± 12 – для органічних сполук;

$T_{\text{пл}}$ – температура плавлення, K .

Якщо в процесі частина рідких речовин випаровується, кількість тепла, що витрачається на компенсацію тепловтрат, необхідно збільшити на теплоту випарювання (kJ/mol):

$$\Delta H_{\text{вип}} = 89,3 \cdot T_{\text{к}} \cdot 10^{-3}, \quad (3.24)$$

де $T_{\text{к}}$ – температура кипіння, K .

Теплота розчинення (kJ/mol) твердих речовин визначається за рівнянням:

$$\Delta H_{\text{роз}} = [19,17 \cdot (T_1 \cdot T_2) \cdot \lg(C_1/C_2) \cdot 0,001] / (T_1 - T_2), \quad (3.25)$$

де C_1 – розчинність речовини за температурою T_1 , K ;

C_2 – розчинність речовини за температурою T_2 , K .

Обчислені або знайдені з довідників значення Q_3^x та Q_3^{ϕ} підставляють у формулу (3.11).

На закінчення необхідно відзначити, що Q_3 розраховується у випадку хімічної реакції або при наявності будь-якого фізико-хімічного ефекту. Як правило, хімічна реакція починається вже в зоні підігріву. Тому у випадку періодичних процесів необхідно в кожній зоні враховувати частку теплового ефекту, що відноситься до цієї зони.

3.2.4 Розрахунок тепла, що витрачається на нагрівання окремих частин апарата

Спочатку визначають тепло (kJ), що витрачається на нагрівання апарата:

$$Q_5^a = G_a \cdot C_a \cdot (T_{\text{к}} - T_{\text{п}}), \quad (3.26)$$

де G_a – маса апарата, kg ;

C_a – питома теплоємність сталі, $kJ/(kg \cdot K)$;

$T_{\text{к}}$ – кінцева температура в апараті, K ;

$T_{\text{п}}$ – початкова температура в апараті, K .

Далі визначають тепло ($кДж$), що витрачається на нагрівання ізоляції:

$$Q_5^{\text{із}} = G_{\text{із}} \cdot C_{\text{із}} \cdot (T_{\text{к}}' - T_{\text{п}}'), \quad (3.27)$$

де $G_{\text{із}}$ – маса ізоляції, $кг$;

$C_{\text{із}}$ – питома теплоємність ізоляції, $кДж/(кг \cdot K)$;

$T_{\text{к}}'$ – середня кінцева температура ізоляції, K ;

$T_{\text{п}}'$ – середня початкова температура ізоляції, K .

Маса ізоляції ($кг$) визначається за формулою:

$$G_{\text{із}} = F \cdot \delta \cdot \gamma, \quad (3.28)$$

де F – поверхня ізоляції, $м^2$; за температури в апараті вище $373 K$ ізолюється тільки його бічна поверхня, а при більш високих температурах – уся поверхня апарата;

δ – товщина ізоляції, $м$;

γ – густина ізоляції (для совеліту – $450 кг/м^3$).

Товщина ізоляції ($м$) може бути знайдена за формулою:

$$\delta = \lambda \cdot (T_{1\text{із}} - T_{2\text{із}}) / \alpha \cdot (T_{2\text{із}} - T_{\text{п}}), \quad (3.29)$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності ізоляції, $Вт/(м \cdot K)$;

α – коефіцієнт тепловіддачі, $Вт/(м^2 \cdot K)$, визначається за формулою Лінчевського:

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot (T_{2\text{із}} - T_{\text{пов}}), \quad (3.30)$$

де $T_{1\text{із}}$ – температура внутрішньої стінки ізоляції, приймається рівною температурі теплоносія (якщо ізоляція покриває оболонку) або рівною температурі реакційної маси (якщо оболонка відсутня); температура неізольованої кришки апарата, приймається рівною $313 \div 323 K$;

$T_{2\text{із}}$ – температура зовнішньої стінки ізоляції, приймається рівною $303 K$;

$T_{\text{пов}}$ – температура навколишнього середовища, приймається рівною $293 K$.

Середня кінцева температура ізоляції визначається за формулою:

$$T_{\text{к}}' = (T_{\text{к}} + T_{2\text{із}}) / 2, \quad ($$

3.31)

де T_k – кінцева температура в апараті або оболонці (змійовику), K ;
 $T_{2із}$ – температура зовнішньої стінки ізоляції, K ; $T_{2із} = 303 K$.

Середня температура ізоляції на початку нагрівання визначається за формулою:

$$T'_п = (T_{піз} + T_{пов}) / 2, \quad (3.32)$$

де $T_{піз}$ – початкова температура в апараті або оболонці (змійовику), K ;
 $T_{пов}$ – температура навколишнього середовища; $T_{пов} = 293 K$.

Загальна кількість тепла, що витрачається на нагрівання апарата та ізоляції, дорівнює:

$$Q_5 = Q_5^a + Q_5^{із}. \quad (3.33)$$

3.2.5 Розрахунок тепловтрат в навколишнє середовище Q_6

Якщо апарат ізольовано повністю, то теплові втрати ($\kappaДж$) визначаються за формулою:

$$Q_6 = \alpha \cdot F_{із} \cdot \tau \cdot (T_{2із} - T_{пов}) \cdot 10^{-3}, \quad (3.34)$$

де τ – тривалість зони, s ;

$T_{2із}$ – температура зовнішньої стінки ізоляції; $T_{2із} = 303 K$;

$T_{пов}$ – температура навколишнього середовища; $T_{пов} = 293 K$;

$F_{із}$ – поверхня ізоляції, m^2 ;

α – коефіцієнт тепловіддачі, $Вт/(m^2 \cdot K)$, визначається за формулою (3.30).

Якщо апарат ізольовано частково, то теплові втрати визначають окремо для ізольованої і неізольованої поверхонь. Загальні тепловтрати ($\kappaДж$) визначають за формулою:

$$Q_6 = Q_6^1 + Q_6^2, \quad (3.35)$$

де Q_6^1 – тепловтрати через ізольовану поверхню, $\kappaДж$;

Q_6^2 – тепловтрати через неізольовану поверхню, $\kappaДж$.

3.3 Перевірка (розрахунок) поверхні теплообміну апарата

Метою розрахунку є перевірка або визначення поверхні теплообміну, а при відомій поверхні теплообміну – встановлення часу нагрівання або охолодження.

Розрахунок проводиться за відомим рівнянням теплопередачі:

$$Q_2 = K \cdot F \cdot \Delta T_{\text{сер}} \cdot \tau, \quad (3.36)$$

де Q_2 – кількість тепла, яке необхідно підвести або відвести протягом процесу, Дж;

K – коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;

F – поверхня теплообміну, м^2 ;

$\Delta T_{\text{сер}}$ – середня різниця температур;

τ – час проведення процесу, с.

Для безперервних процесів теплообміну рівняння теплопередачі має вигляд:

$$Q'_2 = \frac{Q_2}{\tau} = K \cdot F \cdot \Delta T_{\text{сер}}. \quad (3.37)$$

3.3.1 Визначення коефіцієнта теплопередачі

Коефіцієнт теплопередачі визначається за рівнянням:

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + 1/\alpha_2 + \sum \delta_i/\lambda_i + r_3}, \quad (3.38)$$

де δ_i – товщина стінки апарата, м, (це власне товщина стінки апарата та плюс товщина захисних шарів (емаль, футеровка)):

$$\delta_i = \delta_{\text{ст}} + \delta_{\text{з.ш.}}, \quad (3.39)$$

λ_i – коефіцієнти теплопровідності окремих шарів, з яких складається стінка апарата, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$:

$$\lambda_i = \lambda_{\text{ст}} + \lambda_{\text{з.ш.}}, \quad (3.40)$$

r_3 – термічний опір забруднення, $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$;

α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від агента, що гріє, до стінки, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до рідини, що нагрівається, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Таблиця 3.6 – Приблизні значення коефіцієнтів тепловіддачі від теплоносіїв до стінки апарата з оболонкою

Теплоносій	Коефіцієнт тепловіддачі, α , $Bm/(m^2 \cdot K)$
Водяна пара	7500 – 17000
Вода	475 – 1729
Гріючі оливи	285 – 515
Дифенільна суміш:	
– рідина	457 – 1025
– пара	1137 – 2844
Топливні гази	20 – 25

Таблиця 3.7 – Приблизні значення коефіцієнтів теплопередачі, $Bm/(m^2 \cdot K)$

Вид теплообміну	Рух теплоносія	
	змушений	вільний
Від газу до газу	10 – 40	4 – 12
Від газу до рідини	10 – 60	6 – 20
Від пари, яка конденсується, до газу	10 – 60	6 – 12

Продовження таблиці 3.7

Вид теплообміну	Рух теплоносія	
	змушений	вільний
Від рідини до рідини (вода)	800 – 1700	140 – 340
Від рідини до рідини (олива, карбогідроген)	120 – 270	30 – 60
Від водяної пари, яка конденсується, до води	800 – 3500	300 – 1200
Від пари органічних рідин, яка конденсується, до води	120 – 340	60 – 170
Від пари, яка конденсується, до киплячої рідини	–	300 – 5000

Таблиця 3.8 – Приблизні значення коефіцієнтів теплопровідності забрудненої стінки

Середовище	$1/\Gamma_3$, $Bm/(m^2 \cdot K)$
Карбогідрогени низькокиплячі	5000
Органічні рідини, розсоли, рідкі холодоагенти	5800
Полімерні речовини	2200
Ароматичні карбогідрогени	5560
Органічні пари	11600
Ацетон, розчинники	10000
Кислоти	2000
Вода:	

– забруднена	1400 – 1800
– середньої якості	1860 – 2900
– гарної якості	2900 – 5800
– дистильована	11600
Конденсат	25000
Розчин аміачний	6670
Розчин солей	5000
Водяна пара (з вмістом оливи)	5800
Повітря	2800

Орієнтовні значення α , K і τ_3 наведені відповідно в табл. (3.6 – 3.8).

3.3.2 Визначення коефіцієнтів тепловіддачі при обігріві рідкими теплоносіями

3.3.2.1 Теплопередача апарата з оболонкою

$$\text{При } Re \leq 5 \cdot 10^5 \quad \left(Re = \frac{\omega_p \cdot H \cdot \rho_p}{\mu_p} \right).$$

$$\alpha_1 = 0,76 \cdot \frac{\lambda_p}{H} \cdot \left(\frac{\omega_p \cdot H \cdot \rho_p}{\mu_p} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,43} \quad (3.41)$$

При $Re > 5 \cdot 10^5$:

$$\alpha_1 = 0,037 \cdot \frac{\lambda_p}{H} \cdot \left(\frac{\omega_p \cdot H \cdot \rho_p}{\mu_p} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,43} \quad (3.42)$$

де H – висота оболонки, m ;

λ_p – коефіцієнт теплопровідності рідини, що гріє, $Вт/(м \cdot К)$; при відсутності експериментальних даних коефіцієнт теплопровідності рідин розраховується;

ρ_p – густина рідини, $кг/м^3$;

C_p – питома теплоємність рідини, $Дж/(кг \cdot К)$;

μ_p – динамічний коефіцієнт в'язкості, $Па \cdot с$; при відсутності експериментальних даних динамічний коефіцієнт в'язкості органічних рідин, їхніх сумішей і суспензій розраховується;

ω_p – швидкість руху рідини, $м/с$; визначається за формулою:

$$\omega_p = \frac{4 \cdot g \cdot \varepsilon}{\rho_p \cdot C \cdot \pi \cdot (T_n - T_k) \cdot (D_c^2 - D_a^2)}, \quad (3.43)$$

де g – питоме теплове навантаження в зоні, Bm ;
 ε – коефіцієнт вільної конвекції; $\varepsilon = 5 \div 12$;
 T_n, T_k – відповідно початкова і кінцева температура рідини, що гріє, K ;
 D_c, D_a – відповідно діаметр оболонки і апарата, m ;
 C – питома теплоємність рідини, що гріє, $Дж/кг \cdot K$;
 ρ – густина рідини, що гріє, $кг/м^3$.

Значення фізичних констант беруть при початковій температурі рідини.

В апараті з оболонкою і мішалкою коефіцієнт тепловіддачі α_2 визначається за формулою:

$$\alpha_2 = C \cdot \frac{\lambda_p}{D_a} \cdot \left(\frac{\rho_p \cdot n \cdot d_m^2}{\mu_p} \right)^m \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,33}, \quad (3.44)$$

де C і m – коефіцієнти; їх значення приведені в табл. (3.9).

λ_p – коефіцієнт теплопровідності реакційної маси, $Bm/(m \cdot K)$;
 n – число обертів мішалки, $1/c$;
 d_m – діаметр мішалки, m ;
 C_p – питома теплоємність реакційної маси при постійному тиску, $Дж/(кг \cdot K)$;
 μ_p – в'язкість реакційної маси, $Па \cdot c$;
 ρ_p – густина реакційної маси, $кг/м^3$.

Таблиця 3.9 – Значення коефіцієнтів C і m

Тип мішалки	Тип поверхні теплообміну	C	m
Турбінна	Оболонка	0,62	0,67
	Змійовик	1,50	0,62
Пропелерна	Оболонка	0,83	0,67
	Кожух	0,54	0,67
Лопатева	Оболонка	0,36	0,67
	Змійовик	0,87	0,62
Якірна, рамна	Оболонка	0,46	0,67

Значення фізичних констант беруть за середній температурі реакційної маси.

При визначенні α_1 , за формулами (3.41), (3.42), необхідно зазначити, що при малій швидкості теплоносія у оболонці (розрахованій за формулою 3.43), необхідно перевіряти G_r згідно з рівнянням (3.45), оскільки слід ураховувати при розрахунку α_1 вплив вільної конвекції:

$$G_r \leq 0,3 (Re)^2. \quad (3.45)$$

Критерій Рейнольдса Re визначається за формулою:

$$Re = \frac{\omega_p \cdot d_e \cdot \rho_p}{\mu_p}, \quad (3.46)$$

де d_e – еквівалентний діаметр кільцевого простору, m ;
 μ_p – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, що гріє, при середній температурі, $Pa \cdot s$;
 ρ_p – густина рідини, що гріє, kg/m^3 .

Еквівалентний діаметр кільцевого простору d_e розраховується за формулою:

$$d_e = D_o - D_a, \quad (3.47)$$

де D_o – діаметр оболонки, m ;
 D_a – діаметр апарата, m .

Критерій Грасгофа G_r , визначається за формулою:

$$G_r = g \cdot H^3 \cdot \frac{\rho_p^2}{\mu_p^2} \cdot \beta \cdot \Delta T_{сер}, \quad (3.48)$$

де g – прискорення вільного падіння; $g = 9,8 m/c^2$;
 H – висота оболонки, m ;
 ρ_p – густина рідини, що гріє, kg/m^3 ;
 μ_p – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, що гріє, при середній температурі рідини, $Pa \cdot s$;
 β – коефіцієнт об'ємного розширення рідини, що гріє, при середній температурі стінки апарата, K ;
 $\Delta T_{сер}$ – середня температура стінки апарата, K .

Середня температура стінки $\Delta T_{сер}$ визначається за формулою:

$$\Delta T_{\text{сеп}} = \frac{T_p^n - T_p^k}{2} - \frac{T_{\text{ст}}^n - T_{\text{ст}}^k}{2}, \quad (3.49)$$

де T_p^n, T_p^k – початкова і кінцева температура рідини, що гріє, K ;
 $T_{\text{ст}}^n, T_{\text{ст}}^k$ – початкова і кінцева температура стінки апарата, K .

Коефіцієнт об'ємного розширення знаходиться у довідковій літературі. За умов, коли $Gr \gg 0,3 Re^2$, величиною вільної конвекції зневажати не можна і тому α_1 у цьому випадку визначається за формулою:

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda_p}{H}, \quad (3.50)$$

де Nu – критерій Нусельта;
 λ_p – коефіцієнт теплопровідності рідини, що гріє, при середній температурі в оболонці, $Вт/(м \cdot K)$;
 H – висота оболонки, $м$.

Критерій Нусельта визначається за формулою:

$$Nu = C \cdot (Gr \cdot Pr)^f, \quad (3.51)$$

де C і f – коефіцієнти, що залежать від добутку $Gr \cdot Pr$ (табл. 3.10);
 Pr – критерій Прандтля при середній температурі стінки.

Для визначення критерію Прандтля використовується формула:

$$Pr = \mu_p \cdot C_p / \lambda_p, \quad (3.52)$$

де μ_p, C_p, λ_p – фізичні властивості рідини, що гріє, при середній температурі в оболонці.

Таблиця 3.10 – Значення коефіцієнтів C і f у формулі 3.51

Величина	Значення величини при параметрі $Gr \cdot Pr$			
	$10^3 \div 5 \cdot 10^2$	менше 10^3	$5 \cdot 10^2 \div 2 \cdot 10^7$	більше $2 \cdot 10^7$
C	0,450	1,180	0,540	0,136
f	0,000	0,125	0,250	0,330

3.3.2.2 Теплопередача в апараті зі змійовиком

Як правило, при обігріві рідкими теплоносіями, що рухаються в прямих трубах, спостерігається стаціонарний турбулентний режим ($Re > 5 \cdot 10^5$). Для цього випадку при $L:d > 50$ (L – довжина труби; d – внутрішній діаметр труби)

$$\alpha_1 = 0,021 \cdot \frac{\lambda_p}{d_e} \cdot \left(\frac{\omega_p \cdot d_e \cdot \rho_p}{\mu_p} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,43}, \quad (3.53)$$

де λ_p – коефіцієнт теплопровідності рідини, $Вт/(м \cdot К)$;
 ω_p – швидкість руху рідини, $м/с$; приймається $0,3 \div 0,8$ $м/с$;
 ρ_p – густина рідини, $кг/м^3$;
 C_p – теплоємність рідини при постійному тиску, $Дж/(кг \cdot К)$;
 μ_p – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, $Па \cdot с$;
 d_e – еквівалентний діаметр труби, $м$:

$$d_e = (4 \cdot f) / \Pi, \quad (3.54)$$

де f – площа живого перерізу потоку, $м^2$;

Π – повний (змочений) периметр, $м$.

Для труб круглого перерізу $d_e = d_{\text{труби}}$.

Для змійовиків отримане значення α_1 (для прямої труби) множать на коефіцієнт X , що враховує відносну кривизну змійовика:

$$X = 1 + 3,54 (d / D), \quad (3.55)$$

де d – внутрішній діаметр труби змійовика, $м$;

D – діаметр витка змійовика, $м$.

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки змійовика до реакційної маси визначається за формулою:

$$\alpha_2 = C \cdot \frac{\lambda_p}{D_a} \cdot \left(\frac{\rho_p \cdot n \cdot d_M^2}{\mu_p} \right)^m \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,33}. \quad (3.56)$$

Позначення фізичних величин – як у рівнянні (3.44); значення коефіцієнтів див. у табл. (3.9).

3.3.3 Визначення коефіцієнтів тепловіддачі при нагріванні парою

3.3.3.1 Тепловіддача в апараті з оболонкою:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot A \cdot (r / H \cdot \Delta T)^{0,25}, \quad (3.57)$$

де A – коефіцієнт, що залежить від температури плівки конденсату, знаходиться по довідниках;

r – теплота конденсації пари, Дж/кг;

H – висота оболонки, м;

$\Delta T = T_{\text{конд}} - T_{\text{ст}} \cong 8$.

$$\alpha_2 = C \frac{\lambda_p}{D_a} \left(\frac{\rho_p \cdot n \cdot d_m^2}{\mu_p} \right)^m \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,33}. \quad (3.58)$$

Позначення фізичних величин, їх розмірність і умови, за яких вони беруться – див. рівняння (3.44); значення C і m див. у табл. (3.9).

3.3.3.2 Теплопередача в апараті зі змійовиком

В даний час відсутні обґрунтовані формули для розрахунку коефіцієнта тепловіддачі при конденсації пари в трубі змійовика (α_1^B). У цьому випадку його значення дещо нижче, ніж при конденсації пари на зовнішній поверхні змійовика (α_1^3).

Для приблизних розрахунків α_1^B рекомендується спочатку розрахувати α_1^B для зовнішньої поверхні труби змійовика й отримане значення помножити на коефіцієнт < 1 .

Наприклад, α_1^3 при конденсації водяної пари на зовнішній поверхні труби змійовика дорівнює $5000-10000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Враховуючи, що вплив α_1 на K невеликий, приймається його нижче значення $5000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ і вводиться поправочний коефіцієнт $0,6$.

Таким чином, у розрахунку приймається $\alpha_1^B = 5000 \cdot 0,6 = 3000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

У загальному випадку при конденсації пари на зовнішній поверхні труби змійовика α_1^3 знаходиться за формулою:

$$\alpha_1^3 = 1,28 \cdot A \cdot (r / d \cdot \Delta T)^{0,25}, \quad (3.59)$$

де r – теплота конденсації, Дж/кг;

d – зовнішній діаметр труби, м;

ΔT – різниця температури конденсації пари і внутрішньої поверхні стінки змійовика; $\Delta T \cong 8$;

A – коефіцієнт, що залежить від температури плівки конденсату.

Тоді:

$$\alpha_1^B = 0,6 \cdot \alpha_1^3. \quad (3.60)$$

Для визначення α_2 використовують формулу (3.56).

3.3.4 Визначення коефіцієнтів тепловіддачі при охолодженні рідкими теплоносіями (водою)

3.3.4.1 Охолодження в апараті з оболонкою:

$$\alpha_1 = C \frac{\lambda_p}{D_a} \left(\frac{\rho_p \cdot n \cdot d_m^2}{\mu_p} \right)^m \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,33}. \quad (3.61)$$

При $Re < 5 \cdot 10^5$:

$$\alpha_2 = 0,76 \frac{\lambda_p}{H} \left(\frac{\omega_p \cdot H \cdot \rho_p}{\mu_p} \right)^{0,5} \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,43}. \quad (3.62)$$

При $Re > 5 \cdot 10^5$:

$$\alpha_2 = 0,037 \frac{\lambda_p}{H} \left(\frac{\omega_p \cdot H \cdot \rho_p}{\mu_p} \right)^{0,5} \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,43}. \quad (3.63)$$

Позначення фізичних величин, їх розмірність і умови, при яких вони беруться, для (3.61) – див. рівняння (3.44); для (3.62) і (3.63) – рівняння (3.40) і (3.41); значення коефіцієнтів C і m див. у таблиці (3.9).

3.3.4.2 Охолодження в апараті зі змішувиком:

$$\alpha_1 = C \frac{\lambda_p}{D_a} \left(\frac{\rho_p \cdot n \cdot d_m^2}{\mu_p} \right)^m \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,33}. \quad (3.64)$$

Позначення фізичних величин, їх розмірність і умови, при яких беруться їх значення, – див. рівняння (3.43); значення коефіцієнтів C і m див. у табл. (3.9).

$$\alpha_2 = 0,021 \cdot \frac{\lambda_p}{d_e} \cdot \left(\frac{\omega_p \cdot d_e \cdot \rho_p}{\mu_p} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,43}. \quad (3.65)$$

Позначення фізичних величин, розмірність і умови, при яких вони беруться, – див. рівняння (3.53).

3.3.5 Визначення середньої різниці температур ($\Delta T_{\text{сеп}}$)

Середня різниця температур (середній температурний напір) для безперервних процесів у випадку прототечії і протитечії визначається як середньологарифмічна різниця:

$$\Delta T_{\text{сеп}} = \frac{\Delta T_{\text{б}} - \Delta T_{\text{м}}}{2,3 \lg \frac{\Delta T_{\text{б}}}{\Delta T_{\text{м}}}}, \quad (3.66)$$

де $\Delta T_{\text{б}}$, $\Delta T_{\text{м}}$ – більша і менша різниця температур між гарячим і холодним теплоносієм на кінцях теплообмінника.

Якщо $\Delta T_{\text{б}} / \Delta T_{\text{м}} < 2$, середній температурний напір визначається як середньоарифметична величина:

$$\Delta T_{\text{сеп}} = (\Delta T_{\text{б}} + \Delta T_{\text{м}}) / 2. \quad (3.67)$$

Для періодичних процесів нагрівання парою $\Delta T_{\text{сеп}}$ обчислюється за формулою (3.66).

Для нагрівання гарячою рідиною:

$$T_{\text{сеп}} = \frac{T_2 - T_1}{2,3 \cdot \lg \frac{T_{\text{п}} - T_1}{T_{\text{п}} - T_2}} \cdot \frac{A - 1}{2,3 \cdot \text{Al}gA}, \quad (3.68)$$

де $A = (T_{\text{п}} - T_2) / (T_{\text{к}} - T_2)$;

$T_{\text{п}}$ – початкова температура рідини, що нагріває, K ;

$T_{\text{к}}$ – кінцева температура рідини, що нагріває, K ;

T_1 – початкова температура рідини, яку нагрівають, K ;

T_2 – кінцева температура рідини, яку нагрівають, K .

Для охолодження холодною рідиною:

$$T_{\text{сеп}} = \frac{T_3 - T_4}{2,3 \cdot \lg \frac{T_3 - T_{\text{п.х}}}{T_4 - T_{\text{п.х}}}} \cdot \frac{A - 1}{2,3 \cdot \text{Al}gA}, \quad (3.69)$$

де $A = (T_3 - T_{п.х}) / (T_3 - T_{к.х})$;

T_4 – кінцева температура охолоджуваної рідини, K ;
 T_3 – початкова температура охолоджуваної рідини, K ;
 $T_{п.х}$ – початкова температура холодоагенту, K ;
 $T_{к.х}$ – кінцева температура холодоагенту, K .

3.4 Розрахунок витрати теплоносіїв

3.4.1 Витрати пари:

$$G = Q_2 / (r \cdot X), \quad (3.70)$$

де G – витрати пари, $кг$;
 r – теплота конденсації, $Дж/кг$;
 X – ступінь сухості пари, що гріє; $X = 0,95$;
 Q_2 – підведене тепло, $Дж$.

3.4.2 Витрати рідкого теплоносія:

$$G = Q_2 / C (T_2 - T_1), \quad (3.71)$$

де G – витрати рідкого теплоносія або холодоагенту, $кг$;
 C – питома теплоємність теплоносія, $Дж/(кг \cdot K)$;
 T_1 і T_2 – відповідно кінцева і початкова температури рідкого теплоносія, K .

3.5 Теплові розрахунки при індукційному електрообігріві апаратів з мішалками

Методика теплових розрахунків при індукційному електрообігріві апаратів практично не відрізняється від наведеної вище.

Спочатку в кожній зоні визначається підведене тепло:

$$Q_2 = Q_4 - Q_1 + Q_3 \quad (3.72)$$

Тепло, що витрачається на нагрівання апарата (Q_5) і тепловтрати в навколишнє середовище (Q_6) не розраховуються, а приймаються на рівні 10% від загальних витрат тепла, тобто обчислене значення збільшується на 10%.

Потім для самої напруженої зони знаходиться (перевіряється) потужність індукторів, $Вт$:

$$N = Q_2 / (3600 \cdot \tau \cdot \eta \cdot a), \quad (3.73)$$

де Q_2 – підведене до апарата тепло, Дж;
 τ – час роботи індукторів, год;
 η – ККД перетворення електричної енергії в теплову, $\eta = 0,8 \div 0,9$;
 a – коефіцієнт використання потужності, $a = 0,6 \div 0,9$.

Коефіцієнт використання потужності характеризує залежність зниження споживаної потужності з підвищенням температури (табл. 3.11).

Таблиця 3.11 – Вплив температури на коефіцієнт використання потужності

Ємність апарата, м ³	Температура, К	Потужність, кВт	a
3,8	293	160	0,61
	573	100	
5,0	293	240	0,63
	593	150	
10,0	293	390	0,77
	593	300	
32,0	293		0,90
	593		

За отриманою сумарною потужністю індукторів підбирається потужність індукторів, ряд яких наведено у табл. (3.12).

Таблиця 3.12 – Потужність індукторів, що встановлюють на апаратах

Ємність апарата, м ³	Потужність індуктора, кВт
0,5 ÷ 1,0	60,0
2,5 ÷ 3,0	160,0
5,0	240,0
8,0	320,0
10,0	390,0
32,0	1170,0 (1620,0)

3.6 Особливості теплових розрахунків процесів сульфурвання

3.6.1 Тепловий баланс процесів змішування кислот

Без врахування тепла, що витрачається на нагрівання окремих частин апарата, і тепловтрат в навколишнє середовище тепловий баланс змішування сульфатних кислот різних концентрацій визначається рівнянням:

$$Q = G_1 \cdot C_1 \cdot (T_1 - T_0) + G_2 \cdot C_2 \cdot (T_2 - T_0) + Q_p - G \cdot C \cdot (T - T_0), \quad (3.$$

74)

де C_1 і C_2 – питомі теплоємності кислот, що змішуються, $\kappaДж/(кг\cdot K)$;
 T_1 і T_2 – початкові температури кислот, що змішуються, K ;
 C – питома теплоємність одержуваної кислоти, $Дж/(кг\cdot K)$;
 T – температура одержуваної кислоти, K ; $T_0 = 273 K$;
 Q – тепло, що відводиться холодоагентом, $\kappaДж$;
 G, G_1, G_2 – маси кислот, $кг$;
 Q_p – тепло, що виділяється при змішуванні (розведенні) кислот, $\kappaДж$.

Теплота розведення кислот визначається за формулою:

$$Q_p = 0,01 \cdot (G \cdot m \cdot \Delta H - G_1 \cdot m_1 \cdot \Delta H_1 - G_2 \cdot m_2 \cdot \Delta H_2), \quad (3.75)$$

де ΔH_1 – тепло, що виділяється при утворенні більш концентрованої кислоти з моногідрату і води, $\kappaДж/кг H_2SO_4$;

ΔH_2 – тепло, що виділяється при утворенні більш розведеної кислоти з моногідрату і води, $\kappaДж/кг H_2SO_4$;

ΔH – тепло, що виділяється при утворенні з моногідрату і води одержуваної кислоти, заданої концентрації;

m_1 – вміст сульфатної кислоти в концентрованій кислоті, %;

m_2 – вміст сульфатної кислоти в розведеній кислоті, %;

m – вміст сульфатної кислоти в кислоті, що одержується при змішуванні, %.

$\Delta H, \Delta H_1$ і ΔH_2 визначаються відповідно до закону Гесса за формулою Томсена:

$$\Delta H = \frac{74,83X}{X+1,7983} \quad (\kappaДж/ моль 100\% H_2SO_4); \quad (3.76)$$

або

$$\Delta H = \frac{1139,68n}{n+49} \quad (\kappaДж/ кг 100\% H_2SO_4), \quad (3.77)$$

де X – кількість моль води, що змішується з 1 моль 100% сульфатної кислоти;

n – вміст води в кислоті після розведення, %.

123

Якщо змішується сульфур(VI) оксид з водою, то:

$$Q_p = 0,01 (G \cdot n \cdot \Delta H - G_1 \cdot n_1 \cdot \Delta H_1 - G_2 \cdot n_2 \cdot \Delta H_2), \quad (3.78)$$

де ΔH – теплота змішування сульфур(VI) оксиду з водою при утворенні кислоти концентрацією $m\%$, *кДж/кг води*;

ΔH_1 – теплота змішування сульфур(VI) оксиду з водою при утворенні кислоти концентрацією $m_1\%$, *кДж/кг води*;

ΔH_2 – теплота змішування сульфур(VI) оксиду з водою при утворенні кислоти концентрацією $m_2\%$, *кДж/кг води*;

n, n_1, n_2 – вміст води (зв'язаної і незв'язаної з SO_3) в кислотах, що змішуються, і одержуваній суміші, *%*.

$\Delta H, \Delta H_1$ і ΔH_2 в цьому випадку визначаються за формулою Портера:

$$\Delta H = \frac{2112,6}{\frac{1-m}{m} + 0,2013} + \frac{2,99 \cdot (T - 288)}{\frac{1-m}{m} + 0,062}, \quad (3.79)$$

де m – загальний вміст сульфур(VI) оксиду в одержуваній кислоті, *мас. частки*;

T – температура змішування, *К*.

Для визначення n користуються наступними рівняннями:

– для сульфатної кислоти

$$n = 100 - 0,8164 \cdot m_c; \quad (3.80)$$

– для олеуму

$$n = 0,1836 \cdot (100 - m_o), \quad (3.81)$$

де m_c – вміст моногідрату в сульфатній кислоті, *%*,

m_o – вміст вільного сульфур(VI) оксиду в олеумі, *%*.

У технічних розрахунках для визначення теплоти змішування кислот та теплот зміни концентрації сульфуючого агента в процесі сульфування користуються номограмою, запропонованою С.Н. Тихменевим (рис. 3.2).

3.6.2 Тепловий ефект процесу сульфування

Тепловий ефект процесу сульфування (*кДж*) визначається за рівнянням:

$$Q_3 = Q_p + Q_v, \quad (3.82)$$

де Q_p – теплота реакції сульфування, *кДж*;

Q_v – тепло, що виділяється при зміні концентрації сульфуючого агента, *кДж*, або теплота виділення SO_3 із сульфуючого агента; дорівнює по величині і протилежне за знаком теплоті змішування тієї ж кількості SO_3 з водою, *кДж*.

Теплота реакції сульфування:

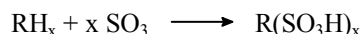
$$Q_p = \frac{1000 \cdot G}{M} \cdot \Delta H_p, \quad (3.83)$$

де G – маса речовини, що сульфується, *кг*;

M – молярна маса речовини, що сульфується;

ΔH_p – тепловий ефект реакції, *кДж/моль*.

Стосовно сульфування органічних сполук сульфур(VI) оксидом за реакцією:



тепловий ефект реакції визначається формулою:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + 395,75 \cdot X, \quad (3.84)$$

де ΔH_n – теплота утворення сульфо кислоти, *кДж/моль*;

ΔH_c – теплота утворення речовини, що сульфується, *кДж/моль*;

– 395,75 – теплота утворення сульфур(VI) оксиду, *кДж/моль*;

X – кількість сульфогруп в молекулі органічної речовини.

Теплота виділення сульфур(VI) оксиду із сульфуючого агента, *кДж/кг води*, визначається за рівнянням:

$$\Delta H_v = -(\Delta H_s - \Delta H_\pi), \quad (3.85)$$

де ΔH_s – теплота змішування сульфур(VI) оксиду з 1 *кг* води при утворенні сульфуючого агента з початковою концентрацією S , *кДж/кг води*;

ΔH_π – теплота змішування сульфур(VI) оксиду з 1 *кг* води при утворенні сульфуючого агента кінцевої концентрації π , *кДж/кг води*;

тоді

$$Q_v = G(1 - S) \cdot \Delta H_v, \quad (3.86)$$

де G – витрати сульфуючого агента, $кг$;
 S – початкова концентрація сульфуючого агента, *мас. частки*.

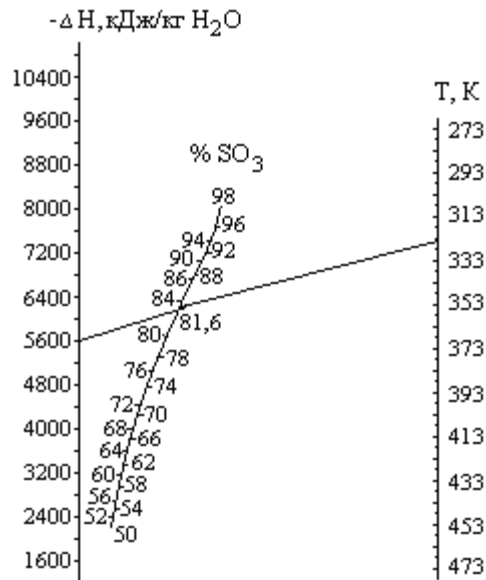


Рис. 3.2 Номограма для визначення теплоти змішування сульфур(VI) оксиду з водою

Отримане за формулою (3.85) значення ΔH_v є протилежне за знаком до теплоти змішування тієї ж кількості SO_3 з водою, і тому значення Q_v підставляється у формулу (3.82) зі знаком (-).

Для спрощення розрахунків теплот змішування кислот при певній температурі (див. рівняння 3.76–3.78) використовується формула:

$$\Delta H_T = \Delta H_{323} + (T - 323) \cdot a, \quad (3.87)$$

де ΔH_T – теплота змішування при температурі T K , *кДж/кг води*;

ΔH_{323} – теплота змішування при 323 K (таблиця 3.13);

a – температурна поправка (таблиця 3.13).

В багатьох випадках, коли сульфування проводиться за високій температурі, із сульфуратора відганяються пари сульфованої речовини і води. Кількість теплоти, що витрачається на випар сульфованої речовини і води, визначається формулою:

$$\Delta Q_3^{\text{вип}} = G_1 \cdot r_1 + G_2 \cdot r_2 + Q_{\text{в}}, \quad (3.88)$$

де G_1 – маса сульфованого продукту, що випаровується, кг;

G_2 – маса води, що випаровується, кг;

r_1 – теплота пароутворення речовини, що сульфується, при температурі сульфування, кДж/кг;

r_2 – теплота пароутворення води при температурі сульфування, кДж/кг;

$Q_{\text{в}}$ – теплота виділення води, що випаровується, із сульфуючого агента, кДж.

Таблиця 3.13 – Кількість теплоти, що виділяється при змішуванні 1 кг води з SO_3 при 323 К

Концентрація SO_3 у сульфуючому агенті, мас. частка	Кількість тепла, що виділяється при змішуванні при 323 К, $-\Delta H_{323}$, кДж/кг води	Теплова поправка, а
0,94	1751,8	5,1
0,92	6603,4	4,6
0,90	6293,4	4,2
0,88	6033,6	3,7
0,86	5824,1	3,4
0,84	5627,2	3,0
0,82	5321,3	2,5
0,80	5007,1	2,3
0,78	4692,8	2,0

Значення $Q_{\text{в}}$ може бути знайдено як теплота змішування SO_3 і H_2O при зміні концентрації сульфуючого агента, за рахунок випару води:

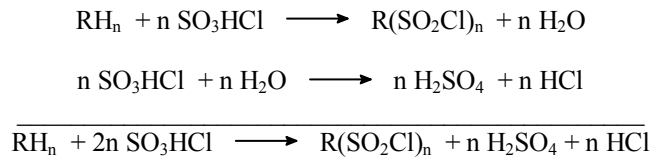
$$Q_{\text{в}} = G_0 \cdot \left[\left(\frac{1 - \pi_1}{\pi_2} \right) \cdot \Delta H_1 - \left(\frac{1 - \pi_2}{\pi_2} \right) \cdot \Delta H_2 \right], \quad (3.89)$$

де G_0 – кількість сульфур(VI) оксиду, яка залишилася в сульфуючому агенті, кг;

ΔH_1 – теплота змішування сульфур(VI) оксиду з водою при утворенні кислоти концентрацією π_1 , кДж/кг води;

ΔH_2 – теплота змішування сульфур(VI) оксиду з водою при утворенні кислоти концентрацією π_2 , кДж/кг води.

3.6.3 Тепловий ефект процесу сульфування хлорсульфоною кислотою



Кількість теплоти (*кДж*), що виділяється при сульфуванні хлорсульфоновою кислотою складає:

$$Q_3 = 1000 \left(\frac{G_c}{M_1} \Delta H_A - 1,3G_B \right), \quad (3.90)$$

де G_B – кількість води в продукті, що сульфується, *кг*;
 G_c – кількість хлорсульфонової кислоти, що витрачається в реакції, *кг*;
 M_1 – молярна маса продукту, що сульфується, *кг*;
 ΔH_A – тепловий ефект реакції сульфування, *кДж/моль*.

Маса хлорсульфонової кислоти визначається за формулою:

$$G_c = \frac{2n \cdot 116,5}{M_1}, \quad (3.91)$$

де n – кількість моль сульфатної кислоти, що утворюється в процесі сульфування.

Тепловий ефект реакції сульфування:

$$\Delta H_A = \Delta H_S - \Delta H_0 + 495,3, \quad (3.92)$$

де ΔH_S – теплота утворення сульфохлориду арилсульфонокислоти, *кДж/моль*;
 ΔH_0 – теплота утворення речовини, що сульфується, *кДж/моль*.

3.6.4 Тепловий ефект процесів нейтралізації і висолювання сульфокислот

Тепловий ефект процесів нейтралізації і висолювання кислот складається з теплового ефекту реакцій, що перебігають (Q_p), і теплоти розведення сульфуючого агента водою (Q):

$$Q_3 = Q_p + Q. \quad (3.93)$$

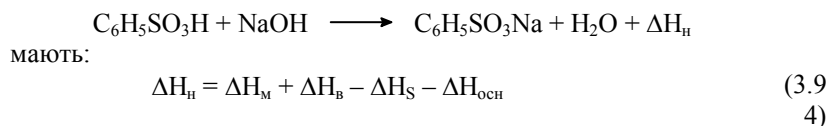
Теплота розведення сульфуючого агента (Q) обчислюється за формулами (3.76-3.78).

Тепловий ефект реакції (*кДж/моль*) обчислюється за законом Гесса (див. формулу 3.15). Усі необхідні для цього теплоти утворення вихідних і кінцевих речовин, за винятком теплот утворення солей сульфокислот, можуть бути знайдені в хімічних довідниках або обчислені за відомими методами.

Теплоти утворення солей сульфокислот через відсутність експериментальних даних обчислюють наближеними методами. Найбільш широко використовується метод визначення теплот утворення з теплот нейтралізації.

3.6.4.1 Визначення теплот утворення солей з теплот нейтралізації

Відомо, що сульфокислоти ароматичних карбонгідрогенів за кислотними властивостями наближаються до сильних – HCl, HNO₃, H₂SO₄, які при взаємодії із сильними основами виділяють на 1 *г-екв* гідрогену однаковою кількість теплоти, а саме 57,4÷58,2 *кДж*. З врахуванням теплоти нейтралізації сульфокислот, можна легко обчислити теплоту утворення солей. За законом Гесса для реакції утворення солі:



або

$$\Delta\text{H}_\text{м} - \Delta\text{H}_\text{с} = \Delta\text{H}_\text{н} + \Delta\text{H}_\text{осн} - \Delta\text{H}_\text{в} = \Delta\text{H}_\text{т}; \quad (3.95)$$

отже:

$$\Delta\text{H}_\text{м} = \Delta\text{H}_\text{с} + \Delta\text{H}_\text{т}, \quad (3.96)$$

де $\Delta\text{H}_\text{с}$ – теплота утворення кислоти, *кДж/моль*;

$\Delta\text{H}_\text{м}$ – теплота утворення солі, *кДж/моль*;

$\Delta\text{H}_\text{осн}$ – теплота утворення основ, *кДж/моль*;

$\Delta\text{H}_\text{н}$ – теплота нейтралізації сульфокислот, $-(57,4\div 58,2)$ *кДж/моль*;

$\Delta\text{H}_\text{в}$ – теплота утворення води, $-286,2$ *кДж/моль*;

$\Delta\text{H}_\text{т}$ – теплова поправка (див. таблицю 3.14).

Теплова поправка визначається за формулою (3.97) або береться з табл. (3.14):

$$\Delta\text{H}_\text{т} = \Delta\text{H}_\text{н} + \Delta\text{H}_\text{осн} - \Delta\text{H}_\text{в}. \quad (3.97)$$

Таблиця 3.14 – Теплоти утворення основ з елементів $\Delta H_{\text{осн}}$ і числові значення $\Delta H_{\text{т}}$

Основа (розчин)	$-\Delta H_{\text{осн}}, \text{кДж/моль}$	$-\Delta H_{\text{т}}, \text{кДж/моль}$	
		для твердої сульфокислоти	для сульфокис- лоти в розчині
NaOH	472,2	242,6	246,4
KOH	486,0	263,1	266,5
1/2 Ba(OH) ₂	484,8	238,8	241,3
1/2 Ca(OH) ₂	500,3	255,2	275,3
1/2 Mg(OH) ₂	455,0	225,4	228,8
1/2 Fe(OH) ₂	143,3	- 86,3	- 83,0
NH ₄ OH	85,1	-144,6	-141,2

Теплоти нейтралізації карбонових кислот близькі до теплот нейтралізації сульфокислот. При нейтралізації 1 моль кислоти виділяється 54,1 кДж теплоти.

Феноли виявляють кислотні властивості і при їх нейтралізації виділяється 5,5 кДж/моль.

Ароматичні і жирноароматичні аміни є слабкими основами і при їх нейтралізації мінеральними кислотами виділяється 38,2 кДж/моль.

3.7 Особливості теплових розрахунків процесів нітрування

3.7.1 Тепловий баланс процесів змішування кислот для приготування нітруючої суміші

Тепловий баланс процесів змішування кислот може бути описаний рівнянням:

$$G_a \cdot C_a \cdot (T_a - T_0) + G_b \cdot C_b \cdot (T_b - T_0) + \dots + G_z \cdot C_z \cdot (T_z - T_0) + Q_p = G \cdot C \cdot (T - T_0) + Q_x \quad (3.98)$$

або

$$Q_x = G_a \cdot C_a \cdot (T_a - T_0) + G_b \cdot C_b \cdot (T_b - T_0) + \dots + G_z \cdot C_z \cdot (T_z - T_0) + Q_p - G \cdot C \cdot (T - T_0), \quad (3.99)$$

де G_a, G_b, \dots, G_z – маса кислотних складових, кг;

C_a, C_b, \dots, C_z – питомі теплоємності кислотних складових, кДж/(кг · К);

T_a, T_b, \dots, T_z – температура кислотних складових, К;

$T_0 = 273 \text{ К}$;

G, C, T – маса, питома теплоємність і температура одержуваної нітруючої суміші, $кг; кДж/(кг \cdot K); K$;

Q_p – тепловий ефект процесу змішування, $кДж$;

Q_x – кількість теплоти, що відводиться охолоджуючим агентом, $кДж$.

Якщо відома величина Q_p , то з використанням рівняння 3.99 легко обчислити кількість теплоти, що виділяється в процесі змішування кислот.

Тепловий ефект процесу змішування кислот визначається за формулою:

$$Q_p = G_a \cdot \Delta H_a + G_b \cdot \Delta H_b + \dots + G_z \cdot \Delta H_z - G \cdot \Delta H, \quad (3.100)$$

де $\Delta H_a, \Delta H_b, \Delta H_z$ – теплоти вичерпного розбавлення кислотних складових, $кДж/кг$;

ΔH – теплота вичерпаного розбавлення нітруючої суміші, $кДж/кг$.

Вичерпним називають таке розведення кислот водою, за яким подальше розбавлення практично не супроводжується виділенням тепла (300 мас.ч. води на 1 мас.ч. кислоти).

Таким чином, тепло, що виділяється при отриманні нітруючої суміші, дорівнює сумі теплот вичерпного розбавлення вихідних кислотних сумішей, зменшеної на теплоту вичерпного розбавлення нітруючої суміші, що готується.

Теплота вичерпного розбавлення кислотних сумішей, що містять сульфатну, нітратну кислоти і воду ($кДж/кг$ розведеної суміші) визначається за формулою:

$$\Delta H = \frac{\Delta H_1 \cdot \Delta H_2}{\Delta H_1 - (\Delta H_1 - \Delta H_2) \cdot X}, \quad (3.101)$$

де $X = \frac{m}{m+1}$ – відношення концентрації сульфатної кислоти в суміші до сумарної концентрації кислот, *соті частки*;

ΔH_1 – теплота вичерпного розведення сульфатної кислоти, що містить стільки ж відсотків води, скільки кислотна суміш, $кДж/кг$;

ΔH_2 – теплота вичерпного розведення нітратної кислоти, що містить стільки ж відсотків води, скільки кислотна суміш, $кДж/кг$.

$$\Delta H_1 = \frac{1358 \cdot n}{n + 49} - 767; \quad (3.102)$$

$$\Delta H_2 = \frac{1307 \cdot n}{n + 98,5} - 465, \quad (3.103)$$

де n – вміст води в кислотній суміші, %

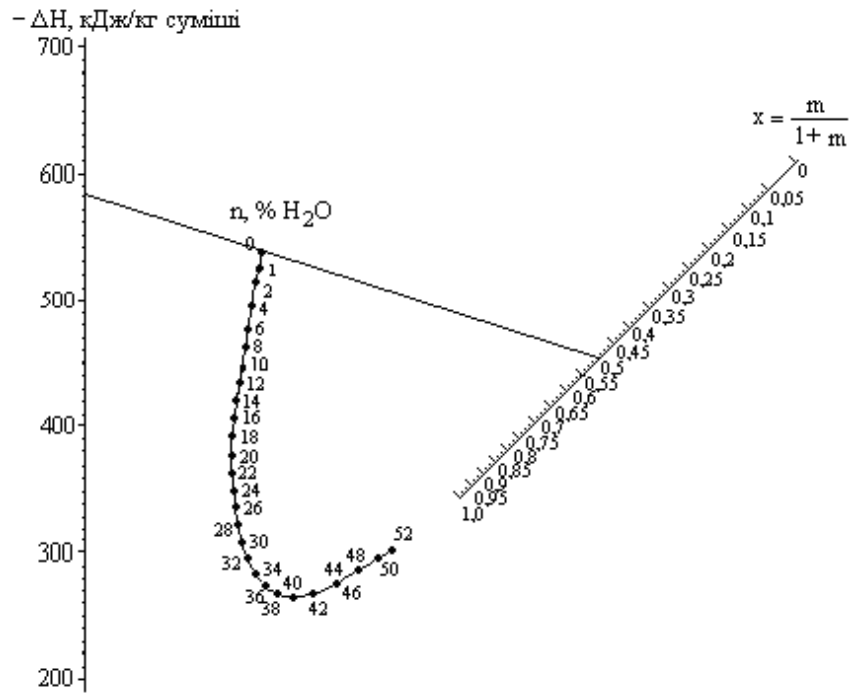


Рис. 3.3 Номограма для визначення теплоти вичерпного розведення кислотних сумішей

Рівняння (3.101) – (3.103) графічно представлені у виді номограми, зображеної на рис. 3.3. Користуючись номограмою можна знайти теплоти вичерпного розведення кислотних сумішей.

3.7.2 Тепловий ефект процесів нітрування

Тепловий ефект процесів нітрування складається з теплоти реакції (Q_p) і теплоти зміни складу нітруючої суміші ($Q_{зм}$):

$$Q_{зм} = Q_p + Q_{зм}; \quad (3.1)$$

04)

$$Q_p = G_n \frac{1000}{M_1} \Delta H_p, \quad (3.105)$$

де G_n – маса речовини, що нітрується, кг;
 M_1 – молярна маса речовини, що нітрується;
 ΔH_p – тепловий ефект реакції, кДж/моль.

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + [-286,2 - (-173,5)] \cdot X; \quad (3.106)$$

або

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 114,2 \cdot X, \quad (3.107)$$

де ΔH_n – теплота утворення нітропродукту, кДж/моль;
 ΔH_c – теплота утворення речовини, що нітрується, кДж/кг;
 $-286,2$ – теплота утворення води, кДж/моль;
 $-173,5$ – теплота утворення 100% нітратної кислоти, кДж/моль;
 X – кількість атомів гідрогену в молекулі органічної сполуки, що заміщуються нітрогрупами.

Теплота зміни складу нітруючої суміші:

$$Q_{зм} = G \cdot \Delta H - G_{відпр} \cdot \Delta H_{відпр} - g \cdot \Delta H_{HNO_3}, \quad (3.108)$$

де G – маса нітруючої суміші, кг;
 $G_{відпр}$ – маса відпрацьованої кислоти, кг;
 g – маса 100% нітратної кислоти, що витрачається на нітрування субстрату, кг;
 ΔH – теплота вичерпного розбавлення нітруючої суміші, кДж/кг суміші;
 $\Delta H_{відпр}$ – теплота вичерпного розбавлення відпрацьованої кислоти, кДж/кг суміші;
 ΔH_{HNO_3} – теплота вичерпного розбавлення 100% нітратної кислоти, кДж/кг.

Таким чином,

$$Q_3 = G_n \cdot \frac{1000}{M_1} \cdot \Delta H_p + G \cdot \Delta H - G_{відпр} \cdot \Delta H_{відпр} - g \cdot \Delta H_{HNO_3}. \quad (3.109)$$

При значенні $g = G_n \cdot \frac{63 \cdot X}{M_1}$ і $\Delta H_{\text{HNO}_3} \approx -465 \text{ кДж/кг}$, одержують:

$$Q_3 = G_n \cdot \frac{1000}{M_1} \cdot (\Delta H + 29,3 \cdot X) + G \cdot \Delta H - G_{\text{відпр}} \cdot \Delta H_{\text{відпр}}. \quad (3.110)$$

3.8 Особливості теплових розрахунків процесів хлорування

Тепловий ефект процесу хлорування Q_3 складається з теплоти реакції Q_p , теплоти розчинення хлорогідрогену у воді Q_r і теплоти випару сировини, яка хлорується $Q_{\text{вип}}$:

$$Q_3 = Q_p + Q_r - Q_{\text{вип}}. \quad (3.111)$$

Тепловий ефект реакції визначається за законом Гесса:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + n \cdot \Delta H_{\text{HCl}} - n \cdot \Delta H_{\text{Cl}_2}, \quad (3.112)$$

де ΔH_n – теплота утворення продукту хлорування, *кДж/моль*;

ΔH_c – теплота утворення сировини, яка хлорується, *кДж/моль*;

ΔH_{Cl_2} – теплота утворення молекулярного хлору; *0 кДж/моль*;

ΔH_{HCl} – теплота утворення хлорогідрогену; *-92,2 кДж/моль*;

n – кількість атомів гідрогену, заміщених атомами хлору.

Підставивши в рівняння (3.112) значення для ΔH_{HCl} і ΔH_{Cl_2} , (*кДж/моль*) отримують:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 92,2 \cdot n. \quad (3.113)$$

З врахуванням визначених за формулою (3.113) теплових ефектів реакцій монохлорування (ΔH_{p_1}), дихлорування (ΔH_{p_2}) і (ΔH_{p_i}) (*кДж*), знаходять сумарну кількість тепла, яке виділяється за реакціями:

$$Q_p = 1000 \left(\frac{G_1}{M_1} \Delta H_1 + \frac{G_2}{M_2} \Delta H_2 + \dots + \frac{G_i}{M_i} \Delta H_i \right). \quad (3.114)$$

Кількість тепла, що виділяється при розчиненні хлорогідрогену у воді ($\kappaДж/кг$ HCl), визначається за формулою:

$$\Delta H_r = 657,8 \cdot m^2 - 2000,7 \cdot m, \quad (3.115)$$

де m – кількість хлорогідрогену, який розчиняється в 1 кг води, кг.

Розчинність хлорогідрогену у воді залежить від температури і тиску. Ця залежність виражається емпіричним рівнянням:

$$m = (0,304 - 1,09 \cdot 10^{-4} \cdot t) \cdot P^{0,15}, \quad (3.116)$$

де t – температура розчинення, $^{\circ}C$;

P – парціальний тиск хлорогідрогену в газовій суміші, *мм рт.ст.*

Загальна кількість тепла, $\kappaДж$, що виділяється при поглинанні хлорогідрогену водою, визначається за рівнянням:

$$Q_r = G_k \cdot C_k \cdot 0,01 \cdot \Delta H_r, \quad (3.117)$$

де G_k – маса хлоридної кислоти, що утворюється, кг;

C_k – концентрація хлоридної кислоти, %;

ΔH_r – теплота розчинення, $\kappaДж/кг$.

Теплота випару сировини $Q_{\text{вип}}$, $\kappaДж$, яка хлорується, визначається звичайним методом:

$$Q_{\text{вип}} = G_{\text{вип}} \cdot r, \quad (3.118)$$

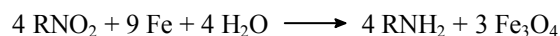
де $G_{\text{вип}}$ – маса сировини, яка випаровується, кг;

r – теплота випаровування, $\kappaДж/кг$.

3.9 Особливості теплових розрахунків процесів відновлення нітросполук

3.9.1 Тепловий ефект процесу відновлення чавунною стружкою

Відповідно до реакції:



тепловий ефект реакції (кДж/моль)

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + 0,75 \cdot \Delta H_{\text{Fe}_3\text{O}_4} - 2,25 \Delta H_{\text{Fe}} - \Delta H_{\text{H}_2\text{O}}, \quad (3.119)$$

де ΔH_n – теплота утворення аміну, кДж/моль;

ΔH_c – теплота утворення вихідної нітросполуки, кДж/моль;

$\Delta H_{\text{Fe}_3\text{O}_4}$ – теплота утворення Fe_3O_4 ; $-1118,7$ кДж/моль;

ΔH_{Fe} – теплота утворення феруму; 0 кДж/моль;

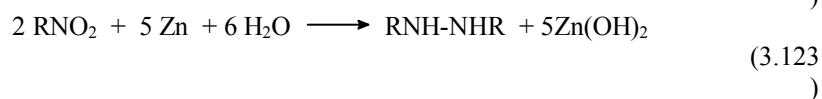
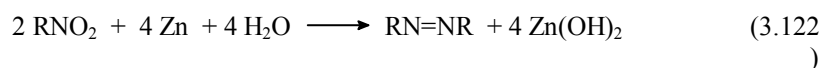
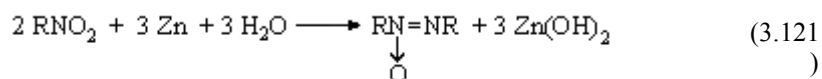
$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$ – теплота утворення води, $-286,2$ кДж/моль.

Після підстановки в рівняння (3.119) значень теплот утворення отримують:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 552,8. \quad (3.120)$$

3.9.2 Тепловий ефект відновлення цинковим пилом

Відновлення нітросполук цинковим пилом перебігає з утворенням азоксисполук (3.121), азосполук (3.122) і гідразосполук (3.123):



Відповідно до наведених реакцій, тепловий ефект процесу відновлення (кДж) визначається за формулою:

$$Q_3 = \frac{G_n \cdot C_n \cdot 1000}{100 \cdot M_n} (\Delta H_{p1} \cdot \eta_1 + \Delta H_{p2} \cdot \eta_2 + \Delta H_{p3} \cdot \eta_3), \quad (3.124)$$

де G_n – маса нітросполуки, кг;
 C_n – концентрація нітросполуки, %;
 M_n – молярна маса нітросполуки;
 ΔH_{p_1} , ΔH_{p_2} , ΔH_{p_3} – теплоти реакції утворення азоксисполуки, азосполуки і гідрозосполуки, кДж/моль;
 η_1, η_2, η_3 – вихід азокси-, азо- і гідрозосполуки, масові частки.

Відповідно до закону Гесса і з врахуванням того, що $\Delta H_{Zn} = 0$,
 $\Delta H_{Zn(OH)_2} = -643,2$ і $\Delta H_{H_2O} = -286,2$ кДж/моль:

$$\Delta H_{p_1} = 0,5 \cdot \Delta H_{n_1} - \Delta H_c - 535,0; \quad (3.125)$$

$$\Delta H_{p_2} = 0,5 \cdot \Delta H_{n_2} - \Delta H_c - 714,0; \quad (3.126)$$

$$\Delta H_{p_3} = 0,5 \cdot \Delta H_{n_3} - \Delta H_c - 749,4, \quad (3.127)$$

де ΔH_{n_1} , ΔH_{n_2} , ΔH_{n_3} – теплоти утворення відповідно азокси-, азо- і гідрозосполуки, кДж/моль;
 ΔH_c – теплота утворення вихідної сполуки, кДж/моль.

Якщо цинк гідроксид реагує з лугом з утворенням натрій цинкату, то до теплого ефекту відновлення додають теплоту реакції утворення цинкату, що дорівнює $-65,8$ кДж на моль гідроксиду.

3.9.3 Тепловий ефект відновлення сульфуровмісними лугами

3.9.3.1 Відновлення нітросполук натрій сульфідом протікає за реакцією:



Величина ΔH_p (кДж/моль) для даного випадку визначається наступним рівнянням:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + 0,75 \Delta H_{Na_2S_2O_3} + 1,5 \Delta H_{NaOH} - 1,5 \Delta H_{Na_2S} - 1,75 \Delta H_{H_2O}, \quad (3.129)$$

де ΔH_n – теплота утворення аміну, *кДж/моль*;
 ΔH_c – теплота утворення нітросполуки, *кДж/моль*;
 $\Delta H_{Na_2S_2O_3}$ – теплота утворення $Na_2S_2O_3$; – 1081,0 *кДж/моль*;
 ΔH_{NaOH} – теплота утворення натрій гідроксиду; – 427,3 *кДж/моль*;
 ΔH_{Na_2S} – теплота утворення натрій сульфїду; – 373,8 *кДж/моль*;
 ΔH_{H_2O} – теплота утворення води; – 286,2 *кДж/моль*.

Після підстановки в рівняння (3.129) відповідних значень теплот утворення одержують:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 590,2. \quad (3.130)$$

3.9.3.2 Відновлення нітросполук натрій дисульфїдом протїкає за реакцією:



ΔH_p (*кДж/моль*) визначається за законом Геса:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + \Delta H_{Na_2S_2O_3} - \Delta H_{Na_2S_2} - \Delta H_{H_2O} \quad (3.132)$$

або

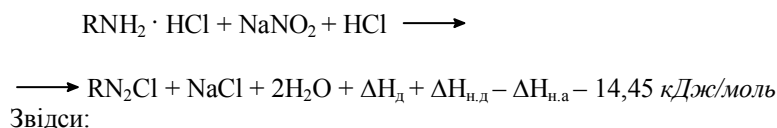
$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 358,8, \quad (3.133)$$

де $\Delta H_{Na_2S_2}$ – теплота утворення натрій дисульфїду; – 441,0 *кДж/моль*.

3.10 Особливості теплових розрахунків процесів діазотування, азосполучення і нітрузування

3.10.1 Тепловий ефект процесів діазотування

Діазотування протїкає за сумарною схемою:



$$\Delta H_p = \Delta H_d + \Delta H_{н.д} - \Delta H_{н.а} - 14,45. \quad (3.134)$$

Тепловий ефект процесу діазотування визначається за формулою:

$$Q_p' = \frac{1000 \cdot G_1 \cdot C_1 \cdot \eta}{M_1} \cdot \Delta H_p, \quad (3.135)$$

де G_1 – маса завантаженого технічного аміну, кг;
 C_1 – вміст аміну в технічній сировині, мас. частка;
 η – вихід в реакції діазотування, мас. частка;
 ΔH_d – теплота реакції діазотування, кДж/моль;
 $\Delta H_{н.д}$ – теплота нейтралізації діазогідрату, кДж/моль;
 $\Delta H_{н.а}$ – теплота нейтралізації аміну, кДж/моль;
 M_1 – молярна маса вихідного аміну.

При діазотуванні з надлишком натрій нітриту в кількості δ % від теоретичного при розкладанні NaNO_2 виділяється тепло Q_p'' (кДж):

$$Q_p'' = -G_1 \cdot C_1 \cdot \frac{144,5 \cdot \delta}{M_1}. \quad (3.136)$$

Таким чином, загальна кількість тепла, що виділяється за умов діазотування дорівнює:

$$Q_3 = Q_p' + Q_p'' = \frac{G_1 \cdot C_1}{M_1} \cdot (1000 \cdot \eta \cdot \Delta H_p - 144,5 \cdot \delta). \quad (3.137)$$

В табл. 3.15 приведені теплоти реакцій-елементів для найбільш часто використовуваних в промисловості первинних ароматичних амінів і деяких ароматичних сполук, що містять первинну аміногрупу.

При відсутності експериментальних даних теплоту діазотування приймають за аналогією з відомими величинами теплот діазотування.

Таблиця 3.15 – Теплоти реакцій-елементів у процесах діазотування

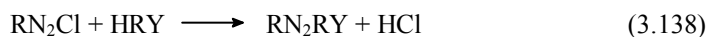
Вихідні сполуки	Теплота реакції, кДж/моль		
	$-\Delta H_{н.а}$	$-\Delta H_{н.д}$	$-\Delta H_d$
n-Толуїдин	31,8	54,5	76,6
o-Анізидин	31,4	54,5	77,0
o-Толуїдин	31,4	50,5	83,7
Анілін	31,0	48,9	77,6

Продовження таблиці 3.15

Вихідні сполуки	Теплота реакції, кДж/моль		
	$-\Delta H_{н.а}$	$-\Delta H_{н.д}$	$-\Delta H_{д}$
Діанізидин (1/2 г-моль)	28,1	46,8	78,5
Бензидин (1/2 г-моль)	27,6	49,7	70,8
p-Броманілін	27,4	43,6	73,7
α -Нафтиламін	27,0	53,9	77,1
m-Броманілін	26,8	42,5	70,1
Антранілова кислота	25,0	41,9	73,2
m-Нітроанілін	24,7	41,9	59,4
β -Нафтиламін	22,2	–	–
p-Амінобензойна кислота	21,9	36,1	71,2
Сульфанілова кислота	13,2	35,6	62,9
Аміноазобензол	7,4	43,1	52,6
p-Нітроанілін	7,6	33,5	56,7
o-Нітроанілін	7,6	33,5	52,2

3.10.2 Тепловий ефект реакції азосполучення

Тепловий ефект азосполучення визначається як сума теплових ефектів паралельних реакцій (3.137) і (3.138) і теплоти розчинення продуктів сполучення:



Крім того, в кожному конкретному випадку необхідно враховувати і інші (побічні) реакції, якщо вони відбуваються. Тепловий ефект реакції азосполучення (3.138) може бути обчислено як різниця між теплотами утворення кінцевих і початкових сполук. Теплоти утворення азоскладових визначаються звичайним шляхом за методом Кароша. Теплоти утворення діазоскладових за методом Кароша визначити важко, оскільки табличні дані теплових поправок на азогрупу відсутні. Проте, теплоти утворення діазоскладових можна визначити зі значень теплових ефектів реакцій діазотування (див. табл. 3.15).

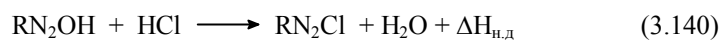
З табл. 3.16 видно, що теплоти азосполучення різних діазоскладових з однією і тією ж азоскладовою досить близькі. Тому в розрахунках при відсутності необхідних термохімічних даних тепловий ефект сполучення діазоспок з гідроксипохідними можна приймати за аналогією з даними таблиці 3.16.

Таблиця 3.16 – Тепловий ефект реакцій-елементів у процесах азосполучення з 2-нафтолом

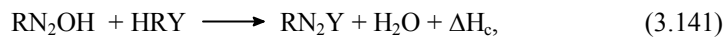
Діазотовані аміни	Тепловий ефект, кДж/моль	
	$-\Delta H_c$	$-\Delta H_{н.д}$
п-Толуїдин	128,42	54,47
о-Анізидин	142,71	54,51
о-Толуїдин	127,50	50,53
Анілін	129,64	48,34
Діанізидин (1/2 г-моль)	125,45	46,76
Бензидин (1/2 г-моль)	127,12	49,74
п-Броманілін	140,91	43,58
α -Нафтиламін	129,43	53,88
м-Броманілін	146,48	42,53
Антраїлова кислота	160,34	41,90
м-Нітроанілін	143,67	41,90
п-Амінобензойна кислота	170,57	36,03
Сульфанілова кислота	144,43	35,62
п-Аміноазобензол	152,85	43,07

До реакцій-елементів, для яких приведені дані в табл. 3.16, відносяться:

– нейтралізація діазогідратів

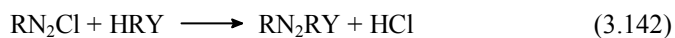


– азосполучення



де $\Delta H_{н.д}$ – тепловий ефект реакції нейтралізації діазогідрату, кДж/моль;
 ΔH_c – тепловий ефект реакції азосполучення, кДж/моль.

Підсумовуючи реакції-елементи, отримують загальне рівняння:



і тепловий ефект реакції:

$$\Delta H_p = \Delta H_c - \Delta H_{н.д}. \quad (3.143)$$

Для приблизних розрахунків теплові ефекти реакцій сполучення діазоскладових з амінами приймаються рівними – (126÷147) кДж/моль, а з фенолами – (84÷105) кДж/моль.

3.11 Тепловий ефект реакції нітрузування

Тепловий ефект нітрузування не може бути визначений за методом Кароша, оскільки величина теплової поправки на нітрозогрупу істотно міняється від сполуки до сполуки.

У табл. 3.17 приведені теплоти згоряння деяких нітрозосполук, з яких можна визначити теплоти утворення нітрозосполук і, отже, обчислити тепловий ефект реакції нітрузування.

Таблиця 3.17 – Значення теплот згоряння для деяких нітрозосполук

Нітрозосполуки	Теплоти згоряння, кДж/моль
n-Нітрозифенол	– 2989,6
α-Нітрузо-α-нафтол	– 4875,1
β-Нітрузо-α-нафтол	– 4891,4
α-Нітрузо-β-нафтол	– 4888,4
Дифенілкетоксим	– 6816,3
n-Нітрузодифеніламін	– 6397,7
Динітрузорезорцин (твердий)	– 2214,4

У технічних розрахунках при відсутності необхідних термодіагностичних даних теплоти згоряння нітрозосполук можна приймати за аналогією з даними табл. 3.17.

3.12 Особливості теплових розрахунків процесів лужного плавлення сульфокислот

Сумарна схема процесу лужного плавлення має вигляд



де x – число сульфогруп, заміщених у процесі плавлення гідроксильними групами;

Me – іон металу.

Процес лужного плавлення може бути розділений на дві стадії. Перша стадія – плавлення твердого натрій гідроксиду або упарювання його розчину і друга стадія – лужне плавлення сульфокислот.

3.12.1 Методи визначення теплового ефекту процесу плавлення твердого натрій гідроксиду або упарювання його розчину

Якщо застосовується твердий натрій гідроксид, то тепловий ефект процесу визначається за формулою:

$$Q_3 = G \cdot \Delta H_{\text{пл}}, \quad (3.145)$$

де G – маса розплавленого NaOH, кг;

$\Delta H_{\text{пл}}$ – теплота плавлення твердого NaOH; 167,6 кДж/моль.

Якщо для плавлення використовується розчин натрій гідроксиду, що піддається попередньому упарюванню, визначення величини Q_3 зводиться до обчислення теплоти випаровування води з лужного розчину. Для практичних розрахунків зручно користуватися спеціальною діаграмою (рис. 3.4).

Витрати теплоти (кДж), необхідні для випарювання розчину NaOH з концентрації C_1 до концентрації C_2 , визначаються формулою:

$$Q_3 = G \cdot (\Delta H_2 - \Delta H_1), \quad (3.146)$$

де G – маса натрій гідроксиду, що збезводнюється, кг 100% NaOH;

ΔH_1 , ΔH_2 – тепло, що витрачається на зневоднювання розчину NaOH до концентрації відповідно C_1 , C_2 , кДж/кг NaOH (знаходять за діаграмою на рис. 3.4).

3.12.2 Методика обчислення теплового ефекту процесу лужної плавки сульфокислот

Тепловий ефект процесу лужної плавки визначається формулою:

$$Q_3 = Q_p + Q_{\text{л}} - Q_{\text{вип}}, \quad (3.147)$$

де Q_p – тепловий ефект хімічної реакції, кДж;

$Q_{\text{л}}$ – теплота зміни концентрації лужного агента, кДж;

$Q_{\text{вип}}$ – теплота випаровування води в процесі, якщо лужне плавлення проходить з відведенням води, кДж.

Тепловий ефект реакції обчислюється за законом Геса:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + x \cdot \Delta H_{\text{Na}_2\text{SO}_3} + x \cdot \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} - 2x \cdot \Delta H_{\text{NaOH}}, \quad (3.148)$$

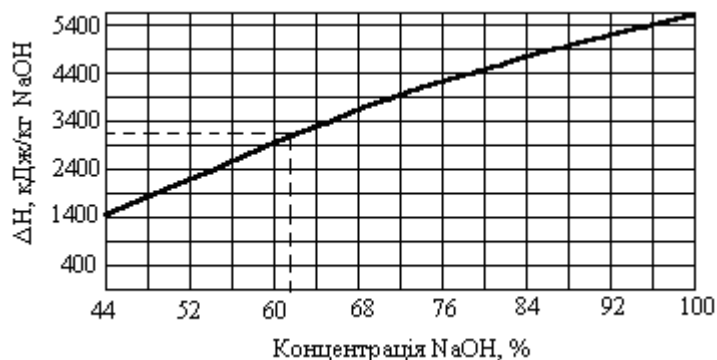


Рис. 3.4 Діаграма для визначення теплоти упарювання розчинів NaOH

де ΔH_n – теплота утворення феноляту, нафтоляту тощо, *кДж/моль*;

ΔH_c – теплота утворення натрієвої солі органічної сульфокислоти, *кДж/моль*;

$\Delta H_{\text{Na}_2\text{SO}_3}$ – теплота утворення натрій сульфїту; $-1091,9$ *кДж/моль*;

$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$ – теплота утворення води; $-286,2$ *кДж/моль*;

ΔH_{NaOH} – теплота утворення 100% твердого натрій гідроксиду; $-427,3$ *кДж/моль*;

x – кількість сульфогруп у молекулі сульфокислоти, заміщених гідроксильними групами.

З врахуванням значень теплот утворень рівняння (3.148) трансформується до виду:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 523,7 \cdot x. \quad (3.149)$$

Теплоту утворення гідроксипохідних, атом гідрогену яких заміщено атомом натрію або калію, обчислюють з використанням даних про теплові ефекти реакцій нейтралізації гідроксипохідних (табл. 3.18).

Визначення теплот утворення солей ароматичних сульфокислот описано в розділі 3.6.

Нейтралізація гідроксипохідних описується схемою:



Тепловий ефект цієї реакції (*кДж/моль*) дорівнює:

$$\Delta H_{\text{н}} = \Delta H_{\text{Ме}} + \Delta H_{\text{в}} - \Delta H_{\text{Г}} - \Delta H_{\text{о}}, \quad (3.151)$$

звідси:

$$\Delta H_{\text{Ме}} = \Delta H_{\text{Г}} + \Delta H_{\text{о}} + \Delta H_{\text{н}} - \Delta H_{\text{в}}, \quad (3.152)$$

де $\Delta H_{\text{Г}}$ – теплота утворення гідроксипохідного, *кДж/моль*;

$\Delta H_{\text{Ме}}$ – теплота утворення металевої солі гідроксипохідного, *кДж/моль*;

$\Delta H_{\text{о}}$ – теплота утворення основи, *кДж/моль*;

$\Delta H_{\text{в}}$ – теплота утворення води, *кДж/моль*;

$\Delta H_{\text{н}}$ – теплота нейтралізації, *кДж/моль*.

Приблизні значення теплот нейтралізації інших гідроксипохідних, не наведених в табл. 3.18, знаходять за аналогією з врахуванням впливу різних замісників.

Зміна концентрації лужного агента відбувається з виділенням тепла (*кДж/кг*):

$$Q_{\text{л}} = Q_1 - Q_2, \quad (3.153)$$

де Q_1 – тепло, що виділяється при розчиненні у воді непрореагованого лугу, *кДж*;

Q_2 – тепло, що тратиться на одержання 100% безводного лугу з розчину, *кДж*.

$$Q_1 = G_1 \cdot \Delta H_1, \quad (3.154)$$

де G_1 – кількість 100% NaOH, що завантажується, *кг*;

ΔH_1 – теплота розведення 100% NaOH до концентрації вихідного розчину, *кДж/кг NaOH*; визначається за діаграмою (рис. 3.5).

Таблиця 3.18 – Тепловий ефект реакції нейтралізації фенолів і нафтолів натрій гідроксидом

Гідроксисполуки	– ΔH , <i>кДж/кг</i>		
	Реакція в рідкій фазі	Продукти реакції тверді	Реакція у твердій фазі
Фенол	33,5	–5,5	30,6
Фенол (взаємодія з КОН)	34,4	4,6	52,0
Хлорфеноли: орто-	39,0	52,8	–

пара-	37,3	-	-
мета-	32,7	-	-

Продовження таблиці 3.18

Гідроксисполуки	-ΔН, кДж/кг		
	Реакція в рідкій фазі	Продукти реакції тверді	Реакція у твердій фазі
Нітрофеноли:			
орто-	39,0	46,5	67,0
пара-	37,3	26,0	53,2
мета-	35,2	26,4	47,4
Тринітрофенол (взаємодія з КОН)	57,4	99,3	121,5
Резорцин	34,4	-2,5	28,0
Пірогаллол	26,8	-	39,4
Крезолі:			
орто-	31,8	-	-
пара-	32,7	-	-
Нафтоли (крисг.):			
α - нафтол	11,7	-	-
β - нафтол	9,6	-	-

$$Q_2 = G_2 \cdot \Delta H_2, \quad (3.155)$$

де G_2 – кількість непрореагованого луку, кг;

ΔH_2 – теплота утворення натрій гідроксиду у розчині, концентрація якого дорівнює кінцевій концентрації луку; визначається за діаграмою (рис. 3.5).

Теплота випаровування води визначається звичайним методом

$$Q_3 = G_B \cdot r, \quad (3.156)$$

де G_B – кількість води, що випаровується в процесі лужного плавлення, кг;

r – теплота випаровування води, кДж/кг.

Таким чином, тепловий ефект процесу лужного плавлення (кДж) обчислюється за формулою:

$$Q_3 = G_c \frac{1000\eta}{M} \cdot \Delta H_p + G_1 \cdot \Delta H_1 - G_2 \cdot \Delta H_2 - G_B \cdot r, \quad (3.157)$$

де G_c – маса натрієвої солі сульфокислоти, яка завантажується, кг;

M – молярна маса солі;

η – вихід на стадії лужного плавлення, мас. частка.

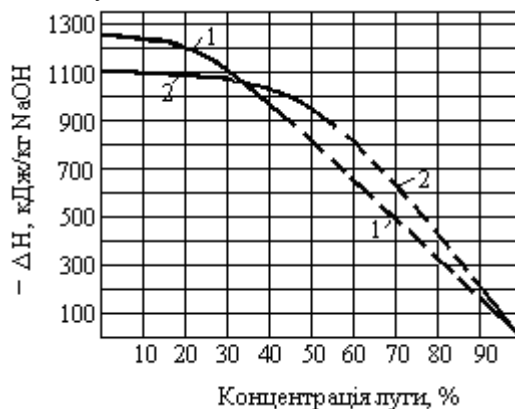
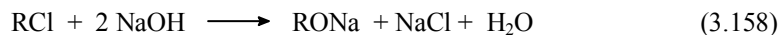


Рис. 3.5 Діаграма для визначення теплоти розчинення лугів у воді: 1 – теплота розчинення NaOH (тв.); 2 – теплота розчинення KOH (тв.)

3.13 Особливості теплових розрахунків процесів гідролізу, амінування та алкілування

3.13.1 Тепловий ефект процесу гідролізу

Для найбільш розповсюдженого випадку гідролізу хлорпохідних, який проводиться в розведених розчинах натрій гідроксиду, тепловий ефект процесу, в основному, складається з теплового ефекту реакції (ΔH_p) і теплоти розведення натрій гідроксиду водою, яка виділяється в результаті гідролізу. Відповідно до реакції



і закону Гесса тепловий ефект процесу гідролізу визначається формулою:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + \Delta H_{NaCl} + \Delta H_{H_2O} - 2\Delta H_{NaOH}, \quad (3.159)$$

де ΔH_n – теплота утворення продукту гідролізу, кДж/моль;

ΔH_c – теплота утворення речовини, що гідролізується, кДж/моль;

ΔH_{NaCl} – теплота утворення натрій хлориду в розчині; – 411,6 кДж/моль;

ΔH_{H_2O} – теплота утворення води; – 286,2 кДж/моль;

ΔH_{NaOH} – теплота утворення 100% натрій гідроксиду; $-427,3 \text{ кДж/моль}$.

Після підстановки в рівняння (3.159) числових значень теплот утворення, отримують:

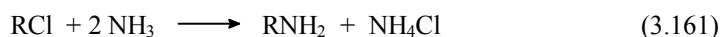
$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 156,0. \quad (3.160)$$

Теплоту розведення лугів водою знаходять як теплоту зміни концентрації лужного агента в процесі лужного плавлення (див. формули 3.153–3.155; рис. 3.5).

3.13.2 Тепловий ефект процесів амінування

Тепловий ефект процесу амінування хлорпохідних складається з теплового ефекту реакції (ΔH_p) і теплоти зміни концентрації амінуючого агента (ΔH_3), яким, наприклад, є водний розчин амоніаку.

Відповідно до реакції



і закону Гесса тепловий ефект процесів амінування визначається формулою:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + \Delta H_{\text{NH}_4\text{Cl}} - 2 \cdot \Delta H_{\text{NH}_3}, \quad (3.162)$$

де ΔH_n – теплота утворення амінопродукту, кДж/моль ;

ΔH_c – теплота утворення речовини, що підлягає амінуванню, кДж/моль ;

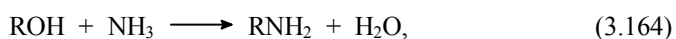
$\Delta H_{\text{NH}_4\text{Cl}}$ – теплота утворення амоній хлориду; $-315,8 \text{ кДж/моль}$;

ΔH_{NH_3} – теплота утворення газоподібного амоніаку; $-46,1 \text{ кДж/моль}$.

Після підстановки значень теплот утворення в рівняння (3.162), отримують:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 223,6. \quad (3.163)$$

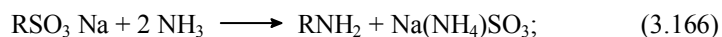
3.13.3 Тепловий ефект реакції амінування гідроксипохідних



може бути обчислено за аналогією з попередньою реакцією:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + \Delta H_{H_2O} - \Delta H_{NH_3} = \Delta H_n - \Delta H_c - 240,1. \quad (3.165)$$

3.13.4 Для амінування сульфонатів за реакцією:



тепловий ефект реакції складає (*кДж/моль*):

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + \Delta H_{Na(NH_4)SO_3} - 2\Delta H_{NH_3} \quad (3.167)$$

або

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 871,5, \quad (3.168)$$

де ΔH_n – теплота утворення амінопродукту, *кДж/моль*;

ΔH_c – теплота утворення сульфонату, *кДж/моль*;

$\Delta H_{Na(NH_4)SO_3}$ – теплота утворення змішаної солі сульфатної кислоти; $-963,7$ *кДж/моль*;

ΔH_{NH_3} – теплота утворення газоподібного амоніаку; $-46,1$ *кДж/моль*.

Теплота зміни концентрації амінуючого агента в процесі реакції визначається аналогічно розрахунку теплоти зміни концентрації лугів у процесі лужного плавлення (формули 3.153–3.155). При цьому необхідно враховувати, що до рівняння (3.165–3.167) входить ΔH_{NH_3} газоподібного амоніаку, тому процес амінування представляють таким чином: спочатку з розчину десорбує весь амоніак, при цьому витрачається тепло ΔH_1 (*кДж/кг* води), виділений газоподібний амоніак вступає в реакцію, а його залишок знову розчиняється у воді з виділенням тепла ΔH_2 (*кДж/кг* води).

Отже, теплота зміни концентрації амінуючого агента (*кДж/кг* H_2O) обчислюється за формулою:

$$\Delta H_{зм} = \Delta H_2 - \Delta H_1. \quad (3.169)$$

Звідси теплота зміни концентрації всієї кількості аміачного розчину (*кДж*) може бути обчислена за формулою:

$$Q_{зм} = G_a \cdot (1 - 0,01 \cdot C) \cdot \Delta H_{зм}, \quad (3.170)$$

де G_a – кількість аміачного розчину, *кг*;

C – початкова концентрація розчину, %.

Рівняння (3.170) справедливо лише для процесів, які перебігають без виділення води. Утворення води і змішування її з розчином амоніаку супроводжується виділенням тепла, з врахуванням якого теплота зміни концентрації аміачного розчину $\Delta H_{зм}$, (кДж/кг води) може бути знайдена як

$$\Delta H_{зм} = (1 + G) \cdot \Delta H_2 - \Delta H_1, \quad (3.171)$$

де G – кількість реакційної води, яка приходить на 1 кг води, завантаженої в апарат; ΔH_1 відповідає початковій концентрації аміачного розчину, а ΔH_2 – кінцевій.

Величини ΔH_1 і ΔH_2 можуть бути взяті з таблиці 3.19.

Таблиця 3.19 – Теплота розчинення амоніаку у воді за різних температур і концентрацій розчину, який утворюється

Концентрація, %	Теплота розчинення (- ΔH), кДж/кг води при				
	273 К	293 К	313 К	333 К	373 К
38,66	1223	1169	1131	–	–
36,00	1123	1060	1030	–	–
34,00	1039	976	960	–	–
32,00	960	901	880	–	–
30,00	884	821	804	–	–
28,84	838	779	767	373	830
26,00	721	675	662	645	737
24,00	650	611	599	587	670
22,00	578	549	536	524	599
19,06	486	469	458	453	511
18,00	448	432	419	415	457
16,00	390	377	365	360	385
14,00	335	227	314	310	314
12,00	285	272	264	260	256
9,50	225	214	210	201	189
8,00	180	176	172	163	159
6,00	126	126	122	122	122
4,74	106	102	99	96	91
1,92	43	41	40	39	36

3.13.5 Тепловий ефект процесів алкілування

Тепловий ефект процесів алкілування, власне кажучи, є тепловим ефектом реакції, тому, що теплота зміни концентрації реагуючих речовин (за винятком процесів алкілування фенолів у лужному середовищі) у даному випадку незначна й у розрахунках її можна не враховувати.

3.13.5.1 Тепловий ефект алкілування амінів метанолом в кислому середовищі може бути знайдений за законом Геса:



$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta H_{\text{CH}_3\text{OH}}, \quad (3.173)$$

де ΔH_n – теплота утворення моноалкілпохідного аміну, *кДж/моль*;

ΔH_c – теплота утворення хлоридної солі аміну, *кДж/моль*;

$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$ – теплота утворення води; $-286,2$ *кДж/моль*;

$\Delta H_{\text{CH}_3\text{OH}}$ – теплота утворення метанолу; $-238,8$ *кДж/моль*.

Після підстановки в рівняння (3.173) значень теплот утворення отримують:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 47,4. \quad (3.174)$$

3.13.5.2 Тепловий ефект утворення діалкілпохідних амінів (*кДж/моль*) визначається формулою:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + 2 \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} - 2 \Delta H_{\text{CH}_3\text{OH}} \quad (3.175)$$

або

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 94,8. \quad (3.176)$$

3.13.5.3 Тепловий ефект алкілування амінів етанолом у кислому середовищі (*кДж/моль*) відповідно до схеми типу (3.172) визначається за формулою:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta H_{\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}} \quad (3.177)$$

або

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 8,2, \quad (3.178)$$

де $\Delta H_{\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}}$ – теплота утворення етанолу; $-278,0$ *кДж/моль*.

3.13.5.4 Для діалкіламінів:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + 2 \Delta H_{H_2O} - 2 \Delta H_{C_2H_5OH} \quad (3.179)$$

або

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + 7,5. \quad (3.180)$$

3.13.5.5 Тепловий ефект процесу алкілювання фенолів метилхлоридом у лужному середовищі складається з теплового ефекту реакції і теплоти зміни концентрації лужного агента (Q_L ; рівняння 3.153).

Відповідно до схеми реакції



і закону Геса тепловий ефект алкілювання фенолів метилхлоридом у лужному середовищі

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + \Delta H_{NaCl} - \Delta H_{CH_3Cl}, \quad (3.182)$$

де ΔH_n – теплота утворення алкілпохідного фенолу, *кДж/моль*;

ΔH_c – теплота утворення феноляту (див.табл. 3.18), *кДж/моль*;

ΔH_{NaCl} – теплота утворення NaCl; *-411,6 кДж/моль*;

ΔH_{CH_3Cl} – теплота утворення рідкого метилхлориду; *-142,0 кДж/моль*.

Після підстановки в рівняння (3.182) значень теплот утворення NaCl, CH_3Cl отримають:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 269,6. \quad (3.183)$$

Теплота зміни концентрації лужного агента визначається за формулами (3.154–3.156) з використанням діаграми (рис. 3.5).

3.13.5.6 Алкілювання амінів метилхлоридом у лужному середовищі протікає за схемою:



Відповідно до схеми:

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c + \Delta H_{NaCl} + \Delta H_{H_2O} - \Delta H_{CH_3Cl} - \Delta H_{NaOH} \quad (3.185)$$

або

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 68,5, \quad (3.186)$$

де ΔH_n – теплота утворення моноалкілпохідного, *кДж/моль*;

ΔH_c – теплота утворення аміну, *кДж/моль*;

ΔH_{NaOH} – теплота утворення лужного агента у водному розчині; – 427,3 *кДж/моль*.

Теплота зміни концентрації лужного агента визначається за формулами (3.154–3.156) і з діаграми (рис. 3.5).

Теплоти утворення солей амінів (з урахуванням теплот нейтралізації, приведених у таблиці 3.15, і теплот утворення вихідних амінів) можуть бути визначені за формулою:

$$\Delta H_{c.a.} = \Delta H_a - \Delta H_k + \Delta H_{n.a.}, \quad (3.187)$$

де $\Delta H_{c.a.}$ – теплота утворення солі аміну, *кДж/моль*;

ΔH_a – теплота утворення аміну, *кДж/моль*;

ΔH_k – теплота утворення кислоти, *кДж/моль*;

$\Delta H_{n.a.}$ – тепловий ефект нейтралізації аміну кислотою, *кДж/моль*.

Для обчислення теплових ефектів реакцій за рівняннями (3.176), (3.178) і (3.180) можна користуватися теплотами утворення не солей амінів, а амінів, оскільки їх теплоти нейтралізації майже однакові.

3.13.6 Тепловий баланс відгонки непрореагованих речовин

Процеси гідролізу, амінірування й алкілування, як правило, перебігають під тиском. При зниженні тиску леткі речовини, що не прореагували, відганяються. Тепловий баланс відгонки летких може бути описаний рівнянням:

$$G_1 \cdot C_1 \cdot (T_1 - T_0) = (G_1 - G_2) C_2 \cdot (T_2 - T_0) + G_2 \cdot i + Q_v, \quad (3.188)$$

де G_1 – маса реакційної маси перед зниженням тиску, *кг*;

C_1 – питома теплоємність реакційної маси перед зниженням тиску, *кДж/(кг·К)*;

T_1 – температура реакційної маси перед зниженням тиску, K ;
 $T_0 = 273 K$;
 G_2 – маса речовин, що випаровуються, $кг$;
 C_2 – питома теплоємність реакційної маси, яка залишилася після відгонки летких, $кДж/кг \cdot K$;
 T_2 – температура парів, які залишилися, K ;
 i – ентальпія парів, які утворилися, $кДж/кг$;
 Q_v – тепло, що втрачається в навколишнє середовище, $кДж$.

Зазвичай задаються T_2 і знаходять G_2 з рівняння (3.188) або задаються величиною G_2 і знаходять температуру T_2 .

Визначення ентальпії парів у випадку відгонки суміші летких компонентів (вода, амоніак) ускладнюється необхідністю попереднього обчислення складу парів, що утворюються. Склад парів можна обчислити за рівнянням простої дистиляції:

$$2,303 \cdot \lg \frac{G_1}{G_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y-x}, \quad (3.189)$$

де G_1 – початкова кількість суміші летких компонентів у реакційній масі, $кг$;

G_2 – маса речовин, які випарувалися, $кг$;

x – вміст рідкої суміші летких компонентів;

y – вміст летких компонентів у парах, що знаходяться в рівновазі з рідиною.

3.14 Приклади теплових розрахунків

Приклад 3.14.1 Визначити кількість тепла, внесеного в реактор з вихідною сировиною при одержанні бензантроні на стадії приготування розчину антрахінону в сульфатній кислоті. За даними матеріального балансу для одержання 1 т бензантроні витрачається 10892,4 кг розчину антрахінону в сульфатній кислоті (1099,3 кг антрахінону, 9056,5 кг сульфатної кислоти і 736,6 кг води). Потужність виробництва – 1,4 т/доба, число операцій, на стадії протягом доби, $\alpha = 2,66$.

Розв'язок.

Кількість тепла, внесеного в апарат з вихідною сировиною, визначається формулою (3.4):

$$Q_1 = G_1 C_1 (T - T_0) + G_2 C_2 (T - T_0) + G_3 C_3 (T - T_0),$$

де G_1, G_2, G_3 – завантаження в апарат на операцію відповідно антрахінону, сульфатної кислоти і води, кг;

C_1, C_2, C_3 – питома теплоємність відповідно антрахінону, сульфатної кислоти і води, кДж/(кг·К);

T – температура сировини, яка завантажується, приймається 293 К;

$T_0 = 273$ К.

Завантаження компонентів на операцію визначаються добовою продуктивністю виробництва:

$$G = \frac{M_d \cdot G_T}{\alpha},$$

де M_d – добова продуктивність виробництва, т/доба;

G_T – витрати компонента в розрахунку на 1 т бензантронну, кг;

α – кількість операцій, які здійснюються на стадії протягом доби.

$$G_1 = \frac{1,4 \cdot 1099,3}{2,66} = 578,6 \text{ кг};$$

$$G_2 = \frac{1,4 \cdot 9056,5}{2,66} = 4766,6 \text{ кг};$$

$$G_3 = \frac{1,4 \cdot 736,6}{2,66} = 387,7 \text{ кг}.$$

Для визначення питомої теплоємності антрахінону використовується формула (3.7):

$$C = \frac{\sum C_{ai} \cdot n}{M},$$

де C_{ai} – питома теплоємність елемента, кДж/(моль·К) (див. табл. 3.1);

n – кількість однакових атомів у молекулі;

M – молярна маса речовини.

$$C = \frac{14 \cdot C \cdot 7,54 + 8 \cdot H \cdot 9,36 + 2 \cdot O \cdot 116,8}{208} = 1,04 \text{ кДж/(кг·К)}$$

Питома теплоємність інших речовин знаходиться в довідниках: теплоємність для води $C = 4,19$, сульфатної кислоти $C = 1,84$ кДж/(кг·К).

Таким чином:

$$Q_1 = (578,6 \cdot 1,04 + 4766,6 \cdot 1,84 + 387,7 \cdot 4,19) \cdot 20 = 219934,8 \text{ кДж.}$$

Приклад 3.14.2 Визначити кількість тепла, яке витрачається на нагрівання апарата й ізоляції при підвищенні температури в апараті від 293 до 373 К. Маса апарата $G_a = 5260$ кг, питома теплоємність сталі X18H10T, з якої виготовлено апарат, дорівнює $0,5$ кДж/(кг·К), матеріал ізоляції – совеліт, його густина і питома теплоємність відповідно дорівнюють 450 кг/м³ і $1,3$ кДж/(кг·К).

Розв'язок.

Тепло, що витрачається на нагрівання апарата й ізоляції, дорівнює (див. п.: 3.2.4):

$$Q_5 = Q_5^a + Q_5^{i3},$$

де Q_5^a – тепло, яке витрачається на нагрівання апарата, кДж;

Q_5^{i3} – тепло, яке витрачається на нагрівання ізоляції, кДж.

$$Q_5^a = G_a \cdot C_a (T_k - T_n),$$

де G_a – маса апарата; $G_a = 5260$ кг;

C_a – питома теплоємність сталі X18H10T; $C_a = 0,5$ кДж/(кг·К);

T_k – кінцева температура в апараті; $T_k = 373$ К;

T_n – початкова температура в апараті; $T_n = 293$ К.

$$Q_5^a = 5260 \cdot 0,5 (373 - 293) = 211000,0 \text{ кДж}$$

$$Q_5^{i3} = G_{i3} \cdot C_{i3} \cdot (T'_k - T'_n),$$

де G_{i3} – маса ізоляції, кг;

C_{i3} – питома теплоємність матеріалу ізоляції; для совеліту

$C_{i3} = 1,3$ кДж/(кг·К);

T'_k – середня кінцева температура ізоляції, К;

T'_n – середня початкова температура ізоляції, К.

Маса ізоляції визначається формулою:

$$G_{i3} = F \cdot \delta \cdot \gamma,$$

де F – площа ізолюваної поверхні апарата, м²;

γ – густина ізоляції; для совеліту $\gamma = 450 \text{ кг/м}^3$;
 δ – товщина ізоляції, м.

Товщина ізоляції розраховується за рівнянням:

$$\delta = \lambda (T_{1\text{із}} - T_{2\text{із}}) / \alpha (T_{2\text{із}} - T_{\text{п}}),$$

де λ – теплопровідність совеліту; $\lambda = 0,098 \text{ Вт/(м·К)}$;

$T_{1\text{із}}$ – температура внутрішньої стінки ізоляції, приймається рівній температурі теплоносія; $T_{1\text{із}} = 412 \text{ К}$;

$T_{2\text{із}}$ – температура зовнішньої поверхні ізоляції, приймається рівній 303 К ;

$T_{\text{п}}$ – температура навколишнього середовища; $T_{\text{п}} = 293 \text{ К}$;

α – коефіцієнт тепловіддачі від поверхні ізоляції в навколишнє середовище, $\text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$; визначається за формулою:

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot \Delta T,$$

де $\Delta T = T_{2\text{із}} - T_{\text{п}}$;

$$\alpha = 9,74 + 0,07 (303 - 293) = 10,44 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$\delta = (0,098(412 - 303)) / ((10,44(303 - 293))) = 0,094 \text{ м.}$$

Площа ізоляції визначається з геометричних розмірів поверхні апарата, захищеної ізоляцією:

$$F_{\text{із}} = \pi \cdot (R^2 + r^2) + \pi \cdot D \cdot H;$$

$$F_{\text{із}} = 3,14 \cdot (1,2^2 + 0,65^2) + 3,14 \cdot 2,4 \cdot 1,77 = 19,0 \text{ м}^2.$$

Після обчислення площі і товщини ізоляції, визначається маса ізоляції:

$$G_{\text{із}} = 19 \cdot 0,094 \cdot 450 = 802,0 \text{ кг.}$$

Середня кінцева температура ізоляції визначається формулою:

$$T'_{\text{к}} = (373 + 303) / 2 = 338 \text{ К.}$$

Аналогічно знаходиться середня початкова температура:

$$T'_{\text{п}} = (293 + 293) / 2 = 293 \text{ К.}$$

З урахуванням отриманих даних, визначається Q_5^{iz} :

$$Q_5^{iz} = 802 \cdot 1,3 \cdot (338 - 293) = 46800,0 \text{ кДж.}$$

Загальна кількість тепла, що витрачається на нагрівання апарата й ізоляції, складає:

$$Q_5 = 211000,0 + 46800,0 = 257800,0 \text{ кДж.}$$

Приклад 3.14.3 Визначити втрати тепла в навколишнє середовище через поверхню апарата. Температура реакційного середовища в апараті 405 К, поверхня неізольованої частини апарата дорівнює 4,9 м², ізольованої – 15,2 м². Час, протягом якого відбувається тепловіддача в навколишнє середовище – 420 хв.

Розв'язок.

Тепловтрати визначаються, як сума теплових втрат через ізольовану (Q_6^1) і неізольовану (Q_6^2) частини апарата (див. п. 3.2.5):

$$Q_6 = Q_6^1 + Q_6^2,$$

$$\text{де } Q_6^1 = \alpha_1 \cdot F_{iz} \cdot \tau (T_{2iz} - T_n) \cdot 10^{-3};$$

$$Q_6^2 = \alpha_2 \cdot F_n \cdot \tau (T_c - T_n) \cdot 10^{-3};$$

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta T;$$

$$\Delta T = T_c - T_n,$$

де T_c – температура поверхні апарата: для ізольованої поверхні $T_c = 303 \text{ К}$; для неізольованої $T_c = 353 \text{ К}$;

τ – тривалість зони, по якій визначаються теплові втрати, с.

$$\alpha_1 = 9,74 + 0,07(303 - 293) = 10,44 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07(353 - 293) = 13,04 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$Q_6^1 = 10,44 \cdot 15,2 \cdot 420 \cdot 60(303 - 293) \cdot 10^{-3} = 39790,0 \text{ Дж};$$

$$Q_6^2 = 13,94 \cdot 4,9 \cdot 420 \cdot 60(353 - 293) \cdot 10^{-3} = 103100,0 \text{ кДж};$$

$$Q_6 = 103100 + 39790 = 142890,0 \text{ кДж.}$$

Приклад 3.14.4 Визначити теплоту утворення фталевого ангідриду ($C_8H_4O_3$) у рідкому стані (див. п.: 3.2.3).

Розв'язок.

$$\Delta H^0 = -\sum n \cdot \Delta H_a^3 - \Delta H^3;$$

$$\sum n \cdot H_a^3 = 8 \cdot 395,45 + 4 \cdot 143,36 = 3737,0 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H^3 = -109,15 n + \sum \Delta \cdot \zeta;$$

$$\Delta_{\text{анг}} = -41,9; \quad \zeta_{\text{анг}} = 1;$$

$$\Delta_{\text{Ar-Al}} = +14,7; \quad \zeta_{\text{Ar-Al}} = 2;$$

$$n = 6 \cdot 4 + 2 \cdot 1 + 4 \cdot 1 = 30;$$

$$H_a^3 = -109,15 \cdot 30 - 41,9 \cdot 1 + 14,7 \cdot 2 = -3287,0 \text{ кДж/моль},$$

тоді

$$\Delta H^0 = -3737,0 - (-3287,0) = -450,0 \text{ кДж/моль}.$$

(За довідниковими даними $\Delta H^0 = -460,6 \text{ кДж/моль}$).

Приклад 3.14.5 Обчислити теплоту утворення терефталевої кислоти ($C_8H_6O_4$) у рідкому стані.

Розв'язок.

$$\Delta H^0 = -\sum n \cdot \Delta H_a^3 - \Delta H^3;$$

$$\sum n \cdot H_a^3 = 8 \cdot 395,45 + 6 \cdot 143,26 = 4023,2 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H^3 = -109,15 n + \sum \Delta \cdot \zeta;$$

$$\Delta_{\text{Ar-Al}} = +14,7; \quad \zeta_{\text{Ar-Al}} = 2;$$

$$n = 6 \cdot 4 + 2 \cdot 1 + 4 \cdot 1 = 30;$$

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 30 + 14,7 \cdot 2 = -3245,2 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H^0 = -4023,2 - (-3245,2) = -778,0 \text{ кДж/моль}.$$

(За довідниковими даними $\Delta H^0 = -782,2 \text{ кДж/моль}$).

Приклад 3.14.6 Обчислити теплоту утворення твердого, рідкого і пароподібного бензену.

Розв'язок.

Теплота утворення рідкого бензену

$$\Delta H_p^0 = -\sum n \cdot \Delta H_a^3 - \Delta H^3;$$

$$\sum n \cdot \Delta H_a^3 = 6 \cdot 395,45 + 6 \cdot 143,26 = 3232,3 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H^3 = -109,15 n + \sum \Delta \cdot \zeta;$$

$$\Delta = 0; \quad \zeta = 0;$$

$$n = 6 \cdot 4 + 6 \cdot 1 = 30;$$

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 30 = -3274,5 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_p^0 = -3232,3 - (-3274,5) = +42,2 \text{ кДж/моль}.$$

Для визначення теплоти утворення твердого бензену вводять поправку (кДж/моль) на теплоту плавлення $\Delta H_{пл}$.

$$\Delta H_T^0 = \Delta H_p^0 + \Delta H_{пл};$$

$$\Delta H_{пл} = \kappa \cdot T_{пл} \cdot 10^{-3},$$

де $\kappa = 35,4$; $T_{пл} = 278,5 \text{ K}$

$$\Delta H_{пл} = 35,4 \cdot 278,5 \cdot 10^{-3} = 9,9 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_T^0 = 42,2 + 9,9 = +52,1 \text{ кДж/моль}.$$

Для визначення теплоти утворення пароподібного бензену вводять поправку (кДж/моль) на теплоту випаровування $\Delta H_{вип.}$:

$$\Delta H_{II}^0 = \Delta H_p^0 - \Delta H_{вип.};$$

$$\Delta H_{вип.} = \kappa \cdot T_{к} \cdot 10^{-3} \text{ кДж/моль},$$

де $\kappa = 87$; $T_{к} = 353,1 \text{ K}$

$$\Delta H_{вип.} = 87 \cdot 353,1 \cdot 10^{-3} = 30,7 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_{II}^0 = 42,2 - 30,7 = +11,5 \text{ кДж/моль}.$$

Приклад 3.14.7 Обчислити теплоту утворення бензойної кислоти ($C_7H_6O_2$) в рідкому стані

Розв'язок.

$$\Delta H^0 = -\sum n \cdot \Delta H_a^3 - \Delta H^3;$$

$$n = 6 \cdot 6 + 1 \cdot 1 + 5 \cdot 1 = 42;$$

$$\Delta_{Al-Al} = +14,7; \quad \zeta = 1;$$

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 42 + 14,7 \cdot 2 = -4554,9 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_{ж}^0 = -(7 \cdot 395,45 + 6 \cdot 143,26) - (-4554,9) = +927,2 \text{ кДж/моль}.$$

Приклад 3.14.8 Обчислити теплоту утворення сечовини ($\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$) в рідкому стані.

Розв'язок.

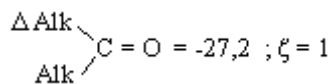
$$\Delta H_{ж}^0 = -\sum n \cdot \Delta H_a^3 - \Delta H^3;$$

$$\sum n \cdot \Delta H_a^3 = (1 \cdot 395,45 + 4 \cdot 143,26) = 968,5 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H^3 = -109,15 n + \sum \Delta \cdot \zeta;$$

$$n = 1 \cdot 2 + 4 \cdot 1 = 6;$$

$$\Delta_{Al-NH_2} = -54,47; \quad \zeta = 2;$$



$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 4 + (-54,47 \cdot 2) + (-27,2) = -518,6 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_p^0 = -968,5 - (-518,6) = -449,9 \text{ кДж/моль}.$$

Приклад 3.14.9 Обчислити теплоту утворення нітробензену ($\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$) в рідкому стані.

Розв'язок.

$$n = C_4 \cdot 5 + C_3 \cdot 1 + H_1 \cdot 5 = 28;$$

$$\Delta_{NO_2} = -54,47; \quad \zeta = 1;$$

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 28 - 54,47 = -3110,7 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H^0 = -(395,45 \cdot 6 + 143,26 \cdot 5) - (-3110,7) = +21,7 \text{ кДж/моль}.$$

Приклад 3.14.10 Обчислити теплоту утворення нітробензенсульфонокислоти ($C_6H_4NO_2SO_3$) в рідкому стані.

Розв'язок.

$$n = C_4 \cdot 4 + C_3 \cdot 2 + H_1 \cdot 4 = 26;$$

$$\Delta_{NO_2} = -54,47; \quad \zeta = 1;$$

$$\Delta_{SO_3H} = +98,05; \quad \zeta = 1;$$

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 26 - 54,47 + 98,05 = -2794,3 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_p^0 = -(395,45 \cdot 6 + 143,26 \cdot 5 + 290,37) - (-2794,3) = -582,4 \text{ кДж/моль}.$$

Приклад 3.14.11 Обчислити теплоту утворення нафталену ($C_{10}H_8$) в рідкому стані.

Розв'язок.

$$n = C_4 \cdot 10 + H_1 \cdot 8 = 48;$$

$$\Delta_{Ar-Ar} = +27,23; \quad \zeta = 2;$$

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 48 + 27,23 \cdot 2 = -5184,7 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_p^0 = -(395,45 \cdot 10) + (143,26 \cdot 8) - (-5184,7) = +84,2 \text{ кДж/моль}.$$

Приклад 3.14.12 Обчислити теплоту згорання антрацену ($C_{14}H_{10}$).

Розв'язок.

$$n = C_4 \cdot 14 + H_1 \cdot 10 = 66;$$

$$\Delta_{Al-Ar} = +14,7; \quad \zeta = 4;$$

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 66 + 14,7 \cdot 4 = -7145,2 \text{ кДж/моль}.$$

Приклад 3.14.13 Обчислити теплоту згорання антрахінону ($C_{14}H_8O_2$).

Розв'язок.

$$n = C_4 \cdot 12 + C_2 \cdot 2 + H_1 \cdot 8 = 60;$$

$$\Delta_{Al-Ar} = +14,7; \quad \zeta = 4;$$

$$\Delta_{C=O} = -27,24; \quad \zeta = 2;$$

$$\Delta H^{\circ} = -109,15 \cdot 60 + 14,7 \cdot 4 + (-27,24 \cdot 2) = -6544,7 \text{ кДж/моль.}$$

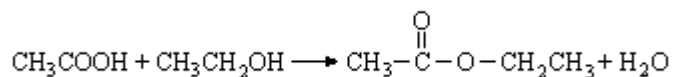
Приклад 3.14.14 Обчислити теплоту згоряння фенантрєну (C₁₄H₁₀).
Розв'язок.

$$n = C_4 \cdot 12 + H_1 \cdot 10 = 66;$$

$$\Delta_{Ar-Ar} = +27,23; \quad \zeta = 4;$$

$$\Delta H^{\circ} = -109,15 \cdot 66 + 27,23 \cdot 4 = -7094,9 \text{ кДж/моль.}$$

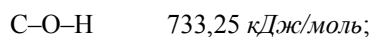
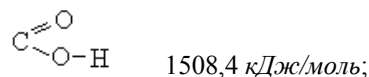
Приклад 3.14.15 Розрахувати тепловий ефект реакції ацетатної кислоти з етиловим спиртом, з використанням енергії зв'язків у молекулах вихідних і кінцевих речовин.



Розв'язок.

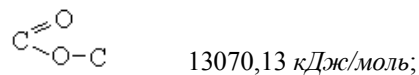
При визначенні теплового ефекту реакції можна враховувати лише енергії зв'язків, що розриваються й утворюються, причому, для карбоксильних і естерних групувань у розрахунках використовується сумарна енергія зв'язків групувань.

Енергії зв'язків та їх сума в групах складають:



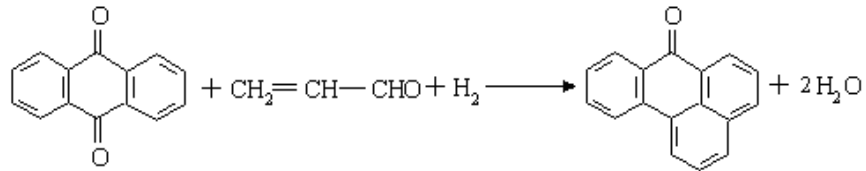
$$(\text{C}-\text{O} = 314,25; \text{O}-\text{H} = 419,0 \text{ кДж/моль});$$

$$\text{H}-\text{O}-\text{H} = 2 \cdot 419 = 838,0 \text{ кДж/моль};$$



$$\begin{aligned} \Delta H_p &= (\sum v_i \cdot \Delta H_i^{\circ})_n - (\sum v_j \cdot \Delta H_j^{\circ})_k = (1508,4 + 733,25) - (13070,13 + 838,0) = \\ &= +33,5 \text{ кДж/моль.} \end{aligned}$$

Приклад 3.14.16 Розрахувати тепловий ефект реакції конденсації антрахінону з акролеїном:



Розв'язок.

Тепловий ефект реакції визначається за рівнянням:

$$\Delta H_p = (\sum v_i \cdot \Delta H_i^0)_k - (\sum v_j \cdot \Delta H_j^0)_n.$$

Теплота утворення:

$$\Delta H^0 = -\sum n \cdot \Delta H_a^3 - \Delta H^3, \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H^3 = -109,15 n + \sum \Delta \cdot \zeta.$$

Теплота згоряння:

– акролеїну, C₃H₄O

$$n = C_4 \cdot 2 + C_1 \cdot 2 + H_1 \cdot 4 = 14;$$

$$\Delta_{RCHO} = -54,4; \quad \zeta = 1;$$

$$\Delta_{C=C} = -54,4; \quad \zeta = 1;$$

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 14 - 54,4 \cdot 2 = -1636,9 \text{ кДж/моль}.$$

– антрахінону, C₁₄H₈O₂

$$n = C_4 \cdot 2 + C_2 \cdot 2 + H_1 \cdot 8 = 60;$$

$$\Delta_{Al-At} = +14,6; \quad \zeta = 4;$$

$$\Delta_{C=O} = -27,2; \quad \zeta = 2;$$

$$\Delta H^3 = -109,15 \cdot 60 + 14,6 \cdot 4 + (-27,2 \cdot 2) = -6545,0 \text{ кДж/моль}.$$

– бензантрону, C₁₇H₁₀O

$$n = C_4 \cdot 16 + C_2 \cdot 1 + H_1 \cdot 10 = 76;$$

$$\Delta_{\text{Al-Ar}}(1,2,3,4,5) = +14,6; \zeta = 5;$$

$$\Delta_{\text{Ar-Ar}} = +27,2; \zeta = 1;$$

$$\Delta_{\text{C=O}} = -27,2; \zeta = 1;$$

$$\Delta \text{H}^{\circ} = -109,15 \cdot 76 + 14,6 \cdot 5 + 27,2 - 27,2 = -8222,4 \text{ кДж/моль.}$$

Теплота утворення:

– акролеїну

$$\Delta \text{H}^{\circ} = -(395,45 \cdot 3 + 143,26 \cdot 4) - (-1636,9) = -119,5 \text{ кДж/моль};$$

– антрахінону

$$\Delta \text{H}^{\circ} = -(395,46 \cdot 14 + 143,26 \cdot 8) - (-6545,0) = -133,0 \text{ кДж/моль};$$

– бензантронну

$$\Delta \text{H}^{\circ} = -(395,45 \cdot 17 + 143,26 \cdot 10) - (-8222,4) = +67,2 \text{ кДж/моль};$$

– води

$$\Delta \text{H}^{\circ} = -286,2 \text{ кДж/моль};$$

– водню

$$\Delta \text{H}^{\circ} = 0.$$

З урахуванням обчислених значень теплот утворення сполук, визначається тепловий ефект реакції:

$$\Delta \text{H}_p = (-286,2 \cdot 2 + 67,2) - (-119,5) - (-133,0) = -252,7 \text{ кДж/моль.}$$

Приклад 3.14.17 Визначити коефіцієнт тепловіддачі від води до стінки змійовика, розташованого в середині апарата. Внутрішній діаметр змійовика $d = 5,1 \cdot 10^{-2}$ м, діаметр витка змійовика 1,8 м. Питоме теплове навантаження $g = 395900$ Вт (див. п.: 3.3.4).

Розв'язок.

Визначається режим руху рідини:

$$\text{Re} = (\omega \cdot d_e) / \nu_p,$$

де ν_p – кінематична в'язкість води; $\nu = 1,14 \cdot 10^{-6}$ м²/с при 288 К;

d_e – еквівалентний діаметр труби, м. Для круглого перерізу труби $d_e = d_{\text{тр}}$;

ω – швидкість руху води в змійовику, м/с.

Швидкість руху води знаходиться за формулою:

$$\omega = \frac{4W}{\pi d^2},$$

де W – об'ємна витрата води, $м^3/с$; $W = G / \rho$, ($м/с$);
 ρ_p – густина води; $\rho = 999,9 \text{ кг}/м^3$ при 288 К ;
 G – витрата води, $кг/с$.

$$G = g / C (T_k - T_n),$$

де C – питома теплоємність води; $C = 4190 \text{ Дж}/(кг \cdot \text{К})$;
 T_n, T_k – відповідно початкова і кінцева температура охолодженої води.

Приймається $T_n = 294 \text{ К}$; $T_k = 302 \text{ К}$.

$$G = 395900/4190 \cdot 8 = 11,8 \text{ кг}/с;$$

тоді

$$W = 11,8/999,9 = 11,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/с;$$

отже

$$\omega = (11,8 \cdot 10^{-3} / (3,14 \cdot 0,051^2 / 4)) = 5,8 \text{ м}/с.$$

Далі знаходиться режим руху:

$$Re = (5,8 \cdot 0,051) / (1,14 \cdot 10^{-5}) = 29580.$$

Оскільки $Re > 10^4$, α , для прямої труби знаходиться формулою:

$$\alpha_1 = 0,021 \cdot (\lambda / d_e) \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot (Pr_p / Pr_{ст})^{0,25},$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності, який дорівнює $0,58 \text{ Вт}/(м^2 \cdot \text{К})$;

$d_e = d = 0,051 \text{ м}$;

$Pr = (v \cdot C_p \cdot \rho) / \lambda = (1,14 \cdot 10^{-6} \cdot 4190 \cdot 999,9) / 0,58 = 8,2$;

$(Pr_p / Pr_{ст})^{0,25}$ – відношення приймається рівним одиниці, оскільки термодинамічні властивості води в об'ємі і біля стінки змієвика в експериментальних умовах практично не відрізняються.

Таким чином:

$$\alpha_1 = 0,021 \cdot (0,58 / 0,051) \cdot 29580^{0,8} \cdot 8,2^{0,43};$$

$$\lg \alpha_1 = -1,68 + 1,06 + 3,58 + 0,39;$$

$$\lg \alpha_1 = 3,32; \alpha_1 = 2103,0 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

З врахуванням руху води у вигнутій трубці змійовика:

$$\alpha_1 = \alpha_1 [1 + (1,77 \text{ d} / \text{R})],$$

де R – радіус витка змійовика; R = 0,9 м.

$$\alpha_1 = 2103,0 [1 + (1,77 \cdot 0,051/0,9)] = 2314,0 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Приклад 3.14.18 Визначити коефіцієнт тепловіддачі від стінки змійовика, розташованому в апараті, до реакційної маси, що перемішується лопатевою мішалкою при температурі 343 К. Діаметр лопатевої мішалки 1,4 м, число обертів – 0,8 с⁻¹, густина реакційної маси $\rho_p = 1160 \text{ кг}/\text{м}^3$, кінематичний коефіцієнт в'язкості $\nu_p = 0,528 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$ (див. п.: 3.3.3).

Розв'язок.

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки змійовика до рідини, що перемішується, визначається формулою:

$$\alpha_2 = C \cdot \frac{\lambda}{D} \cdot \text{Re}_{\text{ш}}^m \cdot \text{Pr}^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_{\text{ст}}} \right)^{0,14}.$$

Для апарата зі змійовиком і лопатевою мішалкою C = 0,87 і m = 0,62;

$$\text{Re}_{\text{ш}} = (n \cdot d_{\text{ш}}^2 \cdot \rho / \mu_p) = (n \cdot d_{\text{ш}}^2 / \nu_p),$$

де n – число обертів мішалки, с⁻¹;

d – діаметр лопатевої мішалки, м;

ρ – густина реакційної маси, кг/м³;

μ_p – динамічний коефіцієнт в'язкості реакційної маси при 343 К, Па·с;

$\mu_{\text{ст}}$ – динамічний коефіцієнт в'язкості реакційної маси при температурі стінки змійовика, 0,0034 Па·с;

D – діаметр апарата, D = 2,2 м.

$$\mu_p = \nu_p \cdot \rho_p = 0,528 \cdot 10^{-5} \cdot 1160 = 0,00613 \text{ Па·с},$$

тоді:

$$\text{Re} = (0,8 \cdot 1,4^2) / (0,528 \cdot 10^{-5}) = 296970.$$

Критерій Прандтля визначається формулою:

$$Pr = (C_p \cdot \mu_p) / \lambda_p,$$

де C_p – питома теплоємність реакційної маси, $2140 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$;
 λ_p – коефіцієнт теплопровідності реакційної маси, $\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{K})$

$$\lambda_p = A \cdot C \cdot \rho \cdot \sqrt[3]{\rho/M},$$

де A – коефіцієнт, що залежить від ступеня асоціації рідини. Для асоційованих рідин $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$;

C – питома теплоємність реакційної маси, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$;

ρ_p – густина реакційної маси, $\text{кг}/\text{м}^3$;

M – молярна маса основного компонента, $M = 834$.

$$\lambda_p = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 2140 \cdot 1160 \sqrt[3]{1160/834} = 0,117 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{K}).$$

Отже:

$$Pr = (2140 \cdot (0,00613)) / 0,117 = 112;$$

тоді:

$$\alpha_2 = 0,87 \cdot (0,117/2,2) \cdot 269969^{0,62} \cdot 112^{0,33} \cdot (0,00163/0,0034)^{0,14}$$

$$\lg \alpha_2 = 2,89; \quad \alpha_2 = 776,0 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

Приклад 3.14.19 Зробити перевірковий розрахунок поверхні теплообміну реактора (див. п. 3.3).

Вихідні дані: реактор – вертикальний циліндричний апарат ємністю 10 м^3 із сферичним днищем і з'ємною кришкою, внутрішній діаметр $D_a = 2,2 \text{ м}$, з рамною мішалкою $1,6 \text{ м}$, що робить $0,8 \text{ об}/\text{с}$, і змійовиком $F = 11,2 \text{ м}^2$. Матеріал змійовика – сталь 1Х18Н9Т, зовнішній діаметр труби змійовика $d = 0,051 \text{ м}$. Товщина стінки труби змійовика $\delta = 0,008 \text{ м}$. Коефіцієнт теплопровідності матеріалу змійовика $\lambda = 16,5 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{K})$; тепловий опір стінки змійовика $r = 1,2 \cdot 10^{-4} (\text{м}^2 \cdot \text{K})/\text{Вт}$. Характеристика реакційної маси: $C_p = 2640 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$; $\mu_p = 0,52 \text{ Па}\cdot\text{с}$; $\rho_p = 1162 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\lambda_p = 0,209 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{K})$; теплове навантаження по зоні нагрівання реакційної маси від 333 K до 408 K $g_2 = 195000 \text{ Вт}$.

Розв'язок.

Розрахунок необхідної поверхні теплообміну F , m , для проведення процесу в заданому температурному режимі проводиться за формулою:

$$F = g_2 / (K \cdot \Delta T_{\text{сер}}),$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, $Bm/(m^2 \cdot K)$;

$\Delta T_{\text{сер}}$ – середня різниця температур.

$$K = 1 / [1/\alpha_1 + 1/\alpha_2 + \Sigma(\delta_i/\lambda_i) + r_3],$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від водяної пари, що гріє, до стінки змійовика, $Bm/(m^2 \cdot K)$;

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки змійовика до реакційної маси, $Bm/(m^2 \cdot K)$;

δ – товщина стінки труби змійовика, m ;

λ – коефіцієнт теплопровідності матеріалу змійовика, $Bm/(m \cdot K)$.

r_3 – термічний опір забруднення; $r_3 = 1,7 \cdot 10^{-4}$.

В апараті зі змійовиком:

$$\alpha_1 = 0,6 \cdot 1,28 \cdot A \left(\frac{r}{d \cdot \Delta T} \right)^{0,25},$$

де A – коефіцієнт, що залежить від температури плівки конденсату; для нагрівання реакційної маси до $408 K$ використовують пару під тиском $0,6 MPa$ з температурою $433 K$; для цієї температури плівки конденсату $A = 197$;

r – теплота конденсації пари; для $433 K$ $r = 208900 Дж/кг$;

d – зовнішній діаметр труби змійовика, m ;

ΔT – різниця температури конденсації пари і стінки змійовика, зазвичай $\Delta T \approx 8$.

$$\alpha_1 = 0,6 \cdot 1,28 \cdot 197 \cdot \left(\frac{208900}{0,051 \cdot 8} \right)^{0,25} = 7196,9 Bm/(m^2 \cdot K).$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки змійовика до реакційної маси:

$$\alpha_2 = 0,87 \frac{\lambda_p}{D_a} \left(\frac{\rho_p \cdot n \cdot d_M^2}{\mu_p} \right)^{0,67} \left(\frac{C_p \cdot \mu_p}{\lambda_p} \right)^{0,33} =$$

$$= 0,87 \frac{0,209}{2,2} \left(\frac{1162 \cdot 0,8 \cdot 1,6}{0,52} \right)^{0,67} \left(\frac{2640 \cdot 0,52}{0,209} \right)^{0,33} = 426 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

З врахуванням знайдених α_1 і α_2 , визначають К:

$$K = 1 / [1 / 7196,9 + 1 / 426 + \frac{0,008}{16,5} + 1,7 \cdot 10^{-4}] = 330,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Середня різниця температур для нагрівання реакційної маси водяною парою в умовах періодичного процесу визначається формулою:

$$\Delta T_{\text{сер}} = \frac{\Delta T_{\delta} - \Delta T_{\text{м}}}{2,31 \lg \frac{\Delta T_{\delta}}{\Delta T_{\text{м}}}},$$

$$\text{де } \Delta T_{\delta} = 433 - 333 = 100$$

$$\Delta T_{\text{м}} = 433 - 408 = 25$$

$$\Delta T_{\text{сер}} = \frac{100 - 25}{2,31 \lg \frac{100}{25}} = 54,2.$$

Площа теплообміну, що необхідна для забезпечення підведення тепла в період підвищення температури реакційної маси від 333 до 408 К, складає:

$$F = 195000 / 330,2 \cdot 54,2 = 10,9 \text{ м}^2.$$

Таким чином, поверхня змійовика ($11,2 \text{ м}^2$), встановленого в реакторі, достатня для проведення процесу в заданому температурному режимі.

Приклад 3.14.20 Розрахувати потужність індукторів, що необхідна для нагрівання 16000 кг реакційної маси від 433 до 513 К в реакторі 32 м^3 з електроіндукційним обігрівом. Час нагрівання 1,6 год (див. п: 3.5).

Розв'язок.

При електроіндукційному обігріві необхідна потужність індукторів визначається формулою:

$$N = (Q_2 \cdot X) / (3600 \cdot \tau \cdot \eta \cdot a),$$

де Q_2 – кількість тепла, що необхідна для підігріву реакційної маси від 433 до 513 К, Дж;

X – коефіцієнт, що враховує витрати тепла на нагрівання апарата і тепловтрати в навколишнє середовище; $X = 1,1$;

τ – тривалість нагрівання; $\tau = 1,6$ год;

η – ККД перетворення електричної енергії в теплову; ККД = 0,8;

a – середній коефіцієнт використання потужності індукторів; для реактора об'ємом 32 м³; $a = 0,9$.

Тепло, необхідне для підігріву реакційної маси від 433 до 513 К:

$$Q_2 = G \cdot C_p (T_2 - T_1),$$

де G – маса реакційної маси; $G = 16000$ кг;

C_p – питома теплоємність реакційної маси; $C_p = 2,1 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К).

$$Q_2 = 16000 \cdot 2,1 \cdot 10^3 (513 - 433) = 2688,0 \cdot 10^6 \text{ Дж},$$

тоді:

$$N = (2688 \cdot 10^6 \cdot 1,1) / (3600 \cdot 1,6 \cdot 0,8 \cdot 0,9) = 714,4 \cdot 10^3 \text{ Вт}.$$

Приймають до установки один донний індуктор потужністю 270 кВт та один боковий індуктор потужністю 450 кВт, тобто два індуктори сумарною потужністю 720 кВт.

Приклад 3.14.21 Обчислити теплоту змішування 1000 кг (G_1) 96% (m_1) сульфатної кислоти з 1000 кг (G_2) 72% (m_2) сульфатної кислоти (див. п: 3.6.1).

Розв'язок.

Визначається маса одержаної кислоти і її концентрація за рівняннями:

$$G = G_1 + G_2 = 1000 + 1000 = 2000 \text{ кг};$$

$$m = \frac{G_1 m_1 + G_2 m_2}{G} = \frac{1000 \cdot 96 + 1000 \cdot 72}{2000} = 84,0\% .$$

Кількість теплоти Q_p , кДж, що виділяється, визначається за формулою:

$$Q_p = -0,01 \cdot (G \cdot n \cdot \Delta H - G_1 \cdot m_1 \cdot \Delta H_1 - G_2 \cdot m_2 \cdot \Delta H_2);$$

$$\Delta H = \frac{1140 \cdot n}{n + 49},$$

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

Для випадку ΔH , ΔH_1 і ΔH_2 мають:

$$\Delta H = \frac{1140 \cdot 16,0}{16 + 49} = 280,6 \text{ кДж/кг } H_2SO_4;$$

$$\Delta H_1 = \frac{1140 \cdot 4}{4 \cdot 49} = 86,0 \text{ кДж/кг } H_2SO_4;$$

$$\Delta H_2 = \frac{1140 \cdot 28}{28 \cdot 49} = 414,5 \text{ кДж/кг } H_2SO_4.$$

З врахуванням цих даних визначається теплота змішування:

$$Q_p = -0,01 \cdot (2000 \cdot 84,0 \cdot 280,6 - 1000 \cdot 96,0 \cdot 86,0 - 1000 \cdot 72 \cdot 414,5) = -90408,0 \text{ кДж}.$$

Приклад 3.14.22 Обчислити теплоту змішування 500 кг (G_1) 20% олеуму (m_1) і 750 кг (G_2) 65% олеуму (m_2) при 323 К (див. п: 3.6.1).

Розв'язок.

Визначається маса і концентрація одержуваного олеуму:

$$G = G_1 + G_2 = 500 + 750 = 1250 \text{ кг};$$

$$m = \frac{G_1 m_1 + G_2 m_2}{G} = \frac{500 \cdot 20 + 750 \cdot 65}{1250} = 47,0\%.$$

Загальний вміст води у вихідних компонентах і отриманій суміші визначається за формулою (3.80):

$$n = 0,1836 \cdot (100 - 47,0) = 9,73\%;$$

$$n_1 = 0,1836 \cdot (100 - 20,0) = 14,70\%;$$

$$n_2 = 0,1836 \cdot (100 - 65,0) = 6,43\%.$$

Загальний вміст SO_3 у вихідних компонентах і отриманій суміші визначається формулою:

$$m'' = 100 - n,$$

де $m_1'' = 85,30\%$; $m_2'' = 93,57\%$; $m'' = 90,27\%$.

З номограми (рис. 3.2) з використанням значень m_1'' , m_2'' , m'' знаходяться теплоти змішування олеуму з водою при утворенні вихідних компонентів і одержуваного олеуму:

$$\begin{aligned}\Delta H &= -6800,0 \text{ кДж/кг води;} \\ \Delta H_1 &= -6100,0 \text{ кДж/кг води;} \\ \Delta H_2 &= -7300,0 \text{ кДж/кг води.}\end{aligned}$$

Теплота, що виділяється при змішуванні, визначається формулою:

$$\begin{aligned}Q_p &= 0,01 \cdot (G \cdot n \cdot \Delta H - G_1 \cdot n_1 \cdot \Delta H_1 - G_2 \cdot n_2 \cdot \Delta H_2) = \\ &= 0,01(1250,0 \cdot 9,73 \cdot (-6800,0) - 500,0 \cdot 14,70 \cdot (-6100,0) - 750,0 \cdot 6,43 \cdot \\ &\quad \cdot (-7300,0)) = -26777,0 \text{ кДж.}\end{aligned}$$

Приклад 3.14.23 Обчислити теплоту змішування 1000 кг (G_1) 20% олеуму (m_1) і 1500 кг (G_2) 98% сульфатної кислоти (m_2) при 323 К (див. п.: 3.6.1).

Розв'язок.

Концентрація олеуму в % H_2SO_4 складає:

$$m'_1 = 100 + 0,225 \cdot m_1 = 100 + 0,225 \cdot 20 = 104,5\%$$

Маса і концентрація кислоти, що отримується:

$$G = G_1 + G_2 = 1000 + 1500 = 2500,0 \text{ кг;}$$

$$m = \frac{G_1 m_1 + G_2 m_2}{G} = \frac{1000 \cdot 104,5 + 1500 \cdot 98}{2500} = 100,6\% \text{ } H_2SO_4.$$

Загальний вміст води у вихідних компонентах та отриманій суміші визначається за формулою:

$$n = 100 - 0,8164 \cdot m_c,$$

де m_c – вміст моногідрату в сульфатній кислоті.

$$\begin{aligned}n_1 &= 100 - 0,8164 \cdot 104,5 = 14,69\%; \\n_2 &= 100 - 0,8164 \cdot 98,0 = 20,00\%; \\n &= 100 - 0,8164 \cdot 100,6 = 17,87\%.\end{aligned}$$

Загальний вміст SO_3 у вихідних компонентах і отриманій суміші визначається за формулою:

$$m'' = 100 - n,$$

де $m'' = 82,13\%$; $m_1'' = 85,31\%$; $m_2'' = 80,00\%$.

За номограмою (рис. 3.2) з використанням значень m_1'' , m_2'' , m'' знаходять теплоти змішування вихідних компонентів і олеуму, що отримується, з водою:

$$\begin{aligned}\Delta H &= -5600,0 \text{ кДж/кг води}; \\ \Delta H_1 &= -6100,0 \text{ кДж/кг води}; \\ \Delta H_2 &= -5000,0 \text{ кДж/кг води}.\end{aligned}$$

Теплота, виділена при змішуванні, обчислюється за формулою (3.78):

$$\begin{aligned}Q_1 &= 0,01 \cdot (2500 \cdot 17,86 \cdot (-5600,0) - 1000 \cdot 14,70 \cdot (-6100,0) - \\ &\quad - 1500 \cdot 20,0 \cdot (-5000,0)) = -105900,0 \text{ кДж}\end{aligned}$$

Приклад 3.14.24 Визначити тепловий ефект процесу сульфування 2000 кг нафталену в β -сульфокислоту нафталену 93% сульфатною кислотою при 438 К. Витрата кислоти складає 2400 кг, $\pi = 0,52$ (див. п. 3.6.2).

Розв'язок.

Тепловий ефект процесу визначається за формулою:

$$Q_3 = \frac{G_c \cdot 1000}{M} \Delta H_p + G \cdot (1 - S) \cdot \Delta H_v,$$

де G_c – кількість нафталену, що сульфується, кг;

M – молярна маса нафталену;

ΔH_p – тепловий ефект реакції, кДж/моль;

G – маса сульфуючого агента, кг;

S – вміст сульфур(VI) оксиду в сульфуючому агенті;

ΔH_v – теплота виділення сульфур(VI) оксиду із сульфуючого агента, кДж/кг води.

$$\Delta H_p = \Delta H_c - \Delta H_n - x \cdot \Delta H_{SO_3},$$

де ΔH_c – теплота утворення нафтален сульфо кислоти, *кДж/моль*;

ΔH_n – теплота утворення розплавленого нафталену; *+ 84,7 кДж/моль*;

x – кількість сульфогруп в продукті; $x = 1$;

ΔH_{SO_3} – теплота утворення сульфур(VI) оксиду; $\Delta H_{SO_3} = -432,4$ *кДж/моль*.

Теплота утворення нафтален сульфо кислоти:

$$\Delta H_c = -\sum n \Delta H_a - \Delta H_c = -(395,45 \cdot 10 + 143,26 \cdot 8 + 290,37) -$$

$$-(-109,15 \cdot 44 - 98,0) = -489,9 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_p = -489,9 - 84,7 - (-432,4) = -142,1 \text{ кДж/моль}.$$

Теплота виділення сульфур(VI) оксиду із сульфуючого агента дорівнює:

$$\Delta H_b = -(\Delta H_s - \Delta H_\pi),$$

де ΔH_s – теплота змішування сульфур(VI) оксиду з 1 кг води при утворенні 93% сульфатної кислоти; знаходиться по номограмі (рис. 3.2), для чого розраховують концентрацію SO_3 в кислоті: $0,93 \cdot 81,6 = 75,9\%$;

ΔH_π – теплота змішування сульфур(VI) оксиду з 1 кг води при утворенні відпрацьованої кислоти $\pi = 0,52$. З номограми (рис. 3.2), знаходиться

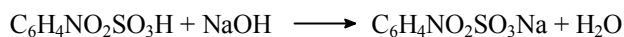
$$\Delta H_b = -((-4600,0) - (-2000,0)) = 2600,0 \text{ кДж/кг води}.$$

Далі знаходиться тепловий ефект процесу:

$$Q_3 = \frac{2000 \cdot 1000}{128} \cdot (-142,1) + [2400(1 - 0,759) \cdot 2600,0] = -616500,0 \text{ кДж}.$$

Приклад 3.14.25 Визначити теплоту утворення натрієвої солі нітробензенсульфо кислоти ($C_6H_4NO_2SO_3Na$) (див. п. 3.6.4.1).

Розв'язок.



Теплота утворення нітробензенсульфоїкислоти (ΔH_S) дорівнює $-582,4$ кДж/моль; теплота нейтралізації нітробензенсульфоїкислоти (ΔH_N) $-57,4$ кДж/моль; теплота утворення основи ($\Delta H_{осн}$) $-472,2$ кДж/моль.

Відповідно до рівняння (3.97) тепла поправка

$$\Delta H_T = \Delta H_N + \Delta H_{осн} - \Delta H_B = -57,4 - 472,2 - (-286,2) = -243,4 \text{ кДж/моль.}$$

(Теплова поправка, знайдена по таблиці 3.15, дорівнює $-246,4$ кДж/моль).

Теплота утворення натрієвої солі нітробензенсульфоїкислоти (рів. 3.96):

$$\Delta H_M = \Delta H_S + \Delta H_T = -582,4 - 243,4 = -825,8 \text{ кДж/моль.}$$

Приклад 3.14.26 Визначити тепловий ефект змішування 2000 кг 20% олеуму з 1000 кг 60% нітратної кислоти (див. п. 3.7.1).

Розв'язок.

В олеумі міститься:

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 2000 \cdot 0,8 = 1600 \text{ кг;}$$

$$\text{SO}_3 \quad 2000 \cdot 0,2 = 400 \text{ кг.}$$

В нітратній кислоті міститься:

$$\text{HNO}_3 \quad 1000 \cdot 0,6 = 600 \text{ кг;}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 1000 \cdot 0,4 = 400 \text{ кг.}$$

$$\text{SO}_3 \text{ з водою утворює сульфатну кислоту в кількості } 400 \cdot \frac{98}{80} = 490 \text{ кг.}$$

Всього сульфатної кислоти в системі міститься:

$$1600 + 490 = 2090 \text{ кг;}$$

концентрація сульфатної кислоти в системі:

$$m = \frac{2090 \cdot 100}{3000} = 69,7\% ;$$

концентрація нітратної кислоти:

$$L = \frac{600 \cdot 100}{3000} = 20,0\% ;$$

води в системі міститься:

$$400 - 400 \frac{18}{80} = 310 \text{ кг.}$$

або

$$n = \frac{310 \cdot 100}{3000} = 10,3\% .$$

Теплота гідратації сульфур(VI) оксиду дорівнює:

$$Q_r = \Delta H_1 \cdot G_1 = -1068,5 \cdot 400 = -427380,0 \text{ кДж,}$$

де ΔH_1 – теплота гідратації сульфур(VI) оксиду; $\Delta H_1 = -1068,5 \text{ кДж/моль}$;
 G_1 – маса сульфур(VI) оксиду, кг.

Теплоти вичерпного розведення знаходять за номограмою (рис. 3.3):
 для 100% сульфатної кислоти $\Delta H_a = -766,8 \text{ кДж/кг}$; для 60% нітратної ки-
 слоти $\Delta H_b = -104,8 \text{ кДж/моль}$.

Для визначення теплоти вичерпного розведення отриманої суміші зна-
 ходиться величина X:

$$X = \frac{m}{m+1} = \frac{69,7}{69,7 + 20} = 0,78.$$

За номограмою (рис. 3.3) $\Delta H = -460,9 \text{ кДж/кг}$ суміші.

Тепловий ефект змішування складає:

$$\begin{aligned} \Delta H_p &= G_a \cdot \Delta H_a + G_b \cdot \Delta H_b + Q_r - G \cdot \Delta H = \\ &= 1600 (-766,8) + 600 (-104,8) - 427380 - 3000 (-460,9) = -334440,0 \text{ кДж.} \end{aligned}$$

Приклад 3.14.27 Визначити тепловий ефект процесу нітрування 1000 кг бензену нітруючою сумішшю, отриманою при змішуванні меланжу (85% HNO_3 , 10% H_2SO_4 , 5% H_2O) з купоросним маслом (94% H_2SO_4). Витрата нітратної кислоти 101% від теоретичної ($\varphi = 1$), концентрація H_2SO_4 у відпрацьованій кислоті $\rho = 0,7$.

Розв'язок.

Відповідно до умов:

$L_a = 85\%$	$m_a = 10\%$	$n_a = 5\%$
$L_b = 0\%$	$m_b = 94\%$	$n_b = 6\%$
$\varphi = 1\%$	$\rho = 0,7$	$G = 1000 \text{ кг}$
$M.M. = 78$		

За рівнянням (1.57) визначається концентрація нітратної кислоти в нітруючій суміші:

$$L = \frac{b(L_a - L_b) - (L_a m_b - L_b m_a)}{m_a - m_b - k(L_a - L_b)} = \frac{70(85 - 0) - (85 \cdot 94 - 0 \cdot 10)}{10 - 94 - [-0,5(85 - 0)]} = 49,2\%,$$

$$k = \frac{[1 - 3,5(1 + 0,01\varphi)]\rho}{3,5(1 + 0,01\varphi)} = \frac{(1 - 3,5 \cdot 1,01) \cdot 0,7}{3,5 \cdot 1,01} = -0,5.$$

де $b = 100 \cdot \rho = 100 \cdot 0,7 = 70$ (рівняння 1.39).

Концентрація сульфатної кислоти в нітруючій суміші визначається з рівняння (1.55):

$$\begin{aligned} m &= \frac{m_a - m_b}{L_a - L_b} \cdot L + \frac{L_a m_b - L_b m_a}{L_a - L_b} = \\ &= \frac{10 - 94}{85 - 0} \cdot 49,2 + \frac{85 \cdot 94 - 0 \cdot 10}{85 - 0} = 45,4\%. \end{aligned}$$

Концентрація води в нітруючій суміші:

$$n = 100 - L - m = 100 - 49,2 - 45,4 = 5,4\%$$

Кількість нітруючої суміші, що витрачається на нітрування (1.43):

$$G = \frac{1000}{L} \cdot G_n \frac{63 \cdot x}{M_1} \cdot (1 + 0,01 \cdot \varphi) = \frac{1000}{49,2} \cdot 1000 \cdot \frac{63 \cdot 1}{78} \cdot 1,01 = 1658,1 \text{ кг}.$$

Кількість відпрацьованої кислоти:

$$G_{\text{від}} = G \cdot \frac{m}{100 \cdot \rho} = 1658,1 \cdot \frac{54,4}{100 \cdot 0,7} = 1075,4 \text{ кг}.$$

Тепловий ефект реакції нітрування розраховується за рівнянням (3.107):

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 114,2 = 21,7 - 42,2 - 114,2 = -134,7 \text{ кДж/моль},$$

де ΔH_n – теплота утворення нітробензену; $\Delta H_n = +21,7 \text{ кДж/моль}$;

ΔH_c – теплота утворення бензену; $\Delta H_c = +42,2 \text{ кДж/моль}$.

Теплота вичерпного розведення нітруючої суміші знаходять за номограмою (рис.3.3):

$$\text{при } n = 5,4\% \quad i \quad x = \frac{45,4}{45,4+49,2} = 0,48$$

$$\Delta H = -483,5 \text{ кДж/моль}.$$

Теплота $\Delta H_{\text{від}}$ вичерпного розведення відпрацьованої кислоти визначається з тієї ж номограми, для $x = 1$ і $n = 30$ $\Delta H_{\text{від}} = -256,4 \text{ кДж/моль}$.

Тепловий ефект процесу нітрування визначається за рівнянням (3.110):

$$\begin{aligned} Q_3 &= G_n \frac{1000}{M_1} \cdot (\Delta H_p + 29,3) + G \cdot \Delta H - G_{\text{від}} \cdot \Delta H_{\text{від}} = \\ &= \frac{1000 \cdot 1000}{78} \cdot (-134,7 + 29,3) + 1658,1(-483,5) - 1075,4(-256,4) = \\ &= -1876389,0 \text{ кДж} \end{aligned}$$

Приклад 3.14.28 Визначити тепловий ефект процесу хлорування 1100 кг бензену за умови, що вихід хлорбензену дорівнює $\eta = 77\%$, а дихлорбензену $\eta = 8,3\%$ (див. п. 3.8).

Розв'язок.

Знаходяться маси хлорбензену та дихлорбензену, що утворюються:

$$G_1 = G_x \cdot \frac{M_1}{M_x} \cdot \eta_1 = 1100 \frac{112,5}{78} 0,77 = 1221,6 \text{ кг};$$

$$G_2 = G_x \cdot \frac{M_2}{M_x} \cdot \eta_2 = 1100 \frac{147}{78} 0,083 = 172,1 \text{ кг},$$

де M_1 – молярна маса хлорбензену;

M_2 – молярна маса дихлорбензену.

Тепловий ефект реакції монохлорування бензену визначається за рівнянням (3.113):

$$\Delta H_{p_1} = \Delta H_{n_1} - \Delta H_c - 92,2 \cdot n,$$

де ΔH_{n_1} – теплота утворення хлорбензену; $\Delta H_{n_1} = -60,0$ кДж/моль;

ΔH_c – теплота утворення бензену; $\Delta H_c = +42,5$ кДж/моль;
 $n = 1$.

$$\Delta H_{p_1} = -60,0 - 42,5 - 92,2 = -194,7 \text{ кДж/моль}.$$

Тепловий ефект реакції дихлорування:

$$\Delta H_{p_2} = \Delta H_{n_2} - \Delta H_c - 92,2 \cdot n,$$

де ΔH_{n_2} – теплота утворення дихлорбензену; $\Delta H_{n_2} = -53,1$ кДж/моль;

$n = 2$.

$$\Delta H_{p_2} = -53,1 - 42,5 - 92,2 \cdot 2 = -280,0 \text{ кДж/моль}.$$

Тепловий ефект процесу хлорування визначається за формулою (3.114):

$$Q_3 = 1000 \left(\frac{G_1}{M_1} \Delta H_{p_1} + \frac{G_2}{M_2} \Delta H_{p_2} \right) = 1000 \left(\frac{1221,6}{112,5} (-194,7) + \frac{172,1}{147} (-280,0) \right) = -2442000,0 \text{ кДж}.$$

Приклад 3.14.29 Визначити тепловий ефект реакції відновлення нітробензену до азоксибензену, азобензену і гідробензену цинком у лужному середовищі (див. п. 3.9).

Розв'язок.

Тепловий ефект відновлення нітробензену до азоксибензену визначається за формулою (3.125):

$$\Delta H_{p_1} = 0,5 \cdot \Delta H_{n_1} - \Delta H_c - 535,0 = 0,5 \cdot 242,2 - 21,7 - 535,0 = -435,6 \text{ кДж/моль}$$

де ΔH_{n_1} – теплота утворення азоксибензену; $\Delta H_{n_1} = +242,2$ кДж/моль;

ΔH_c – теплота утворення нітробензену; $\Delta H_c = +21,7$ кДж/моль.

Враховується тепло взаємодії луку з цинк гідроксидом, що утворюється (1,5 моль на 1 моль нітробензену). Тепловий ефект реакції складає – 65,8 кДж/моль.

З урахуванням цього тепла:

$$\Delta H_{p_1} = -435,5 + (-65,8 \cdot 1,5) = -534,3 \text{ кДж/моль.}$$

Тепловий ефект реакції відновлення нітробензену до азобензену розраховується за формулою:

$$\begin{aligned} \Delta H_{p_2} &= 0,5 \cdot \Delta H_{n_2} - \Delta H_c - 714,0 = 0,5 \cdot 353,2 - 21,7 - 714,0 = \\ &= -559,1 \text{ кДж/моль,} \end{aligned}$$

де ΔH_{n_2} – теплота утворення азобензену; $\Delta H_{n_2} = +353,2$ кДж/моль.

З врахуванням взаємодії 2 моль цинк(II) гідроксиду, що утворюється, з лугом, тепловий ефект реакції складе:

$$\Delta H_{p_2} = -559,1 + (-65,8 \cdot 2) = -690,7 \text{ кДж/моль.}$$

Тепловий ефект реакції відновлення нітробензену до гідразобензену складає:

$$\Delta H_{p_3} = 0,5 \cdot \Delta H_{n_3} - \Delta H_c - 749,4 = 0,5 \cdot 235,5 - 21,7 - 749,4 = -653,3 \text{ кДж/моль,}$$

де ΔH_{n_3} – теплота утворення гідразобензену; $\Delta H_{n_3} = +235,5$ кДж/моль.

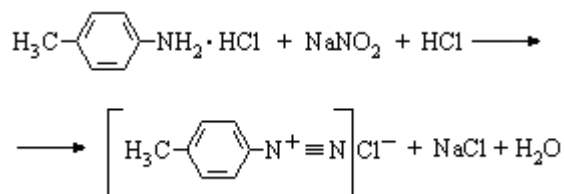
Тепловий ефект реакції з врахуванням тепла взаємодії 2,5 моль цинк гідроксиду з лугом складає:

$$\Delta H_{p_3} = -653,2 + (-65,8 \cdot 2,5) = -817,7 \text{ кДж/моль.}$$

Приклад 3.14.30 Визначити тепловий ефект діазотування хлоргідрату *p*-толуїдину розчином натрій нітриту (див. п. 3.10.1).

Розв'язок.

За схемою реакції діазотування:



рівнянням:

$$\Delta H_p = \Delta H_d + \Delta H_{\text{н.д.}} - \Delta H_{\text{н.а.}} - 14,45$$

та даними таблиці 3.15, тепловий ефект реакції складає:

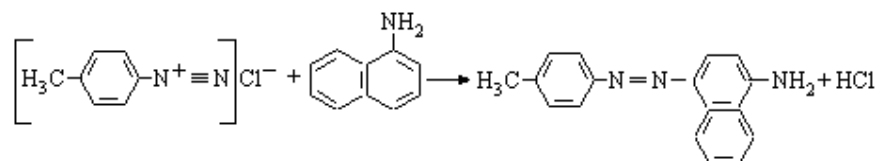
$$\Delta H_p = -77,60 + (-48,94) - (-31,00) - 14,45 = -110,0 \text{ кДж/моль},$$

де ΔH_d – теплота реакції діазотування; $\Delta H_d = -76,60 \text{ кДж/моль}$;

$\Delta H_{\text{н.д.}}$ – теплота нейтралізації аніліну; $\Delta H_{\text{н.д.}} = -31,00 \text{ кДж/моль}$;

$\Delta H_{\text{н.а.}}$ – теплота нейтралізації діазогідрату; $\Delta H_{\text{н.а.}} = -48,94 \text{ кДж/моль}$.

Приклад 3.14.31 Визначити тепловий ефект реакції азосполучення толуїлдіазоній хлориду з α -нафтиламіном.



Розв'язок.

Тепловий ефект реакції сполучення обчислюється за рівнянням:

$$\Delta H_p = \Delta H_c - \Delta H_{\text{н.д.}},$$

де ΔH_c – тепловий ефект азосполучення, кДж/моль ;

$\Delta H_{\text{н.д.}}$ – теплота нейтралізації діазогідрату, кДж/моль .

Експериментальні дані про теплоти реакцій-елементів для процесу азосполучення толуїлдіазоній хлориду з α -нафтиламіном відсутні. Тому для розрахунку приймаються дані про теплоту сполучення толуїлдіазонію з β -нафтолом (табл. 3.16):

$\Delta H_c = -128,42 \text{ кДж/моль}; \Delta H_{н.д.} = -48,94 \text{ кДж/моль},$
звідси:

$$\Delta H_p = -128,42 - (-48,94) = -79,50 \text{ кДж/моль.}$$

Приклад 3.14.32 Визначити тепловий ефект процесу лужного плавлення 840 кг натрієвої солі нафтиламіно-3-сульфо кислоти (у виді 50% пасти) з 390 кг 100% натрій гідроксиду. Початкова концентрація натрій гідроксиду складає 36,2%, кінцева 29,5%, кількість непрореагованого натрій гідроксиду (у перерахунку на 100% NaOH) 293,5 кг.

Розв'язок.

Тепловий ефект реакції плавлення визначається за рівнянням (3.149):

$$\Delta H_p = \Delta H_n - \Delta H_c - 523,7 \cdot x,$$

де ΔH_n – теплота утворення Аш-кислоти у виді Na-солі;

$$\Delta H_n = -1340 \text{ кДж/моль};$$

ΔH_c – теплота утворення Na-солі нафтиламіно-3-сульфо кислоти;

$$\Delta H_c = -1743,0 \text{ кДж/моль};$$

x – кількість сульфогруп, заміщених у процесі лужного плавлення; $x=1$.

З врахуванням рівняння (3.149) та теплот утворення сполук знаходять:

$$\Delta H_p = -1340,0 - (-1743,0) - 523,7 \cdot 1 = -120,7 \text{ кДж/моль.}$$

Теплота зміни концентрації натрій гідроксиду визначається за формулою (3.153):

$$Q_n = G_2 \cdot \Delta H_2 - G_1 \cdot \Delta H_1 = \\ = 293,5 \cdot (-1110,0) - 390,0 \cdot (-960,0) = 48500,0 \text{ кДж/моль},$$

де G_2 – маса лугу, що не прореагував; $G_2 = 293,5 \text{ кг};$

G_1 – маса завантаженого 100% лугу; $G_1 = 390,0 \text{ кг};$

ΔH_2 – теплота утворення натрій гідроксиду в розчині з концентрацією 29,5%;

ΔH_1 – теплота розведення 100% NaOH до концентрації вихідного розчину 36,2%;

ΔH_1 і ΔH_2 визначаються за допомогою діаграми (див. рис. 3.5).

Лужне плавлення проходить в автоклаві, тому теплота випару води дорівнює нулю.

Тепловий ефект процесу лужного плавлення визначається формулою:

$$Q_p = G \cdot C \cdot \frac{1000}{M} \cdot \Delta H_p + Q_{\text{л}},$$

де C – концентрація вихідної сполуки в розчині; $C = 0,5$;

G – маса вихідної сировини; $G = 840,0$ кг.

$$Q_p = 840,0 \cdot 0,5 \cdot \frac{1000}{449} \cdot (-120,7) + 48500,0 = -64404,2 \text{ кДж/моль}.$$

3.15 Задачі до самостійної роботи

3.15.1 Провести перевірочний розрахунок поверхні теплообміну хлоратора на стадії отримання 2,6-дихлор-4-нітроаніліну у виробництві 2,6-дихлор-4-нітроаніліну.

У хлоратор при температурі 293 К і при працюючій мішалці, завантажують 3113,9 кг 27,5% хлоридної кислоти 268,1 кг 78,0% 4-нітроаніліну. Отриману масу розмішують 20 год до повного розчинення 4-нітроаніліну, після чого подають газоподібний хлор протягом 20 год. За цей час в хлоратор надходить 273,9 кг хлору. За рахунок теплового ефекту хлорування температура реакційної маси підвищується і до закінчення процесу досягає 318 К. Після закінчення хлорування протягом 2 год стислим повітрям ведуть вітдувку хлору, що не прореагував. Після вітдувки в хлоратор завантажують 1136,7 кг води. У процесі розведення водою температура реакційної маси протягом 3 год знижується до 313 К. Отриману водяну суспензію масою 4575,75 кг при цій температурі стислим повітрям передавлюють на стадію фільтрації.

Склад суспензії, %: 2,6-дихлор-4-нітроанілін – 6,84; 4-нітроанілін – 0,01; хлоридна кислота – 17,56; вода – 75,45; домішки – 0,04; хлор – 0,1.

У процесі хлорування отримано 216,9 кг газів, що відходять, складу, %: хлор – 24,8; хлорогидроген – 75,2.

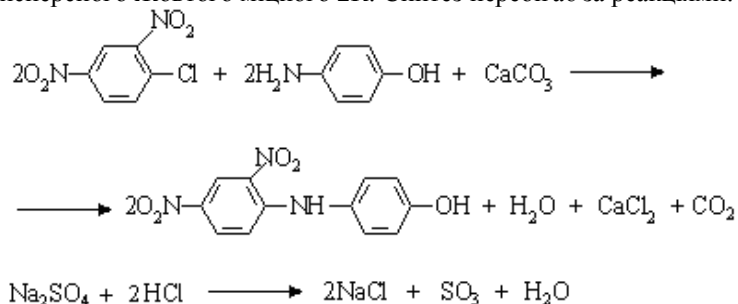
Хлоратор – вертикальний циліндричний апарат 6,3 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з якірною мішалкою $d = 1,4$ м, що робить 103 об/хв, і оболонкою для нагрівання парою та охолодження водою. Внутрішній діаметр апарата 1,8 м, оболонки – 1,9 м. Матеріал, з якого виготовлений хлоратор – Ст.3 покрита емаллю. Товщина стінки хлоратора – 0,016 м. Поверхня теплообміну (оболонки) – 12,1 м². Маса хлоратора 2570 кг.

3.15.2 Провести перевірочний розрахунок поверхні теплообміну ацилятора у виробництві 4-ацетамінофенетолу.

В ацилятор при температурі 283 K завантажують 475,2 кг 98,5% ацетатного ангідриду, потім протягом 1,5 год – 441,8 кг 99,5% 4-амінофенетолу. До кінця завантаження температура в ациляторі піднімається до 313 K. При цій температурі дають витримку 1,5 год, потім після позитивного аналізу на кінець ацилювання реакційну масу протягом 2 год охолоджують до 293 K, завантажують 1885 кг води, розмішують при температурі 293 K 1,5 год і отриману суспензію стислим повітрям видавлюють на стадію фільтрації. Одержують суспензію в кількості 2801,0 кг складу, %: 4-ацетамінофенетол – 20,07; ацетатна кислота – 6,72; органічні домішки – 5,96; вода – 67,30.

Ацилятор – вертикальний циліндричний апарат 4,0 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з якірною мішалкою d = 1,25 м, що робить 60 об/хв, і оболонкою для нагрівання парою та охолодження водою. Внутрішній діаметр ацилятора – 1,6 м, оболонки – 1,7 м. Матеріал ацилятора – емальована Ст.3. Товщина стінки ацилятора – 0,016 м. Поверхня теплообміну – 11,0 м², маса ацилятора – 1920 кг.

3.15.3 Провести перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії отримання 2,4-динітро-4-гідроксифеніламіну у виробництві Дисперсного Жовтого міцного 2К. Синтез перебігає за реакціями:



У реактор при 293 K завантажують 823,9 кг води, 1121 кг 18% водяного розчину натрій сульфату, 163,4 кг 4-амінофенолу (97,0%) і 1902,7 кг води. Реакційну масу протягом 2 год підігрівують до 333 K і при цій температурі завантажують 300,0 кг 2,4-динітрохлорбензену (98%) і 53,2 кг меленої крейди. При перемішуванні протягом 2 год реакційну масу підігрівують до 353 K і при цій температурі витримують 5 год. Після витримки в реактор завантажують 32,7 кг хлоридної кислоти (27,5%) і розмішують 1 год, після чого реакційну масу стислим повітрям передавлюють на стадію фільтрації.

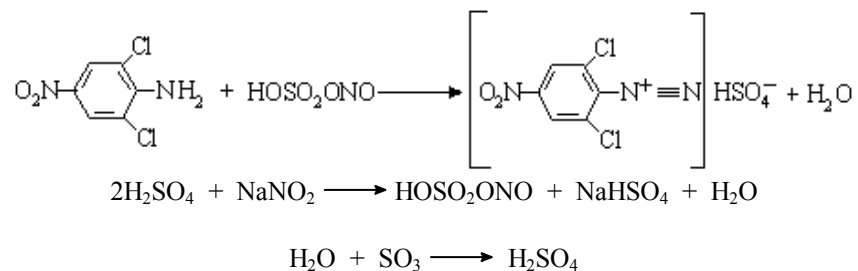
Одержують суспензію в кількості 3365,18 кг складу, %: 2,4-динітро-4-гідроксифеніламін – 11,50; домішки – 0,79; HCl – 0,093; кальцій(II) хлорид – 2,39; натрій хлорид – 0,28; вода – 84,95.

Крім суспензії утворюються гази, що відходять, у кількості 111,84 кг складу, %: сульфур(VI) оксид – 24,23; карбон(IV) оксид – 75,32; хлорогідроген – 0,45.

Реактор – вертикальний циліндричний апарат 4 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з якірною мішалкою, d = 1,25 м, що робить 48 об/хв, і оболонкою для обігріву паром та охолодження водою. Внутрішній діаметр реактора – 1,6 м, оболонки – 1,7 м. Матеріал реактора – Ст.3 емальована. Товщина стінки реактора – 0,016 м, поверхня теплообміну 11 м², маса реактора 3620 кг.

Розрахувати також витрати пари.

3.15.4 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора стадії діазотування 2,6-дихлор-4-нітроаніліну у виробництві барвника Дисперсного червоно-коричневого. Синтез перебігає за реакціями:

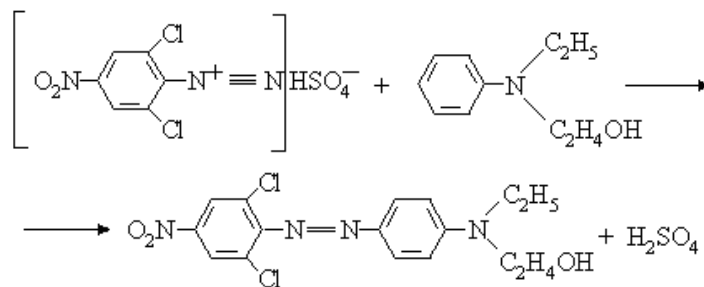


У реактор при 293 К завантажують 1674,6 кг олеуму (1356,3 кг H₂SO₄ і 318,3 кг SO₃), включають мішалку, пуском розсолу в оболонку олеум охолоджують до 288К. При цій температурі завантажують 182,2 кг натрій нітриту (98,5%) з такою швидкістю, щоб температура наприкінці додавання була не вище 338К (тривалість завантаження близько 1,5 год). Дають витримку протягом 0,5 год, реакційну масу далі охолоджують протягом 1,5 год до 293 К, завантажують 635,0 кг 2,6-дихлор-4-нітроаніліну (79,36%), при цьому температура наприкінці завантаження не повинна перевищувати 313 К. При цій температурі дають витримку 4 год, після чого за 1,5 год реакційну масу охолоджують до 278 К і завантажують на протязі години 600 кг криги. Температура під час завантаження криги не повинна перевищувати 303 К. Після додавання криги завантажують 1033 кг води, при цьому температура не повинна підніматися вище 303 К. На заключній стадії в реактор завантажують 33,8 кг водного розчину сульфанілової кислоти (10%), реакційну масу охолоджують розсолем до 288К (1,5 год) і передавлюють на стадію одержання барвника.

В результаті діазотування одержують реакційну масу в кількості 4367,4 кг складу, %: 2,6-дихлор-4-нітрофенілдіазоній – 17,26; NaHSO₄ – 7,15; сульфатна кислота – 27,77; домішки – 1,65; вода – 46,17; гази, що відходять, у кількості 38,2 кг складу, %: сульфур(VI) оксид – 95,6; нітроген оксиди – 4,4.

Реактор – вертикальний циліндричний апарат 4 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з якірною мішалкою, d = 1,25 м, що робить 48 об/хв, і оболонкою для охолодження розсолем. Внутрішній діаметр реактора – 1,6 м, оболонки – 1,7 м. Матеріал реактора – Ст.3 емальована. Товщина стінки реактора – 0,016 м, поверхня теплообміну – 11 м², маса – 3620 кг.

3.15.5 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії азосполучення у виробництві барвника Дисперсного червоно-коричневого. Синтез перебігає за схемою:



У реактор завантажують 3951,8 кг води, 1,4 кг диспергатора НФ (52% диспергатора НФ і 48% води), 137,8 кг N-оксиетиланіліну (98%), охолоджують реакційну масу протягом 2 год розсолем до 273 К і при цій температурі за годину завантажують 1455,8 кг діазомаси (склад, %: 2,6-дихлор-4-нітрофенілдіазоній – 17,26; NaHSO₄ – 7,15; сульфатна кислота – 27,77; домішки – 1,65; вода – 46,17). Наприкінці завантаження температура піднімається до 279 К. При цій температурі реакційну масу витримують 4 год, потім завантажують 677,5 кг води, і витримують ще 3 год. При позитивному результаті аналізу реакційну масу стисненим повітрям видавлюють на фільтрацію.

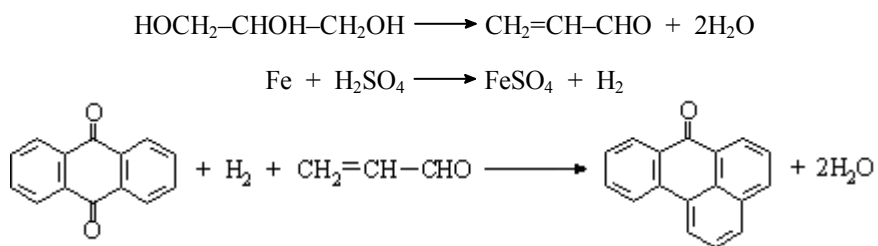
В результаті сполучення утворюється 6224,4 кг суспензії складу, %: барвник – 4,86; сульфатна кислота – 7,74; диспергатор НФ – 0,01; NaHSO₄ – 1,67; домішки – 0,51; вода – 85,21.

Реактор – вертикальний циліндричний апарат 10 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з якірною мішалкою d = 1,8 м, що робить 82 об/хв, і оболонкою для охолодження розсолем. Внутрішній діаметр реактора – 2,8

м, оболонки – 3,0 м. Матеріал реактора – Ст.3 емальована. Товщина стінки реактора – 0,024 м, поверхня теплообміну (оболонки) – 10,7 м², маса реактора – 7700 кг.

Визначити також витрати розсолу на охолодження.

3.15.6 Виконати перевірений розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії конденсації антрахінону з гліцерином у виробництві бензантроні. Синтез перебігає за реакціями:



В реактор при температурі 313 К завантажують 5766,3 кг розчину антрахінону в сульфатній кислоті (антрахінон – 10,1%; сульфатна кислота – 83%; вода – 6,7%; домішки – 0,2%) і 1152,3 кг водногліцеринового комплексу (мідний купорос – 10,97%; гліцерин – 23,3%; вода – 65,7%; домішки – 0,03%), причому, першу половину розчину додають при температурі 353 К протягом 0,75 год і другу порцію при температурі 353 К на протязі 0,75 год. Реакційну масу за годину підігрівують до 363 К і завантажують 272,7 кг суспензії залізного порошку (Fe – 57,97%; гліцерин – 40,90%; вода – 0,83%; домішки – 0,29%). Завантаження ведуть 1,5 год, у процесі додавання температура піднімається до 383 К. Друга частина суспензії в кількості 273 кг завантажується протягом 1,5 год, при цьому реакційна маса саморозігрівається до температури 389 К. При цій температурі реакційна маса витримується 1 год, після чого масу за 1 год охолоджують до 373 К і направляють на виділення. Одержують 7269,3 кг реакційної маси складу, %: бензантрон – 7,78; сульфатна кислота – 57,96; вода – 19,64; мідний купорос – 1,73; антрахінон – 0,92; ферум(II) сульфат – 11,79; органічні домішки – 0,18; і 317,1 кг газів, що відходять, складу, %: акролеїн – 96,2; гідроген – 3,8.

Реактор – вертикальний циліндричний апарат 6,3 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з якірною мішалкою з d = 1,2 м, що робить 120 об/хв. Внутрішній діаметр апарата – 1,8 м, діаметр оболонки – 1,9 м, товщина стінки апарата – 0,01 м. Матеріал апарата – Ст.3 емальована, поверхня теплообміну (оболонка) – 12,1 м². Маса апарата 2570 кг.

Визначити також витрати пари для нагрівання реакційної маси і води для її охолодження.

3.15.7 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії виділення й екстрагування у виробництві бензантрон.

У реактор при температурі 293 K завантажують 4074,9 кг води і 5052,8 кг хлорбензену (хлорбензен – 99%; вода – 0,05%; домішки – 0,95%). Реактор герметизують, масу підігривають протягом 1,5 год гострою парою до 373 K, потім приймають реакційну масу зі стадії конденсації антрахінону в кількості 7269,3 кг (склад див. приклад 3.15.6). Реакційна маса надходить з температурою 373 K на протязі 1,5 год, при цьому температура в реакторі підтримується в межах 376–383 K. Після додачі всіх компонентів реакційна маса розміщується 0,3 год при температурі 383 K і направляється на наступну стадію.

Реактор – апарат зі сферичним днищем і кришкою, виконаний зі Ст.3, футерований зсередини діабазовою плиткою, з лопатевою мішалкою $d = 2,3$ м, що робить 75 об/хв, і барботером для подачі гострої пари ($P = 0,3$ МПа). Ємність апарата – 25 м³, внутрішній діаметр – 3,0 м, товщина стінки апарата – 0,024 м, товщина футеровки – 0,04 м.

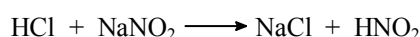
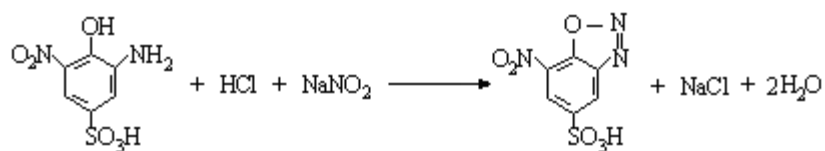
Після виділення утворюється:

емульсія в кількості 16397,4 кг складу, %: бензантрон – 3,45; сульфатна кислота – 25,70; вода – 33,6; мідний купорос – 0,8; антрахінон – 0,4; феррум(II) сульфат – 5,2; домішки – 0,4; хлорбензен – 30,5; втрати хлорбензену складають 25,0 кг.

3.15.8 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії діазотування 6-нітро-2-амінофенол-4-сульфо кислоти у виробництві Ріазолану чорного.

У діазотатор при температурі 293 K завантажують 332,9 кг води, 15,9 кг 27,5% хлоридної кислоти і 94,5 кг 6-нітро-2-амінофенол-4-сульфо кислоти (6-нітро-2-амінофенол-4-сульфо кислота – 55%; вода – 22%; H₂SO₄ – 20% і домішки – 3%). Масу розмішують до однорідної суспензії, охолоджують протягом 1,6 год до 278 K и протягом 1,5 год додають 61,7 кг 25% водного розчину натрій нітриту, температура реакційної маси піднімається до 288 K, при цій температурі діазорозчин розмішують протягом години і направляють на азосполучення.

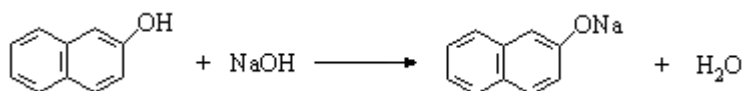
В результаті діазотування отримують 549,4 кг діазорозчину складу, %: сіль діазонію – 10,14; вода – 84,47; хлорогідроген – 0,04; натрій хлорид – 1,20; сульфатна кислота – 3,44; домішки – 0,7. При діазотуванні перебігають наступні реакції:



Діазотатор – вертикальний циліндричний апарат 1 м^3 з сферичним днищем і кришкою, з оболонкою для охолодження розсолем та якірною мішалкою $d = 0,75 \text{ м}$, що робить 45 об/хв . Внутрішній діаметр апарата – 1 м , діаметр оболонки – $1,1 \text{ м}$. Товщина стінки діазотатора – $0,014 \text{ м}$. Матеріал реактора – Ст.3 емальована, поверхня теплообміну – $4,14 \text{ м}^2$, маса реактора – 1300 кг .

Визначити також витрати розсолу.

3.15.9 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії розчинення 2-нафтолу у виробництві Ріозолану чорного 2С.



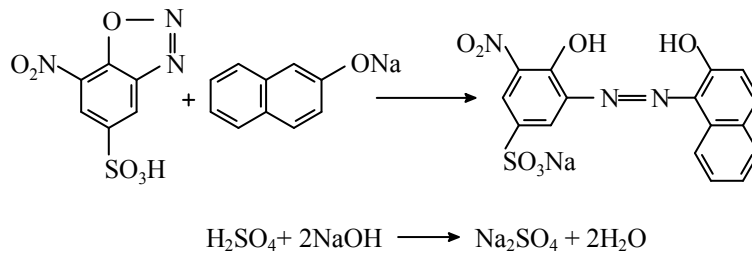
У реактор при температурі 293 К завантажують $333,0 \text{ кг}$ води, пуском пари в оболонку воду нагрівають протягом $1,2 \text{ год}$ до 423 К , після чого завантажують $34,2 \text{ кг}$ 2-нафтолу ($99,0\%$) і $39,2 \text{ кг}$ 30% розчину натрій гідроксиду. Отриману масу розмішують протягом 1 год , охолоджують за $1,5 \text{ год}$ до 298 К і видавлюють стислим повітрям на азосполучення.

Після закінчення процесу отримують розчин натрій нафтоляту в кількості $450,8 \text{ кг}$ складу, %: вода – $90,73$; натрій нафтолят – $8,67$; натрій гідроксид – $0,52$; домішки органічні – $0,08$.

Реактор – вертикальний циліндричний апарат $0,63 \text{ м}^3$ зі сферичним днищем і кришкою, з оболонкою для нагрівання паром та охолодження водою і якірною мішалкою $d = 0,25 \text{ м}$, швидкість оберту 59 об/хв . Внутрішній діаметр апарата – $0,9 \text{ м}$, товщина стінки – $0,012 \text{ м}$, матеріал – Ст.3 емальована, поверхня теплообміну – $2,98 \text{ м}^2$, маса – 895 кг .

Визначити також витрати пари.

3.15.10 Зробити перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії азосполучення у виробництві Ріозолану чорного 2С. Азосполучення перебігає за реакціями:

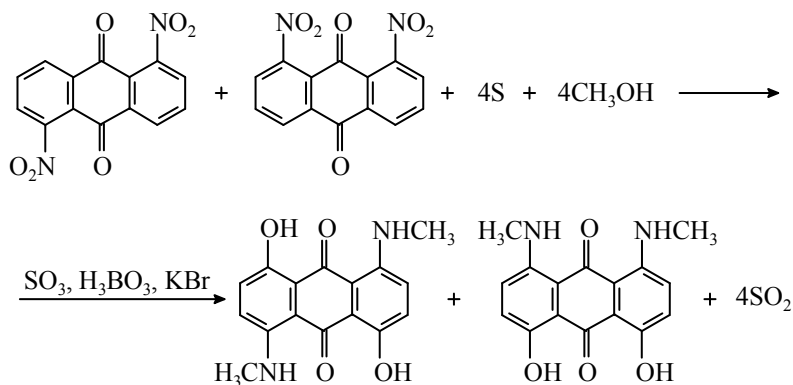


У реактор при температурі 293 К завантажують 450,8 кг розчину натрій нафтоляту (вода – 90,73%; натрій нафтолят – 8,67%; натрій гідроксид – 0,52%; домішки органічні – 0,08%), 200 кг промивної води зі стадії готування розчину натрій нафтоляту і 25,64 кг 97% натрій ацетату. Пуском розсолу в оболонку реакційну масу за 1,2 год охолоджують до 278 К і додають при цій температурі протягом 1,2 год 549,4 кг діазорозчин складу, %: сіль діазонію – 10,14; вода – 84,47; хлорогідроген – 0,04; натрій хлорид – 1,2; сульфатна кислота – 3,44; домішки – 0,7. Після додавання всього діазорозчину завантажують 59 кг 30% водного розчину натрій гідроксиду і дають витримку 2 год при температурі 298 К. Після закінчення витримки суспензію розбавляють 133 кг води і направляють у проміжний апарат.

В результаті сполучення утворюється 1218,2 кг суспензії барвника складу, %: вода – 86,65; азобарвник – 7,31; натрій нафтолят – 0,32; натрій ацетат – 2,05; натрій хлорид – 0,54; натрій сульфат – 2,25; хлорогідроген – 0,04; домішки – 0,86.

Реактор – вертикальний циліндричний апарат 1,6 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з оболонкою для охолодження розсолем та якірною мішалкою d = 0,85 м, що робить 48 об/хв. Внутрішній діаметр реактора – 1,2 м, оболонки – 1,3 м, товщина стінки – 0,014 м. Матеріал реактора – Ст.3 емальована, поверхня теплообміну – 5,5 м², маса реактора – 1800 кг.

3.15.11 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії одержання барвника у виробництві Дисперсного синього 209-74, синтез якого перебігає за схемою:



У реактор завантажують 2920,8 кг 104,28% олеуму (у % H₂SO₄). Включають мішалку, в оболонку реактора подають воду для охолодження і завантажують протягом 0,4 год 73,6 кг води. За рахунок змішування води й олеуму температура в реакторі піднімається до 323 К, температуру за 0,5 год знижують до 303 К, і при цій температурі завантажують 403,3 кг суміші нітроантрахінонів (суміш нітроантрахінонів – 75,0%; полігідроксиантрахінони – 24,0%; вода – 1%), 78,6 кг 99,9% сірки, і 96,4 кг 99,6% борної кислоти. Після завантаження компонентів пуском гарячої води в оболонку реакційну масу за 2 год підігрівають до 358 К, після чого протягом 0,5 год завантажують 98,1 кг борної кислоти. До кінця завантаження температура підвищується до 371 К, далі припиняють додавання гарячої води в оболонку і продовжують нагрівання реакційної маси паром до 388 К протягом 3 год. При досягненні цієї температури підігрів паром припиняють, реакційна маса за рахунок теплоти реакції розігрівається за 1,5 год до 418 К, реакційну масу витримують 2,5 год. Після витримки масу в реакторі за 2 год охолоджують до 313 К, при цій температурі завантажують 418,3 кг 99,92% метанолу, потім температуру за 3 год піднімають до 408 К, реакційну масу витримують 2 год, після чого її за 2,5 год охолоджують до 313 К і направляють на наступну стадію.

По закінченні процесу утворюється:

а) 4049,7 кг реакційної маси складу, %: барвник – 6,27; полігідроксиантрахінони – 3,19; органічні домішки – 0,014; борна кислота – 4,78; сульфатна кислота – 71,82; метанол – 8,98; калій бромід – 0,68; сірка – 0,59;

б) 1139,0 кг води;

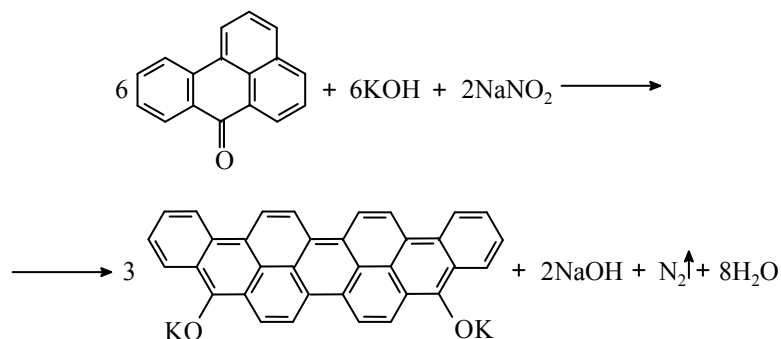
в) 200,8 кг газів, що відходять, складу, %: сульфур(IV) оксид – 54; сульфур(VI) оксид – 46.

Реактор – вертикальний циліндричний апарат 3,2 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з оболонкою для охолодження водою та нагрівання

парою і пропелерною мішалкою $d = 0,63$ м, що робить 120 об/хв. Внутрішній діаметр апарата – 1,6 м, оболонки – 1,75 м, товщина стінки реактора – 0,016 м. Матеріал реактора – Ст.3 емальована, поверхня теплообміну – 7,93 м², маса реактора – 3350 кг.

Визначити також витрати пари й води.

3.15.12 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну автоклава на стадії конденсації бензантрон у дикалієву сіль лейковіолантрон у виробництві Кубового темно-синього О. Синтез перебігає за схемою:



В автоклав, нагрітий до 473 К, завантажують 1010,1 кг плаву суміші лугів (KOH – 64,9%; NaOH – 26,5%; неорганічні домішки – 4,2%; вода – 4,4%), що має температуру 473 К, при розмішуванні плав лугів самоохолоджується до температури 443 К і при цій температурі протягом 2 год завантажують 110,5 кг води. Після додачі води за 2 години суміш лугів самоохолоджується до 403 К, протягом 3 год завантажують 827,6 кг суспензії бензантрон (триетиленгліколь – 44,75%; бензантрон – 43,7%; натрій нітрит – 4,39%; вода – 0,63%; домішки – 7,10%) з такою швидкістю, щоб температура реакційної маси до кінця додавання суспензії за рахунок теплового ефекту реакції піднялася до 443 К. При цій температурі дають витримку 3 год. По закінченні витримки при температурі 443 К реакційну масу направляють на окиснення.

В результаті конденсації утворюється 1948,7 кг плаву дикалієвої солі лейковіолантрон складу, %: дикалієва сіль лейковіолантрон – 21,12; вода – 9,8; натрій гідроксид – 14,83; калій гідроксид – 29,16; триетиленгліколь – 19,01; домішки – 6,08.

Автоклав – вертикальний циліндричний апарат 5 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з оболонкою з вм'ятинами для нагрівання парою і охолодження водою, якірно-рамною мішалкою $d = 1,32$ м, що робить 45 об/хв. Внутрішній діаметр автоклава – 1,6 м, оболонки – 1,7 м, товщина стінки

апарата – 0,012 м. Матеріал автоклава – сталь 12Х18Н, поверхня теплообміну – 11,5 м², маса автоклава – 4500 кг.

Визначити також витрати пари.

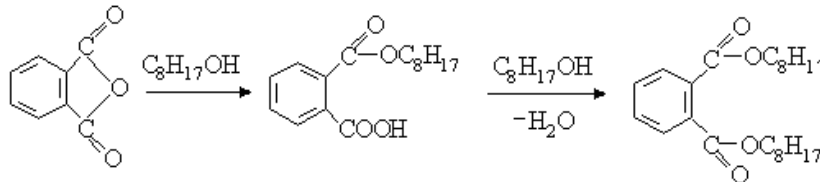
3.15.13 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії естерифікації у виробництві пластифікатору діоктилфталату.

В естеризатор при температурі 373 К завантажують 12128,5 кг розчину фталевого ангідриду в 2-етилгексанолі (4079,4 кг фталевого ангідриду і 8049,1 кг 2-етилгексанолу) і 233,2 кг 17,4% розчину бензолсульфо кислоти в 2-етилгексанолі, температуру реакційної маси піднімають за 1,5 год до 408 К, дають витримку протягом 7,5 год. Після позитивного результату аналізу на кінець реакції пластифікатор-сирець охолоджують протягом 0,75 год до 373 К і направляють на нейтралізацію.

Естеризатор – вертикальний циліндричний апарат 16 м³ зі сферичним днищем і кришкою, з пропелерною мішалкою $d = 0,58$ м, що робить 60 об/хв, змійовиком для обігріву паровою і оболонкою для охолодження водою. Діаметр витка змійовика – 1,67 м. Матеріал апарата і змійовика – сталь 1Х18Н10Т. Внутрішній діаметр апарата – 2,4 м, оболонки – 2,6 м. Діаметр труби змійовика – 0,051 м, товщина стінки труби змійовика – 0,008 м, товщина стінки апарата – 0,01 м. Поверхня теплообміну змійовика – 16,7 м², оболонки – 24,4 м². Маса апарата – 10490 кг.

Схема реакції:

при температурі 408 К утворюється моноестер, а далі – діестер (діоктиловий естер о-фталевої кислоти):



З однієї операції одержують 11925,84 кг реакційної маси складу: пластифікатор – 10504 кг; мономер – 180,98 кг; 2-етилгексанол – 1152,66 кг; бензолсульфо кислота – 40,59 кг. У процесі естерифікації виділяється 484,77 кг води, що відганяється разом зі спиртом у співвідношенні 1,5:1 (спирт безперервно повертається в зону реакції).

Визначити також витрати пари і води.

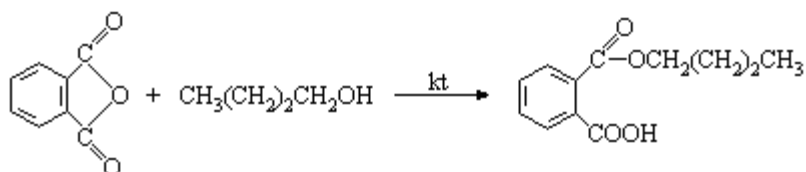
3.15.14 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну реактора на стадії естерифікації у виробництві пластифікатору дибутилфталату.

В реактор при температурі 333 K завантажують суспензію, що містить: фталевого ангідриду – 3432,73 кг; бутилового спирту – 3794,32 кг; бензолсульфо кислоти – 52,13 кг. Після закінчення завантаження температуру в реакторі піднімають протягом 4 год до 423 K, дають витримку протягом 9 год, одночасно відганяючи реакційну воду. Після позитивного результату аналізу на кінець реакції отриманий дибутилфталат охолоджують до температури 363 K і направляють на стадію нейтралізації.

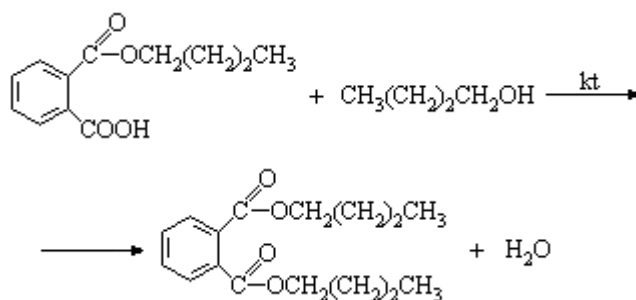
Реактор – вертикальний циліндричний апарат 10 м^3 зі сферичним днищем і кришкою, з пропелерною мішалкою $d = 0,71 \text{ м}$, що робить 60 об/хв, змійовиком для обігріву паром і оболонкою для охолодження водою. Матеріал апарата і змійовика – сталь 1X18Н10Т. Внутрішній діаметр апарата – 2,2 м, оболонки – 2,4 м. Діаметр труби змійовика – 0,051 м, товщина стінки труби змійовика – 0,008 м, товщина стінки апарата – 0,01 м. Діаметр витка змійовика – 1,67 м. Поверхня теплообміну оболонки – $16,4 \text{ м}^2$, змійовика – $11,1 \text{ м}^2$. Маса апарата – 7550 кг.

Схема реакції:

при температурі до 423 K утворюється спочатку моноестер:



а потім – діестер:



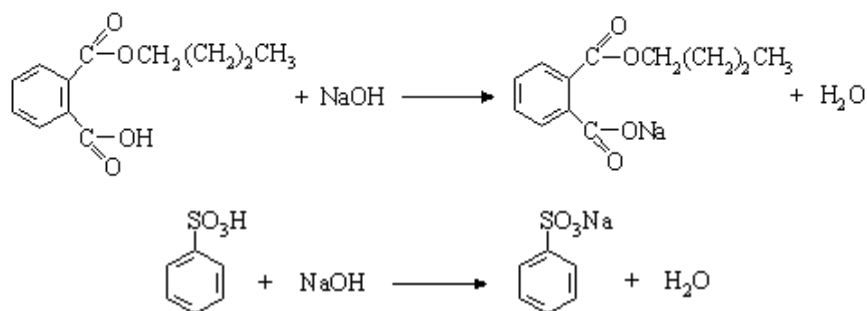
З однієї операції одержують 6529,2 кг дибутилфталату-сирця, у якому знаходиться 25,7 кг моноестеру, 47,93 кг бензолсульфо кислоти і 34,87 кг бутилового спирту, а також 724,0 кг дистилату складу: вода – 414,2 кг; бутиловий спирт – 309,8 кг.

Визначити також витрати пари й води.

3.15.15 Визначити тепловий ефект реакції на стадії нейтралізації дибутилфталату-сирця у виробництві пластифікатору дибутилфталату.

На нейтралізацію завантажують 6529,2 кг дибутилфталату-сирця (склад див. в п. 3.16.14) і 168,9 кг 10% водного розчину натрій гідроксиду.

В процесі синтезу перебігають наступні реакції:



3.15.16 Виконати перевірочний розрахунок поверхні теплообміну на стадії відгону летких у виробництві пластифікатору дибутилфталату.

У випарний апарат при температурі 303 К завантажують 6404,4 кг пластифікатору-сирця зі стадії нейтралізації: дибутилфталат – 6372,3 кг, бутиловий спирт – 32,1 кг. Після завантаження температуру в апараті протягом 1,5 год піднімають до 433 К і ведуть відгін бутилового спирту.

Після години відгону спирту температуру дибутилфталату знижують до 348 К, при цій температурі ведуть його очищення від механічних домішок.

Використовується випарний апарат ємністю 10 м³ з оболонкою для обігріву парою і охолодження водою, з пропелерною мішалкою d = 0,71 м, що робить 60 об/хв. Матеріал апарата – сталь 12Х18Н10Т. Внутрішній діаметр апарата – 2,2 м, оболонки – 2,4 м. Товщина стінки апарата – 0,008 м. Діаметр лопатей мішалки – 0,71 м. Поверхня теплообміну оболонки – 16,9 м². Маса апарата – 7550 кг.

Визначити також витрати пари і води.

3.15.17 Визначити теплоту змішування G₁ кг сульфатної кислоти концентрацією m₁ (%) з G₂ кг сульфатної кислоти концентрацією m₂ (%) за приведеними в задачі варіантами:

Таблиця 3.19 – Варіанти до задачі 3.15.17

Варіант	G_1	m_1	G_2	m_2
3.15.17.1	1500	92	1000	68
3.15.17.2	2000	90	500	82
3.15.17.3	2500	86	1750	57
3.15.17.4	750	96	830	74

3.15.18 Визначити теплоту змішування G_1 кг олеуму з концентрацією m_1 (%) з G_2 кг олеуму з концентрацією m_2 (%) за приведеними в задачі варіантами:

Таблиця 3.20 – Варіанти до задачі 3.15.18

Варіант	G_1	m_1	G_2	m_2
3.15.18.1	1200	18	1000	65
3.15.18.2	1500	15	1380	55
3.15.18.3	2000	12	1780	50
3.15.18.4	1360	10	1100	57

3.15.19 Визначити теплоту змішування G_1 кг олеуму з концентрацією m_1 (%) з G_2 кг сульфатної кислоти з концентрацією m_2 (%) за приведеними в задачі варіантами:

Таблиця 3.21 – Варіанти до задачі 3.15.19

Варіант	G_1	m_1	G_2	m_2
3.15.19.1	1000	65	1000	96
3.15.19.2	1200	60	800	92
3.15.19.3	2500	20	1300	86
3.15.19.4	2000	15	1000	74

3.15.20 Визначити тепловий ефект процесу моносульфування G кг ароматичних сполук за приведеними в задачі варіантами:

Таблиця 3.21 – Варіанти до задачі 3.15.20

Варіант	Сполука	G	Сульфуючий агент	π
3.15.20.1	бензен	1500	96% H_2SO_4	66,4
3.15.20.2	бензен	1000	100% H_2SO_4	66,4
3.15.20.3	нітробензен	750	20% SO_3	82,0
3.15.20.4	нітроголуен	1250	20% SO_3	82,0
3.15.20.5	нафтален (333 К)	1100	100% H_2SO_4	56,0

3.15.21 Визначити тепловий ефект утворення:

3.15.21.1 натрієвої солі бензенсульфокислоти;

3.15.21.2 натрій нафтоляту;

3.15.21.3 4-нітроанілін хлоргідрату.

3.15.22 Визначити тепловий ефект змішування G_1 кг олеуму з концентрацією m_1 (%) з G_2 кг нітратної кислоти концентрацією L (%).

Таблиця 3.22 – Варіанти до задачі 3.15.22

Варіант	G_1	m_1	G_2	L
3.15.22.1	1000	15	500	57
3.15.22.2	1250	20	1000	60
3.15.22.3	1500	45	750	49
3.15.22.4	1100	25	1300	50

3.15.23 Визначити тепловий ефект процесу нітрування 1250 кг толуену нітруючою сумішшю, отриманою при змішуванні 92% сульфатної кислоти з меланжем. Надлишок нітратної кислоти 1 % від теоретичного ($\varphi = 1$); концентрація H_2SO_4 у відпрацьованій кислоті $\rho = 0,7\%$.

3.15.24 Визначити тепловий ефект процесу мононітрування 1000 кг ароматичної сполуки нітруючою сумішшю за даними, що приведені в таблиці 3.23.

Таблиця 3.23 – Варіанти до задачі 3.15.24

Варіант	Сполука	Надлишок нітратної кислоти, φ , %	Склад нітруючої суміші, %			Склад відпрацьованої H_2SO_4 , %
			HNO_3	H_2SO_4	H_2O	
3.15.24.1	Нітробензен	10	33,00	67,00	0,00	87,00
3.15.24.2	Хлорбензен	0	35,50	52,50	12,00	70,00
3.15.24.3	Нафтаден	0	15,85	59,55	24,60	68,00

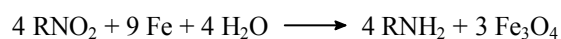
3.15.25 Визначити тепловий ефект процесу хлорування 1860 кг бензену. Склад продуктів хлорування наведено в таблиці 3.24.

Таблиця 3.24 – Склад продуктів хлорування бензену (варіанти до задачі 3.15.25)

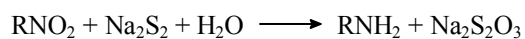
Варіант	Вміст у суміші, %				
	бензолу	хлор-бензолу	п-дихлор-бензолу	о-дихлор-бензолу	трихлор-бензолу
3.15.25.1	31	63	4,0	2,0	–

3.15.25.2	23	59	11,5	6,5	–
3.15.25.3	8	56	22,0	14,0	–
3.15.25.4	1	30	40,0	26,0	3,0

3.15.26 Визначити тепловий ефект реакції відновлення 1-нітронафталену чавунними стружками в середовищі електроліту.



3.15.27 Визначити тепловий ефект реакції відновлення нітробензену натрій дисульфідом.



3.15.28 Визначити тепловий ефект реакції діазотування амінів.

3.15.28.1 о-Анізидин

3.15.28.3 α -Нафтиламін

3.15.28.2 о-Толуїдин

3.15.28.4 м-Броманілін.

3.15.29 Визначити тепловий ефект реакції азосполучення м-нітроаніліну з аніліном.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

- 1 Мельник С.Р., Мельник Ю.Р., Піх З.Г. Проектування та розрахунки технологічних процесів органічного синтезу. – Львів: Львівська політехніка, 2006. – 448 с.
- 2 Йоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.
- 3 Перевалов В.П. Колбовский Г.И. Основы проектирования и оборудования производств тонкого органического синтеза. – М.: Химия, 1997. – 288 с.
- 4 Беркман Б.Е. Основы технологического проектирования производств органического синтеза. – М.: Химия, 1970. – 368 с.
- 5 Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. – Л.: Химия, 1987. – 384 с.
- 6 Батунер Л.М. Процессы и аппараты органического синтеза и биохимической технологии. М. – Л.: Химия, 1966. – 520 с.
- 7 Плановский А.Н., Гуревич Д.А. Аппаратура промышленности органических полупродуктов и красителей. М.: Государственное научно-техническое издательство химической литературы. 1961. – 504 с.
- 8 Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
- 9 Смирнов Н.Н. Реакторы в химической промышленности. – М.: Высшая школа, 1980. – 72 с.
- 10 Смирнов Н.Н., Волжинский А.И. Химические реакторы в примерах и задачах. 2-е изд. – Л.: Химия, 1986. – 224 с.
- 11 Васильцев Э.А., Ушаков В.Г. Аппараты для перемешивания жидких сред. – Л.: Машиностроение, 1979. – 271 с.
- 12 Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабан В.М. Перемешивание в жидких средах. Физические основы и инженерные методы расчета. – Л.: Химия, 1984. – 336 с.
- 13 Барвін В.І., Белкін Д.І. Розрахунок та конструювання машин і апаратів хімічних виробництв. Емалеві ємнісні хімічні апарати. – Луганськ: Вид-во СНУ, 2005. – 137 с.
- 14 Барвін О.І., Генкіна І.М., Іванченко В.В., Тарасенко Г.В., Штонва Ю.М. Конструювання і розрахунок сталевих зварних посудин та апаратів: обичайки та днища: – Луганськ. Вид-во СНУ, 2005. – 300 с.
- 15 Барвін О.І., Генкіна І.М., Іванченко В.В., Тарасенко Г.В., Штонва Ю.М. Конструювання і розрахунок сталевих зварних посудин та апаратів: фланцеві з'єднання: – Луганськ. Вид-во СНУ, 2007. – 306 с.
- 16 Чечеткин А.В. Высокотемпературные теплоносители. – М.: Энергия, 1971. – 496 с.
- 17 Долинин Н.П., Установки для обогрева химических аппаратов с помощью ВОТ. – М.: Машгиз, 1962.

- 18 Кузнецов Г.Ф. Тепловая изоляция: Справочник строителя. – М.: Стройиздат, 4-е изд. 1985. – 421 с.
- 19 Касаткин А.Г., Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Госхимиздат, 1973. – 750 с.
- 20 Черевко О.І., Поперечний А.М. Процеси і апарати харчових виробництв. Харків. 2002. – 420 с.
- 21 Процеси і апарати харчових виробництв: Підручник / За ред. проф. І.Ф. Монжика. – К.: НУ ХТ, 2003. – 403 с.
- 22 Сидоров Ю.І., Влязло Р.Й., Новіков В.П. Процеси і апарати мікробіологічної промисловості. Технологічні розрахунки. Приклади і задачі. Частина III. Основи проектування мікробіологічних виробництв. – Львів: Вид-во НУ «Львівська політехніка», 2004. – 252 с.
- 23 Сидоров Ю.І., Чуешов В.І., Новіков В.П. Процеси і апарати хімікофармацевтичної промисловості. – Вінниця: Нова книга, 2009. – 816 с.
- 24 Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В 2-х книгах. – М.: Химия, 1981. – 812 с.
- 25 Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты в химической и нефтехимической технологии. – М.: Химия, 1987. – 540 с.
- 26 Лисицын В.Н. Химия и технология промежуточных продуктов. – М.: Химия, 1987. – 368 с.
- 27 Степанов Б.И. Введение в химию и технологию органических красителей. – М.: Химия, 1984. – 592 с.
- 28 Орлова Е.Ю. Химия и технология бризантных взрывчатых веществ. – Л.: Химия, 1981. – 311 с.
- 29 Пассет Б.В. Основные процессы химического синтеза биологически активных веществ. – М.: ГЭОТАР-Мед, 2002. – 376 с.
- 30 Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического синтеза. – М.: Химия, 1988. – 592 с.
- 31 Вертикальные стальные сварные аппараты с перемешивающими устройствами. Каталог. – М.: ЦИИНТИХимнефтемаш, 1979. – 28 с.
- 32 Корпуса цилиндрических стальных сварных сосудов и аппаратов. ГОСТ 9931-79-м.: Изд. стандартов, 1979. – 19 с.
- 33 Аппараты с механическими устройствами вертикальные. ГОСТ 20680-75. – М.: Изд. стандартов, 1987. – 23 с.
- 34 Справочник химика / Под ред. Б.Н. Никольского. – М.: Химия, 1964–1967. – 5236 с.

ДОДАТОК А
РЕКОМЕНДОВАНЕ ФІЛЬТРУВАЛЬНЕ ОБЛАДНЕННЯ

Таблиця А.1 – Рекомендоване фільтрувальне обладнання

N п/п	Найменування продукту	Рекомендований апарат	Продуктивність, кг/(м ² ·год)
1	Кубовий золотисто-жовтий ЖХ технічний	БВФ	26–28
2	Кубовий коричньовий 53 після кислоти розварки	ФПАКМ	1,3–1,9
	після гіпохлоритної обробки	теж	0,5–1,0
	після розкладу плаву	–/–	1,8–2,4
	суспензія тетраантриміду	–/–	23–28
	після кислотної розварки	–/–	43–47
3	Кубовий яскраво-червоний 2Ж після конденсації	ФП	1,3–1,5
4	Кубовий синій О, стічні води	БВФ із наливним шаром	1500 л
5	Індиго, суспензія	ФПАКМ	4
6	Тіоіндиго червоно-фіолетовий 2С	БВФ	30
	кисла суспензія	ФП	9
	суспензія після лужної обробки	ФП	5
	2,5-дихлорфенілтіоглеколева кислота	БВФ	40
7	Кубозоль голубий К, розчин плюмбум сульфату	БВФ, перліт	700 л
8	Кубозоль яскраво-зелений С після відгонки піридину	ФПАКМ	1000 л
	після висалювання	–/–	10
9	Кубозоль яскраво-рожевий Ж після відгонки піридину	МДФ	14
	розчин після розварки шламу	–/–	200 л
10	Кубозоль червоно-коричневий Ж після відгонки піридину	ДФ із меш.	30
	розчин після розварки	–/–	900 л
11	Кубозоль яскраво-червоний ЖХ	ФП	3
12	Дисперсний темно-синій (типу форон 2ГЛ)		
	суспензія після ацетилювання 4-анізидину	МДФ	250
	суспензія після нітрування 4-ацетанізидину	–/–	100
	суспензія, після відновлення 2-нітро-4-ацетанізидину	–/–	20–25
	суспензія після ацилювання	БВФ	34
	суспензія після виділення	МДФ	5

Продовження таблиці А.1

N п/п	Найменування продукту	Рекомендований апарат	Продуктивність, кг/(м ² год)
13	Дисперсний синій 4К п/е після бромовання суспензія після лужної розварки	МДФ ФПВКМ	3–4 10
14	Дисперсний жовтий 43 4-бензоїлнафталевий ангідрид суспензія хром гідроксиду	МДФ –/–	120–130 1
15	Дисперсний синій 3	ФПАКМ	5
16	Дисперсний бордо 104-65Ф оцтов. суспензія суспензія 4,5-динітроаценафтену	ДФ	75–80
17	Дисперсний темно-синій п/е кисла суспензія 4,5-динітрохризазину лужна суспензія 4,5-динітрохризазину	ДФ ФПАКМ, лавсан ФПАКМ, бельтинг	160 28 2,5
18	Капрозоль маслянистий після конденсації після кислотної розварки після содової розварки	ДФ БВФ з репульп. ФПАКМ	50–60 20 30–34
19	Капрозоль червоно-коричневий	ФП	1,5–2
20	Пігмент зелений фталоціаніновий готовий хлориднокисла суспензія сульфатнокисла суспензія	ФПАКМ БВФ ФП	9 10–20 3
21	Пігмент яскраво-зелений фталоціаніновий після аміачної обробки після автоклавування після пластичного розмелу	ФПАКМ, бельтинг Те ж –/–	18–20 4 1,5–2
22	Пігмент бордо антрахіноновий дисперсний	ФПАКМ	0,8–1
23	Піразолантрон	МДФ	120–140
24	Активний золотисто-жовтий 2КХ від шламу ціанурхлориду вугільний шлам від амінозобарвнику суспензія амінозобарвнику	ФПАКМ ДФ, перліт ДФ ФПАКМ	1,7 2340 л 1905 л 26

Продовження таблиці А.1

N п/п	Найменування продукту	Рекомендований апарат	Продуктивність, кг/(м ² год)
25	Катіонний синій 35-71Ф	ДФ	90
	неочищений	Те ж	34
	готовий	-//-	8730 л
	розчин від вугільного шламу	-//-	620 л
	хлорбензольний розчин	ДФ	70
26	Кислотний зелений 2Ж	ДФ	70
27	Диметилдімідперилентетракарбонова кислота	ФП	3-4
28	Діна-кислота після виділення амонійна сіль	ФПАКМ	25
	N-оксинафтолоїмід	ФПАКМ	600-800 л
	БВФ	80	
	1,8-амінонафтоїна кислота	ФПАКМ	200 л
29	2-Оксинафтоїна кислота	ФПАКМ	90-150
30	Азотол А	ФПАКМ	70
31	1-Нафтол-3,6-дисульфокислота	ДФ	32
32	Нафталінтетракарбонова кислота	БВФ	170
	суспензія піренхінону	ФПАКМ	10-12
33	1,8-Динітрафтаден	МДФ	12
	хлорбензенова суспензія	ДФ	60
	після відгону хлорбензену	МДФ	60-80
	суміш ізомерів після лужної обробки	МДФ	30-40
34	2,6-Дихлор-4-нітроанілін	ДФ	15
35	Антрахілова кислота, Na-сіль	БВФ	900-1000 л
36	2-Нітроанілін	ФПАКМ	100
37	2-Нітро-4-аміноанізол	МДФ	50-60
	після нейтралізації	БВФ	40
	суспензія сульфату	ФПАКМ	7-12
38	5,8-Дихлорхінізарин	ФПАКМ	7-12
39	1-Хлорантрахінон	ФП	18
40	1,3-Дихлорантрахінон	МДФ	160
41	1-Аміно-4-хлорантрахінон	МДФ	12
42	1-Аміноантрахінон	ФПАКМ	6-12
43	1-Антрахінонссульфокислота від зворотного антрахінону,	БВФ, гумований	150
	Na-сіль від сульфохлориду ртуті	МДФ	900 л
44	1,5-Антрахінондисульфокислота розчин у 78% сульфатній кислоті	БВФ	100-150 л

Продовження таблиці А.1

N п/п	Найменування продукту	Рекомендований апарат	Продуктивність, кг/(м ² ·год)
45	1-Аміно-4-бензоїламіноантрахінон нітробензойна суспензія	МДФ	37
46	Лейко-1,4,5,8-тетраоксиантрахінон Na-сіль	ФПАКМ, бельтінг	0,9
47	хлориднокисла суспензія	ФПАКМ, лавсан	1,2
48	1-Аміноантрахінон-2-карбонова кислота	ФПАКМ	42
49	Бромамінова кислота	БВФ	50–60
50	Бензантрон		
	відпрацьована 72-74% сульфатна кислота	БВФ, хлорин	800 л
	нейтральна стічна вода	ФПАКМ	500–600 л
51	Стічна вода після підкислення і конденсації амінів з формальдегідом	БВФ	1000–16000 л
	після осадження сірки	БВФ, гумов.	3100 л
	Маточник з промстоків виробництва 2-нафтолу	БВФ	750–800 л

БВФ – барабанний вакуум-фільтр, ФП – рамний фільтрпрес, ДФ – друк-фільтр, МДФ – механізований друк-фільтр, ФПАКМ – фільтрпрес автоматичний камерний механізований.

ДОДАТОК Б ВЛАСТИВОСТІ КОНСТРУКЦІЙНИХ МАТЕРІАЛІВ

Таблиця Б.1 – Властивості конструкційних матеріалів

Найменування матеріалу	Теплоємність, Дж/(кг·К)	Теплопровідність, Вт/(м ² ·К)
Сталь	500	46,50
Легована сталь	500	17,50
Чавун	500	73,10
Титан	544	15,70
Алюміній	920	203,00
Мідь	385	384,00
Скло	600	0,75
Кераміка	920	1,28

ДОДАТОК В
ВЛАСТИВОСТІ ІЗОЛЮЮЧИХ МАТЕРІАЛІВ

Таблиця В.1 – Властивості ізолюючих матеріалів

Найменування матеріалу	Щільність, $г/м^3$	Теплоємність, $Дж/(кг \cdot К)$	Теплопровідність, $Вт/(м^2 \cdot К)$
Азбест	600	840	0,151
Совеліт	450	1300	0,098
Шлаковата	250	750	0,076

ДОДАТОК Г
ВЛАСТИВОСТІ ТЕПЛОНОСІЇВ ТА ХОЛОДОАГЕНТІВ

Таблиця Г.1 – Насичена водяна пара

Тиск, МПа	0,1	0,2	0,23	0,6	1,0	1,5	1,6	2,0	3,0
Температура, К	371	393	406	431	452	470	473	484	506

Таблиця Г.2 – Рідкі теплоносії

Найменування	Густина, $кг/м^3$	Теплоємність, $Дж/(кг \cdot К)$	Теплопровідність, $Вт/(м^2 \cdot К)$	В'язкість, Па·с
Вода гаряча	1000	4185	0,680	0,36
ВОТ	825	2765	0,095	10,20

Таблиця Г.3 – Холодоагенти

Найменування	Густина, $кг/м^3$	Теплоємність, $Дж/(кг \cdot К)$	Теплопровідність, $Вт/(м^2 \cdot К)$	В'язкість, Па·с
Вода холодна	1000	4185	0,68	1,0
Розсіл	1240	2887	0,51	7,5
ВОТ	825	2765	0,09	23,2

Таблиця Г.4 – Значення А для формул (3.57) і (3.59)

$T_{пл}, К$	273	293	313	333	353	373	393	413	433	453	473
А	104	120	139	155	169	179	188	194	197	199	199

ДОДАТОК Д

КОЕФІЦІЄНТИ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ РІДИН І РОЗЧИНІВ

Таблиця Д.1 – Коефіцієнти теплопровідності рідин і розчинів, $Вт/(м \cdot К)$

Речовина	273 К	293 К	313 К	333 К	353 К	373 К	393 К
Аміачна вода 25%	0,407	0,442	0,447	0,500	0,536	0,558	–
Анілін	0,192	0,186	0,182	0,177	0,174	0,168	0,162
Ацетон	0,174	0,171	0,166	0,160	0,156	0,151	–
Бутанол	0,160	0,157	0,151	0,149			
Вода	0,511	0,599	0,634	0,659	0,675	0,683	
Гліцерин	0,274	0,279	0,281	0,284	0,288	0,290	0,293
Ізопропанол	0,154	0,152	0,149	0,145	0,139		
Кальцій хлорид 25%	0,500	0,535	0,570	0,605	0,640		
Метанол 100%	0,215	0,211	0,290	0,207			
Метанол 40%	0,325	0,337	0,349	0,360	0,372		
Натрій хлорид 25%	0,430	0,453	0,480	0,523	0,552		
Нітробензен	0,156	0,152	0,150	0,147	0,144	0,141	0,138
Сульфатна кислота 98%	0,269	0,286	0,304	0,321	0,338	0,356	0,373
Сульфатна кислота 92%	0,285	0,303	0,322	0,340	0,358	0,376	0,395
Сульфатна кислота 75%	0,328	0,349	0,369	0,391	0,412	0,433	0,453
Сульфатна кислота 60%	0,366	0,389	0,413	0,436	0,459	0,482	0,506
Хлоридна кислота 30%	0,384	0,418	0,442	0,482			
Толуен	0,143	0,139	0,134	0,129	0,122	0,117	0,112
Ацетатна кислота	0,180	0,175	0,171	0,166	0,160	0,157	
Хлорбензен	0,132	0,127	0,122	0,119	0,115	0,113	0,109
Етанол 100%	0,186	0,181	0,177	0,172			
Етанол 80%	0,195	0,220	0,256	0,290	0,319		
Етанол 60%	0,250	0,279	0,317	0,349	0,378		
Етанол 40%	0,349	0,378	0,418	0,442	0,448		
Етанол 20%	0,442	0,479	0,511	0,538	0,569		

ДОДАТОК Е

ДИНАМІЧНІ КОЕФІЦІЄНТИ В'ЯЗКОСТІ РІДИН І РОЗЧИНІВ

Таблиця Е.1 – Динамічні коефіцієнти в'язкості рідин і розчинів, $Па \cdot c \cdot 10^3$

Речовина	253 К	273 К	293 К	313 К	333 К	353 К	373 К	393 К
Азотна кислота 50%	–	3,05	1,88	1,28	0,90	0,68	0,53	0,44
Аміачна вода	–	–	1,30	0,86	0,60	0,42	0,32	0,23
Анілін	–	10,20	4,40	2,30	1,50	1,10	0,80	0,59
Буганол	10,00	5,20	2,95	1,78	1,14	0,76	0,54	0,38
Вода	–	1,80	1,00	0,66	0,47	0,36	0,28	0,23
Гліцерин	–	–	2350	330,00	102,00	35,00	13,00	6,20
Ізопропанол	10,10	4,60	2,39	1,33	0,80	0,52	0,38	0,29
Кальцій хлорид 25%	10,60	4,47	2,74	1,85				
Метанол	1,16	0,82	0,58	0,45	0,35	0,29	0,24	0,21
Натрій гідроксид 40%	–	–	40,00	14,00	0,35	0,29	0,24	0,21
Натрій гідроксид 20%	–	–	4,48	2,48	1,63	1,27	1,15	1,08
Натрій гідроксид 10%	–	–	1,86	1,16	0,91	0,70	0,65	0,60
Натрій хлорид 20%	–	2,67	1,56	1,03	0,74	0,57	0,46	0,38
Нітробензол	–	3,09	2,01	1,44	1,09	0,87	0,70	0,58
Олеум 20%	–	95,00	36,6	20,8	9,00	5,30		
Сульфатна кислота 98%	–	55,00	25,80	12,90	7,50	4,10	2,70	2,00
Сульфатна кислота 92%	130,00	48,00	23,10	11,80	6,70	3,80	2,50	1,95
Сульфатна кислота 75%	95,00	30,00	13,90	8,10	4,60	2,80	1,90	1,45
Сульфатна кислота 60%	20,00	1,05	5,52	3,40	2,40	1,50	1,07	0,90
Хлоридна кислота 30%	–	–	1,70	1,30				
Толуол	1,06	0,77	0,58	0,47	0,38	0,27	0,23	
Ацетатна кислота 100%	–	–	1,22	0,9	0,70	0,56	0,46	0,37
Ацетатна кислота 50%	–	4,35	2,21	1,35	0,92	0,65	0,50	0,40
Хлорбензол	1,48	1,06	0,80	0,64	0,52	0,43	0,37	0,32
Етанол 100%	3,38	1,78	1,19	0,82	0,59	0,43	0,33	0,25
Етанол 60%	–	5,75	2,67	1,45	0,90	0,60	0,45	0,34

ДОДАТОК Ж

ТЕПЛОТИ УТВОРЕННЯ І ТЕПЛОЄМНОСТІ ДЕЯКИХ НЕОРГАНІЧНИХ
РЕЧОВИН

Таблиця Ж.1 – Теплоти утворення і теплоємності неорганічних речовин

Сполука	Теплота утворення $-\Delta H^{\circ}$, кДж/моль	Теплоємність, Дж/(кг·К)	Сполука	Теплота утворення $-\Delta H^{\circ}$, кДж/моль	Теплоємність, Дж/(кг·К)
Br ₂ р	0	473,0	FeCl ₂	341,2	
Cl ₂ г	0	477,0	FeCl ₃	405,3	
H ₂ г	0	14420,0	FeSO ₄	922,6	661,0
J ₂ кр.	0	214,0	Fe ₂ (SO ₄) ₃	2661,1	
O ₂ г	0	917,0	FeS ₂	177,4	516,0
O ₃ г	-142,3	817,0	Fe(OH) ₂	568,6	
S	0	706,0	Fe(OH) ₃	824,8	
Zn	0	390,0	HBr г	36,0	360,0
AlCl ₃	697,4	657,0	HCl г	92,3	799,0
Al ₂ O ₃	1675,0	1053,0	HCl водн.	167,4	
Al(OH) ₃	1275,0		HNO ₃	173,3	929,0
Al ₂ (SO ₄) ₃	3434,0	758,0	H ₂ O	286,2	4185,0
BaCl ₂	830,0	361,0	H ₂ O ₂	187,0	2600,0
BaSO ₄	1465,0	436,0	H ₂ S	20,1	998,0
CO	110,5	1041,0	HSO ₃ Cl	597,3	
CO ₂	393,5	844,0	H ₂ SO ₄	811,3	1404,0
COCl ₂	223,0	613,0	H ₂ SO ₄ · SO ₃	230,0	
CaCO ₃	1206,0	818,5	HPO ₃	981,6	
CaCl ₂	786,0	654,0	H ₃ PO ₄	1272,0	1082,0
CaO	635,0	764,0	KBr	392,0	450,5
Ca(OH) ₂	986,2	1182,0	KCl	435,9	692,0
CaHPO ₄	1820,0		KClO	358,7	
Ca(H ₂ PO ₄) ₃	3114,5		KClO ₃	391,2	818,0
Ca ₃ (PO ₄) ₂	4125,0	474,0	KClO ₄	433,7	
CaSO ₄	1424,0	732,0	KJ	327,6	331,0
CrCl ₃	594,5	580,0	KMnO ₄	813,4	755,0

Продовження таблиці Ж.1

Сполука	Теплота утворення -ΔН°, кДж/моль	Теплоємність, Дж/(кг·К)	Сполука	Теплота утворення -ΔН°, кДж/моль	Теплоємність, Дж/(кг·К)
Cr(OH) ₃	1029,0		KNO ₃	492,7	952,0
CrO ₃	594,5		KOH	426,0	
Cr ₂ O ₃	1141,0	688,0	K ₂ CrO ₄	1384,7	752,0
Cr ₂ (SO ₄) ₃	3154,0		K ₂ Cr ₂ O ₇	2033,9	747,0
CuCl	134,7	566,7	KHS	268,0	
CuCl ₂	205,9	591,0	K ₂ S	418,7	
CuSO ₄	771,1	626,0	KHSO ₃ водн.	869,6	
CuSO ₄ ·5 H ₂ O	2256		NaOOCOH ₃	10,4	979,0
K ₂ SO ₃	1117,5		NaCl	410,9	870,0
K ₂ SO ₄	1433,0	745,0	NaBr	359,8	508,0
K ₂ S ₂ O ₃	1111,6		NaHCO ₃	947,4	1044,0
K ₂ S ₂ O ₈	1862,0		Na ₂ CO ₃	1131,5	1038,0
KNO ₂ водн.	359,2		NaNO ₂	359,6	
MgO	620,8		NaNO ₃	466,5	977,0
Mg(OH) ₂	925,1		NaOH	427,3	1491,0
MgC ₂	641,8	746,0	Na ₂ SO ₃	1091,9	
MgCO ₃	1096,0	895,0	NaHS водн.	231,0	
NH ₄ Cl	315,4	1572,0	Na ₂ S	389,1	1322,0
(NH ₄) ₂ S	231,0		P(OH) ₃	228,7	
(NH ₄) ₂ SO ₄	1179,3	1416,0	P ₂ O ₅	1531,0	721,0
(NH ₄) ₂ CO ₃	935,0		PbO ₂	276,6	263,0
NH ₄ NO ₃	365,1	1740,0	PbSO ₄	918,0	344,0
NH ₂ OH	106,8		PbS	94,3	146,0
NH ₂ NH ₂	-50,2		PbCO ₃	700,0	327,0
NH ₂ NH ₂ · H ₂ O	242,4		SO ₂	297,0	623,0
NH ₂ NH ₂ · HCl	214,8		SO ₃ γ	395,2	633,0
NO	-90,4	994,0	SOCl ₂	206,0	
NO ₂	-33,9	807,0	SO ₂ Cl ₂	389,0	980,6
NaAlO ₂	1133,0	894,0	ZnCl ₂	416,0	
NaJ	287,9	362,0	ZnSO ₄	978,2	603,0

ЗМІСТ

Передмова	3	
Розділ 1	Матеріальні розрахунки і складання матеріального балансу виробництва	4
	1.1 Матеріальний баланс виробничого процесу	4
	1.2 Особливості матеріальних розрахунків процесів сульфурвання	8
	1.3 Особливості матеріальних розрахунків процесів нітрування	12
	1.4 Приклади матеріальних розрахунків	19
	1.5 Задачі для самостійного рішення	37
Розділ 2	Технологічні розрахунки обладнання	68
	2.1 Загальні відомості	68
	2.2 Розрахунок ємнісного обладнання періодичних виробництв	68
	2.3 Розрахунок ємнісного обладнання в безперервних виробництвах	76
	2.4 Розрахунок каскаду реакторів	78
	2.5 Приклади розрахунків ємнісного обладнання	80
	2.6 Задачі для самостійної роботи	87
Розділ 3	Теплові розрахунки	92
	3.1 Загальні відомості	92
	3.2 Складання теплового балансу	92
	3.3 Перевірка (розрахунок) поверхні теплообміну апарата	107
	3.4 Розрахунок витрати теплоносіїв	117
	3.5 Теплові розрахунки при індукційному електрообігріві апаратів з мішалками	118
	3.6 Особливості теплових розрахунків процесів сульфурвання	119
	3.7 Особливості теплових розрахунків процесів нітрування	126
	3.8 Особливості теплових розрахунків процесів хлорування	130
	3.9 Особливості теплових розрахунків процесів відновлення нітросполук	132
	3.10 Особливості теплових розрахунків процесів діазотування, азосполучення і нітрузування	134
	3.11 Тепловий ефект реакції нітрузування	138
	3.12 Особливості теплових розрахунків процесів лужного плавлення сульфокислот	138

3.13 Особливості теплових розрахунків процесів гідролізу, амінування та алкілування	143
3.14 Приклади теплових розрахунків	150
3.15 Задачі для самостійної роботи	179
Список літератури	195
Додатки	197

Навчальне видання

**ГАЛСТЯН Генрі Аршавирович
СЄДИХ Ганна Олексіївна
ШАПОВАЛОВА Ірина Миколаївна**

**ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ У ВИРОБНИЦТВІ
ТОНКОГО ОРГАНІЧНОГО СИНТЕЗУ**

Навчальний посібник

В авторській редакції

Підписано до друку 2013 р.
Формат Папір типограф. Гарнітура Times.
Друк лазерний. Умов. друк. арк. . Обл.-вид. арк.
Тираж 300 прим. Вид. № . Замов № . Ціна договірна.

Видавництво «НОУЛІДЖ»
Свідоцтво про реєстрацію серія ДК № 2884 від 26.06.2007
91051, м. Луганськ, кв. Якіра, 3/316
тел. (050) 475-35-13, e-mail: nickvnu@gmail.com