

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ХАРКІВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
МІСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА імені О. М. БЕКЕТОВА

МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ

до виконання практичної,
самостійної та розрахунково-графічної робіт
із навчальної дисципліни

«ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА
ХІМІЧНИХ РЕЧОВИН І МАТЕРІАЛІВ»

(для здобувачів другого (магістерського) рівня вищої освіти денної та заочної форм навчання зі спеціальностей 161, G1 – Хімічні технології та інженерія, освітньо-професійна програма «Хімічні технології та інженерія»)

Харків
ХНУМГ ім. О. М. Бекетова
2025

Методичні рекомендації до виконання практичної, самостійної та розрахунково-графічної робіт із навчальної дисципліни «Технологія виробництва хімічних речовин і матеріалів» (для здобувачів другого (магістерського) рівня вищої освіти денної та заочної форм навчання зі спеціальностей 161, G1 – Хімічні технології та інженерія, освітньо-професійна програма «Хімічні технології та інженерія») / Харків. нац. ун-т міськ. госп-ва ім. О. М. Бекетова ; уклад. : А. В. Скрипинець, С. В. Нестеренко. – ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2025. – 38 с.

Укладачі: канд. техн. наук, доц. А. В. Скрипинець,
канд. техн. наук, доц. С. В. Нестеренко

Рецензент

Г. І. Гуріна, кандидат хімічних наук, доцент кафедри хімії та інтегрованих технологій Харківського національного університету міського господарства імені О. М. Бекетова

*Рекомендовано кафедрою хімії та інтегрованих технологій, протокол
№ 11 від 20.12.2024*

ЗМІСТ

Вступ.....	4
1 Розрахунок витратних коефіцієнтів.....	5
2 Розрахунок матеріальних балансів.....	7
3 Розрахунок теплових балансів.....	12
4 Розрахунок еквівалентної ваги епоксидних сумішей та дозування отверджувача.....	16
5 Задачі для самостійного розв'язання.....	19
6 Розрахунково-графічна робота.....	27
Список рекомендованої літератури.....	37

ВСТУП

На хімічних підприємствах із сировини мінерального, рослинного або тваринного походження та різних проміжних продуктів виготовляють близько мільярда тонн на рік сотень тисяч найменувань хімічної продукції. При величезних розходженнях у масштабах виробництва (від десятків тон до десятків мільйонів тон на рік) і різноманітній номенклатурі продукції всі хімічні підприємства мають загальні принципи побудови та загальні напрямки розвитку й удосконалювання. Будь-яке хімічне виробництво містить технологічні стадії прийому і підготовки сировини, хімічного перетворення, поділу реакційної маси, виділення цільового продукту, його очищення, відвантаження та відправлення споживачеві, а також очищення й переробки відходів. Крім сировини хімічні виробництва в значних кількостях споживають воду, пару й електроенергію. Завданням дисципліни «Технологія виробництва хімічних речовин і матеріалів» є знайомство зі складом та структурою хімічного виробництва, вивчення закономірностей хімічних перетворень в умовах промислового виробництва, вивчення сучасних методів аналізу, розробки і побудови оптимальної організації хіміко-технологічних процесів. У результаті вивчення дисципліни студент повинен мати уявлення про призначення, структуру, компоненти, сировинні і енергетичні ресурси хімічного виробництва.

Основою розробки будь-якого хіміко-технологічного процесу є два головні закони: 1) закон збереження маси речовин; 2) закон збереження енергії. До найважливіших хіміко-технологічних розрахунків належать розрахунки технологічних балансів, під якими розуміють результати розрахунків, що відображують кількість упроваджених і одержаних у виробничому процесі матеріалів і енергії (їх надходження і витрати). Основними технологічними балансами є матеріальні, енергетичні баланси. Розрахунки головних хіміко-технологічних показників дозволяють достатньо повно оцінити технологічну доцільність та економічну ефективність хімічних виробництв.

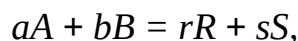
1 РОЗРАХУНКИ ВИТРАТНИХ КОЕФІЦІЄНТІВ

Короткі теоретичні відомості

До основних показників, які характеризують ефективність перебігу будь-якого хіміко-технологічного процесу, належать:

- ступінь перетворення;
- вихід продукту;
- селективність;
- витратні коефіцієнти.

Ступінь перетворення (x) – це відношення маси (кількості) одного з реагентів, який вступив у реакцію, до його вихідної маси (кількості). Наприклад, для простої незворотної реакції типу



якщо позначити через m_{Ao} , m_{Bo} , n_{Ao} , n_{Bo} – масу та кількість реагентів A і B відповідно на початку процесу, а через m_A , m_B , n_A , n_B – у цей момент процесу, то ступінь перетворення речовин A (x_A) та B (x_B) розраховують за такими співвідношеннями:

$$x_A = \frac{m_{Ao} - m_A}{m_A}; \quad x_A = \frac{n_{Ao} - n_A}{n_A}; \quad x_B = \frac{m_{Bo} - m_B}{m_B}; \quad x_B = \frac{n_{Bo} - n_B}{n_B};$$

Маси реагентів у цей момент:

$$m_A = m_{Ao} \cdot (1 - x_A); \quad m_B = m_{Bo} \cdot (1 - x_B).$$

Вихід продукту (Φ) – це співвідношення кількості (або маси) фактично одержаного продукту до його максимально або теоретично можливої кількості (або маси), яке розраховується за стехіометричними рівняннями реакції зі ступенем перетворення вихідних реагентів, рівних одиниці або 100.

$$\Phi = \frac{m_R^{\text{практ}}}{m_R^{\text{теор}}}.$$

Інтегральна (сумарна) селективність – це відношення кількості цільового продукту до загальної кількості отриманих речовин.

Диференціальна (миттєва) селективність – це відношення швидкості утворення цільового продукту до загальної швидкості процесу.

Витратний коефіцієнт (β) – це кількість речовини, води, енергії, різноманітних реагентів, які витрачені на виробництво одиниці готового продукту. Розрізняють теоретичні (β_m) та практичні (β_{np}) витратні коефіцієнти.

Теоретичний витратний коефіцієнт розраховують за стехіометричним рівнянням основної реакції з рівним одиниці ступенем перетворення та з урахуванням вмісту вихідного реагенту в сировині.

Практичний витратний коефіцієнт розраховується з урахуванням виробничих втрат на всіх стадіях основного процесу і побічних реакцій, ступенів перетворення вихідного реагенту, селективності або виходу продукту.

Приклади розв'язання типових задач

Приклад 1

Визначити теоретичний і практичний витратні коефіцієнти під час одержання 1т CaO з CaCO₃, якщо вміст CaCO₃ у вапняку становить 93 %, а ступінь перетворення x_{CaCO_3} дорівнює 85 %.

Розв'язання

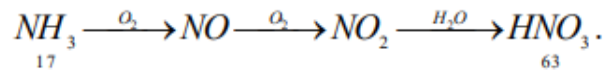
$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 &\rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2 \\ \beta_{CaCO_3}^m &= \frac{100 \cdot 1000}{56 \cdot 0,93} = 1920 \text{ кг або } 1,92 \text{ т/1тCaO} \\ \beta_{CaCO_3}^m &= \frac{\beta_{CaCO_3}}{x_{CaCO_3}} = \frac{1,92}{0,85} = 2,26 \text{ т/1тCaO} \end{aligned}$$

Приклад 2

На виробництво 1 т нітратної кислоти з масовою часткою HNO₃ 65 %, що одержується окисненням аміаку, витрачається 186,2 кг NH₃. Розрахувати вихід HNO₃ та витратний коефіцієнт по NH₃.

Розв'язання

Схема одержання HNO_3 така:



Теоретична кількість 100-відсоткової HNO_3 , що одержується з 186,2 кг NH_3 визначається за формулою

$$G_{\text{HNO}_3}^m = \frac{186,2 \cdot 63}{17} = 690 \text{ кг}$$

Практично одержано 100-відсоткової HNO_3 : 690 кг.

$$\Phi_{\text{HNO}_3} = \frac{650}{690} = 0,942 \text{ або } 94,2\%$$

Витратний коефіцієнт

$$\beta_{np} = \frac{1,86}{650} = 2,86 \text{ кг} / 1 \text{ т } 100\% \text{HNO}_3.$$

2 РОЗРАХУНКИ МАТЕРІАЛЬНИХ БАЛАНСІВ

Короткі теоретичні відомості

Матеріальний баланс технологічного процесу або окремих його стадій складається на основі закону збереження маси речовини, згідно з яким у будь-якій замкненій системі маси речовин, які вступили у взаємодію (прихід), дорівнює масі речовин, що утворилися в результаті цієї взаємодії (витрати):

$$\sum G_{\text{прих}} = \sum G_{\text{випр}},$$

де $\sum G_{\text{прих}}$ – сумарна маса доданої сировини, яка містить компоненти, що переробляються, та домішки; $\sum G_{\text{випр}}$ – сумарна маса кінцевих продуктів, непроредагованих вихідних речовин та домішок.

Теоретичний матеріальний баланс розраховують на основі стехіометричного рівняння реакцій. Для його складання достатньо знати рівняння реакцій та молекулярні маси компонентів. Практичний матеріальний

баланс враховує склад вихідної сировини та готової продукції, надлишок одного з компонентів сировини, ступінь перетворення, втрати сировини та готового продукту тощо. Всі розраховані дані записують у вигляді таблиці 2.1.

Таблиця 2.1 – Приклад складання таблиці матеріального балансу

Компоненти	Прихід				Компоненти	Витрата			
	кг	%	м ³	% об.		к	% мас.	м ³	% об.
A					R				
B					S				
C					T				
Загалом					Загалом				

Залежно від умов або технічного завдання матеріальний баланс складають на одиницю, 100 або 1 000 одиниць (кмоль, кг, т, м³ тощо) основного типу сировини або продукту, а також на потоки за одиницю часу (кг/с, т/год, м³/добу тощо). Зазвичай визначення маси речовини проводять окремо для твердої, рідкої та газової фаз.

Дані матеріального балансу використовуються для складання теплового балансу.

Приклади розв'язання типових задач

Приклад 1

Розрахувати матеріальний баланс виробництва оцтової кислоти за такими вихідними даними.

Річна продуктивність агрегату в перерахунку на 100-відсоткову оцтову кислоту 160 000 т, річний фонд робочого часу 8 450 год. Склад матеріальних потоків:

1. Технічний оксид вуглецю: H₂ – 1 %; N₂ – 3 %; CO – 96 %.
2. Метанол: CH₃OH – 99,5 %; H₂O – 0,05 %.

Кількість пропіонової кислоти, яка утворюється в процесі, 1 кг на 1 т оцтової кислоти. Ступінь перетворення CO – 86 %. Ступінь перетворення CH₃OH – 100 %.

Погодинна продуктивність реактора в перерахунку на 100-відсоткову оцтову кислоту визначається за такою формулою:

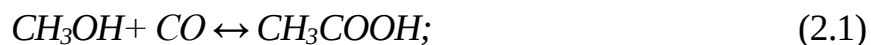
$$160\,000 \times 1000 / 8450 = 18\,935 \text{ кг/год, або}$$

$$n_{\text{CH}_3\text{COOH}} = \frac{m}{M} = \frac{18935}{60} = 315,583 \text{ кмоль / год.}$$

Відповідно до вихідних даних утворюється пропіонова кислота:

$$n_{\text{C}_2\text{H}_5\text{COOH}} = \frac{m}{M} = \frac{18,94}{74} = 0,256 \text{ кмоль / год.}$$

За реакціями:



18,94 кг/год, а $M_{\text{C}_2\text{H}_5\text{COOH}} = 74 \text{ кг / кмоль.}$



Проведемо розрахунки за реакціями (2.1) і (2.2).

За реакцією (2.1):

$$n_{\text{CH}_3\text{OH}}(1) = n_{\text{co}}(1) = 315,583 \text{ кмоль/год.}$$

За реакцією (2.2):

$$n_{\text{CH}_3\text{OH}}(2) = n_{\text{H}_2\text{O}}(2) = 0,256 \text{ кмоль/год,}$$

$$n_{\text{H}_2}(2) = n_{\text{CO}}(2) = 2 \cdot 0,256 = 0,512 \text{ кмоль/год.}$$

Всього метанолу: $315,583 + 0,256 = 315,839 \text{ кмоль/год, або}$
10 106,86 кг/год.

Всього оксиду вуглецю:

$$315,583 + 0,512 = 316,095 \text{ кмоль/год, або } 8850,67 \text{ кг/год.}$$

Всього водню: 0,512 кмоль/год, або 1,024 кг/год.

Утворюється водяної пари: 0,256 кмоль/год, або 4,61 кг/год.

Фактична кількість сировини, що подається:

– метанолу: $10106,86 \times 100 / 99,5 = 10157,64$ кг/год;

– води в його складі: $10157,64 - 10106,86 = 50,78$ кг/год;

– оксиду вуглецю, з урахуванням ступеня перетворення:
 $8850,66 / 0,86 = 10291,47$ кг/год або $367,55$ кмоль/год, де $0,86$ – ступінь перетворення CO.

Непрореагованого оксиду вуглецю: $10291,47 - 8850,66 = 1440,81$ кг/год.

З урахуванням складу вхідного потоку технічного оксиду вуглецю (табл. 2.2).

Таблиця 2.2 – Склад технічного оксиду вуглецю

Показник	H ₂	N ₂	CO	Σ
$\varphi_i(X_i)$, %	1	3	96	100
n , кмоль/год	3,83	11,49	367,55	382,88
M , кг/кмоль	2	28	28	–
m , кг/год	7,66	321,61	10 291,47	10 620,74

Результати розрахунку матеріального балансу наведено в таблиці 2.3.

Таблиця 2.3 – Матеріальний баланс процесу синтезу оцтової кислоти

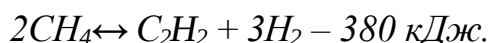
Прихід	кг/год	Витрата	кг/год
Технічний оксид вуглецю, зокрема:		Реакційні газы, зокрема:	
– N ₂ ;	321,61	– N ₂ ;	321,61
– H ₂ ;	7,66	– H ₂ ;	6,64
– CO	10 291,47	– CO	1 440,81
Метанол, зокрема;		Реакційний розчин,	
– CH ₃ OH;	10 106,86	Зокрема;	
– H ₂ O	50,79	– H ₂ O;	55,4
		– C ₂ H ₅ COOH;	18,94
		– CH ₃ COOH	18 935,00
Всього:	20 778,40	Всього:	20 778,40

Приклад 2

Під час електрокрекінгу природного газу, що містить 98 % (об.) CH_4 і 2 % (об.) N_2 , ступінь перетворення метану – 48 %. Розрахувати матеріальний баланс процесу на 1 000 м^3 вихідного природного газу без урахування побічних реакцій.

Розв'язання

Одержання ацетилену з газоподібних вуглеводнів здійснюється за такою реакцією:



Процес відбувається в електродугових печах.

Оскільки вихідні дані містять повні відомості про вхідний матеріальний потік (пряма задача), розрахунки починаємо з визначення масової кількості його компонентів.

У 1 000 м^3 природного газу втримується: CH_4 – 980 м^3 , N_2 – 20 м^3 .

$$n_{\text{CH}_4} = \frac{V_{\text{CH}_4}}{22,4} = \frac{980}{22,4} = 43,75 \text{ кмоль};$$

$$m_{\text{CH}_4} = 43,75 \cdot 16 = 700 \text{ кг}.$$

$$n_{\text{N}_2} = \frac{V_{\text{N}_2}}{22,4} = \frac{20}{22,4} = 0,89 \text{ кмоль};$$

$$m_{\text{N}_2} = 0,89 \cdot 28 = 24,92 \text{ кг}.$$

Розрахуємо кількість метану, що бере участь в хімічній реакції за формулою

$$n_{\text{CH}_4}^p = 43,75 \cdot 0,48 = 21 \text{ кмоль};$$

$$m_{\text{CH}_4} = 21 \cdot 16 = 336 \text{ кг}.$$

Розрахуємо кількість продуктів реакції за формулою:

$$n_{\text{C}_2\text{H}_2}^p = \frac{21}{2} = 10,5 \text{ кмоль};$$

$$n_{\text{H}_2}^p = 10,5 \cdot 3 = 31,5 \text{ кмоль};$$

$$m_{C_2H_2}^p = 10,5 \cdot 26 = 299 \text{ кг};$$

$$m_{H_2}^p = 31,5 \cdot 2 = 63 \text{ кг};$$

Залишки метану розрахуємо за формулою

$$m_{CH_4}^p = 700 - 336 = 364 \text{ кг};$$

Результати розрахунків зведені в таблицю 2.4.

Таблиця 2.4 – Таблиця матеріального балансу процесу електрокрекінгу

Прихід	Кг	Витрата	кг
Природний газ, зокрема:		Гази електрокрекінгу,	
– CH ₄ ;	700	Зокрема	
– N ₂ ;	24,92	– C ₂ H ₂ ;	273
		– H ₂ ;	63
		– CH ₄ ;	364
		– N ₂	24,92
Всього	724,92	Всього	724,92

3 РОЗРАХУНОК ТЕПЛОВИХ БАЛАНСІВ

Короткі теоретичні відомості

Тепловий баланс складається на основі матеріального балансу і дозволяє визначити необхідну кількість палива, розміри теплообмінних поверхонь, витрату теплоти або холодоагентів тощо.

Основою складання теплового (енергетичного) балансу покладено закон збереження енергії, відповідно до якого у замкненій системі сума всіх видів енергії постійна.

Тепловий баланс у загальному випадку розраховують за даними матеріального балансу з урахуванням теплових ефектів (екзотермічних і ендотермічних) хімічних реакцій і фізичних перетворень (випаровування, конденсації тощо), що відбуваються в апараті, з урахуванням підведення

теплоти ззовні і відведення її з продуктами реакції, а також через стінки апарата.

Тепловий баланс, подібно до матеріального, виражають у вигляді таблиць, а для розрахунку використовують таке рівняння:

$$Q_K + Q_{ф.п.} + Q_{х.р.} + Q_{П} = Q_K + Q_{ф.п.} + Q_{х.р.} + Q_{П},$$

де Q_K – кількість теплоти, додана в апарат вихідними речовинами;

Q_K – кількість теплоти, що виноситься з апарата продуктами та напівпродуктами реакції і непрореагованими вихідними речовинами;

$Q_{ф.п.}$ і $Q_{ф.п.}$ – теплоти фазових перетворень, що відбуваються з виділенням і поглинанням тепла відповідно;

$Q_{х.р.}$ і $Q_{х.р.}$ – кількість теплоти в результаті перебігу екзо- та ендотермічних реакцій;

$Q_{П}$ – кількість теплоти, що підводиться для нагрівання суміші (димовими газами, нагрітим повітрям, спалюванням палива, електроенергією тощо);

$Q_{П}$ – загальні втрати теплоти в навколишнє середовище, а також відведення її в результаті охолодження апарата (холодильниками тощо).

Фізичну теплоту компонентів розраховують окремо для кожного виду матеріалу за такою формулою:

$$Q = G \cdot C_p \cdot (T - 273),$$

де G – кількість компонента, що бере участь у процесі (визначається за матеріальним балансом), кг, м³, кмоль;

C_p – середня теплоємність компонента за заданої температури;

T – температура реагентів, що надходять, або продуктів, що виходять, К.

Величину C_p можна взяти з таблиць або розрахувати, але її розмірність має обов'язково відповідати розмірності G .

Кількість теплоти, що виділяється або поглинається під час перебігу хімічних процесів залежить від стехіометрії, ступеня перетворення та теплового ефекту реакції (зміни ентальпії).

Стандартні теплові ефекти хімічних реакцій можуть бути розраховані згідно з законом Гесса на основі теплоти утворення речовин, що беруть участь у реакції.

Для фазових перетворень (випаровування, конденсації, плавлення, сублімації, розчинення) кількість тепла, що виділяється або поглинається, розраховується за такою формулою:

$$Q_{\phi.n.} = \sum (n_i \cdot q_{\phi.n.}),$$

де n_i – хімічна кількість і-го компонента, який змінив свій фазовий стан;

$q_{\phi.n.}$ – питома теплота фазового перетворення.

Приклади розв'язання типових задач

Приклад 1

Розрахувати тепловий баланс процесу одержання 1 т поліетилену в трубчастому реакторі за такими вихідними даними:

- ступінь перетворення етилену 18%;
- об'ємна швидкість етилену $0,9 \text{ нм}^3/\text{м}^3 \cdot \text{с}$;
- ємність реактора $0,5 \text{ м}^3$;
- температура – 185°C .

Розв'язання

Продуктивність реактора визначається з його розміру та швидкості руху сировини. За умов об'ємної швидкості етилену $0,9 \text{ нм}^3/\text{м}^3 \cdot \text{с}$ і ємності реактора $0,5 \text{ м}^3$ кількість етилену, яка проходить скрізь реактор:

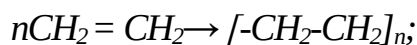
$$0,9 \times 0,5 = 0,45 \text{ нм}^3/\text{с}.$$

Зі ступенем перетворення етилену 18 % продуктивність реактора ($M(C_2H_4) = 28 \text{ кг/моль}$, $V_{\text{моль}} = 22,4 \text{ нм}^3/\text{моль}$):

$$G = \frac{0,18 \cdot 0,45 \cdot 28}{22,4} = 0,1018 \text{ кг/с} (366 \text{ кг/годину})$$

Матеріальні розрахунки

Проведемо розрахунки за реакцією полімеризації, обравши значення $n = 1$:



$$n_{\text{поліет}} = \frac{366}{28} = 13,06 \text{ кмоль / год};$$

$$n_{C_2H_4} = 13,06 \text{ кмоль / год};$$

$$m_{C_2H_4} = 13,06 \cdot 28 = 366 \text{ кг}.$$

З урахуванням ступеня перетворення сировини:

$$m_{C_2H_4}^{\text{вих}} = \frac{366}{0,18} = 2033,3 \text{ кг}.$$

Залишки сировини:

$$m_{C_2H_4}^{\text{витрата}} = 2033,3 - 366 = 1667,3 \text{ кг}.$$

Таблиця 3.1 – Тепловий баланс

Прихід	кг/год	Витрата	кг/год
Етилен	2 033,3	Реакційна суміш:	
		– поліетилен;	366
		– етилен	1 667,3
Всього	2 033,3	Всього	2 033,3

Теплові розрахунки

Прихід тепла в реактор визначається так:

- 1) тепловим ефектом полімеризації;
- 2) тепловмістом потоку етилену в реактор.

Тепловий ефект полімеризації 4 160 кДж/кг. Таким чином, за рахунок реакції полімеризації одержуємо тепла: $q_1 = 4160 \times 366 = 1\,522\,560$ кДж.

Тепловміст етилену, якщо $t = 185$ °C і $P = 150$ Мн/м², дорівнює 370 кДж/кг.

Звідки

$$q_2 = 2\,033,3 \times 370 = 60\,999 \text{ кДж.}$$

Загальний прихід тепла в реактор

$$Q_{\text{прих}} = 1\,522\,560 + 60\,999 = 1\,583\,559 \text{ кДж.}$$

Витрата тепла:

1) тепловий потік (q_3) поліетилену і залишкового етилену, що виходять з реактора;

2) передання тепла (q_4) через стінки реактора охолоджуючій воді.

Поліетилен і етилен на виході з реактору мають $t = 185^\circ\text{C}$. Тепловміст поліетилену у разі 185°C та 150 Мн/м^2 дорівнює 407 кДж/кг , а етилену – 370 кДж/кг .

Звідси:

$$q_3 = 366 \times 407 + 1\,667,3 \times 370 = 765\,863 \text{ кДж.}$$

Визначимо кількість тепла, що виводять з реактора за рахунок його охолодження:

$$q_4 = 1\,583\,559 - 765\,863 = 817\,696 \text{ кДж/год.}$$

4 РОЗРАХУНОК ЕКВІВАЛЕНТНОЇ ВАГИ ЕПОКСИДНИХ СУМІШЕЙ ТА ДОЗУВАННЯ ОТВЕРДЖУВАЧА

Короткі теоретичні відомості

Епоксидні полімери (ЕП) належать до класу органічних сполук, до складу молекулярного ланцюга яких входять атоми вуглецю, а також можуть входити атоми водню, кисню, азоту, сірки, галогенів. ЕП є типовими представниками сітчастих або просторово зшитих полімерів, тобто полімерів, що складаються з довгих молекулярних ланцюгів, сполучених між собою поперечними хімічними зв'язками. Під час одержання полімерів сітчастої будови відбувається реакція зшивання (структурування або твердіння) ЕО з твердником, тобто реакція утворення поперечних хімічних зв'язків між макромолекулами.

Після твердіння ЕП утворюється просторова сітка, що накладає обмеження на переміщення макромолекул між собою. Внаслідок цього під час нагрівання ЕП, на відміну від термопластів, не розм'якшуються, тобто для них не відбувається переходу з твердого у пластичний стан. Перехід полімерів з в'язкоплинного або вискоеластичного стану у склоподібний називається склуванням і характеризується температурою склування полімеру T_c . Температура склування є важливою експлуатаційною характеристикою полімерних матеріалів, оскільки вона відповідає верхній межі їхньої теплостійкості. ЕО – це олігомери або мономери, що містять в молекулі не менше двох епоксидних або гліцидилових груп, які розташовуються на кінцях або уздовж основного ланцюга молекули, чи в кільці аліциклу:



Завдяки високій реакційній здатності епоксидні групи взаємодіють з багатьма поліфункціональними з'єднаннями з утворенням полімерів просторової (сітчастої) будови.

Еквівалентна вага епоксидної смоли

Еквівалентна вага епоксидної смоли (EEW) – це маса смоли, яка містить один еквівалент реакційно-здатної епоксидної групи. EEW є ключовим параметром для правильного підбору кількості отверджувача. Від цього показника залежить повнота полімеризації, формування міцної тривимірної структури смоли та її фізико-хімічні властивості. Тобто правильне визначення EEW дозволяє забезпечити високу якість кінцевого матеріалу та уникнути дефектів, пов'язаних із недо- або надлишком отверджувача:

$$EEW = \frac{m_{\text{смоли}}}{n_{\text{епок}}},$$

де $m_{\text{смоли}}$ – маса смоли, $n_{\text{епок}}$ – кількість еквівалентних епоксидних груп.

Під час роботи з сумішами епоксидних смол, що містять кількокомпонентів, EEW суміші визначається через масові частки компонентів:

$$\frac{1}{EEW_{\text{суміші}}} = \sum \frac{\omega_i}{EEW_i},$$

де ω_i – масова частка i -го компонента, EEW_i – його еквівалентна вага.

Amine H-equivalent (ANEW)

Amine H-equivalent характеризує масу отверджувача, що містить один еквівалент активних атомів водню (NH-груп), здатних реагувати з епоксидними групами. ANEW залежить від молекулярної маси отверджувача та кількості активних Н-груп і визначається за такою формулою:

$$ANEW = \frac{M_{\text{отв}}}{HN},$$

де $M_{\text{отв}}$ – молекулярна маса отверджувача, HN – кількість активних атомівводню.

Стехіометричне співвідношення

Оптимальна полімеризація досягається у разі стехіометричного співвідношення між епоксидними групами смоли та активними Н-групами отверджувача:

$$n_{\text{епок}} = n_{\text{отв}},$$

де

$$n_{\text{отв}} = \frac{m_{\text{отт}}}{ANEW}, n_{\text{епок}} = \frac{m_{\text{смоли}}}{EEW}.$$

Правильний вибір співвідношення EEW_i епоксидної смоли та ANEW отверджувача є критично важливим для отримання компаунда з оптимальними властивостями. Він забезпечує повне затвердіння суміші, високу механічну міцність, стійкість до хімічних та температурних впливів, а також запобігає виникненню дефектів, таких як крихкість або підвищена липкість. Таким

чином, контроль цих параметрів є ключовим для створення надійних та довговічних матеріалів.

Приклади розв'язання типових задач

Приклад 1

Визначити масу твердника для суміші епоксидної смоли та наповнювача. Відомо: маса епоксидної смоли – 100 г ($EEW = 190$ г/екв), маса наповнювача – 20 г ($EEW = 380$ г/екв), отверджувача – $AHEW = 50$ г/екв.

$$\begin{aligned}n_{\text{смола}} &= \frac{100}{190} = 0,526 \text{ екв} \\n_{\text{нап}} &= \frac{20}{380} = 0,052 \text{ екв} \\n_{\text{сум}} &= 0,526 + 0,052 = 0,579 \text{ екв} \\m_{\text{отв}} &= 0,579 \cdot 50 = 28,95 \text{ г}\end{aligned}$$

5 ЗАДАЧІ ДЛЯ САМОСТІЙНОГО РОЗВ'ЯЗАННЯ

Задача 1

Хімічний склад віконного (силікатного) скла виражається формулою $\text{Na}_2\text{O} \times \text{CaO} \times 6\text{SiO}_2$, воно виготовляється з соди, вапняку і піску. Розрахувати теоретичні коефіцієнти за сировиною під час виробництва скла, якщо сода містить 93,8 % Na_2CO_3 , вапняк – 90,5 % CaCO_3 і пісок – 99,0 % SiO_2 .

Задача 2

Негашене вапно містить 94 % CaO , 12 % CO_2 та 4,8 % домішок. Воно одержується випалом вапняку, який містить 89 % CaCO_3 . CO_2 міститься у вапні через наявність у ньому карбонату CaCO_3 , кількість якого визначається ступенем випалу вапняку. Визначити витратний коефіцієнт вапняку на 1 т вапна зазначеного складу та ступінь випалу.

Задача 3

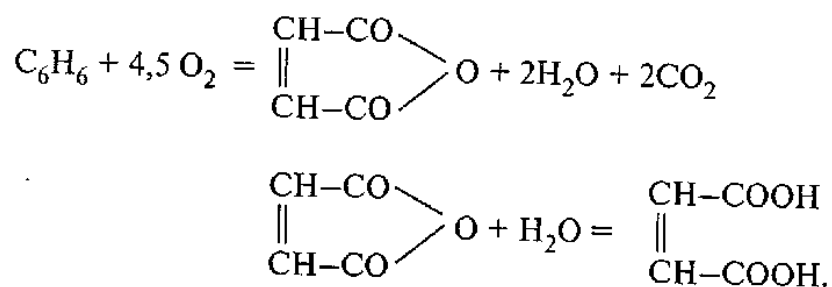
Розрахувати витратні коефіцієнти за сировиною для виробництва 1 т амонію фосфату $(\text{NH}_4)_3\text{PO}_4$. Концентрація фосфатної кислоти – 58 %, а аміак містить 2 % води.

Задача 4

Розрахувати основні технологічні показники виробництва малеїнового ангідриду повітряним окисненням бензолу:

- теоретичні та фактичні витратні коефіцієнти;
- виходи продуктів на поданий та перетворений бензол;
- загальну та вибірккову конверсії бензолу.

Хімічна схема процесу виглядає так:



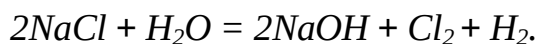
Матеріальний баланс виробництва малеїнового ангідриду наведено в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 – Матеріальний баланс одержання малеїнового ангідриду

Прихід		Витрата	
Речовина	кг/год	Речовина	кг/год
Бензол	2 941,17	Малеїновий ангідрид	3 404,15
Повітря, зокрема:	31 070,88	Малеїнова кислота	125,97
– азот;	23 831,06	Бензол	117,63
– кисень	7 239,82	Вода	1 283,63
		Вихлопні гази,	23 831,06
		зокрема: азот,кисень	2 027,12
		Вуглекислий газ	3 185,54
		Втрати ангідриду	36,95
Загалом	34 012,05	Загалом	34 012,05

Задача 5

Розрахувати матеріальний баланс виробництва хлору методом електролізу водного розчину хлориду натрію:



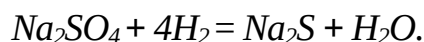
Концентрація NaCl у розчині 310 г/дм³. Ступінь розкладу 50 %. Густина розчину за умов електролізу 1,17 кг/дм³. Розрахунок вести на 1 000 кг хлору.

Задача 6

Під час газифікації коксу, який містить 96,5 % C та 3,5 % H₂O за масою, водяною парою одержують водяний газ, у склад якого є 6 % CO₂ за об'ємом. Розрахувати склад одержаного газу та скласти матеріальний баланс процесу.

Задача 7

Скласти матеріальний баланс виробництва 1 т технічного сульфіду натрію (вміст Na₂S – 96 % мас.) з сульфату натрію (вміст Na₂SO₄ – 95,5 % мас.) та електролітичного водню (вміст H₂ – 97 % мас.):

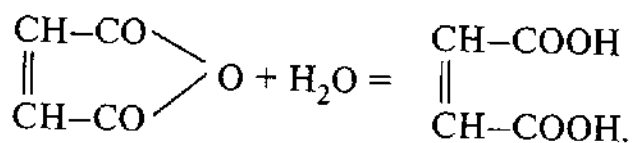
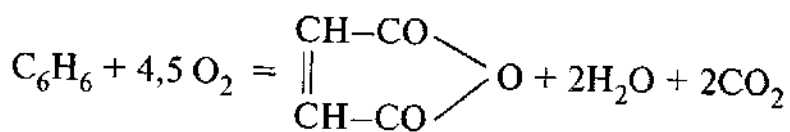


На побічні реакції (утворення NaHS, Na₂SO₃, Na₂S₂O₃) витрачається 2 % Na₂SO₄ і H₂ від теоретично необхідної кількості для одержання 1 т технічного продукту.

Задача 8

Скласти матеріальний баланс виробництва малеїнового ангідриду повітряним окисненням бензолу. Установка переробляє 2 500 кг бензолу в годину зі ступенем перетворення 0,98.

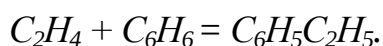
У реакторі окиснення відбуваються такі реакції:



Вихід малеїнової кислоти на перетворений бензол становить 4 %. Мольне співвідношення бензолу та кисню в паро-повітряній суміші дорівнює 1 : 6.

Задача 9

Скласти матеріальний баланс процесу одержання етилбензолу алкілюванням бензолу етиленом. Реакція відбувається в колоні-алкілаторі, етан-етиленову фракцію й осушений бензол подають у низ колони. При 90–100 °С відбувається така реакція:



Абгази, що виходять із реактора, охолоджують у зворотному конденсаторі для повернення бензолу, що випарувався, промивають водою й скидають в атмосферу. Реакційну масу відстоюють від каталітичного заторного комплексу. Вуглеводневий шар, що відбирається із сепаратора, охолоджують, очищають від розчиненого каталізатора й HCl і подають на ректифікацію.

Залежність константи рівноваги від температури: $K_p = 5\,460 / T - 6,56$.

Провести розрахунки за таких умов:

1. Продуктивність за етилбензолом – 40 т/добу; втрати етилбензолу – 1,5 % мас; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 95, етан – 5; склад бензолу (% мас.): бензол – 99, толуол – 1; мольне співвідношення етилен: бензол = 1 : 1; умови реакції: температура – 90 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,9.

2. Продуктивність за етилбензолом – 20 т/добу; втрати етилбензолу – 2 % мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 80, етан – 20; склад бензолу (% мас.): бензол – 98, толуол – 2; мольне співвідношення етилен: бензол = 1 : 2; умови реакції: температура – 95 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,92.

3. Продуктивність за етилбензолом – 35 т/добу; втрати етилбензолу – 1,6 % мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 90, етан – 10; склад бензолу (% мас.): бензол – 98, толуол – 2; мольне співвідношення

етилен: бензол = 1 : 1,2; умови реакції: температура – 95 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,95.

4. Продуктивність за етилбензолом – 25 т/добу; втрати етилбензолу – 1,8 % мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 85, етан – 15; склад бензолу (% мас.): бензол – 97, толуол – 3; мольне співвідношення етилен: бензол = 1 : 1,4; умови реакції: температура – 92 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,9.

5. Пропускна здатність за бензолом – 40 т/добу; втрати етилбензолу – 2 % мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 95, етан – 5; склад бензолу (% мас.): бензол – 99, толуол – 1; мольне співвідношення етилен: бензол = 1 : 2; умови реакції: температура – 95 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,9.

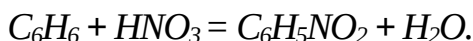
6. Пропускна здатність за бензолом – 30 т/добу; втрати етилбензолу – 3 % мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 90, етан – 10; склад бензолу (% мас.): бензол – 98, толуол – 2; мольне співвідношення етилен: бензол = 1 : 3; умови реакції: температура – 90 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,8.

7. Пропускна здатність за бензолом – 28 т/добу; втрати етилбензолу – 2 % мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 80, етан – 20; склад бензолу (% мас.): бензол – 97, толуол – 3; мольне співвідношення етилен: бензол = 1 : 2,5; умови реакції: температура – 90 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,8.

8. Пропускна здатність за бензолом – 25 т/добу; втрати етилбензолу – 2,5 % мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 70, етан – 30; склад бензолу (% мас.): бензол – 98, толуол – 2; мольне співвідношення етилен: бензол = 1 : 1; умови реакції: температура – 96 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,8.

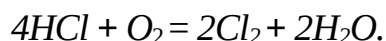
Задача 10

Скласти матеріальний баланс нітратора продуктивністю 3 т/год нітробензолу. Вихід нітробензолу 98 % від теоретичного. Склад нітрувальної суміші (% мас): HNO_3 –20; H_2SO_4 –60; H_2O –20. Витрата нітрувальної суміші складає 4 кг на 1 кг бензолу. Розрахунок вести на 1 годину роботи нітратора.



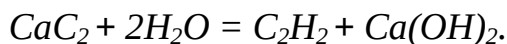
Задача 11

Розрахувати матеріальний баланс прямого каталітичного окиснення хлороводню. Склад вихідної газової суміші (% об.): HCl – 35,5; повітря – 64,5. Ступінь окиснення HCl – 70 %. Розрахунок вести на 1 000 м³ вихідного газу. Склад повітря (% об.): N_2 –79; O_2 –21.



Задача 12

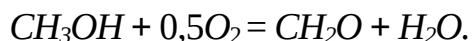
Скласти матеріальний баланс процесу виробництва 1 000 м³ ацетилену з технічного карбіду кальцію, що містить 92 % CaC_2 . Ступінь розкладання CaC_2 становить 88 %, співвідношення CaC_2 : H_2O складає 1 : 6.



Задача 13

Скласти матеріальний баланс реактора для каталітичного окиснення метанолу в формальдегід. Продуктивність реактора 10 000 т CH_2O за рік.

Агрегат працює 320 днів у році. Ступінь перетворення метанолу 0,75. Вміст метанолу в спиртово-повітряній суміші 35 % об. Склад повітря (% об.): N_2 –79; O_2 –21. Розрахунок вести на 1 годину роботи реактора.



Задача 14

Скласти матеріальний баланс колони синтезу карбаміду продуктивністю 60 т/добу, якщо співвідношення $\text{CO}_2 : \text{NH}_3$ підтримується 1 : 3. Ступінь перетворення CO_2 —0,92. Розрахунок вести на 1 годину роботи колони.



Задача 15

Скласти тепловий баланс виробництва 1 т ацетону методом каталітичного окиснення ізопропілового спирту киснем повітря на основі даних таблиці 4.2. Склад повітря (% об.): N_2 – 79; O_2 – 21. Ступінь окиснення ізопропілового спирту – 79 %. Температура процесу – 500 °С, на вході – 320 °С.

Таблиця 4.2 – Дані для розрахунку теплового балансу ацетону

С,	O_2	N_2	H_2O	$(\text{CH}_3)_2\text{CHO}$	$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$
320 °С	31,03	30,04	–	37,5	–
500 °С	33,51	31,19	34,87	54,5	169,54

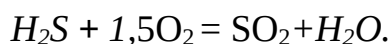


Задача 16

Скласти тепловий баланс печі спалювання сірководню для одержання 1 т сульфур (IV) оксиду на основі даних таблиці 4.3. На 1 м³ сірководню подається 10 м³ повітря зі складом (% об.): N_2 – 79; O_2 – 21. Тепловтрати складають 20 % від надходження теплоти. Температура на вході – 20 °С, на виході – 1 100 °С.

Таблиця 4.3 – Дані для розрахунку теплового балансу печі спалювання сірководню

С, кДж/м ³ град	H_2S	Повітря	Газова суміш
20 °С	1,47	1,34	–
1 100 °С	–	–	1,38
ΔH , кДж/моль	–20,60	–296,90	–241,81

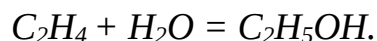


Задача 17

Скласти тепловий баланс виробництва 1 т етилового спирту методом прямої гідратації етилену на основі даних таблиці 4.4. Мольне співвідношення водяної пари і етилену 0,7 : 1. Температура процесу – 250 °С, на вході в апарат – 190 °С. Втрати тепла у навколишнє середовище складають 5 % від надходження теплоти.

Таблиця 4.4 – Дані для розрахунку теплового балансу печі етилового спирту

С, кДж/кгград	C ₂ H ₄	H ₂ O	C ₂ H ₅ OH
190 °С	1,998	1,950	–
250 °С	2,229	1,982	2,165
ΔН, кДж/моль	52,3	–241,818	–276,98



Скласти тепловий баланс виробництва 1 т етилового спирту методом прямої гідратації етилену. Мольне співвідношення водяної пари і етилену 0,7 : 1. Температура процесу – 250 °С, на вході в апарат – 190 °С. Втрати тепла у навколишнє середовище складають 5 % від надходження теплоти.

Задача 18

Суміш: 150 г смоли (EEW = 185 г/екв) + 50 г наповнювача (EEW = 370 г/екв). Отверджувач: АНЕМ = 45 г/екв. Розрахуйте масу отверджувача.

Задача 19

Суміш: 80 г смоли (EEW = 190) + 20 г другої смоли (EEW = 210). Отверджувач: АНЕМ = 50. Визначте EEW суміші, масу отверджувача.

Задача 20

Суміш для виготовлення композитної панелі містить 100 г епоксидної смоли (EEW = 190 г/екв), 50 г скловолокна та 20 г кремнеземного наповнювача (EEW наповнювачів = 380 г/екв). Отверджувач: АНЕМ = 50 г/екв. Потрібно розрахувати еквівалентну вагу суміші (EEW суміші), масу отверджувача.

Задача 21

Компаунд для покриття композитів складається з 80 г епоксидної смоли ($EEW = 185$ г/екв), 40 г модифікованої смоли ($EEW = 210$ г/екв) та 30 г мікросфери. Отверджувач: $ANEW = 48$ г/екв. Потрібно розрахувати EEW суміші, масу отверджувача.

Задача 22

Суміш: 100 г смоли ($EEW = 200$ г/екв) + 50 г поліамідного порошку ($EEW = 400$ г/екв). Отверджувач: $ANEW = 60$. Розрахуйте масу отверджувача.

6 ВИКОНАННЯ РОЗРАХУНКОВО-ГРАФІЧНОЇ РОБОТИ

Виконання розрахунково-графічної роботи містить розв'язання задач (1–17) за розрахунком витратних коефіцієнтів, складанням матеріального та теплового балансу хімічних процесів отримання речовин і матеріалів за завданням викладача. Звіт повинен містити:

1. Опис технологічної схеми хімічного процесу.
2. Опис хімічних апаратів та процесів, які відбуваються в них.
3. Матеріальний та тепловий баланс процесу.

Приклад складання схеми виробництва та розрахунку матеріального балансу

Матеріальний баланс виробництва лаку ГФ-019

Мета: розрахувати кількість сировини, необхідну для виробництва 1 000 кг лаку ГФ-019, а також виконання добового і річного завдання.

Вихідні дані:

- річна продуктивність – 5 000 т;
- режимний фонд часу – 270 діб;
- кислотне число (КЧ) 20 мг КОН / г.

Таблиця 5.1 – Рецептатура лаку ГФ-091

Найменування компонентів	Кількість, відсоток масових	
	на основу	на розчин
Олія соняшникова	26,5	17,2
Олія касторова	26,5	17,2
Гліцерин	15,7	10,2
Фталевий ангідрид	31,3	20,4
Ксилол	—	35,00
Разом	100	100

Стадії технологічного процесу виготовлення лаку ГФ-091:

- синтез олігомеру;
- розчинення в органічному розчиннику;
- постановка на «тип»;
- очищення та фасовка.

Кількість соди 0,08 % від завантаження у реактор.

Втрати 3 % на 1 тону продукції.

Продуктивність 5 000 т/ рік.

Розраховуємо кількість карбоксил еквівалентів за такою формулою:

$$e_{\kappa} = e_{\kappa.\phi m} = \frac{313 \cdot 2}{148} = 0,42$$

Розраховуємо кількість гідроксил еквівалентів за такою формулою:

$$e_{\text{гн}} = \frac{15,7 \cdot 3}{92} = 0,51$$

$$0,51 - 0,42 = 0,09,$$

де 0,42 – 100 %;

x = 21,4 %;

0,09 – x.

Завантажувальна рецептура визначається за формулою

$$V_{\text{ІТ}} = \frac{265}{950} + \frac{265}{930} + \frac{157}{1260} + \frac{313}{1527} = 0,9 \text{ м}^3$$

$$V_{\text{ап}} = 6,3 \text{ м}^3; V_{\text{р}} = 6,3 \times 0,85 = 5,355 \text{ м}^3$$

де 100 кг – 0,9 м³;

x = 5 950 кг;

x – 5,355 м³.

Покомпонентно:

$$100 - 26,5 \quad y_{\text{олії}} = 1\,577 \text{ кг}$$

$$5\,950 - y_{\text{олії}}$$

$$100 - 26,5 \quad y_{\text{олії}} = 1\,577 \text{ кг}$$

$$5\,950 - y_{\text{олії}}$$

$$100 - 15,7 \quad y_{\text{гліц}} = 934 \text{ кг}$$

$$5\,950 - y_{\text{гліц}}$$

$$100 - 31,3 \quad y_{\text{фт.ангд}} = 1\,862 \text{ кг}$$

$$5\,950 - y_{\text{фт.ангд}}$$

$$100 - 0,08 \quad y_{\text{сода}} = 5 \text{ кг}$$

$$5\,950 - y_{\text{сода}}$$

Матеріальний баланс виробництва лаку ГФ-091 наведено в таблиці 6.2.

Таблиця 6.2 – Матеріальний баланс виробництва лаку ГФ-091

Стадія технологічного процесу та компоненти	Завантаження, кг	Втрати, кг	Вихід, кг
1	2	3	4
Завантаження сировини та переестерифікація:			
– олія соняшникова;	1 577,3	0,3	
– оліярицинова;	1 577	–	
– гліцерин;	934	–	
– сода.	5		
Перестерифікат			4 093
Разом	4 093,3	0,3	4 093

Продовження таблиці 6.2

1	2	3	4
Завантаження фталевого ангідриду і переестерифікація: – переестерифікат; – фталевий ангідрид; – реакційна вода Смола ГФ-091 (100 %) Угар-ксилол для азеотропу Основа лаку ГФ-091	4 093 1 862,5 5 767 315,7	– (0,5) 188 (відгін) 1 0,1	188 5 766 315,6
Разом	6 082,7	1,1	6 081,6
Зливання основи до змішувача та постановка на тип: – ксилол; – основа	2 789,17 6 081,6	– 1	
Лак		–	8 869,77
Разом	8 870,77	1	8 869,77
Фільтрація лаку та фасовка	8 869,77	5,5 лак 5 сода	Зокрема лаку ГФ-091 (65%) 8 864,27 8 859,27
Разом	8 869,77	10,5	8 859,27
Загалом: мінус 188,5 кг води і фталевого ангідриду	8 872,17	12,9	8 859,27

Розрахунок реакційної води:

- кислотне число 20 мг КОН / 100 г;
- ММ (фталевого ангідриду) = 148 г / моль;
- ММ (КОН) = 56 г / моль.

$$\frac{148}{56} \cdot 20 = 53 \text{ кг фталевого ангідриду}$$

Вміст основи у кожній тонні у вигляді кислого естера знаходимо з такого матеріального балансу:

$$100 - 53; x = 3\,156,7 \text{ кг};$$

$$5\,956 - x.$$

Сума переестерифікату та фталевого ангідриду з урахуванням втрат – 5 956.

У реакцію поліестерифікації вступило:

$$1862,5 - 0,5 - 315,6 = 1\,546,4 \text{ кг фталевого ангідриду};$$

і виділилось води:

$$148 - 18; \quad y = 188,1 \text{ кг};$$

$$1\,546,4 - y.$$

Розрахунок кількості ксилолу:

1. Одержано розчину ГФ-091 у ксилолі 6 081,6 кг.

2. У 6 081,6 – міститься 5 766 100 % смоли ГФ-091.

3. У 100 – x; x = 94,81 %.

Для отримання 65 % розчину:

$$6\,081,6 - 94,81 \%; \quad y = 8\,870,77 \text{ кг};$$

$$y - 65 \%.$$

Необхідно додати ксилолу:

$$8\,870,77 - 5\,766 = 2\,789,17 \text{ кг}.$$

Розрахунок кількості сировини, що завантажується наведено у таблиці 6.3.

Таблиця 6.3 – Матеріальний баланс виробництва лаку ГФ-091

Найменування компонентів	На одне завантаження, кг			На одну тонну , кг		
	Завантаження	Втрати	Вихід	Завантаження	Втрати	Вихід
1	2	3	4	5	6	7
Олія соняшникова	1 577,3	0,3	1577	178,04	0,03	178,01
Олія рицинова	1577	–	1577	178	–	178
Гліцерин	934	–	934	105,4	–	105,4
Фталевий ангідрид	1 862,5	1	1 861,5	209,82	0,11	188,88
Сода	5	5	0	0,56	0,56	0
Ксилол для азеотропу	315,7	0,1	315,6	35,63	0,02	35,61
Ксилол (розчинник)	2 789,17	–	2 789,17	314,83	–	314,83
Мінус 188,5 кг води і фталевого ангідриду	188,5	–	–	20,83	–	–
Разом	8 872,17	6,4	8 869,77	1 001,45	0,72	1 000,73

Продовження таблиці 6.3

1	2	3	4	5	6	7
Фільтрація, зокрема: – лаку ГФ-091; – ксилол	8 869,77	3,6 1,9	8 859,27	1 000,73	0,5 0,23	1 000
Разом	8 872,17	12,9	8 859,27	1 001,45	1,45	1 000

Розрахунок втрат покомпонентно на одне завантаження:

1. Олія соняшникова: 0,3 кг – прямі втрати під час завантаження.

2. Втрат олії рицинової і гліцерину немає, оскільки вважається, що завантажені гліцерин і олія рицинова змиваються повністю соняшниковою олією.

3. Фталевий ангідрид: 1 кг: 1 кг – угар, який увесь йде на фталевий ангідрид.

4. Ксилол для азеотропу: 0,1 кг

– розчинність у воді ксилолу 0,054 г в 100 г води;

– з однієї операції вилучилось 188 кг води:

$$\begin{aligned} & \text{у } 100 - 0,054; & x = 0,1 \text{ кг;} \\ & 188 - x. \end{aligned}$$

5. Ксилол (розчинник): втрат немає.

6. Втрати під час фільтрації самого лаку ГФ-091: 5,5 кг.

7. Сода – 5 кг під час фільтрації.

Розрахунок завантаження на одну тонну:

1. Олія соняшникова:

$$\begin{aligned} & 8\,859,27 - 1\,577,3; & x = 178,04 \text{ кг;} \\ & 1\,000 - x. \end{aligned}$$

2. Олія рицинова:

$$\begin{aligned} & 8\,859,27 - 1\,577; & x = 178 \text{ кг;} \\ & 1\,000 - x. \end{aligned}$$

3. Гліцерин:

$$\begin{array}{ll} 8\,859,27 - 934; & x = 105,4 \text{ кг;} \\ 1\,000 - x. \end{array}$$

4. Фталевий ангідрид:

$$\begin{array}{ll} 8\,859,27 - 1\,862,5; & x = 209,82 \text{ кг;} \\ 1\,000 - x. \end{array}$$

5. Сода:

$$\begin{array}{ll} 8\,859,27 - 5; & x = 0,56 \text{ кг;} \\ 1\,000 - x. \end{array}$$

6. Ксилол для азеотропу :

$$\begin{array}{ll} 8\,859,27 - 315,7; & x = 35,63 \text{ кг;} \\ 1\,000 - x. \end{array}$$

7. Ксилол (розчинник):

$$\begin{array}{ll} 8\,859,27 - 2\,789,17 & x = 314,83 \text{ кг} \\ 1\,000 - x. \end{array}$$

Загальне завантаження ксилолу на одну тону: $35,63 + 314,83 = 350,46 \text{ кг}$.

Розрахунок втрат на одну тонну:

1. Олія соняшникова:

$$\begin{array}{ll} 12,9 - 0,3; & x = 0,03 \text{ кг;} \\ 1,45 - x. \end{array}$$

2. Втрат олії рицинової та гліцерину немає.

3. Фталевий ангідрид:

$$\begin{array}{ll} 12,9 - 1,5; & x = 0,11 \text{ кг;} \\ 1,45 - x. \end{array}$$

4. Сода:

$$\begin{array}{ll} 12,9 - 5; & x = 0,56 \text{ кг;} \\ 1,45 - x. \end{array}$$

5. Ксилол для азеотропу:

$$\begin{array}{ll} 12,9 - 0,1; & x = 0,02 \text{ кг;} \\ 1,45 - x. \end{array}$$

6. Ксилол (розчинник): втрат немає.

7. Втрати під час фільтрації – 0,73 кг.

Загальні втрати ксилолу на одну тонну: 0,02 кг у воді.

Загальний вихід ксилолу у розрахунку на одну тонну: $35,61 + 314,83 = 350,44$ кг.

Результати розрахунку сировини на річну потужність наведені у таблиці 6.4.

Таблиця 6.4 – Розрахунок сировини на річну потужність

Найменування компонентів	Витрати сировини, т		
	на рік	на місяць	на добу
Олія соняшникова	890,2	74,18	3,3
Олія рицинова	890	74,16	3,29
Гліцерин	404,85	33,73	1,49
Фталевий ангідрид	1 049,1	87,43	3,88
Сода	2,8	0,23	0,01
Ксилол для азеотропу	178,15	14,84	0,65
Ксилол (розчинник)	1 574,15	131,18	5,83
Разом	4 989,25	415,75	18,45

Потужність: 5 000 т/рік.

Робочих днів у році: 270.

Розрахунок витрат сировини на рік:

1. Олія соняшникова:

$$1 - 0,178 \text{ 04}; \quad x = 890,2 \text{ т};$$
$$5 \text{ 000} - x.$$

2. Олія рицинова:

$$1 - 0,178; \quad x = 890 \text{ т};$$
$$5 \text{ 000} - x.$$

3. Гліцерин:

$$\begin{aligned} 1 - 0,105\ 4; & \quad x = 404,85\ \text{т}; \\ 5\ 000 - x. \end{aligned}$$

4. Фталевий ангідрид:

$$\begin{aligned} 1 - 0,209\ 82; & \quad x = 1\ 049,1\ \text{т}. \\ 5\ 000 - x. \end{aligned}$$

5. Сода:

$$\begin{aligned} 1 - 0,000\ 56; & \quad x = 2,8\ \text{т}; \\ 5\ 000 - x. \end{aligned}$$

6. Ксилол для азеотропу:

$$\begin{aligned} 1 - 0,035\ 63; & \quad x = 178,15\ \text{т}; \\ 5\ 000 - x. \end{aligned}$$

7. Ксилол (розчинник):

$$\begin{aligned} 1 - 0,314\ 83; & \quad x = 1574,15\ \text{т}; \\ 5\ 000 - x. \end{aligned}$$

Розрахунок матеріального балансу наведено у таблиці 6.5 та рисунку 6.1.

Розрахунок втрат до таблиці матеріального балансу на 1 тону:

1. На першій стадії:

$$\begin{aligned} 0,3 - 8\ 872,17; & \quad x = 0,025\ \text{кг/т}; \\ x - 1\ 001,45. \end{aligned}$$

2. На другій стадії:

$$\begin{aligned} 1,1 - 8\ 872,17; & \quad x = 0,13\ \text{кг/т}; \\ x - 1\ 001,45. \end{aligned}$$

3. На третій стадії:

$$\begin{aligned} 1 - 8\ 872,17; & \quad x = 0,11\ \text{кг/т}; \\ x - 1\ 001,45. \end{aligned}$$

4. На четвертій стадії:

$$\begin{aligned} 10,5 - 8\ 872,17; & \quad x = 1,18\ \text{кг/т}; \\ x - 1\ 001,45. \end{aligned}$$

Таблиця 6.5 – Матеріальний розрахунок на 1 тонну

Прихід				Видаток			
Номер потоку	Найменування продуктів та компонентів	Масовий видаток, кг/т	%, вагові	Номер потоку	Найменування продуктів та компонентів	Масовий видаток, кг/т	%, вагові
1	2	3	4	5	6	7	8
Виготовлення переестерифікату							
1	Олія соняшникова.	178,04	38,54	5	Переестерифікат.	361,97	99,9
2	Олія рицинова.	178		6	Втрати	0,03	0,1
3	Гліцерин		38,53				
4	Сода	105,40,56	22,810,12				
	Разом	462	100		Разом	462	100
Виготовлення основи лаку							
5	Переестерифікат.	361,97	67,3	9	Основа.	686,46	99,98
6	Фталевій ангідрид.	188,99	27,5	10	Втрати	0,13	0,02
7	Ксилол (азеатроп)	35,63	5,2				
	Разом	686,59	100		Разом	686,59	100
Розчинення основи і постановка на «тип»							
8	Основа.	686,46	68,56	12	Лак.	1 001,18	99,98
9	Ксилол	314,83	31,44	13	Втрати	0,11	0,02
	Разом	1 001,29	100		Разом	1 001,29	100
Фільтрація і зливання у тару							
10	Лак	1 001,18	100	14	Готовий лак.	1000	99,9
				15	Втрати	1,18	0,1
	Разом	1 001,18	100		Разом	1 001,18	100
Загалом 1 001,45				Загалом 1,45			

СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Загальна хімічна технологія / В. Т. Яворський, Т. В. Перекупко, З. О. Знак, Л. В. Савчук. – Львів : Видавництво Львівської політехніки, 2014. – 540 с.
2. Гончаров А. І. Хімічна технологія. Ч.1 / А. І. Гончаров, І. П. Серeda. – Київ : Вища школа, 1979. – 288 с.
3. Гончаров А. І. Хімічна технологія. Ч.2 / А. І. Гончаров, І. П. Серeda. – Київ : Вища школа, 1980. – 280 с.
4. Теоретичні основи технології неорганічних виробництв : підручник / О. Я. Лобойко, Г. І. Гринья, Л. Л. Тovaжнянський [та ін.]. – Харків : НТУУ «ХПІ», 2017. – 152 с.
5. Спецрозділи загальної хімічної технології : практикум / уклад. : Н. М. Толстопалова, Т. І. Обушенко, М. І. Літинська. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 50 с.

Електронне навчальне видання

МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ

до виконання практичної,
самостійної та розрахунково-графічної робіт
із навчальної дисципліни

«ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА ХІМІЧНИХ РЕЧОВИН І МАТЕРІАЛІВ»

*(для здобувачів другого (магістерського) рівня вищої освіти денної та заочної
форм навчання зі спеціальностей 161, G1 – Хімічні технології та інженерія,
освітньо-професійна програма «Хімічні технології та інженерія»)*

Відповідальний за випуск *Т. Д. Панайотова*

Редактор *Б. О. Хільська*

Комп'ютерне верстання *І. В. Волосожарова*

План 2025, поз. 257М

Підп. до друку 13.10.2025. Формат 60 × 84/16.
Ум. друк. арк. 2,2.

Видавець і виготовлювач:

Харківський національний університет
міського господарства імені О. М. Бекетова,
вул. Чорноглазівська, 17, Харків, 61002.
Електронна адреса: office@kname.edu.ua
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи:
ДК № 8386 від 14.07.2025.