

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

МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ

до виконання практичної,
самостійної та розрахунково-графічної роботи
із дисципліни

«ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА
ХІМІЧНИХ РЕЧОВИН І МАТЕРІАЛІВ»

*(для студентів 1 курсу денної та заочної форм навчання
другого (магістерського) рівня вищої освіти
за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія)*

Харків
ХНУМГ ім. О. М. Бекетова
2020

Методичні рекомендації до виконання практичної, самостійної та розрахунково-графічної роботи із дисципліни «Технологія виробництва хімічних речовин і матеріалів» (для студентів 1 курсу денної та заочної форм навчання другого (магістерського) рівня вищої освіти за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія) / Харків. нац. ун-т міськ. госп-ва ім. О. М. Бекетова; уклад. : С. В. Нестеренко. – ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2020. – 33 с.

Укладач С. В. Нестеренко

Рецензент

О. О. Мураєва, кандидат хімічних наук, доцент Харківського національного університету міського господарства імені О. М. Бекетова

Рекомендовано кафедрою хімії, протокол № 3 від 28.10.2019.

ЗМІСТ

Вступ.....	4
1 Розрахунки витратних коефіцієнтів.....	5
1.1 Короткі теоретичні відомості.....	5
1.2 Приклади рішення типових задач.....	6
2 Розрахунки матеріальних балансів.....	7
2.1 Короткі теоретичні відомості.....	7
2.2 Приклади рішення типових задач.....	8
3 Розрахунки теплових балансів.....	12
3.1. Короткі теоретичні відомості.....	12
3.2 Приклади рішення типових задач.....	14
4 Задачі для самостійного рішення.....	16
5 Розрахунково-графічна робота.....	22
5.1 Приклад складання матеріального балансу отримання лаку ГФ-019.....	22
5.1.1 Матеріальний баланс виробництва лаку ГФ-019.....	22
Список рекомендованої літератури.....	32

ВСТУП

На хімічних підприємствах із сировини мінерального, рослинного або тваринного походження та різних проміжних продуктів виготовляють близько мільярду тон на рік сотень тисяч найменувань хімічної продукції. При величезних розходженнях у масштабах виробництва (від десятків тон до десятків мільйонів тон у рік) і різноманітній номенклатурі продукції всі хімічні підприємства мають загальні принципи побудови та загальні напрямки розвитку й удосконалювання. Будь-яке хімічне виробництво включає 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. В результаті вивчення дисципліни студент повинен мати уявлення про призначення, структуру, компоненти, сировинні і енергетичні ресурси хімічного виробництва.

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

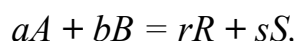
1 РОЗРАХУНКИ ВИТРАТНИХ КОЕФІЦІЄНТІВ

1.1 Короткі теоретичні відомості

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

- 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_{A0} , m_{B0} , n_{A0} , n_{B0} – масу та кількість реагентів А і В відповідно на початку процесу, а через m_A , m_B , n_A , n_B – в даний момент процесу, то ступінь перетворення речовин А (x_A) та В (x_B) розраховують за співвідношеннями:

$$x_A = \frac{m_{A0} - m_A}{m_A}; \quad x_A = \frac{n_{A0} - n_A}{n_A}; \quad x_B = \frac{m_{B0} - m_B}{m_B}; \quad x_B = \frac{n_{B0} - n_B}{n_B}.$$

А маси реагентів у даний момент становлять:

$$m_A = m_{A0} \times (1 - x_A); \quad m_B = m_{B0} \times (1 - x_B).$$

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_T) та практичні ($\beta_{\text{пр}}$) витратні коефіцієнти.

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

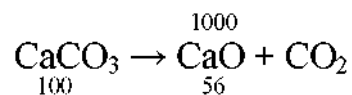
Практичний витратний коефіцієнт розраховується з урахуванням виробничих втрат на всіх стадіях основного процесу і побічних реакцій, ступенів перетворення вихідного реагенту, селективності або виходу продукту.

1.2 Приклади рішення типових задач

Приклад 1.1

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

Рішення



$$\beta_{\text{CaCO}_3}^m = \frac{100 \cdot 1000}{56 \cdot 0,93} = 1920 \text{ кг або } 1,92 \text{ т/1т CaO.}$$

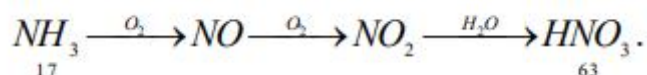
$$\beta_{\text{CaCO}_3}^{\text{пр}} = \frac{\beta_{\text{CaCO}_3}^m}{x_{\text{CaCO}_3}} = \frac{1,92}{0,85} = 2,26 \text{ т/1т CaO.}$$

Приклад 1.2

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.

Рішення

Схема одержання HNO_3 :



Теоретична кількість 100 %-ої HNO_3 , що одержується з 186,2 кг NH_3 :

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

Практично одержано 100 %-ої HNO_3 : 690 кг.

Вихід становить:

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

Витратний коефіцієнт становить:

$$\beta_{np} = \frac{186,2}{650} = 286 \text{ кг/1 т } 100\% \text{-ої } \text{HNO}_3.$$

2 РОЗРАХУНКИ МАТЕРІАЛЬНИХ БАЛАНСІВ

2.1 Короткі теоретичні відомості

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

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

де $\sum G_{\text{прих}}$ – сумарна маса введеної сировини, яка містить компоненти, що переробляються, та домішки;

$\sum G_{\text{витр}}$ – сумарна маса кінцевих продуктів, непрореагованих 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.
А					Р				
В					С				
С					Т				
Загалом:					Загалом:				

В залежності від умов або технічного завдання матеріальний баланс складають на одиницю, 100 або 1 000 одиниць (кмоль, кг, т, м³ і т. д.) 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.

2.2 Приклади рішення типових задач

Приклад 2.1

Розрахувати матеріальний баланс виробництва оцтової кислоти за наступними вихідними даними.

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

1. Технічний оксид вуглецю: Н₂ – 1 %; N₂ – 3 %; СО – 96%.
2. Метанол: СН₃ОН – 99,5 %; Н₂О – 0,05 %.

Кількість пропіонової кислоти, яка утворюється в процесі, 1 кг на 1 т оцтової кислоти. Ступінь перетворення СО – 86 %. Ступінь перетворення СН₃ОН – 100 %.

Погодинна продуктивність реактора в перерахунку на 100 %-у оцтову кислоту:

$$160\,000 \times 1\,000 / 8\,450 = 18935 \text{ кг/год, або}$$

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

У відповідності з вихідними даними утворюється пропіонової кислоти – 18,94 кг/год. $M_{\text{C}_2\text{H}_5\text{COOH}} = 74 \text{ кг/кмоль};$

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

За реакціями:



Проведемо розрахунки за реакціями (2.1) та (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):

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

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

Всього метанолу: $315,583 + 0,256 = 315,839 \text{ кмоль/год, або } 10106,86 \text{ кг/год.}$

Всього оксиду вуглецю:

$$315,583 + 0,512 = 316,095 \text{ кмоль/год, або } 8\,850,67 \text{ кг/год.}$$

$$\text{Всього водню: } 0,512 \text{ кмоль/год, або } 1,024 \text{ кг/год.}$$

Утворюється водяної пари: $0,256 \text{ кмоль/год, або } 4,61 \text{ кг/год.}$

Фактична кількість сировини, що подається:×

– метанолу: $10\,106,86 \times 100 / 99,5 = 10\,157,64 \text{ кг/год};$

– води в його складі: $10\,157,64 - 10\,106,86 = 50,78 \text{ кг/год};$

– оксиду вуглецю, з урахуванням ступеня перетворення:

$8\,850,66 / 0,86 = 10\,291,47 \text{ кг/год.};$ або $367,55 \text{ кмоль/год.},$ де 0,86 ступінь перетворення CO.

Не прореагувало оксиду вуглецю: $10\,291,47 - 8\,850,66 = 1\,440,81$ кг/год.

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

Таблиця 2.2 – Склад технічного оксиду вуглецю

	H ₂	N ₂	CO	Σ
φ _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

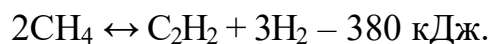
Прихід	кг/год	Витрата	кг/год
1. Технічний оксид вуглецю, в т.ч.		1. Реакційні гази, в т.ч.	
N ₂	321,61	N ₂	321,61
H ₂	7,66	H ₂	6,64
CO	10291,47	CO	1440,81
2. Метанол в т.ч.		2. Реакційний розчин, в т.ч.	
CH ₃ OH	10 106,86	H ₂ O	55,4
H ₂ O	50,79	C ₂ H ₅ COOH	18,94
		CH ₃ COOH	18 935,00
УСЬОГО:	20 778,40	УСЬОГО:	20 778,40

Приклад 2.2

В ході електрокрекінгу природного газу, що містить 98 % (об) CH₄ і 2 % (об) N₂, ступінь перетворення метану – 48 %. Розрахувати матеріальний баланс процесу на 1 000 м³ вихідного природного газу без урахування побічних реакцій.

Рішення

Одержання ацетилену з газоподібних вуглеводнів здійснюється за 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.

В 1 000 м³ природного газу втримується: CH₄ – 980 м³, N₂ – 20 м³.

$$n_{\text{CH}_4} = \frac{V_{\text{CH}_4}}{22,4} = \frac{980}{22,4} = 43,75 \text{ кмоль}; m_{\text{CH}_4} = 43,75 \cdot 16 = 700 \text{ кг.}$$

$$n_{\text{N}_2} = \frac{V_{\text{N}_2}}{22,4} = \frac{20}{22,4} = 0,89 \text{ кмоль}; m_{\text{N}_2} = 0,89 \cdot 28 = 24,92 \text{ кг.}$$

Розрахуємо кількість метану, що приймає участь в хімічній реакції;

$$n_{\text{CH}_4}^p = 43,75 \cdot 0,48 = 21 \text{ кмоль}; m_{\text{CH}_4}^p = 21 \cdot 16 = 336 \text{ кг.}$$

Розрахуємо кількість продуктів реакції:

$$n_{\text{C}_2\text{H}_2}^p = \frac{21}{2} = 10,5 \text{ кмоль}; n_{\text{H}_2}^p = 10,5 \cdot 3 = 31,5 \text{ кмоль};$$

$$m_{\text{C}_2\text{H}_2}^p = 10,5 \cdot 26 = 299 \text{ кг}; m_{\text{H}_2}^p = 31,5 \cdot 2 = 63 \text{ кг.}$$

Залишки метану:

$$m_{\text{CH}_4}^{\text{залишок}} = 700 - 336 = 364 \text{ кг.}$$

Результати розрахунків зведені в таблицю 2.4.

Таблиця 2.4 – Таблиця матеріального балансу процесу електрокрекінгу

Прихід	кг	Витрата	кг
1. Природний газ в т. ч.		1. Газы електрокрекінгу в	
CH ₄	700	т. ч.	
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

РОЗРАХУНКИ ТЕПЛОВИХ БАЛАНСІВ

3.1 Короткі теоретичні відомості

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

В основу складання теплового (енергетичного) балансу покладено закон збереження енергії, у відповідності з яким у замкненій системі сума всіх видів енергії постійна.

Тепловий баланс в загальному випадку розраховують за даними матеріального балансу з урахуванням теплових ефектів (екзотермічних і ендотермічних) хімічних реакцій і фізичних перетворень (випаровування, конденсації та ін.), що відбуваються в апараті, з урахуванням підведення теплоти ззовні і відведення її з продуктами реакції, а також через стінки апарату.

Тепловий баланс, подібно матеріальному, виражають у вигляді таблиць, а для розрахунку використовують наступне рівняння:

$$Q_K + Q_{\text{ф.п.}} + Q_{\text{х.р.}} + Q_{\Pi} = {}^{\circ}Q_K + {}^{\circ}Q_{\text{ф.п.}} + {}^{\circ}Q_{\text{х.р.}} + {}^{\circ}Q_{\Pi},$$

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

${}^{\circ}Q_K$ – кількість теплоти, що виноситься з апарату продуктами та напівпродуктами реакції і непрореагованими вихідними речовинами;

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

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

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

${}^{\circ}Q_{\Pi}$ – загальні втрати теплоти в навколишнє середовище, а також відведення її в результаті охолодження апарату (холодильниками тощо).

Фізичні теплоту компонентів розраховують окремо для кожного виду матеріалу за формулою:

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

де G – кількість компоненту, що бере участь у процесі (визначається з матеріального балансу), кг, м³, кмоль;

C_p – середня теплоємність компоненту за даної температури;

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

Величина C_p може бути взята з таблиць або розрахована, але її розмірність має обов'язково відповідати розмірності G .

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

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

Для фазових перетворень (випаровування, конденсації, плавлення, сублимації, розчинення) кількість тепла, що виділяється або поглинається, розраховується наступним чином:

$$Q_{\text{ф.п.}} = \sum_i (n_i \cdot q_{\text{ф.п.}})$$

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

$q_{\text{ф.п.}}$ – питома теплота фазового перетворювання.

3.2 Приклади рішення типових задач

Приклад 3.1

Розрахувати тепловий баланс процесу одержання 1 т поліетилену в трубчатому 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 реактору $0,5 \text{ м}^3$;
- температура – $185 \text{ }^\circ\text{C}$.

Рішення

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

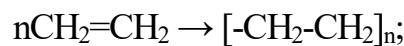
$$0,9 \times 0,5 = 0,45 \text{ нм}^3/\text{с}.$$

При ступені перетворення етилену 18 % продуктивність реактору складе (мол. маса C_2H_4 28 кг/моль, $V_{\text{моль}} = 22,4 \text{ нм}^3/\text{моль}$):

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

Матеріальні розрахунки

Проведемо розрахунки за реакцією полімеризації, прийнявши значення $n = 1$.



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

$$n_{\text{C}_2\text{H}_4} = 13,06 \text{ кмоль/год};$$

$$m_{\text{C}_2\text{H}_4} = 13,06 \times 28 = 366 \text{ кг}.$$

З урахуванням ступеня перетворення сировини:

$$m_{\text{C}_2\text{H}_4}^{\text{вих}} = \frac{366}{0,18} = 2033,3 \text{ кг}.$$

Залишки сировини:

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

Таблиця 3.1 – Тепловий баланс

Прихід	кг/год	Витрата	кг/год
1. Етилен	2 033,3	1. Реакційна суміш в т.ч. поліетилен етилен	366 1 667,3
Всього	2033,3	Всього	2 033,3

Теплові розрахунки:

Прихід тепла в реактор визначається:

- 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:

$q_1 = 4160 \times 366 = 1522560$ кДж. Тепловміст етилену при його $t = 185^\circ$ і $P = 150$ Мн/м² дорівнює 370 кДж/кг. Звідки

$$q_2 = 2033,3 \times 370 = 60999 \text{ кДж.}$$

Загальний прихід тепла в реактор складе:

$$Q_{прих} = 1\,522\,560 + 60999 = 1\,583\,559 \text{ кДж.}$$

Витрата тепла:

1) тепловий потік (q_3) виходячих з реактора поліетилену і запишкового етилену;

2) передачі тепла (q_4) через стінки реактору охолоджуючій воді.

Поліетилен і етилен на виході з реактору мають $t = 185^\circ\text{C}$. Тепловміст поліетилену при 185°C та 150 Мн/м² дорівнює 407 кДж/кг, а етилену 370 кДж/кг.

Звідки

$q_3 = 366 \cdot 407 + 1667,3 \cdot 370 = 765863$ 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 Задачі для самостійного рішення

Задача 1

Хімічний склад віконного (силікатного) скла виражається формулою $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{CaO} \cdot 6\text{SiO}_2$, воно виготовляється з соди, вапняку і піску. Розрахувати теоретичні коефіцієнти по сировині при виробництві 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 присутній у вапні через наявність у ньому карбонату CaCO_3 , кількість якого визначається ступенем випалу вапняку. Визначити витратний коефіцієнт вапняку на 1 т вапна вказаного складу та ступінь випалу.

Задача 3

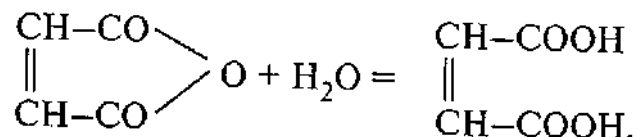
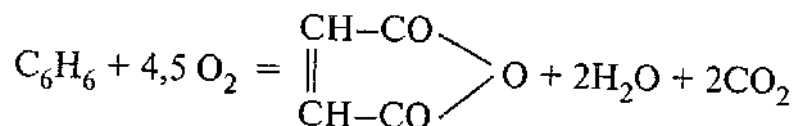
Розрахувати витратні коефіцієнти по сировині для виробництва 1 т амонію фосфату $(\text{NH}_4)_3\text{PO}_4$. Концентрація фосфатної кислоти – 58 %, а аміак містить 2 % вологи.

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:



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	2941,17	Малеїновий ангідрид	3404,15
Повітря, в т.ч.:	31070,88	Малеїнова кислота	125,97
Азот	23831,06	Бензол	117,63
Кисень	7239,82	Вода	1283,63
		Вихлопні гази, в т.ч.:	23831,06
		Азот	2027,12
		Кисень	3185,54
		Вуглекислий газ	
		Втрати ангідриду	36,95
Всього	34012,05	Всього	34012,05

Задача 5

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



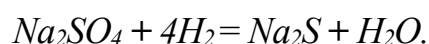
Концентрація NaCl в розчині 310 г/дм³. Ступінь розкладу 50 %. Густина розчину за умов електролізу 1,17 кг/дм³. Розрахунок вести на 1 000 кг хлору.

Задача 6

При газифікації коксу, який містить 96,5 % С та 3,5 % H₂O за масою, водяною парою одержують водяний газ, в склад якого входить 6 % CO₂ за об'ємом. Розрахувати склад одержаного газу та скласти матеріальний баланс процесу.

Задача 7

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

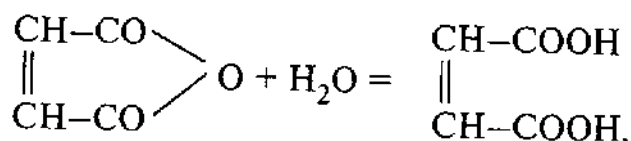
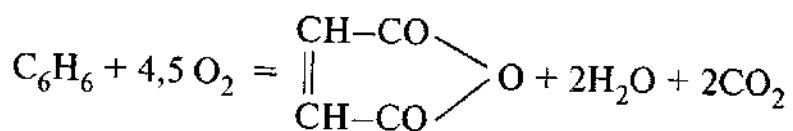


На побічні реакції (утворення NaHS, Na₂SO₃, Na₂S₂O₃) витрачається 2 % Na₂SO₄ і H₂ від теоретично необхідної кількості для одержання 1 т технічного продукту.

Задача 8

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

В реакторі окиснення перебігають реакції:

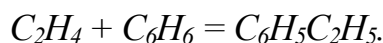


Вихід малеїнової кислоти на перетворений бензол становить 4 %. Мольне співвідношення бензолу та кисню в паро-повітряній суміші дорівнює 1 : 6.

Задача 9

Скласти матеріальний баланс процесу одержання етилбензолу алкілуванням бензолу етиленом. Реакція перебігає в колоні-алкілаторі, етан-етиленову фракцію й осушений бензол подають у низ колони. За 90–100 °С

перебігає 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 каталі заторного комплексу. Вуглеводневий шар, що відбирається із сепаратора, охолоджують, очищають від розчиненого каталізатора й HCl і подають на ректифікацію.

Залежність константи рівноваги від температури: $K_p = 5460 / T - 6,56$.

Провести розрахунки за наступних умов:

1. Продуктивність по етилбензолу – 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 по етилбензолу – 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 по етилбензолу – 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 по етилбензолу – 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 по бензолу – 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.

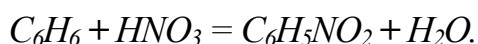
6. Пропускна здатність по бензолу – 30 т/добу; втрати етилбензолу – 3 % мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 90, етан – 10; склад бензолу (% мас.): бензол – 98, толуол – 2; мольне співвідношення етилен : бензол = 1 : 3; умови реакції: температура – 90 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення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

7. Пропускна здатність по бензолу – 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 по бензолу – 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

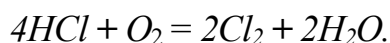
Скласти матеріальний баланс нітратора продуктивністю 3 т/год нітробензолу. Вихід нітробензолу 98% від теоретичного. Склад нітруючої суміші (% мас): HNO_3 - 20; H_2SO_4 - 60; H_2O - 20. Витрата нітруючої суміші складає 4 кг на 1 кг бензолу. Розрахунок вести на 1 годину роботи нітратора.



Задача 11

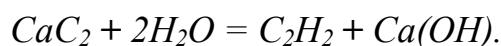
Розрахувати матеріальний баланс прямого каталітичного окиснення хлороводню. Склад вихідної газової суміші (% об.): HCl – 35,5; повітря – 64,5. Ступінь окиснення HCl – 70 %. Розрахунок вести на 1000 м³ вихідного газу.

Склад повітря (% об.): N₂ - 79; O₂ - 21.



Задача 12

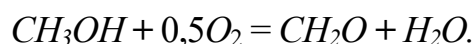
Скласти матеріальний баланс процесу виробництва 1 000 м³ ацетилену з технічного карбіду кальцію, що містить 92 % CaC₂. Ступінь розкладання CaC₂ становить 88 %, співвідношення CaC₂ : H₂O складає 1 : 6.



Задача 13

Скласти матеріальний баланс реактора для каталітичного окиснення метанолу в формальдегід. Продуктивність реактора 10 000 т CH₂O за рік.

Агрегат працює 320 днів у році. Ступінь перетворення метанолу 0,75. Вміст метанолу в спиртово-повітряній суміші 35% об. Склад повітря (% об.): N₂ -79; O₂ - 21. Розрахунок вести на 1 годину роботи реактора.



Задача 14

Скласти матеріальний баланс колони синтезу карбаміду продуктивністю 60 т/добу, якщо співвідношення CO₂ : NH₃ підтримується 1 : 3. Ступінь перетворення CO₂ - 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. Склад повітря (% об.): N₂ – 79; O₂ – 21. Ступінь окиснення ізопропілового спирту – 79 %. Температура процесу – 500 °С, на вході – 320 °С.

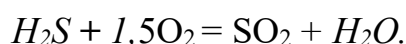
С, кДж/кмольград	O ₂	N ₂	H ₂ O	(CH ₃) ₂ CHO	(CH ₃) ₂ CO
320 °С	31,03	30,04	–	37,5	–
500 °С	33,51	31,19	34,87	54,5	169,54



Задача 16

Скласти тепловий баланс печі спалювання сірководню для одержання 1 т сульфур (IV) оксиду. На 1 м³ сірководню подається 10 м³ повітря зі складом (% об.): N₂ – 79; O₂ – 21. Тепловтрати складають 20 % від надходження теплоти. Температура на вході – 20 °С, на виході – 1 100 °С.

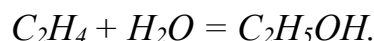
С, кДж/м ³ град	H ₂ S	Повітря	Газова суміш
20 °С	1,47	1,34	–
1100 °С	–	–	1,38
ΔН, кДж/моль	-20,60	-296,90	-241,81



Задача 17

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.

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



5. ВИКОНАННЯ РОЗРАХУНКОВО-ГРАФІЧНОЇ РОБОТИ

Виконання розрахунково-графічної роботи включає рішення задач (1–17) по розрахунку витратних коефіцієнтів, складанню матеріального та теплового балансу хімічних процесів отримання речовин і матеріалів по завданню викладача. Звіт повинен включати в себе:

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

5.1 Приклад складання схеми виробництва та розрахунку матеріального балансу

5.1.1 Матеріальний баланс виробництва лаку ГФ-019

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

Вихідні дані:

- Річна продуктивність 5000 т.
- Режимний фонд часу 270 діб.
- Кислотне число (КЧ) 20 мг КОН / г.

Таблиця 5.1 – Рецептатура лаку ГФ-091

Найменування компонентів	Кількість, % 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 загрузки у реактор.

Втрати 3 % на 1 тону продукції.

Продуктивність 5000 т/ рік.

Розраховуємо кількість карбоксил еквівалентів:

$$e_k = e_{k.фт} = \frac{313.2}{148} = 0.42$$

Розраховуємо кількість гідроксил еквівалентів:

$$e_{гл} = \frac{15.7 \cdot 3}{92} = 0.51$$

$$0.51 - 0.42 = 0.09$$

$$0.42 - 100 \% \quad x = 21.4 \%$$

$$0.09 - x.$$

Завантажувальна рецептура:

$$V_{1r} = \frac{265}{950} + \frac{265}{930} + \frac{157}{1260} + \frac{313}{1527} = 0.9 \text{ м}^3$$

$$V_{ap} = 6.3 \text{ м}^3; V_p = 6.3 \cdot 0.85 = 5.355 \text{ м}^3$$

$$100 \text{ кг} - 0.9 \text{ м}^3 \quad x = 5950 \text{ кг}$$

$$x - 5.355 \text{ м}^3$$

По компонентно:

$$100 - 26.5 \quad y_{олії} = 1577 \text{ кг}$$

$$5950 - y_{олії}$$

$$100 - 26.5 \quad y_{олії} = 1577 \text{ кг}$$

$$5950 - y_{олії}$$

$$100 - 15.7 \quad y_{глиц} = 934 \text{ кг}$$

$$5950 - y_{глиц}$$

$$100 - 31.3 \quad y_{фт.ангд} = 1862 \text{ кг}$$

$$5950 - y_{фт.ангд}$$

$$100 - 0.08 \quad y_{сода} = 5 \text{ кг}$$

$$5950 - y_{сода}$$

Матеріальній баланс виробництва лаку ГФ-091 наведено у таблиці 5.2

Таблиця 5.2 – Матеріальний баланс виробництва лаку ГФ-091

Стадія технологічного процесу и компоненти	Завантаження кг	Втрати, кг	Вихід, кг
1	2	3	4
1. Завантаження сировини та переестерифікація:			
– олія соняшникова;	1577,3	0,3	
– олія касторова;	1577	–	
– гліцерин;		–	
– сода.	934	–	
Перестерифікат	5		4 093
РАЗОМ	4 093,3	0,3	4 093

Продовження таблиці 5.2

1	2	3	4
2. 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 5767 315,7	– (0,5) 188 (відгін) 1 0,1	188 5 766 315,6
РАЗОМ	6 082,7	1.1	6 081,6
3. Злив 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
4. Фільтрація лаку та фасовка Лак	8 869,77	5,5 лак 5 сода	В тому числі лаку ГФ-091 (65 %) 8 864,27 8 859,27
РАЗОМ	8 869,77	10,5	8 859,27
ВЗАГАЛІ: 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 тоні у вигляді кислого естера знаходимо із матеріального балансу :

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

$$5\,956 - x$$

5 956 – це сума переестерифікату та фталевого ангідриду з урахуванням втрат;

У реакцію поліестерифікації вступило:

$$1\,862,5 - 0,5 - 315,6 = 1\,546,4 \text{ кг фталевого ангідриду};$$

и виділилось води:

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

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

Розрахунок кількості ксилолу:

Одержано розчину ГФ-091 в ксилолі 6 081,6 кг

В 6 081,6 – міститься 5 766 100 % смоли ГФ-091

В 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 5.3:

Таблиця 5.3 – Матеріальний баланс виробництва лаку ГФ-091

Найменування компонентів	На одну загрузку , кг			На одну тону , кг		
	Загрузка	Втрати	Вихід	Загрузка	Втрати	Вихід
1	2	3	4	5	6	7
1. Олія соняшникова	1 577,3	0,3	1 577	178,04	0,03	178,01
2. Олія касторова	1 577	–	1 577	178	–	178
3. Гліцерин	934	–	934	105,4	–	105,4
4. Фталевий ангідрид	1 862,5	1	1 861,5	209,82	0,11	188,88
5. Сода	5	5	0	0,56	0,56	0
6. Ксилол для азеотропу	315,7	0,1	315,6	35,63	0,02	35,61

Продовження таблиці 5.3

1	2	3	4	5	6	7
7. 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
Фільтрація у том числі:						
– лаку ГФ-091;	8 869,77	3,6			0,5	
– ксилол.		1,9	8 859,27	1 000,73	0,23	1 000
РАЗОМ	8872,17	12,9	8 859,27	1 001,45	1,45	1 000

Розрахунок втрат по компонентно на одну загрузку:

1. Олія соняшникова : 0,3 кг – прямі втрати при завантажені.

2. Втрати олії касторової і гліцерину відсутні, тому що вважається що завантажені гліцерин і олія касторова змивається 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

у 100 – 0,054 x = 0,1 кг

188 – x

5. Ксилол (розчинник): втрати відсутні.

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

7. Сода – 5 кг при фільтрації.

Розрахунок завантаження на одну тону:

1. Олія соняшникова:

8 859,27 – 1 577,3 x = 178,04 кг

1 000 – x

2. Олія касторова:

$$8\,859,27 - 1\,577 \quad x = 178 \text{ кг}$$

$$1\,000 - x$$

3. Гліцерин:

$$8\,859,27 - 934 \quad x = 105,4 \text{ кг}$$

$$1\,000 - x$$

4. Фталевий ангідрид:

$$8\,859,27 - 1\,862,5 \quad x = 209,82 \text{ кг}$$

$$1\,000 - x$$

5. Сода:

$$8\,859,27 - 5 \quad x = 0,56 \text{ кг}$$

$$1\,000 - x$$

6. Ксилол для азеотропу :

$$8\,859,27 - 315,7 \quad x = 35,63 \text{ кг}$$

$$1\,000 - x$$

7. Ксилол (розчинник):

$$8\,859,27 - 2\,789,17 \quad x = 314,83 \text{ кг}$$

$$1\,000 - x$$

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

Розрахунок втрат на одну тону:

1. Олія соняшникова:

$$12,9 - 0,3 \quad x = 0,03 \text{ кг}$$

$$1,45 - x$$

2. Втрати олії касторової і гліцерину відсутні.

3. Фталевий ангідрид:

$$12,9 - 1,5 \quad x = 0,11 \text{ кг}$$

$$1,45 - x$$

4. Сода:

$$12,9 - 5 \quad x = 0,56 \text{ кг}$$

$$1,45 - x$$

5. Ксилол для азеотропу:

$$12,9 - 0,1$$

$$x = 0,02 \text{ кг}$$

$$1,45 - x$$

6. Ксилол (розчинник): втрати відсутні

7. Втрати при фільтрації – 0,73 кг

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

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

Результати розрахунку сировини на річну потужність наведені у таблиці 5.4.

Таблиця 5.4 – Розрахунок сировини на річну потужність

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

Потужність 5000 т/рік.

Робочих днів у році 270.

Розрахунок витрат сировини на рік:

1. Олія соняшникова:

$$1 - 0,17804$$

$$x = 890,2 \text{ т}$$

$$5\ 000 - x$$

2. Олія касторова:

$$1 - 0,178$$

$$x = 890 \text{ т}$$

$$5\ 000 - x$$

3. Гліцерин:

$$\begin{array}{l} 1 - 0,1054 \\ 5\,000 - x \end{array} \quad x = 404,85 \text{ т}$$

4. Фталевий ангідрид:

$$\begin{array}{l} 1 - 0,20982 \\ 5\,000 - x \end{array} \quad x = 1049,1 \text{ т}$$

5. Сода:

$$\begin{array}{l} 1 - 0,00056 \\ 5\,000 - x \end{array} \quad x = 2,8 \text{ т}$$

6. Ксилол для азеотропу:

$$\begin{array}{l} 1 - 0,03563 \\ 5\,000 - x \end{array} \quad x = 178,15 \text{ т}$$

7. Ксилол (розчинник):

$$\begin{array}{l} 1 - 0,31483 \\ 5\,000 - x \end{array} \quad x = 1\,574,15 \text{ т}$$

Розрахунок матеріального балансу наведено у таблиці 5.5 та рисунку 5.1.

Розрахунок втрат до таблиці матеріального балансу на 1 тону:

1. На першій стадії:

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

2. На другій стадії:

$$\begin{array}{l} 1,1 - 8\,872,17 \\ x - 1\,001,45 \end{array} \quad x = 0,13 \text{ кг/т}$$

3. На третій стадії:

$$\begin{array}{l} 1 - 8\,872,17 \\ x - 1\,001,45 \end{array} \quad x = 0,11 \text{ кг/т}$$

4. На четвертій стадії:

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

Таблиця 5.5 – Матеріальний розрахунок на 1 тону

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 переестерифіката							
1	Олія соняшникова	178,04	38,54	5	Переестерифікат	361,97	99,9
2	Олія касторова	178		6	Втрати	0,03	0,1
3	Гліцерин	105,4	38,53				
4	Сода	0,56					
			22,81				
			0,12				
	РАЗОМ	462	100		РАЗОМ	462	100
Виготовлення основи лаку							
5	Переестерифікат	361,97	67,3	9	Основа	686,46	99,98
7	Фталевий ангідрид	188,99	27,5	10	Втрати	0,13	0,02
8	Ксилол (азеатроп)	35,63	5,2				
	РАЗОМ	686,59	100		РАЗОМ	686,59	100
Розчинення основи і постановка на «тип»							
9	Основа	686,46	68,56	12	Лак	1 001,18	99,98
11	Ксилол	314,83	31,44	13	Втрати	0,11	0,02
	РАЗОМ	1 001,29	100		РАЗОМ	1 001,29	100
Фільтрація і злив у тару							
12	Лак	1 001,18	100	14	Готовий лак	1 000	99,9
				15	Втрати	1,18	0,1
	РАЗОМ	1 001,18	100		РАЗОМ	1 001,18	100
ВЗАГАЛІ 1 001,45				ВТРАТИ 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. Основы химической технологии / Под. ред. И. И. Мухленова. – М. : Высш. школа, 1991. – 463 с.
3. Гончаров А. І. Хімічна технологія, ч. 1 / А. І. Гончаров, І. П. Серeda. – Київ : Вища школа, 1979. – 288 с.
4. Гончаров А. І. Хімічна технологія, ч. 2 / А. І. Гончаров, І. П. Серeda. – Київ : Вища школа, 1980. – 280 с.
5. Кутепов А. М. Общая химическая технология. Учебник для вузов. – 3-е изд., перераб. / А. М. Кутепов, Т. И. Бондарева, М. Г. Беренгартен. – М. : Академкнига, 2004. – 528 с.
6. Теоретичні основи технології неорганічних виробництв ; підручник / [О. Я. Лобойко, Г. І. Гринья, Л. Л. Тovaжнянський, та ін.]. – Харків : НТУУ «ХП», 2017. – 152 с.
7. Спецрозділи загальної хімічної технології. Практикум; уклад. : Н. М. Толстопалова, Т. І. Обушенко, М. І. Літинська. Електронне мережне навчальне видання. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018.

Виробничо-практичне видання

МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ

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

**ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА
ХІМІЧНИХ РЕЧОВИН І МАТЕРІАЛІВ**

*(для студентів 1 курсу денної та заочної форм навчання другого
(магістерського) рівня вищої освіти
за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія)*

Укладач **НЕСТЕРЕНКО** Сергій Вікторович

Відповідальний за випуск *О. О. Мураєва*

За авторською редакцією

Комп'ютерне верстання *І. В. Волосожарова*

План 2020, поз. 115 М.

Підп. до друку 15.08.2020. Формат 60 × 84/16.

Друк на ризографі. Ум. друк. арк. 1,3.

Тираж 50 пр. Зам. № .

Видавець і виготовлювач :

Харківський національний університет
міського господарства імені О. М. Бекетова,
вул. Маршала Бажанова, 17, Харків, 61002.

Електронна адреса : rectorat@kname.edu.ua

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи :

ДК № 5328 від 11.04.2017.