

МІНІСТЕРСТВО АГРАРНОЇ ПОЛІТИКИ ТА ПРОДОВОЛЬСТВА УКРАЇНИ
ЛЬВІВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ВЕТЕРИНАРНОЇ МЕДИЦИНИ
ТА БІОТЕХНОЛОГІЇ ІМЕНІ С.З.ГЖИЦЬКОГО



НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК

з дисципліни
**«ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ, ОБЛІК та ЗВІТНІСТЬ У ГАЛУЗИ
для студентів напрямку 0917
«Харчова технологія та інженерія»
спеціальності 7.091705 та 8.05170102
«Технологія жирів та жирозамінників»**

ЛЬВІВ 2012

НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК з дисципліни **ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ**
ОБ'ЄКТ А ЗВІТНІСТЬ У ГАЛУЗІ

для студентів спеціальності спеціальності 7.091705 та 8.0517010,
«Технологія жирів та жирозамінників» уклад. Паска М.З, Мартинюк І.О., Романюк
І.С., Драчук У.Р., Галух Б.І. - Львів, 2012. - 96 с.

Рецензенти:

доцент кафедри технології молока і молочних продуктів, к.т.н. Сливка Н.Б.
Технічний директор Львівського жиркомбінату, к.т.н. Жук О.І.

Кафедра технології м'яса, м'ясних та олійно-жирових виробів

@ Паска М.З.
@ Мартинюк І.О.
@ Романюк І.С.
@ Драчук У.Р.
@ Галух Б.І.

ВСТУП

Дисципліна «технологічні розрахунки, облік та звітність у галузі» входить до блоку дисциплін нормативної частини навчального плану і викладається на завершальному етапі підготовки спеціалістів та магістрів.

Навчальний план передбачає проведення практичних занять, на яких планується ознайомити студентів з основними технологічними розрахунками, що мають місце на практиці.

Методичні вказівки містять методики складання матеріальних і теплових балансів технологічних стадій рафінації, гідрогенізації, переестерифікації, фракціонування і виробництва майонезу та маргарину, які не описані в навчальній літературі за спеціальністю 7.091705 та 8.05170102.

Виконання матеріальних і теплових розрахунків є також складовою частиною контрольних робіт з дисципліни «Технологічні розрахунки облік та звітність у галузі», яку виконують студенти. Таким чином, ці методичні вказівки сприятимуть одержанню знань та навичок щодо технологічних розрахунків, прийнятих у технології переробки жирів, і будуть корисні студентам усіх форм навчання.

1. Технологічні розрахунки процесу гідратації.

Теоретична частина. Гідратована олія виробляється таким чином, підігрета (до 60°C) олія піддається дії гарячої (70°C) води в розпиленому стані. Для обробки олії рекомендується використовувати 1%-ний водний розчин кухонної солі. Сіль сприяє виведенню фосфоліпідів. За допомогою такої традиційної класичної обробки з олії видаляють майже всі фосфоліпіди і частково інші речовини.

Розроблені й впроваджені у виробництво нові ефективні способи гідратування олії (парова гідратація, гідратація з використанням електромагнітного поля і гідротермічної обробки) дозволяють забезпечити залишковий вміст фосфоліпідів у соняшниковій олії близько 0,15%, а в соєвій - близько 0,25%. Тому гідратована олія за біологічною цінністю поступається нерафінованій.

Для гідратування олії застосовують періодичне і безперервно-діюче устаткування і обладнання. Для обробки олії і розділення системи "масло-фосфоліпіди" використовують устаткування фірми "Лурджі" (ФРН), "Альфа-Лаваль" (Швеція), "Вестфалія" (ФРН), СКЕТ (ФРН).

Розроблено вітчизняну комплексну автоматизовану мікропроцесорну сепараційну лінію для гідратування соняшникової олії, що дає можливість відмовитися від закупівлі дорогого імпортного обладнання. Ця лінія дозволяє зменшити залишкову кількість фосфоліпідів у соняшниковій олії до 0,1%, збільшити вихід фосфатидного концентрату і поліпшити її якість.

Для більш повного видалення фосфоліпідів, у тому числі негідратованих, використовують обробку олії сильними мінеральними і харчовими кислотами (ортофосфорною, соляною, винною, лимонною та ін.), розчинами поверхнево-активних речовин, адсорбентами тощо.

Обробка 50%-ною лимонною кислотою у кількості 0,4% від маси олії сприяє виведенню фосфоліпідів (їх залишається 0,09 %).

Заслугове на увагу технологія кислотної обробки та гідратації олії при низьких температурах - від 0 до 40°C.

Пропонується використовувати синтетичні поліелектроліти (ПЕ) іонної дії для видалення супутніх речовин і негідратованих фосфоліпідів. Обробка олії ПЕ дає можливість зменшити вміст фосфоліпідів у гідратованій олії до 0,037%. Така обробка найефективніша при низьких температурах (20°C) розділення фаз.

Максимальне видалення фосфоліпідів запобігає помутнінню олії під час зберігання.

Спеціалісти вважають, що гідратуванню треба піддавати всю харчову соняшникову і соєву олію. Україна має можливість переробляти 2800 т/добу, і, за останніми даними, виробляла близько 668 тс. т гідратованої олії, з них товарної - близько 122 тс. т.

В країні завдяки гідратуванню олії одержували, залежно від року врожайності, 6,3—6,6 тс. т фосфатидного концентрату, який широко застосовувався у маргариновій, кондитерській та інших галузях харчової промисловості, у виробництві медичних препаратів, у кормових раціонах, особливо при виготовленні заміників жирного молока для молодих тварин.

Рафінована недезодорована олія виготовляється із застосуванням механічного очищення, гідратування, нейтралізації і відбілювання.

Матеріальний баланс процесу гідратації рослинних олій

Рівняння матеріального балансу процесу гідратації має вигляд

$$P_{оп} + P_в = P_{ол} + P_{фе}, \quad (1.1)$$

де: $P_{оп}$ – маса початкової олії, кг;

$P_в$ – маса доданої води, кг;

$P_{ол}$ – маса гідратованої олію, кг;

$P_{фе}$ – маса фосфатидної емульсії, кг.

Якщо кожен з наведених величин виразити у відсотках від маси початкової олії, то рівняння (1.1) можна записати так

$$100 + B_r = O_r + \Phi_E, \quad (1.2)$$

де $B_r = \frac{P_в}{P_{оп}} \cdot 100$ – кількість води у відсотках від маси початкової олії, яка

добавлена при гідратації;

$O_T = \frac{P_{ог}}{P_{он}} \cdot 100$ – вихід гідратованої олії у відсотках від маси початкової олії;

$\Phi_E = \frac{P_{фе}}{P_{он}} \cdot 100$ – кількість фосфатидної емульсії у відсотках від маси початкової олії.

Кількість води (V_r) беруть в межах 1-3 % на кожний 1% фосфоліпідів, які містяться в початковій олії.

Вихід гідратованої олії (M_r) розраховують так

$$M_r = \frac{100 - \Phi_n(1 + \Gamma_\phi) - V_{он} - V_o}{100 - \Phi_r(1 + \Gamma_\phi) - V_{ог}} \cdot 100, \quad (1.3)$$

де Φ_n – вміст фосфоліпідів у початковій олії, %. Вибирають залежно від виду рослинної олії [1];

Φ_r – вміст фосфоліпідів у гідратованій олії, %. Приймають за даними нормативної документації [2 - 5];

$V_{он}$ – вміст вологи у початковій олії, %. Приймають у межах 0,1-0,3 %;

$V_{ог}$ – вміст вологи у гідратованій олії, %. Приймають у межах 0,15-0,35%;

V_o – вміст відстою (гуші) за масою у відсотках від початкової олії. Приймають за даними [2 - 5];

Γ_ϕ – відношення кількості олії до кількості фосфоліпідів у фосфатидному концентраті, %. Розраховується за даними [7].

Кількість фосфатидної емульсії, яку одержують після гідратації, розраховують за рівнянням

$$\Phi_E = \frac{100(\Phi_n - \Phi_r)(1 + \Gamma_\phi) + V_{он} - V_{ог} + V_o}{100 - \Phi_r(1 + \Gamma_\phi) - V_{ог}} + V_r \quad (1.4)$$

Правильність виконаних розрахунків перевіряють за балансовим рівнянням (1.2).

Невід'ємною частиною матеріальних розрахунків процесу гідратації є визначення технологічних показників фосфатидної емульсії та товарного фосфатидного концентрату.

Так, кількість вилучених з олії у фосфатидну емульсію фосфоліпідів у відсотках від маси початкової олії визначають за рівнянням

$$\Phi_{\text{вил}} = \frac{\Phi_{\text{п}}(100 - B_{\text{ог}}) - \Phi_{\text{г}}(100 - B_{\text{оп}} - B_{\text{о}})}{100 - \Phi_{\text{г}}(1 + \Gamma_{\text{ф}}) - B_{\text{ог}}}, \quad (1.5)$$

та перевіряють за рівнянням

$$\Phi_{\text{вил}} = \Phi_{\text{п}} - \frac{O_{\text{г}}}{100} \Phi_{\text{г}} \quad (1.6)$$

Кількість олії, яку захоплюють фосфоліпіди до фосфатидної емульсії, у відсотках від маси початкової олії визначають так

$$O_3 = \Gamma_{\text{ф}} \cdot \Phi_{\text{вил}}. \quad (1.7)$$

Кількість води, яка знаходиться у фосфатидній емульсії, у відсотках від початкової олії розраховують за рівнянням

$$V_{\text{фе}} = B_{\text{оп}} + B_{\text{г}} - \frac{O_{\text{г}}}{100} \cdot B_{\text{ог}} \quad (1.8)$$

Правильність розрахунків за рівняннями (1.5 – 1.8) слід перевіряти за рівнянням

$$\Phi_{\text{Е}} = \Phi_{\text{вил}} + O_3 + V_{\text{фе}} + B_{\text{о}}. \quad (1.9)$$

Одержаний результат повинен збігатися з розрахунком за рівнянням (1.4).

Вміст вологи у фосфатидній емульсії у відсотках від маси фосфатидної емульсії складає

$$V_{\text{ф}} = \frac{V_{\text{фе}}}{\Phi_{\text{Е}}} 100 \quad (1.10)$$

Одержаний результат є правильним тільки у стосовно фосфатидної емульсії, яку одержують на лініях гідратації з використанням відстійників. Під час розділення фаз на сепараторі до його ротора подають воду, щоб забезпечити текучість фосфатидної емульсії. За цих причин вміст вологи у фосфатидній емульсії підвищується до величини $V_{\text{ф}(x)} = 75 - 80 \%$.

Кількість усієї фосфатидної емульсії з підвищеним вмістом вологи у відсотках від маси початкової олії розраховують за рівнянням

$$\Phi E_{(x)} = \frac{\Phi E \cdot (100 - B_{\Phi})}{100 - B_{\Phi(x)}} \quad (1.11)$$

За рівнянням (1.11) можна визначити вихід товарного фосфатидного концентрату у відсотках від маси початкової олії

$$\Phi K_m = \frac{\Phi E (100 - B_{\Phi})}{100 - B_k} \quad (1.12)$$

де B_k – вміст вологи у товарному фосфатидному концентраті [13].

Вміст фосфоліпідів у фосфатидному концентраті у відсотках від маси концентрату склав

$$\Phi_k = \frac{\Phi_{\text{вил}}}{\Phi K_m} \cdot 100 \quad (1.13)$$

Вміст олії у фосфатидному концентраті у відсотках від маси концентрату склав

$$O_k = \frac{O_2}{\Phi K_m} \cdot 100 \quad (1.14)$$

Вміст відстою у фосфатидному концентраті у відсотках від маси складає

$$B_{\Phi k} = \frac{B_o}{\Phi K_m} \cdot 100 \quad (1.15)$$

Правильність виконаних розрахунків слід перевіряти за рівнянням

$$\Phi_k + O_k + B_{\Phi k} + B_k = 100 \quad (1.16)$$

При проведенні процесу гідратації за рахунок видалення з олії частини фосфоліпідів з кислотними властивостями кислотне число гідратованої олії зменшується. Кислотне число гідратованої олії розраховують за формулою

$$KCh_{or} = KCh_n - 0,32 \cdot \Phi_{\text{вил}} \quad (1.17)$$

Матеріальний баланс стадії гідратації наведено в таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 - Матеріальний баланс процесу гідратації

Прихід	%	кг/т	Вихід	%	кг/т
Олія рослинна нерафінована			Олія рослинна гідратована		
Вода			Фосфоліпідна емульсія		
			в тому числі:		

			фосфатиди вилучені		
			олія захоплена		
			вода в емульсії		
			Відстій за масою		
Всього			Всього		

2. Технологічні розрахунки процесу нейтралізації

Теоретична частина. Лужна нейтралізація (видалення з жирів вільних жирних кислот) одне із першочергових завдань повного циклу процесу рафінації. Класичний процес нейтралізації ґрунтується на реакції омилення вільних жирних кислот лугами, з яких використовують найчастіше натрієвий:



Мило, що осідає у соапстоці (мило з водою), видаляють відстоюванням і сепаруванням. Цей метод має негативні сторони. Частинки мила впливають на подальше омилення жиру і розділення жирової і водної фази, що в сукупності визначає вихід нейтрального жиру. Під час лужної нейтралізації видаляється деяка кількість пігментів, фосфоліпідів та інших супутніх речовин, що збіднює олію, позбавляючи її біологічно активних речовин.

Використовують різні схеми й способи нейтралізації жирних кислот: безперервний метод з розділенням фаз на сепараторах, безперервний метод з розділенням фаз у мильно-лужному середовищі, безперервні і напівбезперервний емульсійний методи, безперервний метод рафінування у місцелі та ін.

Найпрогресивнішим є рафінування на лініях сепараційного типу фірми "Альфа-Лаваль" (Швеція), "Вестфалія" (Німеччина), "Кем-тек" (Великобританія), бо вони дають можливість одержати продукцію високої якості, збільшити вихід олії. На цих лініях виконують такі операції: обробку олії концентрованою ортофосфорною кислотою, нейтралізацію, промивання зм'якшеною водою, обробку розчином лимонної кислоти, висушування. Відокремлення соапстока від олії виконують у герметичному саморозвантажувальному сепараторі.

Розроблений більш прогресивний селективний метод видалення і олії вільних жирних кислот за допомогою полімерного синтетичного хімічного реагента у вигляді стаціонарного шару адсорбента, який розміщується в колонні. Використання цього адсорбента дозволяє виключити: омилення жирів, утворення мила, соапстоків і характерні для цієї стадії втрати жирів, стадію промивання жирів і відповідні втрати, обробку жиру лимонною кислотою і втрати його при цьому, процес сушіння олії.

Матеріальний баланс процесу лужної нейтралізації олій та жирів

Під час нейтралізації основне рівняння матеріального балансу має вигляд

$$P_{ог} + P_{рл} = P_{он} + P_c, \quad (2.1)$$

де $P_{ог}$ – маса вихідної гідратованої олії, кг;

$P_{рл}$ – маса розчину гідроксиду натрію, кг;

$P_{он}$ – маса нейтралізованої олії, кг;

P_c – маса соапстоку, що утворюється під час нейтралізації, кг.

Якщо всі складові виразити у відсотках від маси початкової олії, то рівняння (2.1) можна записати так

$$100 + P_l = O_n + C, \quad (2.2)$$

$$\text{де } P_l = \frac{P_{рл}}{P_{ог}} \cdot 100;$$

$$O_n = \frac{P_{он}}{P_{ог}} \cdot 100;$$

$$C = \frac{P_c}{P_{ог}} \cdot 100;$$

Необхідну для нейтралізації кількість водного розчину гідроксиду натрію у відсотках від маси початкової олії розраховують за рівнянням

$$P_l = \frac{71,288 \cdot K_{Чог} \cdot K_{над} \cdot \rho}{C_d \cdot K_{числ}}, \quad (2.3)$$

де $K_{Чог}$ – кислотне число початкової олії, мг КОН/г;

$K_{\text{нал}}$ - коефіцієнт надлишку розчину гідроксиду натрію, од. Приймають за даними [6];

ρ - густина водного розчину гідроксиду натрію, кг/м^3 , вибирають за даними [6];

$C_{\text{л}}$ - концентрація водного розчину гідроксиду натрію, яку вибирають даними залежно від виду олії, $K\text{Ч}_{\text{ог}}$ та способу нейтралізації [6];

$K_{\text{чист}}$ - ступінь чистоти технічного гідроксиду натрію ($K_{\text{чист}} = 0,96$).

Вихід нейтралізованої олії у відсотках від маси вихідної розраховують за рівнянням

$$O_{\text{н}} = \frac{100 \cdot [100 - \text{ЖК}_{\text{ог}}(1 + \Gamma_{\text{жк}}) - V_{\text{ог}}]}{100 - \text{ЖК}_{\text{он}}(1 + \Gamma_{\text{жк}}) - \text{МЛ} - V_{\text{он}} - \frac{\Gamma_{\text{жк}} \cdot \overline{M}_{\text{жк}} \cdot \text{МЛ}}{M_{\text{жк}} + 22}} \quad (2.4)$$

де $\text{ЖК}_{\text{ог}} = \frac{M_{\text{жк}} \cdot K\text{Ч}_{\text{ог}}}{561,1}$ - масова доля жирних кислот у початковій олії, %;

$\overline{M}_{\text{жк}}$ - середня молекулярна маса жирних кислот рослинної олії [6];

$\text{ЖК}_{\text{он}} = \frac{M_{\text{жк}} \cdot K\text{Ч}_{\text{он}}}{561,1}$ - масова доля жирних кислот у нейтралізованій олії, %;

$K\text{Ч}_{\text{он}}$ - кислотне число нейтралізованої олії, мг КОН/г ; припускають, що воно юрівнює 0,2 - 0,4 мг КОН/г ;

$\Gamma_{\text{жк}}$ - відношення кількості нейтрального жиру до кількості зв'язаних жирних кислот у сапостоці. Приймається залежно від способу нейтралізації [6];

$V_{\text{ог}}$ - масова доля води у гідратованій олії, %. Звичайно

$V_{\text{ог}} = 0,15 - 0,35$ %;

МЛ - масова доля мила у нейтралізованій олії, %. Приймають залежно від способу нейтралізації [6];

$V_{\text{он}}$ - масова доля води у нейтралізованій олії. Звичайно $V_{\text{он}} = 0,5 - 0,6$ %.

Масу сапостоку у відсотках від маси вихідної олії можна визначити так

$$C = P_{\text{л}} + P_{\text{мл}} + P_{\text{вр}} + P_{\text{иж}} - P_{\text{NaOH}} - P_{\text{мл,зал}} - P_{\text{в}}, \quad (2.5)$$

де: $P_{\text{мл}}$ - маса мила, утвореного під час нейтралізації жирних кислот, %;

$P_{\text{вр}}$ - маса реакційної води, яка утворилась під час нейтралізації жирних кислот, %

$P_{гж}$ – маса нейтрального жиру, захопленого соапстоком, %;

P_{NaOH} – маса гідроксиду натрію, який витрачено для нейтралізації жирних кислот, %;

$P_{мл.зат}$ – маса мила, яке залишилося у нейтралізованій олії, %;

$P_в$ – маса води, яка перейшла з розчину гідроксиду натрію, %.

Ці складові соапстоку можна вичислити у відсотках від маси **початкової олії** на техно-хімічними показниками на підставі рівнянь (2.6 – 2.11)

$$P_{мл} = \frac{\overline{M_{жк}} + 22}{M_{жк}} \cdot \left(ЖК_{ог} - \frac{O_n \cdot ЖК_{он}}{100} \right); \quad (2.6)$$

$$P_{вр} = \frac{18}{M_{жк}} \cdot \left(ЖК_{ог} - \frac{O_n \cdot ЖК_{он}}{100} \right); \quad (2.7)$$

$$P_{гж} = G_{жк} \cdot \left(ЖК_{ог} - \frac{O_n \cdot ЖК_{он}}{100} - \frac{O_n}{100} \cdot \frac{(\overline{M_{жк}} \cdot M_{л})}{(\overline{M_{жк}} + 22)} \right); \quad (2.8)$$

$$P_{NaOH} = \frac{40}{M_{жк}} \cdot \left(ЖК_{ог} - \frac{O_n \cdot ЖК_{он}}{100} \right); \quad (2.9)$$

$$P_{мл.зат} = \frac{O_n \cdot M_{л}}{100}; \quad (2.10)$$

$$P_в = \frac{O_n \cdot B_{он}}{100} - B_{ог} \quad (2.11)$$

До технологічних показників соапстоку відносять масу зв'язаних жирних кислот і масу загального жиру.

Масу зв'язаних жирних кислот, які перейшли до соапстоку, у відсотках від маси вихідної олії розраховують так

$$P_{\text{жк}} = \text{ЖК}_{\text{ог}} - \frac{O_{\text{н}} \cdot \text{ЖК}_{\text{он}}}{100} - \frac{\overline{M_{\text{жк}}}}{M_{\text{жк}} + 22} \cdot \frac{O_{\text{н}} \cdot \text{МЛ}}{100} \quad (2.12)$$

Маса загального жиру у соапстоці у відсотках від маси соапстоку може бути розрахована за результатами попередніх розрахунків

$$\text{ЖС} = \frac{P_{\text{иж}} + P_{\text{жк}}}{C} \cdot 100 \quad (2.13)$$

Перевірку правильності розрахунків виконують за балансовим рівнянням (2.2). Матеріальний баланс процесу нейтралізації наведено у таблиці 2.1.

Таблиця 2.1

Матеріальний баланс процесу нейтралізації

Прихід	%	кг/т	Вихід	%	кг/т
Олія рослинна гідратована			Олія нейтралізована		
Розчин лугу			Соапсток		
			В тому числі:		
			Розчин лугу		
			Мило		
			Реакційна вода		
			Нейтральний жир		
			Маса NaOH для нейтралізації		
			Маса мила у нейтралізованій олії		
			Маса води у нейтралізованій олії		
Всього			Всього		

2.2 Стадія промивання нейтралізації олії

Після лужної нейтралізації у нейтралізованій олії залишається від 0,01 до 0,2 % мила, яке видаляють промиванням пом'якшеною водою. Кількість промивання зазвичай складає 1-2 при періодичному методі та від 3-4 до 6-7 в залежності від кількості мила і виду рослинної олії. Витрати води складають 10 % від маси нейтралізованої олії на кожне промивання.

За діючими нормативами [8] відходи олії з промивними водами на сепараційних лініях складають 0,2 %. Тоді вихід промитої олії з урахуванням попередньої стадії лужної нейтралізації складатиме

$$O_n = O_n - 0,2 \quad (3.1)$$

де: O_n - вихід промитої олії, %;

O_n - кількість нейтралізованої олії, %.

2.3 Стадія висушування промитої олії

Втрати олії на стадії висушування складають 0,005% [8]. Тому вихід висушеної рослинної олії (в %) складає:

$$O_c = O_n - 0,005 \quad (3.2)$$

2.4 Стадія вінтеризації

Сума відходів і втрат на стадії вінтеризації (з урахуванням стадії фільтрації) визначається за формулою:

$$П_1 = 0,2Ф + 0,05Ф + (В_1 - В_2) \quad (3.3)$$

де: $Ф$ - кількість уведеного під час вінтеризації фільтрувального порошку, %.

Приймаємо за даними [6] від 0,02 % до 0,1 % від маси висушеної олії;

$В_1$ - вміст воскоподібних речовин у початковій олії (у попередніх стадіях вони не вилучаються), %; Приймаємо за даними [6].

$В_2$ - вміст воскоподібних речовин у вінтеризованій олії, %. Приймаємо за даними [6].

Тоді вихід вінтеризованої олії складатиме

$$O_e = O_c - П_1 \quad (3.4)$$

3. Технологічні розрахунки процесу відбілювання

Теоретична частина. Відбілювання олії сорбційним методом дозволяє видалити барвні речовини з рафінованої олії. Як правило, здійснюють відбілювання і емнозбарвленої олії — ріпакової, лляної, бавовняної та ін. У перспективі для поліпшення якості продукції буде проводитись адсорбційне очищення всіх обсягів олії, що переробляються. Для адсорбції барвних речовин використовують в основному вітчизняну активовану відбільну глину або її суміші з активованим вугіллям, а також активований бентоніт.

Стадія адсорбційного очищення

На стадії адсорбційного очищення рослинної олії і наступної фільтрації на механізованих фільтрах сума відходів і втрат складає:

$$П_2 = 0,2A + 0,05A \quad (3.5)$$

де: A- кількість уведеного адсорбенту, % від маси початкової олії (в даному випадку - вінтеризованої олії).

Вихід олії на стадії адсорбційного очищення визначається за формулою:

$$O_a = O_b - П_2 \quad (3.6)$$

4. Технологічні розрахунки процесу дезодорації

Дезодорація здійснюється у різних вакуум-дезодораторах. Найкращими вважаються дезодоратори фірм: "Де Сміт" (Бельгія), "Альфа-Лаваль" (Швеція) "Роуздаунс" (Великобританія) та "Кірш-фельд" (ФРН).

В апараті фірми "Де Сміт" на першій стадії леткі речовини відганяються через контакт гострої пари з тонкою плівкою олії, що стікає вертикально розташованих пластин. На другій (кінцевій) стадії дезодорація відбувається в кубовій частині апарату за допомогою обробки олії гострою паровою, що має температуру до 190°C, під високим розрідженням (до 266 Па). Триває дезодорація 25 хв.

Під час дезодорації видаляються майже всі ароматичні речовини. Така олія є знеособленою, бо немає характерних смаку, запаху, кольору. Вона використовується для виробництва маргарину, майонезу. Крім ароматичних речовин при дезодорації видаляються пестициди, бензпірен, мікотоксини тощо. Практично повне видалення цих речовин відбувається при температурі 220...240°C, яке не забезпечується тим обладнанням, що використовується в олієжировій

промисловості.

Стадія дезодорації

За діючими нормативами [8] відходом та втрати на стадії дезодорації складають: на безперервних установках - 0,3 % (відходи) і 0,1 % (втрати); за періодичним способом - 0,05 % та 0,3 % відповідно. Якщо стадія дезодорації суміщається зі стадією дистиляційного розкислення, то до зазначених вище відходів та втрат додаються відходи у кількості $1,6x$, де x - кількість вільних жирних кислот ($y\%$), що міститься у олії, яка піддається дезодорації.

$$O_a = O_n - \sum \Pi \quad (3.7)$$

де: $\sum \Pi$ - сума відходів та втрат під час дезодорації.

Завершальною стадією рафінації є полірувальна фільтрація, втрати на якій складають 0,05 % від маси дезодорованої олії. Тому остаточно вихід дезодорованої олії складає

$$O_{дп} = O_a - 0,05 \quad (3.8)$$

Під час виконання розрахунків матеріальні баланси подають у вигляді таблиць за кожною стадією. Якщо рослинну олію піддають повному циклу рафінації, то складають підсумкову таблицю матеріального балансу, яка може мати такий вигляд (табл.3.1).

Таблиця 3.1- Матеріальний баланс рафінації рослинної олії

Прихід	%	кг/т	Вихід	%	кг/т
Олія рослинна нерафінована			Олія рафінована дезо- дорована виморожена		
Вода для гідратації			Фосфоліпідна емульсія		
Розчин луку			Соапсток		
Вода для промивки			Промивна вода		
Фільтрувальний порошок			Відпрацьований філь- трувальний порошок		
Адсорбент			Відпрацьований адсорбент		
			Всього відходів та втрат жирів в тому числі:		
			Відходи при гідратації		
			Відходи при нейтралізації		
			Відходи під час промивки		
			Втрати під час вису- шування		
			Відходи та втрати під час вінтеризації		
			Відходи та втрати при адсорбційному очи- щенні		
			Відходи та втрати під час дезодорації		
			Втрати при поліру- вальній фільтрації		
Всього:			Всього:		

10 Тепловий баланс процесу періодичної дезодорації жиру

Рівняння теплового балансу процесу періодичної дезодорації можна представити у вигляді

$$Q_p + Q_{он} + Q_d = Q'_p + Q_{оохол} + Q_{вип} + Q_{депр} + Q_{втр}, \quad (10.1)$$

де Q_p - кількість теплоти рекуперативного нагріву жиру, кВт;

$Q_{он}$ - кількість теплоти остаточного нагріву жиру, кВт;

Q_d - кількість теплоти, яке необхідне для підтримки заданої температури в дезодораторі, кВт;

Q'_p - кількість теплоти рекуперативного охолодження дезодорованого жиру, кВт;

$Q_{оохол}$ - кількість теплоти, яке відбирається при охолодженні дезодорованого жиру, кВт;

$Q_{вип}$ - кількість теплоти випаровування летких компонентів, кВт;

$Q_{депр}$ - кількість теплоти, яке виділяється при зниженні температури жиру в результаті обробки його гострою парою, кВт;

$Q_{втр}$ - втрати теплоти у навколишнє середовище, кВт.

Кількість теплоти рекуперативного нагріву жиру визначають за формулою:

$$Q_p = c_1 \cdot m (t_p - t_n), \quad (10.2)$$

де c_1 - питома теплоємність жиру за середньої температури ($t_{сеп} = (t_p + t_n)/2$), кДж/(кг·К) [10, 11];

m - масова витрата жиру, кг/с [1];

t_p - температура, до якої нагрівається жир у рекуперативному теплообміннику,

К. За даними [10] $t_p = 125-130^\circ \text{C}$.

Кількість теплоти остаточного нагріву жиру в дезодораторі визначають так

$$Q_{он} = c_2 \cdot m (t_a - t_p), \quad (10.3)$$

де c_2 - питома теплоємність жиру за середньої температури ($t_{сеп} = (t_a + t_p)/2$), кДж/(кг·К).

t_a - температура жиру у дезодораторі, К. За даними [11] $t_a = 200^\circ \text{C}$.

Кількість теплоти, яка необхідна для підтримки заданої температури у дезодораторі, розраховують за рівнянням

$$Q_d = Q_{\text{вип}} + Q_{\text{депр}} + Q_{\text{витр}} \quad (10.4)$$

Під час проведення процесу дезодорації жиру у дезодораторі періодичної дії теплота одоруючих речовин $Q_{\text{вип}}$ така мала, що нею можна знехтувати, тобто в даному випадку $Q_{\text{вип}} = 0$.

Температурна депресія процесу дезодорації (зниження температури жиру при обробці його гострою паром) при висоті шару жиру 1 м складає біля 15°C , що за приблизними даними [11] відповідає витраті теплоти 40000 кДж на 1 т жиру, тобто залежно від продуктивності розраховують $Q_{\text{депр}}$.

Величина втрат теплоти у навколишнє середовище за практичними даними [11] приблизно складає 19000 кДж на 1 т жиру, її також розраховують залежно від продуктивності дезодоратора.

Кількість теплоти рекупераційного охолодження дезодорованого жиру розраховують за рівнянням

$$Q'_p = c_3 \cdot m (t_d - t'_p), \quad (10.5)$$

де c_3 – питома теплоємність дезодорованого жиру за середньої температури ($t_{\text{сер}} = (t_d + t'_p)/2$), кДж/(кг·К);

t'_p – температура, до якої охолоджується дезодорований жир у рекупераційному теплообміннику. За даними [10] $t'_p = 135^\circ \text{C}$.

Кількість теплоти, яка відбирається при остаточному охолодженні дезодорованого жиру, визначається так

$$Q_{\text{охол}} = c_4 \cdot m (t'_p - t_k), \quad (10.6)$$

де c_4 – питома теплоємність дезодорованого жиру за середньої температури ($t_{\text{сер}} = (t'_p + t_k)/2$), кДж/(кг·К);

t_k – вихідна температура дезодорованого жиру після охолодження. За даними [10] $t_k \approx 30\text{-}40^\circ \text{C}$.

Після визначення складових лівої та правої частин рівняння за формулами (10.6) роблять перевірку правильності складання теплового балансу згідно з рівнянням (10.1).

Тепловий баланс процесу безперервної дезодорації рослинної олії

Рівняння теплового балансу процесу безперервної дезодорації має вигляд [1]

$$Q_{\text{пн}} + Q_{\text{р}} + Q_{\text{он}} + Q_{\text{д}} = Q'_{\text{р}} + Q_{\text{охол}} + Q_{\text{вип}} + Q_{\text{зепр}} + Q_{\text{втр}} \quad (11)$$

де $Q_{\text{пн}}$ – кількість теплоти попереднього нагріву рослинної олії, кВт;

$Q_{\text{р}}$ – кількість теплоти рекупераційного нагріву рослинної олії, кВт;

$Q_{\text{он}}$ – кількість теплоти остаточного нагріву рослинної олії, кВт;

$Q_{\text{д}}$ – кількість теплоти, яке необхідне для підтримки заданої температури дезодораторі, кВт;

$Q'_{\text{р}}$ – кількість теплоти рекупераційного охолодження дезодорованої рослинної олії, кВт;

$Q_{\text{охол}}$ – кількість теплоти, яке відбирається при охолодженні дезодорованої рослинної олії, кВт;

$Q_{\text{вип}}$ – кількість теплоти випаровування летких компонентів, кВт;

$Q_{\text{зепр}}$ – кількість теплоти, яке виділяється при зниженні температури рослинної олії в результаті обробки її гострою парою, кВт;

$Q_{\text{втр}}$ – втрати теплоти у навколишнє середовище, кВт.

Кількість теплоти попереднього нагріву рослинної олії визначають формулою

$$Q_{\text{пн}} = c_1 \cdot m (t_{\text{пн}} - t_{\text{н}}), \quad (11)$$

де c_1 – питома теплоємність рослинної олії за середньої температури ($t_{\text{сер}} = (t_{\text{пн}} + t_{\text{н}}) / 2$), кДж/(кг·К) [10, 12];

m – масова витрата рослинної олії, кг/с [10, 12];

$t_{\text{пн}}$ – температура, до якої підігривають рослинну олію у попередньому підігрівачі, К. Припускають, що дорівнює 313° К (40°С) [1];

t_n – початкова температура рослинної олії. Припускають, що дорівнює 293° К (20° С) [1].

Кількість теплоти рекупераційного нагріву рослинної олії визначають так

$$Q_p = c_2 \cdot m (t_p - t_{nn}), \quad (11.3)$$

де c_2 – питома теплоємність рослинної олії за середньої температури ($t_{сер} = (t_p + t_{nn}) / 2$), кДж/(кг·К);

m – масова витрата рослинної олії, кг/с [10, 13];

t_p – температура, до якої підігривають рослинну олію у рекупераційному підігрівачі. Припускають, що дорівнює 473° К (200° С) [1];

Кількість теплоти остаточного нагріву рослинної олії визначають так

$$Q_{он} = c_3 \cdot m (t_d - t_p), \quad (11.4)$$

де c_3 – питома теплоємність жиру за середньої температури ($t_{сер} = (t_d + t_p)/2$), кДж/(кг·К);

t_d – температура рослинної олії у дезодораторі, К. За даними [1] $t_d = 230°$ С.

Кількість теплоти, яке необхідне для підтримки заданої температури у дезодораторі, розраховують за рівнянням

$$Q_d = Q_{вип} + Q_{депр} + Q_{втр}. \quad (11.5)$$

Під час проведення процесу дезодорації рослинної олії теплота випаровування одоруючих речовин $Q_{вип}$ така мала, що нею можна знехтувати, тобто в даному випадку $Q_{вип} = 0$.

Температурна депресія процесу дезодорації (зниження температури жиру при обробці його гострою парою в дезодораторі колонного типу) складає 3-4° С, що відповідає витрати теплоти 8000 кДж на 1 т олії, тобто $Q_{депр}$ розраховують залежно від продуктивності.

Величина втрат теплоти у навколишнє середовище $Q_{втр}$ залежить від якості ізоляції поверхні обладнання. Для колонного дезодоратора продуктивністю 1,9 т/доб тепловтрати складають 118800 кДж/год, або 19008 кДж на 1 т олії [11].

Розрахунки свідчать, що кількість теплоти Q_d , яке треба підвести до тарілкового барботажного дезодоратора для підтримки в ньому заданої температури, складає 7-8 % від кількості теплоти, необхідної для нагріву початкової олії до цієї температури, тобто $Q_d = (0,07-0,08) (Q_{наг} + Q_p + Q_{ох})$.

Кількість теплоти рекуперативного охолодження розраховують за рівнянням

$$Q'_p = c_4 \cdot m (t_d - t'_p), \quad (11.6)$$

де c_4 – питома теплоємність рослинної олії за середньої температури ($t_c = (t_d + t'_p)/2$), кДж/(кг·К);

t'_p – температура, до якої охолоджується дезодорована олія у рекуперативному теплообміннику. За даними [1] $t'_p = 77^\circ \text{C}$.

Кількість теплоти, яка відбирається при остаточному охолодженні дезодорованої олії, визначається так

$$Q_{охол} = c_5 \cdot m (t'_p - t_k), \quad (11.7)$$

де c_5 – питома теплоємність дезодорованої олії за середньої температур ($t_{сер} = (t'_p + t_k)/2$), кДж/(кг·К);

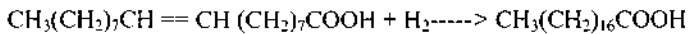
t_k – вихідна температура олії після охолодження. За даними [1] $t_k = 40^\circ \text{C}$.

Після визначення складових лівої та правої частин рівняння за формулами (11.2-11.7) роблять перевірку правильності складання теплового балансу згідно з рівняння (11.1).

5. Технологічні розрахунки процесу гідрогенізації

Теоретична частина. Рослинні жири у результаті процесу гідрогенізації перетворюються з рідкого стану в твердий. Тверді жири називають гідрогенізованими жирами або саломасами. Гідрогенізація (від гр. *hidrogenium* — водень) — це приєднання водню до хімічних елементів або сполук.

Сутність процесу гідрогенізації полягає у тому, що радикали ненасичених жирних кислот у гліцеридах рідких жирів, приєднуючи водень за місцем подвійних зв'язків, переходять у високомолекулярні насичені жирні кислоти. Наприклад, рідка олеїнова кислота, що має температуру плавлення 14°C, переходить у тверду стеаринову кислоту:



Стеаринова кислота має температуру плавлення 70°C.

Процес гідрогенізації відбувається перервним способом у автоклавах, обладнаних нагрівачем, охолоджувачем устаткуванням і мішалками. У попередньо нагрітій до 160°C жир додають каталізатор у кількості 0,1-0,4 кг/т і під тиском близько 0,06 Мпа пропускають водень, перемішуючи масу жиру. Приєднання водню супроводжується виділенням теплоти і температура маси жиру може досягати 250°C. Процес гідрогенізації триває 3-4 год, після чого саломас охолоджують до температури 120°C, відділяють каталізатор, охолоджують до 40°C і направляють у жиросховища.

До початку гідрогенізації - до автоклаву з жиром і каталізатором вводять 0,1% детоксиканту - перлітового порошку, що сприяє виведенню з саломасу токсичних речовин. Гідрогенізацію жирів здійснюють також в обладнанні безперервної дії за різними технологічними схемами, що прискорює процес і підвищує якість саломасу.

Матеріальний баланс гідрогенізації жирів

У процесі гідрування витрачається жирова сировина, водень, каталізатор, електрична енергія та інші матеріали.

Питома витрата основних та допоміжних матеріалів залежить від призначення саломасу, природи та якості початкової сировини, водню та каталізатору, технології гідрування, конструкції та продуктивності установки.

Матеріальний баланс складено на прикладі гідрогенізації соняшникової олії з одержанням саломасу марки М1-1 [9] методом насичення з використанням нікелькізельгурового каталізатора марки «Ptiscat».

Витрата водню

Теоретична витрата водню (у кг/т) на насичення 1 т триацилгліцеринів визначається за формулою [10]:

$$V_T = 10 \cdot (U_{T1} - U_{T2}) / 126,9 \quad (4.1)$$

де U_{T1} та U_{T2} – йодні числа початкового жиру та саломасу, мг $J_2/100$;

126,9 – молекулярна маса йоду.

В даному випадку

$$V_T = 10 \cdot (136 - 55) / 126,9 = 6,4 \text{ кг/т}$$

Витрати сухого водню (у нм^3) за нормальних умов (тиск 0,1 МПа і температури $T_0 = 0^\circ\text{C}$) на 1т триацилгліцеринів розраховують за формулою

$$V_{\text{сух}} = V_T / 0,0898 \quad (4.2)$$

де: 0,0898 – шільність водню за нормативних умов, $\text{кг}/\text{нм}^3$

Тому:

$$V_{\text{сух}} = 6,4 / 0,0898 = 71,08 \text{ нм}^3/\text{т}$$

Для перерахунку об'єму сухого водню у вологий водень за умов: тиск $P = 103,3$ кПа, температура $T_k = 293$ К, тиск пари води та газу $P_1 = 2,3$ кПа, відносна вологість водню $\phi = 0,85$; користуються формулою:

$$V_{\text{вол}} = V_{\text{сух}} \cdot P \cdot T_k / (P - P_1 \cdot \phi) \cdot T_0 \quad (4.3)$$

Тоді витрата вологого водню

$$V_{\text{вол}} = 71,08 \cdot 103300 \cdot 293 / (103300 - 2300 \cdot 0,85) = 77,76 \text{ м}^3/\text{т}$$

Повна витрата водню (за $T_k = 293\text{K}$) враховує також втрати в газовій мережі, витрати на продувку системи для видалення домішок, які накопичуються у водні. Витрата водню на продувку залежить від його чистоти. Під час роботи з воднем, що отримано електролітичним методом (високого ступеню очищення), втрати в газовій мережі та на продувку враховують коефіцієнтом $\psi = 1,05$.

Відповідно питома витрата вологого електролітичного водню складає:

$$V_{\text{зар}} = V_{\text{вол}} \cdot \psi = 77,76 \cdot 1,05 = 81,65 \text{ м}^3/\text{т}$$

Витрати каталізатору

У заводській практиці під час гідрогенізації використовують як свіжий так і відпрацьований каталізатор.

За виробничими даними норма вводу свіжого та відпрацьованого нікелькізельгурового каталізатору марки «Pricat» складає відповідно:

$$g_{\text{св}} = 0,88 \text{ кг/т}; \quad g_{\text{від}} = 1,24 \text{ кг/т}$$

В процесі гідрогенізації мають місце втрати та відходи каталізатору. Втрати каталізатора (у перерахунку на нікель) складаються з таких статей: з готовим саломасом (за умовою дворазового фільтрування залишок нікелю у готовому продукті складає не вище 5 мг/кг, $\Pi^I_{\text{к}}$); під час регенерації фільтрувальної поверхні механічних фільтрів (продувка, промивання) – приймаємо $\Pi^{II}_{\text{к}} = 0,015 \text{ кг/т}$; втрати нікелю з фільтрувальною тканиною (за умов витрати фільтрувальної тканини $0,15 \text{ м}^2/\text{т}$ і вмісту нікелю у відпрацьованій фільтрувальній тканині 80 г/м^2 ці втрати складають $\Pi^{III}_{\text{к}} = 0,08 \cdot 0,015 = 0,012 \text{ кг/т}$); інші невраховані втрати приймаються рівними $\Pi^{IV}_{\text{к}} = 0,008 \text{ кг/т}$.

Тому сумарні втрати каталізатора в процесі гідрогенізації складають

$$\Sigma \Pi_{\text{к}} = \Pi^I_{\text{к}} + \Pi^{II}_{\text{к}} + \Pi^{III}_{\text{к}} + \Pi^{IV}_{\text{к}} = 0,005 + 0,015 + 0,012 + 0,008 = 0,04 \text{ кг/т}$$

Відходи каталізатору утворюються під час виведення частини відпрацьованого каталізатору на регенерацію. Вони знаходяться як різниця між масою нікелю у свіжому каталізаторі, який вводиться в процесі, та розрахованою масою втрат каталізатора. Маса нікелю у свіжому каталізаторі марки «Pricat» складає близько $g_{\text{с}} = 0,2 \text{ кг/т}$.

Тоді відходи каталізатору за рахунок стадії регенерації складають

$$g_{\text{р}} = g_{\text{с}} - \Sigma \Pi_{\text{к}} = 0,2 - 0,04 = 0,16 \text{ кг/т}$$

Витрати жиру

Насичення подвійних зв'язків у триацилгліцеринах початкової олії супроводжується збільшенням її маси (пропорційно масі приєднаного водню).

Відходи жирів виходять за рахунок уловлювання їх в очисній системі водню та виділення їх з відпрацьованого каталізатора в тому випадку, якщо він піддається регенерації на самому гідрозаводі.

Втрати жирів утворюються: за рахунок гідролізу триацилгліцеринів; під час фільтрування саломасу для видалення відпрацьованого каталізатора; з каталізатором, який відправляють на централізовану регенерацію або утилізацію; інших неврахованих втрат.

Інтенсивність гідролізу триацилгліцеринів у процесі гідрогенізації залежить від маси вологи, що вноситься до автоклаву з олією та воднем, виду та активності каталізатора. За нормальних умов ведення процесу (робота з висушеним воднем з вологовмістом 4-5 г/м³, добре висушена олія – 0,1%, температура гідрогенізації не вище 200-220 °С і тривалість процесу до 3 год.) гідролізу піддається 3-3,5 кг/т триацилгліцеринів. Для розрахунку приймаємо, що маса жиру, який піддається гідролізу в процесі гідрування соняшникової олії для одержання харчового саломасу, становить $b_1 = 3,2$ кг/т. Вихід жирних кислот після гідролізу складає 95,5% від маси триацилгліцеролів, тобто:

$$h = b \cdot 95,5/100 = 3,2 \cdot 95,5/100 = 3,06 \text{ кг/т}$$

Тоді втрати жиру у результаті гідролізу складають:

$$П_1 = b - h = 3,2 - 3,06 = 0,14 \text{ кг/т}$$

Відходи та втрати жиру у очисній системі водню відділяються у відцентровому краплеуловлювачі. Величина відходів на даній стадії приймаються рівними $V = 1,22$ кг/т, втрат $П_2 = 0,28$ кг/т.

Втрати жиру з відпрацьованим каталізатором, який передають на регенерацію або утилізацію, приймають рівними $П = 0,39$ кг/т.

Втрати жиру під час фільтрації саломасу складають у середньому 50% від маси фільтрувальної тканини. За умови витрати тканини 0,15 м²/т втрати жиру складатимуть:

$$П_4 = 0,15 \cdot 0,5 \cdot 0,9 = 0,067 \text{ кг/т}$$

Інші невраховані втрати жирів приймаються $П_5 = 0,023$ кг/т.

Сумарні втрати жирів у процесі гідрогенізації становлять

$$\Pi_{1,5} = 0,14 + 0,28 + 0,39 + 0,067 + 0,023 = 0,9 \text{ кг/т}$$

Сума відходів та втрат жиру під час гідрогенізації соняшникової олії з отриманням саломасу марки М1-1 складають:

$$C = B + \Pi_{1,5} = 1,22 + 0,9 = 2,12 \text{ кг/т}$$

Вихід саломасу визначають за формулою:

$$A_p = 100 + V_1 - C \quad (4.4)$$

$$A_p = 100 + 6,4 - 2,12 = 1004,28 \text{ кг/т}$$

Витрата соняшникової олії на 1т саломасу складає

$$B = 1000 \cdot 1000 / A = 1000 \cdot 1000 / 1004,28 = 995,74 \text{ кг/т}$$

Матеріальний баланс гідрогенізації 1т соняшникової олії для виробництва саломасу М1-1 з використанням каталізатору «Pricat» наведено в табл. 4.1

Таблиця 4.1 – Матеріальний баланс гідрогенізації 1т соняшникової олії для саломасу М1-1

Прихід	кг/т	Вихід	кг/т
Рафінована соняшникова олія	1000,0	Саломас М1-1 нерафінований	1004,28
Водень	6,4	Відходи та втрати, всього: в тому числі: відходи жирів втрати жирів	2,12 1,22 0,9
Каталізатор свіжий в тому числі: - нікель - носій	0,88 0,2 0,68	Відпрацьований каталізатор в тому числі: - втрати нікелю - відходи нікелю	2,12 0,04 0,16
Каталізатор відпрацьований в тому числі: - нікель - носій - олія	1,24 0,08 0,28 0,88	- оборотний каталізатор	1,92

Всього	1008,52		1008,52
--------	---------	--	---------

Витрату сировини та матеріалів, а також вихід готової продукції розраховуємо за таких початкових даних:

- продуктивність обладнання – 120 т/доб;
- режим роботи обладнання – безперервний (24год);
- фактичний річний фонд роботи обладнання – 300 діб;
- кількість робочих днів на місяць – 25 діб.

На підставі таблиці 4.1 та початкових даних складаємо підсумкову таблицю 4.2.

Таблиця 4.2 – Витрати сировини та матеріалів для виробництва 120 т/добу саломасу марки М1-1, вихід готової продукції та відходів

Найменування сировини, матеріалів, готової продукції, відходів	На 1т саломасу, кг	На добу, кг	На місяць, кг	На рік, кг
Витрата				
Рафінована соняшникова олія	995,74	119,50	3465,2	35,847
Водень вологий, тис.м ³	0,0883	0,011	0,306	0,0033
Каталізатор свіжий	0,88	0,106	3,062	0,032
Каталізатор відпрацьований	1,24	0,149	4,321	0,045
Вихід				
Саломас М1-1	1000,0	120,0	3480,0	36,0
Відходи та втрати жиру:	2,12	0,254	7,366	0,076
відходи	1,22	0,146	4,234	0,044
втрати	0,9	0,108	3,132	0,032
Відпрацьований	2,12	0,254	7,366	0,076

каталізатор				
-------------	--	--	--	--

Для подальших розрахунків теплового балансу, основного і допоміжного обладнання доцільно розрахувати масову витрату сировинних компонентів, саломасу та відпрацьованого каталізатора за одиницю часу (кг/с).

Масову витрату (кг/с) визначають за формулою:

$$G_i = \frac{M_i \cdot \Pi}{3600 \cdot 24} \quad (4.5)$$

де: M_i – втрата компоненту, кг/т (табл.4.1);

Π – продуктивність обладнання, т/добу.

В даному випадку масова витрата соняшникової олії складатиме

$$G_{\text{олі}} = \frac{995,74 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 1,38 \text{ кг/с}$$

Масова витрата водню

$$G_{\text{вод}} = \frac{6,4 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,0089 \text{ кг/с}$$

Масова витрата свіжого каталізатора

$$G_{\text{кат.1}} = \frac{0,88 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,0012 \text{ кг/с}$$

Масова витрата відпрацьованого каталізатора (повторного використання)

$$G_{\text{кат.2}} = \frac{1,24 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,0017 \text{ кг/с}$$

Масова витрата саломасу М1-1

$$G_{\text{сал}} = \frac{1000 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 1,39 \text{ кг/с}$$

Масова витрата відпрацьованого каталізатора

$$G_{\text{кат.3}} = \frac{2,12 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,0029 \text{ кг/с}$$

6. Технологічні розрахунки процесу переетерифікації

Теоретична частина. Переетерифікація - це досить ефективний метод модифікації жирнокислотного складу з найменшими змінами природніх і біохімічних властивостей жирів, які вони мали до етерифікації. Порівняння властивостей гідрогенізованих жирів (саломасів) і переетерифікованих жирів виявило таке: переетерифіковані жири є більш пластичними і зберігають стабільну дрібнокристалічну структуру, містять менше трансізомерів, мають незмінену біологічно цінну лінолеву жирну кислоту (тому їх, на відміну від гідрогенізованих жирів, можна використовувати без додавання натуральної олії). До того ж переетерифіковані жири легше дезодоруються та не виявляють вихідних смаку і запаху в процесі зберігання. Додавання таких саломасів до жирової основи маргаринів сприяє підвищенню пластичних властивостей останніх та наближенню їх за консистенцією до консистенції вершкового масла. Для виробництва переетерифікованих жирів можна використовувати значно ширший асортимент жирової сировини, у тому числі високоплавкі тваринні жири, пальмовий жир, пальмовий стеарин. Переетерифіковані жири використовують для виробництва багатьох жирів і жиромісних продуктів, для яких гідрогенізовані жири є непридатними або неефективними: дієтичних і лікувальних жирових продуктів, продуктів -аналогів коров'ячого масла, бутербродних маргаринів без використання імпортного кокосового жиру, м'яких маргаринів, салатних масел і масел для консервної промисловості, жирових продуктів для виробництва слоїного тіста і борошняних кондитерських виробів. Переетерифікації підлягають нейтралізовані суміші тваринних топлених жирів (свинячий, яловичий, баранячий), саломасу нерафінованого для маргаринової промисловості, олії (вишого і 1 -го сортів, соняшникова і соєва нерафіновані, бавовняна рафінована). Олії попередньо рафінують і нейтралізують. Для переетерифікації використовують тваринні і рослинні жири, що мають кислотне число не більше 0,2 мг КОН.

Суміш жирів складають відповідно до рецептур, наприклад: 1) жир свинячий - 40-45%, жир яловичий, баранячий - 20-25%, олія - 40-30%; 2) жир яловичий,

баранячий - 45-50%, олія - 55-50%; 3) жир яловичий, баранячий - 30-35%, олія - 70-65%; 4) саломас - 70-80%, олія - 30-20%.

Початковою сировиною для виробництва переетерифікованих жирів використовують харчові топлені тваринні жири (свинячий, яловичий, баранячий), гідровані жири (саломас з температурою плавлення 34-43 °С, натуральні рослинні олії та їх фракції (соняшникова, бавовняна, соєва, пальмова, пальмовий стеарин та ін.). В табл. 116 [11] наводяться приклади жирових сумішей, які зазвичай піддають переетерифікації. За цими рецептурами одержують переетерифіковані жири відповідно до стандарту [12] з необхідними характеристиками (температура плавлення та твердість), використовуючи гідровані жири з різною температурою плавлення та змінюючи дозування рідкої рослинної олії.

Матеріальний баланс хімічної переетерифікації олій та жирів

Матеріальний баланс безперервної переетерифікації жирової суміші соняшникової олії (65%) та пальмового стеарину (35%) складено на підставі нормативів відходів та втрат [8], які диференційовані по стадіям технологічного процесу.

Відходи жирів (в % від маси початкової суміші):

- на стадії переетерифікації та дезактивації каталізатору – 0,65
- на стадії промивання переетерифікованого жиру – 0,1

Втрати жирів (в % від маси початкової суміші):

- на стадії переетерифікації та дезактивації каталізатору – 0,05
- на стадії промивання переетерифікованого жиру – 0,1
- на стадії сушіння переетерифікованого жиру – 0,01

Таким чином, сумарні відходи жирів складають $B = 0,75\%$, а втрати жирів – $P = 0,16\%$.

Сума відходів та втрат жирів під час переетерифікації складас:

$$C = B + P = 0,75 + 0,16 = 0,91 \% \text{ (або } 9,1 \text{ кг/т)}$$

Тоді вихід переетерифікованого жиру буде

$$100 - 0,91 = 99,09 \% \text{ (або } 990,9 \text{ кг/т)}$$

При періодичному способі норматив відходів та втрат інший [8].

Якщо перед переетерифікацією суміш жирів піддають лужній нейтралізації (у тому випадку, коли кислотне число суміші $KЧ > 0,5$ мгКОН/г), і «глибокому» висушуванню до остаточної вологості $\leq 0,015\%$ у матеріальному балансі враховують відповідний норматив відходів та втрат на цих стадіях [8].

Хімічна переетерифікація чиниться у присутності каталізаторів – алкоголяті натрію. Загальна витрата алкоголяту натрія на переетерифікацію жирів визначається за формулами [11]:

витрата метилату натрія:

$$P = 0,03 + 3 \cdot V_{ж} + 0,1KЧ + 0,21ПЧ \quad (5.1)$$

витрата етилату натрія:

$$P = 0,03 + 3,8 \cdot V_{ж} + 0,12KЧ + 0,27ПЧ \quad (5.2)$$

де: P – витрата відповідного алкоголяту натрія, % від маси жирової суміші;

0,03 – витрата алкоголяту натрія на утворення гліцерату натрія, % від маси жирової суміші;

$V_{ж}$ – масова частка води у жировій суміші, %;

KЧ – кислотне число суміші жирів, мг КОН/г;

ПЧ – перекисне число жирової суміші, % йоду.

Якщо прийняти для розрахунку вміст води – 0,015 %, $KЧ = 0,2$ мгКОН/г, $ПЧ = 0,05\%$, то витрата метилату натрія буде такою:

$$P = 0,03 + 3 \cdot 0,015 + 0,1 \cdot 0,2 + 0,21 \cdot 0,05 = 0,1055\% \text{ (1,055 кг/т)}$$

Для дезактивації каталізатору використовують 5%-ний сольовий розчин (розчин гідрофосфату, дігідрофосфату чи триполіфосфату у гарячій воді) у кількості 14 кг/т [11], який відокремлюють разом з каталізатором у вигляді соапстока на сепараторі.

Першу промивку переетерифікованого жиру чинять гарячим конденсатом у кількості 100 кг/т, а контрольну – 5%-ним розчином цитринової кількості 1 кг/т [11].

На підставі проведених розрахунків, нормативів відходів та втрат жирів, а також питомих витрат реагентів складаємо таблицю матеріального балансу хімічної

переетерифікацію на 1 т суміші соняшникової олії та пальмового стеарину (табл. 5.1).

Таблиця 5.1 – Матеріальний баланс хімічної переетерифікації 1т суміші соняшникової олії та пальмового стеарину (65:35)

Прихід	кг/т	Вихід	кг/т
Соняшникова олія	650,0	Переетерифікований жир	990,9
Пальмовий стеарин	350,0	Відходи та втрати жирів, всього в тому числі:	9,1
Метилат натрію	1,055	відходи жирів	7,5
Сольовий розчин	14,0	втрати жирів	1,6
Конденсат	100,0	Соапсток	15,055
Розчин цитринової кислоти	1,0	Промивна вода	101,1
Всього	1116,055	Всього	1116,055

Витрату сировини та матеріалів, а також вихід готової продукції та відходів виробництва розраховуємо за таких початкових даних:

- продуктивність обладнання – 120 т/добу;
- режим роботи обладнання – безперервний (24 год);
- фактичний річний фонд роботи обладнання – 300 діб.;
- кількість робочих днів на місяць – 25 діб.

На підставі даних таблиці 5.1 та початкових даних складаємо підсумкову таблицю 5.2.

Таблиця 5.2 – Витрата сировини та матеріалів для переетерифікації 100 т/добу суміші соняшникової олії та пальмового стеарину (65:35), вихід готової продукції та відходів

Найменування сировини, матеріалів, готової продукції, відходів	На 1т. переетерифікованого жиру, кг	На добу, т	На місяць, т	На рік, тис.т
Витрата				
Соняшникова олія	650	78,0	1950,0	585,0
Пальмовий стеарин	350	42,0	1050,0	315,0
Метилат натрію	1,055	0,13	3,17	0,95
Сольовий розчин	14,0	1,68	42,0	12,6
Конденсат	100,0	12,0	300,0	90,0
Розчин цитринової кислоти	1,0	0,12	3,0	0,9
Вихід				
Переетерифікований жир	990,9	118,91	2972,7	891,81
Відходи та втрати жиру	9,1	1,09	27,3	8,19
відходи жиру	7,5	0,9	22,5	6,75
втрати жиру	1,6	0,19	4,8	1,44
Соапсток	15,055	1,81	45,17	13,55
Промивна вода	101,00	12,12	303,0	90,9

Для подальших розрахунків теплового балансу, основного і допоміжного обладнання доцільно визначити масову витрату сировинних компонентів, готової продукції та відходів виробництва за одиницю часу (кг/с).

Масову витрату (кг/с) визначають за формулою

$$G_i = \frac{M_i \cdot P}{3600 \cdot 24} \quad (5.3)$$

де: M_i – витрата компонентів, кг/т (табл. 5.1);

P – продуктивність обладнання, т/добу.

В даному випадку масова витрата соняшникової олії складатиме

$$G_{\text{олі}} = \frac{650 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,9 \text{ кг/с}$$

Масова витрата пальмового стеарину

$$G_{\text{пс}} = \frac{350 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,12 \text{ кг/с}$$

Масова витрата метилату натрію:

$$G_{\text{мн}} = \frac{1,055 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,0015 \text{ кг/с}$$

Масова витрата 5%-ного сольового розчину:

$$G_{\text{сол}} = \frac{14 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,0019 \text{ кг/с}$$

Масова витрата 5%-ного розчину цитринової кислоти:

$$G_{\text{цис}} = \frac{1 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,0014 \text{ кг/с}$$

Масова витрата конденсату для промивки:

$$G_{\text{конд}} = \frac{100 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 0,14 \text{ кг/с}$$

Масова витрата переетерифікованого жиру:

$$G_{\text{ж}} = \frac{990,9 \cdot 120}{3600 \cdot 24} = 1,376 \text{ кг/с}$$

7. Технологічні розрахунки фракціонування пальмової олії.

Теоретична частина. Основний спосіб фракціонування олій та жирів – це фракційна кристалізація окремих груп триацилгліцеринів у органічних розчинниках з наступним розділенням рідкої та твердої фракцій.

Процес фракціонування використовується для переробки як натуральних (бавовняна, пальмова, пальмоядрова, кокосова олії), так і модифікованих (гідрованих, переетерифікованих) жирів та їх сумішей з метою одержання жирів для кондитерської, хлібопекарної, молочної, фармацевтичної та інших галузей промисловості.

Товарна пальмова олія містить 5-7 % тринасичених, 43-45 % дінасичених, 40-44 % мононасичених і біля 8% триненасичених ацилгліцеринів. З пальмової олії

методом подвійного фракціонування може бути одержана так звана «середня» фракція (суперстеарин), яка є замінником масла какао, тому застосовується у кондитерській промисловості. Для збільшення виходу середньої фракції на 2-ій стадії фракціонування використовують 0,5 %-ний водний розчин ПАР (наприклад, алкілсульфату натрію) у співвідношенні: жир – водний розчин ПАР = 1 : 1,5. Такий вид фракціонування часто називають модифікованим «сухим» фракціонуванням.

Матеріальний баланс фракціонування пальмової олії

Матеріальний баланс розраховуємо на 1т пальмової олії, яка піддається фракціонуванню.

Початкові дані для розрахунку:

- продуктивність обладнання – 100 т/добу (за пальмовою олією)
- режим роботи обладнання – безперервний (24 год);
- фактичний річний фонд роботи обладнання – 300 діб;
- кількість робочих днів на місяць – 25 діб;
- норматив відходів та втрат (на обох стадіях фракціонування) – 0,2 %;

в тому числі:

- відходи жирів – 0,1 %;
- втрати жирів – 0,1 %;
- вихід 1-ої рідкої фракції – 79,83 %;
- вихід 1-ої твердої фракції – 19,97 %;
- вихід 2-ої рідкої фракції – 72,09 %;
- вихід «середньої» фракції – 27,91 %;
- кількість 0,5 %-ного розчину ПАР – 150 % від маси 1-ої рідкої фракції.

Вихід 1-ої рідкої фракції (пальмового олеїну):

$$ПО_1 = \frac{1000 \cdot 79,83}{100} = 798,3 \text{ кг/т}$$

Вихід 1-ої твердої фракції (пальмового стеарину):

$$ПС_1 = \frac{1000 \cdot 19,97}{100} = 199,7 \text{ кг/т}$$

Відходи жирів на 1-ій стадії – $B_1 = 0,1 \cdot 1000 / 100 = 1 \text{ кг/т}$

Втрата жирів на 1-ій стадії – $P_1 = 0,1 \cdot 1000/100 = 1$ кг/т

Відходи жирів на 2-ій стадії фракціонування:

$$B_2 = \frac{798,3 \cdot 0,1}{100} = 0,8 \text{ кг/т}$$

Втрати жирів на 2-ій стадії фракціонування також складають $P_2 = 0,8$ кг/т.

Тоді вихід 2-ої рідкої фракції (суперолеїну) складатиме:

$$C_{yOл} = \frac{(798,3 - B_2 - P_2) \cdot 72,09}{100} = \frac{(798,3 - 0,8 - 0,8) \cdot 72,09}{100} = 574,3 \text{ кг/т}$$

Вихід «середньої» фракції (суперстеарину):

$$C_{yCт} = \frac{(798,3 - 0,8 - 0,8) \cdot 27,91}{100} = 222,4 \text{ кг/т}$$

Кількість розчину ПАР:

$$ПАР = \frac{798,3 \cdot 150}{100} = 1197,45 \text{ кг/т}$$

Кількість конденсату для промивки 2-ої рідкої фракції від ПАР складає 10% від маси фракції тобто:

$$K = \frac{574,3 \cdot 10}{100} = 57,43 \text{ кг/т}$$

На підставі виконаних розрахунків складаємо таблицю матеріального балансу фракціонування 1 т пальмової олії (табл. 6.1).

Таблиця 6.1 – Матеріальний баланс двостадійного фракціонування 1 т пальмової олії

Прихід	кг/т	Вихід	кг/т
Пальмова олія	1000,0	Пальмовий олеїн (проміжний продукт)	798,3
Розчин ПАР	1197,45	Пальмовий стеарин	199,7
Конденсат	57,43	Пальмовий суперолеїн	574,3
		Пальмовий суперстеарин	222,4
		Відходи жирів (всього)	1,8
		Втрати жирів (всього)	1,8
		Відпрацьований водний розчин ПАР	1254,88

Всього	2254,88		2254,88
--------	---------	--	---------

Витрати сировини, матеріалів, а також вихід готової продукції та відходів виробництва на добу, місяць, рік розраховуємо за початковими даними, даними табл. 6.1 і представляємо у вигляді підсумкової таблиці (табл. 6.2)

Таблиця 6.2 – Матеріальний баланс модифікованого сухого 2х стадійного фракціонування 1 т/добу пальмової олії

Найменування сировини, матеріалів, готової продукції, відходів	На 1 т. пальмової олії, кг	На добу, т	На місяць, т	На рік, т
Витрата				
Пальмова олія	1000,0	100,0	2500,0	750,0
Розчин ПАР	1197,45	119,745	2993,625	898,088
Конденсат	57,43	5,743	143,575	43,073
Вихід				
Пальмовий олеїн	798,3	79,83	1995,75	598,725
Пальмовий стеарин	199,7	19,97	499,25	149,775
Пальмовий супер олеїн	574,3	57,43	1435,75	430,725
Пальмовий суперстеарин	222,4	22,24	556,00	166,80
Відходи жирів	1,8	0,18	3,75	1,125
Втрати жирів	1,8	0,18	3,75	1,125
Відпрацьований водний розчин ПАР	1254,88	125,488	3137,2	941,18

Для подальших розрахунків теплового балансу, основного та допоміжного обладнання доцільно визначити масову витрату сировинних компонентів, готової продукції та відходів виробництва за одиницю часу (кг/с).

Масову витрату (кг/с) визначають за формулою:

$$G_i = \frac{M_i \cdot \Pi}{3600 \cdot 24} \quad (6.1)$$

де: M_i – витрата компонентів, кг/т (табл. 6.1);

П – продуктивність обладнання, т/добу.

В даному випадку масова витрата пальмової олії складатиме:

$$G_{\text{по}} = \frac{1000 \cdot 100}{3600 \cdot 24} = 1,157 \text{ кг/с}$$

Масова витрата розчину ПАР:

$$G_{\text{ПАР}} = \frac{1197,45 \cdot 100}{3600 \cdot 24} = 1,386 \text{ кг/с}$$

Масова витрата конденсату:

$$G_{\text{к}} = \frac{57,43 \cdot 100}{3600 \cdot 24} = 0,066 \text{ кг/с}$$

Масова витрата пальмового олеїну:

$$G_{\text{пол}} = \frac{798,3 \cdot 100}{3600 \cdot 24} = 0,924 \text{ кг/с}$$

Масова витрата пальмового стеарину:

$$G_{\text{ст}} = \frac{199,7 \cdot 100}{3600 \cdot 24} = 0,231 \text{ кг/с}$$

Масова витрата пальмового суперолеїну:

$$G_{\text{псо}} = \frac{574,3 \cdot 100}{3600 \cdot 24} = 0,665 \text{ кг/с}$$

Масова витрата пальмового суперстеарину:

$$G_{\text{псс}} = \frac{222,4 \cdot 100}{3600 \cdot 24} = 0,257 \text{ кг/с}$$

Масова витрата відпрацьованого розчину ПАР:

$$G'_{\text{ПАР}} = \frac{1254,88 \cdot 100}{3600 \cdot 24} = 1,452 \text{ кг/с}$$

8. Технологічні розрахунки виробництва майонезу

Теоретична частина. Майонез - це сметаноподібна складна високодисперсна емульсія типу "масло у воді", що виготовляється з рафінованої дезодорованої олії з додаванням білкових, смакових компонентів і прянощів, ароматизаторів, структуроутворювачів, стабілізаторів, емульгаторів. Диспергованість жиру в майонезі зумовлює його високе засвоєння, а значний вміст жиру - енергетичну цінність.

Майонези широко використовуються у домашній кулінарії, у громадському харчуванні як приправи до різноманітних салатів, м'ясних, рибних та інших страв, а також як креми для кондитерських виробів, добавки до пудингів тощо.

За споживними властивостями і калорійністю майонез перевершує сметану. Калорійність 100 г майонезу Провансаль, що містить 67% жиру, становить 2625 кДж (627 ккал), а 100 г сметани 30%-ї жирності - 1 227 кДж (293 ккал). Жирність цього майонезу у 2,1-2,2 рази вища, ніж сметани. У ньому міститься також більше білків і мінеральних речовин.

Для виготовлення майонезу використовують олії: соняшникову, бавовняну, соєву, кукурудзяну, арахісову, маслинову, пальмову, пальмоядрову, кокосову, ячний порошок, сухий ячний жовток, коров'яче молоко незбиране, знежирене, сухе, гірчичний порошок, цукор, натрій двовуглекислий (бікарбонат), кухонну сіль, харчові кислоти - оцтову, цитринову, оцет харчовий, каротин, харчові есенції, екстракти, пряноароматичні речовини, воду та інші добавки. У практиці вітчизняного виробництва використовують в основному соняшникову олію.

Енергетична, біологічна цінність, споживні властивості та якість майонезу залежить від кількості жиру, набору і кількості компонентів, що входять до його складу, їх якості, дотримання режимів технологічних операцій, способу приготування емульсії, її дисперсності, міцності тощо.

Олії перед використанням обов'язково треба піддавати рафінуванню і дезодорації, щоб майонезу не передавались специфічні смак і запах нерафінованої олії. Кислотне число олії не повинно перевищувати 0,3 мг КОН.

Сухе молоко знежирене має добре розчинятися у воді (при температурі води 70°C розчинність має становити не менше 91%), не мати згірклості, затхлості, салистості та інших дефектів.

Ячний порошок містить ліпіди, білки, вітаміни, мінеральні речовини, тому збагачує майонез цими речовинами, поліпшує його смакові властивості та колір.

Використання неякісного сухого молока і ячного порошку, а також зменшення їх кількості проти рецептури призводить до зниження якості й стійкості емульсії майонезу.

Гірчичний порошок, по-перше, є смаковим компонентом завдяки наявності алілової олії, і, по-друге, виконує роль емульгатора і структуроутворювача.

Гірчичний порошок ретельно перевіряється перед використанням на вміст темних включень (допускається не більше 50 в 1 мг порошку), оскільки велика кількість таких включень негативно впливає на зовнішній вигляд майонезу.

Розчин оцтової кислоти (оцет) надає майонезу гострого смаку і аромату, забезпечує необхідний рН середовища, в якому не розвивається бактеріальна мікрофлора. Оцет в майонезі без прянощів (без ароматичних і екстрактних речовин) надає йому різко вираженого гострого оцтовокислого смаку й запаху. Для забезпечення присмного смаку і аромату замість оцту використовують цитринову кислоту, винний оцет або оцтові настої на травах і коріннях (на меленому імбирі, гвоздиці, лавровому листі, кмині, червоному перці, деяких травах).

Кухонна сіль і цукор надають майонезу повноти смаку. Кухонну сіль необхідно контролювати на вміст солей магнію і заліза, бо вони каталізують окиснення жирів під час технологічних операцій, зберігання майонезу і надають йому гіркого присмаку (іонів магнію має бути не більше 0,01%, а іонів заліза - не більше 0,005% у перерахунку на суху речовину).

Цитринова кислота додається для поліпшення смаку, коректування рН середовища і як консервант.

Крохмаль кукурудзяний фосфатний використовують у виробництві майонезу, як стабілізатор емульсії разом з ячним порошком і як желююча добавка.

Каротин (масляний розчин) може додаватися до майонезу як функціональна добавка для поліпшення кольору.

Екстракти пряно-смакових речовин спиртові й в рідкому двооксиді вуглецю використовують у виробництві майонезу для створення своєрідного специфічного смаку й запаху. Введення до продуктів екстрактів замість сухих мелених прянощів сприяє більш рівномірному розподілу їх по всій масі продукту і кращому сприйняттю смаку і аромату. Екстракти пряно-смакових речовин мають бути стерильними і забезпечувати гомогенність емульсії.

Вода використовується для розчинення солі, цукру, для набухання і розчинення білків та інших рецептурних компонентів. Вода не повинна містити кальцієві та магнієві солі, залізо та інші метали, хлор, пестициди, сторонні домішки, які впливають на смакові властивості, екологічну чистоту, окиснення майонезу.

Матеріальний баланс виробництва майонезу

Матеріальний баланс розраховано на прикладі рецептури висококалорійного майонезу «Молочний» [6.13], нормативів відходів і втрат, які складають 1,011 % [8].

Початкові дані:

продуктивність установки – 1,5 т/год (або 24 т/добу);

режим роботи – двозмінний

річний фонд роботи обладнання – 258 діб

Рецептуру майонезу «Молочний» наведено у таблиці 7.1.

Таблиця 7.1- Рецептура майонезу «Молочний»

Найменування компоненту	Масова частка компоненту	
	%	кг/т
Олія рослинна	65,9	659,0
Яечний порошок	2,0	20,0
Молоко сухе знежирене	1,8	18,0
Молоко сухе незбиране	3,0	30,0
Цукор-пісок	1,5	15,0
Гірчичний порошок	0,75	7,5
Сода харчова	0,05	0,5
Сіль кухонна	1,3	13,0
Оцтова кислота, 80 %	0,75	7,5

Вода	22,95	229,5
Всього	100,00	1000,0

Розрахунок кількості компонентів, які необхідні для виробництва одиниці (1т) майонезу з урахуванням відходів і втрат, знаходимо з формули

$$X = \frac{D \cdot 1,011 \cdot 1000}{100} = 10,11 \cdot D \quad (7.1)$$

Витрати жиру (кг) на 1 т з урахування втрат знаходимо за формулою

$$X = 10,11 \cdot D \cdot M, \quad (7.2)$$

де M – масова частка жиру в компоненті (для яєчного порошку $M = 0,31851$; гірчичного порошку $M = 0,116$; сухого незбираного молока $M = 0,25$), %;

D – відсотковий вміст компоненту, %.

Таким чином, витрати компонентів для виготовлення одиниці (1т) майонезу «Молочний» складають:

Рослинної олії:

$$X_1 = 10,11 \cdot 65,9 = 666,25 \text{ кг}$$

Яєчного порошку:

$$X_2 = 10,11 \cdot 2,0 = 20,22 \text{ кг}$$

у т.ч. жиру:

$$X'_2 = 10,11 \cdot 2,0 \cdot 0,31851 = 6,44 \text{ кг}$$

Молока сухого знежиреного:

$$X_3 = 10,11 \cdot 1,8 = 18,2 \text{ кг}$$

Молока сухого незбираного:

$$X_4 = 10,11 \cdot 3,0 = 30,33 \text{ кг}$$

в тому числі жиру:

$$X'_4 = 10,11 \cdot 3,0 \cdot 0,25 = 7,58 \text{ кг}$$

Цукру-піску:

$$X_5 = 10,11 \cdot 1,5 = 15,16 \text{ кг}$$

Гірчичного порошку:

$$X_6 = 10,11 \cdot 0,75 = 7,58 \text{ кг}$$

в тому числі жиру:

$$X'_6 = 10,11 \cdot 0,75 \cdot 0,116 = 0,88 \text{ кг}$$

Соди харчової:

$$X_7 = 10,11 \cdot 0,05 = 0,5 \text{ кг}$$

Солі кухонної:

$$X_8 = 10,11 \cdot 1,3 = 13,14 \text{ кг}$$

Оцтової кислоти:

$$X_9 = 10,11 \cdot 0,75 = 7,58 \text{ кг}$$

Води:

$$X_{10} = 10,11 \cdot 22,95 = 232,02 \text{ кг}$$

На підставі цих розрахунків складаємо матеріальний баланс виробництва майонезу «Молочний», який наведено у таблиці 7.2.

Таблиця 7.2 – Матеріальний баланс виробництва майонезу «Молочний»

Прихід	кг/т	Вихід	кг/т
Олія рослинна	666,25	Майонез	
Яечний порошок	20,22	«Молочний»	1000,0
Молоко сухе знежирене	18,20	Всього відходів та втраг	11,0
Молоко сухе незбиране	30,33		
Цукор-пісок	15,16		
Гірничний порошок	7,58		
Сода харчова	0,50		
Сіль кухонна	13,14		
Оцтова кислота	7,58		
Вода	232,02		
Всього	1011,00		1011,0

На підставі початкових даних і даних табл. 7.2 розраховуємо витрату рецептурних компонентів на виробництво майонезу «Молочний» (табл. 7.3).

Таблиця 7.3 – Витрати сировини та матеріалів для виробництва майонезу

Найменування компоненту	Витрати компонентів							
	На 1 т		На добу		В місяць		На рік	
	Всього, кг	в т.ч. жирів	всього, т	в т.ч. жирів	всього, т	в т.ч. жирів	всього, т	в т.ч. жирів
Олія рослинна	666,25	666,25	15,990	15,99	343,80	343,80	4125,4	4125,4
Яечний порошок	20,22	6,44	0,485	0,154	10,40	3,30	125,10	39,73
Молоко сухе знежирене	18,20		0,437		9,40		112,75	
Молоко сухе незбиране	30,33	7,58	0,728	0,182	15,60	№.90	187,80	46,95
Цукор-пісок	15,16		0,364		7,80		93,90	
Гірчичний порошок	7,58	0,88	0,182	0,021	3,90	0,26	46,95	3,12
Сода харчова	0,50		0,012		0,26		3,10	

Закінчення табл. 7.3

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Сіль кухонна	13,14		0,315		6,80		81,30	
Оцтова кислота	7,58		0,182		3,90		46,95	
Вода	232,02		5,570		119,75		1437,1	
Всього	1011,00		24,260		521,60		6259,1	

9. Технологічні розрахунки виробництва маргарину.

Теоретична частина. У сучасному виробництві маргарину поряд з максимальним збереженням природних (нативних) властивостей жирів, що використовуються для його виробництва, дотримуються заходів щодо забезпечення збалансованості жирно-кислотного складу, збагачення комплексом добавок, біологічно активних речовин, і в першу чергу жиророзчинних вітамінів А, D, Е, К, фосфоліпідів, (3-каротину).

Рекомендують підтримувати такий жирно-кислотний склад харчового жиру: 20-30% лінолевої, 40-60% олеїнової і не більше 30% насичених жирних кислот. При цьому пропонують співвідношення середніх і високомолекулярних кислот підтримувати в однакових частках. Хворим на жировий обмін в організмі і на атеросклероз рекомендують вживати харчові жири з вмістом лінолевої кислоти не менше 40%. Харчові жири мають містити і оптимальну кількість вітаміну Е, фосфоліпідів, фітостеролу.

Традиційні види маргарину не повністю відповідають цим вимогам, тому мають обмеження у споживанні окремими категоріями населення, що пов'язано з великим вмістом у них насичених жирних кислот і трансізомерів. Ці види маргарину не забезпечують потреб груп населення із захворюваннями печінки, серця, судинної системи. Зокрема, у традиційних видах маргарину міститься від 8,2 до 17,6% лінолевої кислоти замість рекомендованих 40% і багато біологічно неактивних трансізомерів жирних кислот - 22-30%, мало середньо-молекулярних жирних кислот - 0,3- 2,6%

Матеріальний баланс виробництва маргарину складемо на підставі визначення фактичних відходів та втрат жирових компонентів у відповідності із заданою рецептурою, товарною формою та видом продукції – фасованою чи нефасованою. Визначення фактичних відходів та втрат компонентів здійснюється за допомогою діючих в промисловості нормативів відходів та втрат [8].

Гранично допустимі нормативи відходів та втрат у виробництві твердого маргарину, розфасованого у пачки, та м'якого маргарину, розфасованого у полімерні стаканчики, складає величини, зазначені у табл. 8.1.

Таблиця 8.1- Гранично допустимі нормативи відходів та втрат у виробництві фасованих маргаринів

Найменування нормативу	Одиниця вимірювання	Величина нормативу для маргаринів жирністю	
		82 %	72-75 %
Норматив відходів та втрат, Всього	у % до маси готового маргарину	0,58	0,58
В тому числі:			
Норматив відходів та втрат жиру, всього		0,48	0,43
З нього:			
- норматив відходів жиру		0,28	0,25
- норматив втрат жиру		0,20	0,18
Норматив втрат нежирових речовин	0,10	0,15	

Гранично допустимі нормативи відходів і втрат у виробництві маргарину нерозфасованого (в моноліті) такі (табл. 8.2) [8].

Таблиця 8.2 - Гранично допустимі нормативи відходів та втрат у виробництві нерозфасованого маргарину

Найменування нормативу	Одиниця вимірювання	Величина нормативу
Норматив відходів та втрат, всього	у % до маси готового маргарину	0,24
В тому числі:		
Норматив відходів та втрат жиру, всього		0,19
З нього:		
- норматив відходів жиру		0,10
- норматив втрат жиру		0,09
Норматив втрат нежирових речовин	0,05	

Гранично допустимі нормативи відходів і втрат жирової сировини під час виробництва жирів кондитерських, кулінарних, хлібопекарських та для молочної промисловості складають: відходи - 3,44 кг/т, втрати - 2,92 кг/т.

Для прикладу розглянемо матеріальний баланс виробництва маргарину м'якого «Столичний», рецептуру якого наведено у табл. 8.3

Таблиця 8.3 - Рецептура м'якого маргарину «Столичний»

Найменування компоненту	Масова частка компоненту	
	%	кг/т
Саломас марки М 1-1	14,00	140,0
Саломас марки М 2	9,50	95,0
Олія рослинна рідка	26,565	265,65
Олія кокосова	8,50	85,0
Емульгатори(МГМ+ФК)	0,90	9,0
Барвник харчовий	0,35	3,5
Сіль	0,50	5,0
Ароматизатори:		
Жиророзчинний	0,013	0,13
Водорозчинний	0,018	0,18
Молоко коров'яче незбиране (2,5 %)	12,50	125,0
Цитринова кислота	0,05	0,5
Вітаміни:		
А	0,002	0,02
Е	0,020	0,20
Бензоат натрію	0,1	1,0
Вода	26,982	269,82
Всього	100,0	1000,0

Відходом жирових компонентів (саломасів, олії рослинної рідкої, олії кокосової) розраховуємо за формулою:

$$B_{\text{ж}} = \frac{B_{\text{с}} \sum m_i}{\sum m_i} \quad (8.1)$$

де: $B_{\text{ж}}$ - відходи жирового компоненту, кг/т

$B_{\text{с}}$ - норматив відходів жиру (табл. 8.1-8.2), кг/т

m_i - масова частка жирового компоненту (табл. 8.3), кг/т

$\sum m_i$ - загальна кількість жирових компонентів, включаючи жир молока, (табл.8.3), кг/т

Втрати жирових компонентів визначають за аналогічною формулою:

$$B_{\text{ж}} = \frac{B_{\text{н}} \sum m_i}{\sum m_i} \quad (8.2)$$

Де: $B_{\text{ж}}$ - втрати жирового компоненту, кг/т;

$B_{\text{н}}$ - норматив втрат жиру (табл. 8.1-8.2), кг/т.

Втрати нежирових компонентів (молока, води) визначають так:

$$B_{\text{н}} = \frac{B_{\text{н}} \cdot m_j}{\sum m_j} \quad (8.3)$$

де: $B_{\text{н}}$ - втрати нежирового компоненту, кг/т;

$B_{\text{н}}$ - норматив втрат не жирових компонентів (табл. 8.1-8.2), кг/т;

m_j - масова частка нежирового компоненту (табл. 8.3), кг/т;

$\sum m_i$ - загальна кількість нежирових компонентів (за табл.8.3), кг/т;

Фактичні витрати жирових компонентів визначають за формулою:

$$m_{\text{жф}} = m_{\text{ж}} + B_{\text{ж}} + B_{\text{м}} \quad (8.4)$$

Фактичні витрати нежирових компонентів визначають за формулою:

$$m_{\text{нф}} = m_{\text{н}} + B_{\text{н}} \quad (8.5)$$

Для міnorних компонентів (емульгаторів, барвника, солі, ароматизаторів, цитринової кислоти, вітамінів, бензоату натрію) відходи та втрати з-за малих масових часток не визначаються.

Для розрахунку потреби у рецептурних компонентах маргарину на добу, місяць, рік приймаємо такі початкові дані:

продуктивність поточної лінії – $\Pi = 5\text{т/год}$;

режим роботи обладнання – двозмінний – $t = 16$ год;

річний фонд роботи обладнання – $T_{\text{эф}} = 308$ діб.

Потреба у рецептурних компонентах маргарину визначають так:

- на добу:

$$x_1 = m_{\text{жф}} \cdot \Pi \cdot 16 \text{ або } x_1 = m_{\text{нф}} \cdot \Pi \cdot 16 \quad (8.6)$$

- на рік:

$$x_2 = x_1 \cdot 308 \quad (8.7)$$

- на місяць:

$$x_3 = x_2 / 12 \quad (8.8)$$

Результати розрахунків зводимо у табл. 8.4

Таблиця 8.4- Потреба у рецептурних компонентах при виробництві м'якого маргарину «Столичний»

Найменування компоненту	Потреба у рецептурному компоненті			
	кг/т	на добу, т	на місяць, т	на рік, тис.т
Саломас марки М 1-1	141,03	11,28	289,58	3,475
Саломас марки М 2	95,70	7,66	196,50	2,358
Олія рослинна рідка	267,60	21,41	549,47	6,594
Олія кокосова	85,62	6,85	175,81	2,110
Емульгатори(МГМ+ФК)	9,0	0,72	18,48	0,222
Барвник харчовий	3,5	0,28	7,19	0,086
Сіль	5,0	0,40	10,27	0,123
Ароматизатори:				
Жиророзчинний	0,13	0,010	0,27	0,003
Водорозчинний	0,18	0,014	0,37	0,005
Молоко коров'яче незбиране(2,5 %)	125,47	10,04	257,63	3,092
Цитринова кислота	0,5	0,04	1,03	0,013
Вітаміни:				
А	0,02	0,0016	0,04	0,0005
Е	0,20	0,016	0,41	0,005
Бензоат натрію	1,0	0,08	2,05	0,025
Вода	270,8	21,66	556,04	6,673
Всього	1005,8	80,464	2065,24	24,783

Матеріальний баланс на 1 т маргарину можна також подати у вигляді окремої таблиці (табл.8.5).

Таблиця 8.5 - Матеріальний баланс на 1 т маргарину «Столичний»

Прихід	кг/т	Вихід	кг/т
Саломас марки М 1-1	141,03	Маргарин «Столичний»	1000,0
Саломас марки М 2	95,70		
Олія рослинна рідка	267,60	Всього відходів та втрат	5,8
Олія кокосова	85,62	В тому числі:	
Емульгатори(МГМ+ФК)	9,0	Відходи жирів	2,5
Барвник харчовий	3,5	Втрати жирів	1,8

Сіль	5,0	Втрати не жирових компонентів	1,5
Ароматизатори:			
Жиророзчинний	0,13		
Водорозчинний	0,18		
Молоко коров'яче незбиране (2,5%)	125,47		
Цитринова кислота	0,5		
Вітаміни:			
А	0,02		
Е	0,20		
Бензоат натрію	1,0		
Вода	270,8		
Всього	1005,8		1005,8

Тепловий баланс процесу виробництва майонезу періодичним способом

Початкові дані для розрахунку одержано на основі діючої рецептури на майонез «Молочний» [13] і продуктивності лінії 0,75 т/год та наведено в таблиці 12.1. Величину питомої теплоємності рецептурних компонентів визначено за даними [12].

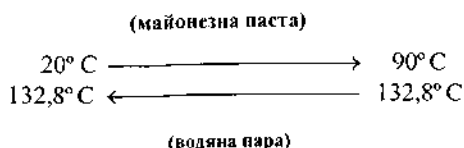
Таблиця 12.1 – Початкові дані для розрахунку теплового балансу

Найменування компоненту	%	Масова витрата		Питома теплоємність	
		Символ	Значення, кг/с	Символ	Значення, кДж/кг·К
Рослинна олія	65,9	G ₁	0,13	C ₁	1,6
Яєчний порошок	2,0	G ₂	0,004	C ₂	1,94
Сухе молоко	4,8	G ₃	0,01	C ₃	1,85
Гірчичний порошок	0,75	G ₄	0,0016	C ₄	1,73
Цукор-пісок	1,5	G ₅	0,003	C ₅	0,45
Сіль кухонна	1,3	G ₆	0,0027	C ₆	0,87
Сода харчова	0,05	G ₇	0,0001	C ₇	0,71
Оцтова кислота (80%-на)	0,75	G ₈	0,0016	C ₈	2,48
Вода питна	22,95	G ₉	0,0478	C ₉	4,19
Всього	100	G _Σ	0.2078	C _Σ	2,28

Під час виробництва майонезу періодичним способом рецептурні компоненти проходять таку теплову обробку [13]. Спочатку до першого змішувача, де готують майонезну пасту, додають гарячу воду $90 - 95^{\circ}\text{C}$ і гірчичний порошок у співвідношенні (2-2,5):1. Після запарення гірчиці додають теплу воду $35 - 40^{\circ}\text{C}$ і сухе молоко у співвідношенні 3:1 для висококалорійних майонезів 4:1 і для майонезів зі зниженим вмістом жиру, соду харчову, цукор-пісок. Всю суміш ретельно змішують протягом 20 - 25 хв за температури $90 - 95^{\circ}\text{C}$, а потім охолоджують до $35 - 40^{\circ}\text{C}$. Далі до другого змішувача додають сухий яєчний порошок і воду за температури $40 - 45^{\circ}\text{C}$ у співвідношенні 1: (1,4-2) для висококалорійних майонезів і 1: (2,5-2,8) для майонезів зі зниженим вмістом жиру. Температуру суміші доводять до $60 - 65^{\circ}\text{C}$ та витримують 20 - 25 хвилин і охолоджують до температури $30 - 40^{\circ}\text{C}$. Відповідно до викладеного вище тепловий баланс складено за окремими стадіями.

12.1 Стадія пастеризації майонезної пасти

Схема теплових потоків:



Тепловий баланс цієї стадії можна представити у вигляді

$$Q_1 + Q_n = Q_2 + Q_k + Q_{\text{втр}}, \quad (12.1)$$

де Q_1 - кількість теплоти майонезної пасти (суміш усіх рецептурних компонентів крім рослинної олії, частини води та яєчного порошку) за температури $t_1 = 20^{\circ}\text{C}$, кВт;

Q_n - кількість теплоти гріючої пари, кВт;

Q_2 - кількість теплоти майонезної пасти за кінцевої температури $t_2 = 90^{\circ}\text{C}$, кВт

Q_k - кількість теплоти конденсату, кВт;

$Q_{\text{втр}}$ - кількість теплоти, що втрачається у навколишнє середовище, кВт

(Приймасмо $Q_{\text{втр}} = 0,05(Q_2 - Q_1)$).

Кількість теплоти майонезної пасти за початкової температури:

$$Q_1 = [G_3 \cdot c_3 + G_4 \cdot c_4 + G_5 \cdot c_5 + G_6 \cdot c_6 + G_7 \cdot c_7 + G_8 \cdot c_8 + (G_9 - 2G_2) \cdot c_9] \cdot t_1 \quad (12.2)$$

Кількість теплоти гріючої пари визначають за формулою:

$$Q_n = D \cdot i_n, \quad (12.3)$$

де D - масова витрата пари, кг/с;

i_n - ентальпія пари, кДж/кг (ентальпія пари $P = 0,3$ МПа за даними [15] складає $i_n = 1959$ кДж/кг).

Кількість теплоти майонезної пасти за кінцевої температури

$$Q_2 = [G_3 \cdot c_3 + G_4 \cdot c_4 + G_5 \cdot c_5 + G_6 \cdot c_6 + G_7 \cdot c_7 + G_8 \cdot c_8 + (G_9 - 2G_2) \cdot c_9] \cdot t_2. \quad (12.4)$$

Кількість теплоти конденсату визначають так

$$Q_n = D \cdot i_k, \quad (12.5)$$

де i_k – ентальпія конденсату, кДж/кг. За даними [15] $i_k = 450$ кДж/кг.

Втрати теплоти в навколишнє середовище

$$Q_{втр} = 0,05 (Q_2 - Q_1). \quad (12.6)$$

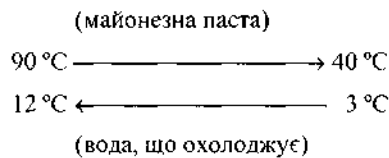
На підставі виконаних розрахунків і рівняння (12.1) знаходимо витрату грюючої пари

$$D = \frac{Q_2 - Q_1 + Q_{втр}}{i_n - i_k}. \quad (12.7)$$

Після закінчення розрахунку перевіряємо, чи виконується рівняння (12.1).

12.2 Стадія охолодження майонезної пасти

Схема теплових потоків:



Рівняння теплового балансу має вигляд

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_{втр}, \quad (12.8)$$

де Q_1 та Q_3 – кількість теплоти майонезної пасти за початкової та кінцевої температури відповідно, кВт;

Q_2 та Q_4 - кількість теплоти охолоджуючої води пасти за початкової та кінцевої температури відповідно, кВт;

$Q_{\text{втр}}$ - втрати теплоти у навколишнє середовище, кВт. (Приймаємо

$$Q_{\text{втр}} = 0,05 (Q_1 - Q_3).$$

Кількість теплоти майонезної пасти за $t_1 = 90^\circ \text{C}$ з попередніх розрахунків складає $Q_1 = 69,69$ кВт. Кількість теплоти майонезної пасти за $t_3 = 40^\circ \text{C}$ визначаємо аналогічно за формулами 6.2 або 6.3.

Кількість теплоти охолоджуючої води за початкової температури

$$Q_2 = W \cdot c_n \cdot t_n, \quad (12.9)$$

де D – масова втрата води, кг/с;

c_n – питома теплоємність води за початкової температури t_n , кДж/(кг·К).

Кількість теплоти охолоджуючої води за кінцевої температури

$$Q_4 = W \cdot c_k \cdot t_k, \quad (12.10)$$

де c_n – питома теплоємність води за початкової температури t_n , кДж/(кг·К) [15].

На підставі одержаних результатів і рівняння (6.8) знаходимо масову витрату охолоджуючої води за формулою

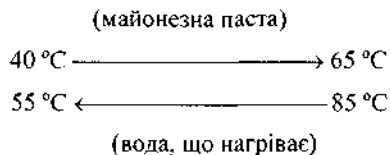
$$W = \frac{Q_1 - Q_3 - Q_{\text{втр}}}{c_k \cdot t_k - c_n \cdot t_n} \quad (12.11)$$

Тепер визначають, чи правильно складено рівняння теплового балансу (12.8)

12.3 Стадія пастеризації майонезної пасти з додаванням яєчного порошку і залишку рецептурної кількості води

Теплові розрахунки на цій стадії виконують аналогічно п.12.1, приймаючи до уваги, що до композиції додається яєчний порошок (G_2) і залишок води ($2G_2$).

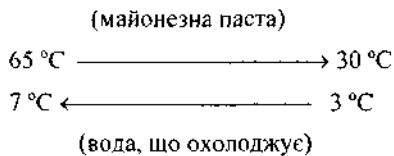
Схему теплових потоків приймають таку:



12.4 Стадія охолодження майонезної пасти

Теплові розрахунки на цій стадії виконують за схемою п. 12.2.

Схему теплових потоків приймають таку:



13 Тепловий баланс процесу виробництва майонезу напівбезперервним способом (лінія фірми «Schroder»)

Початкові дані для розрахунку одержано з [13] з урахуванням продуктивності установки 3 т/добу і наведено у таблиці 13.1. Величину питомої теплоємності рецептурних компонентів визначено за даними [13, 16].

Таблиця 13.1- Початкові дані для розрахунку теплового балансу

Найменування компоненту	%	Масова витрата		Питома теплоємність	
		Символ	Значення, кг/с	Символ	Значення, кДж/(кг·К)
Рослинна олія	48,40	G_1	0,4033	C_1	1,775
Всього фази 1	48,40	G^I	0,4033	C^I	1,775
Рослинна олія	12,00	G_2	0,1000	C_2	1,775
Яечний порошок	5,00	G_3	0,0417	C_3	1,940
Всього фази 2	17,00	G^{II}	0,1417	C^{II}	3,715
Оцтова кислота 80 %-	0,55	G_4	0,0046	C_4	2,480
Вода	3,85	G_5	0,0321	C_5	4,183
Всього фази 3	4,40	G^{III}	0,0362	C^{III}	3,970
Рослинна олія	5,00	G_6	0,0414	C_6	1,775
Молоко сухе	1,6	G_7	0,0133	C_7	1,85
Гірчичний порошок	0,75	G_8	0,0063	C_8	1,73
Цукор-пісок	1,5	G_9	0,0125	C_9	0,45
Сіль кухонна	1,0	G_{10}	0,0083	C_{10}	0,87
Сода харчова	0,05	G_{11}	0,0004	C_{11}	0,71
Вода	20,3	G_{12}	0,1691	C_{12}	4,183
Всього фази 4	30,2	G^{IV}	0,2516	C^{IV}	3,2987
Всього компонентів	100,0	G_{Σ}	0,8333	C_{Σ}	2,9399

Під час виробництва майонезу напівбезперервним способом на лінії «Schroder» рецептурні компоненти у вигляді фаз (див. табл. 13.1) проходять таку теплову обробку [6, 13].

Фаза 1 (рослинна олія) з цехових ємкостей температурою 40°C подається до розподільчої ємності через теплообмінник, в якому вона охолоджується до $t = (20 \pm 2)^{\circ}\text{C}$.

Фаза 2 (суспензія яєчного порошку в рослинній олії) проходить теплову обробку при температурі $65 \pm 2^{\circ}\text{C}$, а потім охолоджується аміаком до $t = 15 \pm 5^{\circ}\text{C}$.

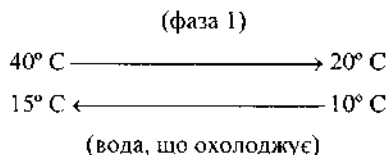
Фаза 4 пастеризується у комбінаторі – теплообміннику при температурі $t = 82 \pm 2^{\circ}\text{C}$, а потім охолоджується аміаком аналогічно фазі 2, тобто до $t = 15 \pm 5^{\circ}\text{C}$.

Фаза 3 теплової обробці не піддається.

У зв'язку з викладеним вище тепловий баланс складено за окремими стадіями.

13.1 Охолодження фази 1

Схема теплових потоків:



Рівняння теплового балансу можна записати так

$$Q_1 + Q_v = Q_2 + Q'_v + Q_{\text{втр}} \quad (13.1)$$

де Q_1 - кількість теплоти фази 1 за $t_1 = 40^{\circ}\text{C}$, кВт;

Q_v - кількість теплоти води для охолодження за початкової температури (приймаємо $t_v = 10^{\circ}\text{C}$), кВт;

Q_2 - кількість теплоти охолодженої фази 1 при $t_2 = 20^{\circ}\text{C}$, кВт;

Q'_v - кількість теплоти нагрітої води, кВт;

$Q_{\text{втр}}$ - втрати теплоти у навколишнє середовище, кВт. Приймаємо

$$Q_{\text{втр}} = 0,05(Q_1 - Q_2).$$

$$Q_1 = G_1 \cdot c_1 \cdot t_1, \quad (13.2)$$

де G_1 – витрата фази 1, кг/с, (див. табл. 13.1);

c_1 – питома теплоємність рослинної олії за $t_1 = 40^\circ \text{C}$, кДж/(кг·К). Приймають за даними [10].

$$Q_b = W \cdot c_b \cdot t_b, \quad (13.3)$$

де W – масова витрата води, кг/с. За даними [13] $W = 1,11$ кг/с;

c_b – питома теплоємність води для охолодження за $t_b = 10^\circ \text{C}$, кДж/(кг·К).

$$Q_2 = G \cdot c_2 \cdot t_2, \quad (13.4)$$

де c_2 – питома теплоємність рослинної олії за $t_2 = 20^\circ \text{C}$, кДж/(кг·К).
Приймають за даними [16].

$$Q'_b = W \cdot c_b \cdot t'_b, \quad (13.5)$$

Підставляючи ці вирази у рівняння (1) та виконавши відповідні перетворення, одержуємо

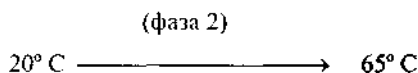
$$0,95 \cdot G \cdot (c_2 \cdot t_2 - c_1 \cdot t_1) = W \cdot c_b \cdot (t'_b - t_b). \quad (13.6)$$

Звідки знаходять значення температури (t'_b), з якою вода залишає теплообмінник

$$t'_b = \frac{0,95 \cdot G \cdot (c_2 \cdot t_2 - c_1 \cdot t_1)}{W \cdot c_b} + t_b \quad (13.7)$$

13.2 Темперування фази 2

Схема теплових потоків така:



$$132,8^{\circ}\text{C} \longleftarrow \text{-----} 132,8^{\circ}\text{C}$$

(водяна пара)

Рівняння теплового балансу:

$$Q_1 + Q_n = Q_2 + Q_k + Q_{\text{втр}} \quad (13.8)$$

де Q_1 - кількість теплоти фази 2 за початкової температури, кВт;

Q_n - кількість теплоти пари ($p = 0,03$ МПа, $t = 132,8^{\circ}\text{C}$, $i_n = 1959$ кДж/кг [10]), кВт;

Q_2 - кількість теплоти фази 2 після темперування, кВт;

Q_k - кількість теплоти конденсату, кВт;

$Q_{\text{втр}}$ - втрати теплоти у навколишнє середовище, кВт. Приймаємо

$$Q_{\text{втр}} = 0,05(Q_2 - Q_1)$$

$$Q_1 = G^{\text{II}} \cdot c^{\text{II}} \cdot t_1 = (G_2 \cdot c_2 + G_3 \cdot c_3) \cdot t_1, \quad (13.9)$$

$$Q_n = D \cdot i_n \quad (13.10)$$

де D - масова втрата пари, кг/с;

$$Q_2 = G^{\text{II}} \cdot c^{\text{II}} \cdot t_2 = (G_2 \cdot c_2 + G_3 \cdot c_3) \cdot t_2, \quad (13.11)$$

$$Q_k = D \cdot i_k \quad (13.12)$$

Підставляючи ці вирази у рівняння (13.8) та виконавши відповідні перетворення, одержуємо

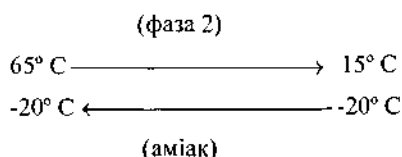
$$D(i_n - i_k) = 1,05(Q_2 - Q_1). \quad (13.13)$$

Звідки знаходимо витрату водяної пари для пастеризації фази 2:

$$D = \frac{1,05 \cdot (Q_2 - Q_1)}{i_n \cdot i_k} \quad (13.14)$$

13.3 Охолодження фази 2

Схема теплових потоків:



Загальна кількість теплоти, яка відводиться при охолодженні фази 2, визначається так [17]:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3, \quad (13.15)$$

де Q_1 – теплове навантаження циліндра-охолоджувача, кВт;

Q_2 – теплота, яка виділяється при перемішуванні фази 2, кВт;

Q_3 - втрати теплоти у навколишнє середовище, кВт.

$$Q_1 = (G_2 \cdot c_2 + G_3 \cdot c_3) \cdot (t_1 - t_2), \quad (13.16)$$

де t_1 і t_2 – відповідно початкова і кінцева температури фази 2, °C.

$$Q_2 = \alpha \cdot N_{\text{уст}}, \quad (13.17)$$

де α – коефіцієнт переходу електричної енергії у теплову (за практичними даними $\alpha = 0,6$);

$N_{\text{вет}}$ – потужність електродвигуна на валу циліндра - охолоджувача (за даними [16] $N_{\text{вет}} = 7,5$ кВт).

$$Q_3 = \beta \cdot (Q_2 + Q_1), \quad (13.18)$$

де β – коефіцієнт втрат теплоти, $\beta = (0,05 \dots 0,1)$.

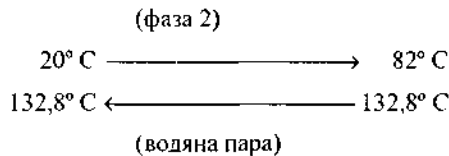
Після визначення загальної кількості теплоти Q розраховують кількість холодильного агенту, який циркулює в апараті і чинить необхідний холодильний ефект, за формулою:

$$P = \frac{Q}{q}, \quad (13.19)$$

де q – питома холодопродуктивність аміаку ($q = 1118,7$ кДж/К).

13.4 Нагрівання фази 4

Схема теплових потоків:



Рівняння теплового балансу аналогічно рівнянню (13.8) і всі теплові розрахунки виконують відповідно до п.2.

13.5 Охолодження фази 4

Теплові розрахунки на цій стадії виконуються за схемою, представленою в п. 13.3.

10. Матеріальний баланс виробництва туалетного мила

Підставою для матеріальних розрахунків є завдання на проектування, прийнята технологічна схема виробництва, норми витрат сировини та допоміжних матеріалів з врахуванням відходів та втрат при виробництві мила.

Потужність миловарного виробництва визначається кількістю ліній по механічній обробці мила. Потужність заводів з виробництва туалетного мила складає 7,5 тис. тонн на рік, або 15,0 тис. тонн на рік.

Асортимент готової продукції – туалетного мила в залежності від вмісту жирних кислот розділяється на групи:

«Екстра» - 76-80 % жирних кислот;

«Дитяче» - не менше 73 %;

1 група - не менше 72 %;

Для кожної групи мил передбачена відповідна жирова рецептура. Наприклад, для виробництва туалетного мила із заданим вмістом жирних кислот 80 %, варка мильної основи якого здійснюється непрямим методом у котлах, початковою жирною сировиною є суміш нейтральних жирів, таких як яловичий, свинячий та кокосова олія.

9.1. Початкові дані для розрахунків

Продуктивність цеху 30,0 т/добу, або 7500 т/рік

Рецептура туалетного мила групи «Екстра» наведена в табл. 9.1.

Таблиця 9.1 – Жирова рецептура туалетного мила

Найменування жирів	Витрати за рецептурою	Число омилення, мг КОН/г	Титр жиру, С
Жир яловичий	60	198	45
Жир свинячий	25	195	40
Олія кокосова	15	253	19

Середня молекулярна маса суміші жирних кислот жирів визначається формулою

$$M_{cp} = M_1 a_1 + M_2 a_2 + M_3 a_3 \quad (9.1)$$

Визначаємо значення M_1, M_2, M_3 за формулою

$$M = \frac{3 \cdot 56110 / \text{ЧО} - 38,1}{3}, \quad (9.2)$$

Де M – молекулярна маса жирних кислот нейтрального жиру, г/моль;

ЧО – значення середнього числа омилення нейтрального жиру, мг КОН/г.

У відповідності з формулою 9.2 значення M_1, M_2, M_3 наступні:

$$M_1 = \frac{3 \cdot 56110/198 - 38,1}{3} = 270,7 \text{ г/моль};$$

$$M_2 = \frac{3 \cdot 56110/195 - 38,1}{3} = 275,0 \text{ г/моль};$$

$$M_3 = \frac{3 \cdot 56110/253 - 38,1}{3} = 209,0 \text{ г/моль};$$

Середня молекулярна маса суміші жирних кислот дорівнює

$$M_{cp} = 270,7 \cdot 0,6 + 275,0 \cdot 0,25 + 209 \cdot 0,15 = 262,5 \text{ г/моль}$$

Титр жирової суміші туалетного мила розраховують за титрами компонентів адитивним шляхом:

$$T_{cym} = (t_1 a_1 + t_2 a_2 + t_3 a_3) / 100 \quad (9.3)$$

Де t_1, t_2, t_3 – титри жирових компонентів;

a_1, a_2, a_3 – масові частки жирних компонентів;

$$T_{\text{сум}} = 39,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Визначаємо вихід безводного мила у відсотках до витрачених жирів за формулою:

$$G_m^1 = \frac{M_{\text{ср}} \cdot Ж_k + (M_n - 1) 100}{M_{\text{ср}}}, \quad (9.4)$$

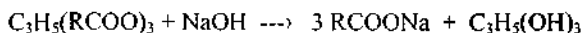
де $M_{\text{ср}}$ – середня молекулярна маса жирних кислот жирової суміші;

$Ж_k$ – вихід жирних кислот до маси використаних ТАГ;

M_n – Атомна маса натрію.

Для визначення G_m^1 робимо відповідні розрахунки.

При утворенні мила з нейтральних жирів основною є реакція взаємодії триацилгліцеринів (ТАГ) з гідроксидом натрію



Молекулярна маса триацилгліцеринів жирової суміші визначають так:

$$M_{\text{ТАГ}} = 3 \cdot M_{\text{ср}} + 41 - 3$$

$$M_{\text{ТАГ}} = 3 \cdot 262,5 + 41 - 3 = 825,5 \text{ г/моль}$$

Вихід жирних кислот в % до маси ТАГ розраховують за формулою (у відповідності з реакцією гідролізу ТАГ):

$$Ж_k = 3 \cdot M_{\text{ср}} \cdot 100 / M_{\text{ТАГ}} \quad (9.5)$$

$$Ж_k = 3 \cdot 262,5 \cdot 100 / 825,5 = 95,4 \%$$

Тоді вихід за формулою 9.4 становить:

$$G_m = G_m^1 \cdot A / 100 \quad (9.6)$$

Де A – вміст жирних кислот в товарному продукті;

$$G_m = 103,77 \cdot 80 / 100 = 83,0 \%$$

Вміст вологи в милі розраховують за формулою:

$$V_m = 100 - (G_m + 3л + 3с + 3г + Д), \quad (9.7)$$

де 3л – залишковий вміст лугу в милі, % (згідно ДСТУ це складає 0,056);

3с – залишковий вміст солі в милі, % (0,4 %);

3г – залишковий вміст гліцерину в милі, % (1,0 %);

Д – загальний вміст добавок (барвників, віддушок, відбілювачів, пластифікаторів, приблизно 0,7-1,0 %) .

$$V_m = 100 - (83,0 + 0,05 + 0,4 + 1,7 + 1,0) = 13,85 \%$$

9.2. Розрахунок матеріального балансу

9.2.1. Визначення витрат жирових компонентів

для виробництва туалетного мила

До складу нейтральних жирів за їх фізико-хімічними показниками згідно ДСТУ входять такі речовини, як вільні жирні кислоти, волога та неомилені речовини, кількість яких зазначено в таблиці 9.3.

Таблиця 9.3 – Вміст основних речовин у компонентах жирової суміші

Найменування речовин, %	Вміст речовин, %		
	Яловичий жир	Свинячий жир	Кокосова олія
ТАГ	98,7	98,6	98,1
Неомилені речовини	0,1	0,1	0,6
Вода	0,2	0,3	0,2
Вільні жирні кислоти	1,0	1,0	1,1

Витрати жирів за рецептурою розраховують у відповідності з нормами витрат жирних кислот при виробництві мила, які дорівнюють для туалетного мила групи «Екстра»:

На 1 тону мила – 806,0 кг жирних кислот.

Норми витрат для туалетного мила груп І,ІІ,ІІІ – 755,9 кг.

Тоді жирних кислот яловичого жиру:

$$806,0 \cdot 0,6 = 483,6 \text{ кг/т}$$

Жирних кислот свинячого жиру

$$806,0 \cdot 0,25 = 201,5 \text{ кг /т}$$

Жириних кислот кокосової олії

$$806,0 \cdot 0,15 = 120,9 \text{ кг /т}$$

Для перерахунку жирних кислот в нейтральні жири за формулою 9.5 прийнято наступні коефіцієнти:

Для жиру яловичого, свинячого $k = 0,95$; для кокосової олії $k = 1,0$.

Витрати жирових компонентів розраховують у відповідності з табл. 9.4.

Таблиця 9.4 – Середня розрахункова жирова рецептура туалетного мила групи «Екстра»

Жирова сировина	Титр, °С	Витрати жирних кислот, кг/т	Коефіцієнт перерах. в нейтральні жири	Витрати сухих жирів, кг/т	Вміст води та летких речовин		Витрати жи- рів з ураху- ванням воло- ги та летких речовин, кг/т мила
					%	кг	
Жир яловичий	45	483,6	0,95	509,05	0,2	0,98	510,0
Жир свинячий	40	201,5	0,95	212,1	0,3	0,63	212,73
Олія кокосова	22	120,9	1,0	120,9	0,2	0,24	121,14
Всього		806,0		842,05		1,85	843,9

Витрати жирової суміші на 1 т мила складають 843,9 кг.

9.2.2. Визначення загальних витрат гідроксиду натрія

Омилення нейтральних жирів проводять гідроксидом натрія (каустичною содою).

Теоретичні витрати гідроксиду натрія (100 %) визначають за формулою

$$L = 0,714 \cdot \sum \text{Ж}_{\text{до}} \cdot \text{ЧО}_{\text{сум}} / 1000 \quad (9.8)$$

Де $\text{ЧО}_{\text{сум}}$ – середнє значення числа омилення жирової суміші, мг КОН/г;

0,714 – коефіцієнт перерахунку КОН в NaOH.

Значення $ЧО_{\text{сум}}$ розраховують за формулою

$$ЧО_{\text{сум}} = ЧО_1 \cdot a_1 + ЧО_2 \cdot a_2 + ЧО_3 \cdot a_3, \quad (9.9)$$

де $ЧО_1$, $ЧО_2$, $ЧО_3$ - значення чисел омилення кожного компоненту у відповідності з табл. 9.1, мг КОН/г.

$$ЧО_{\text{сум}} = 198,0 \cdot 0,6 + 195 \cdot 0,25 + 253 \cdot 0,15 = 205,5 \text{ мг КОН/г}$$

Тоді:

$$Л = 0,714 \cdot 843,9 \cdot 205,5 / 1000 = 123,8 \text{ кг/т.}$$

Існують нормативи витрат каустичної соди 100 % -ної для омилення нейтральних жирів. Так за цими нормативами:

на 100 кг яловичого жиру йде 14,1 кг NaOH

$$510,0 \quad - \quad X_1 \quad X_1 = 71,9 \text{ кг;}$$

На 100 кг свинячого жиру - 14,0 кг NaOH

$$212,73 \quad - \quad X_2 \quad X_2 = 29,8 \text{ кг;}$$

На 100 кг кокосової олії - 18,1 кг NaOH

$$121,14 \quad X_3 \quad X_3 = 21,9 \text{ кг}$$

$$X_1 + X_2 + X_3 = 123,6 \text{ кг /т}$$

З урахуванням надлишку гідроксиду натрія в милі 0.05 % (0,5 кг/т), надлишку в процесі омилення, та вмісту NaOH в товарній каустичній соді її витрати складуть

$$Л_{\text{до}} = (123,8 + 0,5) \cdot 1,01 / 0,96 = 130,7 \text{ кг/т}$$

Де 0,96 – вміст NaOH в товарній каустичній соді за стандартом дорівнює не менш 96 %.

Витрати гідроксиду натрія на процес омилення жирової складають 130,7 кг/т.

9.2.3 Визначення загальної кількості мила, що утворюється при омиленні ТАГ та при нейтралізації вільних жирних кислот в жировій суміші.

У відповідності з формулами 9.4 та 9.6

$$M_{\text{ТАГ}} = 3 \cdot M_{\text{ср}} + 41 - 3$$

$$M_{\text{ТАГ}} = 3 \cdot 270,7 + 38 = 850,1 \text{ г/моль}$$

Вихід жирних кислот (ф-ла 9.5) з жиру яловичого

$$Ж_{\text{к}} = 3 \cdot 270,7 \cdot 100 / 850,1 = 96,0 \%$$

Вихід мила безводного за формулою 9.4 з жиру яловичого складає

$$G_m^I = (270,7 \cdot 0,96 + 23 - 1) / 270,7 \cdot 100 = 104,12 \%$$

Кількість ТАГ у складі яловичого жиру дорівнює у відповідності з табл. 9.4

$$G_{\text{ТАГ}}^I = 0,987 \cdot 509,05 = 502,4 \text{ кг/т}$$

Кількість ТАГ у складі свинячого жиру дорівнює у відповідності з табл. 9.4.

$$G_{\text{ТАГ}}^I = 0,986 \cdot 212,1 = 209,13 \text{ кг/т}$$

Кількість мила з ТАГ яловичого жиру

$$G_{\text{м.ТАГ}}^I = 502,4 \cdot 1,0412 = 523,1 \text{ кг/т}$$

$M_{\text{ТАГ}}$ свинячого жиру складає

$$M_{\text{ТАГ}} = 3 \cdot 275 + 38 = 863 \text{ г/моль}$$

При середній масі жирних кислот 275 г/моль.

Вихід жирних кислот (ф-ла 9.5) з жиру свинячого

$$Ж_k = 3 \cdot 275 \cdot 100 / 863 = 95,5 \%$$

Вихід мила безводного за формулою 9.4 з жиру свинячого

$$G_m = (275 \cdot 0,955 + 22 / 275) 100 = 103,6 \text{ кг/т}$$

Кількість мила з ТАГ свинячого жиру

$$G_{\text{м.ТАГ}}^{II} = 209,13 \cdot 1,036 = 216,65 \text{ кг/т}$$

Кількість мила, яке утворюється з ТАГ кокосової олії, визначаємо за такою ж методикою при середній молекулярній масі жирних кислот 209,1 г/моль. Кількість ТАГ дорівнює

$$120,9 \cdot 0,981 = 118,6 \text{ кг/т}$$

$$M_{\text{ТАГ}} = 665,3 \text{ г/моль};$$

$$Ж_k = 794,3 \%;$$

$$G_{\text{м.ТАГ}}^{III} = 104,82 \%;$$

$$\text{Кількість мила } G_{\text{м.ТАГ}}^{III} = 1,0482 \cdot 118,6 = 124,3 \text{ кг/т}$$

$$\Sigma(G_{\text{м.ТАГ}}^I + G_{\text{м.ТАГ}}^{II} + G_{\text{м.ТАГ}}^{III}) = 523,1 + 216,65 + 124,3 = 864,0 \text{ кг/т}$$

Визначаємо кількість мила, яке утворюється при нейтралізації вільних жирних кислот у складі кожного компонента жирової суміші.

Вихід безводного мила на 100 частин жирних кислот розрховується за формулою

$$G_{\text{м.к-т}} = (M_{\text{к-т}} + 22) 100 / M_{\text{к-т}} \quad (9.10)$$

Кількість мила з вільних жирних кислот яловичого жиру при середній масі й жирних кислот 270,7 г/моль дорівнює

$$G_{\text{м.к-т}}^{\text{I}} = (270,7 + 22) 100 / 270,7 = 108,1 \%$$

В жири яловичого безводному міститься 1% вільних жирних кислот

Тоді

$$G_{\text{м.к-т}}^{\text{I}} = (509,05 \cdot 0,01 \cdot 108,1 / 100 = 5,5 \text{ кг/т}$$

Кількість мила з вільних жирних кислот свинячого жиру (при середній масі 275,0 г/моль та вмісту вільних жирних кислот 1 %)

$$G_{\text{м.к-т}}^{\text{II}} = (275,0 + 22) 100 / 275,0 = 108,1 \%$$

$$G_{\text{м.к-т}}^{\text{II}} = (212,1 \cdot 0,01 \cdot 108,1 / 100 = 2,3 \text{ кг/т}$$

Кількість мила з вільних жирних кислот кокосової олії (при середній мол. масі 209,1 г/моль та вмісту вільних жирних кислот 1,1 %)

$$G_{\text{м.к-т}}^{\text{III}} = (209,1 + 22) 100 / 209,1 = 108,1 \%$$

$$G_{\text{м.к-т}}^{\text{III}} = (120,9 \cdot 0,011 \cdot 108,1 / 100 = 1,4 \text{ кг/т}$$

$$\Sigma (G_{\text{м.к-т}}^{\text{I}} + G_{\text{м.к-т}}^{\text{II}} + G_{\text{м.к-т}}^{\text{III}}) = 5,5 + 2,3 + 1,4 = 9,2 \text{ кг/т}$$

Всього мила утворюється

$$G_{\text{м}} = G_{\text{м.ТАГ}} + G_{\text{м.к-т}} = 864,0 + 9,2 = 973,2 \text{ кг/т}$$

Визначення загального виходу гліцерину при омиленні нейтральних жиру Розрахунки матеріального балансу першого омилення жирової суміші

За технологічним процесом при омиленні на «чистому» котлі завантажу нейтральні жири за винятком кокосової олії і одночасно додають другий підмил луг у кількості 60 % від ваги жирів, та розчин NaOH, надлишок якого в про варіння підтримують на рівні 0,2 %, а в кінці варіння знижують до 0,05 % дода залишок (1,5 %) жирів. При концентрації жирних кислот 47-49 % перше омиле вважають завершеним.

Для складання матеріального балансу цієї стадії проводимо відповідні розрахунки.

Витрати жирів на перше омилення

$$Ж_{до}^I = Ж_{жк} + Ж_{вж} = 510,0 + 212,7 = 722,7 \text{ кг/т}$$

Тому кількість 2-го підмийного луку

$$Пл = 0,6 \cdot Ж_{до}^I = 0,6 \cdot 722,7 = 433,5 \text{ кг/т}$$

Склад Пл: вода $433,5 \cdot 0,9 = 390,25 \text{ кг/т}$

$$NaOH = 433,5 \cdot 0,07 = 30,35 \text{ кг/т}$$

$$\underline{NaCl = 433,5 \cdot 0,03 = 13,0 \text{ кг/т}}$$

Всього 433,5 кг/т

Витрати гідроксиду Na на перше омилення визначаємо за формулою 9.8.

$$Л_{до}^I = 0,714 \cdot Ж_{жк}^I \cdot ЧО/100,$$

де ЧО – число омилення жирової суміші, що йде на перше омилення, мг КОН/г;

Визначаємо ЧО такої суміші за формулою

$$Ж_{сер\ ж.к-т}^I = \frac{3 \cdot 56110/ЧО - 38,1}{3}$$

Для розрахунку $Ж_{сер\ ж.к-т}^I$ треба скласти пропорцію щоб визначити масову долю свинячого жиру та яловичого в такій суміші

$$721,15 \quad - \quad 100 \% \quad \quad \quad a_1 = 70,6 \%$$

$$\text{(ялов. жир)} \quad 509,05 \quad - \quad a_1$$

$$721,15 \quad - \quad 100 \% \quad \quad \quad a_2 = 29,4 \%$$

$$\text{(свин. жир)} \quad 212,1 \quad - \quad a_2$$

Середня молекулярна маса жирних кислот цієї суміші буде дорівнювати за формулою 9.1

$$M_{cp}^I = 270,7 \cdot 0,706 + 275 \cdot 0,294 = 272,0 \text{ г/моль}$$

Тоді число омилення за формулою 9.10 буде дорівнювати 197,1 мг КОН/г

Витрати гідроксиду натрія (100 %) на перше омилення складає

$$L_{до}^I = 0,714 \cdot 721,15 \cdot 197,1/1000 = 101,5 \text{ кг/т}$$

Але в складі другого підмильного луку є NaOH = 30,3 кг/т

Тоді слід додати NaOH (100 %) : $101,5 - 30,35 = 71,15$ кг/т. Додають NaOH у вигляді розчину з концентрацією $C = 420 \text{ кг/м}^3$. Визначаємо кількість товарної каустичної соди з урахуванням надлишку при омиленні та вмісту NaOH (%) в товарній:

$$L_{до}^I = 1,01 \cdot L_{до}^I / 0,96 = 1,01 \cdot 71,15/0,96 = 73,95 \text{ кг/т}$$

Кількість розчину : $P_{л до}^I = L_{до}^I \cdot \rho/c$

де ρ – щільність розчину 1345 кг/м

$$P_{л до}^I = 1345/420 = 240,2 \text{ кг/т}$$

Склад розчину NaOH: NaOH 75 кг/т - 165,2

Н О - ?

Визначаємо кількість суміші, що завантажується в миловарний котел.

Склад суміші: жири - 722,7 кг/т (з них жири, що омилюються -718,6 кг/т)

підмильний луг - 433,5 кг/т

розчин NaOH - 240,2 кг/т

Всього суміші - 1396,4 кг/т

Розрахунок кількості омиленої маси (мильного клею), його складу та вмісту жирних кислот.

Кількість мила, яке утворилось при омиленні ТАГ та вільних жирних кислот в складі жирової суміші за попередніми розрахунками (розділ 9.2.3) дорівнює:

$$G_m = G_{мТАГ}^I + G_{мТАГ}^{II} + G_{мк-т}^I + G_{мк-т}^{II} = 523,1 + 216,6 + 5,5 + 2,3 = 747,5 \text{ кг/т}$$

Кількість гліцерину, який утворився за реакцією гідролізу в процесі першого омилення визначаємо за пропорцією (при середній мол. масі жирних кислот яловичого жиру та свинячого жиру = 272,0 г/моль):

ТАГ суміші - Гліцерин

$$272 \cdot 3 + 41 \cdot 3 = 854 \text{ г/моль} \quad 92 \text{ г/моль}$$

$$(502,4 + 209,13) = 711,5 \text{ кг/т} \quad X (\text{Ж}_{\text{гд}})$$

$$\text{Ж}_{\text{гд}} = 76,65 \text{ кг/т}$$

Визначаємо загальну кількість води в омиленій масі (мильному клеї).

Вміст води реакційної.

Відомо, що при омиленні жирів витрачається певна кількість води на реакцію гідролізу ТАГ, кількість якої можливо розрахувати за пропорцією:

$$\text{ТАГ} - 3 \cdot \text{H}_2\text{O} \quad \text{Ж}^1_{\text{в}} = 44,98 \text{ приймаємо } \text{Ж}^1_{\text{в}} = 45 \text{ кг/т}$$

$$854 - 3 \cdot 18$$

$$711,5 - X(\text{Ж}^1_{\text{в}})$$

При нейтралізації жирних кислот, які утворились в результаті гідролізу, утворюється вода, кількість якої дорівнює кількості витраченої на гідроліз.

Щоб це довести складаємо пропорцію. Кількість жирних кислот за реакцією гідролізу дорівнює:

$$\begin{array}{rcl} \text{ТАГ} & - & 3 \cdot \text{RCOON} \\ 854 & & 3 \cdot 272 \\ 711,5 & & X \end{array} \quad X = 679,8 \text{ кг/т}$$

Ця кількість жирних кислот нейтралізується гідроксидом натрію і утворюється мило та вода, кількість якої визначаємо за пропорцією:

$$\begin{array}{rcl} 272,0 & - & 18 \\ 679,8 & & Y(\text{Ж}^{\text{II}}_{\text{в}}) \end{array} \quad \text{Ж}^{\text{II}}_{\text{в}} = 44,98 \text{ кг/т}$$

Кількість води, яка утворюється при нейтралізації вільних жирних кислот (їх вміст дорівнює 1,0 % і складає за попередніми розрахунками)

$$(509,05 + 212,1) \cdot 0,01 = 7,21 \text{ кг/т}$$

визначаємо так:

$$272,0 - 18$$

$$7,21 \quad - \quad X (Ж^I_o) = 0,47 \text{ кг/т}$$

Загальна кількість вологи в мильному клеї:

- волога підмильного лугу	390,25	(Ж _в)
- волога розчину NaOH	165,2	
на перше омилення		
- волога жирової суміші (табл.9.4)	1,6	
- <u>волога реакційна</u>	<u>0,47</u>	
Всього (Ж _в)	557,5	кг/т

Концентрацію жирних кислот в мильному клеї визначаємо за формулою:

$$Ж^I_o = Ж^I_m \cdot 100 / O^I, \quad (9.11)$$

де $Ж^I_m$ - маса жирних кислот у складі мила;

O^I - маса мильного клею.

Визначаємо $Ж^I_m$ за пропорцією

$$\begin{array}{rcl} 3 \text{ RCOONa} & - & 3 (\text{RCOO}) \\ 3 (272 + 23) = 885 & & 3 (272 - 1) = 813 \\ 747,5 & & X (Ж^I_m) \quad Ж^I_m = 686,6 \text{ кг/т} \end{array}$$

Маса мильного клею (O^I) за його складом становить:

Склад:	мило	-	747,5
	надлишок NaOH	-	0,8
	NaCl	-	13,0
	Волога	-	557,5
	<u>Гліцерин</u>	-	<u>76,65</u>
	Всього:		1395,45 кг/т

Вміст жирних кислот у складі мила дорівнює:

$$Ж^1_0 = 686,6 \cdot 100 / 1395,65 = 49,2 \%$$

Вміст надлишку NaOH дорівнює $(0,8/1395,65) \cdot 100 = 0,05 \%$. Що відповідає встановленим вимогам. Матеріальний баланс процесу першого омилення наведено в таблиці 9.5.

Таблиця 9.5 – Матеріальний баланс процесу першого омилення

Прихід	%	кг/т	Одержано	%	кг/т
1	2	3	4	5	6
1. Жирова суміш, всього	100,3	722,7	1. Мильний клей, всього	195,0	1395,45
В тому числі:			В тому числі:		
яловичий жир	70,6	509,05	мило		747,5
свинячий жир	29,4	212,1	надлишок NaOH		0,8
волога в жирах	0,3	1,6	гліцерин		76,65
			NaCl		13,0
			волога		557,5
2. Другий відмильний луг, всього	60,0	433,5			
В тому числі:					
NaOH		30,35			
NaCl		13,0			
волога		390,15			
1	2	3	4	5	6
3. Розчин NaOH всього	34,7	240,2			
В тому числі:					
NaOH		75,0			
волога		165,2			
Всього	195,0	1396,4	Всього	195,0	1395,45

Варіння мильної основи здійснюється як у «чистому котлі», так і на залишкокліях.

Матеріальний баланс розраховано на прикладі рецептури туалетного мила вмістом жирних кислот 80 %, варіння якого здійснюється непрямим методом «чистому котлі». Початковою жирною сировиною є нейтральні жири: ялович свинячий, олія кокосова.

9.1 Початкові дані для розрахунків

Добова продуктивність цеху 30 т/добу, або 7650 т/рік. Класичну жир рецептуру для туалетного мила вищих сортів наведено в таблиці 9.1 [6].

Таблиця 9.1 – Класична жирова рецептура туалетного мила

Найменування жирів	Витрати за рецептурою, (а), %	Молекулярна маса жирних кислот, М
Жир яловичий	60	274
Жир свинячий	25	274
Олія кокосова	15	206
Всього:	100	-

Середня молекулярна маса суміші жирних кислот цих жирів визначається формулою:

$$M_{cp} = M_1 \cdot a_1 + M_2 \cdot a_2 + M_3 \cdot a_3 \quad (9.1)$$

де M_1, M_2, M_3 – молекулярні маси жирних кислот яловичого жиру, свинячого жиру, кокосової олії відповідно, г/моль;

a_1, a_2, a_3 – масові частки жирних кислот яловичого жиру, свинячого жиру, кокосової олії відповідно;

Тоді:

$$M_{\text{ср}} = 274 \cdot 0,6 + 274 \cdot 0,25 + 206 \cdot 0,15 = 264 \text{ г/моль}$$

9.2 Розрахунок матеріального балансу

Середню розрахункову рецептуру жирової основи туалетного мила з урахуванням відходів та втрат [6] наведено в таблиці 9.2.

Таблиця 9.2 – Середня розрахункова рецептура жирової основи туалетного мила

Найменування жирів	Витрати за рецептурою (а), %	Витрати за рецептурою, кг/т	Титр жиру, °С
Жир яловичий	60	491	45
Жир свинячий	25	204,5	40
Олія кокосова	15	123	19
Разом	100	$J_{80} = 818$	$T_{\text{сум}} = 39,3$
Відходи в підмильний клей	4,75	39	
Втрати у виробництво	0,6	0,5	
Витрати на 1 т жирів	94,65	$J_{80} = 774$	

Титр жирової суміші туалетного мила розраховують за титрами компонентів адитивним шляхом:

$$t_{\text{сум}} = \frac{t_1 \cdot a_1 + t_2 \cdot a_2 + t_3 \cdot a_3}{100} \quad (9.2)$$

де t_1, t_2, t_3 – титри яловичого жиру, свинячого жиру, кокосової олії відповідно;

a_1, a_2, a_3 – масові частки яловичого жиру, свинячого жиру, кокосової ол відповідно, %;

$$t_{\text{см}} = \frac{45 \cdot 60 + 40 \cdot 25 + 19 \cdot 15}{100} = 39,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Продуктивність за готовим милом 30 т на добу, це 1250 кг за годину. Тод витрата жирних кислот складає:

$$\text{ЖК} = \frac{1250 \cdot 80}{100} = 1000 \text{ кг/год}$$

Витрати жирів та луку розраховують за наступною методикою.

Середня молекулярна маса натрових солей, які утворилися з кислот, складає:

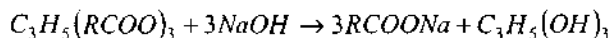
$$M_{\text{нс}} = 264 - 1 + 23 = 286 \text{ г/моль,}$$

де: 264 – середня молекулярна маса жирних кислот, г/моль;

1 – атомна маса водню;

23 – атомна маса натрію;

Під час варіння мила з нейтральних жирів, основною є реакція взаємодії триацилгліцеринів (ТАГ) з гідроксидом натрію:



Молекулярну масу триацилгліцеринів визначають так :

$$M_{\text{ТАГ}} = 3 \cdot 264 + 41 - 3 = 830 \text{ г/моль,}$$

Вихід жирних кислот в % до маси ТАГ розраховують за формулою:

$$\text{ЖК} = \frac{3 \cdot M_{\text{сп}} \cdot 100}{3 \cdot M_{\text{сп}} + 38} \quad (9.3)$$

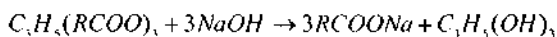
де $M_{\text{сп}}$ – середня молекулярна маса жирової суміші.

$$\text{ЖК} = \frac{3 \cdot 264 \cdot 100}{3 \cdot 264 + 38} = 95,4\%$$

Вихід безводного мила до маси витрачених ТАГ визначають за формулою:

$$G_{\text{ч}} = \frac{(M_{\text{сп}} \cdot \text{ЖК} + M_{\text{н}} - 1) \cdot 100}{M_{\text{сп}}} \quad (9.4)$$

$$G_m = \frac{264 \cdot 0,954 + 23 - 1}{264} \cdot 100 = 103,7\%$$



$$3 \cdot 264 + 41 \cdot 3 = 830 \text{ г/моль}$$

$$3 \cdot (264 + 23) = 861 \text{ г/моль}$$

Жирних кислот у вигляді солей в основі мила – 1000 кг/год, самих натрових солей в основі міститься:

$$x = \frac{1000 \cdot 286}{264} = 1083 \text{ кг/год}$$

Тоді загальна кількість ТАГ, яка перетворилась у натрові сілі складає:

$$x_{ТАГ} = \frac{830 \cdot 1083}{861} = 1044 \text{ кг/год}$$

З них :

яловичого жиру перетвориться:

$$x_1 = 1044 \cdot 0,6 = 626,4 \text{ кг/год};$$

свинячого жиру перетвориться:

$$x_2 = 1044 \cdot 0,25 = 261 \text{ кг/год};$$

кокосової олії перетвориться:

$$x_4 = 1044 \cdot 0,15 = 156,6 \text{ кг/год}.$$

Далі потрібно розрахувати фактичні витрати кожного з компонентів жирової суміші з урахуванням складу їх основних речовин.

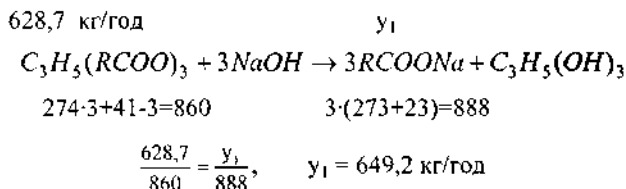
Вміст речовин кожного компонента жирової суміші наведено у табл. 9.3 [].

Таблиця 9.3 – Вміст основних речовин у компонентах жирової суміші

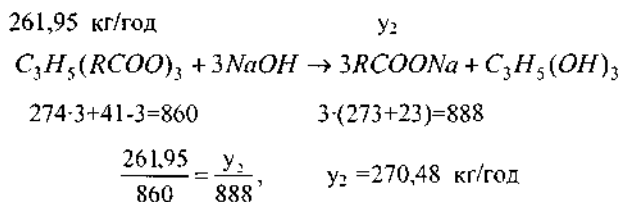
Найменування речовини	Кількість речовини, %		
	Яловичий жир	Свинячий жир	Кокосова олія
ТАГ	98,7	98,6	98,1
Неомилені	0,1	0,1	0,6
Вода	0,2	0,3	0,2
Вільні жирні кислоти	1	1	1,1

Розрахуємо кількість натрових солей, які утворилися:

- з яловичого жиру



- з свинячого жиру:



Теоретичні витрати луку (100%-ий гідроксид калію), який іде на перше омилення яловичого та свинячого жирів:

$$\frac{649,2}{860} = \frac{x_{n1}}{120}, \quad x_{n1} = 90,58 \text{ кг/год};$$

$$\frac{261,95}{860} = \frac{x_{n2}}{120}, \quad x_{n2} = 36,55 \text{ кг/год};$$

$$\sum x_{\text{теор}} = 90,58 + 36,55 = 127,13 \text{ кг/год}$$

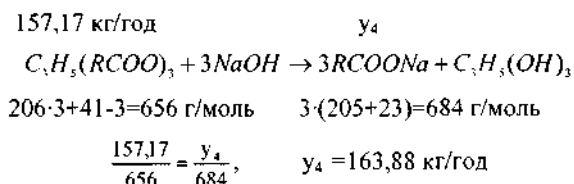
Кількість 15%-го розчину гідроксиду калію:

$$P_a = \frac{127,13 \cdot 100}{15} = 847,53 \text{ кг/год}$$

Розрахуємо кількість гліцерину, який утворюється в процесі першого омилення:

$$\frac{649,2 + 261,95}{860} = \frac{y}{92}, \quad y = 97,47 \text{ кг/год}$$

Розрахуємо кількість натрових солей, які утворились з кокосової олії під час другого омилення:



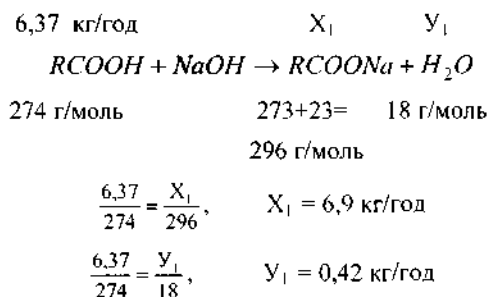
Розрахуємо кількість гідроксиду натрію, необхідного для другого омилення кокосової олії:

$$\frac{157,17}{656} = \frac{x_{24}}{120}, \quad x_{24} = 28,75 \text{ кг/год}$$

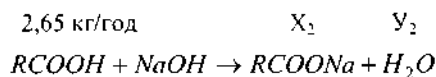
Розрахуємо кількість 40 % -вого розчину NaOH, що йде на друге омилення:

$$L = \frac{28,75 \cdot 100}{40} = 71,88 \text{ кг/год}$$

Розрахуємо, скільки натрових мил утворилося з вільних жирних кислот яловичого жиру та скільки води утворилося в процесі нейтралізації вільних жирних кислот:



Розрахуємо, скільки натрових мил утворилося з вільних жирних кислот свинячого жиру та скільки води утворилося у процесі нейтралізації вільних жирних кислот:



$$\begin{array}{l} 274 \text{ г/моль} \\ 273+23 = 18 \text{ г/моль} \\ 296 \text{ г/моль} \end{array}$$

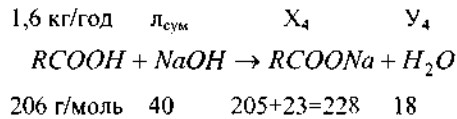
$$\frac{2,65}{274} = \frac{X_2}{296}, \quad X_2 = 2,86 \text{ кг/год}$$

$$\frac{2,65}{274} = \frac{Y_2}{18}, \quad Y_2 = 0,17 \text{ кг/год}$$

Розрахуємо, скільки необхідно NaOH для нейтралізації жирних кислот яловичого і свинячого жирів:

$$\frac{6,4}{274} + \frac{2,65}{274} = \frac{л}{40}, \quad л = 1,32 \text{ кг/год}$$

Розрахуємо, скільки натрових мил утворилося з вільних жирних кислот кокосової олії та скільки води утворилося в процесі нейтралізації жирних кислот:



$$\frac{1,6}{206} = \frac{X_4}{228}, \quad X_4 = 1,77 \text{ кг/год}$$

$$\frac{1,6}{206} = \frac{Y_4}{18}, \quad Y_4 = 0,14 \text{ кг/год}$$

Розрахуємо, скільки необхідно NaOH для нейтралізації вільних жирних кислот кокосової олії:

$$\frac{1,6}{206} = \frac{л}{40}, \quad л = 0,31 \text{ кг/год}$$

Розрахуємо кількість гліцерину, який відводиться під час другого омилення:

$$\frac{157,17}{656} = \frac{\text{гл}}{92}, \quad \text{гл} = 22,04 \text{ кг/год}$$

На підставі виконаних розрахунків складаємо матеріальний баланс процесу варіння мила з нейтральних жирів (табл. 9.4).

Таблиця 9.4 – Матеріальний баланс виготовлення основи туалетного мила

Вито	кг/год	кг/т	Отримано	кг/год	кг/т
1 Яловичий жир	637,00	489,98	1.Мильний клей	1752,66	1348,15
1.1.ТАГ	628,7	483,60	1.1.Натрові мила ял. жиру	649,2	499,36
1.2. Неомильовані	0,64	0,49	1.2.Натрові мила св. жиру	270,48	208,05
1.3.Волога	1,27	0,98	1.3.Натрові мила ЖК ял. Жиру	6,9	5,31
1.4. ЖК	6,37	4,90	1.4.Натрові мила ЖК св. жиру	2,86	2,20
2.Свинячий жир	265,85	204,49	1.5.Вода	720,4	554,13
2.1.ТАГ	262,13	201,63	1.6.Неомильовані	0,9	0,70
2.2.Неомильовані	0,26	0,20	1.7.Гліцерин	97,47	74,97
2.3.Волога	0,80	0,62	1.8.Волога сировини	2,29	1,77
2.4.ЖК	2,66	2,05	1.9.Вода (нейтралізація ЖК)	0,59	0,45
3.Розчин каустичної соди, 15%	847,53	651,92	1.10.НаОН (вільний)	0,96	0,74
3.1.НаОН	127,13	97,79	2.Втрати 0,05%	0,61	0,47
3.2.Вода	720,4	554,13			

4.Залишок NaOH	0,96	0,74			
5.Розчин NaOH на нейтралізацію ЖК	1,32	1,02			
Всього	1752,66	1348,15	Всього	1752,66	1348,15

Перша висолка

Продовження табл. 9.4.

Взято	кг/год	кг/т	Отримано	кг/год	кг/т
1. Мильний клей	1752,66	1348,15	1.Ядро	1654,74	1272,83
1.1 Натрові мила ялович жиру	649,2	499,36	1.1.Натрові мила яловичого жиру	649,2	499,36
1.2 Натрові мила св. жиру	270,48	208,05	1.2.Натрові мила св. жиру	270,48	208,05
1.3.Натрові мила ЖК ял. Жиру	6,9	5,31	1.3.Натрові мила ЖК ял. жиру	6,9	5,31
1.4.Натрові мила ЖК св. жиру	2,86	2,20	1.4.Натрові мила ЖК св. жиру	2,86	2,20
1.5.Вода	720,4	554,13	1.5.Вода	720,4	554,13
1.6. Неомілювані	0,9	0,70	1.6. Неомілювані	0,9	0,69
1.7.Гліцерин	97,47	74,97	1.7. NaCl (0,01%)	0,16	0,12
1.8. Волога з сировини	2,29	1,77	1.8.Волога з сировини	2,29	1,76
1.9.Вода (нейтралізація ЖК)	0,59	0,45	1.9.Вода (нейтралізація ЖК)	0,59	0,45

1.10.NaOH (вільний)	0,96	0,74	1.10.NaOH (вільний)	0,96	0,74
2.Розчин NaCL (20%)	289,4 3	222,64	2.Підмильний щолок	387,34	297,94
2.1.NaCL	58,89	45,30	2.1.NaOH (0,1%)	0,31	0,24
2.2.Вода	230,5 4	117,34	2.2.ЖК у вигляді мила (0,8%)	2,4	1,85
			2.3.Вода розчину NaCL ³	310,9	239,14
			2.4.Гліцерин(10%)	38,81	29,85
			2.5. NaCL (9%)	34,93	26,87
Всього	2042,09	1570,78	Всього	2042,09	1570,78

Друге омилення

Продовження табл. 9.4

Взято	Кг/год	кг/т	Отримано	кг/год	кг/т
1.Ядро	1654,74	1272,83	1.Мильний клей	1843,41	1417,95
1.1.Натрові мила ял. жиру	649,2	499,36	1.1.Натрові мила яловичого жиру	649,2	499,36
1.2.Натрові мила св. жиру	270,48	208,05	1.2.Натрові мила св. жиру	270,48	208,05
1.3.Натрові мила ЖК ял. жиру	6,9	5,31	1.3.Натрові мила ЖК ял. жиру	6,9	5,31
1.4.Натрові мила ЖК св. жиру	2,86	2,20	1.4.Натрові мила ЖК св. жиру	2,86	2,20
1.5.Вода	720,4	554,13	1.5.Вода	720,4	554,13
1.6. Неомилювані	0,9	0,69	1.6. Неомилювані	0,9	0,69
1.7. NaCL	0,16	0,12	1.7. NaCL	0,16	0,12
1.8.Волога з	2,29	1,76	1.8.Волога з	3,72	2,86

сировини			сировини		
1.9.Вода (нейтралізація ЖК)	0,59	0,45	1.9.Вода (нейтралізація ЖК)	0,14	0,11
1.10.НаОН (вільний)	0,96	0,74	1.10.НаОН (вільний)	0,96	0,74
2.Кокосова Оля	159,51	122,7	1.11.Гліцерин	22,04	16,95
2.1.ТАГ	156,48	120,37	1.12.Натрові мила кокосової олії	163,88	126,06
2.2.Волога	0,32	0,25	1.13.Натрові мила ЖК кок. Олії	1,77	1,36

Закінчення таблиці 9.4

2.3. Неомилювані	0,96	0,74	2.Втрати	43,03	33,10
2.4.ЖК	1,76	1,35			
3.Розчин каустичної соди (40%)	71,88	55,29			
3.1. NaOH	28,75	21,25			
3.2.Вода	42,00	33,17			
3.3.Залишок NaOH (0,06%)	1,13	0,86			
4.НаОН (нейтралізація ЖК кок. олії)	0,31	0,24			
Всього	1886,44	1432,08	Всього	1886,44	1432,08

Друга висолка

Взято	кг/год	кг/т	Отримано	кг/год	Кг/т
1.Мильний клей	1843,41	1417,95	1.Ядро	1520,72	1169,74
1.1.Натрові мила яловичого жиру	649,2	499,36	1.1.Натрові мила яловичого жиру	649,2	499,36

1.2.Натрові мила св. жиру	270,48	208,05	1.2.Натрові мила св. жиру	270,48	208,05
1.3.Натрові мила ЖК ял. жиру	6,9	5,31	1.3.Натрові мила ЖК ял. жиру	6,9	5,31
1.4.Натрові мила ЖК св. жиру	2,86	2,20	1.4.Натрові мила ЖК св. жиру	2,86	2,20
1.5.Вода	720,4	554,13	1.5.Вода	413,24	317,86
1.6. Неомілювані	0,9	0,69	1.6. Неомілювані	0,9	0,69

Ізмінення таблиці 9.4

1.7. NaCl	0,16	0,12	1.7. NaCl (0,4%)	6,1	4,69
1.8.Волога з сировини (2%)	3,72	2,86	1.8.Волога з сировини	3,72	2,86
1.9.Вода (нейтралізація ЖК)	0,14	0,11	1.9.Вода (нейтралізація ЖК)	0,14	0,11
1.10.NaOH (вільний)	0,96	0,74	1.10.NaOH (вільний 0,1%)	1,53	1,18
1.11.Гліцерин	22,04	16,95	1.11.Натрові мила кокосової олії	163,88	126,06
1.12.Натрові мила кокосової олії	163,88	126,06	1.12.Натрові мила ЖК кок. олії	1,77	1,36
1.13.Натрові мила ЖК кок. Олії	1,77	1,36	2.Підмильний шолок	616,70	474,37
2.Розчин NaCl(40%)	280	215,38	2.1.NaOH (7%)	3,08	2,37
2.1.NaCl	112	86,15	2.2.ЖК у вигляді мила	3,7	2,85

2.2.Вода	161	123,85	2.3.Вода розчину NaCL ^з	569,37	437,96
2.3.Залишок NaCL (2,5%)	7	5,38	2.4.Гліцерин	22,04	16,95
3.Втрати	2,79	2,15	2.5. NaCL (3%)	18,51	14,24
			3.Втрати	4,28	3,29
Всього	2141,70	1647,46	Всього	2141,70	1647,40

Тепловий баланс виробництва туалетного мила

Теплоємність твердого мила із вмістом жирних кислот 80 % при температурі 13-10 °С прийнята $C_{\text{мт}}=0,55$ ккал/(кг·град) = 2,3045 кДж/(кг·град).

Реакція нейтралізації жирних кислот у водному розчині супроводжується виділенням теплоти у кількості 13,7-13,9 ккал/(грам·моль). Для вмісту жирів з середньою молекулярною масою $M_{\text{ср}}=265$ г/моль на 1 кг жирів виділяється теплота:

$$q_1^2 = \frac{13,9 \cdot 1000 \cdot 4,19}{265} = 219,78 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{град)}$$

При омиленні триацилгліцеринів в реакцію вступають три моля жирної кислоти.

На 1 кг жиру при його середній молекулярній масі $M_{\text{жс}}= 833$ г/моль виділяється теплота:

$$q_2^2 = \frac{3 \cdot 13,9 \cdot 1000 \cdot 4,19}{833} = 209,75 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{град)}$$

Теплоємність розчину каустичної соди:

$$c_{\text{жс}} = \frac{v_1 \cdot c_1 + (100 - v_1)}{100} \quad (14.1)$$

$$c_{\text{жс}} = \frac{(40 \cdot 0,2 + (100 - 40)) \cdot 4,19}{100} = 2,85 \text{ кДж/кг}$$

де v_1 - концентрація NaOH, %, $v_1=40\%$;

c_1 - теплоємність NaOH, $c_1= 0,2$ ккал/(кг·град).

Кількість теплоти жирової суміші :

$$Q_0 = M \cdot M' \cdot c_m \cdot t_k, \quad (14.2)$$

де M - витрати жирової суміші, кг/год, $M = 1063,4$ кг/год; $M = 818$ кг/т;
 M' - продуктивність, кг/год, $M' = 1250$ кг/год; $M' = 962$ кг/т;
 c_m - теплоємність жирової суміші; $c_m = 2,3045$ кДж/(кг град);
 t_k - температура.

$$Q_0 = 1063,4 \cdot 1,25 \cdot 2,3045 \cdot 115 / 60 = 5871 \text{ кВт.}$$

$$Q_0 = 818 \cdot 0,962 \cdot 2,3045 \cdot 115 = 208,55 \text{ кДж/кг}$$

Кількість теплоти розчину каустичної соди:

$$Q_1 = M_{kc} \cdot M' \cdot c_{kc} \cdot t_1, \quad (14.3)$$

де M_{kc} - витрати розчину каустичної соди; $M_{kc} = 847,53$ кг/год; $M_{kc} = 787,21$ кг/т;
 M' - продуктивність, кг/год;
 c_{kc} - теплоємність каустичної соди;
 t_1 - температура.

$$Q_1 = 847,53 \cdot 1,25 \cdot 2,85 \cdot 95 / 60 = 4780,6 \text{ кВт.}$$

$$Q_1 = 787,21 \cdot 0,962 \cdot 2,85 \cdot 95 = 169,8 \text{ кДж/кг}$$

Кількість теплоти розчину повареної солі:

$$Q_2 = M_{nc} \cdot M' \cdot c_{nc} \cdot t, \quad (14.4)$$

Q_1 – витрати розчину повареної солі, кг/год; $M_{пс} = 289,43$ кг/год; $M_{пс} = 222,64$ кг/т
 Q_2 – продуктивність, кг/год;
 Q_3 – теплосмкість повареної солі;
 температура.

$$Q_2 = 289,43 \cdot 1,25 \cdot 3,68 \cdot 95 / 60 = 2108 \text{ кВт.}$$

$$Q_3 = 222,64 \cdot 0,962 \cdot 3,68 \cdot 95 = 74,87 \text{ кДж/кг}$$

Кількість теплоти реакції нейтралізації:

$$Q_3 = M_a \cdot M' \cdot q_1', \quad (14.5)$$

де M_a – кількість ядра, кг/год; $M_a = 1654,74$ кг/год; $M_a = 1272,83$ кг/т
 M' – продуктивність, кг/год;

$$Q_3 = 1654,74 \cdot 219,78 / 60 = 7576,6 \text{ кВт.}$$

$$Q_3 = 1272,83 \cdot 0,962 \cdot 219,78 = 269,1 \text{ кДж/кг}$$

Кількість теплоти мила:

$$Q_4 = M' \cdot c_m \cdot T, \quad (14.6)$$

де M' – продуктивність, кг/год;
 c_m – теплосмкість мила;
 T – температура.

$$Q_4 = 1250 \cdot 2,68 \cdot 100 / 60 = 5583 \text{ кВт.}$$

$$Q_4 = 962 \cdot 2,68 \cdot 100 = 257,82 \text{ кДж/кг}$$

Тепловий баланс процесу виготовлення мила наведено в таблиці 14.1.

Таблиця 14.1 – Тепловий баланс виготовлення основи туалетного мила

Прихід тепла	кВт	кДж/кг	Витрати тепла	кВт	кДж/кг
Кількість теплоти	5871	208,55	Кількість теплоти	5583	257,82

жирової суміші			мила		
Кількість теплоти розчину повареної солі	2108	74,87	Кількість втрат теплоти	14753,2	464,5

Закінчення табл. 14.1

Кількість теплоти розчину каустичної соди	4780,6	169,8			
Кількість теплоти реакції нейтралізації	7576,6	269,1			
Всього	20336,2	722,32	Всього	20336,2	722,32

ЛІТЕРАТУРА

ІЗМІСТ

ВСТУП	3
Технологічні розрахунки процесу гідратації.	4
Технологічні розрахунки процесу нейтралізації	9
Технологічні розрахунки процесу відбілювання	15
Технологічні розрахунки процесу дезодорації	16
Технологічні розрахунки процесу гідрогенізації	23
Технологічні розрахунки процесу пере етерифікації	30
Технологічні розрахунки фракціонування пальмової олії.	35
Технологічні розрахунки виробництва майонезу	40
Технологічні розрахунки виробництва маргарину	46
Технологічні розрахунки виробництва туалетного мила	62
ЛІТЕРАТУРА	94

Львівський національний університет ветеринарної медицини
та біотехнологій імені С.З. Гжицького

**НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК з дисципліни «ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ,
ОБЛІК ТА ЗВІТНІСТЬ У ГАЛУЗІ»**

для студентів спеціальності спеціальності 7.091705 та 8.05170102
«Технологія жирів та жирозамінників»уклад. Паска М.З, Мартинюк І.О., Ромашко
ІС., Драчук У.Р., Галух Б.І. - Львів, 2012. - 96 с.

Колектив упорядників:

Паска Марія Зіновіївна
Мартинюк Ірина Олександрівна
Ромашко Ірина Сергіївна
Драчук Уляна Романівна
Галух Богдан Іванович

Навчально-методичне видання

Друкується без оголошень

Підписано до друку. Формат 60×84/16. Друк офсетний.
Папір №2. Умов. др. арк. 2.1. Тираж 100 примірників.
Віддруковано на різнографі в лабораторії комп'ютерних
технологій ЛНАВМ ім. С.З. Гжицького
м. Львів, вул. Пекарська, 50
тел. 78-36-34

жирової суміші			мила		
Кількість теплоти розчину повареної солі	2108	74,87	Кількість втрат теплоти	14753,2	464,5

Закінчення табл. 14.1

Кількість теплоти розчину каустичної соди	4780,6	169,8			
Кількість теплоти реакції нейтралізації	7576,6	269,1			
Всього	20336,2	722,32	Всього	20336,2	722,32

ЛІТЕРАТУРА

1. Арутюнян Н.С., Корнена Е.П., Янова Л.И. Технология переработки жиров. – М.: Пищепромиздат, 1998. – 452 с.
2. ДСТУ 4492:2005 Олія соняшникова. Технічні умови
3. ДСТУ 4534:2006 Олія соєва. Технічні умови
4. ДСТУ 4306:2004 Олія пальмова. Загальні технічні умови
5. ДСТУ 46.072:2005 Олія ріпакова. Технічні умови
6. Арутюнян Н.С., Корнена Е.П., Аришева Е.А. Рафинация масел и жиров: Теоретические основы, технология, оборудование.- С-Пб: ГИОРД, 2004.- 228 с.
7. СОУ 15.4-37-212:2004 Концентрати фосфатидні. Технічні умови
8. Нормы расхода, отходов и потерь сырья, материалов в производстве масложировой промышленности, естественной убыли сырья, материалов и готовой продукции при хранении и перевозках. – Л.: НПО «Масложирпром», 1990.-276 с.
9. СОУ 15.4-37-209:2004 Саломаси нерафіновані та рафіновані. Технічні умови
- 10.Руководство по технологии получения и переработке растительных масел и жиров /Под ред. А.Г.Сергеева. – т.3 кн. 2 – Л.: ВНИИЖ, 1977. - 351 с.
- 11.Руководство по технологии получения и переработки растительных масел и жиров /Под ред. А.Г Сергеева – т.3 – Л.: ВНИИЖ, 1985.- 435 с.
- 12.ДСТУ 4336:2004 Жирилереетерифіковані. Загальні технічні умови
- 13.Тимченко В.К., Зябченкова Г.К., Савус А.А. Технология майонезов, салатных соусов и дрессингов. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2007.-160 с.
- 14.Тимченко В.К. Технология м'яких маргаринів. - Харків: НТУ«ХПИ», 2000.- 84 с.
- 15.Товбин И.М., Е.Е.Файнберг, Технологическое проектирование жироперерабатывающих предприятий.- М.: Пищевая промышленность, 1965.- 515 с.
- 16.Чубик И.А., Маслов А.М. Справочник по теплофизическим константам пищевых продуктов и полуфабрикатов.- М.: Пищевая промышленность, 1965.-155с.
- 17.Горновский И.Т., Назаренко Ю.П., Некреч Е.Ф. Кракий справ очник по химии. - Киев: Наукова думка, 1987. – 828 с.
- 18.Азнаурьян М.П., Калашева НА. Современные технологии очистки жиров, производства маргарина и майонеза. – М.: Пищепромиздат. – 1999. – 434 с.
- 19.Васильева Г.Ф. Дезодорация масел и жиров. – СПб.: ГИОРД. 2000. - 192 с.
- 20.Кравців Р.Й., Паска М.З., Ошипок І.М. Навчальний посібник із дисципліни „Технологія жирів”розділ «Технологія тваринних жирів»- Львів, 2008. 112 с. *(Гриф Міністерства аграрної політики України від 1 липня 2008 року.)*
- 21.Кравців Р.Й., Ошипок І.М., Паска М.З. Довідник технолога олійно-жирового виробництва. / для студентів із спеціальності 7.091 705 „Технологія жирів і жирозамінників”– Львів, 2005. – 65 с.
- 22.5.Навчальний посібник з технології жирів і жирозамінників / Кравців Р.Й.,

- Паска М.З., Ощипок І.М., Гушнянський І.М. для студентів із спеціальності 7.091 705 „Технологія жирів і жирозамінників”– Львів, 2005. 72 с
- 23.Тимченко В.К. Технологія м'яких маргаринів. Х.: НТУ "ХНУ", 2002. 128 с.
- 24.Лабораторный практикум по технологии переработки жиров / И.С. Арутюнян, Л.И. Янова и др. – М.: Агропромиздат, 1991 – 160 с.
- 25.Лещенко В.Ф. Технологія производства глицерина из жиров и масел и его применение. – М.: Пищепромиздат, 1998. – 192 с.
- 26.Нечаев А.П., Кочеткова АА., Нестерова И.Н. Майонезы. – СПб.: ГИОРД, – 2000. – 80 с.
- 27.Пищевая химия / Под ред. А.П.Нечаева. – СПб.: ГИОРД, 2001.– 592 с.
- 28.Технологія производства растительных масел / Под ред. В.М. Копейковского, С.И. Данильчук и др. – М.: Лег. и пищ. пром-сть, 1982 –416 с.
- 29.Технологія переработки жиров / Под ред.Н.С.Арутюняна. – М.: Пищепромиздат, 1999. – 452с.
- 30.Щербаков В.Г. Технохимический контроль жиров и жирозаменителей. – М.: Колос, 1996. – 207 с.
- 31.Паска М.З. Технологія тваринних жирів /Навчально-методичний посібник(*Гриф Міністерства освіти та науки України лист № 11-2475 від 29.03.2010*) Львів, 2010. – 135с.
- 32.Научно-практические основы технологии жиров и жирозаменителей / О.П. Чумак, Ф.Ф. Гладкий Изд-во, Харьков, 2006 -175с.
- 33.Ю.А. Калошин Технологія и оборудование маложировых предприятий. – М.АКАДЕМІА-ИРПО, 2002.- 360с.