

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЛЬВІВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ВЕТЕРИНАРНОЇ
МЕДИЦИНИ ТА БІОТЕХНОЛОГІЙ ІМЕНІ С.З. ГЖИЦЬКОГО

НАВЧАЛЬНО-МЕТОДИЧНИЙ ПОСІБНИК

з дисципліни

«ІННОВАЦІЙНИЙ ІНЖЕНІРІНГ»

ЛЬВІВ – 2016

Паска М.З., Драчук У.Р., Ромашко І.С., Галух Б.І., Басараб І.М., навчально-методичний посібник з дисципліни «Інноваційний інженірінг» для студентів спеціальності: 181 «Харчові технології», спеціалізації «Технології жирів і жирозамінників» - Львів.-2016.- 82 с.

- Рецензенти:
- 1) Білонога Ю.Л., д.т.н., професор кафедри загальнотехнічних дисциплін, ЛНУВМ та БТ імені С.З. Гжицького
 - 2) Жук О.І, к.т.н., головний технолог ПАТ «Львівський жиркомбінат»

Навчально-методичне видання

- Паска М.З. 2016
- Драчук У.Р. 2016
- Ромашко І.С., 2016
- Галух Б.І., 2016
- Басараб І.М. 2016

Вступ

Олійно-жирова промисловість займає важливе місце в харчовій промисловості нашої країни. Підприємства цієї галузі виготовляють олію, маргарин, майонез та соуси, саломас, мило та іншу продукцію.

Процес рафінації є найважливішою стадією сучасної технології жирів. На олійновидобувних заводах рафінація є завершальною стадією технологічної схеми, завдяки якій олія відповідає усім вимогам світових стандартів.

Рафінація є початковою стадією переробки жирів на гідргенізовані жири на маргаринових заводах, при виробництві майонезів та соусів та інших продуктів.

Сучасні методи рафінації складаються з таких етапів: гідратація, лужна нейтралізація, відбілювання, вінтаризація, дезодорація. Значна кількість таких процесів пов'язана із процесами змішування, сепарування та теплообміну. Розрахунок матеріальних та енергетичних витрат таких процесів є вагомим показником при проектуванні олійно-жирових підприємств та сучасного обладнання для них.

ЗМІШУВАЧІ

В схемі безперервної рафінації жирів для змішування жирів з розчинами лугів, мінеральних та органічних кислот і з водою застосовують змішувачі різних типів: лопастеві, ножеві із вертикальним та горизонтальним розташуванням лопастей, дискові.

Лопастеві змішувачі використовуються у тих випадках, коли необхідна експозиція реакційної маси для завершення та формування утвореного осаду, наприклад гідратації олії із утворенням гідраційного осаду.

Дискові змішувачі призначені для змішування жиру з розчинами лугу або лимонної кислоти, оскільки їх конструкція забезпечує інтенсивне змішування реагуючих речовин впродовж короткого часу без подальшої експозиції.

1. РОЗРАХУНОК ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПЕРЕМІШУВАННЯ

При наявності матеріального балансу процесу зазвичай потрібно провести розрахунок обладнання для змішування компонентів твердої та рідкої фази.

Завданням розрахунку є визначення числа змішувачів стандартного обсягу, необхідного до установки в цеху із заданою програмою випуску продукції.

Результати проведених розрахунків є вихідними даними для подальших енергетичних, механічних і економічних розрахунків.

Об'єм апаратів вибирають в залежності від продуктивності, асортименту продукції, що випускається цехом, а також від типу процесу (періодичний, напівбезперервний, безперервний). Так, з підвищенням продуктивності і зміною асортимента продукції, що випускається в цеху (ділянці) продукції зростає обсяг реакторів періодичної дії.

Методика розрахунку обладнання для перемішування визначається залежно від режиму у якому воно працює періодичному або безперервному.

В першому випадку (періодичний режим роботи) кінцевий продукт вивантажується з апарату через певні проміжки часу в кількості, що відповідає робочому об'єму апарату. У свою чергу, при безперервному процесі завантаження сировини, напівфабрикатів і вивантаження готового продукту здійснюються безперервно.

У першому випадку тривалість процесів включає основний технологічний час, а також допоміжний час, із витратами на огляд змішувача, підготовку до проведення процесу, вивантаження реакційної маси і т.д. Безперервний технологічний процес при проведенні його в реакційному апараті включає тільки основний час.

1.1. Змішувачі періодичної дії

Для розрахунку змішувачів періодичної дії повинні бути відомі:

- річна продуктивність ділянки (цеху) по готовому продукту;
- продуктивність по сировині, що переробляється в апараті;
- тип апарату, його ємність, коефіцієнт заповнення;
- час циклу в апараті;
- режим роботи цеху; готовий графік планово-періодичних ремонтів апарата; значні витрати часу на технологічні зупинки.

Річну продуктивність цеху за готовим продуктом задають безпосередньо при проектуванні. Продуктивність цеху за сировиною або напівфабрикатом, що переробляється в апараті, знаходять за загальною продуктивністю цеху і за даними матеріального балансу.

Тип змішувача, його ємність і коефіцієнт заповнення вибирають із технічної характеристики. Графіки планово-періодичних ремонтів обладнання складають відповідно до системи технічного обслуговування і

ремонт устаткування підприємств харчової промисловості. Час циклу в змішувачі оберають за даними температурно-часового режиму синтезу, що відбивається в операційно-технологічних картах, або ж згідно з нормами технологічного режиму.

Число змішувачів періодичної дії для виконання річної програми випуску продукції розраховують за формулою:

$$П = \frac{P_c}{W_{\text{апп}} \cdot K_{\text{об}} \cdot K_{\text{вик}}}$$

де $П$ – число апаратів періодичної дії;

P_c – добова продуктивність цеху за сировиною, що переробляється у змішувачі, т/добу;

$W_{\text{апп}}$ – маса компонентів, завантажених у змішувач;

$K_{\text{об}}$ – коефіцієнт обертання апарата;

$K_{\text{вик}}$ – коефіцієнт використання апарата.

P_c знаходять з річної продуктивності цеху за готовим продуктом з витрат сировини по даній операції на 1 т продукту (дані матеріального балансу) і ефективного фонду робочого часу обладнання. Число робочих годин визначають, орієнтуючись на режим роботи цеху.

Наприклад, необхідно визначити добову продуктивність ділянки по сировині, що переробляється в змішувачах. Відомо, що ділянка працює безперервно в 3 зміни по 8 год. Цех зупиняють на вихідні дні і капітальний ремонт обладнання згідно з графіком планових періодичних ремонтів. Використовують змішувач об'ємом 5 м^3 ; тривалість роботи між капітальними ремонтами (міжремонтний проміжок норматив ресурсу між ремонтами) - 14700 ч.

Тривалість капітального ремонту - 120 ч.

Річна продуктивність цеху - 25 тис. т сировини. Витрата сировини з матеріального балансу, становить $581 \text{ кг} / \text{т}$

Розрахунки

Число циклів капітального ремонту, що припадає на 1 рік роботи

$$\text{змішувача, розраховують: } \frac{365 - 24}{14700} = \frac{8760}{14700} = 0,6,$$

де 365 – загальний річний фонд часу роботи, діб.

$$\frac{120 \cdot 0,6}{24} = 0,3,$$

Число діб, які затрачуються на капітальний ремонт:

Число робочих діб у році:

$$365 - (3+8) = 354,$$

де 8 – кількість діб на вихідні святкові дні.

Добова продуктивність цеху:

$$P_c = P_r / n$$

де n – число робочих діб у році;

P_r – річна продуктивність цеху, т/год.

$$P_c = 2500 / 354 = 70,22 \text{ т/сировини на добу;}$$

Завантаження сировини W_{ap} визначають:

$$W_{ap} = v \Gamma \cdot \rho_{см} \cdot K_3,$$

де W_{ap} – завантаження сировини у апарат, т;

$v \Gamma$ – геометричний об'єм змішувача, m^3 ;

$\rho_{см}$ – густина суміші компонентів, які завантажуються в апарат, t/m^3 ;

K_3 – коефіцієнт заповнення змішувача (< 1).

Геометричний об'єм ($v \Gamma$) і коефіцієнт заповнення змішувача вибирають згідно з його технічною характеристиками.

Густина суміші компонентів, що завантажуються в змішувач, розраховують за правилом адитивності, тобто обсяг, який займає в змішувачі

Суміш компонентів дорівнює сумі об'ємів, який займає у змішувачі кожним із компонентів.

Якщо рецептура задана в масових відсотках ($a\%$ - першого компонента суміші, $b\%$ - другого компонента суміші, $c\%$ - третього компонента суміші і т.д.), то в 100 кг суміші міститься k_1 кг першого компонента, k_2 кг другого компонента, k_3 кг третього компонента і т.д.

Якщо загальна густина компонентів, складових суміш, позначити відповідно ρ_1, ρ_2, ρ_3 , то 100 кг суміші займуть об'єм:

$$V = \left(\frac{a}{\rho_1} + \frac{b}{\rho_2} + \frac{c}{\rho_3} \right) \quad (1.4)$$

$$\rho_{см} = \frac{100}{V} = \frac{100}{\frac{a}{\rho_1} + \frac{b}{\rho_2} + \frac{c}{\rho_3}} \quad \text{т. м}^3, \quad (1.5)$$

де $\rho_{см}$ – густина суміші компонентів, які завантажуються в апарат;

$$\frac{m_1}{\rho_1} = V_1$$

об'єм, який заповнює перший компонент;

$$\frac{m_2}{\rho_2} = V_2$$

- об'єм, який заповнює другий компонент;

$$\frac{m_3}{\rho_3} = V_3$$

об'єм, який заповнює третій компонент;

m_1, m_2, m_3 – маси компонентів, які завантажуються у змішувач;

ρ_1, ρ_2, ρ_3 – густина суміші компонентів, які завантажуються у змішувач;

$m_{заг} = m_1 + m_2 + m_3$ – загальна маса компонентів які завантажуються у змішувач.

Якщо відомий склад суміші в об'ємних відсотках ($a\%$ - першого компонента, $b\%$ - другого компонента, $z\%$ - третього компонента), то в 100 м^3 суміші міститься $a \text{ м}^3$ першого компонента, $b \text{ м}^3$ другого компонента, $z \text{ м}^3$ третього компонента і т.д. Маса компонентів, що містяться в 100 м^3 суміші, становитиме: ap_1 - кг першого компонента, bp_2 кг другого компонента, cp_3 кг третього компонента.

Загальна маса суміші: $T_{\text{заг}} = ap_1 + bp_2 + cp_3$.

Звідси густина суміші буде дорівнює: $m_{\text{заг}} = ap_1 + bp_2 + cp_3$. $\rho_{\text{суміш}} = m_{\text{заг}} / 100 = ap_1 + bp_2 + cp_3 / 100$;

Так, при об'ємі змішувача 5 м^3 $\rho_{\text{см}} = 0,93 \text{ т/м}^3$ і $K_3 = 0,8$:

$$W_{\text{анп}} = v_{\Gamma} \cdot \rho_{\text{см}} \cdot K_3 = 5 \cdot 0,93 \cdot 0,8 = 3,72 \text{ т.}$$

Витрата окремих видів сировини для завантаження розраховують:

$$G_{1+n} = \frac{a_{1+n} m W_{\text{анп}}}{A}$$

де G_{1+n} – завантаження окремих видів сировини т, 1 ч n – компонент суміші;

a_{1+n} – витрати компонента на 1 т готового продукту, кг/т (вибирають із даних матеріального балансу);

A – сумарні витрати всіх компонентів на 1 т готового продукту, кг/т.

Коефіцієнт використання змішувача враховує простой, пов'язані із середнім і поточним ремонтами, а також технологічними зупинками.

Введення коефіцієнта використання в розрахункову формулу доцільно в тому випадку, коли цех зупиняють на капітальний ремонт, причому ремонту підлягають усі змішувачі, встановлені в цеху. Поточний ремонт і технологічні зупинки виробляють за графіками планово-періодичних ремонтів устаткування і згідно з відповідними нормами.

Розрахунок коефіцієнта використання змішувача проводять за формулою:

$$K_{\text{вик}} = \text{ЗРФРЧ} - \text{простой на середній та поточний ремонт} / \text{ЗРФРЧ}$$

де $K_{\text{вик}}$ – коефіцієнт використання апарата;

ЗРФРЧ – загальний річний фонд робочого часу, год.

Пояснимо, як визначають коефіцієнт використання змішувача. Вище було сказано, що цех працює безперервно в 3 зміни по 8 год. Зупинка цеху виробляють на щорічні свята (8 днів) і капітальний ремонт.

Капітальний ремонт у цей час доцільно проводити по всьому обладнанню. Згідно із графіком планово-періодичних ремонтів і оглядів проводиться зупинка кожного виду обладнання.

Орієнтовні нормативи ресурсу між ремонтами (міжремонтний пробіг), тривалістю ремонту і технологічних зупинок подано в табл. 1. Нагадаємо, що розрахований календарний фонд часу складає:

$$365 \cdot 24 = 8760 \text{ ч.}$$

Число циклів капітального ремонту, що припадають на рік, дорівнює 0,6.

Номинальний (режимний) або загальний річний фонд робочого часу, згідно з розрахунком, становить 354 днів, тоді коефіцієнт використання змішувача:

$$K_{\text{зм}} = \frac{354 \cdot 24 - \left[\frac{354 \cdot 24}{4320} 48 + \frac{354 \cdot 24}{720} 4 + \frac{354 \cdot 24}{240} 5 \right]}{354 \cdot 24} = 0,96$$

Коефіцієнт зворотності змішувача знаходять, використовуючи нормативи технологічного режиму (за операційно-технологічною картою). Вихідні дані, необхідні для розрахунку коефіцієнта зворотності, зводять у таблицю, в якій, крім найменування і тривалості операцій, а також скільки повітря потрібно завантажувати компоненти, доцільно вказати, ніж обумовлені інші тимчасові витрати на кожну операцію.

Сумарний час на проведення основних і допоміжних операцій в циклі становить загальний час циклу.

Таблиця 1
Види ремонтів та нормативи ресурсів

Вид ремонту і зупинка	Норма ресурсу між ремонтами, год /тривалість ремонту, год
Капітальний (К)	14700/120
Середній (С)	4320/48
Поточний (П)	720/4
Технологічні зупинки (ТО)	240/5

Коефіцієнт зворотності розраховують:

$$K_{\text{звг}} = \frac{\tau_c}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{24}{\tau_{\text{ц}}}$$

де $\tau_c = 24$, т.е. число год на добу;

$\tau_{\text{ц}}$ – час циклу в апараті, год.

Тоді
$$K_{\text{звг}} = \frac{24}{24,6} = \frac{24}{24,6} = 0,98$$

1.2. Змішувачі безперервної дії

Для розрахунку апаратів безперервної дії, необхідно знати такі вихідні дані:

- добову (годинну) продуктивність цеху за масою матеріалів, які переробляються в змішувачі;
- об'єм змішувача і коефіцієнт його заповнення;
- час перебування в апараті; щільність маси переробляються матеріалів;
- продуктивність змішувача.

Розрахунки

Добову і годинну продуктивність змішувача знаходять виходячи із щільної продуктивності цеху за продуктом, який переробляється, а також і ефективним фондом часу роботи змішувача:

$$P_c = \frac{P_r \cdot a}{n} \quad (1.11)$$

$$P_u = \frac{P_c}{24} = \frac{P_r \cdot a}{24n} \quad (1.12)$$

де P_p , $P_{зм}$, P_r – відповідно річна продуктивність цеху (т/год), добова (т/добу) та погодинна т/(год) продуктивності змішувача за продуктом, який у ньому переробляється;

n – число діб роботи апарата (ефективний фонд часу);

a – витрати сировини на 1 т готового продукту (вибирають із даних матеріального балансу);

24 – число годин роботи на добу.

Фонд часу поділяється на календарний і максимально можливий (загальний річний або плановий фонд часу). Його обчислюють як добуток числа діб планового періоду на число годин у добі:

$$365 \cdot 24 = 8760 \text{ год.}$$

Номинальний або режимний фонд часу визначається режимом роботи цеху. Він обчислюється як добуток прийнятого в плані кількості робочих діб на кількість змін і число годин на зміну. Неможливо використовувати обладнання впродовж режимного часу, оскільки потрібні планово-періодичні ремонти обладнання, очищення, замивання або технологічні зупинки.

Ефективний фонд часу (час, пов'язане з безпосереднім проведенням технологічного процесу) враховує простой на ремонт обладнання та технологічні зупинки. Витрати часу, пов'язані з проведенням ремонтів, визначають згідно з графіком планово-періодичних ремонтів. Час на технологічні зупинки розраховують за відповідними нормативами. У безперервних виробництвах простой на ремонт і технологічні зупинки припадають на робочий час, а в перервах виробництва ремонт і технологічні зупинки проводять у неробочий час.

За годинною продуктивністю та часом перебування в режимі обчислюють необхідне завантаження цеху ($W_{ан}^{Hп}$):

$$W_{ан}^{Hп} = P_{погод} \cdot \tau,$$

де $P_{пог}$ – погодинна продуктивність цеху за продуктом, який переробляється, т/ч;

τ – час перебування продукту у змішувачі періодичної дії, год.

Знаючи геометричний обсяг змішувача, загальну густину і масу продукту, який переробляється в ньому та коефіцієнт заповнення змішувача, визначають розрахункову завантаженість з урахуванням параметрів, представлених вище у формулі:

$$W_{\text{ан}}^p = v_r \cdot \rho_{\text{см}} \cdot K_3 \quad (1.3):$$

де $W_{\text{ан}}^p$ – розрахункове завантаження в апарат, т;

v_r – геометричний об'єм апарата, м³;

$\rho_{\text{см}}$ – густина суміші завантажених компонентів, т/м³;

K_3 – коефіцієнт заповнення змішувача (<1).

Число апаратів безперервної дії обчислюють за формулою:

$$П = \frac{W_{\text{ан}}^n}{W_{\text{ан}}^p \cdot K_{\text{зан}}} = \frac{P_2 \cdot a \cdot r}{n \cdot 24 \cdot v_r \cdot \rho_{\text{см}} \cdot K_3 \cdot K_{\text{зан}}},$$

де $K_{\text{зан}}$ – коефіцієнт використання змішувача, що враховує простой, не враховані при розрахунку ефективного фонду часу роботи.

Якщо відома продуктивність одного змішувача безперервної дії P_1 (т/добу або т/год), то їх число розраховують за формулою:

$$П = \frac{P_n}{P_1 \cdot K_{\text{вик}}} \quad 1.15$$

де $П$ – число апаратів безперервної дії;

$P_{\text{ц}}$ – продуктивність цеху за продуктом, який переробляється т/ч;

P_1 – продуктивність змішування безперервної дії, т/год;

$K_{\text{вик}}$ – коефіцієнт використання обладнання.

Продуктивність змішувача безперервної дії знаходять з його технічною характеристикою або розраховують, орієнтуючись на нормативи технологічного режиму, за формулою:

$$P_1 = \frac{V_c \cdot \rho_{cm} \cdot K_v \cdot \tau_c}{\tau} \quad (1.16)$$

де τ_c – число годин на добу ($\tau_c = 24$).

Порівнявши вирази (1.16) в (1.15) отримують формулу розрахунку числа змішувачів безперервної дії, аналогічну формулою (1.1) для розрахунку числа змішувачів періодичної дії:

$$n = \frac{P_c \cdot \tau}{V_f \cdot \rho_{cm} \cdot K_v \cdot \tau_c \cdot K_{вик}} = \frac{P_c \cdot \tau}{W_{АПП} \cdot 24 K_{вик}} = \frac{P_c \cdot \tau}{W_{АПП} \cdot K_{заг} \cdot K_{вик}}$$

Припустимо, що цех рафінації олії працює безперервно в 3 зміни по 1 год. Зупинка цеху на святкові дні становить 8 діб, а ремонт змішувачів безперервної дії здійснюють згідно річним графіком планово-періодичних ремонтів обладнання олійно-жирової промисловості (капітального - 1 середнього - 3 і поточного - 7, графік планово-періодичних ремонтів подано у таблиці 2).

Капітальний ремонт здійснюють в святкові дні.

Передбачені технологічні зупинки (ТЗ) змішувачів безперервної дії відповідно до їхніх обсягів, складають:

- для 20 м^3 – 115 год;
- 10 м^3 – 105 год;
- 5 м^3 – 100 год.

Типові дані, що враховують порівняння продуктивності цеху з випуску готового олійно-жирового продукту з об'ємом реактора в циклу перебування в ньому, представлені в табл. 3.

**Річні графіки планово-періодичних ремонтів
змішувачів безперервної дії**

Об'єм змішувача, м ³	Нормативи ресурсу між ремонтами, год			Нормативи простою в ремонті, год		
	К	С	Т	К	С	Т
20	25920	-	1440	130	-	44
10	25920	-	1440	156	-	45
5	25920	-	1440	168	-	28

Таблиця 3

Порівняльні виробничі дані цеху (ділянки),

Об'єм змішувача та час циклу у ньому

№ варіант завдання	Продуктивність цеху, т/год	Об'єм змішувача	Час циклу в реакторі, год	Порівняння $t_{осн}/t_{вкл}$
1	30000	20	23	1:2
		10	18	2:1
		5	15	2:1
2	25000	20	23	1:2
		10	18	2:1
		5	15	1:2
3	20000	20	24	1:2
		10	19	1:2
		5	16	2:1
4	10000	20	24	2:2
		10	19	1:1
		5	16	1:1

Порівнявши $t_{осн} / t_{доп}$, можна також вирішити такі завдання:

- визначити кількість олії, яка рафінується та буде отримано частково, якщо організувати безперервний процес виробництва замість періодичного;

- у скільки разів зросте продуктивність цеху, якщо $t_{осн}$ скорочується на 15, 20, 25, 30% при встановленому числі змішувачів.

2. РОЗРАХУНОК ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ СЕПАРУВАННЯ

При встановленні не рекомендовано одночасно розпаковувати два або більше сепараторів, щоб не переплутати деталі машин. Транспортні монтажні роботи слід проводити, не допускаючи вм'ятин, подряпин на поверхнях деталей і вузлів. Монтаж і пуск сепаратора проводять під наглядом відповідальної особи - досвідченого механіка з дотриманням всіх вимог інструкцій.

При підйомі деталей і вузлів необхідно користуватися пристосуваннями, які додаються до сепаратора.

Сепаратори продуктивністю від 1000 л/ч і вище встановлюють на окремому фундаменті. Підлога не може мати нахилу в сторону сепаратора, щоб уникнути попадання води або сепарованого продукту під сепаратор.

Сепаратори на міжповерхових перекриттях будівель встановлюють тільки після узгодження з проектно-монтажними організаціями. Сепаратори можна встановлювати через 5-7 діб після виготовлення фундаменту.

Над сепаратором встановлюють підйомний пристрій, що полегшує його розбирання та складання (електротельфер).

Сепаратори продуктивністю понад 1000 л/год (1 м³/год) оснащують приймально-вивідний пристрій напівзакритого типу (рис. 1). Він складається з одного або двох тискових дисків 1,2

Напірний диск складається із двох плоских кіл, між якими розташовані спіральні канали для рідини. За допомогою патрубків 3 канали з'єднані з відповідними трубками, на кінцях яких знаходяться регулювальні вентилі-дроселі 4 і 8. По осі приймально-вивідного пристрою встановлена центральна трубка 6, по якій сировина надходить в барабан. При вивідний пристрій кріплять на кришці сепаратора. Зазори між стінками камер забезпечують вільне обертання барабана щодо дисків. У каналах дисків тиск продуктів сепарування піднімається до 0,2 МПа, за рахунок чого ці продукти переміщуються та по тру-

поступають у теплообмінники або в ємності для зберігання. Сепаратор в даному випадку виконує функцію насоса.

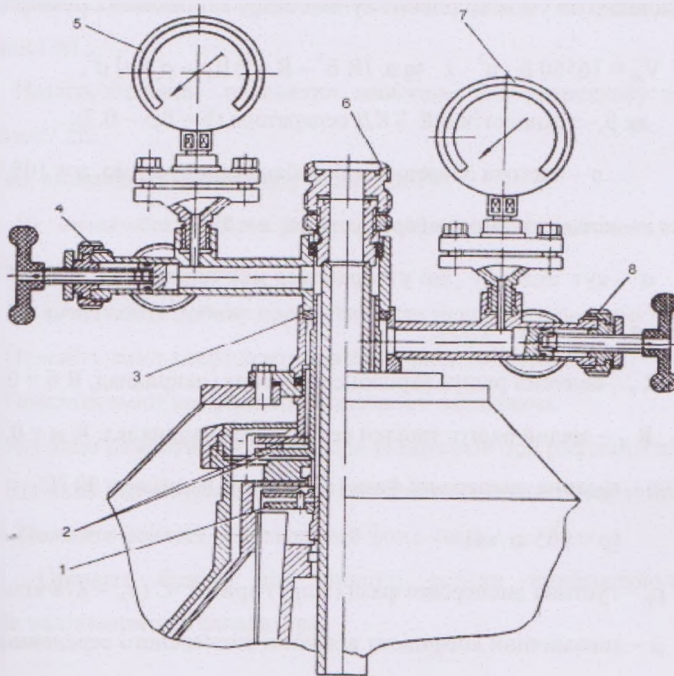


Рисунок 1 Приймально-вивідні пристрої напівзакритого сепаратора

1, 2 – напірні диски для олійно-жирової та водної фракції (соапсток) відповідно 3- патрубки для виведення продуктів сепарування; 4, 8 – регулювальні вентелі; 5, 7 – манометри; 6 – центральні трубки для входу олії.

У кінцевому каналі нижньої частини корпусу ротаметра знаходиться поплавок. Положення якого залежить від кількості проходять вершків. Чим густіше потік, тим вище піднімається поплавок. На поплавок встановлений шток, який входить в скляну трубку з розташованої поруч

шкалюю. Відповідно до положення головки штока щодо шкали визначають витрату за одиницю часу.

Об'ємна продуктивність V_m (мі / ч) сепаратора, обчислюється відповідно до умов виділення кульок жиру мінімальних розмірів:

$$V_m = 16560 \beta \cdot n^2 \cdot z \cdot \operatorname{tg} \alpha (R_b^3 - R_m^3) [(\rho - \rho_p) / \mu] d^2,$$

де β – технологічний ККД сепаратора ($\beta = 0,5 - 0,7$);

n – частота обертання барабана (припустимо, $n = 108,3 \text{ с}^{-1}$);

z – кількість тарілок (припустимо, $z = 124$);

α – кут підйому, що утворюється між тарілками

(при $\alpha = 60^\circ \operatorname{tg} \alpha = 1,73$);

R_b – великий радіус тарілки сепаратора (наприклад, $R_b = 0,22 \text{ м}$);

R_m – малий радіус тарілки сепаратора (наприклад, $R_m = 0,12 \text{ м}$);

ρ – густина дисперсної фази (соапстоку, води) при 90°C

($\rho \approx 965 \text{ кг/мі}$);

ρ_p – густина дисперсної фази (жиру) при 90°C ($\rho_p \approx 878 \text{ кг/мі}$);

μ – динамічний коефіцієнт в'язкості дисперсного середовища

при 90°C ($\mu = 0,0075 \text{ Па} \cdot \text{с}$);

d – розрахунковий діаметр жирової кульки, м ($d = 2,45 \cdot 10^{-6} \text{ м}$).

Підставляючи відомі значення в формулу (відповідно до представленою прикладу), знаходять продуктивність сепаратора:

$$V_m = 16560 \cdot 0,6 \cdot 108,31 \cdot 124 \cdot 1,73 (0,22^3 - 0,12^3) [(965 - 878) / (2,45 \cdot 10^{-6})^2] = 14,8 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Розрахована за формулою (2.1) продуктивність сепаратора рафінації жирів близька до реальної продуктивності на практиці.

Контрольні питання

1. Які змішувачі використовують при проведенні процесів рафінації олії?
2. Назвіть основні параметри необхідні для розрахунку зішувачів періодичної дії.
3. Назвіть основні параметри необхідні для розрахунку зішувачів безперервної дії.
3. Як визначають час циклу у змішувачі?
4. Як визначають число змішувачів періодичної дії при виконанні річної продуктивності?
5. Як визначають добову продуктивність цеху за сировиною.?
6. Поясніть зміст коефіцієнта використання змішувача.
7. Поясніть зміст коефіцієнта зворотності змішувача.
8. Які види ремонтів проводять для змішувачів при рафінації олії?
9. Від яких параметрів залежить тривалість технологічних зупнок?
10. Поясніть поняття «Ефективний фонд часу»
11. Опишіть будову та принцип роботи прийнятно-вивідних пристроїв напівзакритого сепаратора.

3. РОЗРАХУНОК ЛІНІЇ ДЕЗОДОРАЦІЇ ЖИРІВ БЕЗПЕРЕРВНИМ МЕТОДОМ

Природні жири і олії містять порівняно невелику кількість супутніх речовин і домішок, які надають їм специфічного смаку та запаху. До них належать аліфатичні, ароматичні та гетероциклічні сполуки. Деякі з них, які обумовлюють характерний смак і запах жирів, належать до речовин, які легко летять. Кетони, спирти, кислоти, та інші органічні з'єднання, які володіють порівняно з тригліцеридами більш високою пружністю парів. Методами дезодорації можливо відганяти речовини – носії запаху та смаку, а також частину вільних жирних кислот, які є в жирі. В сирих жирах містяться фосфоліпіди та токофероли, які гальмують окислення жирів. Ці

натуральні антиокислювачі в процесі комплексної рафінації руйнуються або видаляються. В якості антиокислювачів в дезодоровані жири додають лимонну кислоту. Вона сприяє розпаду невеликої кількості натрієвих солей, які залишилися в жирі після лужної рафінації, і зв'язує у формі нерозчинних комплексів катіони важких металів. Присутність катіонів важких металів (міді, нікелю, цинку, заліза та ін.) в харчових жирах небажане, оскільки вони діють як каталізатори, прискорюють процес їх окислення.

Дезодорацію можливо розглядати, як дистиляційний процес, який проводять із застосуванням гострої пари за глибокого вакууму і високої температури. Процес дистиляції жирних кислот та летких домішок ефективно відбувається за таких умов:

- для підвищення щільності парів речовин які відганяються в процесі дезодорації температура жиру повинна бути досить високою;
- залишковий тиск в дезодораторі повинен бути досить низьким, щоб знизити температуру кипіння продуктів, які переганяють;
- конструкція апарата повинна забезпечувати повноту виділення ароматичних (одоруючих) речовин за економних витрат енергетичних ресурсів та мінімальних витрат жирів.

Дезодорацію жирів доцільно здійснювати із використанням обертальної безперервної дії. Невеликі партії рецептурних жирів дезодорують у процесі періодичної дії. Технологічна схема дезодорації жирів зображена на рис. 1.

Рафінований та відбілений жир із резервуара 1 насосом 2 проходить через ситковий фільтр 10 та витратомір по лінії 1.1 подають в дезодоратор 12 за залишкового тиску в апарат 0,7–1,1 кПа жир підсушують і дезодорують в деаератора жир насосом 3 по лінії 1.1 безперервно перекачують в дезодоратор 18 тарілкового типу.

Перед подачею в дезодоратор жир пропускають через регенеративний теплообмінник 5, у якому його підігрівають за рахунок фізичної теплоти дезодорованого продукту. Потім жир

через кінцевий теплообмінник-підігрівач 20, у якому його нагрівають органічним теплоносієм до температури дезодорації 230–240 °С.

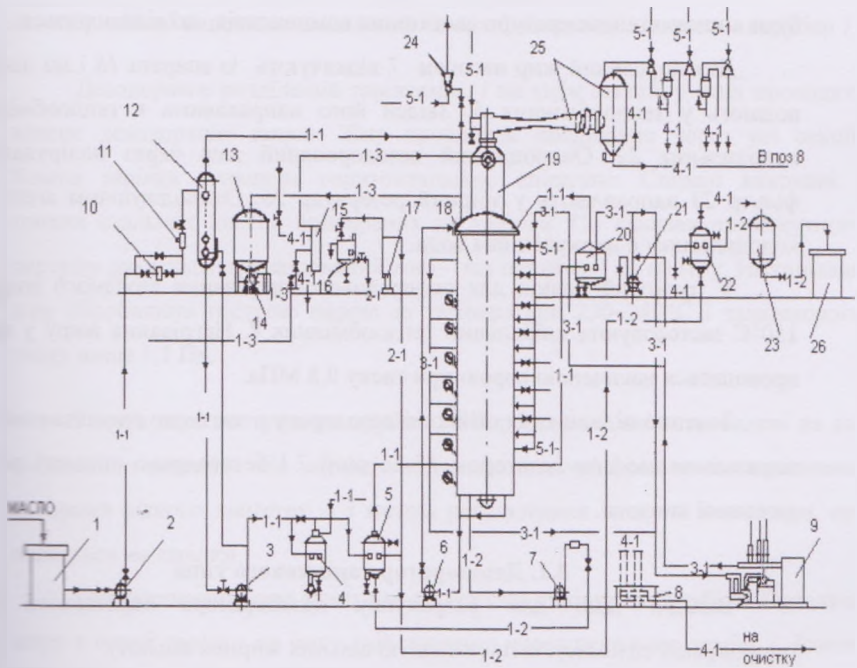


Рисунок 2. Технологічна схема дезодорації жирів безперервним методом

Гостра водяна пара у суміші з парами летких речовин та механічно змішаними краплями нейтрального жиру відсмоктуються із дезодоратора вакуум-ежекторним вакуум-насосом 25 через скруббер 19 насадкового типу. У скруббер по лінії 1.3 подають охолоджений абсорбент – нейтральну олію. Під час протитокового змішування абсорбента і погонів проходить процес витягання їх абсорбентом. При взаємодії парогазової суміші із сорбентом температура підвищується, що утруднює процес абсорбції. Тому нагріту рідину із скрубера відводять у приймальник 13, з якого насосом 10 прокачують для охолодження через пластинчатий теплообмінник 15.

Температуру абсорбента на вході в скруббер приймають $\sim 60^\circ\text{C}$, а на виході із скрубера її підтримують у межах $65\text{--}70^\circ\text{C}$, оскільки вона повинна бути вищою від температури застигання компонентів, які відганяються.

Дезодорований жир насосом 7 відкачують із апарата 18 і по лінії 12 подають у теплообмінник 5. Звідси його направляють в теплообмінник-холодильник 22. Охолоджений дезодорований жир через полірувальний фільтр 23 направляють у збірний резервуар 26. Охолоджуючим агентом в холодильнику є циркуляційна вода.

У пусковий період для попереднього нагрівання вихідного жиру до 150°C застосовують спіральний теплообмінник 4. Нагрівання жиру у ньому проводиться насиченою парою при тиску $0,8\text{ МПа}$.

З метою підвищення стійкості дезодорату в частково охолодженій парпоршневим насосом-дозатором 17 по лінії 2.1 безперервно подають розчин лимонної кислоти.

3.1. Дезодоратор тарілкового типа

Вихідні дані для розрахунку дезодоратора тарілкового типу (дезодорація саломасу, із дистиляцією вільних жирних кислот):

Початкова кислотність саломасу, який обробляють (кислотне число $\text{mg KOH} - \text{ж}'_n = 0,5\% = 5\text{ кг/т}$.

Залишкова кислотність дезодорованого саломасу (кислотне число $\text{mg KOH} - \text{ж}'_k = 0,025\% = 0,25\text{ кг/т}$.

Маса жирних кислот, які утворилися в результаті гідролізу тригліцеридів, $-\text{ж}'_g = 0,03\% = 0,3\text{ кг/т}$.

Маса одоруючих речовин, які відганяються із саломасу (500 мг/кг), $-\text{ж}'_o = 0,05\% = 0,5\text{ кг/т}$.

Маса нейтрального жиру, який виноситься із дезодоратора парою водною парою (при витраті пари 75 кг/т та виносі нейтрального жиру $1,06\%$), $-\text{ж}' = 0,08\% = 0,8\text{ кг/т}$.

Колонний дезодоратор тарілкової типу представляє собою циліндричний апарат 2 (рис. 2) діаметром 3 м та висотою 4 м. На кришці дезодораційної колони встановлений теплообмінник змішування – скруббер 1.

Дезодоратор розділений тарілками 11 на вісім секцій, у яких проводять власне дезодорацію жирів. Жир проходить послідовно через усі секції. Кожна тарілка оснащена горизонтальною спіраллю. Спіралі виконані з тонких сталевих листів, приварених до тарілок. По каналах прямокутного перерізу рухається дезодорований жир – від периферії до центру. На тарілках жир обробляють гострою парою за температури 230–240°C і залишкового тиску вище 1,1 Па.

Гостра пара поступає по трубах 3 в барботери 5, які встановлені на дні спіральних каналів. На виході встановлюють діафрагми із вихідними отворами різного діаметру – з метою регулювання тиску і маси пари, що подається на тарілки.

Дезодорований жир поступає на верхню тарілку по трубі 4. Передача жиру з одної тарілки на іншу здійснюється через переливні труби 7. Рівень жиру на кожній тарілці фіксується висотою переливу, яка дорівнює 350 мм.

Для компенсації втрат теплоти в навколишнє середовище до внутрішньої циліндричної стінки шести верхніх тарілок приварені гріючі трубки 6 висотою 300 мм, які знаходяться на рівні стовпа жиру в каналах тарілок. В сорочці циркулює теплоносій – мінеральна олія.

В центрі кожної тарілки є труба 9 діаметром 770 мм для підтримання заданого тиску над тарілками і відведення із апарата гострої водяної пари. Частина винесених по трубі 9 висококипячих речовин, які конденсуються на її верхній частині, поступає в жолобки 10, з яких по трубках 8 стікає на тарілки, які розташовані нижче.

У восьмій секції по осі центральних труб 9 розташований колектор 12, в який попадає конденсат з жолобків 10.

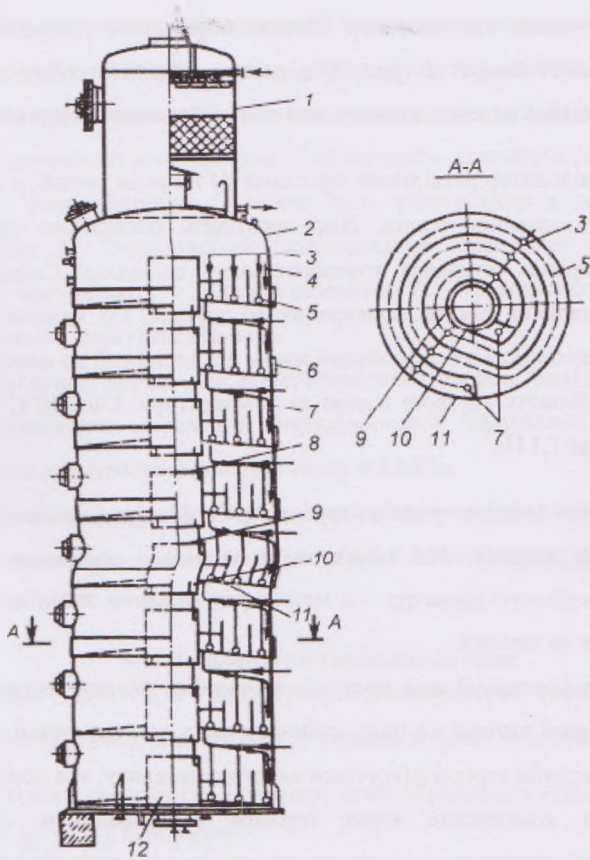


Рисунок 3. Дезодоратор тарілкового типу

Із колектора 12, який оснащений поплавковим регулятором рівня конденсат насосом перекачують на верхню тарілку для повторної дезодорації. Водяна пара, леткі жирні кислоти і одоруючі речовини, а також захоплені паром нейтральний жир відсмоктують з дезодоратора скруббер парожектором першого ступеня вакуум-насоса. В скруббері охолоджується циркуляційним жиром, при цьому значна частина конденсується, а захоплений паром нейтральний жир розчиняється в ол.

Розрахунки

Маса жирних кислот, які відганяються із саломасу:

$$ж_{к}'' = ж_{н}'' - ж_{к}'' + ж_{г}''$$

$$ж_{к}'' = 5,0 - 0,25 + 0,3 = 5,05 \text{ кг/т.}$$

Загальна маса жирових компонентів, які відганяються із саломасу:

$$\Sigma ж_{у}' = ж_{к}'' + ж_{о}' + ж_{г}'$$

$$\Sigma ж_{у}' = 5,05 + 0,5 + 0,8 = 6,35 \text{ кг/т.}$$

Власне жиру за 1 год:

$$\Sigma ж_{у}' \cdot t = 6,35 \cdot 6,25 = 39,7 \text{ кг/ч.}$$

Маса захоплених летких компонентів та нейтрального жиру із скрубера в конденсатори вакуумної системи, є із врахуванням, що вона не відрізняється від розрахованої маси винесених компонентів при дезодорації соняшникової олії:

$$ж_{л}'' = 2,8 \text{ кг/ч.}$$

Таблиця 1

Баланс компонентів при сумісній дезодорації та дистиляції вільних жирних кислот саломаса.

Компоненти	Поступає в скрубер			Виноситься із скрубера			Поглинається абсорбентом у скрубері		
	На 1 т саломаса	На 1 апарат в кг/год.	%	На 1 т сало маса	На 1 апарат в кг/ год.	%	На 1 т сало маса	На 1 апарата в кг/ год.	%
Всього	6,35	39,7	100	0,45	2,8	100	5,9	36,9	100
Вільні жирні кислоти	5,05	31,6	79,6	0,3	1,9	67,9	4,75	29,7	80,5
Стерильні жировини	0,5	3,1	7,6	0,15	0,9	32,1	1,15	7,2	19,5
Нейтральний жир	0,8	5,0	12,6						

Маса компонентів, які поглинаються абсорбентом в скрубєрі:

$$K' = P' - g'_{ж.к.}$$

$$K' = 39,7 - 2,8 = 36,9 \text{ кг/ч.}$$

Баланс компонентів при сумісній дезодорації і відгонці вільних жирних кислот саломасу показані в табл. 1.

Вихід дезодорованого саломасу та маса відходів і втрат за поєднаним процесу дезодорації та дистиляції вільних жирних кислот складає: дезодорований саломас – 993,65;

відходи при дезодорації (компоненти в суміші із жирними кислотами, які переходять в абсорбент) – 5,9;

безповоротні втрати – 0,45.

Питомі витрати саломасу на 1 т дезодорату:

$$B_c = 1000 \cdot 1000/993,65 = 1006,4 \text{ кг.}$$

Циркулюючий абсорбент необхідно змінювати один на збільшення його маси складає:

$$G'_k = 36,9 \cdot 24 = 886 \text{ кг.}$$

Абсорбовані жирні кислоти складають:

$$ж_a = 29,7 \cdot 24 = 713 \text{ кг.}$$

Концентрація вільних жирних кислот у циркуляційному абсорбенті кінця добового цикла:

$$a' = ж_a / (G_m + G'_k) = 713 / (600 + 886) = 48,0 \text{ \%}.$$

Питомі витрати абсорбента (олії, яка циркулює):

$$z' = 600/6,25 \cdot 24 = 4 \text{ кг/т.}$$

Загальна маса відходів, враховуючи витрати які відводяться в циркулює:

$$g''_a = 5,9 + 4 = 9,9 \text{ кг/т.}$$

Загальна маса відходів за продуктивності 300 т/добу:

$$g''_o = 9,9 \cdot 300 = 2970 \text{ кг.}$$

Витрати лимонної кислоти складають в середньому 50 г/т дезодорованого жиру. Тоді розчин кислоти концентрацією 15 % необхідно:

$$g_a = 50 \cdot 100 / (0,15 \cdot 1000) = 0,33 \text{ кг/т.}$$

Часові витрати при продуктивності $m = 6,25$ т:

$$g_a = 0,33 \cdot 6,25 = 2,1 \text{ л}$$

Розрахунок необхідної кількості тарілок

Оскільки температура кипіння летких речовин (погонів) є нижчою від температури кипіння стеаринової кислоти, повноту дезодорації можна визначити за залишкової кислотності дезодората.

Ступінь відгонки вільних жирних кислот із жиру залежить від пружності парів жирних кислот, а відповідно, від температури жиру, числа тарілок та маси гострої водяної пари.

Задача розрахунку полягає у визначенні необхідного числа тарілок та витрат гострої пари.

Враховуючи, що найбільше навантаження дезодоратор має при сукупності дезодорації з дистиляцією вільних жирних кислот, для розрахунків приймаються такі вихідні дані:

Продуктивність за саломасом – $m = 6250$ кг/ч.

Температура жиру в дезодораторі – $t = 230$ °С.

Залишковий тиск в дезодораторі – $p = 1,07$ кПа.

Початкова кількість летких речовин в саломасі – $a = 0,58$ % = 0,0058 т.

Початкова кількість нейтрального саломасу – 99,42 % = 0,9942 т.

Кінцева кількість летких речовин в дезодорованому саломасі – $b = 0,025$ % = 0,00025 т.

Кінцевий вміст нейтрального саломасу – 99,975 % = 0,9998 т.

Згідно із матеріальними розрахунками, при дезодорації саломасу утворюється парою 0,00555 т летких компонентів на 1 т жирів, які збираються.

Початкова молярна концентрація дистильованих речовин (стеариновою кислотою) в саломасі:

$$x = a \cdot M_c / (b \cdot M_{ж.к} + a \cdot M_c) = 0,0058 \cdot 874 / (0,9942 \cdot 284 + 0,0058 \cdot 874) = 0,01762 \text{ кмоль стеаринової кислоти / кмоль саломасу.}$$

Кінцева концентрація стеаринової кислоти на виході саломасу дезодоратора:

$$x_f = 0,00025 \cdot 874 / (0,99975 \cdot 284 + 0,00025 \cdot 874) = 0,00077 \text{ кмоль стеаринової кислоти / кмоль саломасу.}$$

При цьому мінімальні витрати пари для відгонки летких компонентів в процесі безперервної дезодорації саломасу:

$$\left(\frac{D_a}{D_c} \right)_{\text{min}} = [p - 2\sqrt{px_1(p_a - p)} + x_1(p_a - p)] / p_a = [1066 - 2\sqrt{1066 \cdot 0,00077(1466 - 1066)} + 0,00077(1466 - 1066)] / 1466 = 0,7 \text{ кмоль водяної пари / кмоль саломасу.}$$

У наведених вище рівняннях:

M_c – молекулярна маса саломасу ($M_c = 874$);

$M_{ж.к}$ – молекулярна маса стеаринової кислоти ($M_{ж.к} = 284$);

p – тиск в дезодораторі ($p = 1066$ Па);

p_a – парціальний тиск парів стеаринової кислоти при 230°C ($p_a = 1466$ Па);

D_a – вихідна кількість водяної пари в дезодораторі, кмоль;

D_c – кількість саломасу, що стікає ($D_c = 6250/874 = 7,15$ кмоль);

Процес безперервної дезодорації жирів не може відбуватися мінімальною питомою витратою пари, оскільки пара не насичується речовин, які відганяються. Необхідний надлишок пари визначається експериментально. При безперервній дезодорації витрати пари теоретично розрахованих витрат в 5–6 раз. Для розрахунку п'ятикратний надлишок пари.

В даному випадку витрати пари за п'ятикратного надлишку складає:

$$\left(\frac{D}{D_c}\right) \cdot 5 = 0,7 \cdot 5 = 3,5 \text{ кмоль пари/кмоль саломасу.}$$

Кількість тарілок обчислюють виходячи з заданої кількості летких речовин (по стеариновій кислоті) в саломасі.

Розподіл концентрації стеаринової кислоти в парі і саломасі за висотою колони знаходять наступним чином.

В парі, яка залишає верхню тарілку

y – пара, яка відсмоктується ежекторним вакуум-насосом:

$$y = D_c (x - x_1) / D_a = 1 (0,01762 - 0,00077) / 3,5 = 0,00481 \text{ кмоль /кмоль.}$$

У саломасі, який стікає із верхньої тарілки:

$$x' = p_y / [p_a - (p - p_a) y] = 1066 \cdot 0,00481 / [1466 - (1066 - 1466) 0,00481] = 0,00350 \text{ кмоль /кмоль.}$$

У парі, яка залишає (рахуючи зверху) тарілку:

$$x_1 = D_c (x' - x_1) / D_a = 1 (0,00350 - 0,00077) / 3,5 = 0,00078 \text{ кмоль /кмоль.}$$

В саломасі, який стікає із другої тарілки:

$$x_2 = p_y / [p_a - (p - p_a) y] = 1066 \cdot 0,00078 / [1466 - (1066 - 1466) 0,00078] = 0,00057 \text{ (кмоль /кмоль).}$$

Концентрація стеаринової кислоти в саломасі, який стікає із другої тарілки, дорівнює 0,00057 кмоль /кмоль, що є меншою від прийнятої концентрації 0,00077 кмоль /кмоль. Відповідно, необхідно мати 2 тарілки.

Кількість тарілок повинна бути більшою за розрахункове значення. Це обумовлено тим, що немає рівноваги на тарілках між рідким (саломасом) та паровими фазами. Пара над тарілками має менше стеаринової кислоти, ніж потрібно для повної рівноваги із саломасом на тарілці. Тому для корекції вводять коефіцієнт корисної дії тарілки:

$$\eta = \frac{p}{p_0} \quad (3.4)$$

де η – коефіцієнт корисної дії тарілки за дезодорації жиру з низькою концентрацією речовин, які відганяються ($\eta = 0,25-0,45$);

n – теоретична кількість тарілок;

n_0 – практично необхідна кількість тарілок.

Застосовують $\eta = 0,25$, звідки необхідна кількість тарілок складає:

$$n_0 = n / \eta = 2 : 0,25 = 8 \text{ тарілок.}$$

Розрахунок технологічних показників.

Тривалість дезодорації жирів в апараті безперервної дії приймають 2,3 год, або 8280 сек.

При продуктивності дезодоратора $m = 6,25$ т/год робоча ємкість масою:

$$G = 6,25 \cdot 2,3 = 14,4 \text{ т;}$$

Ємність за об'ємом –

$$V = 14,4 : 0,787 = 18,3 \text{ м}^3.$$

Перепад тиску стовпа жиру над барботером для гострої пари в спіралі дезодоратора безперервної дії приймають в діапазоні 1600–2670 Па. Для розрахунку беруть $p = 2670$ Па.

Висота стовпа жиру в каналі:

$$h_{\text{ж}} = p / (\rho_{\text{ж}} \cdot g) = 2670 / (787 \cdot 9,81) = 0,35 \text{ м,}$$

де $\rho_{\text{ж}}$ – густина жиру за температури 230 °С ($\rho_{\text{ж}} = 787$ кг/м³);

g – прискорення вільного падіння ($g = 9,81$ м/с²).

Швидкість жиру в каналі спіралі (рис. 3), за практичними даними перевищує 0,015 – 0,020 м/с; середнє значення приймають $\omega = 0,018$ м/с.

Переріз каналу при продуктивності $m = 6,25$ т/год:

$$f = 6,25 / (0,787 \cdot 3600 \cdot 0,018) = 0,123 \text{ м}^2.$$

Розрахункова ширина каналу спіралі:

$$b = f / h_{\text{ж}} = 0,123 : 0,35 = 0,35 \text{ м.}$$

Конструктивно ширину каналу приймають 0,37 м

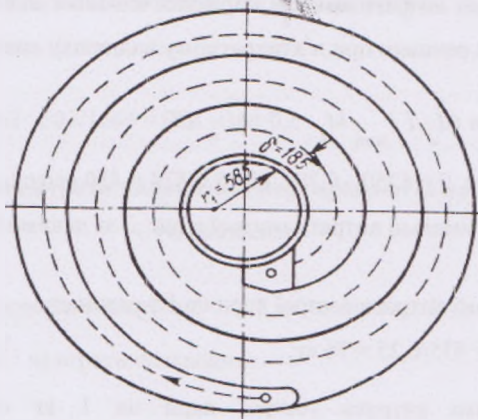


Рисунок 4. Спіралі на тарілці дезодоратора

При швидкості жиру в каналі спіралі $\omega = 0,018$ м/с і терміні його перебування в дезодораторі $\tau = 8280$ с, розрахункова довжина спіралей на тарілках:

$$l_c = \omega \tau = 0,018 \cdot 8280 = 149 \text{ м.}$$

Конструктивно довжина спіралі складає:

$$\text{на одній тарілці} - l' = 2\pi r_1 n + \pi b^* n (2n - 1) = 2 \cdot 3,14 \cdot 0,585 \cdot 3 + 3,14 \cdot 0,185 \cdot 3 (2 \cdot 3 - 1) = 19,7 \text{ м;}$$

$$\text{на восьми тарілках} - c' = 19,7 \cdot 8 = 157,6 \text{ м}$$

Результати розрахунків довжини спіралі по двох варіантах співпадають.

У наведених вище виразах

n – число каналів у спіралі на одній тарілці ($n = 3$);

r_1 – радіус центральної труби ($r_1 = 0,585$ м);

b^* – половина ширини каналу ($b^* = 0,37 : 2 = 0,185$ м)

Визначення витрат гострої пари.

Часові витрати гострої пари для відгонки вільних жирних кислот та одоруючих речовин при п'ятикратному надлишку визначають за формулою:

$$D = m \left(\frac{D}{D_c} \right) \frac{M_v \cdot 5,0}{M_{ж}} \cdot (5)$$

Звідси $D = 6250 \cdot 0,70 \cdot 18 \cdot 5,0 / 874 = 450$ кг/год.

Максимальні витрати гострої пари: D за даними виробника приймаєть-
475 кг/год.

Питомі витрати гострої пари на 1 т саломасу:

$$D_{уд} = D/m = 475/6,25 = 76 \text{ кг.}$$

Питомі витрати гострої пари на 1 кг супутніх речовин відганяються:

$$D'_{уд} = 475 : 39,7 = 12,0 \text{ кг,}$$

де 39,7 – кількість летких супутніх речовин, які відганяються впродовж 1 год при дезодорації саломасу.

В реальних умовах витрати гострої водяної пари на дезодорацію коливаються в залежності від виду жиру та умов процесу.

Витрати гострої пари в залежності від діаметра отворів в обмежувальних шайбах та тиску пари

Діаметр отворів в обмежувальних шайбах. мм	Тиск пари після шайб, МПа	Витрати пари на тарілку, кг/год
3,75	0,1	12
4,50	0,1	17
3,75	4,5	24
4,50	4,5	36

При максимальних витратах гострої пари (475 кг/год) витрати водяної пари в центральній трубі верхньої тарілки дезодорації становлять:

$$D_v / (0,785 D^2 \cdot 3600) = 475 \cdot 218 / (0,785 \cdot 0,77^2 \cdot 3600) = 62 \text{ кг/год.}$$

де v – питомий об'єм водяної пари при температурі $230\text{ }^{\circ}\text{C}$ 1066 Па ;
при цьому:

$$v = RT/p = 462 \cdot 503/1066 = 218\text{ м}^3/\text{кг}$$

Теплові витрати колони, які перекриваються органічним теплоносієм

При площі поверхні апарата $f = 108\text{ м}^2$ та втратах із 1 м^2 теплоізоляції $q_{\text{н}} = 1100\text{ кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ втрати складають:

$$Q = 1100 \cdot 108 = 118800\text{ кДж/ч} = 33\text{ кВт.}$$

3.2. Розрахунок скрубера

Скрубер, встановлений на кришці дезодораційної колони, призначений для проведення процесу абсорбції супутніх речовин, які поступають з дезодоратора разом з водяною парою. Він представляє собою вертикальний циліндричний апарат із сталі з випуклою кришкою та днищем у формі зворотного конуса. Розміри скрубера: діаметр – 2 м ; висота – $2,83\text{ м}$.

В якості абсорбента застосовують нейтральну олію. Процес абсорбції протікає на поверхні дотику рідкої і газової фаз. Тому в скрубері для збільшення газів рідиною є добре розвинута поверхня контакту між парогазовою сумішшю і абсорбентом. Ця поверхня утворена насадкою з сталевих кілець.

Насадка 9 опирається на решітку 8 , з отвором для проходження газу і витоку рідини, який стікає. Парогазова суміш з дезодоратора по трубі 6 вступає в скрубер знизу та рухається вгору протитоком відносно до рідини, що циркулює (абсорбент). В результаті абсорбції парогазова суміш, звільнена від значної частини компонентів, залишає скрубер по трубі 1 та засмоктується першим паровим ежектором. Сорбент стікає по насадці, збирається в конусному днищі та залишає апарат через патрубок 7 . Для рівномірного

розподілення адсорбента по всьому перерізу апарата в верхній частині встановлений розпилювач 2 і розподільча сітка 3. Апарат має люк 5 з розташованим у ньому оглядовим вікном із склом 4. Для процесу абсорбції необхідно, щоб парціальні тиски парів, які сорбуються із парогазової суміші компонентів, були вищі, ніж у рідкому адсорбенті, який вступає з ними в контакт. Через малу відносну леткість адсорбента перенос компонентів проходить як правило в одному напрямку (із газової фази – в рідку).

Абсорбція парогазових компонентів супроводжується виділенням теплоти та підвищенням температури адсорбента. Це негативно впливає на процес абсорбції, оскільки із ростом температури розчинність летких компонентів в адсорбенті знижується. Тому адсорбент перед подачею в скрубєр безперервно охолоджують. В процесі абсорбції температура сорбенту піднімається по насадці, підвищується на 3–10 °С, а парогазова суміш охолоджується в середньому до 70°С. Температура охолодження компонентів повинна бути вищою від температури застигання суміші жирних кислот.

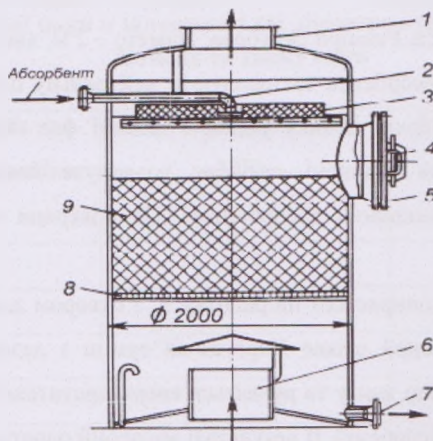


Рисунок 5. Насадний скрубєр для абсорбції жирних речовин при дезодорації.

Тепловий баланс скрубєра.

Його складають з метою визначення кількості теплоти, яка відбирається у парагазової суміші теплоти абсорбції жирних кислот, а також кількості абсорбента, який додатково виступає у якості холодильного агента.

Теплота, яка відводиться в процесах:

а) охолодження 475 кг/год. водяної пари від 230 °С до 70 °С –

$$Q_1 = 475 \cdot 1,97 (230 - 70) = 149720 \text{ кДж/ год.};$$

б) охолодження 25 кг/ год. В повітря від 230 °С до 70 °С –

$$Q_2 = 25 \cdot 1,0 (230 - 70) = 4000 \text{ кДж/ год.};$$

в) охолодження 39,7 кг/ год. жирних кислот и нейтральної олії від 230 °С до 70°С

$$Q_3 = 39,7 \cdot 2,31 (230 - 70) = 14673 \text{ кДж/ год.}.$$

Теплота, яка виділяється при абсорбції 36,9 кг/год жирних погонів:

$$Q_4 = 335 \cdot 36,9 = 12362 \text{ кДж/ год}$$

$$\Sigma Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = 149720 + 4000 + 14673 + 12362 = 180755 \text{ кДж/}$$

год = 50210 Вт.

Максимальні витрати циркуляційного агента за перепаду температури на вході та виході $\Delta t = 7^\circ\text{C}$:

$$G = \Sigma Q / (C \Delta t) = 180755 / (1,95 \cdot 7) = 13242 \text{ кг/ год}$$

Витрати циркуляційної олії за об'ємом:

$$V = G/\rho = 13242 : 894 = 14,8 \approx 15 \text{ м}^3/\text{ год.}$$

У розрахунках фігурують значення: 1,97 – питома теплоємність водяної пари, кДж/(кг · К); 1,95 – питома теплоємність жиру в інтервалі температур 60–70 °С, кДж/(кг · К); 230 та 70 – початкова і кінцева температури парагазової суміші, °С; 1,0 – питома теплоємність сухого повітря, кДж/(кг · К); 2,31 – питома теплоємність жирних кислот и

нейтрального жиру в температурному інтервалі 70–230 °С, кДж/(кг · К); 335 – питома теплота поглинання парів жирних кислот з водяної пари рідким абсорбентом, кДж/кг; 894 – густина абсорбента (ρ) за середньої температури 67 °С, кг/м³.

Навантаження на насадку.

При висоті шару насадки в скрубєрі $h_n = 1$ м і питомій поверхні циліндричних кілець з розміром (мм) 25×25×0,5 та $f = 90$ м²/м³ загальною поверхня насадки:

$$\Sigma f = 0,785 \cdot d^2 \cdot h_n \cdot f = 0,785 \cdot 2^2 \cdot 1 \cdot 90 = 283 \text{ м}^2$$

Питоме навантаження на насадку:

$$v = K' / \Sigma f = 36,9 : 283 = 0,13 \text{ кг/м}^2$$

Контрольні питання

1. Суть процесу дезодорації жирів.
2. Назвіть умови інтенсифікації процесу дезодорації жирів.
3. Які основні аспекти технологічної схеми дезодорації безперервним способом?
4. Які вихідні дані для розрахунку тарілкового дезодоратора?
5. Будова та принцип роботи тарілкового дезодоратора.
6. Призначення скрубєра його будова.
7. Суть процесу адсорбції та умови її проведення у скрубєрі.
8. Яка мета складання теплового балансу скрубєра?
9. Як визначають витрати циркуляційного агента при жирових речовин?
10. Як визначається навантаження на насадку скрубєра?

3.3. Розрахунок теплообмінників

Лінії дезодорації жирів безперервної дії з апаратами колонного типу включають кілька теплообмінників інтенсивного дії. Завдяки особливостям конструкції теплообмінні середовища рухаються зі значною швидкістю (до 2 м / с), що забезпечує високі коефіцієнти теплопередачі і економічні габаритні розміри обладнання. Повітрянагрівач призначений для попереднього підігріву жиру, що направляється в дезодоратор. В теплообміннику жир, який дезодорують нагрівають до 200 ° С. Схема руху теплоносія в такому теплообміннику показано на рисунку. 6

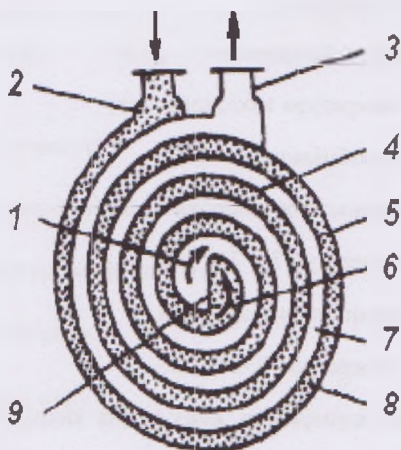


Рис. 6. Схема потоків теплоносіїв в регенеративному теплообміннику

Як видно з рис. 6, поверхня теплообміну в цьому апараті утворюється двома сформованими у вигляді спіралей металевими листами 4 і 5. Внутрішні кінці спіралей приєднані до перегородці 9. Між листами утворені канали прямокутного перерізу, по яких рухаються теплоносії 7 і 8. З торців канали закриті кришками з ущільнюючими прокладками.

До зовнішніх кінців спіралей і до центру приварені патрубки 1 та 3 для введення і виведення гарячого дезодората, що є теплоносієм, а також патрубки 6 і 2 для нагрівання олії, що направляється на дезодорацію. Теплоносії рухаються протитечією - по каналах 7 і 8. Вихідні дані для розрахунку кінцевої температури жирової фракції на виході з теплообмінника і необхідної поверхні теплообміну наведені нижче.

Продуктивність: за вихідним жиром – $m_a = 6250$ кг/ч,
 дезодорату – $m_d = 6250$ кг/ч.

Температура дезодорованого жиру:

на вході в теплообмінник – $t_1 = 230$ °С,

на виході із теплообмінника – $t_2 = 77$ °С.

Початкова температура вихідного жиру

на вході в теплообмінник – $t_3 = 40$ °С.

Питома теплоємність дезодорованої олії

в інтервалі температур 77–230 °С – $C_d = 2,32$, кДж/(кг·°С)

Питома теплоємність вихідної олії

в інтервалі температур 40–200 °С – $C_a = 2,2$ кДж/(кг·К)

Кінцева температура жиру t_k (на виході з теплообмінника)

Порівнюючи прихід теплоти до витрати, отримують:

$$Q = m_a C_a (t_k - t_3) = m_d C_d (t_1 - t_2) = 6250 \cdot 2,2 (t_k - 40) = \\ = 6250 \cdot 2,32 (230 - 77) = 2218500 \text{ кДж/ч} = 616250 \text{ Вт.}$$

Перетворивши вираз, визначають кінцеву температуру олії на виході з теплообмінника:

$$t_k = (2218500 - 550000) / 13750 = 201,3 \approx 200 \text{ °С.}$$

Поверхня теплообмінника:

$$F = Q / (K \Delta t_{cp}) = 616250 / (250 \cdot 34) = 72,5 \text{ м}^2,$$

де K – коефіцієнт теплопередачі високої швидкості руху рідини в каналах ($K = 250 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$);

Δt_{cp} – середня різниця температур між теплообмінними речовинами.

При $\Delta t_m = 230 - 200 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ и $\Delta t_b = 77 - 40 = 37 \text{ }^\circ\text{C}$ – середня

арифметична різниця температур:

$$\Delta t_{cp} = (30 + 37)/2 = 33,5 \approx 34 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Кінцевий теплообмінник-підігрівач призначений для підігріву жиру, який дезодорується до температури $230 \text{ }^\circ\text{C}$, при якій проводять процес. В якості теплоносія використовують мінеральну олію.

У цьому вертикальному спіральному теплообміннику мінеральна олія рухається по внутрішньому каналу, а жир нагрівається - по зовнішньому каналу. Мінеральну олію нагрівають в стаціонарному електричному теплогенераторі.

Вихідні дані для розрахунку:

продуктивність теплообмінника – $m = 6250 \text{ кг/год.}$

початкова температура жиру на вході

у кінцевий теплообмінник – $t_n = 200 \text{ }^\circ\text{C}.$

Кінцева температура жиру – $t_k = 230 \text{ }^\circ\text{C}.$

Питома теплоємність соняшникової олії

в інтервалі $200\text{--}300 \text{ }^\circ\text{C}$ – $C = 2,6 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$

Теплове навантаження на кінцевий теплообмінник:

$$Q = m C (t_k - t_n) \cdot 1,05 = 6250 \cdot 2,6 (230 - 200) \cdot 1,05 = \\ = 511875 \text{ кДж/год} = 142188 \text{ Вт.}$$

Необхідна площа поверхні теплообмінника:

$$F = Q / (K \Delta t_{cp}) = 142188 / (250 \cdot 35) = 16 \text{ м}^2,$$

де K – коефіцієнт тепловіддачі [$K = 250 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$]; $\Delta t_{\text{ср}}$ – середня різниця температур [при $\Delta t_{\text{м}} = 260 - 230 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ і $\Delta t_{\text{б}} = 240 - 200 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$ середня арифметична різниця $\Delta t_{\text{ср}} = (30 + 40)/2 = 35 \text{ }^\circ\text{C}$].

Для встановлення приймають кінцевий теплообмінник-підігрівач з площею поверхні теплообміну 16 м^2 .

Теплове навантаження на кінцевий підігрівач різко зростає при вимкненому регенеративній теплообміннику, наприклад в пусковий період. Цей період витрата теплоти становить:

$$Q_{\text{г}} = m C_{\text{г}} (t_{\text{к}} - t_{\text{гн}}) 1,05 = 6250 \cdot 2,49 (230 - 150) \cdot 1,05 = 1307250 \text{ кДж} \\ = 363,125 \text{ кВт.}$$

Необхідна площа поверхні теплообмінника:

$$F_{\text{г}} = Q_{\text{г}} / (K \Delta t_{\text{ср}}) = 363125 / (250 \cdot 55) = 26,4 \text{ м}^2.$$

де $C_{\text{г}}$ – середня температура олії в температурному інтервалі $150-230 \text{ }^\circ\text{C}$ приймають $C_{\text{г}} = 2,49 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; $\Delta t_{\text{ср}}$ – середня різниця температур.

При $\Delta t_{\text{б}} = 240 - 150 = 90 \text{ }^\circ\text{C}$ і $\Delta t_{\text{м}} = 260 - 230 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$:

$$\Delta t_{\text{ср}} = 90 - 30 / [2,3 \lg (90/30)] = 55 \text{ }^\circ\text{C}.$$

У разі установа кінцевого теплообмінника-підігрівача поверхні 16 м^2 для виведення дезодораційної лінії на відповідний необхідний час:

$$\tau = F_{\text{г}} / F = 26,4 : 1,6 = 16 \text{ год.}$$

3.4. Теплообмінник-холодильник для дезодорації

Він призначений для охолодження водою жиру, що регенеративного теплообмінника.

Охолоджуваний жир рухається по внутрішньому каналу, а вода - по зовнішньому каналу. Вихідні дані для розрахунку площі теплообмінника:

Продуктивність – $m = 6250 \text{ кг/год.}$

Температура жиру:

на вході в теплообмінник-холодильник – $t_{\text{п}} = 77 \text{ }^{\circ}\text{C},$

на виході із теплообмінника-холодильника – $t_{\text{к}} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}.$

Температура води:

на вході у теплообмінник-холодильник – $t_{\text{в.п}} = 27 \text{ }^{\circ}\text{C},$

на виході із теплообмінника-холодильника – $t_{\text{в.к}} = 37 \text{ }^{\circ}\text{C}.$

Питома теплоємність жиру

в інтервалі температур $40\text{--}77 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $c = 1,95 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}.$

Теплове навантаження на теплообмінник-холодильник:

$$Q = mC (t_{\text{п}} - t_{\text{к}}) = 6250 \cdot 1,95 (77 - 40) = 450938 \text{ кДж/год} = 125260 \text{ Вт.}$$

Площа поверхні теплообмінного апарата:

$$F = Q / (K \Delta t_{\text{ср}}) = 125260 / (300 \cdot 24) = 17,4 \text{ м}^2,$$

де $\Delta t_{\text{ср}}$ – середня різниця температур між середовищами.

При $\Delta t_{\text{б}} = 77 - 37 = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$ и $\Delta t_{\text{м}} = 40 - 27 = 13 \text{ }^{\circ}\text{C}$ середня

логіарифмічна різниця температур $\Delta t_{\text{ср}} = (40 - 13) / [2,3 \lg (40/13)] = 24 \text{ }^{\circ}\text{C}.$

Коефіцієнт теплопередачі від води, що охолоджує до жиру в теплообмінниках-холодильниках цього типу $K = 300 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. До установки встановлюють пластинчастий теплообмінник-холодильник площею поверхні 18 м^2 .

Витрата води в теплообміннику-холодильнику:

$$W = Q / [(t_{\text{в.к}} - t_{\text{в.п}}) 4,19 \cdot 1000] = 450938 / [(37 - 27) 4,19 \cdot 1000] = 10,8 \text{ м}^3.$$

Теплообмінник-холодильник для абсорбенту призначений для охолодження циркулюючого агента в скрубєрі, встановленому над дезодоратором.

Теплове навантаження згідно з розрахунками:

$$\Sigma Q = 180755 \text{ кДж/год} = 50210 \text{ Вт.}$$

В якості охолоджувального агента використовують зворотню воду з початковою температурою $t_{в. н} = 27^\circ \text{C}$ та кінцевою температурою $t_{в. к} = 35^\circ \text{C}$.

Необхідна площа поверхні теплообміну холодильника:

$$F = \Sigma Q / (K \Delta t_{cp}) = 50210 / (300 \cdot 32) = 5,2 \text{ м}^2,$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, приймають $K = 300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;

Δt_{cp} – середня різниця температур між теплообмінними середовищами.

При $\Delta t_m = 66 - 35 = 31^\circ \text{C}$ та $\Delta t_6 = 60 - 27 = 33^\circ \text{C}$ середня арифметична різниця $\Delta t_{cp} = (31 + 33) / 2 = 32^\circ \text{C}$.

Приймають пластинчастий холодильник інтенсивного дії з площею поверхні теплообміну $F = 6 \text{ м}^2$.

Витрата води в холодильнику складають:

$$W'' = 180755 / [(35 - 27) 4.19 \cdot 1000] = 5,4 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Контрольні питання

1. Які теплообмінники використовують при дезодорації олій?
2. Для чого призначений теплообмінник-холодильник у дезодорації жирів?
3. Який теплоносій використовують у теплообмінниках підігріву?
4. Який теплоносій використовують у теплообмінниках холодильників?
5. До якої температури нагрівають жир при дезодорації?

4. ОСНОВНІ РОЗРАХУНКИ ЛІНІЇ ДЕЗОДОРАЦІЇ ЖИРІВ ПЕРІОДИЧНИМ МЕТОДОМ

Дезодоратор періодичної дії це вертикальний зварений апарат з циліндричним корпусом 1, еліптичним днищем 4 і кришкою 5 (рис. 7). На кришці розташовані сухопарник 7 із каплевідбійником 8 і патрубком 6 для відведення пари. У середині апарата розміщені шість змієвиків 2 для нагрівання глухою парою та барботер 3 для подачі гострої перегрітої водяної пари.

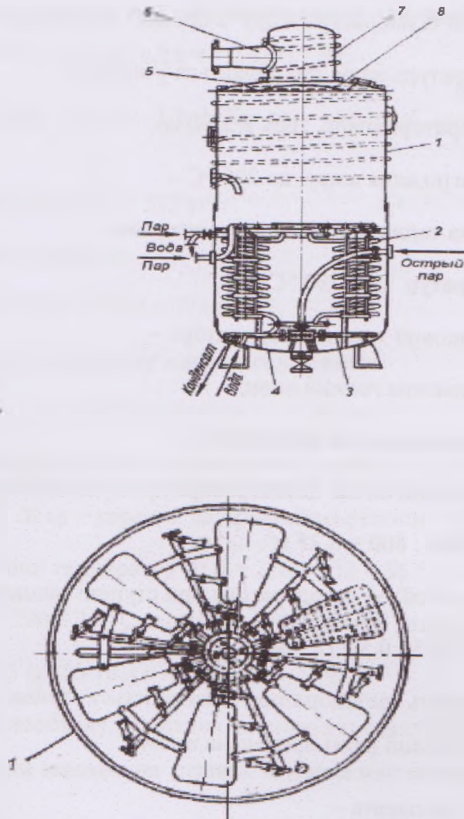


Рисунок 7. Дезодоратор періодичної дії

Дезодоратор забезпечений комплектом контрольно-вимірювальних приладів і запірної арматури. Корпус апарату і всі інші деталі, що контактують із жиром, виготовлені з кислотостійкої сталі. Апарат розрахований для роботи в умовах глибокого вакууму.

Вихідні дані для розрахунку:

Одноразове завантаження дезодорованого жиру – $g = 5000 \text{ кг}$.

Температура жиру, що поступає в дезодоратор регенеративного теплообмінника, – $t_{жп} = 130 \text{ }^\circ\text{C}$.

Кінцева температура жиру в процесі дезодорації – $t_{жк} = 200 \text{ }^\circ\text{C}$.

Температура пари, що подається у змієвик дезодоратора (пара, тиск 2,2 МПа), – $t_{п} = 216 \text{ }^\circ\text{C}$.

Час нагрівання жиру до $200 \text{ }^\circ\text{C}$ – $\tau = 40 \text{ мин}$.

Питома теплоємність жиру в інтервалі температур $130\text{--}200 \text{ }^\circ\text{C}$ – $C = 2,37 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$.

Залишковий тиск в дезодораторе – $p = 0,67 \text{ кПа}$.

Температура гострої пари, що подається на дезодорацію, – $t_{п.п} = 300 \text{ }^\circ\text{C}$.

Корисний об'єм дезодоратора при густині жиру $\rho = 800 \text{ кг}/\text{м}^3$:

$$V = g/\rho = 5000 : 800 = 6,25 \text{ м}^3.$$

Повний об'єм дезодоратора при ступені заповнення $\phi = 0,5$:

$$V_{п} = V/\phi = 6,25 : 0,5 = 12,5 \text{ м}^3.$$

Продуктивність дезодоратора визначається тривалістю циклу. Тривалість циклу дезодорації (год) приведена нижче:

Заповнення апарата – 0,35.

Нагрівання до $200 \text{ }^\circ\text{C}$ і деаерація – 0,5.

Дезодорація – 2,5.

Охолодження (передача в приймальник-холодильник)–	1,0
Тривалість циклу –	4,5.

Добова продуктивність дезодоратора:

$$M = g \cdot 24/4,5 = 5000 \cdot 24/4,5 = 26650 \text{ кг} = 26,7 \text{ т/сут.}$$

Один дезодоратор забезпечує задану продуктивність ділянки рафінації.

Розрахунок поверхні теплообміну нагрівних змієвиків.

Витрата теплоти на нагрівання дезодорованого жиру:

$$Q = g \cdot C \cdot (t_{ж} \cdot \kappa - t_{ж} \cdot n) \cdot 1,05 = 5000 \cdot 2,37 \cdot (200 - 130) \cdot 1,05 = 871000 \text{ кДж.}$$

Погодинна витрата теплоти при нагріванні жиру впродовж 40 хв складе:

$$Q_{ч} = 871000 \cdot 60/40 = 1306500 \text{ кДж/ч} = 362917 \text{ Вт.}$$

Витрата водяної пари тиском 2,2 МПа при корисної ентальпії $i = 1691$ кДж/кг:

$$D^* = Q/I = 871000 : 1691 = 515 \text{ кг.}$$

Витрата водяної пари складає:

$$D = D^* \cdot 60/40 = 515 \cdot 60/40 = 773 \text{ кг/ч.}$$

Необхідна поверхня теплообміну нагрівних змієвиків

$$F = Q_{ч} / (K \cdot \Delta t_{ср}) = 362917 / (300 \cdot 42,2) = 28,7 \text{ м}^2,$$

де K – коефіцієнт теплопередачі від конденсованої пари до жиру;

$K = 300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\Delta t_{ср}$ – середня логарифмічна різниця температур.

Початковій різниці температур $\Delta t_{б} = 216 - 130 = 86 \text{ }^\circ\text{C}$ та кінцевій

рóżниці $\Delta t_{м} = 216 - 200 = 16 \text{ }^\circ\text{C}$ середня логарифмічна різниця температур

$$\Delta t_{ср} = (86 - 16) / [2,3 \lg (86/16)] = 42,2 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Поверхня теплообміну нагрівних змієвиків із врахуванням відкладених утворень із незначним запахом на стінках змієвика має такий вигляд:

$$F^* = F \cdot 1,1 = 28,7 \cdot 1,1 = 31,6 \text{ м}^2.$$

Поверхня теплопередачі в дезодораторі утворюється змієвиками, виготовленими з кислотостійких сталевих труб діаметром 38 мм.

Поверхня теплообмінника таких труб $f = 0,11 \text{ м}^2/\text{м}$.

Загальна довжина труб змієвика:

$$l = F' / f = 31,6 : 0,11 = 287 \text{ м.}$$

Довжина труб у кожному змієвику не повинна бути надмірно великою, оскільки скупчення конденсату, особливо в нижній частині змієвика, знижує коефіцієнт теплопередачі і збільшує термічний опір.

З огляду на це розрахована довжина труб кожної з 6 секцій:

$$L = l/6 = 287 : 6 = 48 \text{ м.}$$

Співвідношення $L/d = 48 : 0,0038 = 1263$, що є у межах допустимого.

Пароежекторним вакуумний-насос з поверхнево конденсаторами.

Пароежекторний вакуумний насос з поверхневими конденсаторами (рис. 8) призначення для відкачування з дезодоратора парогазової суміші і створенні в апараті залишкового тиску 0,5-0,8 кПа. З метою запобігання забруднення води, що охолоджує жирові компоненти при дезодорації, охолодження і конденсація парів, що відходять з дезодоратора, здійснюються в поверхневих конденсаторах. При цьому парогазова суміш проходить в міжтрубному просторі, а охолоджуюча вода - по трубах. Утворений конденсатор з міжтрубному простору кожного конденсатора відводиться у барометричну коробку окремий барометричними трубами. Можливість установки на технологічній лінії вакуум-насоса передбачається технологічним регламентом.

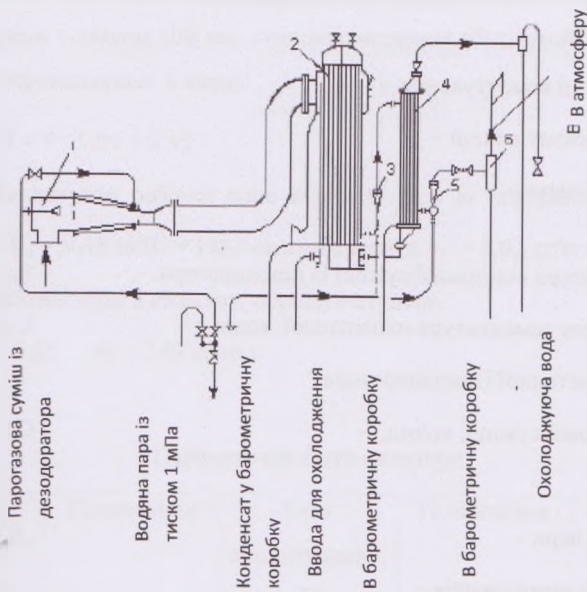


Рисунок 8. Парожекторний вакуумний-насос з поверхневими конденсаторами

Парогазову суміш відсмоктують з дезодоратора першим ежектором 1 і подають в перший кожухотрубний конденсатор 2, в якому конденсується основна маса водяної пари і жирних компонентів.

Несконденсована газова суміш поступає у другий ежектор 3, який подає її в другий кожухоподібний конденсатор 4. Із конденсатора несконденсовані гази викидаються ежектором третього ступеня 5 в атмосферу, через водовіддільник 6. Конденсат з холодильників 2 і 4 по трубах стікає в барометрическую коробку, яка одночасно є збиральником. Жирові компоненти, які сплили вгору збирають і відокремлюють, а водний конденсат, який відокремився подають у систему очищення стічних вод. Вода, яка охолоджує систему, послідовно переходить з першого конденсату під другий, завдяки чому забезпечується економне використання водних ресурсів.

Вихідні дані для розрахунку тріступеневого пароежекторного вакуум-насоса, який розташований у дезодораторі періодичної дії:

Тиск, кПа,

на стороні всмоктування – $p_{n1} = 0,67,$

на кінцевому виході – $p_k = 106,6,$

робочої пари – $p_n = 980,6.$

Температура відстояної суміші із дезодоратора – $t_{гс} = 110 \text{ }^\circ\text{C}.$

Початкова температура охолодженої води – $t_{вн} = 27 \text{ }^\circ\text{C}.$

Маса відстояної із дезодоратора

парогазової суміші, кг/год, – $G1 = 140,$

в т.ч.

водяної пари – $D_o = 120,$

жирових компонентів – $g_n = 12,$

повітря – $d = 8.$

Для обслуговування дезодоратора використовують тріступеневий пароежекторний вакуумний-насос з двома проміжними кожухотрубними конденсаторами.

Ежектори працюють за параметрами, які подані в таблиці. 5.

Загальна ступінь стискання вакуум-насоса:

$$K_{\text{заг}} = p_k / p_{n1} = 106,6 : 0,67 = 160.$$

Ступінь стискання в ежекторах:

перша ступінь – $R_1 = 6 : 0,67 = 9;$

друга ступінь – $R_2 = 25,33 : 6 = 4,22;$

третья ступінь – $R_3 = 106,7 : 25,33 = 4.21$

Ступінь расширення робочою парою в ежекторі:

$$E_1 = p_n / p_{n1} = 980,6 : 0,67 = 1483.$$

Оскільки відповідно до заданих параметрах діаметр горла ежектора першої ступені є вищим 100 мм, ступінь стиснення збільшується (коефіцієнт 1,05), тоді справедливим є вираз:

$$R = R_1 \cdot 1,05 = 9 \cdot 1,05 = 9,45.$$

Питомі витрати робочої пари визначаються за діаграмою.

При $R_1 = 9,45$ та $E_1 = 1463$ питомі витрати $b_1 = 3,92$ кг/кг.

Витрати робочої пари в ежекторі першого ступеня:

$$D_1 = b_1 G_1 = 3,95 \cdot 140 = 549 \text{ кг/год.}$$

Таблиця 5

Параметри роботи ежектора

Ступінь ежектора	Позначення	Тиск всмоктування, кПа	Позначення	Тиск подачі, кПа
Перша	P_{n1}	0,67	$P_{к4}$	6,0
Друга	P_{n2}	6,0	$P_{к5}$	25,33
Третя	P_{n3}	25,33	$P_{к6}$	106,6

Маса парогазової суміші, яка подається у перший поверхневий конденсатор:

$$G_{к1} = D_1 + G_1 = 549 + 140 = 689 \text{ кг/год,}$$

в тому числі маса водяної пари:

$$D = D_0 + D_1 = 120 + 549 = 669 \text{ кг/год,}$$

Маса парів жирових погонів:

$$g_n = 12 \text{ кг/год.}$$

Вміст та втрати жирів.

Початкова кислотність олії (кислотне число 0,25 мг КОН/г) – $j_n = 0,125$ %.

Кінцева кислотність олії (кислотність) $0,03 \text{ мг КОН/г}$ — $ж_k = 0,015 \%$.

Маса жирних кислот, які утворилися в результаті гідролізу, — $ж_r = 0,030 \%$.

На основі цих даних знаходять масу вільних жирних кислот, які нейтралізують в процесі дезодорації:

$$ж_{ун} = ж_n - ж_k + ж_r = 0,125 - 0,015 + 0,030 = 0,140 \% = 1,4 \text{ кг/т.}$$

Вміст одоруючих речовин, які відганяють при дезодорації та не мають кислої реакції, коливається в широкому інтервалі і залежить від виду жиру і його якості. Так, для соняшникової олії нормальної якості вважають, що маса вилучених одоруючих речовин складає: $ж_o = 250 \text{ мг/кг} = 0,25 \text{ кг/т}$.

Разом з жирними кислотами та одоруючими речовинами з дезодораційного апарату гостра водяна пара забирає із собою механічно захоплений нейтральний жир. Можна прийняти, що маса цього жиру за постійних умов (температура, тиск) пропорційна кількості водяної пари яка вприскується.

Враховують, що втрати складають $0,001 \%$ від маси гострої пари. З витрати жиру при дезодорації $Д_{вд} = 50 \text{ кг/т}$, які потім сумують із масою втраченого нейтрального жиру:

$$ж_n = Д_{вд} \cdot 0,001 = 50 \cdot 0,001 = 0,05 \% = 0,5 \text{ кг/т.}$$

Загальна маса жирових погонів, які втрачаються із дезодорованого жиру:

$$\sum ж_v = ж_{вн} + ж_o + ж_n = 1,4 + 0,25 + 0,5 = 2,15 \text{ кг/т.}$$

За погодинної продуктивності дезодораційної колони $m = 6,25 \text{ т}$ жирів маса втрачених жирових компонентів складає:

$$П = \sum ж_v \cdot m = 2,15 \cdot 6,25 = 13,4 \text{ кг/год.}$$

У скрубєрі парогазова суміш, яка виводиться із дезодораційної колони охолоджується та разом із абсорбентом поглинається значна частина погонів одоруючих речовин. Частина компонентів у вигляді парогазової

суміші із скрубера відсмоктується ежектором першого ступеня вакуум-насоса та нагнітається у водяні конденсатори змішування.

Масу втрачених ежектором жирних кислот обчислюють:

$$g_{жк} = \text{Дуд} \cdot M_{жк} \cdot p_k / [M_v (p - p_k)] = 50 \cdot 228 \cdot 0,5 / [18(1066 - 0,5)] = 0,3 \text{ кг/т,}$$

де $M_{жк}$ – молекулярна маса найбільш летких жирних кислот (визначають за міристиновою кислотою – $M_{жк} = 228$); M_v – молекулярна маса води ($M_v = 18$); p – тиск у верхній частині скрубера ($p = 1066 \text{ Па}$);

p_k – парціальний тиск парів міристинової кислоти за температури у верхній частині скрубера $80 \text{ }^\circ\text{C}$ ($p_k = 0,5 \text{ Па}$).

Кількість одоруючих речовин, які втрачаються із парогазовою сумішшю в конденсаторах, а також нейтрального жиру складає 50 % від маси жирних кислот:

$$v = g_{жк} \cdot 0,5 = 0,3 \cdot 0,5 = 0,15 \text{ кг/т.}$$

Сумарна кількість втрачених жирових компонентів у конденсаторах пароежекторного вакуум-насоса:

$$v_k = g_{жк} + v = 0,3 + 0,15 = 0,45 \text{ кг/т.}$$

Відповідно за годину:

$$v_{год} = v_k \cdot t = 0,45 \cdot 6,25 = 2,8 \text{ кг/год.}$$

Кількість жирових компонентів, які абсорбуються в скрубери:

$$K = P - v_{год} = 13,4 - 2,8 = 10,6 \text{ кг/год.}$$

Маса та склад компонентів, які поступають у скрубери, що абсорбуються абсорбентом та витрачаються через конденсатори при експлуатації, подані у таблиці. 6.

**Маса і склад компонентів, що надходять в скруббер,
поглинаються абсорбентом який витрачається через конденсатори**

Компоненти	Поступає в скруббер			Виноситься із скрубера			Поглинається абсорбентом в скрубєрі		
Всього	2,15	13,4	100	0,45	2,8	100	1,7	10,6	100
В т.ч. Жирні кислоти	1,40	8,75	65,30	0,30	1,90	67,90	1,10	6,85	4,60
Одоруєчі речовини	0,25	1,55	11,6	0,15	0,9	32,10	0,60	3,75	35,4
Нейтральний жир	0,50	3,10	23,10						

Адсорбція з газової фази жирових погонів в скрубєрі здійснюється охолодженим абсорбентом, який циркулює. Маса його за технологічними умовами становить: $G_{ад} = 600$ кг. Поступово абсорбент збагачується поглиненими вільними жирними кислотами і нейтральними продуктами. Абсорбент постійно змінюють на свіжий. Заміну проводять так, щоб абсорбент повністю оновився один раз за 3 доби.

За цей час в ньому накопичуються такі компоненти:

Усі компоненти – $G_k = 10,6 \cdot 24 \cdot 3 = 763$ кг

в т. ч.

вільні жирні кислоти – $G_{ж.к} = 6,85 \cdot 24 \cdot 3 = 493$ кг

нейтральні продукти

(одоруєчі речовини та нейтральний жир) – $G = 3,75 \cdot 24 \cdot 3 = 270$ кг

Загальна маса циркуляційного абсорбента та поглинених компонентів на кінця третьої доби:

$$O = G_{\text{ад}} + G_{\text{к}} = 600 + 763 = 1363 \text{ кг.}$$

Концентрація вільних жирних кислот у циркуляційній суміші:

$$a = G_{\text{ж.к}} \cdot 100/O = 493 \cdot 100/1363 = 36,2 \%$$

Питома витрата абсорбенту на поглинання жирових компонентів у скрубери у розрахунку на 1 т дезодората:

$$z = G_{\text{м}} / (150 \cdot 3) = 600 / (150 \cdot 3) = 1,33 \text{ кг/т.}$$

При встановленому режимі щодоби з скрубера відводиться:

$G_c = O/3 = 1363:3=455$ кг суміші абсорбента із погонями, які сконденсовані. При цьому слід врахувати, що доцільно подавати 200 кг свіжої олії.

Примітка. При зміні початкової кислотності олії, яка подається на дезодорацію відповідно частіше змінюєть олію яка циркулює.

Вихід дезодорованої соняшникової олії а також маса відходів, що утворюються і втрат становлять:

дезодорована олія – 997,85 кг/т;

відходи при дезодорації (погони, які переходять в абсорбент) – 1,70 кг/т.

безповоротні витрати – 0,45 кг/т.

Загальна маса відходів олії при дезодорації збільшується за рахунок вилученої в скрубери олії, яке використовується на технічні цілі, і становить:

$$G_o = z + 1,70 = 1,33 + 1,70 = 3,03 \approx 3 \text{ кг/т.}$$

Питома витрата рафінованої відбіленої соняшникової олії на 1 т дезодорованої олії:

$$B = 1000 \cdot 1000/997,85 = 1002,15 \text{ кг.}$$

Питома витрата рафінованого продукту на 1 т дезодорированного продукту з урахуванням циркуляції в скрубери:

$$B_1 = 1000 \cdot 1000/(997,85 - 1,33) = 1003,50 \text{ кг.}$$

Маса абсорбента в цех продуктивністю $M = 300$ т/добу складає:

$$G_a = g_0 M = 3 \cdot 300 = 900 \text{ кг/сут.}$$

Пошук нових методів використання цих відходів є однією з найважливіших задач науки і техніки.

Контрольні питання:

1. Опишіть будову дезодораторів періодичної дії.
2. Визначальний параметр продуктивності дезодоратора
3. Як визначають поверхню теплообміну нагрівних змієвиків?
4. Призначення пароежекторного вакуумного насоса з поверхневими конденсаторами на лінії дезодорації.
5. Як визначають кількість одоруючих речовин, які втрачають із парогазової сумішшю в конденсаторах?
6. Як здійснюється адсорбція в скубері дезодоратора?
7. Де зосереджуються олійні відходи після дезодорації?

5. РОЗРАХУНОК ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПРИЙМАННЯ ТА ЗБЕРІГАННЯ СИРОВИНИ ТА ГОТОВОЇ ПРОДУКЦІЇ

Ємкості для прийому рідкої сировини і зберігання проміжних продуктів, а також бункери для сипучих матеріалів розраховують виходячи з добового запасу (на обсяг, що не перевищує добовий запас).

ЛЗР доцільно подавати в цех по трубопроводах безпосередньо з загальнозаводського складу.

При розрахунку обсягу ємності враховують коефіцієнт заповнення, коефіцієнт запасу сировини або коефіцієнт неповного звільнення ємності

$$V = \frac{P \cdot K_1}{\rho \cdot K_2}$$

$$v = \frac{P_c \cdot a \cdot K_1}{24\rho \cdot K_3} = \frac{P_c \cdot a \cdot K_1}{\rho \cdot K_3} \quad 5.2$$

де v – об'єм ємності, м^3 ;

$P_c, P_ч$ – добова, годинна потреба у сировині, т/добу або т/год;

K_1 – коефіцієнт запасу сировини в ємності

або коефіцієнт неповного випорожнення (до 1,2);

K_3 – коефіцієнт заповнення ємності (0,8–0,9);

ρ – густина рідини, $\text{т}/\text{м}^3$;

a – запас сировини в ємності.

Кількість ємностей обраного стандартного об'єму обчислюють:

$$П = \frac{P_c \cdot a \cdot K_1}{24v\rho \cdot K_3} \quad 5.3.$$

де $П$ – кількість ємностей;

P_c – добова потреба цеху у рідкому продукті, т/добу;

a – добовий (при $a = 24$) або n -погодинний ($n = 3-8$ та т.д.)

запас сировини в цеху, т/доб або т/год;

v – об'єм ємності, м^3 .

K_1 и K_3 – коефіцієнт запасу та коефіцієнт заповнення ємності

(0,8–0,9) відповідно.

При визначенні обсягу і розмірів бункера для сипучої харчової сировини вихідними даними є:

продуктивність або потреба де $П$ - число ємностей;

P_c – добова потреба цеху в рідкому продукті, т/добу;

a – добовий (при $a = 24n$ ~~до~~ n -погодинний ($n = 3-8$ і т.д.)

запас сировини в цеху, т/добу або т/год;

v – об'єм ємності, m^3 .

K_1 і K_3 – коефіцієнт запасу та коефіцієнт заповнення ємності (0,8 – 0,9) відповідно.

При визначенні обсягу і розмірів бункера для сипучої харчової сировини вихідними даними є:

- продуктивність або потреба цеху в продукті, т / добу;
 - насипна щільність продукту, t/m^3 ;
 - коефіцієнт заповнення і коефіцієнт неповноти випорожнення
- Розрахунок проводять за формулою:

$$v_{\text{б}} = \frac{P_{\text{ц}} \cdot a \cdot K_1}{24 \rho_{\text{н}} \cdot K_3}$$

де $v_{\text{б}}$ – об'єм бункера. m^3 ;

$\rho_{\text{н}}$ – насипна густина продукту (густина із врахуванням порожнеч між частинами), t/m^3 .

Як правило, бункер має циліндричну форму, тому при визначенні геометричних розмірів задаються внутрішнім діаметром і висотою циліндричної частини бункера (рис. 9). За цими даними знаходять об'єм циліндричної частини бункера

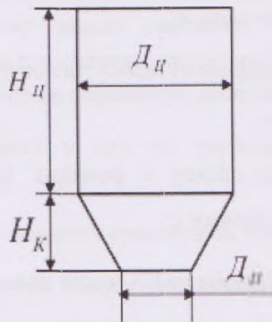


Рис. 9. Циліндрична частина бункера для сипучої харчової сировини.

$$v_u = \frac{\pi D_u^2}{4} H_u$$

де $v_{\text{ц}}$, $D_{\text{ц}}$, $H_{\text{ц}}$ – відповідно

об'єм, діаметр і висота циліндричної частини бункера, м³.

Об'єм конічної частини бункера: $v_K = v_6 - v_{\text{ц}}$. Відповідно до діаметра вихідного патрубку D_n , обчислюють висоту конічної частини бункера за формулою:

$$H_v = \frac{12v_v}{\pi(D_v^2 + D_u^2 + D_v + D_u)}$$

Кут при вершині конуса:

$$\alpha = 2 \operatorname{atg} \frac{D_v - D_u}{2H}$$

Величина цього кута повинна забезпечувати гарне зсипання продукту і запобігати небезпеці утворення ущільнень у конічній частині.

Вагові мірники, бункери для сировини і інші дозатори в періодичних процесах розраховують за максимальним завантаженням у апарат.

6. РОЗРАХУНОК СТРИЧКОВОГО КОНВЕЙЄРА

Як правило, потрібно розрахувати теоретичну продуктивність конвеєрного пристрою для транспортування закупорених в ємності харчових жирів.

Найбільш часто для цих цілей застосовують стрічковий конвеєр. Принцип його роботи полягає в тому, що електродвигун приводить в рух барабан, який при обертанні подає енергію енергію стрічці конвеєра. Стрічка натягнута в просторі і має плоску форму; в окремих випадках на ній є жолоб. Швидкість на стрічці характеризується постійними величинами. Стрічці виконують поступальний рух, за рахунок чого на неї потрапляє вантаж, або завантажені продукти вивантажується в певній точці. При цьому використовують спеціальний розвантажувальний пристрій.

Роз'яунок

Потрїбна продуктивнїсть конвеєра визначається кїлькїстю вантажу, який надходить на конвеєр в одиницю часу і його потрїбно перемїстити їм в заданому напрямку і на задану вїдстань.

Продуктивнїсть оцїнюють за масою (кг, т) та об'ємом вантажїв, якї перемїщуються (л, м³) в одиницю часу. За одиницю часу зазвичай приймають 1 год. Інодї потрїбну продуктивнїсть вказують за змїну або за добу. Якщо вказана продуктивнїсть за змїну (G, кг), тривалїсть змїни (τ, год) і час, протягом якого конвеєр працює (машинний час τ год), тодї середня погодинна продуктивнїсть конвеєра:

$$G_{cp} = \frac{G_{cv}}{t_{cv}} = \frac{G_{cv}}{t_{cv} \cdot K_{BP}} \text{ м/год}$$

де — коефїцієнт, що визначає ступїнь використання конвейєра за часом; при цьому

$$K_{BP} = \frac{t_{cv}}{t_{cv}} \leq 1$$

Якщо надходження вантажу впродовж машинного часу вїдбувається нерївномїрно та в окремї перїоди зростає в K_n разїв по вїдношенню з середньої продуктивнїстю, то продуктивнїсть G конвеєра:

$$G = G_{cp} \cdot K_n = \frac{G_{cv}}{t_{cv}} \cdot \frac{K_n}{K_{cp}} \text{ м/год}$$

де K_n — коефїцієнт нерївномїрностї.

Часто продуктивнїсть вказують в об'ємних одиницях.

Вїдповїдну величинї G об'ємну продуктивнїсть обчислюють:

$$\frac{G}{\gamma} = \frac{V_{cv}}{t_{cv}} \cdot \frac{K_n}{K_{cp}} \text{ м}^3/\text{год}$$

де γ - об'ємна вага насипного вантажу, г/см^3 .

Для визначення продуктивності конвеєра можна також використовувати формулу (6.5):

$$G = 3600 F \cdot v \cdot \rho \cdot \phi, \quad (6.5)$$

де F - площа поперечного перерізу харчового продукту на стрічці, м^2 ;

ϕ - коефіцієнт заповнення стрічки вантажем ($\phi = 0,6-0,9$);

ρ - густина харчового матеріалу, г/см^3 ;

v - швидкість руху стрічки, м/с .

Для горизонтальних конвейерів із плоскою стрічкою використовують формулу (6.6):

$$G_{пл} = 0,04v^2 \cdot v \cdot \rho, \quad (6.6)$$

де v - ширина стрічки конвейера, м .

Дана величина приймає регламентовані значення, м : 0,3; 0,4; 0,5; 0,65; 0,8; 1,0.

Якщо використовується конвейер із стрічкою, яка має жолоб, формула (6.6) набуває такого вигляду:

$$G_{ж} = 0,056v^2 \cdot v \cdot \rho. \quad (6.7)$$

Якщо лінія конвеєра розташована під нахилом до лінії горизонту, формула для розрахунку приймає вигляд:

$$G_H = G (1 - 0,02 \beta), \quad (6.8)$$

де G - визначають із формули (6.6), якщо стрічка є плоскою;

β - кут нахилу конвейера до горизонту.

У певних випадках в олійно-жировій промисловості необхідно врахувати швидкість руху насипних вантажів. При цьому застосовують стрічки з вертикальними бортами. Для такого розрахунку доцільно використовувати формулу:

$$G_b = 1,5 \cdot (..2,0 G). \quad (6.9)$$

Продуктивність стрічкового конвеєра, який нахилений до лінії горизонту, визначають:

$$\left. \begin{aligned} G_3 &= G \cos^3 \beta \\ G_4 &= G \cos^4 \beta \end{aligned} \right\} \quad 6.10$$

Косинус у третій степені вибирають у випадку, якщо $\beta \leq 20^\circ$, а якщо $\beta > 20^\circ$ тоді косинус у в четвертій степені.

Продуктивність при транспортуванні штучних вантажів:

$$K_p \text{ HdvG} = 3600 \phi, \quad (6.11)$$

де d – відстань між центрами виробів на стрічці, м;

K_p – число рядів виробів по ширині стрічки (найчастіше $K_p = 1$);

ϕ – коефіцієнт використання теоретичної продуктивності конвеєра ($\phi = 0.8-1.0$).

При розрахунках користуються різними поняттями продуктивності конвеєра. Теоретична продуктивність – максимальна продуктивність конвеєра при найбільшому заповненні стрічки вантажем.

Технічна (паспортна) продуктивність – продуктивність, відповідна номінальному режиму роботи. Вона може бути значно нижче теоретичної продуктивності. Експлуатаційна продуктивність – це продуктивність, яка визначається з фактичного потоку вантажів, що надходять на конвеєр. При розрахунку враховують перерви в роботі з технічних і експлуатаційних причин. При цьому використовують величину наведеної ширини стрічки:

$$v^* = 0,9 v - 0,05, \quad (6.12)$$

де v – номінальна ширина стрічки, м.

В окремих випадках у формулі (6.5) величина площі поперечного перерізу вантажу невідома, тому для розрахунку використовують формулу:

$$F = 0,25 v^* \cdot \text{tg} \phi', \quad (6.13)$$

де ϕ' – кут природного нахилу матеріалу вантажу який транспортується який вибирають, користуючись даними з табл. 9.

Значення в і v беруть з табл. 7 - з урахуванням номера варіанта завдання, запропонованого викладачем. Максимально допустимі швидкості стрічок відомої ширини для конвеєрів представлені в табл. 8. Спочатку на підставі табличних даних (таблиця 7) визначають величину наведеної ширини стрічки (в *), а потім - площа поперечного перерізу вантажу (F).

Технічну продуктивність стрічкового конвеєра обчислюють формулою (6.6):

$$G_{\text{техн}} = 0,04v^2 \cdot v \cdot \rho$$

Наприклад, $G_{\text{техн}} = 0,04 \cdot 0,62 \cdot 0,8 \cdot 0,38 = 0,0044$ т/год.

Аналогічно визначають і теоретичну продуктивність конвеєра. Експлуатаційну продуктивність для безперервного конвеєра не розраховують. При необхідності в формулу вводять кут нахилу конвеєра β . Користуючись даними табл. 9

Таблиця 7

Данні для визначення продуктивності стрічкового конвеєра

№ варіанта	Ширина стрічки, мм	Швидкість руху стрічки, м/с	№ варіанта	Ширина стрічки, мм	Швидкість руху стрічки, м/с
1	400	0,40 0,50 0,63 0,80	7	1400	1,00; 1,25 1,60; 2,00 2,50; 3,15 4,0
2	500	1,0 1,25 1,60 2,0	8	1600	1,25; 1,60; 2,00; 2,50; 3,15; 4,00
3	650	0,50; 0,63 0,80; 1,00 1,25; 1,60 2,00; 2,50	9	2000	1,6; 2,00 2,50; 3,15 4,00
4	800	0,63; 0,80 1,00; 1,25 1,60; 2,00 2,50; 3,15; 4,00	10	2500(2250)	1,6; 2,00 2,50; 3,15 4,00
5	1000	0,8; 1,00 1,25; 1,60 2,00; 2,50 3,15; 4,00	11	3000(2750)	1,6; 2,00 2,50; 3,15 4,00
6	1200	0,80; 1,00 1,25; 1,60 2,00; 2,50 3,15; 4,00			

Максимально допустимі швидкості стрічки для стрічкових конвейерів

Характеристика вантажів	Ширина стрічки, мм							
	400-500	650	800	1000	1200	1400	1600-1800	2000-3000
Пилеподібний та порошкоподібний сухий	1,0	1,0	1,0	1,25	1,25	1,6	1,6	2,0
Зернистий і порошкоподібний	1,6	2,5	3,15	4,0	4,0	5,0	5,0	6,3
Дрібнокусковий, $\alpha \leq 60$ мм	1,6	2,0	2,5	3,15	4,0	5,0	5,0	6,3
Середньокусковий $\alpha \leq 1600$ мм								
Легкий	1,6	2,0	2,5	3,15	4,0	4,0	5,0	5,0
Важкий	-	1,6	2,0	2,5	3,15	3,15	4,0	-

Таблиця 9

Характеристики насипних вантажів які переміщуються

№ варіанта	Характеристика насипного вантажу		Рухомість частинок вантажу	Кут нахилу конвейера в град
	Насипна щільність γ , т/м ³	Кут нахилу під час руху, град		
1	1,40-1,60	15	легка	5
2	1,20-1,40	20	середня	10
3	0,80-0,96	20	мала	15
4	1,02-1,05	20	легка	18
5	1,70-1,90	20	середня	20
6	0,40-0,70	20	мала	22
7	1,50-1,65	20	легка	24
8	0,45-0,56	20	середня	5
9	0,95-1,20	20	мала	10
10	1,40-1,65	20	легка	15
11	1,60-1,70	25	середня	20

Коефіцієнти зменшення площі поперечного перерізу вантажа K_p на стрічковому конвейєрі

Рухомість частинок вантажу	K_p при нахилі конвейєра на β , град.					
	5	10	15	18	20	22-24
легка	0,95	0,9	0,85	0,82	0,8	-
середня	1,0	0,98	0,95	0,93	0,9	0,8
мала	1,0	1,0	0,98	0,96	0,95	0,9

Продуктивність конвеєра можна збільшити за рахунок використання стрічки більшої ширини, зростання швидкості її руху і коефіцієнта заповнення.

Слід зазначити, що технічна продуктивність зазвичай нижче теоретичної, так як вона відповідає номінальному режиму роботи конвеєра. Коефіцієнт зниження площі поперечного перерізу вантажу K_p на похилому конвеєрі залежить від рухливості частинок насипного вантажу і кута нахилу конвеєра. Значення K_p , рекомендовані для розрахунку, наведені в таблиці. 10.

Контрольні питання

1. Які основні параметри розрахунку ємностей для прийому рідкої сировини і зберігання проміжних продуктів?
2. Які основні параметри розрахунку ємностей для сипучої харчової сировини?
3. Яка будова бункерів для зберігання жирової сировини?
4. Який внутрішній транспорт використовується на підприємствах м'ясно-жирової галузі?
5. Як визначається продуктивність стрічкових транспортерів?
6. Особливості розрахунку горизонтальних конвеєрів із плоскою стрічкою?
7. Як обчислюють технічну продуктивність стрічкового конвеєра?

7. ТЕХНОЛОГІЯ МОДИФІКОВАНИХ ЖИРІВ

Технологія гідрування жирів передбачає отримання каталізатора, водню і жирової сировини. Підготовка жирової сировини - процес рафінації в цьому навчальному посібнику не розглядається. Технологія одержання різних каталізаторів та водню надто специфічна, щоб розглядати її в цьому виданні. В Україні немає власного виробництва каталізаторів для гідрування жирів, і вони імпортуються або з Росії, або з країн далекого зарубіжжя. Водень виробляється на жиркомбінатах електролітичним шляхом. Слід зауважити, що процес гідрування жирів є одним з найбільш "хімічних" у всій харчовій технології, а виробництво гідрованих жирів за характером процесу, обладнанням, кваліфікацією фахівців більше нагадує нафтохімічне або хімічне, ніж харчове.

Говорячи про технологію гідрогенізації жирів в загальних рисах згадаємо про такі варіанти її реалізації: безперервний та періодичний з циркулюючим воднем і періодичний без циркуляції водню. Безперервний спосіб використовується в тих випадках, коли існує потреба у великій кількості сломасу одного виду, коли є змога використовувати сировину, що мало відрізняється своїми властивостями від партії до партії. Процес може бути організовано як в реакторах витискання, так і в реакторах змішування, як на стаціонарному каталізаторі, так і з використанням каталізатора, що утворює суспензію в жирі. В Україні працюють тільки на каталізаторах, що утворюють суспензію в жирі, і в реакторах змішування. При періодичному способі гідрування є дві суттєво різні схеми: з циркуляцією водню і з схемою з насиченням воднем. Перша зі згаданих схем передбачає барботаж водню через реактор, заповнений жиром з суспензією каталізатора з перемішуванням механічною мішалкою. Водень, що виходить з реактора, проходить систему очищення, до нього додається свіжий водень (замість поглинутого жиром) і знову подається в реактор компресором. Частину водню виводять з циркуляційної системи і замінюють свіжим для підтримки належної чистоти водню. Крайнім випадком такої схеми (її використовують

лише за кордоном) є такий, при якому процес гідрогенізації проводять тільки з використанням свіжого водню - увесь водень, що виходить з реактора, направляється на спалення, гідрування ведеться за рахунок водню, що надходить з електролізера через систему очищення.

Друга схема (гідрування з насиченням воднем) передбачає подачу водню в реактор гідрування і не передбачає вихід газів з реактора. За допомогою мішалки, якою обладнано реактор, водень змішується з жиром, у якому знаходиться суспензія каталізатора. Ця схема вважається найбільш прогресивною.

Після закінчення процесу гідрогенізації потрібно відділити одержаний саломас від суспензії каталізатора. Для цього використовують фільтрацію на фільтрах різноманітних конструкцій. При цьому важливо, щоб контакт з киснем повітря був мінімальний, а якщо його уникнути неможливо, то цей контакт повинен відбуватися за низьких температур (не вище 70°C). Це необхідно для попередження окислювальних процесів, що дуже негативно впливають на якість саломасу. Для полегшення процесу фільтрації часто використовують фільтрувальні порошки (найчастіше перліт), за допомогою яких утворюють шар дренажу на фільтруючій поверхні фільтру, що полегшує та прискорює процес фільтрації.

Відфільтрований саломас містить у своєму складі залишки важких металів (перш за все нікелю при використанні нікелевих каталізаторів). Залишки металів знаходяться або у жиророзчинній формі, або у вигляді дисперсних частинок і не відділяються фільтрацією. Крім того у складі саломасу присутні вільні жирні кислоти, продукти руйнування органічних речовин з неприємним запахом та смаком, кольорові речовини.

Для поліпшення характеристик саломасу його рафінують та дезодорують. Рафінація саломасу передбачає адсорбційне очищення, хімічне або фізичне позбавлення від жирних кислот і нарешті дезодорацію.

Адсорбційне очищення передбачає розстабілізацію саломасу та звільнення його від колірних речовин. Ця технологічна операція виконується переважно контактним методом в апараті з мішалкою, куди перед подчею адсорбенту в саломас додають який-небудь комплексон (наприклад, лимонну кислоту). потім сам адсорбент у кількості 0,05-2%, витримують при перемішуванні 40-60- хвилин, а потім фільтрують, відділяючи саломас від адсорбенту. При цьому концентрація важких металів знижується у 20 разів. Так концентрація нікелю зменшується з 3-5 мг/кг до 0,1-0,2 мг/кг. Якщо вміст жирних кислот у саломасі високий ($KЧ > 3-4$), спочатку його піддають луговій нейтралізації (як це описано для олій), потім він висушується у вакуум-сушильному апараті і лише потім настає черга сорбційного очищення. Таким способом обробляють саломас на більшості підприємств України. Якщо ж кислотність саломасу невисока, то стадію очищення від кислот поєднують зі стадією дезодорації коли при високій температурі (220-240⁰C) і у глибокому вакуумі (залишковий тиск 0,3 – 0,7 кПа, або 3-5 мм рт.ст.) відбувається відгонка кислот. Процес дезодорації дозволяє позбавити саломас від неприємного запаху та смаку, він цілком подібний до процесу дезодорації олій. Рафінований дезодорований саломас є товарним продуктом, який використовують при виробництві маргарину, кулінарних, кондитерських жирів та, якщо це технічний саломас - для одержання жирних кислот, у виробництві мила і деяких інших цілях.

Схеми гідрогенізації жирів проточним воднем та у реакторі, де не циркулює водень, наведені на рис 3.2 та 3.3.

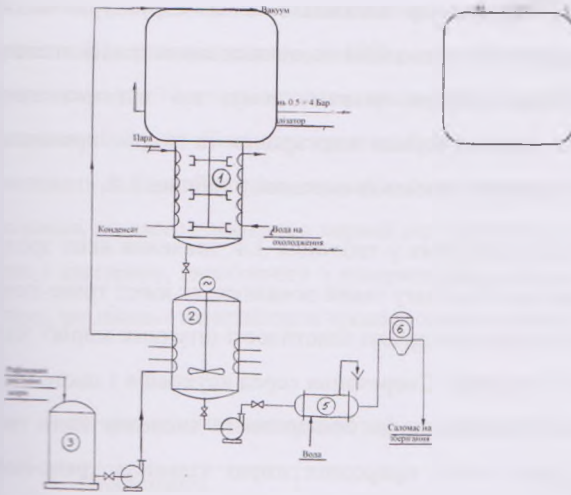


Рис. 3.2. Виробництво саломасу за методом насичення воднем

1. Автоклав для гідрогенізації 2. Ємність для готового саломасу. 3. Ємність для рафінованої олії 4. Деаератор-осушувач 5. Холодильник 6. Фільтр

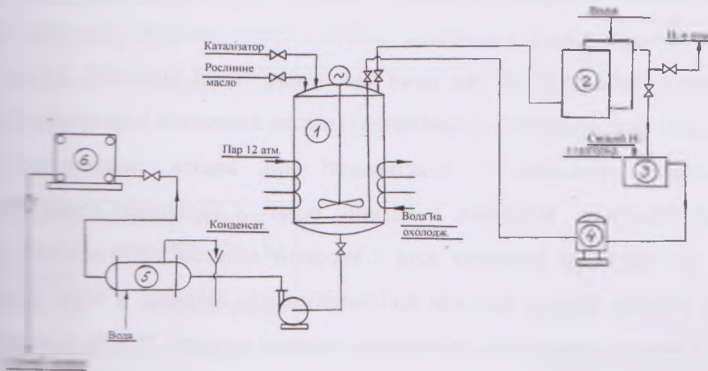


Рис. 3.3. Виробництво саломасу з рециркуляційною системою подачі водню

1. Автоклав для гідрогенізації 2. Очисна скруберна система 3. Змішувач 4. Компресор 5. Холодильник 6. Фільтр

Важливою характеристикою саломасів є їх структурно-механічні характеристики. Ці характеристики визначаються складом триацилгліцеринів та їх структурою. Вони важливі зокрема тому, що від них залежать структурно-механічні характеристики маргаринів та жирів промислового виробництва. Характеристики саломасів наведені у таблиці 3.4.

З усіх показників, наведених у таблицях 3.4, значення яких зрозуміло без коментарів, звертає на себе увагу такий показник, як вміст транс-ізомерів. Як впливають транс-ізмери на харчові властивості штучних жирів? Як вони впливають на здоров'я людини? Сперечання серед науковців з цього приводу тривають вже більше 20 років, але до безперечного висновку вони так і не прийшли. Справа в тому, що в природніх жирах кількість транс-ізомерів дуже невелика. Так у рослинних жирах, та у більшості тваринних жирів вміст транс-ізомерів жирних кислот не перевищує одного відсотка. Виключенням є жир коров'ячого молока і жир з молока інших жуйних тварин (яки, буйволів т.ін.). Вміст транс-ізомерів жирних кислот у таких жирах зазвичай коливається у межах 6% - 8%, хоча інколи сягає 12% - 16%. Багато століть люди вживають такі жири. Але, як впливають на організм людини штучно утворені харчові жири з високим вмістом транс-ізомерів жирних кислот, залишається питанням, на яке поки що немає чіткої відповіді. Безперечно, одне, досить довге (декілька десятиріч) масове вживання маргаринів не дає переконливих прикладів їх токсичності або, навіть, некорисності при вживанні людиною. Все-таки, в останні роки у більшості країн Західної Європи та Північної Америки жир з високим вмістом промислових транс-ізомерів жирних кислот визнали шкідливими для людини, а тому в деяких країнах Європи їх вміст було обмежено законом на рівні 2%-4% в залежності від країни. Якщо в деяких країнах Заходу (наприклад, США та Канада) кількість трансізомерних жирних кислот і не обмежується, то обов'язково потрібно на етикетці з тим чи іншим жировим продуктом, вказувати їх вміст у відсотках.

Ще одним важливим показником модифікованих (гідрованих) жирів є вміст нікелю. Ще відносно недавно, до 1995 року, цей показник в Україні не повинен був перевищувати 10 мг/кг і продовж трьох років його поступово було зменшено до значення 0.5 мг/кг. Така міра повинна бути визнана доцільною. Крім того, що Ні належить до важких металів і наявність його в харчових продуктах м'яко кажучи не корисна, від цього показника в значній мірі залежить термін зберігання як саломасу, так і маргарину, виробленого з використанням такого саломасу. Це відбувається тому, що нікель є каталізатором процесу окислення жирів

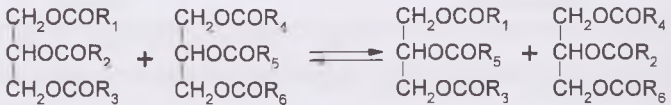
Таблиця 3.4.

Фізико-хімічні показники рафінованих саломасіхарчового призначення

Показники	Марка						
	M1-1	M1-2	M3-1	M3-2	M4	M5	M6
Температура плавлення °С	32-34	39-43	35-37	35-37	Не вище 27	42-45	Не нижче 53
Твердість, г/см	140- 280	350- 700	Не нижче 550	400- 500	Не більше 50	Не нижче 800	Не визна- чається
Масова частка трансізомерів, %	35-45	45-50	60-65	45-55	Не більше 30	55-65	
Кислотне число, мг KOH, не більше	0,3						
Масова частина води і летючих речовин, % не більше	0,1						
Масова концентрація нікелю, мг/кг не більше	0,5						
Пероксидне число ммоль к.О ₂ /кг	Під час випуску з підприємства не більше 5 Наприкінці зберігання 10						
Анідинове число, умов. не більше	5						
Метали (якісна проба)	відсутність						

Переетерифікація жирів

Ще одним видом модифікованих жирів є переетерифіковані жири. Переетерифікацією, з хімічної точки зору, називають процес взаємного обміну спиртами або кислотами, що відбувається між молекулами складних ефірів. Відносно ацилгліцеринів це обмін жирними кислотами, який може бути внутришньомолекулярним і міжмолекулярним, наприклад:



Цей процес відбувається при досить високих температурах (100-130 °C) і при наявності каталізатору. Метою цього процесу, при його використанні в харчовій промисловості є отримання жирів з бажаними характеристиками температури плавлення і твердості. Внаслідок реакції переетерифікації в суміші жирів з різними температурами плавлення відбувається обмін статистичне розподілення жирних кислот в молекулах ацилгліцеринів утворюється жир з деякими середніми властивостями.

Таким чином, змінюючи склад жирової суміші, що використовується в сировині, можна досягти змінення параметрів готового продукту у межах, що визначаються властивостями сировини. Процес переетерифікації суттєво відрізняється від простого механічного змішування різноманітних олій та жиру та процесу гідрування. Під час змішування сумарний гліцеридний склад залишається незмінно, але структура кожної окремої молекули ацилгліцерину залишається незмінно. Під час гідрування, як відомо, змінюється жирнокислотний склад жиру і ця обставина зумовлює властивості саломасу.

Швидкість переестерифікації ацилгліцеринів у твердому стані дуже незначна, тому на практиці переестерифікацію здійснюють в однофазній рідкій системі (однофазна переестерифікація) або в рідкій фазі двухфазної системи (багатофазна переестерифікація).

Під час переестерифікації однорідна рідка суміш ацилгліцеринів прямує до стану з максимальною ентропією. Через деякий час самочинно досягається стан рівноваги, який характеризується максимальною різноманітністю ацилгліцеринів, за якою розподіл жирних кислот у молекулах ацилгліцеринів близький до статистичного, безладного. Це означає, що молярні концентрації жирних кислот у α - та β - положеннях ацилгліцеринів рівні між собою і дорівнюють їх молекулярним концентраціям у переестерифікованому жирі, а молярна концентрація кожного окремого ацигліцерину пропорційна добутку концентрацій складових жирних кислот. Варіант не спрямованої переестерифікації, тобто коли перерозподіл жирних кислот має вірогідний характер, доведений до стану рівноваги, одержав назву статистичної переестерифікації.

Ацилгліцероловий склад статистично переестерифікованого жиру [розраховують за формулами математичної статистики].

За хімічною природою механізм переестерифікації аналогічний механізму гідролізу, ацидолізу та алкоголізу ацилгліцеролів. Цей процес у спрощеному вигляді можна представити як взаємодію гідроксильних груп неповних ацилгліцеролів, які мають на атомі кисню частковий негативний заряд, зі складноєфірними групами повних ацилгліцеролів, на вуглецевому атомі який є частковий позитивний заряд.

Самовільна переестерифікація ацилгліцеринів навіть за температури 250°C чиниться зі швидкістю недостатньою для практичних цілей.

Каталізаторами реакції переестерифікації, у промислових умовах, можуть бути лугові метали (Na, K або їх сплав), алкоголяти металів (метилат

натрію, етилат натрію) або суміш гідроксиду натрію з гліцерином, амідни та гідриди лугових металів. Крім названих каталізаторів можуть використовуватись ферментні каталізатори. Ферментні каталізатори, які ще називають ензимами, імпортуються в Україну. Вони являють собою частки мінерального носія на якому іммобілізовані молекули ферменту, одержаного мікробіологічним шляхом, або інакше, методами біотехнології.

Спочатку широке розповсюдження процесу переестерифікації було зумовлене проблемою ефективного використання зростаючих ресурсів топлених і тваринних жирів. Як відомо, ці жири, особливо яловичий та баранячий, містять значну кількість трінасичених ацилгліцеринів, що важко засвоюються, відрізняються підвищеною температурою плавлення, низькою пластичністю, салістим смаком, а їх суміші з рідкими рослинними оліями мають несприятливі для виробництва маргаринової продукції технологічні характеристики.

В результаті статистичної переестерифікації яловичого або баранячого жирів вміст високоплавких ацилгліцеролів знижується з 9 до 3%, ця суміш перетворюється у однорідний пластичний жир з температурою плавлення 32-33°C, а засвоюваність утворених ді- та мононасичених ацилгліцеринів досягає 97%.

Процес переестерифікації дозволяє також ефективно переробляти інші види високоплавкої сировини, в т.ч. пальмову олію та пальмовий стеарин.

Використання переестерифікованих жирів при виробництві безводних жирів промислового виробництва та у жирових основах маргарину у кількості до 30% дозволяє на 15-20% знизити витрату гідрованих жирів і на 5-15% підвищити вміст незамінної лінолевої кислоти.

Технологія переестерифікації жирів з боку її апаратурного оформлення не складна. Відрізняючою рисою цієї технології є високі вимоги до сировини. Так вміст води не повинен перевищувати 0.005%, жирних кислот 0.1%, а пероксидне число не більше 0.6 ммоль $\frac{1}{2}$ O/kg. Ці високі вимоги до сировини

пояснюються високою реакційною здібністю та пожеженобезпечністю каталізаторів (метилату натрія, або етил ату натрія). Якщо сировина відповідає наведеним параметрам, при доброму перемішуванні і температурі $100-130^{\circ}\text{C}$ статистична переестерифікація завершується за 30 хвилин. Найчастіше сировиною для процесу перетерифікації бувають суміші твердих жирів (пальмова олія, пальмовий стеарин, гідровані жири, тваринні жири) і рідких олій. Властивості перетерифікованих жирів залежать тільки від якісного і кількісного складу жирних кислот триацилглицеринів сировини.

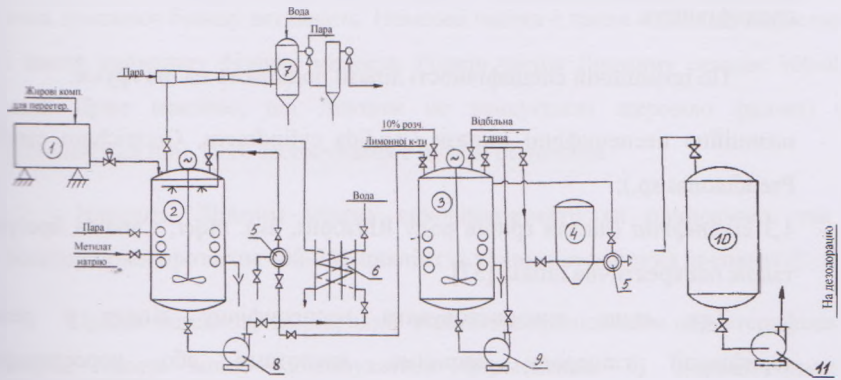


Рис. Схема виробництва переестерифікованих жирів періодичним методом

1. Вага. 2. Реактор – переестерифікатор. 3. Вакуум – промивний апарат. 4. Фільтр. Оглядове вікно. 6. Теплообмінник. 7. Пароожеторний вакуум-насос. 8,9,11 Насоси. 10. Ємність для переестерифікованого жиру.

Ферментативна переестерифікація як метод модифікування жирів

Універсальні ферменти, що використовуються для перетворення ліпідів є ліпази за міжнародною класифікацією це (триацилглицерогідролаза К.Ф. 3. 1. 3). У харчовій біотехнології використовують ліпази мікробного походження.

Мікробні ліпази – ферменти з молекулярною масою від 30 до 55 кД. Оптимальна температура їх дії не перевищує 75°C , оптимальне значення рН

більшості досліджених ліпаз лежить в слабокислій та нейтральних зонах.

Для процесів етерифікації та переетерифікації доцільно використовувати іммобілізовані ферменти. Іммобілізація на твердих чи гелеподібних носіях підвищує сумісність ліпаз з гідрофобним середовищем, їх операційну стабільність у промислових умовах.

Ліпази виявляють специфічність відносно оптичних ізомерів ефірів (стереоспецифічність), позиційну, гліцеридну і жирнокислотну специфічність.

По позиційній специфічності ліпази поділяють на дві групи:

- позиційно неспецифічні (ліпази *Candida cylindracea*, *Geotrichum candidum*, *Pseudomonas* sp.);
- 1,3 специфічні (ліпази грибів роду *Rhizopus*, *asp. piqer*, *Candida lipolytica*, а також панкреатична ліпаза [37]).

Так, якщо використовувати неспецифічну ліпазу у реакціях етерифікації гліцеролу жирними кислотами або переетерифікації триацилгліцеролів, то виявляється, що жирні кислоти вводяться у всі три позиції гліцеролової основи, тобто аналогічно відповідним реакціям, що каталізуються хімічними речовинами.

В той час, під час використання 1,3 – специфічних ліпаз як біокаталізаторів, жирні кислоти вводяться майже виключно в положення 1,3 ацилгліцеролів.

Ліпазим – це 1,3 специфічна ліпаза, яку вилучають зі спеціально продукованих плісняви різновиду *Mucor miehei*. Активність розчинної ліпази вимірюється в одиницях LU. Ліпазим іммобілізується (закріплюється) на аніонній смолі. Активність ліпазиму звичано визначається у одиницях BIU (Batch, Interesterification Unit) на грамах фермента. BIU – аналіз вимірює швидкість взаємодії пальмітинової кислоти з триолеїном. Одна одиниця BIU відповідає 1 молю пальмітинової кислоти, що упрощується у триолеїн за 1 хв. у стандартних умовах.

Вологість препарату ліпозим суттєво впливає на його активність. Відомо, що максимальну активність Ліпозим виявляє за умови вмісту вологи приблизно 10%. Активність зростає з температурою приблизно до 70⁰С, тому відповідна робоча температура завжди є компромісом між активністю та стабільністю фермента. Треба також приймати до уваги його можливу термічну деструкцію, інші термічні реакції, а також характеристики плавлення жирового субстрату. За звичай Ліпозим застосовують за температури 40...70⁰С. На активність ферменту впливає також розмір його часток, чим менша за розміром частка, тим вона зумовлює більшу активність. Невеликі частки є також найбільш пористими і мають найменшу фізичну міцність. Розмір часток Ліпозиму складає 300-600 мкм. Дуже важливо, що Ліпозим не зміщується з жировою фазою (і не розчиняється в ній). Його застосування є цілком безпечним.

Нарешті, Ліпозим можна використовувати як одноразово, так і багаторазово, протягом 400-700 циклів (за даними виробника препарату).

Процес ацидолізу жирів, який вважається різновидом переестерифікації жирів, також може каталізуватися ферментами. В Україні процес ферментного ацидолізу у промисловості не використовується, хоча є науково дослідні розробки, з перевіркою їх у промислових умовах, в яких використовується такий процес. Він використовують для отримання аналогів олії какао, які використовують у виробництві шоколадних виробів та при виробництві жирів функціонального призначення.

Спочатку аналоги олії какао отримували шляхом ацидолізу фракції пальмової олії міристиновою кислотою за участю ліпази, отриманої з *Sperqillus* sp, а потім ацидолізом маслинової олії стеариною чи пальмітиновою кислотами за участю інших ферментів. З цієї ж метою досліджувалась реакція ацидоліза середньої фракції пальмової олії стеариною кислотою в присутності іммобілізованої ліпази з *Rhizopus arrhizus* з додаванням 5% неочищених фосфоліпідів сої. В оптимальних

умовах в цьому процесі вдалось досягнути 35%-вого заміщення залишків пальмітинової кислоти стеариною.

Завдяки ацидолізу високоолеїнової соняшникової олії сумішшю пальмітинової та стеаринової кислот у присутності специфічного ферменту дослідники фірми «Unilever Research» започаткували нову технологію кондитерського жиру, аналогічного олії какао.

На відміну від хімічної переестерифікації, коли перерозподіл ацильних груп ацилгліцеринів підкоряється вірогідному закону, ферментні реакції (в тому числі переестерифікації) забезпечують одержання конкретного продукту в залежності від специфічності дії вибраного ферменту.

Класичним прикладом застосування ферментативної переестерифікації є одержання продуктів, аналогічних олії какао, яких потребують кондитерська, фармацевтична та косметична промисловість. Такі продукти, наприклад, одержували переестерифікацією суміші бавовняної та маслинової олій у присутності ферменту Lipozyme з *Mucor miehei*.

Останнім часом у високо розвинутих країнах світу спостерігається значне розширення виробництва та використання ферментних препаратів, зокрема, для виробництва модифікованих жирів.

У 2000р. процес ензимної переестерифікації запроваджено у Швеції на заводі «Карлшамс». Він також застосовується у Німеччині, Чехії, Індії, Китаї, США.

Ферментні технології модифікування жирів зараз застосовуються в Україні та Російській Федерації.

Так, в Росії модифіковані жири за ензимними технологіями одержують на заводі спеціалізованих жирів «Єфко-Слобода» (Олексіївка Белгородської області), Краснодарському та Нижегородському олієжиркомбінатах.

Як уже йшлося, технологія ферментативної переетерифікації використовується на Вінницькому, Запорізькому та Одеському МЖК під час випуску кулінарних жирів «Віолія-молжир», «Фритюрний», «Прима» та інших. Переетерифіковані жири також використовуються у складі жирової композиції при виробництві різноманітних маргаринів

Крім гідрогенізованих та переетерифікованих жирів для виробництва маргаинової продукції можуть використовуватись гідропереетерифіковані жири. Гідропереетерифіковані жири - це жири, одержані внаслідок технологічного процесу, в якому поєднані гідрогенізація та перетерифікація. Це досягається завдяки використанню каталізаторів, які прискорюють обидві реакції. Звичайно, цей процес відбувається в присутності водню і при підвищеній температурі. Сировина для такого процесу - це суміш рідких рослинних та (або) твердих тваринних жирів у різних співвідношеннях, від чого залежать властивості одержаних жирів. Гідропереетерифіковані жири поєднують в собі властивості гідрогенізованих та переетерифікованих жирів і займають проміжне положення. Вони більш пластичні ніж гідрогенізовані жири, в їх складі менш транс-ізомерів жирних кислот. Ці жири використовуються як сировина для маргаинової продукції з фізико-механічними властивостями, що їх сплановано завчасно. Згідно з діючою технічною документацією, яка діє ще з радянських часів (і не переглядалась в зв'язку з відсутністю такого виробництва в Україні) існують дві марки гідропереетерифікованих жирів: А - з вмістом тваринних жирів - 20% та Б - з вмістом тваринних жирів - 40%. Такі гідропереетерифіковані жири можуть постачатися в Україну з закордону. При постачанні гідропереетерифікованих жирів з країн далекого зарубіжжя фірми-виробники надають відомості про фізико-хімічні, реологічні та механічні властивості таких жирів та майже не дають інформації про сировинний склад та особливості технологічного процесу одержання таких жирів.

В. БЛОК-СХЕМИ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЛІНІЙ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА МАРГАРИНОВОЇ ПРОДУКЦІЇ

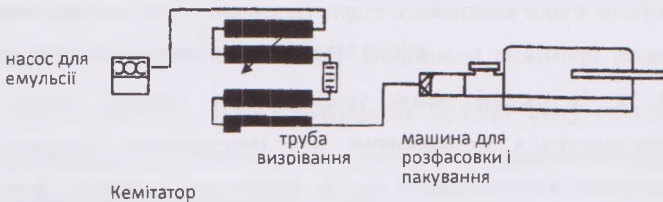
Виходячи із вищеописаного матеріалу стосовно охолодження, кристалізації, можна зробити наступні висновки:

Завбачливий виробник підбирає обладнання таким чином, щоб можна було забезпечити максимальну гнучкість лінії за виробництва маргаринової продукції, забезпечуючи максимальний прибуток при зміні цін на жирову сировину і при зміні запитів на ринку на будь-яку готову продукцію.

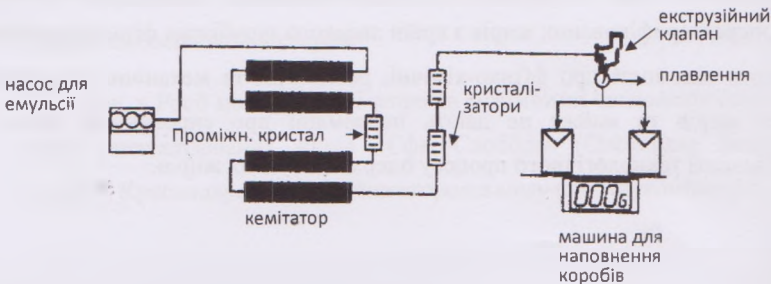
Необхідно, щоб обладнання за допомогою незначної і швидкої перебудови, можна випускати різні жирові продукти.

Розглянемо деякі варіанти роботи сучасної лінії для випуску різних жирових продуктів.

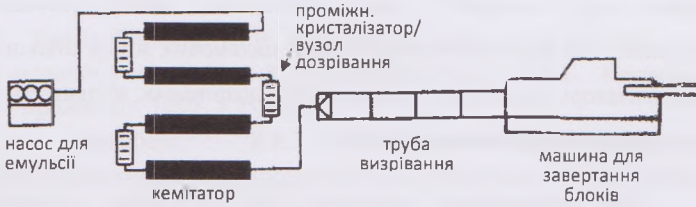
Столовий маргарин у пачках



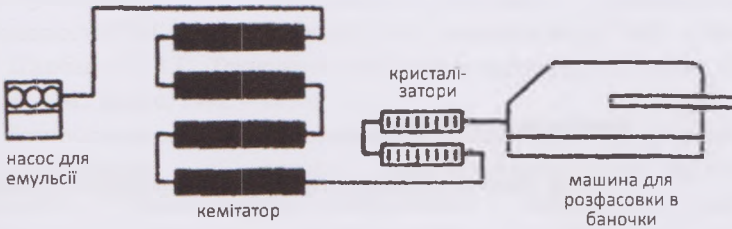
Маргарин для тортів / жири для виготовлення печива



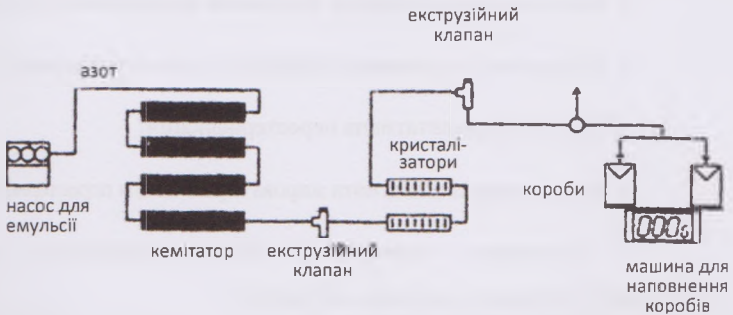
Маргарин для листових кондитерських виробів



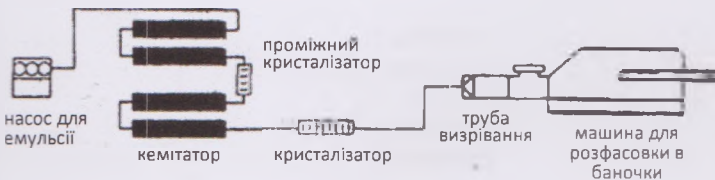
Маргарин столовий у скляній тарі



Жир (маргарин для виробництва тортів та кондитерських виробів)



Низькокалорійні бутербродні пасти. Низькокалорійне вершкове масло



Необхідно пам'ятати, що при перебудовуванні лінії для випуску різного виду продукції, враховується вид використовуваної жирової сировини. Так при підвищеному вмісті пальмових жирів збільшується об'єм кристалізаторів (пальцевих машин), труб дозрівання, збільшується швидкість повертання валів пальцевих машин.

При використанні кокосової олії, необхідно зменшувати об'єм кристалізаторів та труб дозрівання.

Контрольні питання

1. Який показник характеризує ступінь неначеності рослинних олій?
2. В результаті якого технологічного процесу одержують саломас?
3. Які температурні режими зберігання маргаринової продукції?
4. Які основні компоненти нежирової частини маргарину?
5. Що таке ферментативна переетерифікація?
6. Які показники повинна мати жирова сировина для переетерифікації жирів?
7. Порівняйте технологічні схеми виробництва маргаринової продукції з об'ємним та ваговим дозуванням?
8. Які використовують каталізатори для переетерифікації жирів?

ЛИТЕРАТУРА

1. Краснокутский, Ю.В. Машины и оборудование для получения цельно-молочной продукции/ Ю.В. Краснокутский, Ю.Б. Панченко. – М.: Росагро-промиздат, 1990. – 254 с.
2. Файнберг, Е.Е. Технологическое проектирование жироперерабатывающих предприятий/ Е.Е. Файнберг, И.М. Товбин, А.В. Луговой. – М.: Легкая и пищ. пром-сть, 1983. – 416 с.
3. Технология переработки жиров/ Под общ. ред. Н.С. Арутюняна. – М.: Пищепромиздат, 1998. – 460 с.
4. Чубинидзе, Б.Н. Оборудование предприятий масложировой промышленности/ Б.Н. Чубинидзе [и др.]. – М.: Агропромиздат, 1985. – 304 с.
5. Щербаков, В.Г. Технология получения растительных масел/ В.Г. Щербаков. – М.: Колос, 1992. – 207 с.
6. Контрольные задания и методические указания к их выполнению по курсу «Оборудование и основы проектирования» для студентов специальности 25.05.00: Выбор, обоснование выбора и расчет производительности транспортных устройств/ Сост. П.В. Николаев; Иван. хим.-технол. ин-т. – Иваново, 1989. – 28 с.

ЗМІСТ

1. РОЗРАХУНОК ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПЕРЕМІЩУВАННЯ	4
1.1. Змішувачі періодичної дії	5
1.2. Змішувачі безперервної дії.....	11
2. РОЗРАХУНОК ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ СЕПАРУВАННЯ	16
3. РОЗРАХУНОК ЛІНІЇ ДЕЗОДОРАЦІЇ ЖИРІВ БЕЗПЕРЕРВНИМ МЕТОДОМ	19
3.1. Дезодоратор тарілкового типу	22
3.2. Розрахунок скрубера.....	33
3.3. Розрахунок теплообмінників	37
3.4. Теплообмінник-холодильник для дезодорації.....	40
4. ОСНОВНІ РОЗРАХУНКИ ЛІНІЇ ДЕЗОДОРАЦІЇ ЖИРІВ ПЕРІОДИЧНИМ МЕТОДОМ	43
5. РОЗРАХУНОК ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПРИЙМАННЯ ТА ЗБЕРІГАННЯ СИРОВИНИ ТА ГОТОВОЇ ПРОДУКЦІЇ	54
6. РОЗРАХУНОК СТРИЧКОВОГО КОНВЕЙЄРА	57
7. ТЕХНОЛОГІЯ МОДИФІКОВАНИХ ЖИРІВ	64
8. БЛОК-СХЕМИ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЛІНІЙ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА МАРГАРИНОВОЇ ПРОДУКЦІЇ	78
ЛІТЕРАТУРА	81