

## КІНЕТИКА ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З НАСІННЯ АМАРАНТУ ТА РІПАКУ В УМОВАХ РУХОМОГО ШАРУ

Семеншин Є.М., д-р техн. наук, професор, Троцький В.І., канд. техн. наук, доцент,  
Мацієвська М.І., аспірант, Стадник Р.В., аспірант  
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Наведені результати експериментальних досліджень з кінетики екстрагування олії з насіння ріпаку та амаранту в умовах рухомого шару при постійній і змінній рушійних силах ( $\Delta C = \text{Const}$ ;  $\Delta C = \text{var}$ ). Показано, що при постійній рушійній силі ( $\Delta C = \text{const}$ ) прямиотечійний і протитечійний процеси рівнозначні за ступенем вилучення олії. Що стосується процесу екстрагування в умовах, коли рушійна сила є змінною, то прямиотечійний і протитечійний процеси не є рівнозначними і при певних значеннях рушійної сили (кінцевих значеннях концентрацій) проявляються переваги протитечійного процесу над прямиотечійним.

The results of experimental researches are presented of kinetics of extraction of oil from seed to rapeseed and amaranth the conditions of mobile layer at constant and variable motive force ( $\Delta C = \text{Const}$ ;  $\Delta C = \text{var}$ ). It is noted that at constant motive force ( $\Delta C = \text{const}$ ) of there are streams one-way and there are streams west-to-east processes equivalent after a degree of oil. That touches the process of extracting in the conditions when motive force is a variable, there are streams one-way and there are streams west-to-east processes are not equivalent and at the defined values of motive force (eventual values of concentrations) advantages of streams west-to-east show up above streams one-way.

**Ключові слова:** екстрагування, олія, ріпак, амарант.

Постановка проблеми. Безперервний процес екстрагування цільових компонентів з пористих структур здійснюють в рухомому шарі в умовах постійної або змінної рушійної сили. В першому випадку, коли кінцеві концентрації порівняно є не високими ( $\Delta C = \text{const}$ ). В другому випадку, коли кінцеві концентрації набувають значень близьких до концентрацій насичення ( $\Delta C = \text{var}$ ).

На рис. 1. показані схеми розподілу концентрації олії в зерні (а) та схеми прямиотечійного (б) і протитечійного (в) процесів екстрагування в шарі зернистого матеріалу, а також зміна концентрацій цільового компонента.

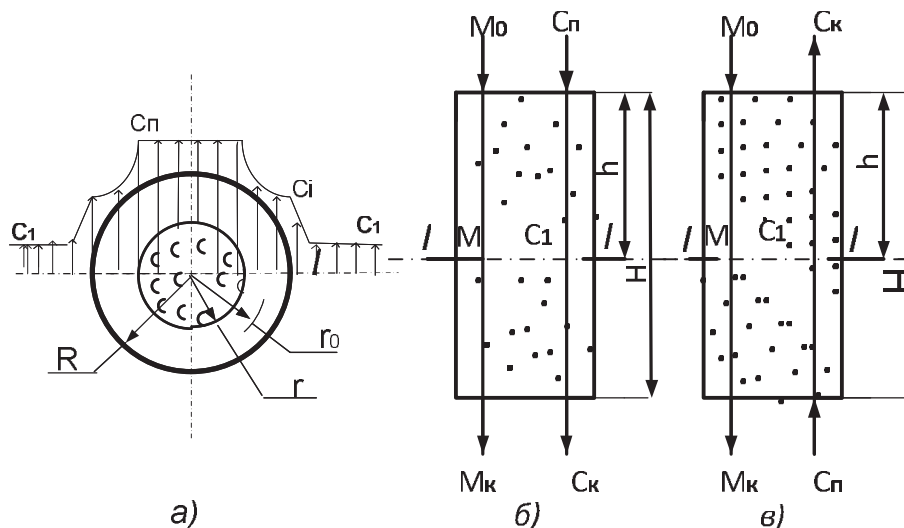


Рис. 1 – Схеми розподілу концентрації олії в зерні (а) та процесів екстрагування олії з амаранту і ріпаку: б) прямиотечійний процес; в) протитечійний процес

Мета роботи. Метою даної роботи є вивчення кінетичних закономірностей екстрагування олії з насіння ріпаку і амаранту в умовах рухомого шару при постійній і змінній рушійних силах ( $\Delta C = \text{Const}$ ;  $\Delta C = \text{var}$ ). Як було показано [1], кожній з таких схем відповідає відповідне рівняння матеріального балансу.

су. Для умов прямиотечійного процесу для довільного січення і виходу з апарату шроту та місцели рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$M_0 (1 - \varphi_0^3) = W (C_1 - C_{\Pi}), \quad (1)$$

де  $\varphi_0$  – безрозмірний радіус,  
 $M_0 = \frac{M}{M_0} = \left(\frac{r_0}{R}\right)^3$ ;

$M_0$  – маса цільового компонента в шарі;

$M$  – маса цільового компонента, яка залишилася в пористій структурі частинок на момент часу  $\tau$ ;

$R$  – радіус зерна;

$r_0$  – радіус, в якому міститься цільовий компонент на момент часу  $\tau$ ;

$W$  – об'єм екстрагента;

$C_1$  – концентрація розчину в січненні I-I;

$C_{\Pi}$  – початкова концентрація.

При правильній організації процесу на виході шроту з апарату в частинках не повинно міститися ці-

льового компонента, тобто  $\varphi_0=0$ ;  $C_K=C_{\Pi}$ . При  $C_{\Pi}=0$ ,  $\beta = \frac{M_0}{W} = C_K$  рівняння (1) приймає вид:

$$1 - \varphi_0^3 = \frac{C_1}{C_K} \quad (2)$$

де  $C_K$  – кінцева концентрація розчину.

Умова  $\varphi_0=0$  відповідає часу повного вилучення  $T$  цільового компонента, який визначиться з рівняння [1]:

$$T = \frac{\eta \cdot R^2}{6 \cdot \Delta C \cdot D_M} \quad (3)$$

де  $\Delta C = C_s - C_1 = \text{const}$  — рушійна сила процесу;

$C_s$  – концентрація насичення (розчинність);

$D_M$  – коефіцієнт внутрішньої дифузії;

$\eta$  – маса цільового компонента в одиниці об'єму пористої частинки.

Для умов постійної рушійної сили ( $C_s \gg C_1$ ) кінетичне рівняння буде мати вид:

$$\frac{t}{T} = 1 - 3 \cdot \varphi_0^2 + 2 \cdot \varphi_0^3 = \frac{h}{H} \quad (4)$$

де  $\frac{h}{H}$  – безрозмірна висота,  $H$  – висота шару (рис. 1).

Рівняння матеріального балансу для протитечійного процесу для умов  $C_1=C_{\Pi}$ ;  $\beta=C_K$  згідно схеми для січення I-I (рис. 1) приймає такий вигляд:

$$\varphi_0^3 = \frac{C_1}{C_K} \quad (5)$$

Рівняння (4) і (5) дають можливість побудувати кінетичну залежність процесу екстрагування для

прямиотечійного і протитечійного процесу у виді функції  $\frac{C_1}{C_K} = f\left(\frac{h}{H}\right)$ . На рис.2 показані результати експериментальних досліджень кінетики екстрагування олії з насіння амаранту гібриду та інших сортів амаранту, а також насіння ріпаку [1,2] для умов постійної рушійної сили.

Для побудови кінетичних залежностей, які б відповідали розглянутим схемам необхідно мати значення  $\varphi_0$  в певні відрізки часу. Приймаючи різні значення  $\varphi_0$  в межах від 0 до 1 і користуючись рівнян-

нями (2) і (6) можна визначити  $\frac{C_1}{C_K}$ . Цим значенням відповідають певні відношення  $\frac{h}{H}$ , які визначаються з рівняння (5) (див. таблиці 1 і 2).

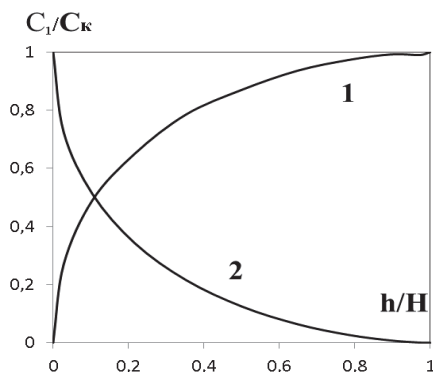
**Таблиця 1 – Прямотечійний процес**

$\varphi_0$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
$C_1/C_K$	1	0,990	0,992	0,973	0,936	0,87	0,785	0,65	0,490	0,270	0
$h/H$	1	0,972	0,896	0,784	0,648	0,5	0,352	0,216	0,104	0,028	0

**Таблиця 2 – Протитечійний процес**

$\varphi_0$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
$C_1/C_K$	0	0,001	0,008	0,027	0,064	0,125	0,216	0,343	0,512	0,724	1
$h/H$	1	0,972	0,896	0,784	0,648	0,5	0,352	0,216	0,104	0,028	0

На рис. 2 приведена залежність  $\frac{C_1}{C_K} = f\left(\frac{h}{H}\right)$  побудована згідно рівнянь (2),(4) і (5) для прямотоку і протитоку при  $\Delta C = \text{const}$ .



**Рис. 2 – Кінетика екстрагування в умовах прямотоку (крива 1) та протитоку (крива 2)**

Більш складною є задача, яка пов'язана з процесом екстрагування цільових компонентів в умовах змінної рушійної сили, тобто коли концентрація в розчині наближається до концентрації насичення.

Для вирішення цієї задачі використаємо рівняння виду [1]:

$$\left(\frac{\partial C}{\partial \varphi}\right)_{\varphi=1} = \eta \varphi_0^2 \frac{\partial \varphi_0}{\partial \tau} \tag{6}$$

де  $\tau = \frac{D \cdot t}{R^2}$

Приймаючи до уваги розподіл концентрації в середині пор у виді:

$$\frac{C_S - C_K}{C_S - C_1} = \frac{1 - \varphi_0}{\varphi} \tag{7}$$

і значення  $C_1$  у виді:

$$C_1 = (1 - \varphi_0^3) C_K, \quad C_1 = \varphi_0^3 C_K \tag{8}$$

рівняння (6) приводиться до виду:

для прямотечійного процесу:

$$\frac{\eta(1 - \varphi_0)\varphi}{C_K - C_K\varphi_0^3 - C_S} d\varphi_0 = d\tau \tag{9}$$

для протитечійного процесу:

$$\frac{\eta(1 - \varphi_0)\varphi_0}{C_K\varphi_0^3 - C_S} d\varphi_0 = d\tau \tag{10}$$

Позначимо  $\frac{C_S}{C_K} = a^3$  для прямотечійного процесу і  $\frac{C_S}{C_K} - 1 = b^3$  для протитечійного процесу. Тоді рівняння (9) і (10) набувають вигляду:

для прямиотечійного процесу:

$$d\tau = \frac{\eta\varphi_0(1-\varphi_0)}{C_K(b^3 + \varphi_0^3)} d\varphi_0 \quad (11)$$

для протитечійного процесу:

$$d\tau = \frac{\eta\varphi_0(1-\varphi_0)}{C_K(a^3 - \varphi_0^3)} d\varphi_0 \quad (12)$$

Рівняння (11) і (12) мають аналітичний розв'язок :

для прямиотечійного процесу:

$$\tau = \frac{\eta}{C_K b} \left[ \frac{1}{6} \ln \frac{b^2 - b + 1}{(b+1)^2} + \frac{1}{\sqrt{3}} \operatorname{arctg} \frac{2-b}{b\sqrt{3}} + \frac{1}{\sqrt{3}} \operatorname{arctg} \frac{1}{\sqrt{3}} - \frac{b}{3} \ln \frac{b^3 + 1}{b^3} \right] \quad (13)$$

для протитечійного процесу:

$$\tau = \frac{\eta}{C_K a} \left[ \frac{1}{6} \ln \frac{a^2 + a + 1}{(a-1)^2} + \frac{1}{\sqrt{3}} \operatorname{arctg} \frac{2+a}{\sqrt{3}} + \frac{1}{\sqrt{3}} \operatorname{arctg} \frac{1}{\sqrt{3}} - \frac{a}{3} \ln \frac{ba^3 - 1}{b^3} \right] \quad (14)$$

Для прикладу розглянемо випадок процесу екстрагування олії із насіння амаранту і ріпаку, вміст якої приймаємо  $\eta=0,08$  кг/кг, концентрація насичення прийнята  $C_S=180$  г/л. Середній діаметр зерна  $d_{сер}=0,5$  мм.

Експериментально визначені коефіцієнти дифузії за температурит=25 °С становлять :

— для подрібненого насіння амаранту гібриду ( $d_{сер}=0,5$  мм ) при екстрагуванні хлористим метиленом  $D=6,5 \cdot 10^{-13}$  м<sup>2</sup>/с.

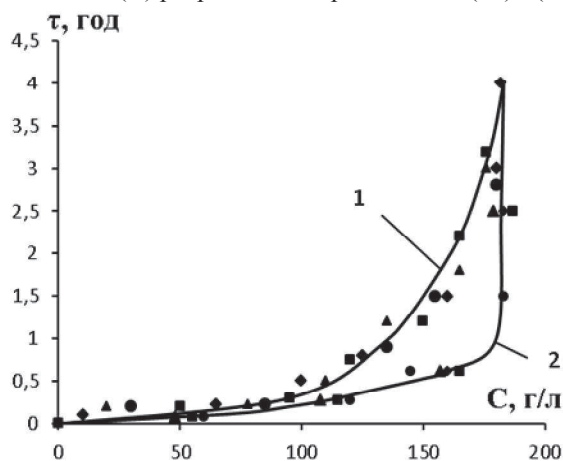
— для подрібненого насіння амаранту хвостатого ( $d_{сер}=0,5$  мм) при екстрагуванні н-гексаном  $D=5 \cdot 10^{-12}$  м<sup>2</sup>/с.

— для подрібненого насіння амаранту мітлистого ( $d_{сер}=0,5$  мм) при екстрагуванні н-гексаном  $D=2,3 \cdot 10^{-12}$  м<sup>2</sup>/с.

— для подрібненого насіння ріпаку ( $d_{сер}=0,5$  мм) при екстрагуванні хлористим метиленом  $D=8,1 \cdot 10^{-11}$  м<sup>2</sup>/с.

Для порівняння прямиотечійного і протитечійного процесів з точки зору кінетики задаємо кінцеві концентрації для вказаних схем однаковими і рівними  $C_{K1}=30$  г/л;  $C_{K2}=70$  г/л;  $C_{K3}=120$  г/л;  $C_{K4}=180$  г/л.

На рис. 3 показані залежності  $\tau=f(C)$  розраховані за рівняннями (13) і (14).



- – екстрагування подрібненого насіння амаранту гібриду ( $d_{сер}=0,5$  мм ) хлористим метиленом;
- – екстрагування подрібненого насіння амаранту хвостатого ( $d_{сер}=0,5$  мм) н-гексаном;
- ▲ – екстрагування подрібненого насіння амаранту мітлистого ( $d_{сер}=0,5$  мм) н-гексаном;
- ◆ – екстрагування подрібненого насіння ріпаку ( $d_{сер}=0,5$  мм) хлористим метиленом

**Рис. 3 – Кінетика екстрагування олії з насіння амаранту і рапу в умовах прямиотечійного (крива 1) і протитечійного (крива 2) процесів при змінній рушійній силі ( $\Delta C=var$ )**

Аналіз кінетичних залежностей, наведених на рис. 3 згідно рівнянь (13) і (14) показав, що при малих значеннях концентрацій прямиотечійний і протитечійний процеси, з точки зору кінетики, можуть розглядатися як рівнозначні. Починаючи з деякого значення кінцевих концентрацій наглядно проявляються переваги протитечійного процесу.

Висновки.

Одержані рівняння, які дають змогу прогнозувати кінетику процесу екстрагування цільових компонентів з пористих структур в умовах безперервного прямиотечійного і протитечійного процесів.

Проведена перевірка одержаних рівнянь на адекватність. Показано, що результати експериментальних досліджень задовільно узгоджуються з одержаними рівняннями.

Показано, що для умов постійної рушійної сили ( $CS-C1=const$ ) прямиотечійний і протитечійний процеси є рівнозначними. Починаючи з деякого значення кінцевих концентрацій наглядно проявляються переваги протитечійного процесу.

#### Література

1. Є.М. Семенишин, Р.В. Стадник. Механізм та кінетика екстрагування олії з амаранту в умовах нерухомого шару// Вісник Нац. техн. університету ХП. – 2011. – Вип. 58. – С. 51-55.
2. Семенишин Е.М. Теоретические основы извлечения твердого в условиях прямотока и противотока.// Хим.технология, 1980, № 5, с. 60-62.
3. Аксельруд Г.А., Семенишин Е.М. Кинетика извлечения окиси алюминия из спека в противоточных аппаратах непрерывного действия.// Цветные металлы, 1966, № 10, с. 48-51.
4. Семенишин Е.М. Кинетика извлечения твердого вещества в условиях прямотока и противотока// Хим. технология, 1983, № 5, с.38-40.

УДК 664.8.047:001.891.57

## ОБОЩЕНИЕ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ СУШКИ АМАРАНТА, ТЕПЛОВАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА СУШКИ

Смирнов Г.Ф., д-р техн. наук, профессор,  
Зыков А.В., канд. техн. наук, доцент, Воскресенская Е.В., инженер  
Одесская национальная академия пищевых технологий

*Анализируются результаты эксперимента по сушке зерна амаранта в аппарате на основе вращающегося термосифона.*

*Results of experiment on drying grain of an amaranth in the device on the basis of rotating thermosyphon are analyzed.*

**Ключевые слова:** сушка, амарант.

Целью работы является исследование комбинированных процессов зерносушения и создание методов расчета и оптимизации сушилки на базе вращающегося термосифона.

Процессы сушки и тепловой обработки достаточно энергоёмки. Одним из возможных путей повышения эффективности организации сушильных процессов является совершенствование методов подвода теплоносителя. Совершенствование способов подвода тепла непосредственно связано с интенсификацией теплообмена и снижением удельных расходов тепла. В современных условиях возрастающего потребления энергии, с одной стороны, и дефицита энергетических ресурсов, с другой, все более остро ставятся вопросы рационального использования энергии, утилизации и рекуперации теплоты во всех процессах пищевой технологии. Это относится и к сушке зерна, которая неизбежно сопровождается неполным использованием энергии теплоносителя, что связано с условиями гигротермического равновесия между высушиваемым материалом и сушильной средой.

В технике сушки широкое применение находят тепловые трубы и термосифоны, которые позволяют довести зерносушильные установки до высокого энергетического совершенства в отношении использования, утилизации и рекуперации теплоты отработанного сушильного агента. При этом значительно снижаются затраты энергии (до 30 %), а осуществление «мягких» режимов сушки позволяет получить высушенное зерно высокого качества.

Современный уровень развития вычислительной техники, а также достижения в области теории тепло- и массопереноса при сушке коллоидных капиллярно-пористых материалов позволяют исследовать