

10. Атаманюк В.М. Дисперсні матеріали Механізм і кінетика фільтраційного сушіння // В.М. Атаманюк / Хімічна промисловість України. К.: –2007. –№4, –С.24-29.
11. Аэров М.Э. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем / М.Э. Аэров, О.М. Тодес/– Л.: Химия, 1968. – 510 с.
12. Федосов С.В. Теплообмен между газом и дисперсным материалом / С.В. Федосов // Реология, процессы и аппараты химической технологии: Сб. науч. Трудов – Волгоград: ВПИ, 1984, –С. 23-38.
13. Зотов Е.Н. Методика определения коэффициента теплоотдачи охлаждающих сред в условиях нестационарного теплообмена / Е.Н. Зотов, А.А. Москаленко, Л.Н. Проценко, О.В. Разумцева // Промышленная теплотехника. –К.: –2003, Т. 25, –№4, –С.315-317.
14. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория тепло- и массопереноса –М.: ГЭИ, 1963. – 353с.
15. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии // Н.И. Гельперин/ – М.: Химия, 1981. – 812 с.
16. Atamanyuk V. Heat-and-mass exchange during filtration drying of dispersion materials // Materialy XIX Ogulnopolskej konferencji inzynierii chemicznej i procesowej. –Rzeszow: –2007. T1. –S.23-26.

УДК 615.012.014

## ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТА ВНУТРІШНЬОЇ ДИФУЗІЇ ПРИ ЕКСТРАГУВАННІ ОЛІЇ З НЕПОДРІБНЕНОГО НАСІННЯ АМАРАНТУ ГІБРИДУ (*Amaranthus hibrydus*)

Стадник Р.В. аспірант, Семенишин Є.М. д-р.техн.наук, професор  
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

*Подана математична модель для експериментального визначення коефіцієнта дифузії на основі аналізу механізму екстрагування олії з не подрібненого насіння амаранту гібриду. Здійснена перевірка математичної моделі та визначено коефіцієнт внутрішньої дифузії з різними розчинниками ( $C_2H_5OH$ ,  $CH_2Cl_2$  та їх сумішшю в співвідношенні 1:1). Показано залежність коефіцієнта внутрішньої дифузії від властивостей розчинників.*

*Mathematical model for experimental determination of the diffusion coefficient on the basis of mechanism of oil extraction from unground seeds of Amaranth hybrid analysis has been presented. Examination of mathematical model has been performed and inner diffusion coefficient with different solvents ( $C_2H_5OH$ ,  $CH_2Cl_2$  and its mixtures) has been determined. Dependence of inner diffusion coefficient on temperature.*

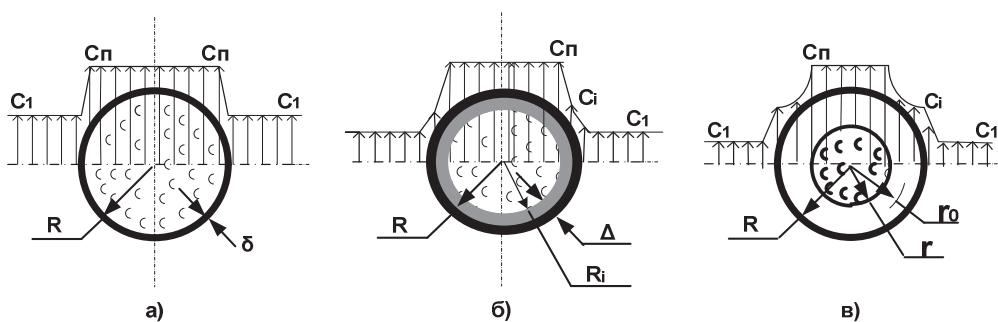
**Ключові слова:** екстрагування, інтенсифікація, амарант гібрид.

Постановка проблеми і її зв'язок з науковими дослідженнями.

Процес екстрагування цільових компонентів з насіння амаранту гібриду включає як внутрішню молекулярний перенос, так і зовнішню дифузію. Хоча в обох випадках перенос речовини дифузійний – механізм цього процесу різний. В залежності від природи цільових компонентів та розчинника, будови твердого скелету, розміру пор, умов проведення процесу, одна з вказаних стадій визначає швидкість всього процесу, тому знання механізму екстрагування (найбільш повільної стадії) дає можливість вибрати найбільш вигідні умови процесу.

В повідомленнях [1,2,3] розглядалися дві математичні моделі процесу екстрагування олії з насіння амаранту, одна з яких базувалась на тому, що коефіцієнт дифузії в середині зерна більший ніж коефіцієнт дифузії в оболонці зерна, а саме зерно розглядалось у формі кулі. Вказана модель не претендувала на високу точність, але вона давала можливість одержати більш простий математичний апарат для опису досить складного процесу екстрагування (рис. 1а)

Друга – більш складніша модель, базується на основі структури сколу зерна. В основу цієї моделі покладені системи складних диференціальних рівнянь, рішення яких здійснювалось числовим методом. Ця модель характеризувалася наявністю двох зон з різною масопровідністю. Згідно цієї моделі приймалось, що коефіцієнт дифузії в середині зерна значно більший ніж аналогічний коефіцієнт в оболонці. Приймалось також, що концентрація цільового компоненту в середині зерна змінюється тільки з часом, а в оболонці по лінійному закону (рис. 1б)



**Рис. 1 – Схеми розподілу концентрації олії в об'ємі зерна амаранту гібриду в межах однієї (а), двох (б) лімітуючих зон, а також в умовах зміни областей, що містять цільовий компонент (в)**

Недоліком цих моделей є те, що експериментальна перевірка цих моделей базувалась на експериментах з подрібненим насінням, а тому кінетичні коефіцієнти масопереносу є узагальнюючими, які включали як зовнішню так і внутрішню дифузію.

Що стосується не подрібненого насіння, то дослідження проведені нами та іншими дослідниками показали, що процес екстрагування олії протікає дуже повільно і триває декілька діб, оскільки механізм процесу суто внутрішньо дифузійний.

Для визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії для таких структур використано модель представлену на рис.1в [4]. Згідно такої моделі в результаті проникнення розчинника до місця розміщення цільового компонента відбувається розчинення його, в результаті чого область з концентрацією  $C_n$ , яка обмежена наявністю цільового компонента (олії), зменшується, а область в якій цільовий компонент розчинився в розчиннику і перейшов за межі зерна, збільшується, досягаючи на поверхні фазового контакту концентрації  $C_1$ . При цьому приймається, що основним опором проникнення цільових компонентів є опір оболонки зерна. Кількість речовини, яка покидає зерно за одиницю часу визначається по закону Фіка (перший член правої частини рівняння (1)). Таж сама кількість речовини, що покидає зерно і переходить в основну масу розчинника за рахунок конвективної дифузії може бути визначена по закону Шукарьова (другий член правої частини рівняння (1)). Для умов, коли лімітуючою стадією є хімічна реакція використовуємо рівняння  $\frac{dM}{d\tau} = 4K_{r_0} C_i \pi r_0^2$  (третій член правої частини рівняння (1)). Тому кількість речовини, яка покидає зерно визначається за рівнянням:

$$\frac{dM}{d\tau} = -4D_m \pi R^2 \left( \frac{\partial C}{\partial r} \right)_{r=R} = 4K \pi R^2 (C_n - C_1) = 4K_{r_0} C_i \pi r_0^2 ; \quad (1)$$

де  $M = \frac{4}{3} \pi r^3 \eta \cdot \rho$ ; де  $M$  — маса екстрагованої речовини, кг;

$\eta$  — маса екстрагованої речовини в одиниці маси зерна, кг/кг;

$D_m$  — коефіцієнт внутрішньої дифузії в зерні,  $m^2/c$ ;  $K$  — коефіцієнт масовіддачі;

$K_{r_0}$  — константа швидкості реакції;  $\rho$  — густина зерна,  $kg/m^3$ .

Для рішення рівняння (1) необхідно знати поле концентрацій в області  $r_0 - R$  (граничні умови). Поле концентрацій може бути встановлене на основі диференційного рівняння дифузії, яке для кулі має такий вигляд:

$$\frac{\partial C_r}{\partial t} = D_m \frac{\partial^2 C_r}{\partial r^2} \quad (2)$$

В наслідок малих значень швидкості переносу речовини в порах зерна можна прийняти  $\frac{\partial C_r}{\partial t} = 0$  і тоді рівняння (2) приводиться до виду

$$D_m \frac{\partial^2 (C_r)}{\partial r^2} = 0 \quad (3)$$

Інтегрування рівняння (3) дає:

$$C_r = A + \frac{B}{r} \quad (4)$$

де А і В — константи інтегрування  
для граничних умов одержимо відповідно

$$C_{II} = A + \frac{B}{r_0}; C_r = A + \frac{B}{r}; C_i = A + \frac{B}{R} \quad (5)$$

З системи рівнянь (5) визначаються постійні А і В. Підставляючи постійні А і В в рівняння (4) одержимо розподіл концентрації в області  $r_0 - R$

$$C = C_i + (C_{II} - C_i) = \frac{\frac{1}{r} - \frac{1}{R}}{\frac{1}{r_0} - \frac{1}{R}} \quad (6)$$

Введемо безрозмірні комплекси:

$$\varphi_0 = \frac{r_0}{R}; \tau = \frac{D_m t}{R^2} \cdot \frac{\Delta C}{\eta \rho}; Bi = \frac{KR}{D_m}; \Delta C = C_{II} - C_i; C_{II} \gg C_i \quad (7)$$

Тоді рівняння (1) з врахуванням (6), (7) приводиться до остаточного виду:

$$\tau = \frac{1}{6} - \frac{\varphi_0^2}{2} + \frac{\varphi_0^3}{3} + \frac{1}{3Bi} (1 - \varphi_0^3) + \frac{1}{\varepsilon} (1 - \varphi_0) \quad (8)$$

Для умов повного вилучення цільового компонента ( $\varphi_0=0$ ) безрозмірний час  $\tau$  визначиться з рівняння

$$\tau = \frac{1}{6} + \frac{1}{3Bi} \quad (9)$$

З іншої сторони:

$$\tau = \frac{D_m T}{R^2} \cdot \frac{C_{II}}{\eta \cdot \rho} \quad (10)$$

З рівняння (10) визначиться час повного вилучення цільового компонента – Т.

Рівняння (7), (8), (9), (10) дають можливість одержати рівняння для аналізу процесу екстрагування в умовах кола, лімітуючою стадією якого є внутрішня дифузія:

$$\frac{t}{T} = \frac{1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 + 6/\varepsilon \cdot (1 - \varphi_0) + 2/Bi \cdot (1 - \varphi_0^3)}{1 + 6/\varepsilon + 2/Bi} \quad (11)$$

Для умов внутрішньої дифузійного механізму  $\varepsilon=\infty$ ,  $Bi=\infty$ . Тому згідно рівняння (11) між величинами

$\Phi = \frac{1}{6} - \frac{\varphi_0^2}{2} + \frac{\varphi_0^3}{3}$  і часом t повинна існувати лінійна залежність.

$$\frac{t}{T} = 1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 \quad (12)$$

Як буде показано далі, така залежність дійсно існує (рис. 3). Тому коефіцієнт внутрішньої дифузії можна визначити по тангенсу кута нахилу прямої  $\Phi=f(t)$  згідно рівняння:

$$D_m = \frac{\rho \eta R^2}{C_{II}} \cdot \operatorname{tg} \alpha \quad (13)$$

Таким чином для визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії необхідна постановка експерименту з метою визначення  $C_i=f(t)$  (рис.2). Визначення залежності  $\varphi_0=f(t)$  встановлюється на основі рівняння матеріального балансу (14), також на основі цього рівняння визначали значення  $\varphi_0$ , яке відповідає різним моментам часу  $\tau$ .

$$M_0(1 - \varphi_0^3) = WC_1 \quad (14)$$

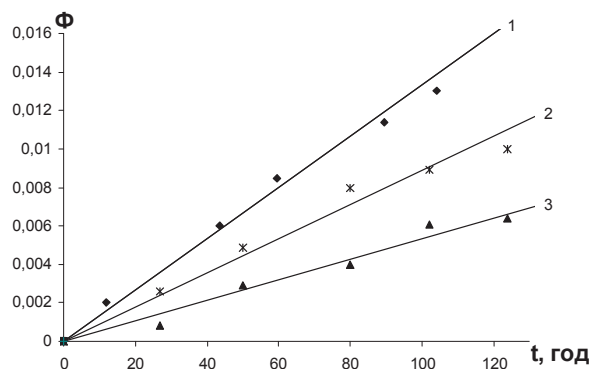
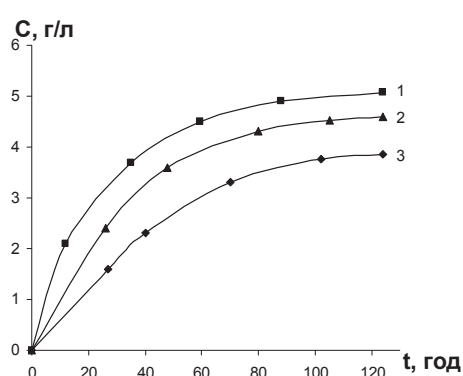
де  $M_0$  — маса цільового компонента в зернах насіння, кг;  $W$  — об'єм розчинника, м<sup>3</sup>;

$C_1$  — концентрація цільового компонента в розчині, що відповідає певному часу  $t$ , г/л.

Одержані дані використовували для побудови функції  $\Phi=f(t)$  (рис.3), по якій визначали тангенс кута нахилу цієї прямої, а відтак коефіцієнт внутрішньої дифузії  $D_m$ . На основі експериментальних даних визначали час повного вилучення цільового компонента.

Експериментальне визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії проводили за наступною методикою: наважку не подрібненого насіння амаранту гібриду масою 75 г ( $d_{\text{зерна}}=0,7$  мм) завантажували в патрон 2 апарату Сокслета, в колбу якого заливали 500 мл розчинника. Через певні проміжки часу відбирали проби для аналізу, які фільтрували, відганяли розчинник, а залишок упарювали на водострумному насосі. Вміст олії визначали гравіметричним методом за різницею наважок порожнього бюкса та бюкса з олією. Після кожного відбору проб в колбу апарату добавляли відповідну кількість розчинника для збереження балансу розчинника. В якості розчинника використовували хлористий метилен ( $t_{\text{кип}}=41$  °С), етиловий спирт ( $t_{\text{кип}}=78,3$  °С), та суміш етилового спирту та хлористого метилена 1:1 ( $t_{\text{кип}}\approx 65$  °С).

Результати досліджень наведені на рис. 2 у виді функції  $C=f(t)$ .



1 — хлористим метиленом ( $CH_2Cl_2$ );  
2 — сумішшю етилового спирту та хлористого метилена у співвідношенні 1:1;  
3 — етанолом ( $C_2H_5OH$ )

**Рис. 2 – Залежність концентрації олії від часу в процесі екстрагування з не подрібненого насіння амаранту гібриду різними розчинниками**

**Рис. 3 – Залежність  $\Phi=f(t)$**

Визначено коефіцієнти внутрішньої дифузії для вказаних розчинників:  $D_{CH_2Cl_2} = 6,5 \cdot 10^{-13}$  м<sup>2</sup>/с;  $D_{C_2H_5OH} = 2,3 \cdot 10^{-13}$  м<sup>2</sup>/с;  $D_{\text{суміші}} = 4 \cdot 10^{-13}$  м<sup>2</sup>/с.

Аналіз результатів досліджень (рис.3) показує, що експериментальні дані задовільно узгоджуються з теоретичним рівнянням (12).

#### Висновки

Одержано рівняння (11), яке дає можливість прогнозувати кінетику екстрагування цільових компонентів з не подрібненого насіння амаранту для різних випадків: 1) екстрагування цільових компонентів для умов  $\mathcal{E} \rightarrow \infty$ ;  $Bi \rightarrow \infty$ ; 2) лімітуючою стадією є внутрішня дифузія (рівняння 12);

При  $\mathcal{E} \ll 1$ ,  $A = \frac{\mathcal{E}}{6} \ll 1$ ,  $B = \frac{\mathcal{E}}{6} \cdot \frac{2}{Bi} \ll 1$  механізм міжфазової взаємодії описується рівнянням

$1 - \varphi_0 = \frac{t}{T}$ . Це рівняння справедливе також для дифузійного розчинення ;

Змішаний дифузійний механізм  $\mathcal{E} = \infty$  :

$$\frac{t}{T} = \frac{1 - 3\varphi_0^2 + 2\varphi_0^3 + \frac{2}{Bi} \cdot (1 - \varphi_0^3)}{1 + 2 / Bi};$$

Змішано дифузійно хімічний механізм, для якого не можна нехтувати ні одним членом рівняння (рівняння 1).

Аналіз процесу екстрагування олії з не подрібненого насіння показав, що процес протікає дуже повільно, і характеризується низькими значеннями коефіцієнтів дифузії  $D=a \cdot 10^{-13} \text{ м}^2/\text{с}$ .

Вплив температури кипіння та природи розчинника на процес екстрагування показав, що природа екстрагента відіграє домінуючу роль порівняно з температурою кипіння розчинника.

#### Література

1. Семенишин Є.М. Теоретические основы извлечение твердого вещества в условиях прямого тока и противотока. Журнал "Химическая технология", Киев, 1980, 5, С.60 - 62.
2. Семенишин Є.М., Стадник Р.В., Ятчишин Ю.Й. Екстрагування цільових компонентів з амаранту гібриду (*Amaranthus hybridus*). Наукові праці ОНАХТ, Міжнародна науково-практична конференція і школа-семінар «Проблеми енергетичної ефективності харчових і хімічних виробництв», Одеса, 2009 р., с. 96–100
3. Семенишин Є.М., Ятчишин Ю.Й., Стадник Р.В. Хімічна промисловість України. Київ, № 2(97) 2010, с.19–22.
4. Аксельруд Г.А., Семенишин Є.М. Журнал физической химии. М., Т.Л, 10, 1976, с. 2568–2571.

УДК 664.83.047.8

## ВИЗНАЧЕННЯ ОПТИМАЛЬНОГО ТЕМПЕРАТУРНОГО РЕЖИМУ СУШІННЯ ТОПІНАМБУРА У ВІДЦЕНТРОВОМУ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ

Поперечний А.М., д.т.н., професор, Жданов І.В., Асманова Ю.В.  
Донецький національний університет економіки і торгівлі  
імені Михайла Туган-Барановського, м. Донецьк

*В статті наведені результати експериментальних досліджень з кінетики сушіння частинок топінамбуру у відцентровому псевдозрідженому шарі.*

*In article is described results of the experimental researches of kinetics of the drying the particles of the topinambour (*Helianthus tuberosus*) in centrifugal pseudorefined layer.*

**Ключові слова:** сушіння, відцентровий псевдозріджений шар, кінетика, топінамбур.

Постановка проблеми. В останні роки все більше уваги приділяється розробці технології отримання харчових продуктів діабетичного і профілактичного призначення на основі переробки інуліновмістної рослинної сировини, до якої відноситься топінамбур, цикорій, якон [1]. Висушені порошки з цих клубнеплодів використовуються в якості харчових добавок у м'ясні і рибні напівфабрикати. Ці добавки є додатковим дешевим джерелом біологічно активних речовин. Окрім того, вони утворюють легкозв'язні стабільні комплекси, які покращують травлення та органолептичні показники напівфабрикатів [2, 3]. Деякі автори відмічають перспективу використання вищевказаних порошоків у виробництві дієтичних хлібобулочних і кондитерських виробів, а також в якості заміниці цукру у виробництві діабетичних продуктів харчування [1, 4].

У промислових масштабах для виробництва сушених порошоків з вищевказаних клубнеплодів використовують конвективні конвеєрні сушарки, на яких топінамбур висушують до кінцевої вологості 5...8 % (тривалість процесу 3,5...5,5 годин при температурі повітря 70...95 °С) [4], цикорій – до кінцевої вологості не вище 12...14 % [1] (тривалість процесу 3,5...4,5 години при температурі повітря 50...70 °С). Велика тривалість традиційних процесів сушіння продукту у нерухомому шарі обумовлює низьку харчову цінність і якість готового продукту. У зв'язку з цим існує необхідність розробки сучасної технології сушіння, яка б дозволила отримати продукт високої якості.

У науково-технічній літературі є ряд публікацій, в яких описані дослідження з сушіння інуліновмістної рослинної сировини нетрадиційними способами. Наприклад, у роботах [4, 5] досліджена кінетика сушіння топінамбура з використанням в якості теплоносія перегрітої пари атмосферного тиску в імпульсному псевдозрідженому шарі. Сушіння досліджувалось в діапазоні зміни наступних технологічних параметрів процесу: температура пари 140–150 °С, швидкість потоку пари на вході у шар продукту 0,8...8,0 м/с, питома навантаження продукту на решітку 15...30 кг/м<sup>2</sup>, сировина – кубик з