

І.О. Гузьова, В.П. Караман, А.С. Грибович
Національний університет “Львівська політехніка”

КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ АМОФОСУ

© Гузьова І.О., Караман В.П., Грибович А.С., 2013

Розглядаються теоретичні та експериментальні дослідження кінетики фільтраційного сушіння амофосу. На основі експериментальних досліджень отримані критеріальні залежності для визначення коефіцієнтів тепло- і масовіддачі і встановлено аналогію між зовнішнім теплообміном і масообміном.

Ключові слова: амофос, кінетика, тепломасообмін, критеріальні залежності.

The paper is dedicated to theoretical and experimental investigation of the kinetics of ammophos filtration drying. On the basis of experimental investigations, the criterial dependencies for determination of heat-and-mass transfer are received and the analogy between external heat transfer and mass transfer is determined.

Key words: ammophos, kinetics, heat and mass transfer, criterion depends.

Штучні (мінеральні) добрива – вироби однієї з галузей хімічної промисловості, що містять поживні елементи, необхідні для росту рослин. Застосування штучних добрив сприяє збільшенню врожайності сільськогосподарських культур, покращенню якості продукції та спричиняє підвищення стійкості рослин до несприятливих кліматичних умов. Найчастіше у ґрунті немає відповідної кількості азоту, фосфору й калію, тому мінеральні добрива широко застосовуються у сільському господарстві. До найпоширеніших мінеральних добрив належить амофос. Амофос – універсальне, високоефективне мінеральне добриво, що використовується для будь-яких типів ґрунтів для основного, рядкового внесення і підгодівлі рослин. Вноситься воно під усі сільськогосподарські культури. Може використовуватися для приготування тукоsumішей. Застосовується у сільському господарстві.

Лімітуюча та найенергомісткіша стадія виробництва амофосу – процес сушіння, в результаті чого покращується якість амофосу, зменшується його вага (в окремих випадках вага і об'єм), зменшуються затрати на транспортування, зберігаються фізико-хімічні властивості та цінні компоненти, збільшується термін придатності.

Постановка проблеми. Високоякісний процес сушіння гранульованого амофосу здійснюють з метою отримання матеріалу із новими якісними характеристиками або необхідними структурно-механічними властивостями. Для того, щоб отримати сухий гранульований амофос високої якості, потрібний індивідуальний підхід до розроблення раціональних методів сушіння.

В роботі запропоновано фільтраційний метод сушіння, фізична суть якого полягає у профільтруванні теплового агента крізь пористу структуру шару дисперсного матеріалу, в напрямку “шар дисперсного матеріалу–перфорована перегородка”.

Такий метод має багато переваг: наявність механічного витіснення вологи; високі коефіцієнти тепло- і масовіддачі; можливість сушіння тепловим агентом з низьким температурним потенціалом; невисокий гідравлічний опір; відсутність стадії очищення теплового агента після сушіння.

Інтенсивність фільтраційного сушіння значною мірою залежить від кількості теплоти, яка передається від теплового агента до вологої частинки і визначається швидкістю фільтрування теплового агента, різницею температур між поверхнею твердої частинки і газовим потоком, а також поверхнею міжфазового контакту.

Аналіз останніх досліджень та публікацій. Для узагальнення кінетики процесу фільтраційного сушіння амофосу необхідно експериментально та теоретично дослідити тепло- і масообмінні процеси нагрівання матеріалу та випаровування з нього вологи.

Передача теплоти у зернистому шарі відбувається за рахунок теплопровідності твердих частинок і теплопровідності газу, який заповнює проміжки між частинками. Під час сушіння вологих дисперсних матеріалів у стаціонарному шарі, через який фільтрується тепловий агент, основна кількість теплоти до вологого матеріалу передається конвективно, а рівняння теплообміну у стаціонарних умовах можна записати у вигляді закону Ньютона–Ріхманна [1, 6]:

$$Q = \alpha \cdot (t - T) \cdot F, \quad (1)$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі; t, T – температура теплового агента і вологого матеріалу відповідно; F – поверхня теплообміну.

У разі теплообміну ускладненого масообміном рекомендується використовувати розрахункову залежність [95]:

$$Nu = A \cdot Re^n \cdot Pr^m, \quad (2)$$

де $Nu = \frac{\alpha \cdot d_e}{\lambda}$ – критерій Нуссельта; $Pr = \frac{\nu}{a}$ – критерій Прандтля; ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості; λ – коефіцієнт теплопровідності теплового агента; a – коефіцієнт температуропровідності.

Під час узагальнення гідродинаміки за основний лінійний розмір ми прийняли еквівалентний діаметр d_e каналів, через які фільтрується тепловий агент.

У технічній літературі [3 – 11] наводиться велика кількість критеріальних рівнянь, у яких визначені коефіцієнти A, n, m , однак безпосереднє їх використання для інших матеріалів або умов сушіння призводить до значних похибок у розрахунках, тому вказані коефіцієнти переважно визначаються експериментально.

Для зовнішнього масообміну (перший період сушіння) дослідні дані з інтенсивності масообміну подають у вигляді залежностей між критеріями подібності. Коефіцієнт масовіддачі β є одним із основних кінетичних коефіцієнтів, який дає змогу розрахувати швидкість масопередачі.

Для узагальнення експериментальних даних коефіцієнти масовіддачі подають у вигляді безрозмірних комплексів Sh, Sc залежно від числа Re [1, 2, 4]:

$$Sh = A' \cdot Re^{n'} \cdot Sc^{m'}, \quad (3)$$

де $Sh = \frac{\beta \cdot d_e}{D}$ – критерій Шервуда; D – коефіцієнт дифузії водяної пари у повітрі; $Sc = \frac{\nu}{D}$ – критерій Шмідта; A', n', m' – невідомі коефіцієнти, які залежать від режиму руху теплового агента і визначаються експериментально.

За основний лінійний розмір переважно приймають еквівалентний діаметр каналів d_e , якими рухається тепловий агент крізь пористий шар [1, 2, 4].

Аналогічно, як для тепло-, так і для масообміну, враховуючи те, що фізичні параметри теплового агента змінювалися протягом експерименту незначно, згідно з рекомендаціями [1, 2, 4] приймали, що $Nu \sim Pr^{0,33}$; $Sh \sim Sc^{0,33}$.

Формулювання мети роботи. Аналізуючи наукові дослідження, виявлена необхідність дослідити кінетику сушіння амофосу та на основі експериментальних досліджень інтенсивність тепло- та масообміну подати у вигляді залежностей між критеріями подібності.

Виклад основного матеріалу. Амофос належить до класу гранульованих, кулястих частинок, які утворюють полідисперсний шар. Явищами зсідання шару та зменшенням об'єму частинок під час фільтраційного сушіння можна знехтувати. Куляста форма частинок забезпечує рівномірну структуру шару, і як наслідок, незначні втрати тиску. Гранулометричний склад визначали ситовим

аналізом та розраховували усереднений розмір частинок. Результати досліджень показано на рис. 1. Фотографії зразків гранульованого амофосу показано на рис. 2. Основні параметри гранульованого шару амофосу наведено в таблиці.

Основні параметри амофосу

Амофос	$r_n, \text{кг/м}^3$	$d_q \cdot 10^3, \text{м}$	$d_e \cdot 10^3, \text{м}$	$e_{ш.}$	$a, \text{м}^2/\text{м}^3$	j_c
Полідисперсна суміш	900	2,95	1,27	0,393	1235	1,0

Враховуючи основні параметри гранульованого амофосу (таблиця), можна знайти еквівалентний діаметр шару, згідно з рівнянням $d_e = \frac{2}{3} \cdot \frac{\epsilon_{ш.} \cdot d_q}{1 - \epsilon_{ш.}}$.



Рис. 1. Гранулометричний склад амофосу



Рис. 2. Гранульований амофос з діаметром частинок 1–5 мм

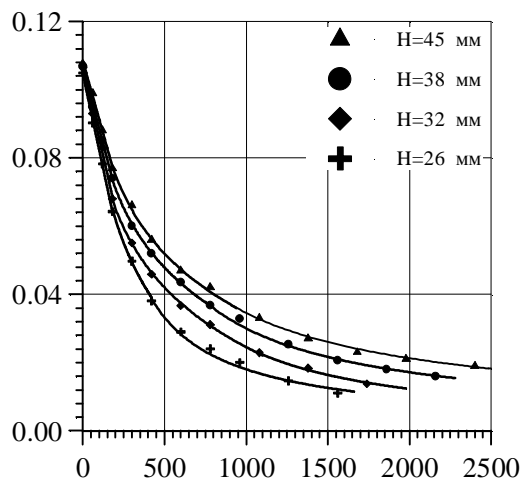
Згідно з технологічними вимогами, які висуваються до амофосу під час його виробництва, масова частка води не повинна перевищувати 1 %. Надзвичайно важливим є дотримання цього показника, оскільки надмірна кількість вологи спричинить розчинення та руйнування гранул амофосу, що, своєю чергою, унеможливить його зберігання у стандартизованому вигляді.

Дослідження кінетики фільтраційного сушіння гранульованого амофосу проводили так: за сухого матеріалу встановлювали необхідну швидкість фільтрування теплового агента. Включали вентилятор і калорифер і після досягнення заданої температури включали вакуум-насос і контейнер з вологим матеріалом встановлювали на ресивер. Через задані проміжки часу фіксували зміну ваги контейнера. Якщо вага контейнера протягом 120 – 180 с залишалась незмінною, дослід припиняли.

Аналіз кінетичних кривих, показаних на рис. 3, вказує на те, що фільтраційне сушіння цього матеріалу відбувається у першому і другому періодах. Вільна волога на поверхні частинок відсутня, чим і пояснюється відсутність механічного витіснення. Наявність першого періоду сушіння пояснюється невеликою об'ємною витратою теплового агента і значною поверхнею випаровування внаслідок незначних розмірів гранул (2–5 мм), що в сукупності забезпечує насичення теплового агента вологою ще до його виходу за межі шару. Тривалий у часі другий період зумовлений мікропористою структурою гранул та їх внутрішньою вологістю.

Для узагальнення кінетики процесу фільтраційного сушіння амофосу використовувалися експериментально-аналітичні методи дослідження тепло- і масообміну.

w^c , кг H_2O /кг сух. м.



t , с

Рис. 3. Кінетика фільтраційного сушіння амофосу ($t = 50^{\circ}C$; $v_0 = 1,26$ м/с)

Для дослідження зовнішнього теплообміну висушену до постійної ваги наважку дисперсного матеріалу завантажували у циліндричний контейнер, виготовлений із теплоізоляційного матеріалу. Щоб температура верхніх і нижніх шарів амофосу була приблизно однаковою, дослідження проводили у “моношарі”. Для цього висоту шару дисперсного матеріалу брали такою, що дорівнює $(3 \div 4) \cdot d_{\text{ш}}.$, щоб забезпечити рівномірне фільтрування теплового агента по усій площині контейнера. Над матеріалом і під перфорованою перегородкою встановлювали термомпари для вимірювання температури теплового агента. Над шаром дисперсного матеріалу температура теплового агента підтримувалась постійною ($t_{\text{вх.}} = 50^{\circ}C$) з точністю до $\pm 0,4^{\circ}C$. Температура на виході із шару дисперсного матеріалу вимірювалась по площині контейнера у різних точках. Вимірювання температури $t_{\text{вих}}$ здійснювалось через 1,7 с, результати виводились на монітор і записувались у файл даних.

На основі експериментальних значень, показаних на рис. 4, розраховували значення коефіцієнтів тепловіддачі $\alpha_{\text{сух}}$ від теплового агента до сухого матеріалу згідно з рівнянням:

$$\alpha_{\text{сух}} = \frac{\Delta Q}{F \cdot (\bar{t} - \bar{T}_n) \cdot \Delta \tau}, \quad (4)$$

де $\Delta Q = v_T \cdot \rho_T \cdot S \cdot c_T \cdot (t_{\text{вх}} - t_{\text{вих}})$ – кількість теплоти, яка розраховувалась згідно з рівнянням теплового балансу, Дж; v_T – фіктивна швидкість теплового агента, м/с; S – площа поперечного перерізу контейнера, м²; ρ_T – густина теплового агента, кг/м³; c_T – теплоємність теплового агента, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$ температура теплового агента відповідно на вході і на виході з шару, $^{\circ}C$ –

визначалась за експериментальними даними, показаними на рис. 4; \bar{t} – середньоарифметична температура теплового агента на вході і виході з шару, $^{\circ}C$; F – внутрішня поверхня дисперсного матеріалу, м²; \bar{T}_n – середня температура поверхні твердих частинок, $^{\circ}C$.

Середня температура поверхні твердих частинок \bar{T}_n оцінювалась так. З рівнянь теплового балансу визначалась середня температура частинок \bar{T} :

$$\Delta Q = m \cdot c_s \cdot (\bar{T} - T_0), \quad (5)$$

де m – маса матеріалу, кг; c_s – теплоємність матеріалу, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$; \bar{T} – середня температура частинок, $^{\circ}C$; T_0 – температура поверхні частинок, $^{\circ}C$.

Очевидно, що температура поверхні є більшою від середньої температури частинки. Однак експериментально виміряти температуру поверхні частинок амофосу фактично неможливо, тому вона оцінювалась на основі аналітичних залежностей для середньої температури та температури на поверхні твердого тіла, наведених у [12], для форми частинок, прийнятих наближеними до кулястої форми. Вважали, що температура теплового агента однакова з усіх боків частинки. Розподіл температурного поля по об'єму частинки має параболічний характер, а температура на поверхні частинки визначається за такою формулою:

$$T_{\text{п}} = t - \left(t - T_0 \cdot e^{-\mu_1^2 \cdot Fo} \right) \cdot \left(1 - \frac{r}{R} \right) \cdot e^{-\mu_1^2 \cdot Fo}, \quad (6)$$

де t – температура теплового агента, $^{\circ}\text{C}$; T_0 – початкова температура частинки, $^{\circ}\text{C}$; R , r – радіус частинки і поточний радіус відповідно ($0 < r \leq R$); μ_1 – корінь характеристичного рівняння; Fo – критерій Фур'є.

На основі експериментальних значень (рис. 4) розраховували значення коефіцієнтів тепловіддачі згідно з рівнянням (4). Залежність коефіцієнтів тепловіддачі від дійсної швидкості фільтрування теплового агента для сухого шару амофосу показана прямою 1 на рис. 5.

Для визначення коефіцієнтів тепловіддачі під час фільтрування теплового агента крізь пористу структуру вологого амофосу проводилися експерименти за аналогічною методикою.

Для виключення випаровування вологи під час зважування контейнер після завершення сушіння закривали кришкою. Вважали, що уся теплота, яка вноситься у шар тепловим агентом, йде на випаровування.

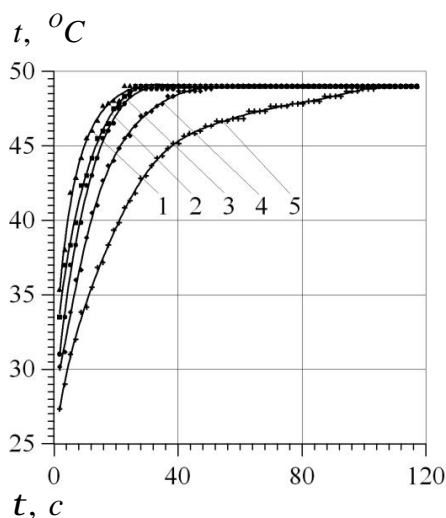


Рис. 4. Зміна температури теплового агента на виході із шару амофосу: 1 – $u_0 = 2,734$ м/с; 2 – $u_0 = 2,153$ м/с; 3 – $u_0 = 1,798$ м/с; 4 – $u_0 = 1,358$ м/с; 5 – $u_0 = 0,765$ м/с

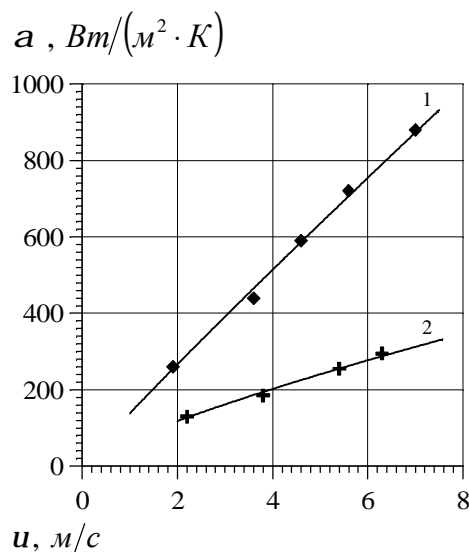


Рис. 5. Залежність коефіцієнтів тепловіддачі від дійсної швидкості фільтрування теплового агента для сухого (1) та вологого (2) шару амофосу

Коефіцієнт тепловіддачі під час фільтраційного сушіння ($\alpha_{\text{вол}}$) визначали із кінетичного рівняння (7):

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} \cdot r = \alpha_{\text{вол}} \cdot F \cdot \left(\frac{t_{\text{вх.}} + t_{\text{вих.}}}{2} - t_{\text{м.т.}} \right), \quad (7)$$

де $\frac{\Delta W}{\Delta \tau}$ – кількість вологи, яка випаровується за одиницю часу, кг/с; r – питома теплота пароутворення, Дж/кг; $\alpha_{\text{вол}}$ – коефіцієнт тепловіддачі від теплового агента до вологого матеріалу,

Вт/ (м²·К); F – внутрішня поверхня дисперсного матеріалу, м²; $t_{m.m.}$ – температура мокрого термометра, °С.

Коефіцієнти тепловіддачі від теплового агента до вологого шару амофосу розраховували згідно з рівнянням (7). Залежність коефіцієнтів тепловіддачі від дійсної швидкості фільтрування теплового агента для вологого шару амофосу показана прямою 2 на рис. 5.

Як бачимо з рис. 5, отримані експериментальні значення коефіцієнтів тепловіддачі α залежно від дійсної швидкості фільтрування теплового агента добре апроксимуються прямою лінією. Зростання швидкості приводить до інтенсифікації процесу теплообміну.

Із рис. 5 бачимо, що коефіцієнти тепловіддачі α лінійно зростають із збільшенням дійсної швидкості фільтрування теплового агента.

Інтенсивність масообміну під час фільтраційного сушіння визначається характером зв'язку вологи із твердим матеріалом, гідродинамічними умовами омивання вологих частинок дисперсного матеріалу тепловим агентом і його сушильним потенціалом.

Коефіцієнт масовіддачі β визначали із кінетичного рівняння [23]:

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} = \beta \cdot F \cdot \left(x_{\text{нас.}} - \frac{x_{\text{нас.}} + x_0}{2} \right) \cdot \rho, \quad (8)$$

де β – коефіцієнт масовіддачі, м/с; $x_{\text{нас.}}$ – вологовміст насиченої водяної пари; x_0 – вологовміст атмосферного повітря; ρ – густина теплового агента, кг/м³.

Числові значення коефіцієнтів масовіддачі β для досліджуваного матеріалу подавали залежно від дійсної швидкості u фільтрування теплового агента крізь пористу структуру амофосу.

Розраховані значення коефіцієнта масовіддачі з рівняння (8) залежно від дійсної швидкості фільтрування теплового агента для досліджуваного матеріалу показано на рис. 6.

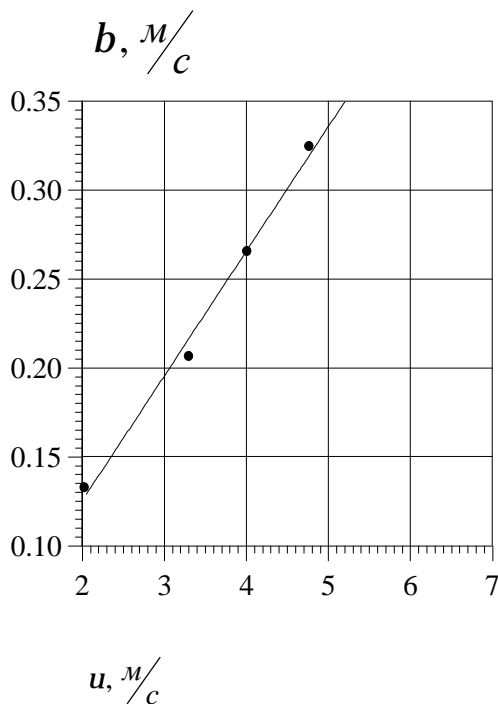


Рис. 6. Залежність коефіцієнта масовіддачі від дійсної швидкості фільтрування теплового агента

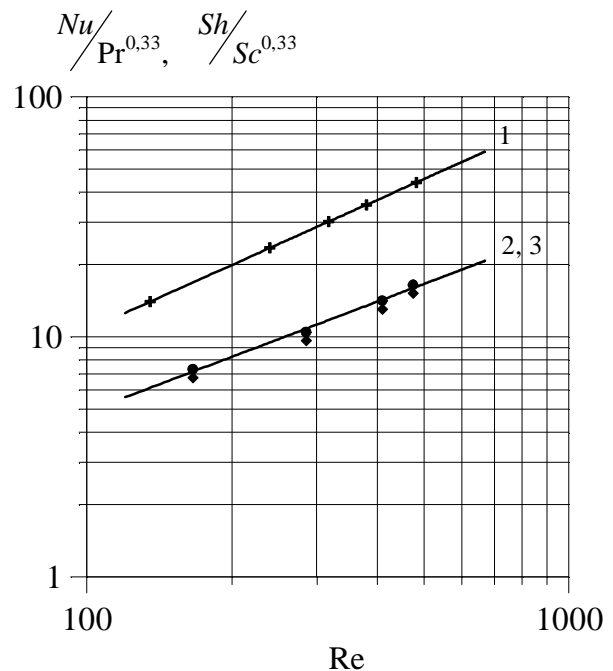


Рис. 7. Узагальнення результатів експериментального визначення коефіцієнтів: 1 – тепловіддачі у шарі сухого матеріалу; 2 – тепловіддачі у шарі вологого матеріалу; 3 – масовіддачі у шарі вологого матеріалу β

Для узагальнення отриманих результатів коефіцієнти тепловіддачі представляли у вигляді безрозмірних комплексів згідно з рівнянням (2). Число Нуссельта аналогічно, як і коефіцієнт тепловіддачі, залежить від режиму фільтрування теплового агента і розмірів частинок амофосу, що корелюється із даними, наведеними у [24, 25], для різних за розмірами скляних і пластмасових кульок.

Для визначення невідомих коефіцієнтів “А” та “n” експериментальні значення подавали залежністю $\frac{Nu}{Pr^{0,33}} = f(Re)$ у логарифмічній системі координат.

На рис. 7 прямою лінією 1 показана залежність для сухого амофосу. Кожна точка одержана як середньарифметичне значення мінімум трьох експериментів. Тоді залежність (2) можна записати у вигляді

$$Nu = 0,17 \cdot Re^{0,9} \cdot Pr^{0,33} . \quad (9)$$

Залежність (9) дає можливість розрахувати коефіцієнт тепловіддачі від теплового агента до сухого шару гранульованого амофосу ($a_{сух}$).

Аналогічно, як і для сухого амофосу, узагальнення для вологого амофосу проводили за рівнянням (2), представивши експериментальні дані залежністю $\frac{Nu}{Pr^{0,33}} = f(Re)$ у логарифмічній системі координат (рис. 7, пряма лінія 2), що дало змогу визначити невідомі коефіцієнти “А” та “n” і записати залежність (2) у вигляді

$$Nu = 0,14 \cdot Re^{0,9} \cdot Pr^{0,33} . \quad (10)$$

Залежність (10) дає можливість розрахувати коефіцієнт тепловіддачі від теплового агента до вологого шару гранульованого амофосу ($a_{вол}$).

Максимальна відносна похибка між експериментальними значеннями і розрахованими за рівняннями (9), (10) не перевищує 17,9 % .

Для узагальнення отриманих результатів коефіцієнти масовіддачі подавали у вигляді безрозмірних комплексів Sh, Sc залежно від числа Re згідно з залежністю (3).

Невідомі значення коефіцієнтів A', n' визначали із графічної залежності $\frac{Sh}{Sc^{0,33}} = f(Re)$, отриманої на основі експериментальних даних (рис. 7, пряма лінія 3).

Узагальнення експериментальних значень дало змогу подати залежність (3) для визначення коефіцієнта масовіддачі b у вигляді

$$Sh = 0,14 \cdot Re^{0,9} \cdot Sc^{0,33} . \quad (11)$$

Максимальна відносна похибка між експериментальними значеннями і розрахованими за залежністю (11) не перевищує 19,1 % .

Проаналізувавши рівняння (10) та (11), бачимо, що коефіцієнти критеріальних рівнянь є рівними між собою. Таке явище говорить про аналогію між теплообміном і масообміном.

Висновки. Отримані критеріальні рівняння (9)–(11) дають змогу визначити коефіцієнти тепловіддачі і масовіддачі під час фільтраційного сушіння гранульованого амофосу у першому періоді і дають можливість прогнозувати необхідні затрати теплової енергії. Рівність коефіцієнтів критеріальних рівнянь (10)–(11) говорить про аналогію між теплообміном і масообміном, що дає змогу визначити коефіцієнт масовіддачі, коли відомий коефіцієнт тепловіддачі.

1. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности. – М.: Химия, 1970. – 428 с. 2. Дерягин Б.В., Чураев Н.В., Муллер В.М. Поверхностные силы. – М.: Наука, 1985. – 400 с. 3. Fox Barry (Mendel Co.) Granulation and drying of delicate products. Chemical Engineering, (USA), 2005. – 112, №3. – P.35–38. 4. Федяев А.А., Федяева В.Н. Особенности тепло- и массообмена в капиллярно- пористых телах // Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы): I Междунар. научн.-практ. конф. – М., 2002. – Т. 2. – С.62–65. 5. Снежкін Ю.Ф., Боряк Л.А., Шапар Р.О. Влияние процесса сушіння на теплообмін // Промышленная теплотехника. – 2004. – Т.25, № 4. – С.346–349. 6. Михеев М.А., Михеева И.М. Основы теплопередачи. – М.: Энергия, 1973. – 320 с. 7. Исаков Г.Н., Субботин А.Н. Моделирование тепло- и массообмена в продуваемом пористом слое при сушке гранулированного материала // Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и

тепловые процессы): II Междунар. научн.-практ. конф. – М., 2005. – Т. 1. – С.127–130.

8. Сорочинский В.В. Тепломассообмен единичной зерновки в процессах сушки и охлаждения // Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы): II Междунар. научн.-практ. конф. – М., 2005. – Т. 1. – С.229–232.

9. Коваленко А.П., Горячова Е.М. Расчетно-экспериментальные исследования определения тепловых потоков в условиях теплообмена, осложненного массообменом // Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы): II Междунар. научн.-практ. конф. – М., 2005. – Т. 2. – С. 81–83.

10. Терзиев С.Г. Моделирование задач тепломассопереноса при взаимодействии дисперсных компонентов в аэрозольном потоке // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – Одеса, 2006. – Т.2, №28. – С.182–185.

11. Arun S. Mujumdar *Research and Development in Drying: Recent Trends and Future Prospects* // *Drying Technology*; December 2004; Volume 22, No 1. – P. 1 – 26.

12. Атаманюк В.М. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів: дис. ... д-ра техн. наук. – Львів, 2007.