

УДК 66.047

АТАМАНЮК В.М.

Національний університет "Львівська політехніка"

ЗОВНІШНІЙ ТЕПЛОМАСООБМІН ПІД ЧАС ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ

Наведені результати експериментальних досліджень зовнішнього тепло-масообміну під час фільтраційного сушіння дрібнодисперсного вугілля після процесів збагачення.

Изложены результаты экспериментальных исследований внешнего тепло-масообмена при фильтрационной сушке мелкодисперсного угля после процессов обогащения.

Presented results of experimental researches of external heat and mass transfer of the filtration drying of semidispersed coal after the processes of enriching.

A – коефіцієнт;

c – питома теплоємність;

d – діаметр частинки, каналів між частинками, визначальний розмір;

D – діаметр апарату, коефіцієнт дифузії водяної пари у повітрі;

F – ефективна поверхня тепло- і масообміну;

h – висота шару дисперсного матеріалу;

m – маса дисперсного матеріалу;

t – температура теплового агента;

\bar{T} – температура частинок вугілля;

\bar{T}, \bar{t} – усереднена температура;

x – вологовміст теплового агента;

α – коефіцієнт тепловіддачі;

β – коефіцієнт масовіддачі;

ε – пористість;

λ – коефіцієнт теплопровідності;

μ – динамічний коефіцієнт в'язкості;

ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості;

ρ – густина повітря;

τ – час;

ω – дійсна швидкість теплового агента;

ω_0 – фіктивна швидкість;

$Nu = \frac{\alpha \cdot d_e}{\lambda}$ – число Нусельта;

$Pr = \frac{c \cdot \mu}{\lambda}$ – число Прандтля;

$Re = \frac{\omega \cdot d_e \cdot \rho}{\mu}$ – число Рейнольдса;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ – число Шмідта;

$Sh = \frac{\beta \cdot d_e}{D}$ – масообмінне число Шервуда;

ΔQ – зміна кількості теплоти;

ΔW – зміна вологості;

$\Delta \tau$ – зміна часу.

Верхні індекси:

n – показник степеня.

Нижні індекси:

0 – початкове значення;

ап. – апарату;

вх., вих. – на вході, на виході;

вит. – витіснення;

e – еквівалентний;

м.т. – мокрого термометра;

ч. – частинка;

ш. – шару;

s – твердих частинок.

Постановка проблеми

Значні запаси кам'яного вугілля в Україні зумовили його широке використання в енергетиці, хімічній та коксохімічній промисловості як джерело вуглецю для органічного синтезу, за рахунок

чого одержують понад 2500 продуктів. Однак найчастіше вугілля застосовують як паливо, цьому сприяє зростання цін на світовому ринку на нафту і газ.

У зв'язку із зменшенням товщини вугленосних пластів та механізацією видобувних робіт

зольність видобутого вугілля рік від року зростає. Тому основну масу видобутого вугілля піддають подрібненню і “мокрому” збагаченню. Вологість вугілля після збагачення складає 18...28 % у залежності від гранулометричного складу. З метою збільшення нижчої теплотворної здатності та недопущення змерзання і агломерації частинок у зимовий період під час транспортування та зберігання на складах, збагачене вугілля висушують в сушильних барабанах або установках киплячого шару до вологості 10 % у розрахунку на суху масу.

Відомо [1], що фільтраційне сушіння є одним із високоінтенсивних методів, суть якого полягає у профільтровуванні теплового агента крізь пористу структуру шару дисперсного матеріалу в напрямку “шар матеріалу – перфорована перегородка” за рахунок перепаду тисків над і під шаром. Тому дослідження тепломасообміну між тепловим агентом та частинками вугілля, через які він фільтрується, є актуальною задачею.

Аналіз останніх публікацій

Дослідженню тепломасообміну процесів сушіння присвячено ряд наукових праць. В цих роботах автори наводять результати досліджень тепломасообміну конвективного сушіння продуктів рослинного походження [2, 3], а також результати експериментальних досліджень процесів тепломасообміну з модельних частинок правильної форми (куля, циліндр, тоненька пластинка), або ансамблю цих частинок регулярно розташованих в шарі [4, 5]. Як вказують автори, характер руху потоку теплового агента в каналах зернистого шару є складним, тому коефіцієнти тепло- і масовіддачі визначають на основі експериментально отриманих залежностей.

Збагачене вугілля після флотаційних процесів являє собою полідисперсну суміш округлих, кулястих, пластинчастих і голкоподібних пористих частинок з великою кількістю тріщин, відкритих і закритих пор. Пористість шару залежить від гранулометричного складу і полідисперсності вугілля і лежить в межах $\varepsilon = 0,395...0,4247 \text{ м}^3/\text{м}^3$ [6]. Після флотаційних процесів волога міститься у відкритих порах і тріщинах, на поверхні частинок, а також утримується механічно між частинками внаслідок поверхневого натягу і великої шо-

рохуватості вугілля. Для визначення впливу дисперсного складу вугілля на інтенсивність тепломасообміну нами розділялась суміш збагаченого вугілля на п'ять фракцій $d_{\text{ч}} \cdot 10^3 \text{ м}$: 0,31...0,63; 0,63...1,25; 1,25...2,5; 2,5...5,0; 5,0...10,0.

Сушіння є складним тепломасообмінним процесом, в якому видалення вологи відбувається через затрати теплової енергії. Однак, під час фільтраційного сушіння внаслідок перепаду тисків значна кількість вологи, яка механічно утримується між частинками, видаляється за межі шару без затрат теплової енергії на її випаровування, а рушійною силою в цьому випадку є перепад тисків ΔP . Решту вологи випаровується за рахунок підведення тепла і рушійною силою процесу є різниця температур Δt , що створює різницю вологостей. За інтенсивністю видалення вологи під час фільтраційного сушіння процес можна умовно розділити на три етапи (інколи 4) [6]:

I етап – механічне витіснення і винесення вологи, яка утримується механічно між частинками, що формують шар. Кількість видаленої вологи на цьому етапі залежить від висоти шару вологого дисперсного матеріалу, його полідисперсності, гранулометричного складу і перепаду тисків. Якщо перепад тисків зростає, то зростає і кількість проникних для теплового агента капілярів і відповідно кількість механічно витісненої вологи. Час механічного витіснення вологи шару у режимі ідеального витіснення, можна визначити за залежністю

$$\tau_{\text{вит.}} = \frac{h}{\omega} = \frac{h \cdot \varepsilon_{\text{ш}}}{\omega_0} \quad (1)$$

Враховуючи невеликі розміри шару дисперсного матеріалу ($(40...150) \cdot 10^{-3} \text{ м}$) і дійсну швидкість фільтрування теплового агента, яка складає 1...7 м/с, можна теоретично розрахувати час механічного витіснення, який складатиме доли секунди. Однак кількість механічно витісненої вологи при цьому може сягати понад 70 % [6], тому застосування фільтраційного методу сушіння виключає необхідність попереднього зневоднення збагаченого вугілля після флотаційних процесів за допомогою грохотів, центрифуг тощо. Якщо перепад тисків достатній для механічного витіснення вологи з міжзернового

простору, то механічне витіснення і винесення вологи існують практично одночасно і внаслідок невеликої тривалості (декілька секунд) їх важко розділити в часі. Але, якщо перепад тисків (внаслідок технічних або технологічних причин) є недостатнім для механічного витіснення вологи із всіх каналів між частинками, то механічно витісняється лише волога із найбільших каналів, з менших каналів волога видаляється внаслідок випаровування і захоплення потоком теплового агенту окремих крапель та їх винесення із шару. Тривалість механічного витіснення складає доли секунди, а механічного винесення декілька десятків секунд. Крім цього, інтенсивність механічного витіснення вологи є в сотні разів вищою за інтенсивність винесення, тому цей етап можна умовно розділити на два окремих [6]. На користь такого поділу свідчить ще й той факт, що інтенсивність винесення вологи є значно вищою, ніж у першому періоді сушіння, а тривалість в часі є меншою.

II етап – видалення поверхневої вологи, сушіння в першому періоді. В цьому випадку маємо сумісний тепломасообмін і кількість випарованої вологи буде пропорційною кількості підведеного тепла до поверхні частинок. Під час фільтраційного сушіння дисперсного матеріалу тепловий агент рухається між частинками за складною траєкторією каналами змінного перерізу, віддає тепло вологому матеріалові і насичується при цьому вологою.

Інтенсивність сушіння в першому періоді визначається зовнішніми параметрами процесу: швидкістю обтікання окремих частинок тепловим агентом, його температурою та вологовмістом.

III етап – сушіння в другому періоді. Поверхня частинок є сухою, волога міститься лише в тріщинах, порах і капілярах частинок, а також між частинками вугілля в “замкнених зонах”, які є непроникні для теплового агенту. Сушіння окремих частинок в другому періоді відбувається за рахунок молекулярної дифузії вологи з середини частинки до її поверхні, а видалення вологи за межі шару – за рахунок вимушеної конвективної дифузії.

Враховуючи те, що у першому періоді сушіння випаровування вологи відбувається з поверхні

окремих частинок, а у другому періоді вільна волога відсутня і поверхня частинки є сухою, ми досліджували зовнішній теплообмін між тепловим агентом та сухими і вологими частинками. Експерименти проводили на установці, опис якої наведено в [7]. Для дослідження зовнішнього теплообміну висушену до постійної ваги наважку вугілля завантажували у циліндричний контейнер, виготовлений із теплоізоляційного матеріалу. Щоб температура верхніх і нижніх шарів вугілля була приблизно однаковою, дослідження проводили у “моношарі”. Для цього висота вугілля відповідної фракції бралась рівною $(3...4) \cdot d_{\text{ш}}$, щоб забезпечити рівномірне фільтрування теплового агенту по всій площині контейнера. На висоті 20...30 мм (у залежності від висоти шару) над матеріалом і 20 мм під перфорованою перегородкою встановлювали термопари для вимірювання температури теплового агенту. Вимірювання температури здійснювалося за допомогою термопар ХК і 7-канального вимірювального інтелектуального перетворювача ПВІ-0298 з виводом інформації на персональний комп'ютер. Температура вимірювалась на виході із шару дисперсного матеріалу в трьох точках, у центрі контейнера, на відстані 5 і 25 мм від його стінки та визначалась як середнє арифметичне цих трьох замірів. Над шаром дисперсного матеріалу температура теплового агенту підтримувалась постійною ($t_{\text{ex}} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$) з точністю $\pm 0,5 \text{ }^\circ\text{C}$ за допомогою терморегулятора та контролювалась за допомогою трьох термопар, які так само, як і на виході із шару, розташовувались по площині контейнера в різних точках.

Зовнішній теплообмін теплового агенту із висушеними до постійної маси сухими частинками вугілля

Зафіксовані значення температури теплового агенту на виході із шару сухого вугілля наведені на рис. 1. Коефіцієнти тепловіддачі α для різних фракцій сухого вугілля розраховувались за відомими залежностями наведеними у [8] і представлені на рис. 2.

Середня температура поверхні твердих частинок T_n оцінювалась наступним чином. З рівнянь теплового балансу визначалась середня темпера-

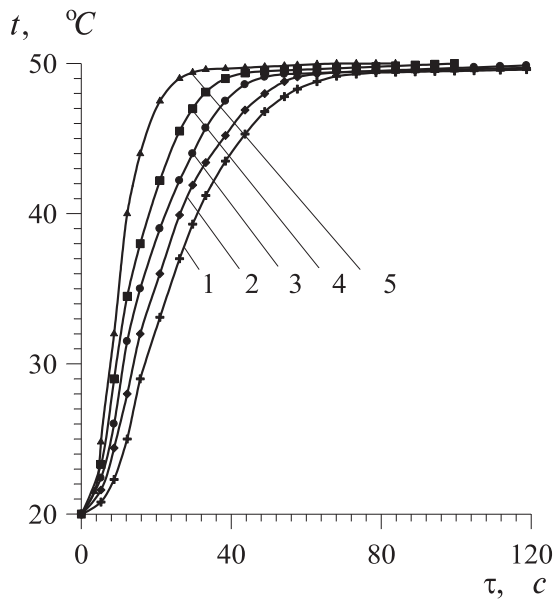


Рис. 1. Зміна температури теплового агента на виході із шару сухого вугілля за фіктивної швидкості потоку (фракція $(0,31...0,63) \cdot 10^{-3}$ м):
 1 – $\omega_0 = 0,597$ м/с; 2 – 1,144; 3 – 1,667; 4 – 2,187;
 5 – 2,702.

тура частинок \bar{T} . Очевидно, що температура поверхні є більшою від середньої температури частинки. Однак експериментально виміряти температуру поверхні частинок вугілля практично неможливо, тому вона оцінювалась на основі аналітичних залежностей для середньої температури та температури на поверхні твердого тіла, наведених в [8] для форми частинок, прийнятих наближеними до кулястої форми. Отримані значення коефіцієнтів тепловіддачі є усередненими по шару у зв'язку з тим, що тепловий агент рухається через криволінійні канали, що утворені частинками шару, поперечний переріз яких змінюється по висоті шару, внаслідок довільного розташування частинок неправильної форми. Це означає, що швидкість теплового агента по відношенню до поверхні частинки буде багаторазово змінюватися, а отже змінюватися буде і локальний коефіцієнт тепловіддачі.

Зростання швидкості приводить до інтенсифікації процесу теплообміну, причому більшому діаметру частинок відповідають більші значення коефіцієнта тепловіддачі α . Узагальнення експериментальних результатів, наведених на рис. 2, проводились за рівнянням [9]:

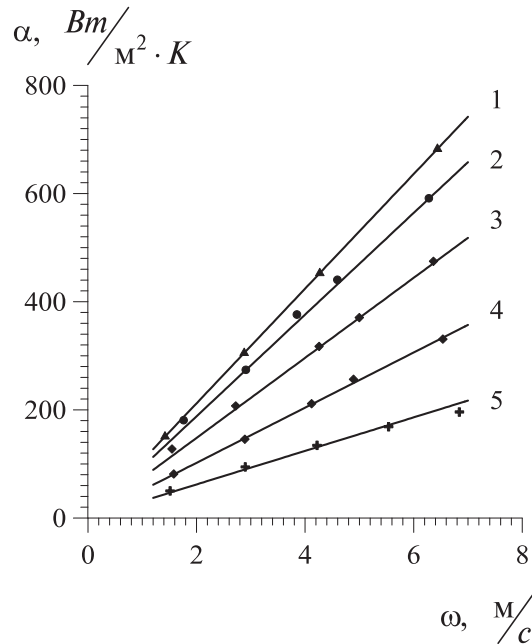


Рис. 2. Залежність коефіцієнта тепловіддачі α від дійсної швидкості для фракцій:
 1 – $(5,0...10,0) \cdot 10^{-3}$ м; 2 – $(2,5...5,0) \cdot 10^{-3}$;
 3 – $(1,25...2,5) \cdot 10^{-3}$; 4 – $(0,63...1,25) \cdot 10^{-3}$;
 5 – $(0,31...0,63) \cdot 10^{-3}$.

$$Nu_e = A Re_e^n Pr^m \quad (2)$$

Враховуючи, що фізичні параметри повітря змінювалися у вузькому діапазоні, приймаємо $Nu_e \sim Pr^{0,33}$ [9].

Для визначення невідомих коефіцієнтів A та n експериментальні значення представлялись залежністю $\frac{Nu_e}{Pr^{0,33}} = f(Re_e)$ у логарифмічній системі координат (рис. 3). Кожна точка одержана як середньоарифметичне значення мінімум трьох експериментів.

Число Нусельта аналогічно, як і коефіцієнт тепловіддачі, залежить від режиму фільтрування теплового агента і розмірів частинок вугілля, що корелюється із даними, наведеними у роботі [10], для різних за розмірами скляних і пластмасових кульок.

Визначені коефіцієнти A та n наведені у таблиці. Значення коефіцієнта A залежить від геометричних розмірів частинок вугілля, а показник степеня n є постійним.

Отримані значення дозволяють розрахувати значення числа Нусельта з точністю $\pm 4,7\%$ в межах зміни числа Рейнольдса, вказаного у таблиці.

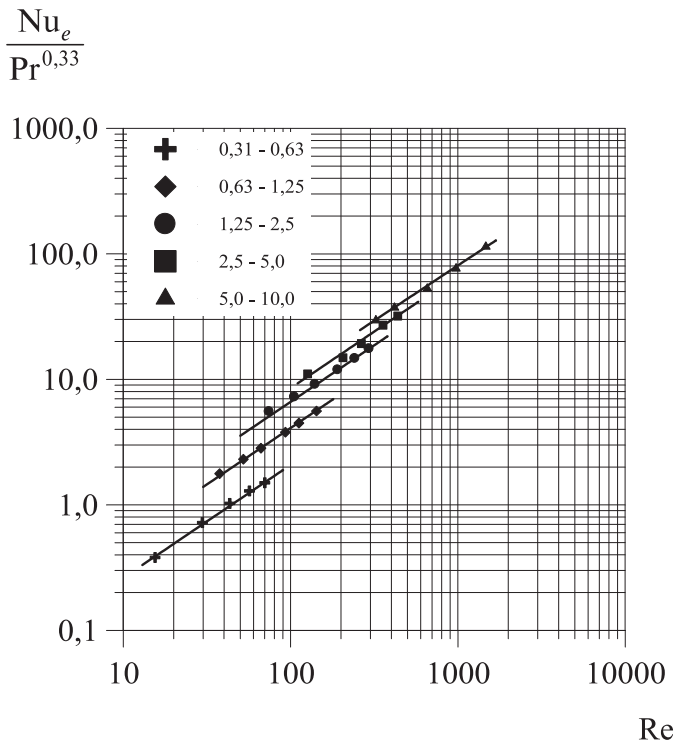


Рис. 3. Результати експериментального визначення коефіцієнтів тепловіддачі у шарі сухого збагаченого вугілля різних фракцій (Позначення відповідають рис. 2).

Як видно з наведених залежностей (рис. 3), на теплообмін мають вплив розміри частинок. Тому для узагальнення експериментальних значень, аналогічно як і для узагальнення гідродинаміки фільтраційного сушіння [11] у критеріальне рівняння (2) доцільно ввести геометричний симплекс $\frac{d_{ч.}}{D_{ан.}}$, щоб врахувати вплив геометрич-

них розмірів частинок і контейнеру на процес теплообміну. Кінцеве рівняння має вид:

$$Nu_e = 2Re_e^{0,9} Pr^{0,33} \left(\frac{d_{ч.}}{D_{ан.}} \right)^{0,76} \quad (3)$$

Таблиця. Значення коефіцієнтів A та n у рівнянні (2) для різних фракцій вугілля

Фракція $\times 10^3$ м	(0,31...0,63)	(0,63...1,25)	(1,25...2,5)	(2,5...5,0)	(5,0...10,0)
Re	10...80	30...150	70...300	120...450	300...1500
A	0,033	0,065	0,1	0,136	0,175
n			0,9		

Отримана залежність дозволяє прогнозувати процес теплообміну з точністю $\pm 9,3\%$, для чотирьох найдрібніших фракцій у межах чисел Рейнольдса вказаних у таблиці. Однак використати залежність (3) для прогнозування теплообміну фракції вугілля $(5,0 \dots 10,0) \cdot 10^{-3}$ м неможливо, похибка сягає майже 96%. Причиною такого відхилення є форма і шорсткість поверхні частинок вугілля. З ростом розмірів частинок зростає різноманітність форм, шорсткість поверхні, кількість та розміри випуклостей і заглиблень, які під час формування шару утворюють грубу, нерівномірну структуру як по висоті, так і по площині контейнера, внаслідок чого по висоті шару утворюються застійні зони непроникні для теплового агента, широкі і у той же час вузькі щілини і великі пори. Відповідно і швидкість фільтрації буде нерівномірною, тому реальний усереднений коефіцієнт тепловіддачі є вдвічі меншим, ніж теоретично розрахований за залежністю (3). Дрібніші фракції утворюють більш рівномірну структуру, тому і точність теоретичного розрахунку є вищою. Крім цього, вугілля на збагачувальних фабриках розділяють за класами крупності. Фракції вугілля, які менші 6 мм належать до класу "штиб", а більше 6 мм до класу "сім'я" [12]. Тому дослідження тепломасообміну і сушіння цих двох класів вугілля доцільно проводити окремо.

Зовнішній тепломасообмін під час фільтраційного сушіння дрібнодисперсного вугілля

Відомо [1], що фільтраційне сушіння носить зональний характер, тому дослідження тепломасообміну вологого вугілля також проводили у моношарі. Контейнер із висушеним до постійної ваги вугіллям зважували і поміщали у ємність із водою для насичення матеріалу вологою протя-

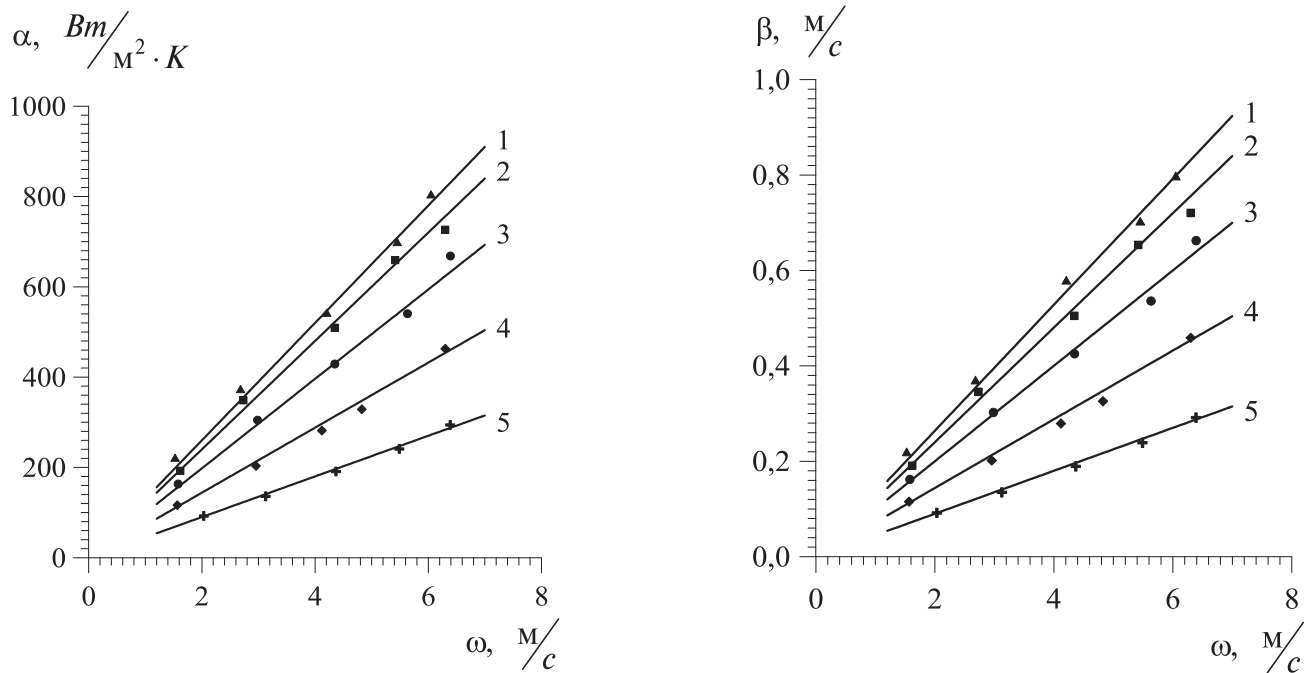


Рис. 4. Залежність коефіцієнтів тепловіддачі α і масовіддачі β від дійсної швидкості ω та фракційного складу вугілля (Позначення відповідають рис. 2).

гом 600 с. Після насичення частинок вугілля вологою, контейнер виймали і вільну вологу, яка механічно утримується між частинками шару видаляли шляхом профільтрування насиченого вологою повітря протягом 10...15 с при перепаді тиску 50...60 Па. Контейнер із вологим вугіллям повторно зважували з точністю до 0,01 г.

Сушіння проводили шляхом фільтрування теплового агента в напрямку “вологий матеріал – перфорована перегородка” протягом 15 с. Час між завершенням сушіння і зважуванням складав 10...12 с. Для виключення випаровування вологи під час зважування контейнер після завершення сушіння закривали кришкою. Результати експериментальних досліджень наведено на рис. 4.

Аналогічно, як для сухого вугілля, коефіцієнт тепловіддачі лінійно зростає із ростом дійсної швидкості, однак для вологого матеріалу коефіцієнт тепловіддачі є приблизно на 20...30 % більшим, ніж для сухого матеріалу, за однакових гідродинамічних умов.

Коефіцієнт масовіддачі і тепловіддачі визначали із кінетичних рівнянь:

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} = \beta \cdot F \cdot \left(x_{нас.} - \frac{x_{нас.} + x_0}{2} \right) \rho, \quad (4)$$

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} \cdot r = \alpha F \left(\frac{t_{вх.} + t_{вих.}}{2} - t_{м.м.} \right). \quad (5)$$

Представлення експериментальних значень α і β у вигляді безрозмірних параметрів показало,

що числові значення $\frac{Nu_e}{\sqrt[3]{Pr}}$ і $\frac{Sh_e}{\sqrt[3]{Sc}}$ є однаковими

і їх залежності від числа Re у логарифмічній системі координат укладаються з достатньою степінню точності на прямі лінії (рис. 5). Різниця полягає лише у геометричних розмірах окремих фракцій, що нами враховано, як і у випадку теплообміну із сухим вугіллям, за допомогою геометричного симплексу $\frac{d_{ч.}}{D_{ан.}}$. Кожна точка на рис. 5

отримана усередненням мінімум 3-х експериментів.

Аналогічно, як і для сухого матеріалу, узагальнення експериментальних значень дозволило представити залежність для визначення коефіцієнтів тепло- і масовіддачі у тонкому шарі вологого вугілля з врахуванням геометричних параметрів шару і апарату у вигляді:

$$Nu_e = 1,62 Re_e^{0,9} Pr^{0,33} \left(\frac{d_{ч.}}{D_{ан.}} \right)^{0,67}, \quad (6)$$

$$Sh_e = 1,62 Re_e^{0,9} Sc^{0,33} \left(\frac{d_{ч.}}{D_{ан.}} \right)^{0,67} \quad (7)$$

Максимальна похибка для чотирьох найдрібніших фракцій складає $\pm 9,6\%$.

Отримані залежності корелюються із значеннями, які наводяться в [13] для кулястих частинок (граніт, пластмаса, скло, свинець, сталь) в нерухомому шарі та для сушіння вугілля (фракції 1–3; 3–5 і 1–5 мм) у вібросушарках з продуванням шару повітрям [14].

ВИСНОВОК

Залежності (6) і (7) дозволяють визначити коефіцієнти тепло- і масовіддачі під час фільтраційного сушіння дрібнодисперсного вугілля у першому періоді і на основі отриманих результатів прогнозувати необхідні затрати теплової енергії. У сукупності із залежностями, які визначають гідродинаміку фільтраційного сушіння [15], вони дозволяють розрахувати оптимальні параметри процесу і експлуатаційні затрати на сушіння, визначити основні конструктивні розміри сушильної установки на етапі проектування сушильного обладнання, приблизно оцінити необхідні капітальні затрати на його виготовлення та встановити економічну доцільність застосування фільтраційного методу сушіння.

ЛІТЕРАТУРА

1. Ханик Я.Н. Фильтрационная сушка плоских проницаемых материалов. – Автореф. дис. доктора техн. наук. Львов, 1992, 36 с.
2. Снежкін Ю.Ф., Боряк Л.А., Шапар Р.О. Вплив процесу сушіння на теплообмін. // Промышленная теплотехника 2003. – Т. 25, №4, – С. 346–349.
3. Сорочинский В.С. Тепломассобмен единичной зерновки в процессах сушки и охлаждения. Труды второй международной научно-практической конференции “Современные энергосберегающие технологии (Сушка и тепловые процессы) СЭТТ-2005” Москва-2005. – Т. 1, – С. 229–232.
4. Рудобахта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. М.: Химия, 1980. – 248с.

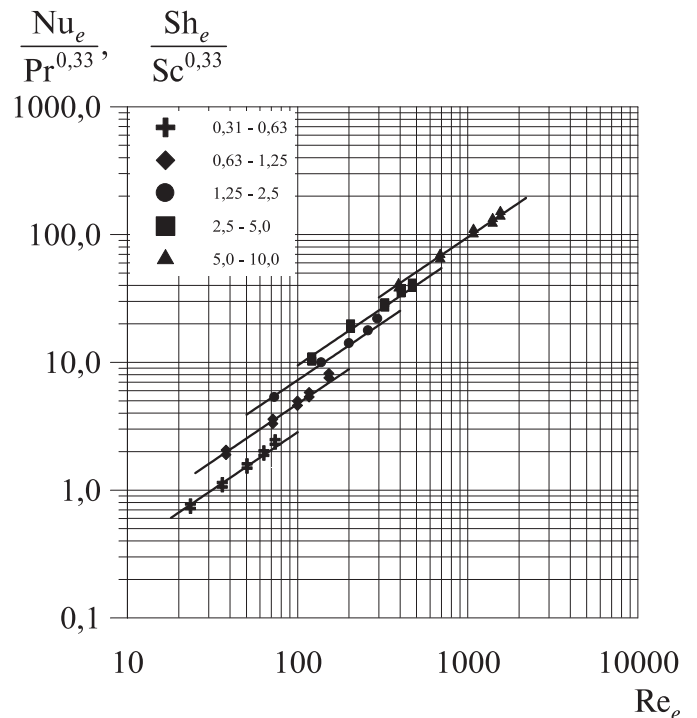


Рис. 5. Узагальнення тепло- і масообміну під час фільтраційного сушіння (перший період) (Позначення відповідають рис. 2).

5. Сажин Б.С., Сажин В.Б. Научные основы техники сушки. М.: Наука, 1997. – 448с.

6. Атаманюк В.М., Ханьк Я.Н. Гидродинамика и кинетика фильтрационной сушки дисперсных материалов. Труды второй международной научно-практической конференции “Современные энергосберегающие технологии (Сушка и тепловые процессы) СЭТТ-2005” Москва-2005. – Т. 2, – С. 208–211.

7. Гідродинаміка процесу фільтраційного сушіння матеріалів, для яких властиве явище сідання / Я.М. Ханик, Я.М. Гумницький, В.М. Атаманюк, П.В. Білей. Науковий вісник: Проблеми деревообробного виробництва. Збірник науко-технічних праць. Вип. 2. – Львів: УкрДЛТУ, 1994. – С. 29–39.

8. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория тепло- и массопереноса. М.; Л: Госэнергоиздат, 1963. – 536 с.

9. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах. М.: Химия, 1981. – 812 с.

10. Кунин Д., Левеншпиль О. Промышленное псевдооживление. США, 1969. Пер. с англ. Под

ред. М.Г. Слинько и Г.С. Яблонского. М.: Химия, 1976. — 448с.

11. Кіндзера Д.П., Ханик Я.М., Атаманюк В.М. Зернистый матеріал. // Гідродинаміка полідисперсного шару. Хімічна промисловість України. — 2002. — №6. — С. 38–42.

12. Тайц Е.М., Андреева И.А. Методы анализа и испытания углей. М.: Недра, 1983. — 301 с.

13. Членов В.А., Михайлов Н.В. Виброкипящий слой. М.: Наука, 1972. — 343 с.

14. Плановский А.Н., Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. М.: Химия, 1979. — 288с.

15. Атаманюк В.М. Фільтраційне сушіння. Гідродинамічний опір полідисперсного шару зернистого матеріалу. // Хімічна промисловість України. — 2004. — №6. — С. 47–51.

Получено 15.05.2006 г.

УДК 001.8:66.047.2

СЛЁЗОВ В.В., КУТОВОЙ В.А.,
НИКОЛАЙЧУК Л.И.

Национальный научный центр “Харьковский физико-технический институт”

К ТЕОРИИ ИСПАРЕНИЯ ВОДЫ ПРИ ТЕРМОВАКУУМНОЙ СУШКЕ

В роботі теоретично досліджено кінетику випарювання вільної води з поверхні у залежності від режимних параметрів сушіння. Одержано та розв'язано основну систему рівнянь, що описують процес випарювання води у квазістаціонарному випадку. Відшукано потік випарюваної води з одиниці площі поверхні за одиницю часу.

В настоящей работе теоретически исследовалась кинетика испарения свободной воды с поверхности в зависимости от режимных параметров сушки. Получена и решена основная система уравнений, описывающих процесс испарения воды в квазистационарном случае. Найден поток испаряемой воды с единицы площади поверхности в единицу времени.

In the present work (paper) the free water evaporation kinetics was theoretically investigated depending on regime drying parameters. The basic system of equations, describing the water evaporation process in a stationary case has been developed and solved. The evaporated water flow from the unit surface in the unit of time has been found.

C_V^g — теплоёмкость на молекулу в газе;
 J_0 — внешний поток теплоты;
 J — поток теплоты на единицу площади в единицу времени испаряемых молекул воды;
 n — плотность паров воды;
 q — скрытая теплота парообразования;
 P_0 — давление насыщенных паров;

R_H — мощность насоса;
 S — площадь камеры;
 T — температура;
 δ — коэффициент полезного действия;
 η — коэффициент теплопередачи;
 ξ — толщина слоя воды;
 $\dot{\omega}$ — объёмная скорость откачки.

Введение

Как известно, процесс сушки различных объектов как неорганических, так и органических материалов и сырья является во многих случаях одним из важных звеньев технологических процессов. Освобождение от избыточной воды различного сырья в процессе сушки улучшает техни-

ческие характеристики неорганических материалов, во многих случаях делая их более долговечными и работоспособными. То же можно сказать и об органическом сырье, в том числе и о растительном. Для растительного сырья наиболее важным является получение его при сушке экологически чистым с наибольшим сохранением его полезных веществ, возможностью длительного