

УДК 662.8.057/71:001.8

## МЕТОДИ ТА РЕЗУЛЬТАТИ ТЕОРЕТИЧНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ СУШІННЯ СИРОВИНИ ДЛЯ ТВЕРДИХ БІОПАЛИВ

**В. Дубровін**, д-р техн. наук, професор, **О. Єременко**, канд. техн. наук,  
**С. Виговський**, **М. Дахно**,  
*Національний університет біоресурсів і природокористування України*

*Розроблено методи теоретичних досліджень процесу сушіння біомаси для виробництва твердих біопалив, проведені розрахунки сушарки.*

**Ключові слова:** *біомаса, сушіння, методи, теоретична сушарка, розрахунки.*

**Суть проблеми.** Основними технологічними напрямками отримання теплової і енергії з біомаси є пряме спалювання, газифікація і піроліз [1-3]. За прогнозом світової енергетичної ради [4], частка біомаси для енергетичних потреб до 2020 р. може досягти 650-800 млн тонн умовного палива (у.п.) на рік, що складе 42-46 % від загальної частки викопних палив. Вторинна біомаса має відносно високу теплотворність (10-19 МДж/кг) та сприятливіші екологічні показники. Експертні оцінки [1, 3, 5] паливно-енергетичних ресурсів України свідчать, що економічно доцільний потенціал біомаси для виробництва біопалив становить 17 млн. тонн у.п./рік.

Стрімкого розвитку набуває виробництво твердих видів біопалив, наприклад, споживання пелет у світі на сьогодні сягає 15 млн. тонн [5]. Такі виробництва не потребують відносно великих інвестицій і впроваджуються на підприємствах різних потужностей. Сировиною для твердого біопалива є побічна продукція і відходи аграрних підприємств (незернова частина врожаю, залишки переробки тощо), відходи лісозаготівлі та деревообробки, матеріали енергетичних насаджень [1-5]. На якість твердих біопалив суттєво впливають фізико-механічні властивості, ступінь подрібнення і вологість сировини. Так, за вологості біосировини понад 14 % зменшується щільність пелет і брикетів, а внаслідок випаровування після пресування виникають тріщини, що знижує міцність і тепловіддачу виробів [1-3, 5]. Разом з тим відомо [1-3, 5], що на сушіння біосировини витрачається до 15 % виробничих енергоресурсів, а тепловикористання в багатьох сушильних установках не перевищує 70 %.

Отже, підвищення енерготехнологічної ефективності процесів сушіння біомаси для виробництва твердих біопалив є актуальним напрямком досліджень, а визначення методичних основ видалення вологи з біосировини є одним із шляхів вирішення цього проблемного питання.

**Аналіз останніх досліджень і публікацій.** Тверді вологі матеріали поділяють на капілярні-пористі, колоїдні і капілярно-колоїдні тіла [5, 6]. Твердопаливну біосировину варто віднести до останньої групи. В природних умовах стінки капілярів біомаси еластичні. В стані вторинної біомаси при поглинанні вологи матеріал набухає, а при висушуванні - стискується, але в багатьох випадках зберігає пружні властивості [6, 7].

Вологу з матеріалів видаляють трьома способами, а саме: механічним (відтискання вологи у пресах чи центрифугах), фізико-хімічним (застосування волого-відбірних або зневоднювальних засобів) і тепловим [7-9]. На твердопаливних виробництвах для зневоднення вторинної біомаси найбільшого поширення набув тепловий спосіб конвективного сушіння, фізична сутність якого полягає у суміщенні теплового і дифузійного процесів, коли волога дифундує із середніх шарів матеріалу до його поверхні, виносячи з продукту значну кількість теплової енергії [7, 9, 10]. Біосировина безпосередньо контактує з потоком сушильного агента (нагріте повітря, топкові або інертні гази, суха пара, а також суміші їх з повітрям), а волога при цьому випаровується за допомогою теплоти газу [7-10].

Таким чином, проведений аналіз свідчить, що теоретичні дослідження процесів сушіння досить поглиблена тема наукової діяльності в багатьох галузях, але розглянуті фундаментальні праці [6-8, 10] не конкретизують явище сушіння біомаси, наприклад, подрібнених стеблових або деревних матеріалів, для виробництва біопаливних гранул і брикетів. Тому дана робота присвячена розробці методичних основ розрахунку процесів і засобів для сушіння біопаливної сировини.

**Мета дослідження** передбачає підвищення ефективності виробництва твердих біопалив шляхом визначення основних розрахункових методів процесу сушіння твердопаливної біосировини.

**Виклад основного матеріалу дослідження.** Теоретичні дослідження процесів конвективного сушіння, в т. ч. біомаси, ґрунтуються на застосуванні методів математичного і графічного моделювання. Для аналізу процесів сушіння біосировини доцільно ввести поняття про теоретичну сушарку, яка працює без додаткового підведення теплоти у сушильну камеру. Теплота, що виділяється під час охолодження повітря, витрачається лише на випаровування вологи з матеріалу, а тому вона разом з паром надходить у повітря. Розрахувати теоретичну сушарку – це означає визначити питомі та задані витрати теплоти і повітря на висушування, а також інші параметри, потрібні для розрахунку калорифера, сушильної камери і вентилятора.

За технологічним призначенням і напрямками руху сушильного агента (теплоносія) теоретичні конвективні сушарки можна поділити на такі типи:

- прямоточні з видаленням вологи з матеріалу і викидом її в атмосферу;
- з частковою рециркуляцією теплоносія;
- з багатоступінчастим підігріванням повітряної суміші (газу);
- з замкнутою циркуляцією теплоносія.

Для сушіння сировинної біомаси доцільно застосовувати сушильні установки перших двох типів (рис. 1).

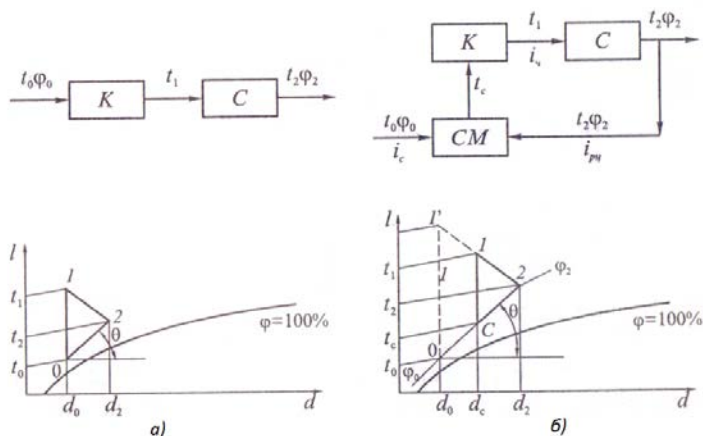


Рисунок 1 – Структурні схеми конвективних сушарок біосировини і діаграми процесу сушіння

В прямоточній сушильній установці повітря з параметрами  $t_0$ ,  $\varphi_0$  (відносна вологість),  $d_0$  (вологовіст сухого повітря),  $i_0$  (теплістікість повітря) надходить в калорифер, де підігрівається до температури  $t_1$ . Оскільки нагрівання повітря не супроводжується збільшенням вологовмісту, процес підігрівання йде по лінії  $d = const$  до перетинання з лінією заданої температури  $t_1$  (точка 1), що характеризує параметри при вході у сушарку.

У теоретичній сушарці, коли втрати тепла в навколишнє середовище компенсуються теплом, внесеним із висушуванням матеріалом, процес сушіння йде по лінії постійної теплістікості повітря ( $t = const$ ). Лінія 1-2 проводиться під кутом  $45^\circ$  до перетину з лінією  $t_2$ . Таким чином, кількість вологи, випаровуваної 1 кг сухого повітря крізь сушарку, дорівнює  $d_2 - d_0$  а витрата тепла на підігрівання вологого повітря дорівнюватиме  $i_1 - i_0$ .

Матеріальний баланс конвективного сушіння біосировини передбачає визначення кількості випарованої вологи і витрати сушильного агента. При впорядкуванні балансу за сушильним матеріалом використовують вологість  $w^E$  і вологовміст  $w^\circ$  сировини. Позначивши через  $G_1$  і  $G_2$ , витрати вихідної і висушеної біосировини, а через  $w_1$  і  $w_2$  – відповідно вологості, отримаємо рівняння матеріального балансу:

$$G_1(1 - w_1) = G_2(1 - w_2); \quad G_2 = G_1 - W \quad (1)$$

Використовуючи зв'язок між вологістю матеріалу  $w$  (масові частки) і вологовмістом  $w^\circ$ , маємо:

$$w = \frac{W}{m_c + W} = \frac{W^o}{1 + W^o}, \quad (2)$$

де  $m_c$  – маса абсолютно сухого тіла, кг.

Волога в процесі сушіння у вигляді пари надходить у сушильний агент, вологовміст якого підвищується. Для газової фази достовірне рівняння:

$$Lx_1 - W = Lx_2, \quad (3)$$

де  $L$  — витрата абсолютно сухого газу, кг/с;

$x_1$  і  $x_2$  — вологовміст газу відповідно на вході й виході із сушильної камери в розрахунку на 1 кг абсолютно сухих газів, кг.

З рівняння (3) витрати абсолютно сухого газу для сушіння становлять

$$L = \frac{W}{X_2 - X_1}. \quad (4)$$

Питомі витрати повітря  $l$  (витрати на 1 кг вологи) дорівнюють

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_1}. \quad (5)$$

Оскільки повітря, проходячи крізь калорифер, не поглинає і не віддає вологи, його вологовміст в калорифері лишається незмінним, отже,  $x_1 = x_o$ .

$$\text{Тому} \quad l = \frac{1}{x_2 - x_o}. \quad (6)$$

Рівняння (6) є **основним рівнянням** матеріального балансу конвективного сушіння. Із рівняння видно, що витрата повітря збільшується із збільшенням  $x_o$ . Вологовміст зовнішнього повітря в літній час більший порівняно із зимовим, тому вентилятор розраховують для літніх умов роботи сушарки.

Також встановлено, що питома витрата абсолютно сухого газу залежить тільки від різниці вологовмісту відпрацьованого і свіжого сухого газу.

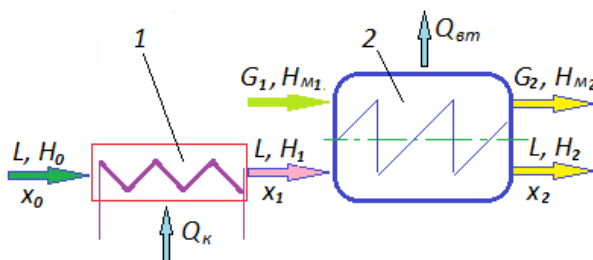
Важливою частиною методики розрахунків конвективного сушіння біомаси є визначення теплового балансу. Для всталеного процесу рівняння теплового балансу виражає однаковість кількості теплоти, що надходить у сушильну установку, і теплоти, що виходить з неї.

Надходження теплоти в систему сушіння (рис. 2) є такими:

- зі свіжим повітрям у калорифер вноситься теплоти  $L \cdot H_o$ , де  $H_o$  – ентальпія (тепловміст) повітря;
- від джерела теплоти в калорифері  $Q_k$ ;
- додаткова теплота, що вводиться в сушильну камеру  $Q_{\text{Дод}}$ ;

- з вологою біомасою ( $G_1 C_{\text{бм}} \theta_1$ , де  $G_1$  – маса сировини, що подається за одиницю часу на сушіння, кг/с;  $C_{\text{бм}}$  – теплоємність біомаси, Дж/(кг·К);  $\theta_1$  – температура сировини до висушування, К).

Сушильний агент після отримання теплової енергії  $Q_K$  у калорифері (теплогенераторі) 1 (рис. 2) проходить крізь сушильну камеру 2, рухаючись проточітно або протитечітно відносно біосировини.



1 – теплогенератор (калорифер); 2 – сушильна камера  
Рисунок 2 – Принципова схема теплового балансу конвективної сушарки

Позначимо параметри сушильного агента до калорифера як  $x_0, H_0$ , після калорифера –  $(x_1, H_1)$ , після сушильної камери –  $(x_2, H_2)$ .

Волога біомаса  $G_1$  (кг/с) при проходженні сушарки змінює свою ентальпію від  $H_{M1}$  до  $H_{M2}$ . Вважаючи ентальпію вологої маси такою, що складається з ентальпії висушеної біомаси і вологи, що міститься в сировині, одержимо потік теплової енергії, що входить із біосировиною в сушарку:

$$G_1 H_{M1} = G_2 C_{\text{бм}} \theta_1 + W C_e \theta_1, \quad (7)$$

де  $C_{\text{бм}}$  – теплоємність біосировини, Дж/(кг·К);  
 $\theta_1$  – температура сировини, що надходить у сушарку, К;  
 $C_e$  – теплоємність вологи, Дж/(кг·К).

Тоді потік теплоти, що залишає сушарку з сировиною, становить:

$$G_2 H_{M2} = G_2 C_{\text{бм}} \theta_2, \quad (8)$$

де  $\theta_2$  – температура біосировини після сушильної камери, К.

Враховуючи всі компоненти, що надходять з сушильним агентом  $L H_1$ , з вологою біомасою  $G_1 H_{M1}$ , а також що втрачаються з сушильним агентом  $L H_2$ , з висушеною сировиною  $G_2 H_{M2}$ , втрати теплоти назовні  $Q_{\text{вт}}$ , отримуємо рівняння теплового балансу процесу конвективного сушіння:

$$Q_K + L H_0 + G_2 C_{\text{бм}} \theta_1 = L H_2 + G_2 C_e \theta_2 + Q_{\text{вм}}. \quad (9)$$

Якщо сушильна система обладнана додатковим калорифером (рис. 1), то в рівнянні (9) передбачається додаткова величина  $Q_{\text{дод}}$  теплової енергії. Окрім того, в сушарках різних типів є засоби для переміщення сировини, наприклад, стрічкові транспортери, шнеки, лопатеві органи, насадки тощо. Тому рівняння теплового балансу має такий остаточний вигляд:

$$(Q_{\kappa} + Q_{\text{дод}}) = L(H_2 - H_o) + G_2 C_{\text{бм}} (\theta_2 - \theta_1) + G_{\tau} C_{\tau} (\theta_{\text{мк}} - \theta_{\text{мн}}) - W C_e \theta_1 + Q_{\text{вт}}, \quad (10)$$

де  $G_{\tau}$  – маси транспортних пристроїв, що проходять через сушильну камеру в одиницю часу, кг/с;

$C_{\tau}$  – теплоємність матеріалу пристроїв, Дж/(кг·К);

$\theta_{\text{мк}}, \theta_{\text{мн}}$  – кінцева і початкова і температури транспортних пристроїв, К.

Розділивши рівняння (10) на витрати з вологи  $W$ , одержимо вираз питомої витрати теплоти, тобто віднесеної до 1 кг випровоаної вологи:

$$(q_{\kappa} + q_{\text{дод}}) = l(H_2 - H_o) + q_{\text{бм}} + q_m + q_{\text{вт}} - C_e \theta_1, \quad (11)$$

де  $q_{\text{бм}}$  – питома витрата теплоти на нагрівання висушеної біомаси;

$q_m$  – питома витрата теплоти на нагрівання транспортних пристроїв;

$q_{\text{вт}}$  – питомі втрати теплової енергії.

Підставляючи значення питомої витрати теплоти  $q_{\kappa} = l(H_1 - H_o)$  у вираз (11) і провівши математичні перетворення, маємо:

$$l(H_2 - H_1) = (q_{\text{дод}} + C_e \theta_1) - (q_{\text{бм}} + q_m + q_{\text{вт}}). \quad (12)$$

Позначивши праву частину рівняння (12) через  $\Delta$ , враховуючи, що  $l = \frac{1}{X_2 - X_o}$ , отримуємо рівняння внутрішнього теплового балансу сушарки, що на графіку є прямою лінією

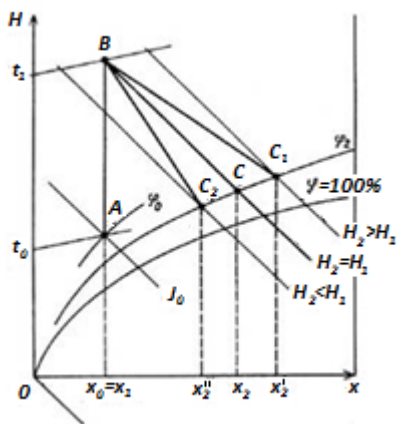
$$\frac{H_2 - H_1}{X_2 - X_o} = \Delta. \quad (13)$$

Проведений аналіз свідчить про те, що математичний вираз (13) характеризує, в яку сторону і наскільки процес зміни параметрів газу в сушарці відхиляється від ізотальпійного процесу сушіння.

На відміну від конвективного сушіння, контактне сушіння, де зазвичай використовують насичену водяну пару, реалізується шляхом передачі теплоти від теплоносія до матеріалу через роздільну стінку.

Наведений аналітичний спосіб на отриманих вище рівняннях матеріального і теплового балансів дозволяє визначати витрати сушильного агента і теплоти. Проте існує більш простий і наочний графоаналітичний метод, що полягає у використанні діаграми  $H$ - $x$ . За допомогою такої діаграми з'ясовують, як будуть змінюватися параметри сушильного агента (повітря або димових газів) при його послідовному проходженні через калорифер і сушильну камеру, а також визначають витрати і необхідну кількість теплової енергії на сушіння. Розглянемо метод побудови процесу конвективного сушіння на діаграмі  $H$ - $x$ .

Процес нагрівання повітря в калорифері, що протікає від вихідних параметрів ( $t_0$ ,  $\varphi_0$  – відносна вологість) до початкового стану в сушильній камері ( $t_1$ ,  $H_1$ ,  $x_1$ ), характеризується вертикальною лінією  $AB$  (рис. 3), тому що вологовміст у калорифері не змінюється ( $x_0 = x_1$ ).



$AB$  – зміна параметрів у калорифері;  $BC$ ,  $BC_1$  і  $BC_2$  – зміна параметрів у сушильній камері при  $\Delta = 0$ ,  $\Delta > 0$  і  $\Delta < 0$  відповідно

Рисунок 3 – Діаграма  $H$ - $x$  процесу конвективного сушіння біосировини

Під час сушіння перемінними є всі параметри, що характеризують стан газової суміші, а зміна ентальпії і вологовмісту описується рівнянням (13), що у більш загальному вигляді можна записати так:

$$\frac{H - H_0}{X - X_0} = \Delta . \quad (14)$$

З діаграми видно, що внутрішнім балансом сушильної камери (величина  $\Delta$ ) є нахил ліній сушіння. Залежно від  $\Delta$  лінія реального сушильного процесу може зайняти одне з трьох можливих положень. Величину  $\Delta$  знаходять за допомогою виразів (12) і (13).

Сушіння при  $\Delta = 0$  (тобто при постійній ентальпії повітря  $H_2 = H_1$ ) можливе в двох випадках:

- при так званому «теоретичному сушінні», коли процес є адіабатичним, тобто  $q_{\text{бм}} = 0$ ,  $q_m = 0$ ,  $q_{\text{ем}} = 0$ ,  $q_{\text{од}} = 0$ ,  $\theta_1 = 0$ ;

- при протіканні реального процесу, коли питомі витрати теплоти на нагрівання біомаси ( $q_{\text{бм}}$ ), транспортних пристроїв ( $q_m$ ) і питомі втрати теплоти ( $q_{\text{ем}}$ ) компенсуються підведенням додаткової теплової енергії ( $q_{\text{од}}$ ) і добутком  $C_6\theta_1$ :

$$C_6\theta_1 + q_{\text{од}} = q_{\text{бм}} + q_m + q_{\text{ем}}. \quad (15)$$

В умовах теоретичного сушіння волога з біосировини при  $\Delta = 0$  випаровується за рахунок теплоти газу, що прохолоджується, ентальпія якого залишається постійною, тому що спад теплоти компенсується ентальпією пари вологи, що переходить у газовий стан.

Таким чином, для визначення величини кінцевого вологовмісту повітря  $x_2$  як значення, що відповідає точці перетинання лінії з відомим параметром вологого газу на виході із сушильної камери ( $t_2$ ,  $\varphi_2$ ), визначають величину  $\Delta$ , побудувавши лінію реального сушильного процесу за допомогою рівняння (14), задавшись довільним значенням  $H$  (або  $x$ ).

Застосовуючи наведені методи розрахунків конвективного сушіння біосировини для подальшого пресування у пелети чи брикети, визначимо показники роботи перспективної секційної сушарки з лопатевими робочими органами ГТСК -0,6/4 [5, 9] промислової інжинірингової групи ІСК Group. Сушінню підлягає подрібнений стебловий матеріал просапних культур або аналогічний за фізичними показниками матеріал - тріска м'яких порід дерев:

Вихідні дані для розрахунків наступні:

- початкова вологість біосировини  $u_1 = 60$  %;
- кінцева вологість сировини  $u_2 = 10$  %;
- відносна вологість повітря  $\varphi_0 = 0,7$ ;
- температура повітря в приміщенні  $t_0 = 25^\circ\text{C}$ ;
- температура гарячого повітря на виході  $t_1 = 75^\circ\text{C}$ ;
- тривалість сушіння одного завантаження 0,16 год
- товщина шару завантаження 320 мм;
- сушарка має 3 камери (секції) розміром 1,4x1,8x2,0 м.

Результати розрахунків конвективної камерно-секційної сушарки.





Точка  $C$  характеризує параметри повітря  $H_2$  і  $t_2$  при виході з сушарки. З точок  $A$  і  $C$  опускаємо вертикалі й одержуємо значення вологовмісту  $x_0$  і  $x_2$ .

У нашому випадку вологовміст калорифера  $x_0 = 0,01$  кг/кг і вологовміст сушарки  $x_2 = 0,02$  кг/кг. Тому витрати повітря на сушіння дорівнюють

$$m'_{нов} = \frac{43}{0,02 - 0,01} = 4300 \text{ кг.}$$

У точках  $A$  і  $B$  знаходимо теплоємність калорифера:  $H_0 = 4,62 \cdot 10^4$  Дж/кг і  $H_1 = 10,3 \cdot 10^5$  Дж/кг.

Визначаємо кількість теплової енергії:

$$Q' = 4300 \left( (10,3 \cdot 10^5 - 4,65) \cdot 10^5 \right) = 1,8 \cdot 10^2 \text{ МДж.}$$

6. При розрахунку витрат тепла за цикл сушіння враховано втрати тепла через ізоляцію в навколишнє середовище:  $Q_{вт} = 920 \cdot 3600 \cdot 0,16 = 530 \text{ кДж}$ . Втрати тепла на нагрівання сушильної камери при безупинній роботі можна не враховувати. Тоді витрати на 1 кг

$$\text{повітря } \frac{\Delta H}{m} = \frac{530 \cdot 10^3}{4300} = 123 \text{ Дж/кг.}$$

7. Після того, як підраховано втрати, будуємо реальний процес сушіння на діаграмі  $H$ - $x$ . Відклавши в масштабі величину втрат по лінії  $C'D$  і потім з'єднавши точки  $D$  і  $B$  прямою лінією, на перетині з ізотермою  $t_2$  одержимо точку  $C$ . Опустивши вертикаль на вісь абсцис, знайдемо дійсний вологовміст повітря  $x_2 = 0,017$  кг/кг.

$$\text{Реальні витрати повітря } m_{нов} = \frac{53,8}{0,017 - 0,01} = 7686 \text{ кг, годинні витрати}$$

$$\text{повітря } m_{нов} = \frac{7686}{0,16} = 48037 \text{ кг/год. Тоді витрати тепла в реальній}$$

$$\text{сушарці } Q_{суш} = 58,2 \text{ МДж/год.}$$

8. За результатами розрахунків питомі витрати повітря на 1 кг видаленої вологи становили 2,6 кг/кг. За довідниковими даними питомі витрати повітря для таких сушарок становлять 2,8 кг/кг. Ця розбіжність пояснюється тим, що не враховані втрати тепла на нагрівання біосировини і нагрівання камери.

### Висновки:

1. Біомаса на сьогодні є четвертим за значенням паливом у світі, що дає близько 1250 млн тонн у.п. на рік, що становить приблизно 15 % усіх первинних енергоносіїв, а в деяких країнах цей показник перевищує 30 %. Згідно з програмою «Енергетична стратегія України на період до 2030 р. і подальша перспектива» передбачено частку біомаси в 2020 р. в системі паливної енергетики 7,8 % (6,3 млн. тонн у.п.).

2. Твердопаливні виробни з біомаси – пелети і брикети набувають в більшості країн світу та в Україні суттєвої значущості як предмет виробничо-економічної діяльності, а також як високотехнологічне, екологічно безпечне та економічно вигідне джерело теплової енергії. За підрахунками фахівців щорічно споживання зазначеного біопалива в світі зростає на 15-17 % і у 2020-2025 рр. цей попит складає 45-50 млн. тонн/рік.

3. Невід’ємною технологічною операцією виробництва пелет і брикетів є видалення надлишків вологи з біосировини до оптимальних значень вмісту вологи – 10-12 %. Це сприяє ефективному проведенню процесу сухої екструзії, коли за великого тиску 25-30 МПа між частинками біомаси виникає молекулярне зчеплення, а пружна деформація переходить у пластичну.

4. Твердопаливна біосировина, як об’єкт для сушіння, має складну природну структуру, зумовлену її первинним походженням, фізичним станом тощо. Тому потрібно враховувати ці фактори в процесі конвективного сушіння – найбільш використовуваного для обробки біомаси (в основному до 70 %), в барабанних та конвеєрних сушильних установках.

5. Теоретичний процес сушіння з одноразовим використанням повітря описується основним рівнянням матеріального балансу і називається основним або нормальним. Більш ефективним (на 18-26 %) і більш якісним є спосіб повернення (рециркуляції) частини відпрацьованого тепла. В сушарці з рециркуляцією кількість циркулюючого повітря збільшується у 1,3-1,9 раза.

6. Для аналізу у графічній інтерпретації побудовано процеси сушіння біомаси в теоретичній та перспективній секційно-камерній сушарках на діаграмах *H-x*. За результатами розрахунків питомі витрати повітря на 1 кг видаленої вологи становили 2,6 кг/кг, що свідчить про високу технологічну ефективність даної сушильної установки.

### **Література**

1. Біоенергія в Україні – розвиток сільських територій та можливості для окремих громад: науково-методичні рекомендації / [В.О. Дубровін, М.Д. Мельничук, Ю.Ф. Мельник та ін.] – К: НУБіП України, 2009. – 122 с.

2. Симборський А.І. Сучасний стан і перспективи використання біотехнологій для виробництва електричної і теплової енергії в Україні / А.І. Симборський / Проблеми загальної енергетики. – 2004. - № 11, - С. 14-21.

3. Технології та обладнання для використання поновлюваних джерел енергії в сільськогосподарському виробництві: посібник / [В. Кравчук, В. Таргоня, М. Луценко, Т. Бабинець та ін.] / За ред. В.І. Кравчука, В.О. Дубровіна – Дослідницьке: УкрНДППВТ ім. Л. Погорілого, 2010. – 184 с.

4. Hall D.O. Biomass as a Modern Fuel. Environmental Impacts of Bioenergy / D. Hall, J. House // IEA Bioenergy Agreement Seminar. – Denmark: Shekkersten, September 1993. – P. 81-114.

5. Розробки технологій та техніки для виробництва твердого біопалива [електронний ресурс]. Режими доступу до журн.: [www.bioesurs.com.ua/](http://www.bioesurs.com.ua/);

[www.ick.ua](http://www.ick.ua); [www.pelletsgold.com/](http://www.pelletsgold.com/); [www.evrobriket.ru](http://www.evrobriket.ru); [www.briketmal.kiev.ua](http://www.briketmal.kiev.ua);  
[www.testmer.com.pl](http://www.testmer.com.pl); [www.technogelion.ru](http://www.technogelion.ru); [www.ecology-energy.ru](http://www.ecology-energy.ru)

6. Лыков А.В. Теория сушки / А.В. Лыков. - М.: Энергия, 1968. – 472 с.

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

8. Богомолов О.В. Курсове та дипломне проектування переробних і харчових підприємств: навч. посібник / О.В. Богомолов, П.В. Гурський, В.П. Богомолова. – Х.: Еспада, 2005. – 432 с.

9. Єременко О. Аналітичні дослідження конструкцій сушарок біомаси для виробництва твердого біопалива / О. Єременко, І. Старовойт // Техніко-технологічні аспекти розвитку та випробування нової техніки і технологій для сільського господарства України: збірник наук. праць. – Дослідницьке: УкрНДІПВТ ім. Л. Погорілого, 2012. – Вип. 16 (30), кн. 2. – С.350-359.

10. Шалугін В.С. Процеси та апарати промислових технологій: навч. посібник / В.С. Шалугін, В.М. Шмандій. – К.: Центр учбової літератури, 2008. – 392 с.

### ***Аннотація***

*Разработаны методы теоретических исследований процесса сушки биомассы для производства твердых биотоплив, проведены расчеты сушки.*

### ***Summary***

*The methods of theoretical researches of biomass drying process for the production of hard biological fuels are developed, the calculations of dryer are conducted.*