

УДК 620.92:66.045.3:624.131.6

М.О.Будько (Національний технічний університет України "КПІ", Київ), **А.Г.Грицай**, канд.фіз.-мат.наук,
Г.Г.Дідківська (Ін-т відновлюваної енергетики НАН України, Київ)

Теплоперенос у реакторі переестерифікації періодичної дії з рівномірно розподіленими джерелами теплоти змінної інтенсивності

Наведено наближений метод розв'язання задачі теплопровідності з внутрішніми рівномірно розподіленими джерелами теплоти змінної потужності, яка виникає при визначенні температурного режиму реакторів періодичної дії при переестерифікації рослинних олій у біодизпаливо. Представлено результати розрахункового аналізу динаміки зміни поточної температури реагуючої суміші від часу та об'єму реактора.

Приведен приближенный метод решения задачи теплопроводности с внутренними равномерно распределенными источниками теплоты переменной мощности, которая имеет место при определении температурного режима реакторов периодического действия при переэтерификации растительных масел в биодизтопливо. Представлены результаты расчетного анализа динамики изменения текущей температуры реагирующей смеси от времени и объема реактора.

Ефективність процесу перетворення рослинних олій у біодизпаливо залежить від розподілу в об'ємі реактора переестерифікації та динаміки зміни з часом температури реагуючої суміші. Зазначені параметри з певним наближенням, пов'язаним зі схематизацією реального процесу, можна визначити, використовуючи математичну модель теплопереносу з рівномірно розподіленими джерелами теплоти, наведену в роботі [1]. Цією математичною моделлю є рівняння нестационарного кондуктивного теплопереносу в однорідному середовищі з внутрішніми джерелами теплоти, яке має сталі теплофізичні параметри. Для надання однозначності сформульованій задачі на зовнішніх границях задано граничні умови першого роду. Інтенсивність джерела теплоти задано у вигляді загальних рівнянь термохімії та кінетики хімічних процесів. Коли інтенсивність джерела теплоти є сталою з часом, то ця умова наближено описує реальне тепловиділення, яке, згідно з [2–5], зменшується впродовж усього процесу переестерифікації.

Метою цієї роботи є розроблення методу розв'язання задачі кондуктивного теплопереносу в однорідному середовищі з внутрішніми джерелами теплоти, інтенсивність тепловиділення яких залежить від часу, а також аналіз динаміки зміни температури реагуючої суміші від часу та об'єму реактора переестерифікації періодичної дії.

Запишемо математичну модель кондуктивного теплопереносу з рівномірно розподіленими джерелами теплоти у вигляді:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{q_{\text{дж}}}{\rho \cdot c}, \quad (1)$$

$$T \Big|_{r=R} = T_{\text{ст}} = \text{const}; \quad T \Big|_{t=t_0} = T_0; \quad (2)$$

$$\frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{r=0} \neq \infty; \quad q_{\text{дж}} \Big|_{t>0} \neq \text{const},$$

де T – температура реагуючої суміші; r – поточна координата; ρ , c – відповідно густина і теплоємність реагуючої суміші; R – радіус реактора переестерифікації; $T_{\text{ст}}$ – температура на стінці реактора; $q_{\text{дж}}$ – інтенсивність тепловиділення внутрішніх джерел теплоти; t – час; 0 – початкове значення.

До математичної моделі (1), (2) входить величина $q_{\text{дж}} \neq \text{const}$. На жаль, на цей час немає прийняттого виразу для визначення $q_{\text{дж}}$. В літературі [2, 3, 6–8] висловлено гіпотезу про те, що інтен-

сивність тепловиділення у хімічному процесі пропорціональна кількості речовини, що прореагувала. Тоді можна записати:

$$q_{дж} = r_i \cdot \Delta i \cdot x, \quad (3)$$

де r_i – швидкість реакції; Δi – тепловий ефект реакції; x – кількість речовини, що прореагувала.

Підкреслимо, що величина x у формулі (3), згідно з основним законом кінетики, залежить від порядку реакції [2–4]. Так, для отримання виразу, який описує величину x у реакції першого порядку, припустимо, що в початковий момент часу ($t = 0$) концентрація речовини, що визначає швидкість реакції, дорівнює a . Через деякий час вона зменшилась до величини $(a - x)$. Якщо константа швидкості реакції першого порядку дорівнює k_1 , то швидкість реакції в момент часу t буде становити:

$$-\frac{d(a-x)}{dt} = \frac{dx}{dt} = k_1(a-x). \quad (4)$$

Відокремлюючи змінні та інтегруючи в межах від 0 до t і від 0 до x , маємо:

$$\int_0^x \frac{dx}{a-x} = k_1 \int_0^t dt. \quad (5)$$

Після інтегрування отримаємо:

$$\ln \frac{a}{a-x} = k_1 t. \quad (6)$$

Інтегральну формулу (6) часто записують у вигляді:

$$a - x = a \cdot e^{-k_1 t}, \quad (7)$$

або

$$x = a(1 - e^{-k_1 t}). \quad (8)$$

За формулами (3) та (8) обчислюємо зміну з часом інтенсивності джерела тепловиділення для реакції першого порядку:

$$q_{дж}^I = r_i \cdot \Delta i \cdot a(1 - e^{-k_1 t}). \quad (9)$$

Далі отримаємо вираз, який описує величину кількості речовини, що прореагувала у реакції другого порядку. Якщо константа швидкості реакції другого порядку дорівнює k_2 , то рівняння швидкості реакції в момент часу t матиме вигляд [2–4]:

$$-\frac{d(a-x_2)}{dt} = \frac{dx_2}{dt} = k_2(a-x_2)^2. \quad (10)$$

Відокремлюючи змінні та інтегруючи, отримуємо:

$$\frac{1}{a-x_2} - \frac{1}{a} = k_2 t, \quad (11)$$

або

$$\frac{x_2}{a(a-x_2)} = k_2 t. \quad (12)$$

З рівності (12) отримуємо формулу, що описує зміну з часом кількості x_2 речовини, яка прореагувала:

$$x_2 = \frac{a^2 k_2 t}{1 + a k_2 t}. \quad (13)$$

Таким чином, на основі формул (3) та (13) отримуємо залежність зміни з часом інтенсивності джерела тепловиділення для реакції другого порядку:

$$q_{дж}^{II} = r_i \cdot \Delta i \cdot \frac{a^2 k_2 t}{1 + a k_2 t}. \quad (14)$$

Для реакції третього порядку швидкість реакції за умови, що константа швидкості реакції дорівнює k_3 , становитиме:

$$\frac{dx_3}{dt} = k_3(a-x_3)^3. \quad (15)$$

Інтегруючи, маємо:

$$\frac{1}{2} \left[\frac{1}{(a-x_3)^2} - \frac{1}{a^2} \right] = k_3 t, \quad (16)$$

звідки

$$x_3 = a \left[1 \pm (1 / \sqrt{2a^2 k_3 t + 1}) \right]. \quad (17)$$

При всіх $t > 0$ права частина рівності (17) обмежена зверху величиною a , якщо вибрати знак "мінус".

Тоді на основі формул (3) та (17) маємо залежність зміни з часом інтенсивності джерела тепловиділення для реакції третього порядку:

$$q_{дж}^{III} = r_i \cdot \Delta i \cdot a \left[1 - (1 / \sqrt{2a^2 k_3 t + 1}) \right]. \quad (18)$$

Таким чином, використовуючи формули (9), (14), (18), можна обчислити зміну з часом інтенсивності джерела тепловиділення у хімічному процесі для реакції першого, другого і третього порядків. Використання отриманих формул можливе тільки за наявності визначених для конкретної хімічної реакції початкової концентрації та константи швидкості реакції. На жаль, для реакції переестерифікації, що досліджується, згадані величини поки що експериментально не визначені. Тому в математичній моделі кондуктивного теплопереносу в реакторі переестерифікації періодичної дії (1), (2) пропонується в першому наближенні замість виразу для інтенсивності тепловиділення внутрішніх джерел теплоти $q_{дж}$ записати вираз для зміни з часом адіабатичної температури $T_{ад}$. Зазначимо, що під адіабатичною температурою реагуючої суміші розуміють температуру в довільний момент часу, яка зумовлена тільки інтенсивністю внутрішніх джерел теплоти. У записі виразу для адіабатичної температури вважатимемо, що ця температура лінійно змінюється з часом. Тоді маємо:

$$T_{ад} \Big|_{t > t_0} = 0,759 \frac{q_{дж}^0}{c \rho} t, \quad (19)$$

де $q_{дж}^0$ – інтенсивність тепловиділення на початку реакції; 0,759 – числовий параметр графіка лінійної залежності (19).

Таким чином, у рівняннях (2) замість виразу $q_{дж} \Big|_{t > 0} \neq \text{const}$ будемо використовувати рівність (19).

Розв'яжемо задачу (1), (2) з урахуванням виразу (19). Для цього скористаємось відомим принципом суперпозиції, викладеним у роботі [9], а також результатами досліджень [10, 11]. Згідно з принципом суперпозиції дія кожного із джерел теплоти, які розміщені на поверхні або всередині тіла, є незалежною. Таким чином, можна розглядати дію кожного джерела окремо, а остаточний тепловий ефект знаходити, додаючи алгебраїчно дію всіх джерел. Окрім того, і дію окремого джерела можна визначати як складову дію довільної комбінації джерел теплоти, що розташовані в то-

му ж місці і мають ті ж самі температури та інтенсивність, що й вихідне джерело. Тоді розв'язок задачі (1), (2) можна отримати додаванням розв'язків двох задач: однієї – без внутрішніх джерел теплоти, але з початковими та граничними умовами, що відображають зміни температури T_1 :

$$T_1 \Big|_{t = t_0} = T_0; \quad T_1 \Big|_{\substack{r = R \\ t > t_0}} = T_{ст} = \text{const}; \quad (20)$$

другої – з внутрішніми джерелами теплоти, але з нульовими початковими та граничними умовами, що відображають зміни температури $T_{ад}$:

$$T_{ад} \Big|_{t = t_0} = 0; \quad T_{ад} \Big|_{\substack{r = R \\ t > t_0}} = 0. \quad (21)$$

Тоді, згідно з принципом суперпозиції, остаточний розв'язок задачі (1), (2) матиме вигляд:

$$T = T_1 + T_{ад}, \quad (22)$$

де T_1 – температура, яку отримує суміш, що реагує в реакторі переестерифікації періодичної дії, тільки завдяки надходженню теплоти від стінок реактора; $T_{ад}$ – температура, яку отримує суміш, що реагує в реакторі переестерифікації періодичної дії, тільки завдяки надходженню теплоти від внутрішніх рівномірно розподілених в об'ємі джерел теплоти.

Далі визначимо температури T_1 та $T_{ад}$.

Температура T_1 визначається на основі відомого аналітичного розв'язку крайової задачі поширення теплоти теплопровідністю в однорідному тілі:

$$\frac{\partial T_1}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 T_1}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T_1}{\partial r} \right); \quad (23)$$

$$T_1 \Big|_{t = t_0} = T_0; \quad T_1 \Big|_{\substack{r = R \\ t > t_0}} = T_{ст} = \text{const}. \quad (24)$$

Задачу (23), (24) розв'язано методом відокремлення змінних. Її розв'язок у безрозмірних величинах має вигляд [9]:

$$\frac{T_1 - T_{ст}}{T_0 - T_{ст}} = \sum_{n=1}^{\infty} A_n J_0(\mu_n \eta) \cdot \exp(-\mu_n^2 Fo); \quad (25)$$

$$J_0(\mu_n) = 0; \quad A_n = 2 / (\mu_n J_1(\mu_n)),$$

де $J_0(\mu_n)$, $J_0(\mu_n \eta)$, $J_1(\mu_n)$ – функції Бесселя першого роду нульового і першого порядків; μ_n – характеристичні числа; $Fo = \frac{at}{R^2}$ – число Фур'є; $\eta = \frac{r}{R}$ – безрозмірний радіус ($0 \leq \eta \leq 1$).

Права частина рівності (25) є температурним параметром, який визначає відношення температури в даній точці в даний момент часу до початкової температури тіла:

$$\theta = \frac{T_1 - T_{ст}}{T_0 - T_{ст}}. \quad (26)$$

Величина температурного параметра θ змінюється від $\theta=1$ при $Fo = 0$ до $\theta = 0$ при $Fo = \infty$. Цей параметр є безрозмірною величиною.

В роботі [9] з використанням правої частини рівняння (25) виконано розрахунки температурного параметра θ в залежності від числа Фур'є Fo . Обчисливши за наведеними залежностями величини Fo та η , за графіком, наведеним у [9], визначається температурний параметр θ . Це дає змогу обчислити шукану температуру T_1 за формулою, що впливає із залежності (26):

$$T_1 = T_{ст} + \theta(T_0 - T_{ст}). \quad (27)$$

Наявність температури T_1 дає змогу перейти до визначення другого доданку в рівності (22), тобто до визначення температури $T_{ад}$, зумовленої внутрішніми джерелами теплоти. Ця температура обчислюється за залежністю (19).

Наявність температур T_1 та $T_{ад}$ дає змогу за формулою (22) обчислити температуру T реагуючої суміші в реакторі переестерифікації періодичної дії в будь-який момент часу.

З використанням викладеної вище методики та покладеної в її основу формули (22) визначено розподіл температури залежно від радіуса реактора переестерифікації рослинних олій у біодизпаливо та оцінено характер її зміни з часом. Розрахунки проводились для реакції переестерифікації соняшникової олії за таких фізико-хімічних та теплофізичних параметрів процесу: тепловий ефект Δi реакції переестерифікації соняшникової олії дорівнює 346,22 кДж/моль [12]. Згідно з [13] для реагуючої суміші вважаємо: теплоємність – 1,93 кДж/(кг · К) (при 20°C); коефіцієнт теплопровідності $\lambda = 0,167$ Вт/(м · К) (при 20°C); густина – 918 кг/м³ (при 20°C). Температура на стінці реактора $T_{ст}$ дорівнює 40°C, початкова температура реагуючої суміші T_0 дорівнює 20°C. Радіус реактора переестерифікації дорівнює 3 м. Коефіцієнт температуропровідності реагуючої суміші обчислено на основі відомої формули [10, 11]:

$$a = \frac{\lambda}{c \rho} = \frac{0,167 \text{ Вт} / (\text{м} \cdot \text{К})}{1,93 \text{ кДж} / (\text{кг} \cdot \text{К}) \cdot 918 \text{ кг} / \text{м}^3} =$$

$$= \frac{0,167 \text{ Вт} / (\text{м} \cdot \text{К})}{1,93 \text{ кВт} \cdot \text{с} / (\text{кг} \cdot \text{К}) \cdot 918 \text{ кг} / \text{м}^3} =$$

$$= \frac{0,167 \text{ Вт} / (\text{м} \cdot \text{К})}{1930 \text{ Вт} \cdot \text{с} / (\text{кг} \cdot \text{К}) \cdot 918 \text{ кг} / \text{м}^3} =$$

$$= 94 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с}.$$

Інтенсивність тепловиділення внутрішніх джерел теплоти на початку реакції обчислено згідно з формулою:

$$q_{дж}^0 = r_i \cdot \Delta i, \quad (28)$$

де r_i – середня швидкість реакції; Δi – тепловий ефект реакції переестерифікації рослинних олій у біодизпаливо. При цьому для оцінки середньої швидкості реакції переестерифікації використано наближену емпіричну формулу [14]:

$$r_i = 3,13 \cdot 10^{-4} C_A^{1,52}, \quad (29)$$

де C_A – зміна концентрації реагуючої речовини A за секунду, яка згідно з [14] може наближено становити 0,1 кмоль/(м³ · с). Тоді згідно з формулами (28) та (29) маємо:

$$r_i = 3,13 \cdot 10^{-4} \cdot 0,1^{1,52} \text{ кмоль} / (\text{м}^3 \cdot \text{с}) =$$

$$= 9,39 \cdot 10^{-6} \text{ кмоль} / (\text{м}^3 \cdot \text{с});$$

$$q_{\text{дж}}^0 = \Delta i \cdot r_i = 346,22 \text{ кДж/моль} \times$$

$$\times 9,39 \cdot 10^{-6} \text{ кмоль} / (\text{м}^3 \cdot \text{с}) =$$

$$= 346,22 \text{ кДж/моль} \cdot 9,39 \cdot 10^{-3} \text{ моль} / (\text{м}^3 \cdot \text{с}) =$$

$$= 3,25 \text{ кВт/м}^3 = 3250 \text{ Вт/м}^3.$$

Із застосуванням знайдених вище фізико-хімічних і теплофізичних параметрів обчислено температуру в реакторі переестерифікації рослинних олій періодичної дії за умови зміни інтенсивності джерела теплоти за лінійним законом. Графіки зміни цієї температури залежно від радіуса реактора та часу наведено на рис. 1 та 2.

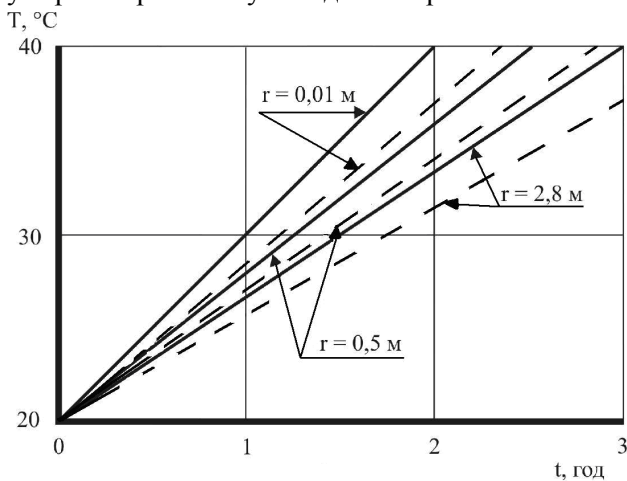


Рис. 1. Зміна з часом температури реагуючої суміші:

--- розрахунки з використанням залежності (19);
 — розрахунки при $q_{\text{дж}} = \text{const}$.

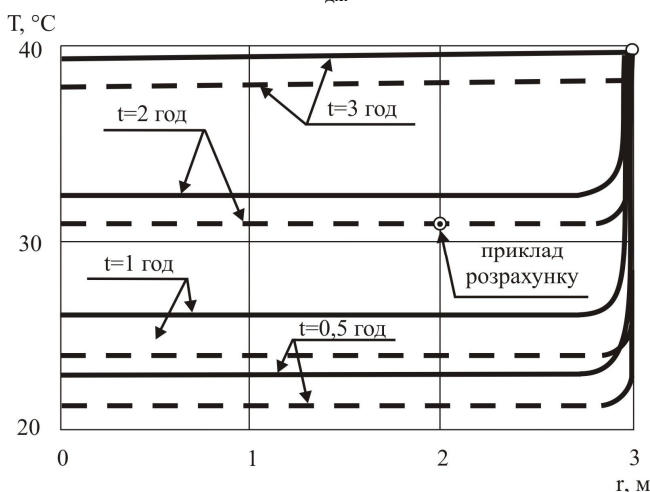


Рис. 2. Зміна температури залежно від радіуса у реакторі переестерифікації:

--- розрахунки з використанням залежності (19);
 — розрахунки при $q_{\text{дж}} = \text{const}$.

Як приклад розрахунків графіків зміни температури реагуючої суміші всередині реактора наведемо алгоритм її обчислення для $t = 2$ год, $r = 2$ м.

Спочатку визначається температура T_1 , яка передається реагуючій суміші тільки внаслідок надходження теплоти від стінок реактора. Для цього згідно з викладеною методикою обчислюємо число Фур'є:

$$Fo = \frac{94 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с} \cdot 2 \text{ год}}{(3 \text{ м})^2} =$$

$$= \frac{0,00034 \text{ м}^2 / \text{год} \cdot 2 \text{ год}}{(3 \text{ м})^2} = 0,000075$$

та безрозмірний радіус

$$\eta = \frac{2 \text{ м}}{3 \text{ м}} = 0,67.$$

За графіком, наведеним в роботі [9], для $Fo = 0,000075$ та $\eta = 0,67$ знаходимо, що $\theta = 0,997$.

Тоді за формулою (27) маємо:

$$T_1 = 40 + 0,997 \cdot (40 - 20) =$$

$$= 40 + 0,997 \cdot (-20) = 20,06^\circ \text{C}.$$

Далі за формулою (19) обчислюється адиабатична температура $T_{\text{ад}}$:

$$T_{\text{ад}} = 0,759 \cdot \frac{3250 \text{ Вт/м}^3 \cdot 2 \text{ год}}{1,93 \text{ кДж} / (\text{кг} \cdot \text{К}) \cdot 918 \text{ кг/м}^3} =$$

$$= 0,759 \cdot \frac{3250 \text{ Вт/м}^3 \cdot 2 \text{ год}}{0,536 \text{ Вт} \cdot \text{год} / (\text{кг} \cdot \text{К}) \cdot 918 \text{ кг/м}^3} =$$

$$= 10,03^\circ \text{C}.$$

Остаточно за формулою (22) обчислюється температура в момент часу $t = 2$ год на відстані 2 м від осі реактора переестерифікації:

$$T^{2 \text{ год}, 2 \text{ м}} = 20,06 + 10,03 = 30,09^\circ \text{C}.$$

Приклад обчисленої температури показано на рис. 2.

Проаналізуємо температурний режим реактора переестерифікації рослинних олій періодичної дії, використовуючи криві зміни за координатою та часом температури реагуючої суміші.

Як видно з рис. 1, динаміка зміни з часом поточної температури реагуючої суміші як при $q_{\text{дж}} = \text{const}$, так і при $q_{\text{дж}} \neq \text{const}$ має лінійний характер. Це пояснюється тим, що за наявних

умов підвищення поточної температури реагуючої суміші визначається адіабатичною температурою $T_{ад}$, зростання якої значно перевищує зростання температури за рахунок кондуктивного теплопереносу від стінки реактора до його середини. Як видно з формули (19), підвищення адіабатичної температури, тобто температури, яка залежить від інтенсивності розподілених джерел теплової енергії, лінійно залежить від часу. Звідси випливає і лінійність зміни з часом поточної температури реагуючої суміші.

На рис. 2 наведено динаміку зростання поточної температури реагуючої суміші залежно від радіуса у реакторі переестерифікації рослинних олій у біодизпаливо. Як видно з рис. 2, зростання поточної температури залежно від радіуса реактора також визначається адіабатичною температурою $T_{ад}$. Тільки безпосередньо на дуже малій відстані від стінки реактора підвищення температури реагуючої суміші зумовлюється кондуктивним теплопереносом.

Отримані результати дають змогу стверджувати, що головним чинником підвищення температури в реакторах переестерифікації рослинних олій у біодизпаливо є теплота, яка виділяється під час хімічної реакції.

Проаналізуємо вплив інтенсивності тепловиділення в елементарному об'ємі реагуючої суміші на динаміку зміни T з часом та в об'ємі реактора переестерифікації рослинних олій у біодизпаливо. Для цього звернемось до рис. 3.

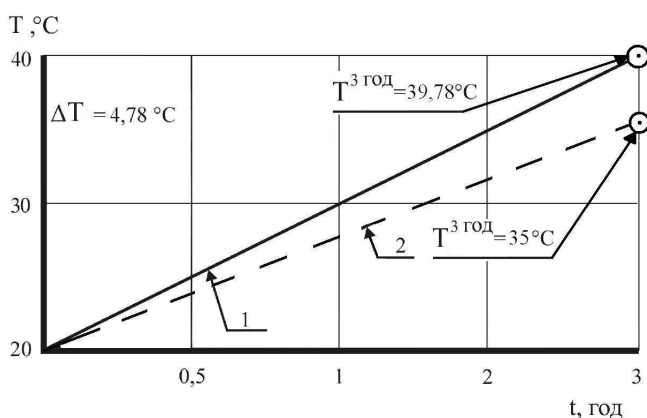


Рис. 3. Зміна з часом температури реагуючої суміші:
 1 – розрахунки при $q_{дж} = const$; 2 – розрахунки з використанням залежності (19).

Як видно з рисунка, при заданих законах зміни з часом інтенсивності тепловиділення ($q_{дж} = const$ та $q_{дж} \neq const$, $T_{ад} = 0,759 q_{дж} t / c\rho$) характер, тобто лінійна залежність зміни з часом адіабатичної температури не змінилися. Разом з тим з використанням залежності, в якій адіабатична температура змінюється з часом, має місце зменшення цієї температури порівняно з випадком $q_{дж} \neq const$. При цьому різниця між зазначеними адіабатичними температурами зростає з часом, що свідчить про уповільнення виділення енергії внутрішніми джерелами теплоти. Так, для розглянутих умов різниця між обчисленими за різними залежностями адіабатичними температурами становила: на першу годину – 2,5°C, або 8,3%, а на третю годину – 4,78°C, або 12%. Отримане зменшення адіабатичної температури свідчить про повільніший темп прогрівання реагуючої суміші. Таким чином, збільшується розрахунковий термін встановлення заданої температури у всьому об'ємі реактора. На підставі цього можна стверджувати, що при розрахунках процесів теплопереносу в реагуючій суміші реактора переестерифікації слід враховувати зміну з часом інтенсивності рівномірно розподілених в об'ємі реактора джерел теплоти.

Насамкінець зазначимо, що наведені вище результати розрахункового аналізу свідчать про те, що під час реакції переестерифікації рослинних олій у біодизпаливо виділяється значна кількість теплоти. Цієї кількості теплоти достатньо для забезпечення самопідігріву реагуючої суміші за певних втрат теплоти через стінки реактора у навколишнє середовище (наприклад, у літній час). Тому для удосконалення процесу перетворення енергії біомаси у біодизпаливо під час переестерифікації рослинних олій слід експериментально визначити кінетичні параметри процесу (швидкість, зміну з часом концентрації реагуючих речовин) і на їх основі з використанням запропонованого методу виконувати розрахунки конструктивних характеристик та режимів експлуатації реакторів переестерифікації різних форм та розмірів.

Висновки. 1. На основі класичних рівнянь хімічної кінетики та термохімії вперше отримано залежності для обчислення інтенсивності виді-

лення теплоти рівномірно розподіленими в об'ємі реактора джерелами теплоти.

2. Вперше запропоновано метод розв'язання задачі кондуктивної теплопровідності в реакторі переестерифікації з рівномірно розподіленими джерелами теплоти, інтенсивність виділення теплоти якими змінюється з часом.

3. На основі розрахункового аналізу, виконаного з використанням запропонованого методу, доведено:

- При розрахунках динаміки зміни з часом та в об'ємі реактора переестерифікації температури реагуючої суміші слід враховувати зміну з часом інтенсивності джерел тепло-виділення.

- Для розглянутих умов має місце збільшення з часом різниці між адіабатичною температурою реагуючої суміші, отриманою при $q_{дж} = \text{const}$, та адіабатичною температурою, отриманою при змінному $q_{дж}$.

- Розрахунковий термін вирівнювання температури в об'ємі реактора переестерифікації збільшується при зменшенні інтенсивності тепло-виділення внутрішніми джерелами теплоти.

4. При певних втратах теплоти крізь стінки реактора у навколишнє середовище (наприклад, у літній час) кількість теплоти, що виділяється в реакторі переестерифікації рослинних олій у біодизпаливо, може бути достатньою для забезпечення самопідігріву реагуючої суміші.

5. Одним із шляхів удосконалення процесу перетворення енергії біомаси у паливо при переестерифікації рослинних олій є використання у проектуванні та експлуатації хімічних реакторів

температурних режимів, які визначаються на основі запропонованих методів, при змінній з часом інтенсивності джерел тепло-виділення. Це дасть змогу точніше визначати тривалість вирівнювання температури реагуючої суміші в об'ємі реактора, значення температури на стінках реактора, яка створюється для підігріву реагуючої суміші, величину тепловтрат під час хімічного процесу.

1. Бутько М.О., Забарний Г.М. Математична модель теплопереносу у реакторі переестерифікації рослинних олій у біодизпаливо періодичної дії // Відновлювана енергетика. – 2012. – № 4. – С. 83–91.

2. Эмануэль Н.М., Кнорре Д.Г. Курс химической кинетики. – М.: Высшая школа, 1969. – 431 с.

3. Еремин Е.Н. Основы химической кинетики. – М.: Высшая школа, 1976. – 374 с.

4. Бенсон С. Основы химической кинетики. – М.: Мир, 1964. – 603 с.

5. Слейбо У., Персонс Т. Общая химия. – М.: Мир, 1979. – 550 с.

6. Бесков С.Д. Термохимические расчеты. – М.: Высшая школа, 1966. – 520 с.

7. Арис Р. Анализ процессов в химических реакторах. – Ленинград: Химия, 1967. – 327 с.

8. Четкин А.В., Занемонец Н.А. Теплотехника. – Москва: Высшая школа, 1986. – 343 с.

9. Пехович А.И., Жидких В.М. Расчеты теплового режима твердых тел. – Ленинград: Энергия, 1968. – 303 с.

10. Карслоу Г., Егер Д. Теплопроводность твердых тел. – М.: Наука, 1964. – 368 с.

11. Забарний Г.М., Кудря С.О., Маслокова З.В., Примак А.І. Сезонне акумулювання теплоти в підземних акумуляторах. – Київ: ІВЕ НАН України, 2009. – 278 с.

12. Бутько М.О. Розрахунок теплового ефекту реакції переестерифікації соняшникової олії метиловим спиртом // Відновлювана енергетика. – 2012. – № 2. – С. 77–80

13. Беззубов Л.П. Химия жиров. М.: Пищевая промышленность, 1975. – 279 с.

14. Смирнов Н.Н., Волжинский А.И. Химические реакторы в примерах и задачах. – Л.: Химия, 1977. – 259 с.