

MONIKA GWADERA, KRZYSZTOF KUPIEC, TADEUSZ KOMOROWICZ*

WPŁYW NATĘŻENIA PRZEPIŁYWU GAZU NA MAKSYMALNĄ TEMPERATURĘ ZIAREN ADSORBENTU

INFLUENCE OF A GAS FLOW RATE ON MAXIMAL TEMPERATURE OF AN ADSORBENT PELLET

Streszczenie

W artykule wyznaczano maksymalne temperatury osiągane przez ziarna adsorbentu w trakcie pochłaniania składnika mieszaniny gazowej. Do obliczeń wykorzystano trzy modele procesu o różnym stopniu złożoności. Otrzymane wyniki obliczeń porównano z wartościami wyznaczonymi eksperymentalnie. Przeanalizowano wpływ natężenia przepływu gazu na maksymalną temperaturę, jaką osiągają ziarna adsorbentu. Stwierdzono różny kierunek wpływu natężenia przepływu gazu dla ziaren pojedynczych i dla ziaren znajdujących się w złożu.

Słowa kluczowe: przenoszenie ciepła i masy, efekty cieplne adsorpcji, maksymalna temperatura ziarna

Abstract

Maximal temperatures reached by adsorbent pellets during adsorption of a gas mixture component have been determined in this work. Three process models of varying complexity have been used for calculations. The obtained results have been compared with values determined experimentally. The influence of a gas flow rate on the maximal temperature reached by adsorbent pellets was analysed. It was found that this influence is different for single pellets and pellets in a bed.

Keywords: heat and mass transfer, effect of adsorption heat, maximum temperature of a pellet

* Mgr inż. Monika Gwadera (doktorantka), dr hab. inż. Krzysztof Kupiec, prof. PK, dr inż. Tadeusz Komorowicz, Instytut Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Wydział Inżynierii i Technologii Chemicznej, Politechnika Krakowska.

Oznaczenia

$Bi (= k_g R_p / D_p)$	–	masowa liczba Biota
c_g, c_p	–	ciepło właściwe, odpowiednio gazu i ziaren adsorbentu
C_b	–	stężenie składnika w rdzeniu fazy gazowej
D	–	współczynnik dyfuzji
D_p	–	efektywny współczynnik dyfuzji w porach
k_g	–	współczynnik wnikania masy
\dot{m}_s	–	masowe natężenie przepływu składnika
Q	–	ciepło adsorpcji
q_m	–	zawartość składnika adsorpcyjnie czynnego w ziarnie
q_{m0}, q_{mb}	–	równowagowa zawartość składnika w ziarnie, odpowiednio do C_0 i C_b
$Re (= 2uR_p \rho_g / \mu_g)$	–	liczba Reynoldsa
R_p	–	promień ziarna
$Sc (= \mu_g / (\rho_g D))$	–	liczba Schmidta
$Sh (= 2k_g R_p / D)$	–	liczba Sherwooda
t	–	czas
T	–	temperatura ziarna
y, y_{mol}	–	udział masowy i molowy składnika mieszaniny gazowej
ρ_g, ρ_p	–	gęstość, odpowiednio gazu i ziaren adsorbentu
$\lambda (= q_{mb} \rho_p / C_b)$	–	parametr równowagi adsorpcyjnej
μ_g	–	współczynnik lepkości
v	–	wykładnik w równaniu Freundlicha
$\theta (= (T - T_0) / T_0)$	–	temperatura bezwymiarowa
$\tau (= D_p t / (\lambda R_p^2))$	–	bezwymiarowy czas
0 (indeks)	–	wartość początkowa

1. Wstęp

Przy adsorpcji w warunkach nieizotermicznych nieustalone przenoszenie masy jest najczęściej sprzężone z przenoszeniem ciepła, równowaga przenoszenia masy jest nieliniowa, a proces zachodzi w złożu adsorbentu. Ze względu na złożoność takiego układu, przy jego modelowaniu niezbędne jest wykorzystywanie założeń upraszczających.

Podczas adsorpcji w pojedynczym ziarnie, które pochłania składnik adsorpcyjnie czynny z mieszaniny gazowej, wydziela się ciepło powodujące wzrost temperatury ziarna. Ciepło to jest częściowo przejmowane przez otaczający gaz. Na początku procesu ilość ciepła generowanego w wyniku adsorpcji przeważa nad ilością ciepła przekazywanego do fazy gazowej i temperatura ziarna wzrasta. W miarę upływu czasu szybkość adsorpcji, a również ilość wydzielanego ciepła, maleją. Jednocześnie nagrzane ziarno intensywnie przekazuje ciepło do gazu. Wskutek tego temperatura ziarna po osiągnięciu pewnej wartości maksymalnej zaczyna spadać. Maksymalna temperatura osiągnięta przez ziarno adsorbentu jest obiektem analizy przedstawionej w niniejszej pracy.

Istnieje różnica przy nagrzewaniu się (a również przy chłodzeniu) pojedynczych ziaren adsorbentu oraz ziaren w złożu. W tym pierwszym przypadku gaz należy traktować jako ośrodek o niezmienniej w czasie temperaturze. Natomiast podczas adsorpcji w złożu faza gazowa ma zmienną temperaturę; na ogół zakładamy równość temperatur ziaren i gazu (temperatura złoża).

Jeżeli maksymalna temperatura osiągnięta przez ziarna adsorbentu jest wysoka, mogą wystąpić trudności przy praktycznej realizacji procesu adsorpcji. W przypadku stosowania zeolitów, duży przyrost temperatury może spowodować zniszczenie struktury tych adsorbentów. Przy adsorpcji na węglu aktywnym istnieje natomiast możliwość zapłonu adsorbentu. Problem pojawia się w okresie rozruchu instalacji zawierającej świeży ładunek adsorbentu.

Powstawanie gorących miejsc w złożu zeolitowym opisał Simo i wsp. [1]. Rozważono proces adsorpcji wody z parowych mieszanin z etanolem. Przeprowadzono obliczenia numeryczne z których wynika, że temperatura złoża może osiągnąć wartości ok. 300°C. Te gorące strefy zanikają podczas przesuwania się ku wylotowi złoża.

W niniejszym tekście do oceny wielkości przyrostu temperatury w procesie adsorpcji użyto kilku różnych modeli procesu. Otrzymane wyniki obliczeń porównano z wynikami pomiarów. Przeanalizowano, jaki wpływ na maksymalną temperaturę ziaren ma natężenie przepływu gazu.

2. Wyznaczanie maksymalnego przyrostu temperatury na podstawie uproszczonego modelu procesu

Maksymalny przyrost temperatury złoża w początkowym stadium adsorpcji (na świeżym adsorbencie) można oszacować na podstawie uproszczonego modelu opartego na następujących założeniach:

- stężenie składnika w fazie gazowej jest niewielkie,
- adsorpcja jest adiabatyczna i równowagowa,
- złożo nasycane jest warstwowo,
- temperatury ziaren i gazu są identyczne.

W przedziale czasu Δt ze strumieniem surowca o natężeniu przepływu \dot{m}_s i udziale masowym składnika y_0 do złoża dopływa składnik w ilości:

$$m_w = \dot{m}_s y_0 \cdot \Delta t \quad (1)$$

Zakłada się, że ta ilość składnika zostaje w całości zaadsorbowana. Równowagowa zawartość składnika w ziarnach wynosi q_{m0} ; stąd wynika masa nasyconych ziaren:

$$m_p = \frac{m_w}{q_{m0}} \quad (2)$$

Ponieważ ilość ciepła wydzielonego w wyniku adsorpcji wynosi $m_w \cdot Q$, ilość ciepła przekazanego ziarnom: $m_p c_p \cdot \Delta T$, zaś ilość ciepła przekazanego fazie gazowej $\dot{m}_s \Delta t \cdot c_g \cdot \Delta T$, a więc równanie bilansu ciepła ma postać:

$$m_w Q = m_p c_p \cdot \Delta T + \dot{m}_s \cdot \Delta t \cdot c_g \cdot \Delta T \quad (3)$$

Zatem maksymalny przyrost temperatury złoża wynosi [2]:

$$\Delta T = \Delta T_{\max} = \frac{Q}{\frac{c_p}{q_{m0}} + \frac{c_g}{y_0}} \quad (4)$$

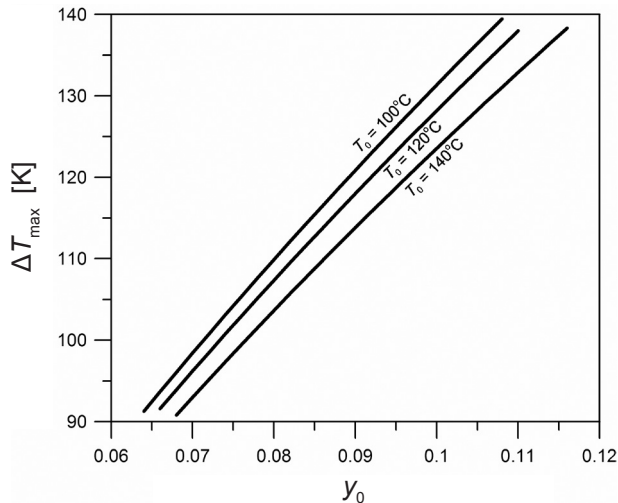
Przeprowadzono obliczenia maksymalnego przyrostu temperatury złoża dla adsorpcji wody na zeolitach. Przyjęto, że ciepło adsorpcji wody na zeolitach wynosi $Q = 2880000$ J/kg, ciepło właściwe zeolitu $c_p = 960$ J/(kg·K), ciepło właściwe gazu $c_g = 1670$ J/(kg·K). Równowagową zawartość wody w ziarnach obliczono na podstawie zależności [3]:

$$q_{m0} = 0,198 \cdot \exp \left[-2,33 \cdot 10^{-7} \left(T_0 \cdot \ln \frac{P_{\text{sat}}}{P y_{\text{mol0}}} \right)^2 \right] \quad (5)$$

gdzie:

- P_{sat} – ciśnienie nasyconej pary wodnej w temperaturze T_0 ,
- y_{mol0} – udział molowy pary wodnej w fazie gazowej.

Na rysunku 1 przedstawiono wyniki obliczeń. Jak widać przyrosty temperatury są znaczne. Przykładowo dla temperatury początkowej 100°C i zawartości wody w surowcu 10% masowych przyrost temperatury wynosi 131 K.



Rys. 1. Maksymalne przyrosty temperatur złoża otrzymane z zależności (4)

Fig. 1. Maximal bed temperature increments obtained from relationship (4)

Do wyznaczonych wartości ΔT_{\max} należy jednak podchodzić z rezerwą, ponieważ odpowiadają one wyidealizowanym warunkom (wymienionym wyżej); ponadto dotyczą tylko początkowej fazy procesu.

Z zależności (4) wynika, że ze wzrostem zawartości wody w surowcu y_0 wartość ΔT_{\max} rośnie, ale nie jest to wzrost proporcjonalny (szczególnie dla małych wartości y_0). W zależności (4) nie występuje natężenie przepływu gazu. W celu uwzględnienia wpływu tego parametru na maksymalny przyrost temperatury należy rozważyć dokładniejsze modele procesu.

3. Dyfuzja do powierzchni ziarna z nieruchomej fazy gazowej

Szczególnym przypadkiem jest adsorpcja składnika z nieruchomej fazy gazowej [4]. Podczas adsorpcji składnika w ziarnie występują zewnętrzne oraz wewnętrzne opory przenoszenia masy. Opory wewnętrzne dotyczą ziarna adsorbentu, natomiast opory zewnętrzne dotyczą fazy gazowej, z której jest pochłaniany składnik mieszaniny. Opory zewnętrzne mają istotne znaczenie w początkowej fazie procesu adsorpcji w ziarnie. Ponieważ wtedy występują na ogół największe przyrosty temperatury, a więc przy ich wyznaczaniu opory zewnętrzne przenoszenia masy powinny być uwzględniane.

Gdy powierzchnia ziarna pochłania składnik mieszaniny stanowiącej otoczenie tego ziarna, szybkość przenoszenia masy zależy od intensywności ruchu mieszaniny. Gdy mieszanina jest nieruchoma, szybkość przenoszenia nie zanika jednak do zera ponieważ składnik jest przenoszony z głębi fazy gazowej do powierzchni ziarna przez dyfuzję. Rozważmy zatem dyfuzję składnika z otoczenia do powierzchni ziarna. Jeżeli stężenia składnika w rdzeniu fazy gazowej oraz na powierzchni ziarna są stałe, to dyfuzja do powierzchni ziarna ma charakter ustalony. A zatem z równania dyfuzji w kuli wynika, że:

$$r^2 \cdot \frac{dC}{dr} = \text{const} \quad (6)$$

Z rdzenia dostarczany jest składnik, który dyfunduje w kierunku powierzchni ziarna, a następnie wnika do tej powierzchni. Wartość stałej wyznacza się z warunku dla powierzchni ziarna ($r = R_p$):

$$\text{const} = R_p^2 \left(\frac{dC}{dr} \right)_R \quad (7)$$

Równanie różniczkowe wynikające z (6) i (7) scałkowano w granicach od powierzchni ziarna tj. od $r = R_p$ i $C = C_R$ do rdzenia fazy płynnej tj. do $r \rightarrow \infty$ i $C = C_b$. Otrzymano:

$$C_b - C_R = R_p \cdot \left(\frac{dC}{dr} \right)_R \quad (8)$$

Ponieważ szybkość wnikania masy do powierzchni ziarna jest równoważna szybkości dyfuzji zewnętrznej w płynie na powierzchni ziarna, a więc:

$$k_g (C_b - C_R) = D \cdot \left(\frac{dC}{dr} \right)_R \quad (9)$$

Z dwóch ostatnich zależności można wyznaczyć wartość współczynnika wnikania masy.

4. Model nieizotermicznej adsorpcji w ziarnie

W pracy [5] przedstawiono model nieizotermicznej adsorpcji w kulistym (pojedynczym) ziarnie. Model dotyczy układów adsorpcyjnych z silnie nieliniową równowagą opisaną równaniem Freundlicha. Model opiera się na następujących założeniach:

- opór przenoszenia ciepła w ziarnie adsorbentu jest zaniedbywalnie mały,
- zmiany temperatury ziarna mają znikomy wpływ na równowagę adsorpcyjną opisaną równaniem Freundlicha,
- wewnętrzny transport masy odbywa się przez dyfuzję w porach,
- współczynnik dyfuzji nie zmienia się z temperaturą i stężeniem,
- zachodzi analogia wnikania ciepła i masy Chiltona–Colburna.

Założenie o braku wpływu temperatury na równowagę adsorpcyjną jest realne dla układów z silnie nieliniową równowagą. Jak wiadomo, dla skrajnego przypadku równowagi w postaci izotermi prostokątnej, wpływ temperatury na równowagę adsorpcyjną zanika.

Równanie modelu daje się rozwiązać analitycznie. Rozwiązanie ma postać:

$$\theta = \frac{2\zeta\sqrt{\eta} \int_{\sqrt{\eta}}^{\sqrt{Z}} \exp(z^2) dz}{\gamma\psi \exp(Z)} \quad (10)$$

Zależność jest słuszna w całym zakresie wartości masowych liczb Biota ($0 < Bi < \infty$). Zmienną Z zdefiniowano następująco:

$$Z = \sqrt{\eta(1 + \delta\tau)} \quad (11)$$

zaś parametry ζ , σ , η i ψ :

$$\zeta = \frac{Q \cdot C_b}{\rho_g c_g T_0} \quad (12)$$

$$\sigma = \frac{\rho_g c_g \lambda}{\rho_p c_p} \quad (13)$$

$$\eta = \frac{3\sigma \cdot Bi}{\delta} \quad (14)$$

$$\psi = \left(\frac{Sc}{Pr} \right)^{2/3} \quad (15)$$

W definicji (11) występuje wielkość δ określona następująco:

$$\delta = \frac{6\beta \text{Bi}^2}{\gamma^2} \quad (16)$$

w której wielkości β i γ są funkcjami wykładnika w równaniu Freundlicha v :

$$\beta = 1/3 + 0,351 v \quad (17)$$

$$\gamma = 1 + 0,143 v \quad (18)$$

Zależność (10) jest słuszna tylko dla krótkich czasów nasycania ziaren. Ograniczeniem jej stosowalności jest warunek $\tau < (\beta/4 + \gamma/\text{Bi})/6$. Ograniczenie dotyczące krótkich czasów adsorpcji nie powoduje komplikacji, ponieważ przeprowadzona dalej analiza efektów termicznych w ziarnie dotyczy początkowego okresu nasycania ziarna. Wtedy bowiem efekty termiczne adsorpcji są najbardziej istotne.

W pracy [5] zależność (10) została pozytywnie zweryfikowana przez porównanie z wynikami pomiarów przedstawionych przez Bowena i Rimmera [6].

5. Wyznaczanie zależności temperatury ziarna od czasu według modelu dla pojedynczego ziarna adsorbentu

W celu wykorzystania zależności (10) do obliczeń czasowych zmian temperatury ziarna adsorbentu należy wyznaczyć parametry tego równania. Parametry te wyznaczono dla przypadku adsorpcji pary wodnej z mieszaniny etanol-woda na zeolitach 3A w (średniej) temperaturze 140°C.

5.1. Wyznaczanie współczynnika dyfuzji i współczynników wnikania pary wodnej w fazie gazowej

Współczynnik dyfuzji pary wodnej przez etanol obliczono wg zależności podanej przez Wilkego i Lee [7]:

$$D = D_{AB} = \left(2,163 - 0,4986 \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \right) \cdot 10^{-2} \frac{T^{1,5} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P \sigma_{AB}^2 \Omega} \quad (19)$$

gdzie:

- M_A, M_B – masy cząsteczkowe składników A i B,
- P – ciśnienie całkowite, Pa,
- T – temperatura, K,
- σ_{AB} – stała Lennarda-Jonesa, Å,

- Ω – funkcja wyznaczana na podstawie argumentu $T \cdot k / \varepsilon$,
 k – stała Boltzmanna,
 ε – stała sił.

Wielkości σ_{AB} oraz $T \cdot k / \varepsilon$ należy obliczać następująco [7]:

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \quad (20)$$

$$T \left(\frac{k}{\varepsilon} \right)_{AB} = \frac{T}{\sqrt{\left(\frac{\varepsilon}{k} \right)_A \cdot \left(\frac{\varepsilon}{k} \right)_B}} \quad (21)$$

Wartości (ε/k) wynoszą: dla wody 356 K, dla etanolu 391 K, zaś wartości σ : dla wody 2,649 Å, dla etanolu 4,455 Å. Dla wyznaczonej wartości $T(k/\varepsilon)_{AB} = 1,11$ wartość funkcji $\Omega = 1,37$. Do zależności (19) podstawiono: $M_A = 18$ kg/kmol, $M_B = 46$ kg/kmol, $\sigma_{AB} = 3,552$ Å. Dla ciśnienia $P = 10^5$ Pa otrzymano współczynnik dyfuzji: $D = 27,3 \cdot 10^{-6}$ m²/s.

Gdy mieszanina gazowa porusza się względem ziarna, to współczynnik wnikanania masy można wyznaczyć ze wzoru empirycznego zaproponowanego przez Wakao i Funazkri [8].

$$\text{Sh} = 2 + 1,1 \text{Re}^{0,6} \text{Sc}^{1/3} \quad (22)$$

Ta postać uwzględnia graniczną zależność dla nieruchomego płynu $\text{Sh} = 2$, co odpowiada następującej relacji na współczynnik wnikanania masy:

$$k_g = \frac{D}{R_p} \quad (23)$$

wynikającej ze wzorów (8) i (9).

Właściwości fizyczne fazy gazowej (etanol) są następujące: $\rho = 1,34$ kg/m³, $\mu = 0,92 \cdot 10^{-5}$ kg/(ms); $\text{Sc} = 0,25$. Obliczenia przeprowadzono dla pola przekroju poprzecznego złoża $S = 1,47$ cm² i promienia kulistego ziarna adsorbentu $R_p = 1,13$ mm. Wyniki obliczeń dla różnych wartości natężenia przepływu fazy gazowej przedstawiono w tabeli 1.

Tabela 1

Współczynniki wnikanania masy

Natężenie przepływu fazy gazowej [g/s]	Prędkość gazu w złożu u [m/s]	Sh	k_g [m/s]
0	0	2	0,024
0,0123	0,063	6,27	0,076
0,0171	0,087	7,18	0,086

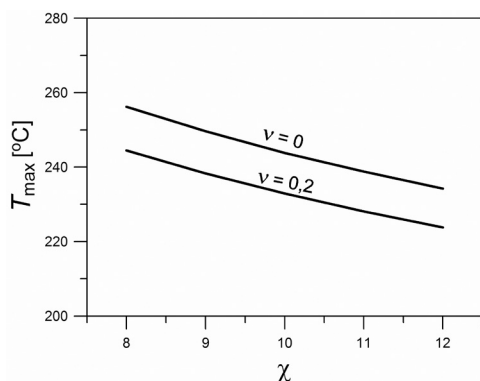
5.2. Wyniki obliczeń

Obliczenia przeprowadzono dla udziału masowego wody w surowcu $y = 0,100$ i temperatury początkowej surowca $T_0 = 100^\circ\text{C}$. Efektywny współczynnik dyfuzji w porach określa zależność:

$$D_p = \frac{D}{\chi} \quad (24)$$

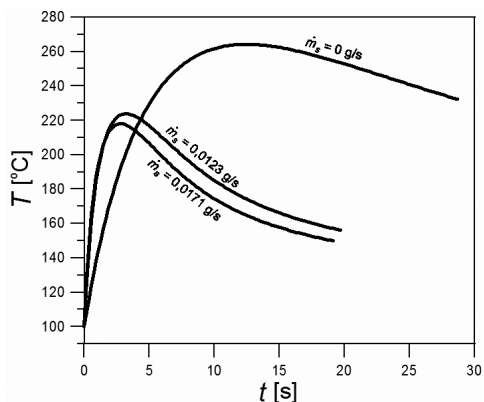
gdzie wielkość χ jest rzędu 10 i zależy od porowatości ziarna oraz krętości porów. Do obliczeń przyjęto $Pr = 1,05$ (liczba Prandtla dla parowego etanolu [9]).

Na rysunku 2 przedstawiono maksymalne temperatury osiągnięte przez ziarno adsorbentu dla różnych wartości χ oraz dla dwóch wartości wykładnika w równaniu Freundlicha: $v = 0$ (izoterma prostokątna) oraz $v = 0,2$. Obliczenia dotyczą $\dot{m}_s = 0,0123$ g/s. Z rysunku wynika, że maksymalna temperatura ziarna jest tym wyższa, im bardziej nieliniowa jest izoterma adsorpcji (im mniejszy wykładnik v), oraz im mniejszy jest współczynnik χ .



Rys. 2. Zależność maksymalnej temperatury ziarna od v i χ

Fig. 2. Dependence of pellet maximal temperature on v and χ



Rys. 3. Czasowe przebiegi temperatur dla pojedynczego ziarna adsorbentu

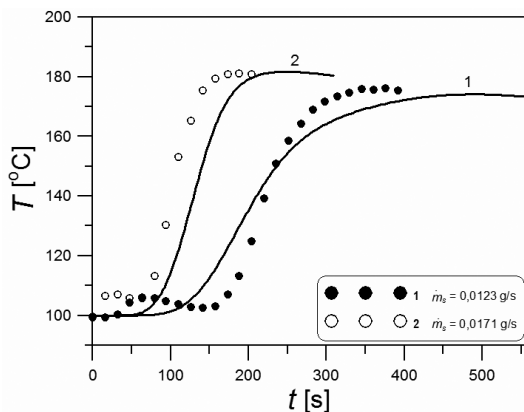
Fig. 3. Time dependencies of temperatures for a single adsorbent pellet

Dalsze obliczenia przeprowadzono dla $v = 0,2$ i $\chi = 12$. Przebiegi temperatur ziarna dla różnych wartości natężeń przepływu gazu przedstawiono na rys. 3. Widać, że im większe natężenia przepływu gazu, tym niższa jest maksymalna temperatura osiągnięta przez ziarna adsorbentu. Wynika to stąd, że ze wzrostem prędkości gazu wzrastają współczynniki wnikańia ciepła, a zatem ciepło jest bardziej intensywnie odbierane od ziaren.

Przy braku przepływu fazy gazowej ziarno może osiągać wysokie temperatury, szczególnie w przypadku gdy intensywność pochłaniania składnika przez ziarno jest duża.

6. Czasowe przebiegi temperatur złoża

Na rysunku 4 przedstawiono przebiegi temperatur wyznaczone dla złoża adsorbentu zeolitowego. Przedstawiono wyniki pomiarów (symbole) opisanych i przedstawionych w [2].



Rys. 4. Czasowe przebiegi temperatury w złożu adsorbentu

Fig. 4. Time courses of adsorbent bed temperature

Dla porównania przedstawiono w postaci linii ciągłych wyniki obliczeń otrzymane przez rozwiązanie modelu matematycznego procesu przedstawionego w pracy [3]. Model jest oparty na następujących założeniach:

- opory przeniesienia masy w fazie gazowej są pomijalnie małe,
- ziarna mają kształt kulisty,
- straty ciśnienia gazu przy przepływie przez złoże adsorbentu są pomijalnie małe,
- cykl składa się z dwóch etapów: adsorpcji oraz płukania (prowadzonego pod obniżonym ciśnieniem),
- prędkość przepływu gazu jest niezmienna z położeniem,
- właściwości fizyczne fazy gazowej i stałej oraz parametry kinetyczne procesu są niezależne od temperatury,
- ciepło adsorpcji jest stałe.

W obliczeniach modelowych uwzględniono straty ciepłne do otoczenia (współczynnik przenikania ciepła $U = 15$ W/(m²K)). Przedstawione przebiegi temperatur uzyskano dla zawartości wody w surowcu $y_0 = 0,100$ w odległości 0,05 m od wlotu do złoża. Całkowita długość złoża wynosiła 0,33 m.

Z przedstawionych przebiegów, zarówno eksperymentalnych, jak i obliczeniowych wiadać, że dla mniejszego natężenia przepływu maksymalna temperatura osiągnięta przez złoże jest niższa niż dla przepływu większego. Zatem wpływ natężenia przepływu jest odwrotny do tego, jaki występuje dla pojedynczego ziarna.

Niższa wartość maksymalnej temperatury uzyskana przy mniejszym natężeniu przepływu przez złoże wynika z tego, że w jednostce czasu dostarczana jest do strefy adsorpcji mniejsza ilość substancji adsorpcyjnie czynnej; wynika stąd mniejsza ilość wydzielanego

ciepła adsorpcji. Ponadto należy zauważyć istotne różnice w procesie adsorpcji na pojedynczym ziarnie i adsorpcji w złożu. Dla pojedynczego ziarna gaz podczas opływu ziaren nie zmienia swojej temperatury (oraz składu). Natomiast podczas przepływu przez złożo składające się z wielu ziaren gaz ma temperaturę identyczną (lub zbliżoną) z temperaturą ziaren. Ta różnica powoduje odmienne relacje w zakresie wpływu prędkości gazu na intensywność przenoszenia ciepła i związany z tym rozkład temperatur.

7. Wnioski

Wyniki otrzymane przy użyciu różnych modeli procesu zestawiono w tabeli 2. Maksymalne temperatury osiągnane w złożu są niższe od osiągnanych dla pojedynczych ziaren.

Tabela 2

Zestawienie obliczeniowych maksymalnych wartości temperatur ziaren

	$\dot{m}_s = 0,0123 \text{ g/s}$	$\dot{m}_s = 0,0171 \text{ g/s}$
Model uproszczony	231°C	
Model dla pojedynczego ziarna	224°C	218°C
Model dla złoża	177°C	182°C

Wpływ natężenia przepływu gazu na maksymalną temperaturę ziaren adsorbentu jest odmienny dla pojedynczych ziaren i dla złoża. Dla pojedynczych ziaren maksymalna temperatura maleje ze wzrostem z natężenia przepływu gazu, zaś dla złoża – maksymalna temperatura rośnie.

Najskuteczniejszym sposobem na określenie maksymalnej temperatury ziaren jest przeprowadzenie obliczeń na podstawie modelu matematycznego procesu. Taki model umożliwia ponadto przewidywanie temperatur w cyklicznych procesach adsorpcyjno-desorpcyjnych.

Pracę zrealizowano w ramach projektu Politechnika XXI wieku – Program rozwojowy Politechniki Krakowskiej – najwyższej jakości dydaktyka dla przyszłych polskich inżynierów współfinansowanego ze środków Unii Europejskiej w ramach Europejskiego Funduszu Społecznego; umowa nr UDA-POKL.04.01.01-00-029/10-00.

Literatura

- [1] Simo M., Brown C.J., Hlavacek V., *Simulation of pressure swing adsorption in fuel ethanol production process*, Computers and Chemical Engineering, Vol. 32, 2008, 1635-1649.
- [2] Kupiec K., Rakoczy J., Gwadera M., Mamgbi R., *Przenoszenie masy i ciepła w procesie adsorpcyjnego usuwania wody z roztworów etanolu*, Przemysł Chemiczny, Vol. 90, No. 7, 2011, 1359-1363.

- [3] Kupiec K., Rakoczy J., Gwadera M., *Zmiany temperatury w złożu adsorbentu w początkowych cyklach procesu adsorpcyjno-desorpcyjnego*, Inżynieria i Aparatura Chemiczna, No. 5, 2011, 64-65.
- [4] Ruthven D.M., *Principles of Adsorption and Adsorption Processes*, Wiley, New York 1984, 214.
- [5] Kupiec K., Georgiou A., *Analysis of thermal effects in a spherical adsorbent pellet*, International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 48, 2005, 5047-5057.
- [6] Bowen J.H., Rimmer P.G., *The Prediction of Non-Isothermal Sorption in Single Pellets Using the Quadratic Driving Force Equation*, Chemical Engineering Journal, Vol. 6, 1973, 145-156.
- [7] Pohorecki R., Wroński S., *Termodynamika i kinetyka procesów inżynierii chemicznej*, WNT, Warszawa 1977, 261.
- [8] Wakao N., Funazkri T., *Effect of fluid dispersion coefficients on particle-to-fluid mass transfer coefficients in packed beds*, Chemical Engineering Science, Vol. 33, 1978, 1375-1384.
- [9] *VDI Heat Atlas*, 2nd Edition, Springer-Verlag, Berlin-Heidelberg 2010, 403.