

KATARZYNA SINDERA, MATEUSZ KORPYŚ, ANNA GANCARCZYK, MARZENA IWANISZYN, TADEUSZ KLESZCZ, ANDRZEJ KOŁODZIEJ

OKREŚLENIE INERCYJNEJ I LEPKOŚCIOWEJ SKŁADOWEJ OPORÓW PRZEPLYWU PRZEZ WYPEŁNIENIA STRUKTURALNE Z WYKORZYSTANIEM UOGÓLNIONEGO RÓWNANIA LÉVÊQUE'A (GLE)

Instytut Inżynierii Chemicznej Polskiej Akademii Nauk, ul. Bałtycka 5, 44-100 Gliwice

W pracy przedstawiono wyniki estymacji składowej lepkościowej i inercyjnej oporów przepływu dla strukturalnych nośników katalizatorów takich jak: krótkokanałowa struktura sinusoidalna, siatka dziana, wypełnienie rozetkowo-pierścieniowe. Obliczeń dokonano w oparciu o doświadczalnie zmierzone opory przepływu i liczby Nusselta, wykorzystując Uogólnione Równanie Lévêque'a (Generalised Lévêque Equation, GLE).

Słowa kluczowe: lepkościowa składowa oporów przepływu, inercyjna składowa oporów przepływu, Uogólnione Równanie Lévêque'a

The paper presents estimation of the viscous and inertial friction components for structured catalyst carriers such as: sinusoidal short-channel structure, knitted wire gauze, ring-rosette structure. Calculations based on the experimental results of pressure drop and Nusselt numbers applying the Generalised Lévêque Equation (GLE).

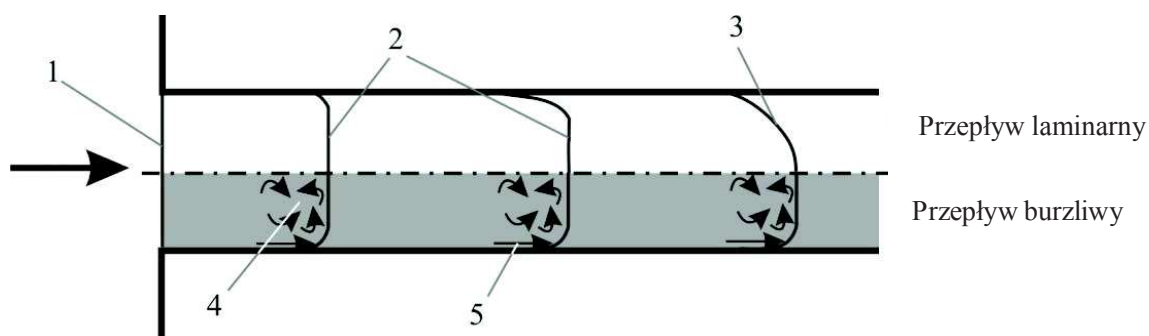
Keywords: viscous friction component, inertial friction component, Generalised Lévêque Equation

1. WPROWADZENIE

Każdego roku kilka milionów ludzi umiera na całym świecie z powodu różnorodnych zanieczyszczeń powietrza, generowanych przez naszą cywilizację [1]. W Polsce liczba ta szacowana jest na około 40 000 osób. Do najczęściej spotykanych zanieczyszczeń należą tlenki siarki, azotu, tlenek węgla oraz pyły zawieszone PM₁₀ i PM_{2,5} wchodzące w skład smogu. Efektywnym sposobem eliminacji wielu groźnych emisji jest dopalanie katalityczne [2]. Wprowadzenie w XX wieku reaktorów monolitycznych przyniosło ogromny postęp w rozwoju technologii katalitycznych oraz w unieszkodliwianiu emisji. Istotnym problemem w przypadku wielu procesów katalitycznych, zwłaszcza biegnących w fazie gazowej, jest właściwa aranżacja katalizatora, czyli zastosowanie właściwego nośnika katalitycznego. Powinien on zapewnić możliwie

małe opory przepływu gazów przez reaktor (problem energii tłoczenia płynu), lecz nade wszystko dobry kontakt gazów (reagentów, czyli usuwanych zanieczyszczeń) z katalizatorem. Oznacza to dużą intensywność procesów transportu ciepła i masy. Każdy akt reakcji katalitycznej wymaga osiągnięcia powierzchni katalizatora (centrum aktywnego) przez cząsteczki substratów w wyniku dyfuzji do powierzchni katalizatora (wnikania masy). Mieszanina reagentów musi zostać przetłoczona przez reaktor, co wymaga nakładu energii – proporcjonalnego do oporów przepływu.

Wyróżniamy dwa rodzaje oporów przepływu: lepkościowe i inercyjne. Pierwszy rodzaj wynika z działania sił tarcia lepkiego pomiędzy cząsteczkami płynu oraz materiału, z którego wykonany jest kanał (lub wypełnienie strukturalne reaktora). W momencie wlotu płynu do kanału profile prędkości, temperatury i stężeń reagentów są płaskie (zob. pkt. 1 na rys. 1). Cząsteczki znajdujące się przy ściankach poruszają się wolniej, niż te w rdzeniu kanału, co prowadzi do uformowania się profili prędkości o kształcie paraboli (przepływ laminarny) lub spłaszczonej paraboli (przepływ burzliwy). Podobnie kształtują się profile temperatury i stężeń. W przepływie laminarnym opory lepkie są proporcjonalne do iloczynu prędkości w i lepkości płynu η .



Rys. 1. Różnica pomiędzy formowaniem się laminarnego i burzliwego przepływu: 1 - wlot do kanału, 2 - rozwijanie się przepływu laminarnego, 3 - rozwinięty przepływ laminarny, 4 - zawirowania w przepływie burzliwym, 5 - przyścienna warstwa laminarna w przepływie burzliwym

Fig. 1. Differences between laminar and turbulent flow formation: 1 - channel inlet, 2 - developing laminar flow, 3 - developed laminar flow, 4 - eddies in turbulent flow, 5 - laminar sublayer in turbulent flow

Opory inercyjne powstają w przypadku miejscowego kontaktu płynu z przeszkodami zmieniającymi tor ruchu cząsteczek płynu. Ich wartość jest proporcjonalna do iloczynu $(\rho \cdot w^2)$ [3].

Opory przepływu i współczynniki transportu są powiązane ze sobą analogią przenoszenia pędu, ciepła i masy. Dlatego reaktory o intensywnym transporcie ciepła i masy posiadają zwykle znaczne opory przepływu. Analogie pozwalają lepiej zrozumieć, w sensie jakościowym, wzajemne powiązanie zjawisk transportu pędu, ciepła i masy, czyli relację pomiędzy oporami przepływu a intensywnością zjawisk transportowych. W szczególności oznacza to powiązanie liczb Nusselta, Nu (Sherwooda, Sh) ze współczynnikami oporu hydrodynamicznego Fanninga f . Należy jednak podkreślić, że liczby Nu (Sh) są powiązane wyłącznie ze współczynnikiem Fanninga f , opisującym lepkościową składową oporów przepływu, czyli z częścią oporów przepływu, efektywnie wpływającą na transport ciepła lub masy. Fakt ten nie zawsze jest właści-

wie interpretowany, co może prowadzić do niewłaściwego stosowania analogii, w szczególności przy rozpatrywaniu przepływu i transportu w złożonych wypełnieniach strukturalnych. W złożonych strukturach składowa inercyjna ma znaczny udział w oporach przepływu, co znacznie ogranicza możliwość wykorzystania eksperymentalnych danych z pomiarów oporów przepływu do określenia liczby Nusselta.

W 1928 roku André Lévêque sformułował dla przepływu laminarnego zależność w postaci [4]:

$$Nu = 1,615 \cdot (Re \cdot Pr \cdot \frac{d}{L})^{\frac{1}{3}} \quad (1)$$

Równanie to opisuje średnią wartość liczby Nusselta w kanałach (w zakresie od 0 do L) dla warunku brzegowego stałej temperatury na ścianie oraz rozwiniętego hydrodynamicznie przepływu laminarnego (paraboliczny profil prędkości) i rozwijającego się termicznie przepływu w kanale o okrągłym przekroju poprzecznym (formujący się profil temperatury, por. rys. 1). W przypadku przepływu rozwijającego się hydrodynamicznie współczynnik oporów przepływu jest funkcją liczby Re i długości kanału, L . Równanie (1) dla przepływu rozwijającego się hydrodynamicznie i termicznie zostało zmodyfikowane przez Schlündera [5, 6], a następnie zakres jego zastosowań został rozszerzony przez Martina [7]. Obecnie używana forma, tzw. Uogólnione Równanie Lévêque'a (Generalized Lévêque Equation, GLE) ma postać:

$$Nu = 0,404 \cdot (4x_f \cdot f \cdot Re^2 \cdot Pr \cdot \frac{d}{L})^{\frac{1}{3}} \quad (2)$$

gdzie f jest współczynnikiem oporów przepływu Fanninga, x_f - udziałem oporów lepkich. W literaturze dostępne są prace prezentujące satysfakcjonujące zastosowanie GLE dla obliczenia współczynników transportu ciepła dla płytowych wymienników ciepła [7, 8] oraz dla wypełnień katalitycznych takich jak np: złoża usypane [9, 10], struktury krótkokanałowe, siatki dziane lub tkane [9, 11].

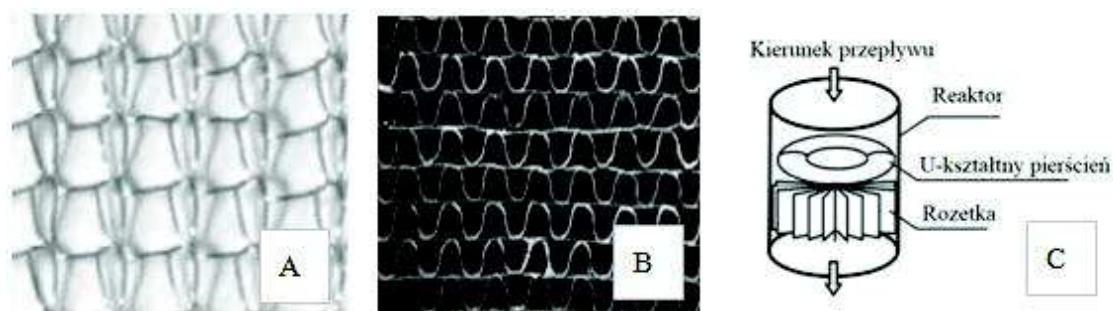
W niniejszej pracy określono udział składowej inercyjnej i lepkościowej w oparciu o doświadczalnie wyznaczoną liczbę Nusselta oraz opory przepływu z wykorzystaniem GLE.

2. METODYKA POMIAROWA

2.1. TESTOWANE STRUKTURY

Zbadano trzy typy nośników katalitycznych: siatkę dzianą, strukturę krótkokanałową (monolit o znacznie skróconych kanałach, w tym przypadku posiadających przekrój poprzeczny o kształcie sinusoidalnym) oraz strukturę pierścieniowo-rozetkową, która jest wypełnieniem składającym się z rozetki i u-kształtnego pierścienia, opisaną w pracy [12] pod numerem 7B. Więcej informacji o właściwościach wspomnianych

struktur można znaleźć w publikacjach [12-14]. Badane struktury przedstawiono na Rys. 2.



Rys. 2. Badane struktury: A - siatka dziana, B - struktura krótkokanałowa sinusoidalna, C - struktura pierścieniowo-rozetkowa

Fig. 2. Structures studied: A - knitted wire gauze, B - short-channel sine structure, C - ring-rosette structure

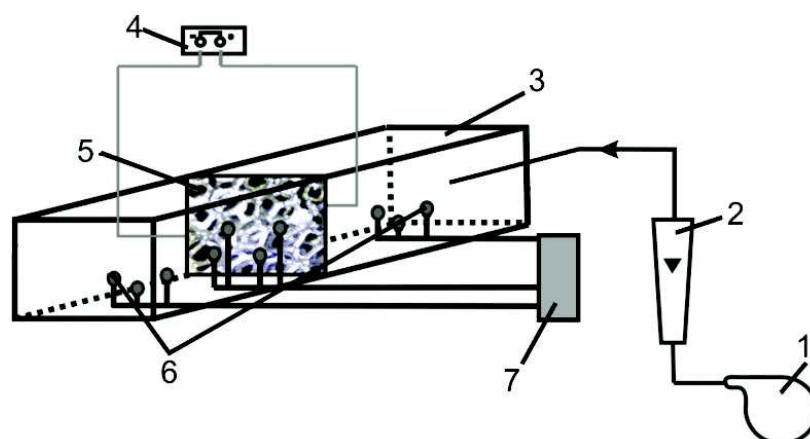
Wymiary struktur zostały przedstawione w Tabeli 1. L jest tu charakterystycznym wymiarem podłużnym badanej struktury, d jej charakterystycznym wymiarem poprzecznym.

Tabela 1. Wymiary charakterystyczne badanych struktur
Table 1. Characteristic dimensions of structures studied

Struktura	d , mm	L , mm	ε	S_v , $m^2 \cdot m^{-3}$
Siatka dziana	2,85	0,66	0,97	1355
Krótkokanałowa sinusoidalna	1,52	5	0,90	2383
Pierścieniowo-rozetkowa	26	10	0,96	918

2.2. APARATURA POMIAROWA

Schemat aparatury pomiarowej zastosowanej w badaniach siatki dzianej i struktury krótkokanałowej sinusoidalnej został przedstawiony na rys. 3. Badane struktury (siatka dziana i struktura krótkokanałowa sinusoidalna) umieszczone zostały prostopadle do strumienia przepływającego gazu (powietrza). Ogrzewano je, wykorzystując efekt Joule'a, z użyciem prądu elektrycznego o natężeniu maksymalnym $I_{\max} \approx 150$ A. Temperaturę mierzono za pomocą termopar: w przypadku powietrza przed i po kontakcie z badaną strukturą, w przypadku struktury - po jej wlotowej i wylotowej stronie. Prędkość powietrza zmieniana była w zakresie $\sim 0,2 - 11$ $m \cdot s^{-1}$. Więcej szczegółów na temat instalacji opisano w [15, 16].



Rys. 3. Aparatura pomiarowa: 1 - sprężarka, 2 - rotametr, 3 - reaktor testowy, 4 - układ wytwarzający i kontrolujący przepływ prądu elektrycznego, 5 - badana struktura, 6 - termopary, 7 - układ przetwarzania i gromadzenia danych

Fig. 3. Experimental setup: 1 – blower, 2 – rotameter, 3 – reactor, 4 – electric power generation and control system, 5 – specimen, 6 – thermocouple, 7 – data acquisition system

Struktura pierścieniowo-rozetkowa była badana w aparaturze, której głównym elementem była rura o średnicy 26 mm, ogrzewana z zewnątrz elektrycznie i wypełniona badaną strukturą. Mierzona była temperatura powierzchni wewnętrznej rury oraz przepływającego powietrza. Wyznaczono współczynniki wnikania ciepła do powierzchni wewnętrznej rury oraz liczby Nusselta, a także opory przepływu powietrza (współczynniki Fanninga) w funkcji liczby Reynoldsa. Charakterystycznym wymiarem poprzecznym była tu średnica wewnętrzna rury. Szczegóły przedstawiono w pracy [12].

2.3. OPRACOWANIE WYNIKÓW

Liczbę Nusselta zdefiniowano jako:

$$Nu = \frac{h \cdot d}{\lambda} \quad (3)$$

gdzie: h - współczynnik wnikania ciepła, λ - współczynnik przewodzenia ciepła. Eksperymentalnie wyznaczone opory przepływu charakteryzowane były w oparciu o równanie Darcy-Weisbacha:

$$\frac{\Delta P}{L} = 2f \cdot \frac{\rho \cdot w_0^2}{\varepsilon^2 \cdot d} \quad (4)$$

które obejmuje łącznie opory lepkie i inercyjne. Udział lepki, x_f , wyznaczano równ. (2). Dla porównania obliczano lepkie opory przepływu przez kanał, stosując równania Hawthorna [17]:

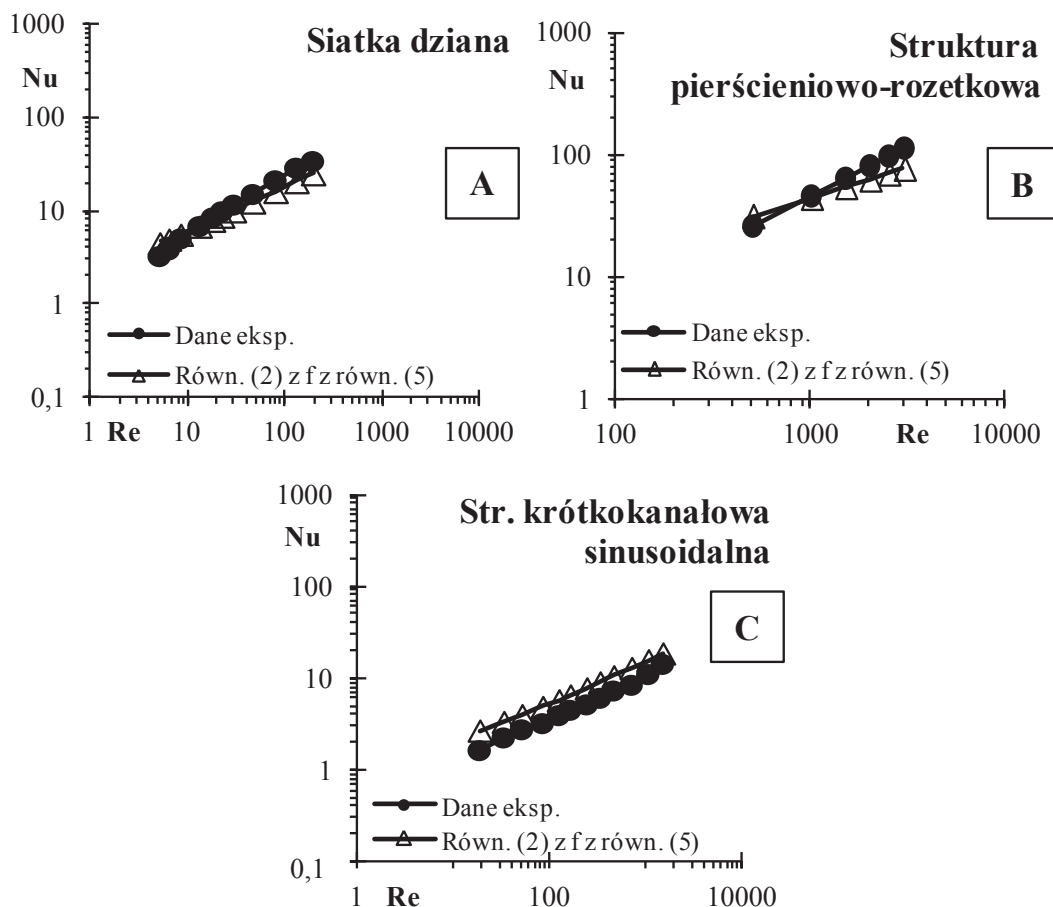
$$(x_f \cdot f) \cdot Re = (f_{fd} \cdot Re) \cdot \left(1 + \frac{0,045}{L^+}\right)^{0,5} \quad (5)$$

$$L^+ = \frac{L}{Re \cdot d} \quad (6)$$

gdzie: L^+ - bezwymiarowa długość przepływu.

3. WYNIKI

Do właściwego przeprowadzenia obliczeń z użyciem GLE potrzebna jest znajomość lepkich oporów przepływu. Uzyskana eksperymentalnie wartość współczynnika oporów przepływu Fanninga f stanowi sumę oporów lepkich i inercyjnych.



Rys. 4. Porównanie zależności liczb Nu od Re zmierzonych doświadczalnie (czarne punkty) oraz obliczonych z zastosowaniem GLE (białe trójkąty) dla: A - siatki dzianej, B - struktury pierścieniowo-rozetkowej, C- struktury krótkokanałowej sinusoidalnej

Fig. 4. Comparison of experimentally derived Nu vs Re relationships (solid dots) with those calculated using GLE (white triangles) for: A - knitted wire gauze, B - ring-rosette structure, C - short-channel sine structure

W celu obliczenia jedynie oporów lepkich możliwe jest zastosowanie równania Hawthorna, które zakłada rozwijający się hydrodynamicznie przepływ w kanale o przekroju kołowym. Na rys. 4 przedstawiono porównanie wyznaczonych doświadczalnie zależności liczby Nusselta Nu od liczby Reynoldsa Re z wartościami liczb Nusselta obliczonych z użyciem GLE (równ. (2)) z zastosowaniem współczynnika Fanninga f wyznaczonego z równania Hawthorna (równ. (5)).

Udział oporów lepkich, x_f , zmienia się w zależności od liczby Reynoldsa, co przedstawiono na rys. 5, pozostałą część oporów stanowią opory inercyjne. Zależność ta jest odmienna dla różnych struktur. Udział oporów lepkich zwiększa się z liczbą Reynoldsa dla siatki dzianej oraz struktury pierścieniowo-rozetkowej. W przypadku siatki udział ten osiąga prawie 100% przy $Re \approx 100$. Dla struktury krótkokanałowej wartość x_f ze wzrostem Re utrzymuje się na podobnym poziomie około 20 - 30 %. Udział oporów lepkich dla struktury pierścieniowo-rozetkowej jest niewielki, w granicach 1 - 5%, z uwagi na znaczne opory inercyjne (czołowe) pierścienia i centralnej części rozetki.



Rys. 5. Zależność udziału oporów lepkich x_f od liczby Reynoldsa Re dla badanych struktur

Fig. 5. Share of the viscous fraction x_f vs Reynolds number Re for the structures tested

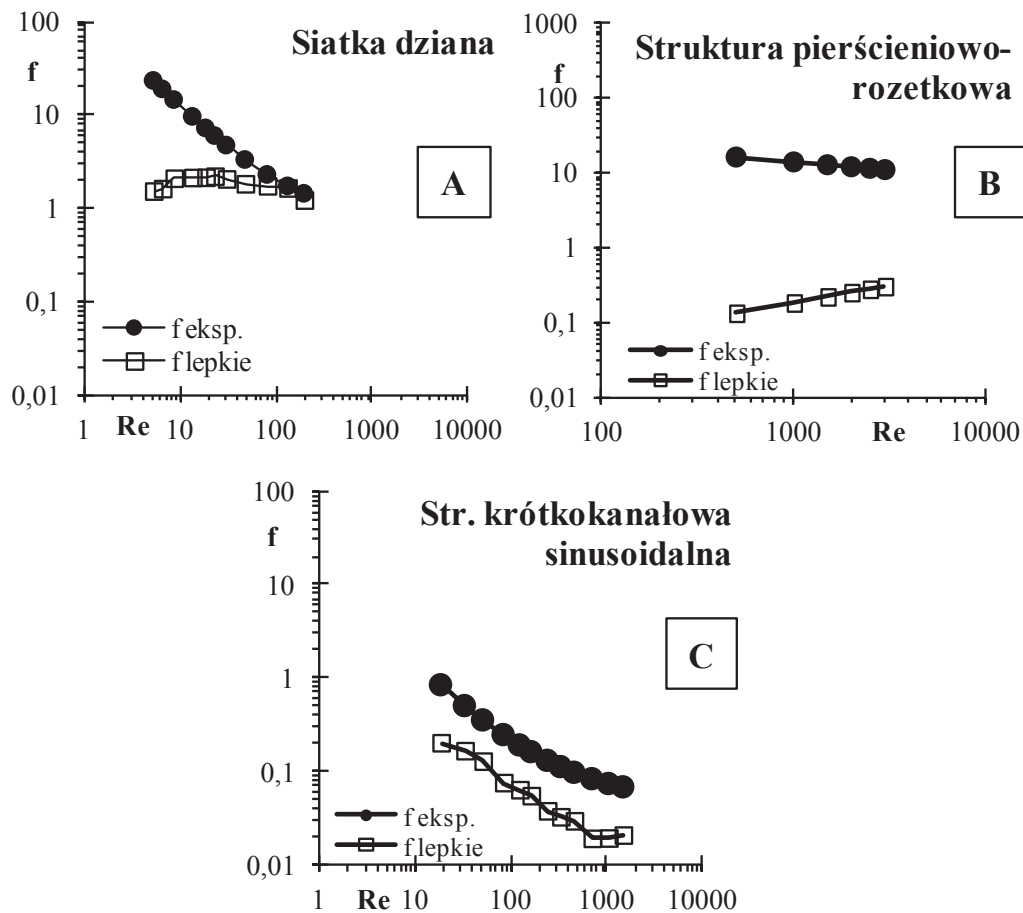
Rys. 6 przedstawia, jak zmienia się składowa lepka oporów przepływu, wyrażona za pomocą iloczynu ($f \cdot x_f$), dla badanych struktur w zależności od liczby Reynoldsa. Każda ze struktur posiada w tym wypadku właściwości indywidualne, znacząco różne od pozostałych. Iloczyn ten może zwiększać się wraz z liczbą Reynoldsa (dla struktury pierścieniowo-rozetkowej), maleć (dla str. krótkokanałowej), lub pozostawać na podobnym poziomie (w przypadku siatki). Oznacza to, że lepkościowa składowa oporów przepływu istotnie zależy od kształtu badanej struktury.



Rys. 6. Składowa lepka oporów przepływu ($f \cdot x_f$) w funkcji Re dla badanych struktur
 Fig. 6. Viscous friction component ($f \cdot x_f$) vs. Re for tested structures

Wpływ prędkości gazu (liczby Reynoldsa) na lepkościową składową oporów przepływu ($f \cdot x_f$) nie jest do końca jasny. Być może potrzebne są kolejne badania uwzględniające bardziej szczegółowe różnice w budowie morfologicznej struktur.

Rys. 7 przedstawia porównanie pomiędzy oporami lepкими oraz doświadczalnie zmierzonymi oporami całkowitymi w zależności od liczby Reynoldsa. Podobnie jak w przypadku pozostałych porównań, rys. 7 podkreśla indywidualne zachowanie się każdej ze struktur i brak ogólnych reguł. W przypadku siatki dzianej opory lepкие uzyskują podobne wartości w zakresie testowym i mogą stanowić niemalże 100% oporów całkowitych. Dla struktury pierścieniowo-rozetkowej udział oporów lepких zwiększa się wraz z liczbą Reynoldsa i jest znacząco mniejszy w porównaniu z pozostałymi wypełnieniami. Jest to spowodowane faktem, że tego typu wypełnienia generują znaczne opory czołowe. Struktury krótkokanałowe posiadają udział oporów lepких na poziomie 30 - 40 %, co potwierdza wyniki wcześniejszych prac [18], wskazujące na znaczny udział inercyjnych oporów czołowych w takich strukturach.



Rys. 7. f vs. Re dla zbadanych struktur: A - siatki dzianej, B - pierścieniowo-rozetkowej, C - krótkokanałowej sinusoidalnej

Fig. 7. f vs. Re for tested structures: A - knitted wire gauze, B - ring-rosette, C - short-channel sine

WNIOSKI

- Przy pomocy GLE można z zadowalającą dokładnością przewidzieć wartości współczynników transportu dla różnych struktur. Najważniejszym wymiarem jest długość kanału modelowego, na której rozwija się przepływ laminarny.
- Lepkościowa składowa oporów przepływu istotnie zależy od kształtu badanej struktury.
- Dla siatki dzianej udział oporów lepkich w stosunku do oporów całkowitych jest znaczny, osiągając niemal 100% dla $Re \approx 100$.
- Dla struktury pierścieniowo-rozetkowej udział ten jest znacznie mniejszy, w granicach kilku procent. Jest to spowodowane znacznym oporem czołowym pierścienia; opór ten ma charakter inercyjny.
- Dla struktury sinusoidalnej udział oporów lepkich wynosi około 30 - 40 % jest spowodowany oporem czołowym ścianek kanałów, dość znacznym dla tego typu struktur, o czym świadczą wcześniejsze prace [18]

OZNACZENIA - SYMBOLS

d	- średnica kanału, m channel diameter
f	- współczynnik oporów Fanninga Fanning friction factor
h	- współczynnik wnikania ciepła, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$ heat transfer coefficient
L	- długość kanału, m channel length
Nu	- liczba Nusselta, $=h \cdot d \cdot \lambda^{-1}$ Nusselt number
Pr	- liczba Prandtla, $=c_p \cdot \eta \cdot \lambda^{-1}$ Prandtl number
Re	- liczba Reynoldsa, $=w \cdot d \cdot \rho \cdot \eta^{-1}$ Reynolds number
S_v	- powierzchnia właściwa, $m^2 \cdot m^{-3}$ specific surface area
w	- prędkość średnia płynu (liczona na przekrój pustego aparatu), $m \cdot s^{-1}$ superficial fluid velocity
x_f	- udział oporów lepkich wall or skin friction
ε	- porowatość, porsity
η	- lepkość, Pa·s viscosity
λ	- współczynnik przewodzenia ciepła, $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$ thermal conductivity
ρ	- gęstość, $kg \cdot m^{-3}$ density

PIŚMIENNICTWO CYTOWANE - REFERENCES

- [1] *Ambient air pollution: a global assesment of exposure and burden of disease*. 2016, WHO.
- [2] DUMESIC, J., G. HUBER, BOUDART M., *Principles of heterogeneous catalysis*, in *Handbook of heterogeneous catalysis*. 2008, WILEY- VCH verlag gmbh & co. Kгаа.
- [3] KOCH, R., NOWORYTA A., *Procesy mechaniczne w inżynierii chemicznej*. Inżynieria chemiczna. 1992, Warszawa: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne.
- [4] LÉVÊQUE, A., *Les lois de la transmission de chaleur par convection*. Ann. Mines., 1928. 13: p. 201-299, 305-362, 381-415.
- [5] SCHLÜNDER E. U., *Scientific theory of heat transfer - (historical development and present state)*. Chemie ingenieur technik, 1970. 42(14): p. 905-910.
- [6] SCHLÜNDER, E. U., *Analogy between heat and momentum transfer*. Chemical engineering and processing-process intensification, 1998. 37(1): p. 103-107.
- [7] MARTIN, H., *A theoretical approach to predict the performance of chevron-type plate heat exchangers*. Chemical engineering and processing-process intensification, 1996. 35(4): p. 301-310.

- [8] ABU-KHADER, M. M., *Better thermal calculations using modified generalized Leveque equations for chevron plate heat exchangers*. International journal of green energy, 2007. 4(4): p. 351-366.
- [9] GANCARCZYK, A., et al., *Heat and momentum transfer analogies in laminar flow*. Journal of heat transfer-transactions of the asme, 2019. 141(2): p. 5.
- [10] MARTIN, H. *The generalized l ev e equation and its use to predict heat or mass transfer from fluid friction*. In *20th National heat transfer conference*. 2002. Maratea, italy.
- [11] NANDA, P., DAS S.K., MARTIN H., *Application of a new analogy for predicting heat transfer to cross rod bundle heat exchanger surfaces*. Heat transfer engineering, 2001. 22(3): p. 17-25.
- [12] KOŁODZIEJ, A., KRAJEWSKI W., DUBIS A., *Alternative solution for strongly exothermal catalytic reactions: a new metal-structured catalyst carrier*. Catalysis today, 2001. 69(1-4): p. 115-120.
- [13] KOŁODZIEJ, A., et al., *Mass transfer and flow resistance for sinusoidal short-channel catalytic internals*. Przemysl chemiczny, 2012. 91(10): p. 2074-2078.
- [14] KOŁODZIEJ, A. ŁOJEWSKA J., *Mass transfer for woven and knitted wire gauze substrates: experiments and modelling*. Catalysis today, 2009. 147: p. S120-s124.
- [15] KOŁODZIEJ, A., et al., *Short-channel structured reactor: experiments versus previous theoretical design*. Chemical engineering and processing, 2011. 50(8): p. 869-876.
- [16] GANCARCZYK, A., et al., *Interfacial heat and momentum transfer relation for porous media*. International journal of thermal sciences, 2018. 132: p. 42-51.
- [17] HAWTHORN, R.D., *Afterburner catalysis-effects of heat and mass transfer between gas and catalyst surface*, in *aiche symp. Ser.* 1974. P. 428-438.
- [18] IWANISZYN, M., et al., *Short-channel structured reactor as a catalytic afterburner*. Topics in catalysis, 2013. 56(1-8): p. 273-278.

K. SINDERA, M. KORPYŚ, A. GANCARCZYK, M. IWANISZYN, T. KLESZCZ, A. KOŁODZIEJ

ESTIMATION OF THE VISCOUS AND INERTIAL FRICTION COMPONENTS OF THE FLOW RESISTANCE FOR STRUCTURED INTERNALS USING THE GENERALISED L EV E EQUATION

The vast majority of chemical reactions are catalytic processes playing important role in chemical industry and in related fields such as pharmacy, environmental protection, energy and transport. Catalysts provide lower activation energy of the chemical transformation resulted in increased the rate of chemical reaction. In gas-phase reactions, the catalyst is most often deposited on a solid support (carrier) filling the reactor. The catalyst carrier can be, for example, packed bed or ceramic monolith (e.g. automotive catalytic converters). The choice of catalyst support for the chemical reaction is not accidental and should be preceded by both technological and economic analysis. The technological analysis consists in determining the heat and mass transport coefficients to the catalyst surface as well as the flow resistance. Pumping energy, consequence of the flow resistance, is in turn an important part of the economic analysis. In addition, an important element of the economic balance is the cost of cooling or heating the gas streams.

In chemical engineering, momentum, heat and mass transport analogy is the state of the art. However, this approach has serious limitations, because only the viscous friction component of the flow resistance should be used to calculate the transport coefficients. This paper focuses on the heat transport calculations

based on the flow resistance. Three types of catalytic supports were analyzed: the knitted wire gauze, the sinusoidal short-channel structure and the ring-rosette structure (Fig. 2). The calculations presented are limited to the laminar flow simultaneously developing thermally and hydrodynamically. The results presented in the work were obtained based on the GLE (Generalized L ev eque Equation) (2). The GLE equation applies to hydrodynamically and thermally developing flow in a channel with a circular cross-section and a constant temperature at the wall. The essence of the presented results is the assumption that the flow through the gauze, rosette and u-shaped ring or sinusoidal channel can be approximated by flow through a capillary with hydraulic diameter is calculated based on the dimensions of investigated carriers. In the developing laminar flow, length of the channel is the key parameter. In the case of ring-rosette structure, the channel length is the high of ring and rosette, in other cases it is the length of the structure. The experimental values of the Nusselt number were used to determine the value of the viscous component of the Fanning friction factor using the transformed GLE equation (2). Obtained values of the friction factor agree very well with the data obtained from the Hawthorn equation (5) (cf. Fig. 4). Hawthorn equation is a semiempirical equation describing the average value of the Fanning friction factor as a function of the Reynolds number and dimensionless channel length, L^+ (6). These results confirm that the simplifying assumptions used for the Nusselt number calculations are valid for the studied structures.

In the next step, the percentage share of the viscous flow resistance was determined using experimental values of the friction factor and Nusselt number as well as the GLE equation (2). The results show that, in the case of wire gauze, viscous resistance constitute above 90%. However, for ring-rosette structure it is just a few percent, and for the sinusoidal structure approximately 30-40%.

The obtained results indicate that among analyzed catalyst supports, knitted wire gauze is the best choice in the case of gas phase reactions, because it allows obtaining high values of transport coefficients simultaneously minimizing inertial resistances.

Received: 8.11.2019

Accepted: 3.12.2019