

Wojciech LUDWIG, Roman G. SZAFRAN, Joanna FEDER-KUBIS

e-mail: wojciech.ludwig@pwr.wroc.pl

Zakład Inżynierii Chemicznej, Wydział Chemiczny, Politechnika Wrocławska, Wrocław

Hydrodynamika przepływu cieczy w reaktorze strumieniowo-pętlcowym z przegrodą lamelową

Wstęp

Celem pracy było zbadanie hydrodynamiki przepływu cieczy w reaktorze strumieniowym z przegrodą lamelową. Urządzenie to łączy w sobie zalety reaktora strumieniowo-pętlcowego z kontaktem membranowym.

Reaktory strumieniowo-pętlcowe od stosunkowo niedawna są z powodzeniem stosowane w przemyśle chemicznym i petrochemicznym, jak również w biotechnologii i do oczyszczania ścieków [Yildiza i in., 2005; Byungjoon i in., 2008; Wei i in., 2011].

Cechuje je prosta i zwarta konstrukcja, wysoka niezawodność oraz relatywnie niskie zużycie energii [Vogelpohl i Wachsmann, 1987; Havelka i in., 2000], co skutkuje niskimi kosztami zarówno inwestycyjnymi jak i eksploatacyjnymi.

Zasadniczym elementem reaktora strumieniowo-pętlcowego jest zbiornik z rurą wznoszącą, w której umieszczona jest dysza. Wprowadzenie strumienia wlotowego za pomocą dyszy umożliwia dokładne wymieszanie cieczy i pozwala na wyeliminowanie mieszań. Podstawową zaletą tego rozwiązania konstrukcyjnego jest elastyczność oraz możliwość wykorzystania zarówno w ciekłych układach jednofazowych, dwufazowych; ciecz – ciecz, ciecz – gaz i ciecz – ciało stałe, jak i w układach wielofazowych.

Kontakty membranowe zostały zastosowane w skali przemysłowej między innymi w przemyśle farmaceutycznym w procesach wydzielania 4-metyltiazolu, 4-cyjanotiazolu oraz MK-819 z mieszaniny poreakcyjnej [Parsad i Sirkar, 1989; Parsad i Sirkar 1990].

W porównaniu z klasycznymi ekstraktorami kontakty membranowe charakteryzuje [Frank i Sirkar, 1985; 1986]:

- stałość powierzchni wymiany masy,
- możliwość stosowania dowolnych prędkości przepływu poszczególnych faz,
- wyeliminowanie tworzenia emulsji (nie występuje dyspersja ciecz-ciecz),
- możliwość kontaktu faz o tej samej gęstości,
- możliwość prostego, bezpośredniego powiększenia skali,
- wyższe wartości współczynników przenikania masy,
- mniejsze zapotrzebowanie ekstrahenta,
- minimalizacja zjawiska *foulingu*
- możliwością jednoczesnego oddzielania stałego katalizatora.

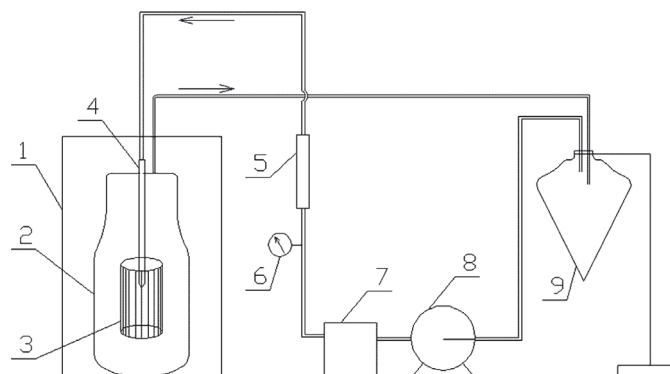
Modyfikacja przedstawiona w pracy polega na zastąpieniu w reaktorze strumieniowo-pętlcowym klasycznej litej rury wznoszącej porowatą przegrodą półprzepuszczalną wykonaną z membrany, umożliwiającą w ten sposób selektywne usuwanie produktów reakcji z przestrzeni reakcyjnej.

W trakcie badań poszukiwano takiego zestawu zmiennych ruchomych i konstrukcyjnych reaktora lamelowego, aby uzyskać maksymalne objętościowe natężenie przepływu cieczy w rurze wznoszącej. Jest to parametr posiadający zasadnicze znaczenie dla efektywności działania urządzenia [Szafran i Kmieć, 2004].

Badania doświadczalne

Instalacja badawcza

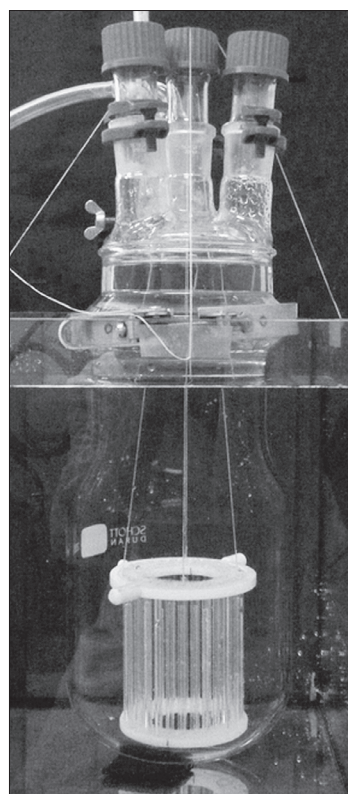
Pomiary przeprowadzono przy użyciu układu badawczego przedstawionego na rys. 1 i były to badania wstępne reaktora hybrydowego nowego typu.



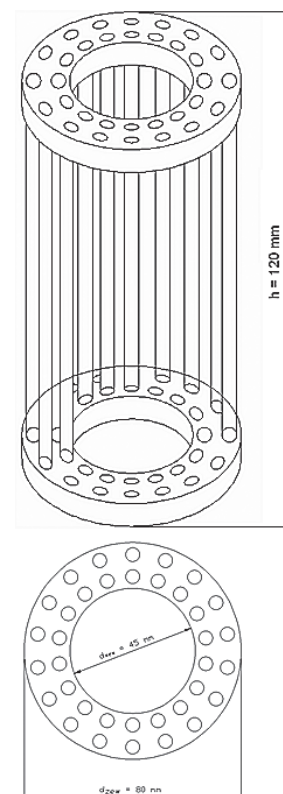
Rys. 1. Schemat instalacji badawczej: 1 – zbiornik szklany, 2 – reaktor strumieniowo-pętlcowy, 3 – rura wznosząca, 4 – dysza, 5 – rotametr, 6 – manometr, 7 – tłumik pulsacji, 8 – pompa, 9 – zbiornik szklany (rozdzielacz)

Reaktor o wysokości 270 mm i średnicy komory reakcyjnej 140 mm (Rys. 2) posiadał w swej konstrukcji modelową rurę zbudowaną z cienkich kapilar szklanych ułożonych w dwóch rzędach, której wymiary ustalono w trakcie badań klasycznego reaktora strumieniowo-pętlcowego (Rys. 3) [Ludwig i in., 2012]. Na tym etapie zastępowała ona rurę wznoszącą z włókien *hollow fibre*.

Ciecz zasysana była pompą – 8 ze zbiornika wyrównawczego – 9, a następnie tłoczona poprzez tłumik pulsacji – 7 i rotametr – 5 do dyszy



Rys. 2. Badany reaktor wraz z modelową rurą lamelową



Rys. 3. Schemat rury wznoszącej zastosowanej do pomiarów (widok z boku i z góry)

– 4 w reaktorze – 2, który umieszczono wewnątrz prostopadłościennego zbiornika szklanego – 1 niwelującego zniekształcenia optyczne. Następnie ciecz poprzez króciec na górze pokrywy reaktora dostawała się z powrotem do zbiornika wyrównawczego – 9. Zastosowanie zbiornika wyrównawczego umożliwiało dokładne dozowanie cząstek znacznikowych.

Układ pomiarowy

Do pomiarów hydrodynamiki przepływu w badanym reaktorze użyto układu pomiarowego własnej konstrukcji wykorzystującego metodę PIV (*Particle Image Velocimetry*). Składał się on z trzech zasadniczych elementów: źródła światła, urządzenia rejestrującego oraz cząstek znacznikowych.

Źródło światła stanowił zielony laser liniowy Z40RG SET firmy Z-laser o mocy 40 mW. Dawał on światło w postaci skolimowanej zielonej linii o długości do 20 m i grubości około 2 mm.

Rejestrator. W badaniach użyto kamery Sony HDR-FX7E. Ma ona 20-krotny powiększenie optyczne oraz obiektyw Carl Zeiss® Vario-Sonnar® ze szkłem o bardzo małej dyspersji, a także możliwość ręcznego wyboru ustawień szeregu funkcji. Kamera pozwalała na zapis z szybkością 25 i 100 klatek na sekundę w rozdzielczości 1440×1080 pikseli (HDV).

Cząstki znacznikowe i ich stężenia w roztworze zostały wybrane na podstawie wcześniejszych doświadczeń. Użyto syntetycznych cząstek znacznikowych PSP (*Polyamid Seeding Particles*) firmy Dantec Dynamics, które dodawano do cyrkulującej wewnątrz układu cieczy w takiej ilości, aby uzyskać stężenie 0,06 g/dm³ [Ludwig i in., 2012].

Metodyka pomiarów i obliczeń

Wszystkie pomiary wykonano wg następującego schematu:

- napełnienie układu pomiarowego wodą
- uruchomienie pompy cyrkulacyjnej
- ustawienie natężenia przepływu
- dodanie cząstek znacznikowych
- ustalenie warunków (oczekiwanie około 5 minut)
- włączenie lasera i ustawienie płaszczyzny świetlnej tak, by przechodziła przez oś aparatu
- nagranie krótkiej sekwencji filmowej przepływu cieczy w reaktorze
- zmiana wybranego parametru ruchowego lub konstrukcyjnego
- powtórzenie procedury od pkt. 5.

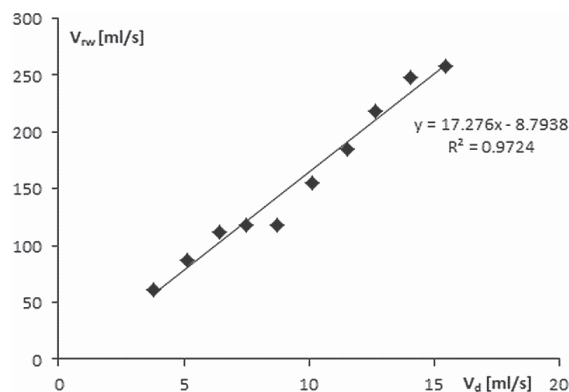
Uzyskaną dla danych parametrów sekwencję filmową dzielono na pojedyncze klatki, które poddawano obróbce w celu zwiększenia kontrastu. Stanowiły one podstawę do obliczenia metodą PIV chwilowego pola prędkości cieczy w aparacie. Do tego celu użyto darmowego oprogramowania GPIV. Chwilowe pola prędkości uśredniano (średnia arytmetyczna z 50 pól rejestrowanych co 0,05 s) ze względu na nieustalony w czasie, burzliwy przepływ w reaktorze. Objętościowe natężenie przepływu na wylocie z rury wznoszącej otrzymywano poprzez całkowanie uśrednionego równania profilu prędkości cieczy [Ludwig i in., 2012].

Eksperymenty miały na celu określenie następujących zależności:

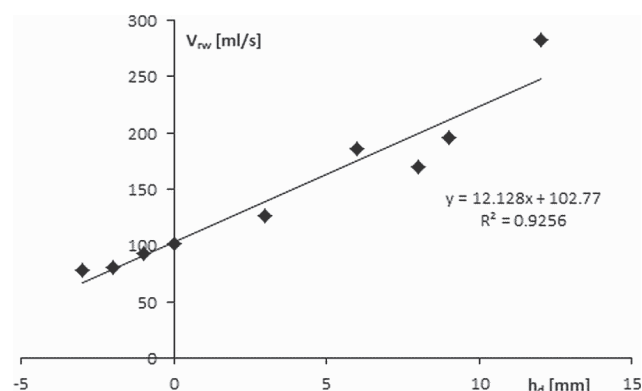
- objętościowego natężenia przepływu na wylocie z rury wznoszącej od objętościowego natężenia przepływu w dyszy zasilającej (3,8÷16,7 ml/s).
- objętościowego natężenia przepływu na wylocie z rury wznoszącej od średnicy dyszy zasilającej (1÷2 mm).
- objętościowego natężenia przepływu na wylocie z rury wznoszącej od odległości dyszy zasilającej od górnej krawędzi rury wznoszącej (-3÷12 cm).
- objętościowego natężenia przepływu na wylocie z rury wznoszącej od jej odległości od dna reaktora (1÷6 cm).

Wyniki pomiarów

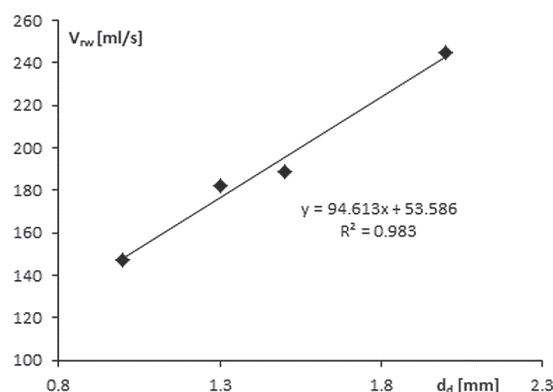
Wpływ parametrów ruchowych i konstrukcyjnych na objętościowe natężenie przepływu na wylocie z rury wznoszącej przedstawiono na rys. 4–6.



Rys. 4. Zależność natężenia przepływu w rurze wznoszącej od natężenia przepływu w dyszy ($H_{rw} = 120$ mm, $h_{rw} = 30$ mm, $d_{rw} = 45$ mm, $d_d = 2$ mm, $h_d = 30$ mm)



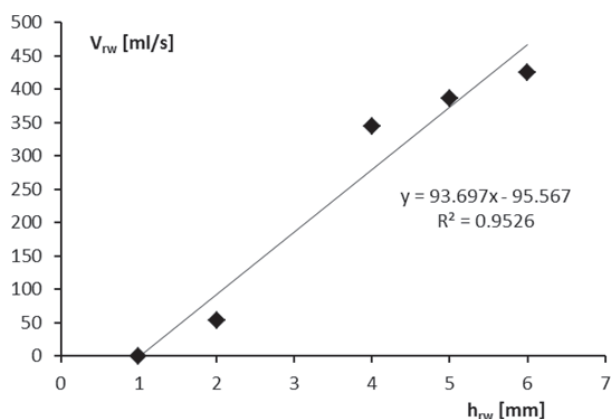
Rys. 5. Zależność natężenia przepływu w rurze wznoszącej od odległości dyszy od górnej krawędzi rury wznoszącej. Wartość ujemna oznacza, że wylot dyszy znajduje się poniżej górnej krawędzi rury wznoszącej) ($V_d = 11,54$ ml/s, $H_{rw} = 120$ mm, $h_{rw} = 30$ mm, $d_{rw} = 45$ mm, $d_d = 2$ mm)



Rys. 6. Zależność natężenia przepływu na wylocie z rury wznoszącej od średnicy dyszy zasilającej ($V_d = 15,49$ ml/s, $H_{rw} = 120$ mm, $h_{rw} = 30$ mm, $d_{rw} = 45$ mm, $h_d = 60$ mm)

Na podstawie przeprowadzonych badań można dojść do następujących stwierdzeń dotyczących wpływu parametrów ruchowych i geometrycznych na natężenie przepływu cieczy w lamelowej rurze wznoszącej:

- wraz ze wzrostem objętościowego natężenia przepływu cieczy w dyszy zasilającej rośnie objętościowe natężenie przepływu w rurze wznoszącej (Rys. 4). Przy zwiększaniu wartości objętościowego natężenia przepływu cieczy zasilającej rośnie jej prędkość, a przez to wartość energii przekazywanej przez wypływającą strugę. Ponadto w wyniku efektu Venturiego podciśnienie w przestrzeni wokół dyszy także rośnie, co powoduje zassysanie większej ilości cieczy z części pierścieniowej aparatu.
- wraz ze wzrostem głębokości zanurzenia dyszy objętościowe natężenie przepływu cieczy w rurze wznoszącej wykazuje tendencję wzrostową (Rys. 5). Przy zwiększaniu odległości dyszy od wlotu



Rys. 7. Zależność natężenia przepływu na wylocie z rury wznoszącej od jej odległości od dna reaktora ($V_d = 15,49$ ml/s, $H_{rw} = 120$ mm, $d_{rw} = 45$ mm, $h_d = 120$ mm)

Oznaczenia

- d_d – średnica dyszy zasilającej, [mm]
 d_{rw} – średnica zewnętrzna rury wznoszącej, [mm]
 h_d – odległość wylotu dyszy od górnej krawędzi rury wznoszącej (wartość ujemna oznacza, że wylot dyszy znajduje się poniżej górnej krawędzi rury wznoszącej), [mm]
 h_{rw} – odległość rury wznoszącej od dna reaktora, [mm]
 H_{rw} – wysokość rury wznoszącej, [mm]
 V_d – objętościowe natężenie przepływu cieczy na wylocie z dyszy zasilającej, [ml/s]
 V_{rw} – objętościowe natężenie przepływu na wylocie z rury wznoszącej, [ml/s]

LITERATURA

rury wznoszącej średnica strugi wpływającej do rury także rośnie. Objętość zajęta przez strugę z szybko poruszającą się cieczą w rurze wznoszącej zwiększa się, a to powoduje istotny wzrost średniej prędkości i objętościowego natężenia przepływu.

- wraz ze wzrostem odległości dolnej krawędzi rury wznoszącej od dna aparatu rośnie natężenie przepływu płynącej w niej cieczy (Rys. 7). Spowodowane jest to ułatwieniem cyrkulacji w dolnej części aparatu.

Wnioski

Hydrodynamika badanego reaktora strumieniowego z przegrodą lamelową nie różniła się zasadniczo od hydrodynamiki reaktora strumieniowo-pętlicowego [Ludwig i in., 2012], co jest zjawiskiem korzystnym. Dzięki gęstemu upakowaniu kapilar w rurze lamelowej ograniczono przenikanie cieczy z wnętrza rury do strefy pierścieniowej, a przez to wymuszono regularną cyrkulację cieczy.

W wyniku przeprowadzonych badań określono następujący zestaw parametrów ruchowych i rozwiązań konstrukcyjnych zapewniających maksymalne objętościowe natężenie przepływu cieczy na wylocie z lamelowej rury wznoszącej:

- objętościowe natężenie przepł. cieczy zasilającej = 15,49 ml/s.
- średnica wewnętrzna dyszy = 2 mm.
- odległość pomiędzy wylotem dyszy zasilającej a górną krawędzią rury wznoszącej = 120 mm.
- odległość dolnej krawędzi rury wznosz. od dna aparatu = 60 mm.

Powyższe parametry konstrukcyjne i ruchowe będą wykorzystane w konstrukcji reaktora membranowego do przeprowadzenia reakcji Friedela-Craftsa.

- Park B., Hwang G., Haam S., Lee C., Ahn I., Lee K., 2008. Absorption of a volatile organic compound by a jet loop reactor with circulation of a surfactant solution: Performance evaluation. *J. Hazard. Mater.*, **153**, 735–741. DOI: 10.1016/j.jhazmat.2007.09.016
- Frank G.T., Sirkar K.K., 1985. Alcohol production by yeast fermentation and membrane extraction. *Biotechnol. Bioeng. Symp.*, **15**, 621-631
- Frank G.T., Sirkar K.K., 1986. An integrated bioreactor-separator: in situ recovery of fermentation products by a novel membrane-based dispersion – free solvent extraction technique. *Biotechnol. Bioeng. Symp.*, **17**, 303-317.
- Havelka P., Linek V., Sinkule J., Zahradnik J., Fialova M., 2000. Hydrodynamic and mass transfer characteristics of ejector loop reactors. *Chem. Eng. Sci.*, **55**, 535-549. DOI: 10.1016/S0009-2509(99)00343-7
- Ludwig W., Szafran R. G., Kmiec A., Dziak J., 2012. Measurements of flow hydrodynamics in a jet-loop reactor using PIV method. *Procedia Eng.*, **42**, 1266–1277. DOI: 10.1016/j.proeng.2012.07.508
- Parsad R., Sirkar K.K., 1989. Hollow fiber solvent extraction of pharmaceutical products: A case study. *J. Membrane Sci.*, **47**, 235-259. DOI: 10.1016/S0376-7388(00)83078-1
- Parsad R., Sirkar K.K., 1990. Hollow fiber solvent extraction: Performances and design. *J. Membrane Sci.*, **50**, 153-175. DOI: 10.1016/S0376-7388(00)80313-0
- Szafran R. G., Kmiec A., 2004. Application of CFD modeling technique in engineering calculations of three phase flow hydrodynamics in a jet-loop reactor. *Int. J. Chem. React. Eng.*, **2**, nr 1, 1542-6580. DOI: 10.2202/1542-6580.1179
- Vogelpohl A., Wachsmann U., 1987. Zur Hydrodynamik von strahlgetriebenen Schlaufenreaktoren. *Chem. Ing. Tech.*, **59**, 510-511. DOI: 10.1002/cite.330590620
- Wei Ch., Tao Zhang, Chunhua Feng, Haizhen Wu, Zhiyi Deng, Chaofei Wu, Bin Lu, 2011. Treatment of food processing wastewater in a full-scale jet biogas internal loop anaerobic fluidized bed reactor. *Biodegradation*, **22**, 347-357. DOI: 10.1007/s10532-010-9405-5
- Yildiz E., Keskinler B., Pekdemir T., Akay G., Nuhoglu A., 2005. High strength wastewater treatment in a jet loop membrane bioreactor: kinetics and performance evaluation. *Chem. Eng. Sci.*, **60**, 1103–1116. DOI: 10.1016/j.ces.2004.09.071

Badania były finansowane przez Ministerstwo Nauki i Szkolnictwa Wyższego w ramach grantu badawczego 1 T09C 006 30.

Autorzy pragną podziękować mgr inż. Annie Hartman za pomoc w wykonaniu doświadczeń.