

Mateusz PRONCZUK, Katarzyna BIZON

e-mail: mateusz.pronczuk@chemia.pk.edu.pl

Katedra Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Wydział Inżynierii i Technologii Chemicznej, Politechnika Krakowska, Kraków

Dyskusja oporów lokalnych w hybrydowym fluidyzacyjnym aparacie airlift z zewnętrzną cyrkulacją cieczy

Wstęp

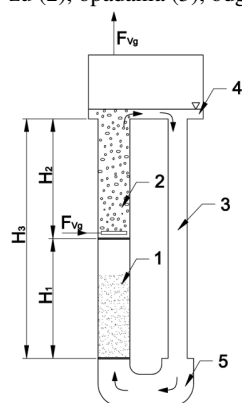
Aparaty fluidyzacyjne znajdują coraz szersze zastosowanie w procesach mikrobiologicznych [Tang i in., 1987; Wisecarver i Fan, 1989]. Świadczy o tym również pojawianie się nowych typów bioreaktorów. Osadzenie biofilmu na powierzchni drobnoziarnistego złoża ciała stałego powoduje zwiększenie ilości biomasy w aparacie oraz zwiększenie powierzchni wymiany masy [Tang i Fan, 1987]. Obecność złoża ruchomego przeciwdziała również niekontrolowanemu wzrostowi biomasy na powierzchni nośnika stałego, który, w wypadku złoża stacjonarnego, może prowadzić do jego zatykania się [Illiuta i Larachi, 2004].

W procesach aerobowych źródłem tlenu najczęściej jest powietrze barbotujące przez warstwę cieczy. Jednakże, podczas powstawania i przepływu pęcherzy gazowych przez fazę ciekłą wytwarzane są naprężenia ścinające, które mogą powodować niszczenie delikatnego biofilmu. W celu wyeliminowania niekorzystnego oddziaływania pęcherzy gazowych na biofilm, zaproponowano rozdzielenie strefy barbotażu od strefy fluidyzacji [Dunn i in., 1983; Guo i in., 1997; Olivieri i in., 2010; Tabiś i in., 2014; Boroń i Bizon, 2016].

W pracy przedstawiono wyniki pomiarów pozornej prędkości fazy ciekłej i porównano je z tymi, które otrzymano z obliczeń na podstawie prostego modelu matematycznego. Praca ma na celu zweryfikowanie tego modelu i określenie źródeł rozbieżności między danymi doświadczalnymi a teorią.

Badania doświadczalne

Stanowisko badawcze przedstawiono schematycznie rys. 1. Aparat można podzielić na pięć głównych stref: fluidyzacji (1), barbotażu (2), opadania (3), odgazowania (4) i przydenną (5).



Rys. 1. Hybrydowy fluidyzacyjny aparat airlift z zewnętrzną cyrkulacją cieczy; 1 – strefa fluidyzacji, 2 – strefa barbotażu, 3 – strefa opadania, 4 – strefa odgazowania, 5 – strefa przydenna

Wprowadzenie powietrza w strefie barbotażu powoduje, że część znajdującej się w tej strefie cieczy zostaje wyparta przez gaz, co powoduje obniżenie średniej gęstości środowiska w tej strefie. Różnica średniej gęstości środowisk między strefą barbotażu (2), a strefą opadania (3) jest siłą napędową cyrkulacji cieczy. Zastosowana konstrukcja aparatu pozwala na zamontowanie rur cyrkulacyjnych (3) o różnych średnicach.

Współistnienie w aparacie złoża fluidalnego i barbotażu prowadzi do wielu możliwych warunków jego pracy. Jednak jedynym interesującym obszarem pracy jest taki, w którym następuje całkowite odgazowanie cieczy w górnym zbiorniku, zaś złożo cząstek stałych znajduje się w stanie fluidalnym. Podstawowe wymiary geometryczne badanego aparatu i parametry fizyczne złoża cząstek stałych przedstawiono w tab. 1.

Media. Fazą ciekłą i gazową były odpowiednio: woda i powietrze, których właściwości fizyczne przyjęto dla temperatury 15 °C.

Tab. 2. Podstawowe wymiary geometryczne aparatu i właściwości fizyczne mediów

Parametr	Jednostka	Wartość
H_1	m	1
H_2	m	1
H_3	m	2
d_1	m	$80 \cdot 10^{-3}$
d_2	m	$80 \cdot 10^{-3}$
d_3	m	$30 \cdot 10^{-3}$ $50 \cdot 10^{-3}$ $80 \cdot 10^{-3}$
H_{mf}	m	$105 \cdot 10^{-3}$
ε_{mf}	-	0,44
d_s	m	$3,2 \cdot 10^{-3}$
ϕ_s	-	0,976
ρ_s	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1354
u_{op}	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	0,1204
m_s	kg	0,4 0,6

Dyskusja oporów lokalnych w aparacie

Model hydrodynamiki hybrydowego aparatu airlift z zewnętrzną cyrkulacją cieczy wyprowadzony został w oparciu o globalny bilans pędu przy założeniu, że różnica gęstości między strefą barbotażu i opadania jest siłą napędową procesu cyrkulacji cieczy, a warunkach ustalonych jest równa sumie oporów hydraulicznych w aparacie. Siłę napędową można zapisać jako:

$$\Delta p = H_2 \varepsilon_2 \rho_c g \quad (1)$$

Spadki ciśnienia cieczy obliczono z równania Darcy-Weisbacha. Spadki ciśnienia wywołane przepływem przez przewody kołowe w strefach (1) - (3) można opisać równaniem:

$$\Delta p_i = \lambda_i \frac{H_i}{d_i} \frac{u_{ci}^2}{2} \rho_c \quad (2)$$

gdzie $i = 1, 2, 3$.

Współczynnik oporu λ wyliczano ze wzoru Blasiusa:

$$\lambda = \frac{0,3164}{\text{Re}^{0,25}} \quad (3)$$

Równ. (3) dostatecznie dokładnie opisuje wyniki w zakresie przeprowadzonych obliczeń.

Przyjęto, że w strefach (4) i (5) głównymi źródłami spadku ciśnienia są opory lokalne wyrażone wzorami (4) i (5):

$$\Delta p_4 = \xi_{WL} \frac{u_{c2}^2}{2} \rho_c + \xi_{WY} \frac{u_{c3}^2}{2} \rho_c \quad (4)$$

$$\Delta p_5 = 2\xi_K \frac{u_{c5}^2}{2} \rho_c + \xi_{RP} \frac{u_{c3}^2}{2} \rho_c \quad (5)$$

Zależności służące do obliczenia spadków ciśnień na dwóch sitach oraz spadek ciśnienia na złożu fluidalnym zapisano jako:

$$\Delta p_S = 2\xi_S \frac{u_{c1}^2}{2} \rho_c \quad (6)$$

$$\Delta p_f = H_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_c) g \quad (7)$$

Bilanse masowe cieczy i gazu uzupełniają powyższe równania.

Procesy mikrobiologiczne przebiegają z małymi szybkościami, a zatem przy długich czasach przebywania cieczy. Czas jednego obiegu tej fazy w aparacie jest znacznie krótszy, niż średni czas przebywania, więc strumień cieczy zasilającej aparat jest dużo mniejszy, niż strumień cyrkulującej cieczy; w obliczeniach hydrodynamiki może być zatem pominięty. Zakładając stałą gęstość mediów, bilanse cieczy i gazu można zapisać w postaci:

$$u_{0c2} = \frac{S_3}{S_2} u_{0c3} \quad (8a)$$

$$u_{0g2} = \varepsilon_2 (u_{c2} + v) \quad (8b)$$

Prędkości poślizgu pęcherzy gazowych obliczono za pomocą równania [Heijnen i in., 1997]:

$$v = 1,53 \left[\frac{g \sigma_c (\rho_c - \rho_g)}{\rho_c^2} \right]^{0,25} \quad (9)$$

Porowatości złoża fluidalnego wyznaczono z równania Richardson-Zaki (10), które wyraża związek między porowatością złoża ε_1 , a prędkością pozorną cieczy u_{0c1} :

$$\frac{u_{0c1}}{u_{op}} = \varepsilon_1^n \quad (10)$$

Wartość wykładnika n obliczano z użyciem równ. Garside'a i Al-Dibouni'ego [1977]:

$$\frac{5,1 - n}{n - 2,4} = 0,1 \text{Re}_{op}^{0,9} \quad (11)$$

Prędkości cieczy w poszczególnych strefach aparatu można wyrazić za pomocą prędkości pozornej tej fazy w strefie (1) tj. u_{0c1} . Stosując równanie ciągłości strugi i bilans cieczy otrzymuje się:

$$u_{c1} = u_{0c1} \quad (12a)$$

$$u_{c2} = \frac{u_{0c1}}{1 - \varepsilon_2} \quad (12b)$$

$$u_{c3} = \frac{S_1}{S_3} u_{0c1} \quad (12c)$$

$$u_{c5} = u_{0c1} \quad (12d)$$

Porównując siłę napędową cyrkulacji cieczy z sumą oporów hydraulicznych można sprowadzić omawiane zależności do układu trzech równań algebraicznych, a mianowicie:

$$\Delta p = \sum_{i=1}^5 \Delta p_i + \Delta p_s + \Delta p_f \quad (13a)$$

$$u_{0g2} = \varepsilon_2 (u_{c2} + v) \quad (13b)$$

$$\frac{u_{0c1}}{u_{op}} = \varepsilon_1^n \quad (13c)$$

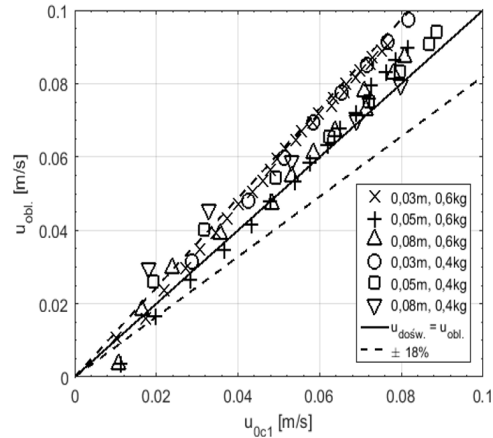
Zmiennymi poszukiwanymi w tych równaniach są: u_{0c1} , ε_1 i ε_2 . W tab. 2 przedstawiono dobrane współczynniki oporów miejscowych.

Tab. 3. Dobrane wartości i wzory na współczynniki oporów miejscowych

Opór miejscowy	Symbol	Wartość
Wlot do górnego zbiornika	ξ_{WL}	1
Wylot z górnego zbiornika	ξ_{WY}	0,5
Kolano	ξ_K	1,17
Siatka	ξ_S	12
Nagłe rozszerzenie przepływu	ξ_{RP}	$\left[\left(\frac{d_1}{d_3} \right)^2 - 1 \right]^2$

Porównanie wyników uzyskanych z badań doświadczalnych z wartościami obliczonymi

Na rys. 2. przedstawiono zależność obliczonej prędkości pozornej cieczy w strefie fluidyzacji u_{obl} , od prędkości pozornej cieczy wyznaczonej doświadczalnie u_{0c1} . Badania doświadczalne oraz obliczenia teoretyczne przeprowadzono dla trzech reaktorów różniących się średnicą strefy opadania d_3 , która wynosiła odpowiednio: 0,03 m, 0,05 m i 0,08 m.



Rys. 2. Doświadczalne u_{0c1} i obliczone u_{obl} , wartości prędkości pozornej cieczy w strefie fluidyzacji dla różnych d_3 i m_3

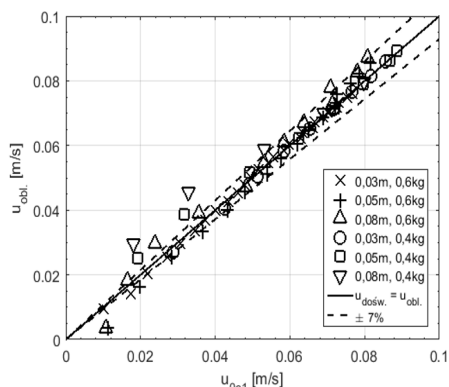
Wraz ze zwiększaniem szybkości cyrkulacji cieczy, doświadczalne wartości prędkości tej fazy są mniejsze, niż te obliczone za pomocą modelu matematycznego. Taka tendencja jest najbardziej widoczna dla aparatu, z najmniejszą średnicą rury cyrkulacyjnej wynoszącą $d_3 = 0,03$ m. Obserwowane rozbieżności mogą być spowodowane przyjęciem niewłaściwej wartości jednego ze współczynników oporów lokalnych. Różnica między prędkościami obliczonymi, a zmierzonymi, rosnąca wraz ze zmniejszaniem średnicy rury cyrkulacyjnej, może sugerować, że jeden z oporów lokalnych, zależnych od średnicy tej rury powinien posiadać większą wartość, niż wynikałoby to z zależności dotychczas zalecanych w literaturze.

W przyjętej konstrukcji aparatu nagłe rozszerzenie przekroju znajduje się w bezpośrednim sąsiedztwie innego oporu lokalnego, którym jest opór kolana. Średnia prędkość cieczy wypływającej z nagłego rozszerzenia przekroju jest nawet kilkakrotnie wyższa, niż średnia prędkość cieczy w strefie przydennej (5). Z przeprowadzonych wcześniej symulacji CFD wynika, że strumień cieczy po wypływie z rury (3) nie doznaje nagłego rozszerzenia zgodnie z geometrią kanału, lecz zderza się z dolną ścianką strefy przydennej (5), powodując lokalne wiry i tracąc w ten sposób część energii kinetycznej. Oznacza to istnienie dodatkowego spadku ciśnienia.

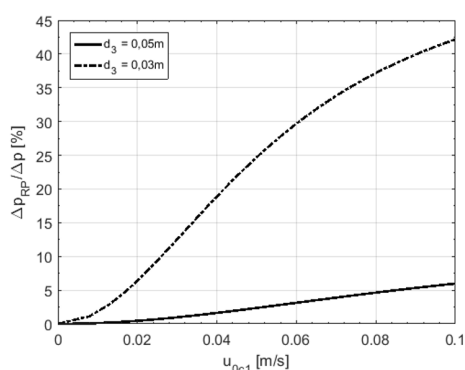
W pracy założono, że ten dodatkowy spadek ciśnienia jest proporcjonalny do spadku ciśnienia podczas przepływu płynu przez nagłe rozszerzenie przekroju. Aby uwzględnić ten dodatkowy opór, zaproponowano dla danej konstrukcji aparatu zwiększenie wartości współczynnika oporu lokalnego nagłego rozszerzenia przepływu 3,5-krotnie. Równ. (5) przyjmie zatem postać:

$$\Delta p_5 = 2\xi_K \frac{u_{c5}^2}{2} \rho_c + 3,5\xi_{RP} \frac{u_{c3}^2}{2} \rho_c \quad (14)$$

Proponując postać wzoru (14) kierowano się również łatwością rachunków inżynierskich. Po zastosowaniu omówionej modyfikacji, wyniki obliczone na podstawie modelu, w porównaniu z wynikami doświadczalnymi zamieszczono na rys. 3. Przedstawiono tu, podobnie jak na rys. 2, związek między prędkością cyrkulacji cieczy obliczoną teoretycznie u_{obl} , a prędkością wyznaczoną doświadczalnie u_{0c1} . Można zauważyć, że nawet dla znacznych prędkości cieczy i dla małych średnic strefy opadania, wyniki doświadczalne są obecnie w znacznie lepszej zgodności z wynikami obliczonymi, niż te zilustrowane na rys. 2.



Rys. 3. Doświadczalne u_{0c1} i obliczone u_{obl} , wartości prędkości pozornej cieczy w strefie fluidyzacji dla różnych d_3 i m_s po modyfikacji wartości współczynnika oporu nagłego rozszerzenia przepływu



Rys. 4. Udział oporu nagłego rozszerzenia przepływu Δp_{RP} wyrażony w procentach sumy oporów przepływu Δp w zależności od prędkości pozornej cieczy u_{0c1}

Na rys. 4 pokazano jak kształtuje się udział spadku ciśnienia wywołanego nagłym rozszerzeniem przekroju Δp_{RP} w całkowitym spadku ciśnienia w aparacie Δp , w zależności od prędkości pozornej cieczy u_{0c1} . Przedstawione są dwie serie danych: dla aparatu z rurą cyrkulacyjną o średnicy $d_3 = 0,05$ m i $d_3 = 0,03$ m. Można zauważyć, że udział oporu nagłego rozszerzenia przepływu dla małych wartości prędkości pozornej cieczy jest znikomy, ale znacząco rośnie wraz ze wzrostem prędkości cieczy. Również zmniejszenie średnicy rury cyrkulacyjnej powoduje znaczny wzrost oporu nagłego rozszerzenia przepływu. Wynika to z zastosowanej zależności, w której ostateczna wartość współczynnika oporu lokalnego jest zależna od czwartej potęgi stosunku średnicy d_1 do średnicy d_3 (Tab. 2).

Podsumowanie i wnioski

Dokonano oceny i dyskusji spadków ciśnienia fazy ciekłej wywołanych przepływem cieczy przez aparat ze szczególnym uwzględnieniem spadku ciśnienia spowodowanego nagłym rozszerzeniem kanału przepływu. Wykazano, że w aparacie o zastosowanej konstrukcji spadek ciśnienia cieczy wywołany przepływem przez nagłe rozszerzenie przekroju posiada większą wartość, niż wynikałoby to z danych literaturowych. Prawidłowe określenie poszczególnych oporów ma znaczenie, bowiem wpływa na szybkość cyrkulacji cieczy, a więc i na sposób działania aparatu, jako bioreaktora.

Wykazano, że dla mniejszych średnic rury cyrkulacyjnej, dających krótki czas przebywania cieczy w strefie (3), spadek ciśnienia wywołany przepływem przez nagłe rozszerzenie Δp_{NR} staje się jednym z głównych oporów przepływu w aparacie. Cecha ta ujawnia się silnie przy większych prędkościach cyrkulacji cieczy.

Potwierdzono, że prosty i łatwy w użyciu model hydrodynamiczny, wyprowadzony w oparciu o bilans pędu, może służyć do wyznaczenia prędkości cieczy w poszczególnych strefach aparatu z wystarczającą dokładnością.

OZNACZENIA

- d – średnica, [m]
- g – przyspieszenie ziemskie, [m/s^2]
- H – wysokość, [m]
- m – masa, [kg]
- n – wykładnik modelu Richardsona i Zaki, [-]
- Δp – spadek ciśnienia, [Pa]
- S – powierzchnia przekroju, [m^2]
- u – prędkość liniowa, [m/s]
- ε_1 – porowatość złoża, [-]
- ε_2 – stopień zatrzymania gazu, [-]
- η – współczynnik lepkości dynamicznej, [kg/(m·s)]
- λ – współczynnik oporów przepływu, [-]
- ζ – współczynnik oporów miejscowych, [-]
- ρ – gęstość, [kg/m^3]
- σ – napięcie powierzchniowe, [N/m]
- v – prędkość poślizgu pęcherzy gazowych, [m/s]

Indeksy dolne

- 0 – wartość odniesiona do przekroju poprzecznego aparatu
- 1-5 – dotyczy poszczególnych stref aparatu (Rys. 1)
- c – faza ciekła
- f – dotyczy złoża fluidalnego
- g – faza gazowa
- K – dotyczy współczynnika oporu miejscowego kolana
- mf – warunki minimum fluidyzacji
- obl – wartość obliczona na podstawie modelu matematycznego
- op – dotyczy prędkości opadania cząstki
- RP – dotyczy oporu miejscowego nagłego rozszerzenia przekroju
- s – faza stała
- S – dotyczy oporu miejscowego siatki
- WL – dotyczy oporu miejscowego wlotu do górnego zbiornika
- WY – dotyczy oporu miejscowego wylotu z górnego zbiornika

liczba *Reynoldsa* $Re = u_{0c1} \rho_c d / \eta_c$

liczba *Reynoldsa* dla prędkości opadania cząstki, $Re_{op} = u_{op} \rho_c d / \eta_c$

LITERATURA

Boroń D., Bizon K., (2016). Wpływ konstrukcji hybrydowego aparatu fluidyzacyjnego na jego charakterystykę hydrodynamiczną. *Inż. Ap. Chem.*, 55(6), 220-222

Dunn I.J., Tanaka H., Uzman S., Denac M., (1983). Biofilm fluidized-bed reactors and their application to waste water nitrification. *Ann. NY Acad. Sci.*, 413, 168-183. DOI: 10.1111/j.1749-6632.1983.tb47887.x

Fan L.-S., Fujie K., Long T.R., Tang W.-T., (1987). Characteristics of draft tube gas-liquid-solid fluidized-bed bioreactor with immobilized living cells for phenol degradation. *Biotechnol. Bioeng.*, 30, 498-504. DOI: 10.1002/bit.260300406

Garside J., Al-Dibouni M.R., (1977). Velocity-voidage relationships for fluidization and sedimentation in solid-liquid systems. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 16, 206-214. DOI: 10.1021/i260062a008

Guo Y.X., Rathor M.N., Ti H.C., (1997). Hydrodynamic and mass transfer studies in a novel external-loop airlift reactor. *Chem. Eng. J.*, 67, 205-214. DOI: 10.1016/S1385-8947(97)00043-0

Heijnen J.J., Hols J., Van der Lans R.G.J.M., Van Leeuwen H.L.J.M., Mulder A., Welte-vrede R., (1997). A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full scale two- and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. *Chem. Eng. Sci.*, 52, 2527-2540. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)00070-5

Iliuta I., Larachi Faïçal, (2004). Biomass accumulation and clogging in trickle-bed bioreactors. *AIChE J.*, 50(10), 2541-2551. DOI: 10.1002/aic.10201

Olivieri G., Marzocchella A., Salatino P., (2010). A novel three-phase airlift reactor without circulation of solids. *Can. J. Chem. Eng.*, 88, 574-578. DOI: 10.1002/cjce.20314

Tabiś B., Stryjewski W. S., Zaręba-Boroń D., (2014). Metoda projektowania warunków hydrodynamicznych hybrydowego reaktora fluidyzacyjnego. *Przem. Chem.*, 93(8), 1379-1382. DOI: 10.12916/przemchem.2014.1379

Tang W.-T., Wisecarver K., Fan L.-S., (1987). Dynamics of a draft tube gas-liquid-solid fluidized bed bioreactor for phenol degradation. *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 42, No. 9, 2123-2134. DOI: 10.1016/0009-2509(87)85033-9

Wisecarver K.D., Fan L.-S., (1989). Biological phenol degradation in a gas-liquid-solid fluidized bed bioreactor. *Biotechnol. Bioeng.*, 33, 1029-1038. DOI: 10.1002/bit.260330812