

Dominika BOROŃ, Katarzyna BIZON

e-mail: kbizon@chemia.pk.edu.pl

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

Wpływ konstrukcji hybrydowego aparatu fluidyzacyjnego na jego charakterystykę hydrodynamiczną

Wstęp

We współczesnej technice istnieje rosnące zainteresowanie aparatami do prowadzenia procesów mikrobiologicznych, co wynika ze znacznego rozwoju biotechnologii w ostatnich latach. Prowadzenie aerobowych procesów mikrobiologicznych wymaga stosowania aparatów zapewniających dobre natlenienie środowiska reakcyjnego oraz dostatecznie długi czas przebywania mieszaniny reakcyjnej w aparacie [Dunn i in., 1983; Kawalec-Pietrenko, 2000]. Jednocześnie należy zwrócić uwagę na konieczność zminimalizowania kosztów eksploatacyjnych aparatu związanych głównie z nakładami energetycznymi na napowietrzanie fazy ciekłej.

Hybrydowe bioreaktory fluidyzacyjne wpisują się w trendy panujące we współczesnej biotechnologii i spełniają powyższe warunki procesowe i ruchowe są [Guo i in., 1997; Olivieri i in., 2010]. Stanowią one połączenie dwóch powszechnie używanych w przemyśle aparatów – dwufazowego barbotażowego bioreaktora *airlift* oraz dwufazowego bioreaktora fluidyzacyjnego ciecz-ciało stałe. Łączą zatem w sobie zalety obu tych konstrukcji. Aparaty hybrydowe zapewniają jednocześnie charakterystyczne dla bioreaktorów ze złożem fluidalnym zwiększenie stężenia biomasy w aparacie [Tabiś i Stryjewski, 2013] oraz wysokie natlenienie środowiska i długi czas przebywania. Zastosowanie konstrukcji analogicznej do aparatów *airlift* przyczynia się natomiast do ograniczenia zużycia energii potrzebnej do mieszania fazy ciekłej. Mieszanie to powodowane jest cyrkulacją cieczy przez poszczególne strefy aparatu, wymuszone przez występującą w aparacie różnicę ciśnień między strefą nagazowaną, a nie nagazowaną.

Podobnie jak w przypadku barbotażowych aparatów typu *airlift*, istnieje pewna możliwość modyfikacji konstrukcji hybrydowych bioreaktorów fluidyzacyjnych. Zmiany w geometrii aparatu mają na celu poprawę warunków procesowych.

Przedmiotem niniejszej pracy jest analiza wpływu modyfikacji konstrukcji aparatu hybrydowego z wewnętrzną rurą cyrkulacyjną na panujące w nim warunki hydrodynamiczne.

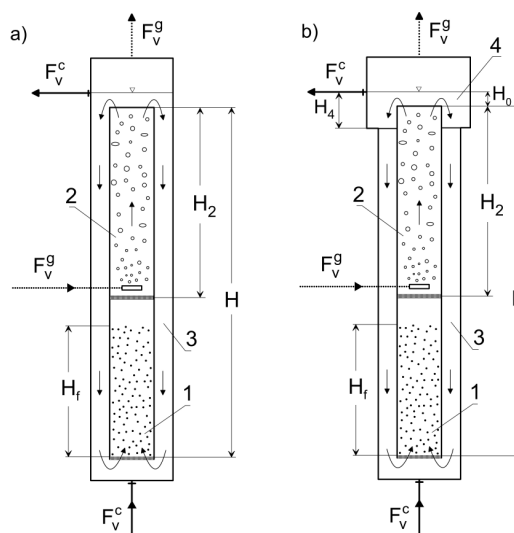
Hybrydowe bioreaktory fluidyzacyjne z wewnętrzną cyrkulacją cieczy

Porównano hydrodynamikę konstrukcji dwóch aparatów hybrydowych z wewnętrzną rurą cyrkulacyjną, a mianowicie aparatu bez dodatkowej strefy odgazowania (Rys. 1a) oraz aparatu z powiększoną strefą odgazowania (Rys. 1b). Znaczenie numerycznych indeksów, występujące poniżej we wzorach, dotyczące poszczególnych stref hydrodynamicznych aparatów przedstawiono na rys. 1. Analizie poddany został wpływ obecności zwiększonej strefy odgazowania cieczy na charakterystykę hydrodynamiczną aparatów, wynikającą z pewnych ograniczeń ich pracy.

Wspomniane ograniczenia wynikają z konieczności zapewnienia funkcjonowania złoża fluidalnego, a równocześnie niedopuszczenia do obecności pęcherzy gazowych w górnej części aparatu i niebezpieczeństwa ich przenoszenia do strefy opadania cieczy [Tabiś i in., 2014; Boroń i Szyman; 2016]. Ograniczenia prędkości cieczy w strefie złoża fluidalnego wynikające z konieczności zapewnienia fluidyzacji w aparacie można zapisać w postaci nierówności:

$$u_{mf} < u_{0cl} < u_t \quad (1a)$$

$$u_{0cl} : H_f < H_1 \quad (1b)$$



Rys. 1. Hybrydowy aparat fluidyzacyjny z wewnętrzną rurą cyrkulacyjną: a) bez dodatkowej strefy odgazowania, b) z poszerzoną strefą odgazowania; 1- strefa złoża fluidalnego, 2- strefa barbotażu, 3- strefa opadania cieczy, 4- strefa odgazowania

gdzie:

u_{mf} – prędkość cieczy w warunkach minimum fluidyzacji, [$\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$]

u_{0cl} – pozorna prędkość cieczy w strefie złoża fluidalnego (1), [$\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$]

u_t – prędkość unoszenia ziaren ciała stałego, [$\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$]

H_f – dynamiczna wysokość złoża fluidalnego, [m]

$H_1 = H - H_2$ – całkowita wysokość strefy złoża fluidalnego (1), [m]

Drugie ograniczenie dotyczy maksymalną pozorną prędkość cieczy w strefie opadania, która nie powoduje porywania pęcherzy gazowych można natomiast zapisać jako:

$$u_{0c3} : u_{c3} < v \quad (2)$$

gdzie:

u_{c3} – prędkość cieczy w strefie opadania cieczy (3), [$\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$]

v – prędkość poślizgu pęcherzy gazowych, [$\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$]

W nierówności (2) prędkość porywania pęcherzy gazowych zdefiniowana jest zgodnie z pracą Heijena i in. [1997] zależnością:

$$v = 1,53 \cdot \left(\frac{g\sigma(\rho_c - \rho_g)}{\rho_c^2} \right)^{0,25} \quad (3)$$

gdzie:

g – przyspieszenie ziemskie, [$\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$]

σ – napięcie międzyfazowe, [$\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}$]

ρ_c – gęstość cieczy, [$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$]

ρ_g – gęstość gazu, [$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$]

Model matematyczny hydrodynamiki hybrydowego aparatu fluidyzacyjnego z wewnętrzną rurą cyrkulacyjną bez dodatkowej strefy odgazowania cieczy (4) można znaleźć w innym opracowaniu [Boroń i Szyman; 2016]. Składają się na niego równania zachowania masy dla fazy gazowej i ciekłej oraz bilans spadków ciśnienia podczas przepływu cieczy przez aparat. Podstawą do wyznaczenia charakterystyki hydrodynamicznej dla aparatu o takiej konstrukcji jest zatem układ dwóch nieliniowych równań algebraicznych:

$$\varepsilon_2(u_{c2} + v) - u_{0g} = 0 \quad (4a)$$

$$\Delta p - \Delta p_1 - \Delta p_2 - \Delta p_3 - \Delta p_f - \Delta p_b - \Delta p_s = 0 \quad (4b)$$

gdzie:

- ε_2 – stopień zatrzymania gazu w strefie barbotażu (2), [-]
- u_{c2} – prędkość cieczy w strefie barbotażu (2), [m·s⁻¹]
- u_{0g} – pozorna prędkość gazu dostarczanego do aparatu, [m·s⁻¹]
- Δp – siła napędowa cyrkulacji cieczy, [Pa]
- Δp_f – spadki ciśnienia podczas przepływu cieczy przez aparat, [Pa]

Podobnie można utworzyć prosty model matematyczny hydrodynamiki dla aparatu hybrydowego z powiększoną strefą odgazowania (Rys. 1b). Występowanie pęcherzy gazowych w przekroju pierścieniowym strefy odgazowania (4), tj. poniżej górnej krawędzi wewnętrznej rury cyrkulacyjnej ma wpływ na sposób wyznaczania siły napędowej cyrkulacji cieczy [Tabiś i Kupiec, 2003]. Z własnych doświadczeń (Rys. 2) wynika jednak, że pęcherze gazowe nie przedostają się do części cylindrycznej strefy odgazowania (4). Nawet przy intensywnym napowietrzaniu aparatu są one usuwane z fazy ciekłej w obszarze leżącym nad strefą barbotażu. Można zatem założyć brak pęcherzy gazowych w części cylindrycznej strefy odgazowania i obliczać siłę napędową cyrkulacji cieczy tak, jak dla aparatu bez powiększonej strefy odgazowania (Rys. 1a).

Okazuje się, że zainstalowanie poszerzonej strefy odgazowania cieczy (4) powoduje zwiększenie zakresu natężenia gazu podawanego do aparatu. Usunięcie pęcherzy gazu uniemożliwia bowiem ich przedostanie się do strefy opadania cieczy (3), a jest to podstawowa zasada pracy tych aparatów jako bioreaktorów. Wynika stąd, że przy modelowaniu takiego aparatu nie jest konieczne uwzględnianie ograniczenia związanego z przekroczeniem prędkości poślizgu pęcherzy gazowych (2). Jest to cecha korzystna, daje bowiem możliwość dostarczenia większej ilości tlenu potrzebnego w procesach aerobowych.

Aby utworzyć prosty i łatwy do stosowania model hydrodynamiczny aparatu o konstrukcji z powiększoną strefą odgazowania (4), należało sformułować bilanse masowe dla gazu i cieczy oraz bilans spadek ciśnienia.



Rys. 2. Odgazowanie fazy ciekłej w strefie (4) na stanowisku badawczym w Katedrze Inżynierii Chemicznej i Procesowej Politechniki Krakowskiej

Bilans spadek ciśnień dla aparatu przedstawionego na rys. 1b składa się z następujących elementów:

- a) **siła napędowa cyrkulacji cieczy**, wynikająca z różnicy gęstości środowiska pomiędzy strefą barbotażu (2) i strefą odgazowania (4) oraz górną częścią strefy opadania cieczy (3) o wysokości H_2 :

$$\Delta p = H_2 \varepsilon_2 \rho_c g \quad (5)$$

gdzie:

H_2 – całkowita wysokość strefy barbotażu "2", [m]

- b) **spadek ciśnienia w strefach** (1), (2), (3), (4):

$$\Delta p_1 = 0,5 \lambda_1 \frac{H - H_2}{d_1} u_{c1}^2 \rho_c \quad (6a)$$

$$\Delta p_2 = 0,5 \lambda_2 \frac{H_2}{d_2} u_{c2}^2 \rho_c \quad (6b)$$

$$\Delta p_3 = 0,5 \lambda_3 \frac{H - H_4}{d_3 - (d_2 + 2s)} u_{c3}^2 \rho_c \quad (6c)$$

$$\Delta p_4 = 0,5 \lambda_4 \frac{H_4}{d_4 - (d_2 + 2s)} u_{c4}^2 \rho_c \quad (6d)$$

gdzie:

- λ_i – współczynnik oporu przepływu w i -tej strefie aparatu, [-]
- H – wysokość wewnętrznej rury cyrkulacyjnej, [m]
- H_4 – całkowita wysokość strefy odgazowania (4), [m]
- d_i – średnica i -tej strefy aparatu, [m·s⁻¹]
- u_{ci} – prędkość cieczy w i -tej strefie aparatu, [m·s⁻¹]
- s – grubość ścianki aparatu, [m]

- c) **spadek ciśnienia na złożu fluidalnym:**

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

gdzie:

- H_{mf} – wysokość złoża w warunkach minimum fluidyzacji, [m]
- ε_{mf} – porowatość złoża w warunkach minimum fluidyzacji, [m]

- d) **spadek ciśnienia u podstawy rury cyrkulacyjnej:**

$$\Delta p_b = 0,5 \zeta_b u_{c3}^2 \rho_c \quad (8)$$

gdzie:

- ζ_b – współczynnik oporu miejscowego u podstawy rury cyrkulacyjnej, [-]

- e) **spadek ciśnienia na dwóch dnach sitowych** ograniczających strefę złoża fluidalnego "1":

$$\Delta p_s = \zeta_s u_{c1}^2 \rho_c \quad (9)$$

gdzie:

- ζ_s – współczynnik oporu miejscowego sita, [-]

- f) **spadek ciśnienia przy nagłym zwężeniu kanału** [Koch i Noworyta, 1992]:

$$\Delta p_r = 0,5 \zeta_r u_{c3}^2 \rho_c \quad (10)$$

gdzie:

- ζ_r – współczynnik oporu miejscowego nagłego zwężenia kanału, [-]

Bilans masowy gazu w strefie barbotażu (2) przyjmuje postać:

$$S_2 \varepsilon_2 (u_{c2} + v) = S_2 u_{0g} \quad (11)$$

gdzie:

S_2 – pole przekroju poprzecznego strefy barbotażu (2), [m²]

Równania umożliwiające określenie parametrów hydrodynamicznych aparatu hybrydowego z powiększoną strefą odgazowania, można zatem zapisać jako:

$$\varepsilon_2 (u_{c2} + v) - u_{0g} = 0 \quad (12a)$$

$$\Delta p - \Delta p_1 - \Delta p_2 - \Delta p_3 - \Delta p_4 - \Delta p_f - \Delta p_b - \Delta p_s - \Delta p_r = 0 \quad (12b)$$

Podstawowe parametry hydrodynamiczne aparatu z powiększoną strefą odgazowania (4) można wyznaczyć z otrzymanego układu dwóch równań nieliniowych (12) z dwoma niewiadomymi, tj. stopniem zatrzymania gazu ε_2 oraz prędkością cieczy u_{c2} w strefie barbotażu (2). Do jego rozwiązania użyto metody Newtona.

Wpływ konstrukcji aparatu na warunki hydrodynamiczne jego pracy

Dokonano analizy wpływu obecności powiększonej strefy odgazowania (4) na graniczne wartości prędkości gazu dostarczanego do aparatu. Wpływ obecności strefy odgazowania oceniono na podstawie porównania podstawowych wielkości hydrodynamicznych obydwu aparatów przedstawionych na rys. 1. Obydwa aparaty mają takie same podstawowe rozmiary, tj. wysokości i średnice poszczególnych stref. Charakterystykę geometryczną obu aparatów podano w tab. 1. W obydwu przyjęto ten sam materiał drobnoziarnisty, tj.: $d_s = 3,5 \cdot 10^{-3}$ m; $\rho_s = 2300$ kg·m⁻³; $H_{mf} = 0,03$ m; $\varepsilon_{mf} = 0,5$.

Poniżej przedstawiono wyniki otrzymane dla cieczy i gazu o następujących właściwościach fizykochemicznych:

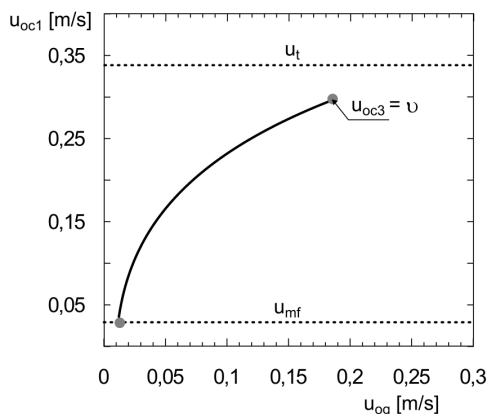
$$\rho_c = 1000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}; \quad \eta_c = 10^{-3} \text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}; \quad \sigma = 7,27 \cdot 10^{-2} \text{ kg}\cdot\text{s}^{-2}.$$

Na rys. 3 i 4 przedstawiono zależność pozornej prędkości cieczy w strefie złoża fluidalnego (1) od pozornej prędkości powietrza dostarczanego do aparatu. Liniami przerywanymi zostały oznaczone graniczne wartości pozornej prędkości cieczy w strefie (1) wynikające z istnienia złoża fluidalnego – ograniczenia hydrodynamiczne wg nierówności (1), tj. prędkość cieczy w warunkach minimum fluidyzacji oraz prędkość unoszenia ziaren ze złoża.

Tab. 1. Wartości parametrów użyte w obliczeniach charakterystyk hydrodynamicznych

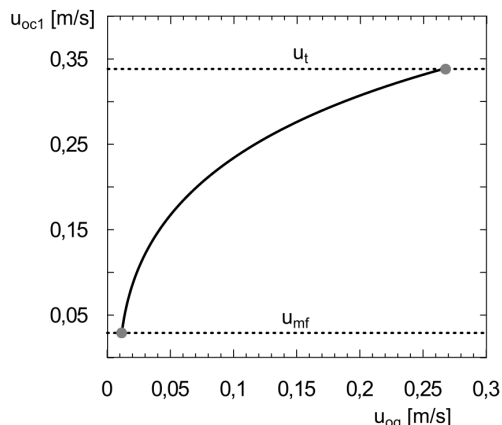
	Oznaczenie	Wymiar	Wartość
Średnica strefy złoża fluidalnego (1)	d_1	m	0,3
Średnica strefy barbotażu (2)	d_2	m	0,3
Średnica strefy opadania cieczy (3)	d_3	m	0,45
Średnica strefy odgazowania (4)	d_4	m	0,5
Wysokość rury wewnętrznej	H	m	3
Wysokość strefy barbotażu (2)	H_2	m	0,5
Wysokość strefy odgazowania (4)	H_4	m	0,1

Wyniki przeprowadzonej analizy numerycznej hydrodynamiki aparatu hybrydowego z wewnętrzną rurą cyrkulacyjną bez powiększonej strefy odgazowania cieczy zostały przedstawione na rys. 3. Wzrost pozornej prędkości gazu dostarczanego do aparatu u_{0g} prowadzi do wzrostu cyrkulacji cieczy, aż do wartości odpowiadającej prędkości poślizgu pęcherzy gazowych w strefie opadania (3). Ze względu na bezpieczeństwo procesowe, tę prędkość gazu u_{0g} przyjmuje się jako maksymalną wartość graniczną, którą można stosować w aparacie o konstrukcji jak na rys. 1a. Dalsze zwiększanie prędkości u_{0g} spowodowałoby bowiem przedostawanie się pęcherzy gazowych do strefy opadania cieczy, a następnie, przy kolejnym zwiększeniu prędkości gazu - do strefy złoża fluidalnego. Zgodnie ze sposobem pracy bioreaktorów hybrydowych, jest to zjawisko niekorzystne, powodujące zwiększoną utratę biofilmu z ziaren nośnika w złożu fluidalnym.



Rys. 3. Graniczne prędkości pozornej gazu u_{0g} dla hybrydowego aparatu fluidyzacyjnego z wewnętrzną rurą cyrkulacyjną bez powiększonej strefy odgazowania

Wyniki uzyskane dla aparatu z powiększoną strefą odgazowania przedstawiono na rys. 4. Zastosowanie takiego prostego rozwiązania konstrukcyjnego eliminuje ograniczenie hydrodynamiczne związane z porywaniem pęcherzy gazowych do strefy (3). W efekcie umożliwia to bardziej intensywne napowietrzenie aparatu, co ma istotne znaczenie w procesach aerobowych. Porównanie wyników symulacji uzyskanych dla aparatu hybrydowego bez poszerzonej strefy odgazowania (Rys. 3) oraz dla aparatu o zmodyfikowanej konstrukcji (Rys. 4) pokazuje, iż w zmodyfikowanym aparacie istnieje możliwość stosowania wyższych prędkości fazy gazowej. Graniczna wartość pozornej prędkości gazu u_{0g} dla aparatu z powiększoną strefą odgazowania odpowiada prędkości unoszenia ziaren u_t ze strefy (1). Dla przyjętych danych fizykochemicznych i wymiarów



Rys. 4. Graniczne prędkości pozornej gazu u_{0g} dla hybrydowego aparatu fluidyzacyjnego z wewnętrzną rurą cyrkulacyjną i powiększoną strefą odgazowania

aparatu podanych w tab. 1 daje to zwiększenie prędkości gazu o około 45%.

Wnioski

Szybkość dostarczania powietrza jest podstawowym parametrem ruchowym aparatów służących do prowadzenia aerobowych procesów mikrobiologicznych, decydującym o wystarczającym natlenieniu środowiska reakcyjnego. Niedotlenienie mikroorganizmów jest jednym z problemów należących do zagadnień bezpieczeństwa procesowego bioreaktorów.

Zastosowanie powiększonej strefy odgazowania (4) w hybrydowych aparatach fluidyzacyjnych z wewnętrzną cyrkulacją cieczy daje możliwość bardziej intensywnego napowietrzenia strefy barbotażu. Ta niewielka modyfikacja konstrukcji poprawia warunki procesowe w bioreaktorach hybrydowych.

Wykazano ponadto, że wprowadzona modyfikacja powoduje zmianę w sposobie obliczania górnej granicy prędkości napowietrzenia.

LITERATURA

- Boroń D., Szyman J., (2016). A comparison of hydrodynamic models of different hybrid, fluidized-bed bioreactors. *Czas. Tech.*, 1-M, 15-24
- 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
- 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
- Kawalec- Pietrenko B., (2000). Liquid circulation velocity in the inverse fluidized bed airlift reactor. *Bioproc. Eng.*, 23, 397-402. DOI: 10.1007/s004499900182
- Koch R., Noworyta A., (1992). *Procesy mechaniczne w inżynierii chemicznej*. WNT, Warszawa
- 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., Boroń D., (2015). Warunki stosowania hybrydowych bioreaktorów fluidyzacyjnych. *Inż. Ap. Chem.*, 54(5), 283-285
- Tabiś B., Kupiec K., (2003). Hydrodynamika trójfazowego bioreaktora airlift dla ziaren ciała stałego o małej gęstości. *Inż. Chem. Proc.*, 24, 217- 233
- Tabiś B., Stryjewski W. (2013). Warunki stosowania bioreaktorów fluidyzacyjnych w procesach aerobowych. *Inż. Ap. Chem.*, 52(5), 487-489
- Tabiś B., Stryjewski W. S., Zareba- Boroń D., (2014). Metoda projektowania warunków hydrodynamicznych hybrydowego reaktora fluidyzacyjnego. *Przem. Chem.*, 93(8), 1379-1382