

SZYMON SKONECZNY

WPŁYW MODELU ZRYWANIA BIOFILMU NA WŁAŚCIWOŚCI STACJONARNE TRÓJFAZOWEGO BIOREAKTORA FLUIDYZACYJNEGO

Szymon Skoneczny¹

Katedra Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Politechnika Krakowska,
31-155 Kraków

W artykule wyznaczono charakterystykę stacjonarną trójfazowego bioreaktora fluidyzacyjnego przy użyciu trzech modeli zrywania biofilmu. Obliczenia przeprowadzono dla dwóch wybranych procesów mikrobiologicznych. Wykazano, że w zależności od przyjętego opisu ilościowego zrywania biofilmu otrzymuje się różnice ilościowe lub jakościowe w charakterystyce stacjonarnej bioreaktora.

Słowa kluczowe: bioreaktor fluidyzacyjny, zrywanie biofilmu, modelowanie matematyczne

Steady-state characteristics of a three-phase fluidized-bed bioreactor was determined with the use of three biofilm detachment models. Simulations were carried out for two chosen microbiological processes. It was shown that depending on the accepted quantitative description of biofilm detachment, quantitative or qualitative differences occur in the steady-state characteristics of the bioreactor.

Keywords: fluidized-bed bioreactor, biofilm detachment, mathematical modeling

1. WPROWADZENIE

Biofilm jest to wieloskładnikowa warstwa przytwierdzona do podłoża, w której komórki mikroorganizmów otoczone są przez macierz organicznych polimerów, wytwarzanych przez te drobnoustroje [1]. Kontrolowany wzrost biofilmu

¹Autor do korespondencji: Szymon Skoneczny, Katedra Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Politechnika Krakowska, ul. Warszawska 24, 31-155 Kraków; e-mail: skoneczny@chemia.pk.edu.pl

w bioreaktorach prowadzi się w celu zwiększenia zdolności produkcyjnej aparatu. Ponadto, powoduje on zatrzymanie immobilizowanej biomasy w bioreaktorze niezależnie od natężenia przepływu mediów. Immobilizacja mikroorganizmów jest z powodzeniem stosowana w procesach oczyszczania ścieków od kilkudziesięciu lat [2,3].

Jednym z istotnych zjawisk przebiegających w bioreaktorach jest zrywanie biofilmu, które polega na przenoszeniu biomasy z biofilmu do fazy ciekłej. Oddziałuje ono bowiem na właściwości stacjonarne obiektu. Zjawisko to ma kluczowy wpływ na ilość zakumulowanego biofilmu, jak również na jego charakterystykę fizyczną i mikrobiologiczną [4]. Niniejszy artykuł dotyczy zrywania biofilmu w trójfazowych bioreaktorach fluidyzacyjnych. Aparaty te wykorzystuje się między innymi w procesach mikrobiologicznego oczyszczania ścieków, hodowli drożdży oraz w syntezie leków, takich jak na przykład penicylina. Opis ilościowy zrywania biofilmu sprawia trudności, co wynika ze złożoności tego procesu. Biomasa w bioreaktorach fluidyzacyjnych jest bowiem przenoszona z biofilmu do fazy ciekłej wskutek sił ścinających wywołanych przepływem cieczy (erozja) oraz w wyniku zderzania się bioziaren (abrazja).

W tej pracy określono wpływ modelu zrywania biofilmu na charakterystykę stacjonarną trójfazowego bioreaktora fluidyzacyjnego do procesów aerobowych. Wyznaczono gałęzie stanów stacjonarnych oraz określono charakter ich stabilności przy użyciu modelu matematycznego bioreaktora, który uwzględnia ilościowy opis hydrodynamiki złoża fluidalnego, międzyfazowe przenoszenie masy, dwustratową kinetykę procesu mikrobiologicznego oraz wzrost biofilmu na ziarnach materiału inertnego.

2. MODEL MATEMATYCZNY BIOREAKTORA

Schemat analizowanego bioreaktora został przedstawiony na rys. 1. Aparat ten wyposażony jest w węzeł zagęszczania biomasy i pętlę recyrkulacji. Model matematyczny tej konfiguracji został wyprowadzony we wcześniejszym artykule [5]. Zaproponowany opis ilościowy bioreaktora uwzględnia wzrost biomasy na drobnoziarnistym materiale, obumieranie mikroorganizmów, zewnętrzne opory wnikania masy tlenu z gazu do cieczy i substratów z cieczy do powierzchni biofilmu oraz rozkłady gęstości biofilmu i współczynników dyfuzji w biofilmie. Przyjęto, że faza ciekła w złożu fluidalnym cechuje się idealnym wymieszaniem, zaś przepływ gazu ma charakter tłokowy. Uwzględniono przebieg procesu mikrobiologicznego zarówno w biofilmie jak i w fazie ciekłej. W tej pracy zostanie przedstawiona postać bezwymiarowa modelu matematycznego dla warunków ustalonych.

Proces w biofilmie opisany jest równaniami bilansu związku węglowego i tlenu oraz równaniem globalnego bilansu biomasy w biofilmie, które uwzględnia jej wzrost oraz zrywanie biofilmu. Równania te można przedstawić następująco:

$$0 = \frac{d^2\eta}{dz^2} + \left(\frac{1}{D_{eA}(z)} \frac{dD_{eA}(z)}{dz} + \frac{2L_b}{r_0 + L_b z} \right) \frac{d\eta}{dz} - \Phi_A^2 \frac{r_A^b(\eta, \delta, z)}{r_A^c} \quad (1a)$$

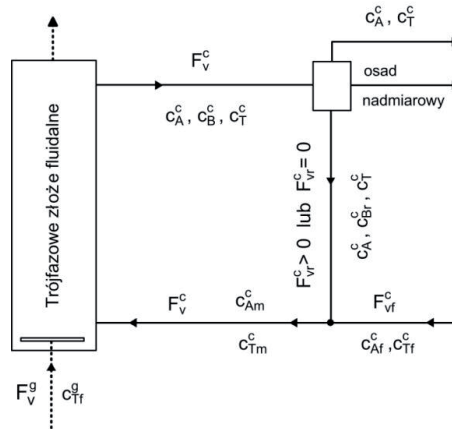
$$0 = \frac{d^2\delta}{dz^2} + \left(\frac{1}{D_{eT}(z)} \frac{dD_{eT}(z)}{dz} + \frac{2L_b}{r_0 + L_b z} \right) \frac{d\delta}{dz} - \Phi_T^2 \frac{r_T^b(\eta, \delta, z)}{r_T^c} \quad (1b)$$

$$0 = \frac{L_b}{\bar{\rho}_b (r_0 + L_b)^2} \int_0^1 (r_0 + zL_b)^2 \cdot r_B^b(z) dz - \frac{r_{det}}{4\pi (r_0 + L_b)^2 \bar{\rho}_b} \quad (1c)$$

Moduły Thielego w równaniach (1) są wyznaczone przy użyciu następujących zależności:

$$\Phi_A^2 = \frac{L_b^2 \cdot r_A^c}{D_{eA}(z) \cdot c_A^c}, \quad \Phi_T^2 = \frac{L_b^2 \cdot r_T^c}{D_{eT}(z) \cdot c_T^c} \quad (2)$$

Postać funkcji r_{det} w równaniach (1), która określa szybkość zrywania biofilmu, zależna jest do przyjętego modelu matematycznego tego zjawiska. W tej pracy do analizy przyjęto trzy modele zrywania biofilmu. Zostaną one opisane w dalszej części artykułu.



Rys. 1 Schemat trójfazowego bioreaktora fluidyzacyjnego z recyrkulacją i zagęszczaniem biomasy
Fig. 1. Scheme of the fluidized-bed bioreactor with biomass thickening and recirculation

Warunki brzegowe związane z równaniami (1) można zapisać jako:

$$\frac{d\eta(0)}{dz} = 0 \quad (3a)$$

$$\frac{d\delta(0)}{dz} = 0 \quad (3b)$$

$$\frac{d\eta(1)}{dz} = Bi_A [1 - \eta(1)] \quad (3c)$$

$$\frac{d\delta(1)}{dz} = Bi_T [1 - \delta(1)] \quad (3d)$$

gdzie: $Bi_A = \frac{k_{sA} L_b}{D_{eA}(1)}$ i $Bi_T = \frac{k_{sT} L_b}{D_{eT}(1)}$.

Model matematyczny bioreaktora należy uzupełnić o równania dla fazy ciekłej złoża fluidalnego. Równania bilansowe związku węglowego, biomasy oraz tlenu w stanie ustalonym można zapisać jako:

$$0 = -\frac{1}{\tau_0^c} \alpha + r_A^c(\alpha, \beta, \gamma) + \frac{a_s}{(1-\varepsilon_g)(1-\zeta)} k_{sA} (1-\alpha)(1-\eta(1)) \quad (4a)$$

$$0 = \frac{g\xi - 1}{\tau_0^c(1-\xi)} \beta + r_B^c(\alpha, \beta, \gamma) + \frac{a_s}{(1-\varepsilon_g)(1-\zeta)} \frac{r_{det}^s x_a}{c_{Af}} \quad (4b)$$

$$0 = \frac{1}{\tau_0^c} (\gamma_f - \gamma) - r_T^c(\alpha, \beta, \gamma) + \frac{m - K\gamma}{\tau_b(1-\varepsilon_g)(1-\zeta)} \left[1 - \exp\left(\frac{-\tau_b a k_{cT}}{K}\right) \right] - \frac{a_s}{(1-\varepsilon_g)(1-\zeta)} k_{sT} \gamma (1-\delta(1)) \quad (4c)$$

gdzie: $m = \frac{c_{Tf}^s}{c_{Af}}$, $\tau_b = \frac{H_0}{(1-\varepsilon_g) \cdot u_{0g}}$, $\tau_0^c = \frac{V^c}{F_{Tf}^c}$.

3. MODELE MATEMATYCZNE ZRYWANIA BIOFILMU

W niniejszej pracy wzięto pod uwagę trzy modele zrywania biofilmu. W pierwszym z nich zakłada się, że powierzchniowa szybkość zrywania biofilmu jest proporcjonalna do jego masy na drobnoziarnistym materiale [5]:

$$r_{det}^s = k_{det} V^b \bar{\rho}_b \quad (5)$$

W drugim analizowanym modelu matematycznym szybkość zrywania biofilmu jest proporcjonalna do kwadratu jego biofilmu [6]:

$$r_{det}^s = k_{det} L_b^2 \bar{\rho}_b \quad (6)$$

Trzeci model matematyczny opisujący zrywanie biofilmu to model empiryczny, zaproponowany przez Nicolella et al. [7]:

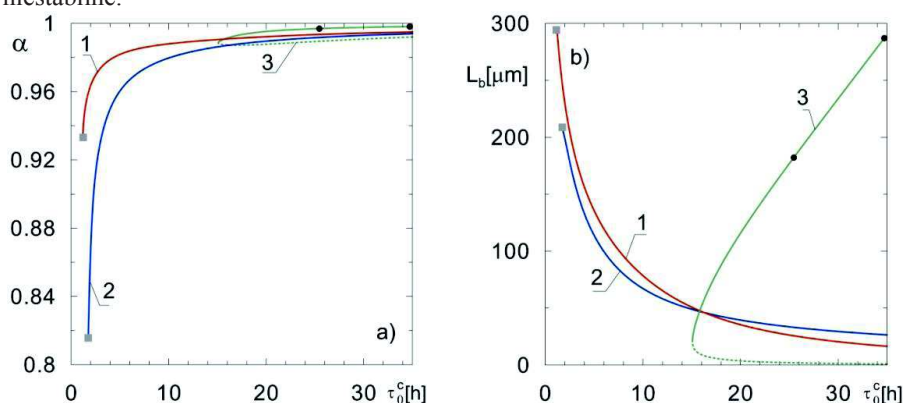
$$p_3 = 1.65 \cdot 10^{-9} p_1^{2.85} p_2^{0.75} \quad (7)$$

gdzie: $p_1 = \frac{\rho_c d_0 u_c}{\mu_c}$, $p_2 = \frac{d_b}{d_0}$, $p_3 = \frac{d_0 r_{det}^s}{\mu_c}$.

4. WŁAŚCIWOŚCI STACJONARNE TRÓJFAZOWEGO BIOREAKTORA FLUIDYZACYJNEGO

Charakterystykę stacjonarną bioreaktora wyznaczono dla dwóch procesów aerobowych, tzn. zużywania glukozy przez bakterie *Pseudomonas aeruginosa* [8] i degradacji fenolu przez *Pseudomonas putida* [9].

Zrywanie biofilmu wpływa na jego grubość, z kolei od ilości biomasy na drobnoziarnistym materiale zależy ogólna szybkość procesu mikrobiologicznego w bioreaktorze. Z procesowego punktu widzenia, najbardziej istotną zmienną stanu jest stopień przereagowania związku węglowego, bowiem decyduje on o zdolności produkcyjnej aparatu. Na rys. 2 przedstawiono gałęzie stanów stacjonarnych $\alpha(\tau_0^c)$ i $L_b(\tau_0^c)$ bioreaktora fluidyzacyjnego dla procesu zużywania glukozy przez bakterie *Pseudomonas aeruginosa*. Zgodnie z modelem zrywania biofilmu (5) w całym przedziale średniego czasu przebywania cieczy w instalacji, mamy do czynienia z jednokrotnymi stabilnymi stanami stacjonarnymi. Tą samą cechą charakteryzują się gałęzie uzyskane przy użyciu modelu zrywania (6). Z kolei w charakterystyce stacjonarnej wyznaczonej przy użyciu modelu (7) występuje obszar wielokrotności stanów stacjonarnych. Liniami ciągłymi na rys. 2 przedstawiono stabilne stany stacjonarne, natomiast linie przerywane oznaczają stany niestabilne.



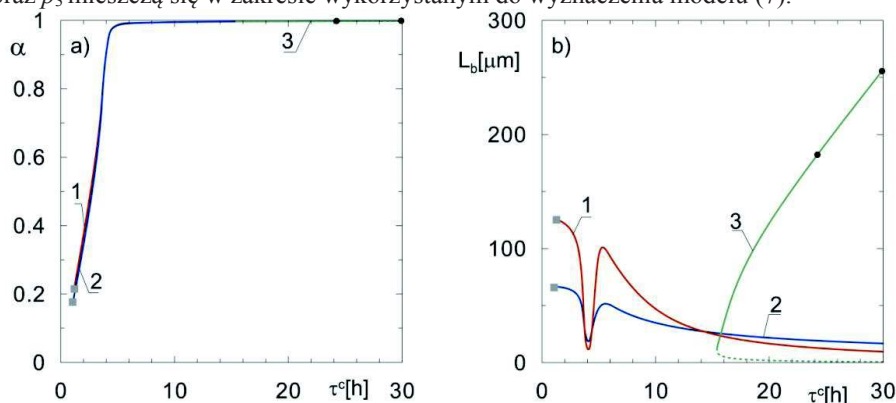
Rys. 2 Gałęzie stanów stacjonarnych $\alpha(\tau^c)$ i $L_b(\tau^c)$ trójfazowego bioreaktora fluidyzacyjnego w procesie zużywania glukozy przez bakterie *Pseudomonas aeruginosa*; linie „1” – model zrywania biofilmu (5);

linie „2” – model zrywania biofilmu (6); linie „3” – model zrywania biofilmu (7); $\zeta = 0.2$; $\zeta = 0.9$;

$d_0 = 360 \mu\text{m}$; (symbole szarych kwadratów oznaczają spełnienie warunku $u_c = u_t$)

Fig. 2. Steady-state branches of the fluidized-bed bioreactor for glucose utilization by *Pseudomonas aeruginosa*; lines „1” – biofilm detachment model (5); lines „2” – biofilm detachment model (6); lines „3” – biofilm detachment model (7); $\zeta = 0.2$; $\zeta = 0.9$; $d_0 = 360 \mu\text{m}$ (at grey squares the condition $u_c = u_t$ is fulfilled)

Pomiędzy wynikami uzyskanymi przy użyciu pierwszych dwóch modeli istnieją jedynie różnice ilościowe. Zgodnie z modelami (5) i (6) grubość biofilmu monotonicznie rośnie wraz ze spadkiem wartości τ_0^c (rys. 2b, linie „1” i „2”), co wynika ze zmniejszenia stopnia przereagowania związku węglowego (rys. 2a, linie „1” i „2”) i tym samym zwiększenia dostępności tego substratu dla mikroorganizmów w biofilmie. W przeciwieństwie do modeli (5) i (6), na gałęzi stanów stacjonarnych $L_b(\tau_0^c)$ otrzymanych przy użyciu modelu (7) obserwuje się spadek grubości biofilmu wraz ze spadkiem τ_0^c (linia ciągła „3” na rys. 2b). Wynika to ze wzrostu szybkości zrywania biofilmu powodowanego wzrostem prędkości cieczy w aparacie. Taką zależność wykazano w pracy [7]. Zgodnie z modelami (5) i (6) prędkość cieczy nie ma wpływu na szybkość zrywania biofilmu. Należy pamiętać, że model empiryczny może być stosowany jedynie w zakresie zmienności parametrów procesowych, na podstawie których zostały wyznaczone stałe w równaniu (7). Z tego względu dokonano oceny stosowalności tego modelu. Pomiędzy czarnymi symbolami na gałęziach stanów stacjonarnych (rys. 2a i 2b, linie 3) znajdują się te stany, dla których wartości p_1 , p_2 oraz p_3 mieszczą się w zakresie wykorzystanym do wyznaczenia modelu (7).



Rys. 3 Gałęzie stanów stacjonarnych $\alpha(\tau^c)$ i $L_b(\tau^c)$ trójfazowego bioreaktora fluidyzacyjnego w procesie degradacji fenolu przez bakterie *Pseudomonas putida*; linie „1” – model zrywania biofilmu (5); linie „2” – model zrywania biofilmu (6); linie „3” – model zrywania biofilmu (7); $\zeta = 0.2$; $\zeta = 0.9$; $d_0 = 360 \mu\text{m}$ (symbole szarych kwadratów oznaczają spełnienie warunku $u_c = u_t$)

Fig. 3. Steady-state branches of the fluidized-bed bioreactor for phenol degradation by *Pseudomonas putida*; lines „1” – biofilm detachment model (5); lines „2” – biofilm detachment model (6); lines „3” – biofilm detachment model (7); $\zeta = 0.2$; $\zeta = 0.9$; $d_0 = 360 \mu\text{m}$ (at grey squares the condition $u_c = u_t$ is fulfilled)

Na rys. 3 przedstawiono gałęzie stanów stacjonarnych bioreaktora fluidyzacyjnego w procesie degradacji fenolu przez bakterie *Pseudomonas putida*. Podobnie, jak dla wcześniej omawianego procesu zużywania glukozy, w charakterystyce stacjonarnej wyznaczonej przy użyciu dwóch pierwszych modeli, tj. (5) i (6), występują jedynie

różnice ilościowe. Zależność $\alpha(\tau_0^c)$ otrzymana według obu modeli jest praktycznie taka sama (rys. 3a, linie „1” i „2”). Minimum na krzywych $L_b(\tau_0^c)$ spowodowane jest wyczerpaniem tlenu rozpuszczonego w cieczy [5]. Zgodnie z modelem (7) grubość biofilmu maleje ze spadkiem τ_0^c (rys. 3b, linia „3”), co spowodowane jest wzrostem prędkości cieczy w bioreaktorze. Również dla tego przykładu procesowego oceniono zakres stosowalności empirycznego modelu zrywania biofilmu. Pomiędzy czarnymi symbolami (rys. 3a i 3b, linie „3”) znajdują się stany stacjonarne, dla których wartości p_1 , p_2 oraz p_3 mieszczą się w zakresie wykorzystanym do wyznaczenia modelu (7). W analizowanych przykładach procesowych model empiryczny może być stosowany jedynie dla średnich czasów przebywania cieczy powyżej 25 h i 24 h, odpowiednio dla zużycia glukozy i degradacji fenolu.

WNIOSKI

W artykule określono właściwości stacjonarne trójfazowego bioreaktora fluidyzacyjnego do procesów aerobowych. Wyniki uzyskano dla dwóch wybranych procesów mikrobiologicznych oraz dla trzech modeli zrywania biofilmu. Uzyskane wyniki dowodzą, że w modelu matematycznym zrywania biofilmu konieczne jest uwzględnienie prędkości przepływu cieczy w aparacie. Zgodnie z modelami (5) i (6), które nie uwzględniają wpływu tego parametru, grubość biofilmu rośnie ze spadkiem średniego czasu przebywania cieczy w bioreaktorze. Wyniki uzyskane przy użyciu modelu empirycznego (7) dowodzą, że grubość biofilmu maleje ze wzrostem średniego czasu przebywania. Omawiany model empiryczny ma ograniczone zastosowanie ze względu na wąski zakres parametrów procesowych, na podstawie których wyznaczone zostały stałe w równaniu (7). Nie powinno się go zatem stosować do określania gałęzi stanów stacjonarnych bioreaktorów fluidyzacyjnych.

OZNACZENIA

a_s	– zewnętrzna powierzchnia właściwa biofilmu (m^{-1}) specific external biofilm surface area (m^{-1})
ak_c	– objętościowy współczynnik wymiany masy pomiędzy fazą gazową i ciekłą (h^{-1}) gas-liquid volumetric mass transfer coefficient (h^{-1})
Bi_i	– liczba Biota, ($i = A, T$) Biot number, ($i = A, T$)
c_A, c_B, c_T	– stężenie masowe substratu węglowego, biomasy i tlenu ($kg \cdot m^{-3}$) mass concentration of carbonaceous substrate, biomass and oxygen, respectively ($kg \cdot m^{-3}$)
d_0	– średnica drobnoziarnistego materiału (m) diameter of a solid carrier (m)

d_b	– średnica bioziarna (m) biocarrier diameter (m)
D_e	– efektywny współczynnik dyfuzji w biofilmie ($\text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$) effective diffusion coefficient in biofilm ($\text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$)
F_V	– objętościowe natężenie przepływu ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) volumetric flow rate ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)
H	– wysokość złoża fluidalnego (m) total height of the fluidized bed (m)
k_o	– szybkość obumierania mikroorganizmów (h^{-1}) decay rate coefficient (h^{-1})
k_{det}	– stała szybkości zrywania (h^{-1} lub $\text{m}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$) biofilm detachment rate coefficient (h^{-1} or $\text{m}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)
k_s	– współczynnik wnikania masy pomiędzy cieczą i biofilmem ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$) liquid-biofilm mass transfer coefficient ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)
K	– stała równowagi gaz-ciecz gas-liquid interphase equilibrium constant
L_b	– grubość biofilmu (m) thickness of the biofilm (m)
r_A, r_T	– szybkość zużywania substratu węglowego oraz tlenu ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$) uptake rate of carbonaceous substrate and oxygen, respectively ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$)
r_B	– szybkość wzrostu biomasy ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$) growth rate of biomass ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$)
r_{det}	– szybkość zrywania biofilmu ($\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$) detachment rate of biomass ($\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$)
r_{det}^s	– powierzchniowa szybkość zrywania biofilmu ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$) surface detachment rate of biomass ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$)
r_0	– promień ziarna inertnego materiału (m) radius of the carrier particle (m)
u	– prędkość pozorna ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$) superficial velocity ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)
u_{0g}	– pozorna prędkość powietrza ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$) superficial air velocity ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)
V	– objętość (m^3) volume (m^3)
x_a	– ułamek aktywnej biomasy w biofilmie fraction of active biomass in the biofilm
z	– współrzędna bezwymiarowa w biofilmie dimensionless coordinate in the biofilm
α	– stopień przereagowania substratu węglowego degree of conversion of the carbonaceous substrate
β	– bezwymiarowe stężenie biomasy w fazie ciekłej dimensionless concentration of biomass in liquid phase

γ	– bezwymiarowe stężenie tlenu w fazie ciekłej dimensionless concentration of oxygen in liquid phase
δ	– bezwymiarowe stężenie tlenu w biofilmie dimensionless concentration of oxygen in the biofilm
ε_g	– stopień zatrzymania gazu w układzie wielofazowym gas hold-up in the multi-phase system
ζ	– ułamek ciała stałego w cieczy fraction of carrier particles in the liquid
η	– bezwymiarowe stężenie substratu węglowego w biofilmie dimensionless concentration of carbonaceous substrate in the biofilm
ϑ	– współczynnik zagęszczania biomasy biomass thickening coefficient
ξ	– stopień recyrkulacji cieczy recirculation ratio of the liquid
ρ_b	– gęstość biofilmu ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$) biofilm density ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)
$\bar{\rho}_b$	– średnia gęstość biofilmu ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$) average biofilm density ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)
ρ_0	– gęstość inertnego materiału ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$) density of solid carrier ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)
τ_0^c	– średni czas przebywania cieczy w instalacji (h) mean residence time of the liquid in the installation (h)
Φ	– moduł Thielego Thiele modulus

INDEKSY GÓRNE

b	– biofilm biofilm
c	– faza ciekła liquid phase
g	– faza gazowa gas phase

INDEKSY DOLNE

A, B, T	– odnosi się odpowiednio do substratu węglowego, biomasy oraz tlenu refers to carbonaceous substrate, biomass and oxygen, respectively
f	– odnosi się do strumienia zasilającego refers to feed stream
r	– odnosi się do strumienia recyrkulowanego refers to recirculated stream

PIŚMIENNICTWO CYTOWANE – REFERENCES

- [1] Lapidou C.S.S., 2014. Erosion probability for biofilm modeling: analysis of trends, *Desalin. Water Treat.* 52(34-36), 6342–6347. DOI:10.1080/19443994.2013.822336.
- [2] Shetty K.V., Yarangali S.B., Srinikethan G., 2013. Biodegradation of phenol using immobilized nocardia hydrocarbonoxydants in a pulsed plate bioreactor: Effect of packed stages, cell carrier loading, and cell acclimatization on startup and steady-state behavior, 17 (4), 252–263. DOI:10.1080/10889868.2013.827618.
- [3] Park Y., Davis M.E., Wallis D.A., 1984. Analysis of a continuous, aerobic, fixed-film bioreactor. II. Dynamic behavior., *Biotechnol. Bioeng.* 26(5), 468–476. DOI:10.1002/bit.260260510.
- [4] Lapidou C.S.S., Spyrou L.A.A., Aravas N., Rittmann B.E.E., 2014. Material modeling of biofilm mechanical properties, *Math. Biosci.* 251(1), 11–15. DOI:10.1016/j.mbs.2014.02.007.
- [5] Skoneczny S., Stryjewski W., Bizon K., Tabiś B., 2017. Three-phase fluidized bed bioreactor modelling and simulation, *Biochem. Eng. J.* 121, 118–130. DOI:10.1016/j.bej.2017.01.017.
- [6] Wanner O., Gujer W., 1986. A multispecies biofilm model, *Biotechnol. Bioeng.* 28 (3) 314–328. DOI:10.1002/bit.260280304.
- [7] Nicoletta C., Chiarle S., R. Di Felice, M. Rovatti, 1997. Mechanisms of biofilm detachment in fluidized bed reactors, *Water Sci. Technol.* 36(1), 229 LP-235. DOI: 10.1016/S0273-1223(97)00329-6.
- [8] Beyenal H., Chen S.N., Lewandowski Z., 2003. The double substrate growth kinetics of *Pseudomonas aeruginosa*, *Enzyme Microb. Technol.* 32(1), 92–98. DOI:10.1016/S0141-0229(02)00246-6.
- [9] Seker S., Beyenal H., Salih B., Tanyolac A., 1997. Multi-substrate growth kinetics of *Pseudomonas putida* for phenol removal, *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 47(5), 610–614. DOI: 10.1007/s002530050982.

SZYMON SKONECZNY

THE INFLUENCE OF BIOFILM DETACHMENT MODEL ON STEADY-STATE PROPERTIES OF
A THREE-PHASE FLUIDIZED-BED BIOREACTOR

Three-phase fluidized-bed bioreactors are commonly used in the industry, for example in wastewater treatment, yeast culture or drug synthesis. Strongly developed interphase area and simple construction are ones of advantages of these devices. The possibility to separate mean residence time of the liquid from the mean residence time of the biomass is also very advantageous. Biofilm detachment is one of important phenomena proceeding in the vessel. It is based on transport of biomass from the biofilm to the liquid phase of the fluidized bed. Numerous studies indicate that biofilm detachment strongly influences stationary properties of bioreactors. The quantitative description of this process is however difficult due its complexity. In the study, stationary characteristics of the fluidized-bed bioreactor was determined with the use of three mathematical models of biofilm detachment. Own mathematical model of the three-phase fluidized-bed bioreactor was used. The model takes into account partial recirculation of the biomass and its thickening, external mass transfer resistances and distributions of density of the biofilm, distributions of effective diffusion coefficients in the biofilm and microbiological process both in the liquid and biofilm. In the first biofilm detachment model, it is assumed that the detachment rate is proportional to the square of the biofilm thickness. In the second one, the biofilm detachment rate is proportional to the biofilm mass formed on inert particles. The third model is an empirical one, which was determined based on dimensional analysis. Simulations were carried out for two chosen microbiological processes, i.e. for aerobic utilization of glucose by *Pseudomonas aeruginosa* bacteria and aerobic phenol degradation by *Pseudomonas putida*. It was shown that depending on the accepted model, quantitative or qualitative

differences occur in the steady-state characteristics of the bioreactor. According to the empirical model, the biofilm thickness decreases with the decrease of mean residence time of the liquid. It is caused by the increase in biofilm detachment rate due the increase in the liquid velocity. According to the two other models the decrease in mean residence time cause the increase in the biofilm thickness. The applicability of the empirical model is however limited by narrow range of process parameters based on which the model coefficients were obtained and therefore it is not suitable for the determination of steady-state branches.

Received: 21.09.2018

Accepted: 24.10.2018