

ANNA SZCZOTKA, AGNIESZKA GĄSZCZAK, HANNA KOLARCZYK, RAFAŁ SARZYŃSKI

STOPIEŃ ZATRZYMANIA GAZU W REAKTORACH AIRLIFT: STUDIA LITERATUROWE I EKSPERYMENTY

Instytut Inżynierii Chemicznej PAN Gliwice, ul. Bałtycka 5, 44-100 Gliwice

W pracy przedstawiono podstawowe typy reaktorów airlift oraz reżimy hydrodynamiczne, w jakich pracują. Omówiono wpływ takich czynników jak prędkość gazu i cieczy, geometria reaktora oraz własności fazy ciekłej na stopień zatrzymania gazu. Zaprezentowane zostały również wyniki pomiarów tego parametru w reaktorze airlift z cyrkulacją wewnętrzną.

Basic types of airlift reactors are presented and hydrodynamic regimes of their operation are described. Influence of some parameters (gas and liquid velocity, reactor geometry and liquid properties) on gas holdup in airlift reactor is discussed. Results of gas holdup measurements in internal loop reactor are presented.

1. WPROWADZENIE

Reaktory, w których prowadzone są aerobowe procesy biologiczne, muszą spełniać kilka zasadniczych warunków. Mianowicie powinny one zapewniać:

- odpowiednią szybkość transportu tlenu do fazy ciekłej,
- odpowiednią homogeniczność układu, przy jednoczesnym zastosowaniu niewielkich sił ścinających,
- odpowiednio długi czas przebywania.

Wymienione wyżej warunki często mają sprzeczny charakter, np. wzrost szybkości transportu tlenu możemy osiągnąć poprzez zwiększenie turbulencji układu, jednakże powoduje to wzrost sił ścinających, co może doprowadzić do zniszczenia delikatnych struktur komórkowych. Dlatego dobór odpowiedniego typu reaktora do danego procesu wymaga optymalnego zbalansowania wymienionych czynników.

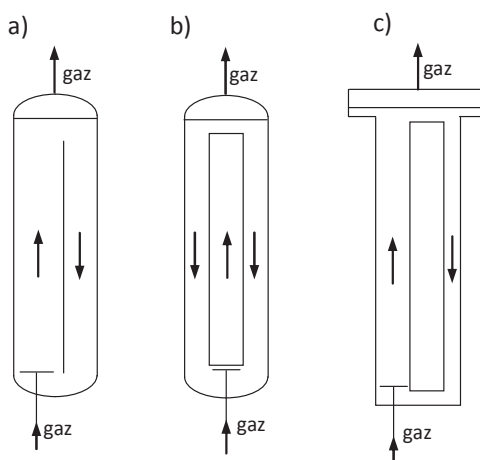
Wyróżnić możemy trzy podstawowe typy reaktorów stosowanych w procesach biotechnologicznych z udziałem tlenu: reaktor zbiornikowy z mieszadłem, kolumna barbotażowa oraz reaktor airlift.

Reaktory airlift posiadają wiele zalet w porównaniu z pozostałymi dwoma typami reaktorów. Dzięki mieszaniu za pomocą strumienia gazu w reaktorach tych mamy znacznie bardziej jednorodny rozkład sił ścinających niż w przypadku mieszania mechanicznego. Ponadto wyeliminowanie mieszadła zmniejsza ryzyko zakażenia układu. Reaktory airlift charakteryzują się stosunkowo niskim zużyciem energii. Efektywność transportu tlenu, tj. ilość zaabsorbowanego tlenu na jednostkę zużytej energii i jednostkę czasu jest największa spośród wymienionych wyżej reaktorów [1]. W przypadku procesów, w których wartość produktu jest niska, jak np. procesy oczyszczania ścieków, efektywność energetyczna jest bardzo istotnym czynnikiem wpływającym na obniżenie kosztów operacyjnych.

2. PRZEGLĄD LITERATURY

2.1. ROZWIĄZANIA KONSTRUKCYJNE REAKTORÓW AIRLIFT I REŻIMY HYDRODYNAMICZNE

Podstawowe typy reaktorów airlift przedstawiono na rysunku 1. Zasadniczo reaktory te możemy podzielić na dwie grupy: z cyrkulacją wewnętrzną (ang. internal loop reactors) i z cyrkulacją zewnętrzną (ang. external loop reactors). Reaktor z cyrkulacją wewnętrzną to kolumna barbotażowa, w której umieszczono przegrodę w postaci płyty lub współśrodkowej rury. Reaktor z cyrkulacją zewnętrzną składa się z dwóch oddzielnych kolumn połączonych przez poziome sekcje w dolnej i górnej części reaktora. Poprzez napowietrzanie tylko jednej części powstaje gradient ciśnień hydrostatycznych w obu częściach reaktora, który jest siłą napędową cyrkulacji płynów między tymi częściami [2].

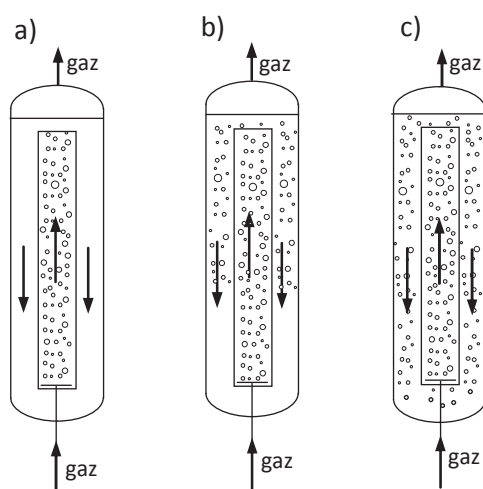


Rys. 1. Rodzaje reaktorów airlift: a) z cyrkulacją wewnętrzną z przegrodą w postaci płyty, b) z cyrkulacją wewnętrzną z przegrodą w postaci rury, c) z cyrkulacją zewnętrzną

Fig. 1. Types of airlift reactors: a) split-cylinder internal-loop, b) concentric draught-tube internal-loop, c) external-loop

Generalnie, w każdym reaktorze airlift wyróżnić możemy cztery strefy: strefę wznoszenia, strefę opadania oraz separator (strefa odgazowania) i strefę przydenną. W części napowietrzanej reaktora mamy tzw. strefę wznoszenia (ang. riser), gdzie gaz i ciecz płyną współprądowo w górę. W zależności od prędkości gazu, podobnie jak w kolumnach barbotażowych, możemy tu rozróżnić reżim przepływu homogenicznego, charakteryzujący się niewielkimi oddziaływaniami wzajemnymi pomiędzy poszczególnymi pęcherzami gazu, wąskim rozkładem średnicy pęcherzy i niewielką turbulentnością układu oraz reżim przepływu heterogenicznego, w którym następuje koalescencja pęcherzy, w związku z czym mamy szerszy rozkład średnicy pęcherzy, większa też jest turbulentność układu.

W strefie opadania częściowo lub całkowicie odgazowana ciecz płynie w dół reaktora. W zależności od konstrukcji separatora, charakterystyki geometrycznej samego reaktora oraz od natężenia przepływu gazu zasilającego możemy mieć do czynienia z trzema obszarami pracy reaktora (rys.2). Mianowicie, wyróżniamy obszar całkowitego odgazowania (gaz znajduje się tylko w strefie wznoszenia), obszar przejściowy (gaz częściowo wypełnia strefę opadania) oraz obszar cyrkulacji fazy gazowej [3, 4]. Reaktory z cyrkulacją zewnętrzną pracują zazwyczaj w obszarze całkowitego odgazowania. Konstrukcja tych aparatów powoduje, iż nagazowana ciecz musi pokonać dość długi odcinek między strefą opadania i wznoszenia, co powoduje efektywne odgazowanie. W przypadku reaktorów z cyrkulacją wewnętrzną odcinek między strefą opadania i wznoszenia jest krótki (o ile nie wydłużymy drogi, którą ciecz musi pokonać poprzez specjalną konstrukcję separatora) i dlatego przy odpowiednio dużej prędkości cieczy część pęcherzy może zostać porwana do strefy opadania.



Rys. 2. Hydrodynamiczne obszary pracy reaktora airlift: a) obszar całkowitego odgazowania, b) obszar przejściowy, c) obszar cyrkulacji gazu

Fig. 2. Hydrodynamic regimes in an airlift reactor: a) complete degassing, b) transition regime, c) gas circulation regime

Aby pęcherze gazu zostały porwane do strefy opadania, prędkość cieczy w tej strefie powinna być równa lub większa niż prędkość swobodnego wznoszenia pęcherzy. Przy niskich natężeniach przepływu gazu prędkość cyrkulacji cieczy jest niewielka, prawie wszystkie pęcherze ulegają odgazowaniu i w strefie opadania płynie sama ciecz. Wzrost prędkości gazu powoduje wzrost prędkości cyrkulacji cieczy aż do momentu, gdy zaczyna ona porwać do strefy opadania pęcherze, których prędkość swobodnego wznoszenia jest mniejsza od prędkości cieczy. Dalszy wzrost prędkości gazu powoduje stopniowe wypełnianie się strefy opadania pęcherzykami gazu (wraz ze wzrostem natężenia przepływu gazu obserwujemy przesuwanie się frontu stacjonarnych pęcherzy w dół strefy opadania). Zwiększając w dalszym ciągu przepływ gazu dochodzimy do momentu, gdy pęcherze wypełniają całą strefę opadania i gaz zaczyna cyrkulować.

2.2. STOPIEŃ ZATRZYMANIA GAZU

Stopień zatrzymania gazu, tj. objętościowy udział gazu w dyspersji ciecz-gaz w reaktorze airlift jest podstawowym parametrem decydującym o pracy tego reaktora.

Ilość zatrzymanego gazu, w połączeniu z rozmiarem pęcherzy, wpływa na wielkość powierzchni międzyfazowej, a tym samym na objętościowy współczynnik wnikania masy k_{La} . Różnica między ilością gazu zatrzymanego w strefie wznoszenia i strefie opadania decyduje o szybkości cyrkulacji cieczy. Stopień zatrzymania gazu wpływa również na czas przebywania gazu w cieczy.

Zatrzymanie gazu w strefie wznoszenia (ϵ_{gr}), w strefie opadania (ϵ_{gd}) oraz całkowity stopień zatrzymania gazu w reaktorze (ϵ_g) powiązane są ze sobą następującą zależnością:

$$\epsilon_g = \frac{A_r \epsilon_{gr} + A_d \epsilon_{gd}}{A_r + A_d} \quad (1)$$

Powyższe równanie jest słuszne dla reaktorów o stałym przekroju strefy opadania i wznoszenia.

Na wielkość stopnia zatrzymania gazu wpływa przede wszystkim natężenie przepływu gazu, prędkość cieczy, geometria reaktora (separator, dystrybutor gazu, stosunek przekroju strefy opadania do strefy wznoszenia) oraz własności fizykochemiczne cieczy.

Wpływ prędkości gazu na stopień zatrzymania uzależniony jest od reżimu hydrodynamicznego, w jakim pracuje reaktor i jest on najsilniejszy dla przepływu homogenicznego. W reżimie heterogenicznym wpływ prędkości gazu staje się słabszy [5, 6]. Dla określonej geometrii reaktora oraz układu ciecz-gaz korelacje umożliwiające wyznaczenie stopnia zatrzymania gazu przybierają następującą postać [5, 6]:

$$\epsilon_r = \alpha \cdot u_{gr}^\beta \quad (2)$$

Współczynnik β zależy od reżimu przepływu gazu: dla przepływu homogenicznego β przybiera wartości z przedziału 0,7–1,2, zaś dla przepływu przejściowego i heterogenicznego mieści się w zakresie 0,4–0,7. Współczynnik α natomiast opisuje wpływ geometrii reaktora oraz rodzaju cieczy [7].

Onken i Weiland [8] zaobserwowali silny wpływ prędkości cieczy na stopień zatrzymania gazu. Wraz ze wzrostem prędkości cieczy ilość gazu zatrzymanego w strefie wznoszenia maleje. Wynika to z efektu „przyspieszania” wznoszących się pęcherzy przez płynącą w tym samym kierunku ciecz. Odwrotny efekt jest obserwowany w strefie opadania, gdzie wraz ze wzrostem prędkości cieczy rośnie liczba porwanych pęcherzy gazu.

Wpływ geometrii reaktora na stopień zatrzymania gazu często ujmowany jest za pomocą stosunku A_d/A_r . Wraz ze wzrostem tego stosunku stopień zatrzymania gazu maleje [9, 10]. Wzrost wielkości A_d/A_r oznacza bowiem niższe prędkości cieczy w strefie opadania lub wyższe w strefie wznoszenia, a to w obu przypadkach skutkuje zmniejszeniem ilości gazu zatrzymanego.

Zależność stopnia zatrzymania gazu od lepkości cieczy jest dość złożona. Wraz ze wzrostem lepkości stopień zatrzymania gazu początkowo rośnie, a następnie maleje. Wzrost lepkości fazy ciekłej do wartości ok. 3,7 cP powoduje zwiększenie ilości gazu zatrzymanego, ponieważ w tym zakresie większa lepkość cieczy zmniejsza prędkość wznoszenia pęcherzy gazowych. Dalszy wzrost lepkości cieczy promuje jednak koalescencję pęcherzy. Większe pęcherze wznoszą się z większą prędkością, a zatem spada ilość gazu zatrzymanego [5].

Moraveji i wsp. [11] zauważyli, że obniżenie napięcia powierzchniowego poprzez dodatek środka powierzchniowo czynnego zwiększa stopień zatrzymania gazu.

Na objętościowy udział gazu w dyspersji ciecz-gaz ma również wpływ konstrukcja dystrybutora gazu [6] oraz separatora, która decyduje o stopniu odgazowania cieczy wpływającej ze strefy wznoszenia, a tym samym o stopniu zatrzymania gazu w strefie opadania [12,13].

Badacze [10, 14–16] często stwierdzają, że stosunek stopnia zatrzymania gazu w strefie opadania i strefie wznoszenia jest wielkością stałą i dla reaktorów z cyrkulacją wewnętrzną bez separatora mieści się w granicach 0,8–1. Jednakże van Benthum i wsp. [3] zauważają, że jest to tylko przybliżenie. Dokładniejsze badania wykazały, że wraz ze wzrostem prędkości gazu stosunek ten rośnie w obszarze przejściowym pracy reaktora, a nieco maleje w obszarze pełnej recyrkulacji gazu.

W literaturze dostępnych jest bardzo wiele korelacji pozwalających wyznaczyć stopień zatrzymania gazu w reaktorze (tabela 1). Niestety, korelacje te dają dobre przybliżenie jedynie wtedy, gdy stosowane są dla tego samego typu reaktora o zbliżonej geometrii i takiej samej konstrukcji separatora oraz dla cieczy o zbliżonych właściwościach fizykochemicznych.

Tabela 1. Empiryczne korelacje umożliwiające wyznaczenie stopnia zatrzymania gazu w reaktorach airlift

Table 1. Empirical gas holdup correlations for airlift reactors

Autorzy	Typ reaktora	Korelacja	Faza ciekła
[17]	CZ	$\epsilon_{gr} = 0,29u_{gr}^{0,74}$ dla $0 \leq u_{gr} \leq 0,02$ $\epsilon_{gr} = 0,37u_{gr}^{0,81}$ dla $0,02 \leq u_{gr} \leq 0,043$ $\epsilon_{gr} = 1,58u_{gr}^{1,232}$ dla $u_{gr} \geq 0,043$ $\epsilon_{dr} = 0,174\epsilon_{gr}$	woda
[12]	CW	$\epsilon_{gr} = 0,0176(u_{gr}^t)^{0,71} \left(\frac{d_{gr}}{d_{ed}} \right)^{0,32}$ $\epsilon_{gr} = 0,0136(u_{gr}^t)^{0,69}$ $\epsilon_{gd} = 0,0311(u_{gd})^{0,68}$	woda
[15]	CW	$\epsilon_g = (1,488 - 0,496C_c) \cdot u_g^{0,892 \pm 0,075}$	0,15 M NaCl, 0,15M NaCl +1% sposzkwanej celulo- zy, 0,15M NaCl +2% sposzkwanej celulo- zy
	CZ	$\epsilon_{gr} = 0,65u_{gr}^{(0,603+0,078C_c)} \cdot \left(1 + \frac{A_d}{A_r} \right)^{-0,258}$ $\epsilon_{gd} = (0,053 \pm 0,008) + (2,172 \pm 0,362)\epsilon_{gd}$	
[14]	CW	$\epsilon_{gr} = 0,16 \left(\frac{u_{gr}}{u_{Lr}} \right)^{0,57} \cdot \left(1 + \frac{A_d}{A_r} \right)$ $\epsilon_{gd} = 0,89\epsilon_{gr}$	woda, 0,15 M NaCl,
	CZ	$\epsilon_{gr} = 0,16 \left(\frac{u_{gr}}{u_{Lr}} \right)^{0,57} \cdot \left(1 + \frac{A_d}{A_r} \right)$ $\epsilon_{gd} = 0,79\epsilon_{gr} - 0,057$	
[18]	CZ	$\epsilon_g = 0,55u_{gr}^{0,78} Fr_f^{0,2} d_r^{0,42}$	woda
[19]	CZ	$\epsilon_{gr} = 0,203 \frac{Fr^{0,31}}{Mo^{0,0211}} \cdot \left(\frac{u_{gr}}{u_{Lr}} \frac{A_r}{A_d} \right)^{0,74}$	ciecze newtonowskie o różnej gęstości i lepkości, ciecze nienewtonowskie
[6]	CW	<p>reżim homogeniczny</p> $\epsilon_g = 2,821u_g^{0,9548}$ dystrybutor: dysza z 2 otworami $\epsilon_g = 0,7071u_g^{0,7264}$ dystrybutor: dysza z 4 otworami $\epsilon_g = 3,574u_g^{0,9806}$ dystrybutor pierścieniowy <p>reżim heterogeniczny</p> $\epsilon_g = 0,3218u_g^{0,6118}$ dystrybutor: dysza z 2 otworami $\epsilon_g = 0,9837u_g^{0,7761}$ dystrybutor: dysza z 4 otworami $\epsilon_g = 0,3388u_g^{0,6078}$ dystrybutor pierścieniowy	woda

[20]	CZ	$\varepsilon_g = 0,0329u_{gr} \cdot C_a^{0,22}$ dla metanolu $\varepsilon_g = 0,0358u_{gr} \cdot C_a^{0,227}$ dla etanolu $\varepsilon_g = 0,0591u_{gr}^{1,013} \cdot C_a^{0,258}$ dla propanolu $\varepsilon_g = 0,0448u_{gr}^{1,043} \cdot C_a^{0,187}$ dla butanolu	0,25-1% wodne roztwory alkoholi (metanol, etanol, propanol, butanol)
[11]	CW	$\varepsilon_{gr} = 0,02u_{gr}^{0,74} \cdot C_s^{0,007}$ dla SDS $\varepsilon_{gr} = 0,02u_{gr}^{0,71} \cdot C_s^{0,22}$ dla Tween 80 $\varepsilon_{gr} = 0,015u_{gr}^{0,72} \cdot C_s^{0,31}$ dla Triton X - 405	woda z dodatkiem 0-5 ppm związków powierzchniowo czynnych (SDS, Tween 80, TritonX-405)
[21]	CW	$\varepsilon'_{gr} = 44,1u_{gr}^{0,841} \cdot \mu_{ap}^{-0,135}$ $\varepsilon'_{gd} = 29,7u_{gr}^{0,935} \cdot \mu_{ap}^{-0,107}$	wodny roztwór 1-4% wag. CMC
[22]	CW	$\varepsilon'_g = 13lu_{gr}^1$ dla reaktora o poj. 100 l $\varepsilon'_g = 316u_{gr}^{1,48}$ dla reaktora o poj. 7,25 l	woda, wodny roztwór skrobi o stężeniu 0,2-1%
[5]	CZ	$\varepsilon_g = 0,018(u'_{gr})^{0,682} \cdot \mu_L^{-0,083}$	wodne roztwory CMC o lepkości 1-51,25 cP

CW – reaktor z cyrkulacją wewnętrzną, CZ – reaktor z cyrkulacją zewnętrzną

3. EKSPERYMENTY

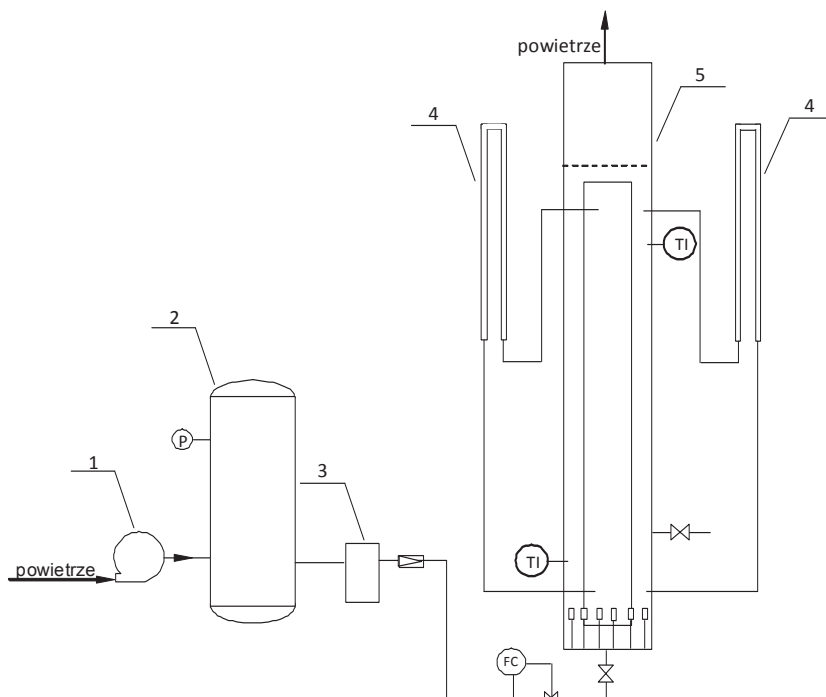
W niniejszej pracy przedstawiono wyniki badań stopnia zatrzymania gazu w reaktorze airlift z cyrkulacją wewnętrzną. Eksperymenty te stanowią pierwszy etap badań procesu biologicznego oczyszczania ścieków ze związków fenolowych. Schemat instalacji wraz z reaktorem przedstawiono na rysunku 3.

Doświadczenia prowadzono w reaktorze składającym się z dwóch koncentrycznych rur wykonanych z przezroczystego PCW. Wymiary rur wynosiły $d_r = 0,192$ m i $H_r = 2,05$ m oraz $d_d = 0,134$ m i $H_d = 1,5$ m odpowiednio dla rury zewnętrznej i wewnętrznej. Stosunek A_d / A_r wynosił 1,05. Rura cyrkulacyjna umieszczona była 0,07 m od dna kolumny. Zgodnie z sugestiami Chisti [15], dystrybutor gazu zlokalizowany był tuż ponad dolną krawędzią rury cyrkulacyjnej. Składał się on z 12, wykonanych z Tetraglasu, porowatych walców o wymiarach $0,026$ m \times $0,013$ m. Walce rozmieszczone były równomiernie w przestrzeni pierścieniowej pomiędzy dwoma kolumnami. Średnica porów walca wynosiła $d = 90$ μ m.

Wszystkie pomiary wykonywano pod ciśnieniem atmosferycznym i w temperaturze pokojowej, stosując układ powietrze – woda.

Powietrze pompowano za pomocą sprężarki (1) do zbiornika (2), a stamtąd poprzez osuszacz (3) i zawór redukcyjny do instalacji. Natężenie przepływu powietrza regulowano za pomocą masowego regulatora przepływu firmy Bronkhorst.

Wysokość dyspersji gaz-ciecz we wszystkich eksperymentach wynosiła 1,62 m.



Rys. 3. Schemat instalacji doświadczalnej: 1 – sprężarka, 2 – zbiornik sprężonego powietrza, 3 – osuszacz, 4 – u-rurki, 5 – reaktor airlift

Fig. 3. Experimental setup: 1 – air compressor, 2 – compressed air tank, 3 – dryer, 4 – u-tube manometers, 5 – airlift reactor

Stożek zatrzymania gazu w strefie wznoszenia i opadania wyznaczano za pomocą odwróconych u-rurek stosując następującą zależność [15]:

$$\varepsilon_g = \frac{\rho_w}{\rho_w + \rho_p} \cdot \frac{\Delta h_M}{\Delta z} \quad (3)$$

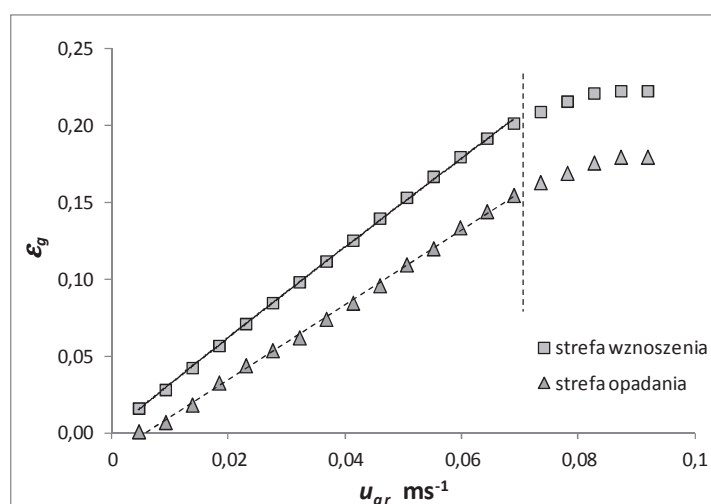
W całym badanym zakresie prędkości gazu reaktor pracował w obszarze przejściowym, tzn. pęcherze powietrza częściowo wypełniały strefę opadania, natomiast nie obserwowano pełnej recyrkulacji powietrza. W zależności od prędkości gazu front pęcherzy przesuwał się od 0,12 m do 0,82 m poniżej górnej krawędzi rury cyrkulacyjnej. W strefie wznoszenia obserwowano pęcherze o średnicy $d = 4-6$ mm. Podobną wielkość pęcherzy obserwowano w obszarze nagazowanym w rurze cyrkulacyjnej. Poniżej frontu pęcherzy w strefie opadania widoczne były drobne pojedyncze pęcherzyki o średnicy $d = 1-3$ mm, z których część poruszała się powoli w górę, natomiast część wędrowała w dół. Należy zauważyć, że ze względu na fakt, iż strefę opadania stanowiła rura wewnętrzna, dokładna obserwacja pęcherzy w tej strefie możliwa była tylko przy niewielkich prędkościach gazu ($u_{gr} \leq 0,01 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$). Przy wyższych prędkościach gazu pęcherze w rurze cyrkulacyjnej były słabo widoczne. Możliwa była jedy-

nie obserwacja frontu pęcherzy oraz drobnych, pojedynczych pęcherzyków cyrkulujących do strefy wznoszenia. Niemniej jednak wybrano taką właśnie konfigurację reaktora mając na uwadze przyszłe eksperymenty i możliwość zamontowania w strefie opadania mieszkadła.

Na rysunku 4 przedstawiono wyniki pomiarów stopnia zatrzymania gazu w strefie opadania i w strefie wznoszenia. Przepływ homogeniczny w strefie wznoszenia obserwowano do prędkości gazu $u_{gr} = 0,07 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. Dalsze zwiększanie prędkości gazu prowadziło do koalescencji pęcherzy. Układ zaczynał wykazywać znaczną turbulentność. Prędkość, przy której zaobserwowano zmianę charakteru przepływu pokrywa się dobrze z prędkością, przy której zmienia się charakter zależności stopnia zatrzymania gazu od prędkości gazu. Zmierzone wartości stopnia zatrzymania gazu w strefie opadania i w strefie wznoszenia dla reżimu przepływu homogenicznego skorelowano za pomocą następujących równań:

$$\varepsilon_{gr} = 2,68u_{gr}^{0,96} \quad (4)$$

$$\varepsilon_{gd} = 2,43u_{gr} - 0,014 \quad (5)$$



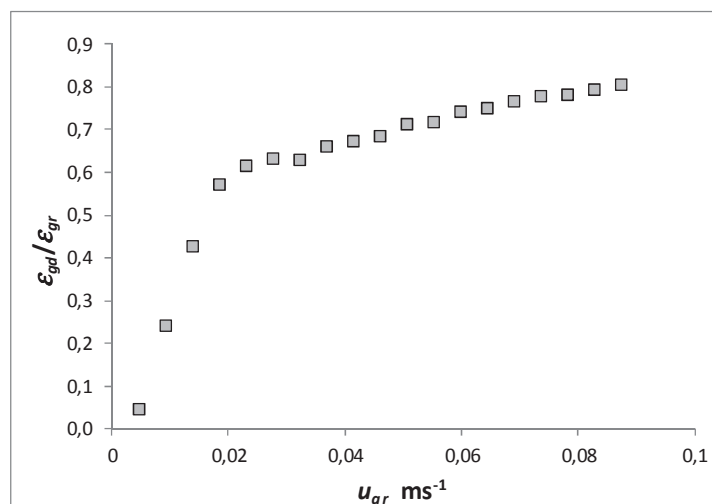
Rys. 4. Stopień zatrzymania gazu w strefie wznoszenia i opadania w zależności od prędkości gazu.

— wartości wyznaczone z równania (4), - - - - - wartości wyznaczone z równania (5),
pionowa linia przerywana oddziela reżim homogeniczny i heterogeniczny

Fig. 4. Gas holdup in the riser and downcomer vs riser superficial gas velocity.

— values calculated according to equation (4), - - - - - values calculated according to equation (5),
vertical dotted line separates homogenic and heterogenic regime

Na rysunku 5 przedstawiono zależność stosunku $\varepsilon_{gd} / \varepsilon_{gr}$ od prędkości gazu. Charakter tej zależności jest zgodny ze spostrzeżeniami van Benthum i wsp. [3]. Nie jest to wielkość stała, lecz rośnie wraz ze wzrostem prędkości gazu.



Rys. 5. Stosunek stopnia zatrzymania gazu w strefie opadania i strefie wznoszenia w zależności od prędkości gazu w strefie wznoszenia

Fig. 5. The ratio between downcomer and riser gas holdup as a function of riser superficial gas velocity

WNIOSKI I PODSUMOWANIE

Ze względu na skomplikowane powiązania pomiędzy poszczególnymi parametrami reaktora airlift i jego budową geometryczną w literaturze brak jest uniwersalnej zależności pozwalającej wyznaczyć stopień zatrzymania gazu dla różnych reaktorów. Należy z dużą ostrożnością stosować wyprowadzone przez innych autorów zależności. Zastosowanie dostępnych korelacji jest ograniczone tylko do tego samego typu reaktora (o zbliżonej geometrii i tej samej konstrukcji separatora) oraz dla tych samych układów gaz-ciecz.

OZNACZENIA - SYMBOLS

A	– pole przekroju, m^2 cross-sectional area
C_a	– stężenie alkoholu, $kg \cdot m^{-3}$ alcohol concentration
C_c	– stężenie celulozy, % cellulose concentration
C_s	– stężenie związku powierzchniowo czynnego, ppm surfactant concentration
d	– średnica, m diameter

F_f	– współczynnik wypełnienia, $F_f = \frac{V_{L,sep}}{V_L}$ filling factor
Fr	– liczba Froudea, $Fr = \frac{(u_{Lr} + u_{gr})^2}{g \cdot d_r}$ Froude number
g	– przyspieszenie ziemskie, $m \cdot s^{-2}$ acceleration due to gravity
H	– wysokość, m height
Δh_M	– odczyt z u-rurki, mm u-tube manometr reading
k	– współczynnik konsystencji, $Pa \cdot s^n$ flow consistency index
Mo	– liczba Mortona, $Mo = \frac{g(\rho_L - \rho_g)}{\sigma^3 \cdot \rho_L^2} \cdot k^4 \left(\frac{8u_{Lr}}{d_r} \right)^{4(n-1)}$ Morton number
n	– charakterystyczny współczynnik płynięcia flow behaviour index
Q_{gr}	– natężenie przepływu gazu świeżego w strefie wznoszenia, $cm^3 \cdot s^{-1}$ riser fresh gas flowrate
Q_{gc}	– natężenie przepływu gazu cyrkulującego, $cm^3 \cdot s^{-1}$ circulating gas flowrate
u	– prędkość liczona na pusty przekrój, $m \cdot s^{-1}$ superficial velocity
u'_{gr}	– prawdziwa prędkość gazu w strefie wznoszenia, $u'_{gr} = \frac{Q_{gr} + Q_c}{A_r}$, $cm \cdot s^{-1}$ riser true gas velocity
u'_{gr}	– prędkość gazu liczona na pusty przekrój w strefie wznoszenia, $cm \cdot s^{-1}$ riser superficial gas velocity
V_L	– całkowita objętość cieczy w reaktorze, m^3 total liquid volume in the reactor
$V_{L,sep}$	– objętość cieczy w separatorze, m^3 liquid volume in the separator
Δz	– odległość między punktami pomiarowymi, mm the distance between measurement points
a	– odległość między punktami pomiarowymi, mm the distance between measurement points
ε	– stopień zatrzymania gazu gas holdup
ε'	– stopień zatrzymania gazu, % gas holdup
μ_{ap}	– lepkość pozorna cieczy, $Pa \cdot s$ apparent viscosity
μ_L	– lepkość cieczy, cP viscosity of liquid phase

ρ	– gęstość, kg·m ⁻³ density
σ	– napięcie powierzchniowe, N·m ⁻¹ surface tension

NDEKSY DOLNE I GÓRNE – SUBSCRIPTS AND SUPERSCRIPTS

d	– dotyczy strefy opadania denotes downcomer
g	– dotyczy fazy gazowej denotes gas phase
L	– dotyczy fazy ciekłej denotes liquid phase
p	– dotyczy powietrza denotes air
r	– dotyczy strefy wznoszenia denotes riser
w	– dotyczy wody denotes water

PIŚMIENNICTWO CYTOWANE - REFERENCES

- [1] Merchuk J.C., Gluz M., 1999. Bioreactors, airlift reactors, W: Flickinger M.C., Drew S.W., (Eds.), Encyclopedia of bioprocess technology: fermentation, biocatalysis and bioseparation., John Wiley, Nowy Jork, 320-352.
- [2] Siegiel M.H., Robinson C.W., 1992. Applications of airlift gas-liquid-solid reactors in biotechnology. Chem. Eng. Sci., 47, 3215-3229. DOI: 10.1016/0009-2509(92)85030-F.
- [3] van Benthum W.A.J., van der Lans R.G.J.M., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J., 1999. Bubble recirculation regimes in an internal-loop airlift reactor. Chem. Eng. Sci., 54, 3995-4006. DOI: 10.1016/S0009-2509(99)00097-4.
- [4] Blažej M., Kiša M., Markoš J., 2004. Scale influence on the hydrodynamics of an internal loop airlift reactor. Chem. Eng. Process., 43, 1519-1527. DOI: 10.1016/j.cep.2004.02.003.
- [5] Wu Q., Wang X., Wang T., Han M., Sha Z., Wang J., 2013. Effect of liquid viscosity on hydrodynamics and bubble behavior of an external-loop airlift reactor. Can. J. Chem. Eng., 91, 1957-1963. DOI: 10.1002/cjce.21788.
- [6] Luo L., Liu F., Xu Y., Yuan J., 2011. Hydrodynamics and mass transfer characteristics in an internal loop airlift reactor with different spargers. Chem. Eng. J., 175, 494-504. DOI: 10.1016/j.cej.2011.09.078.
- [7] Jin B., Yin P., Lant P., 2006. Hydrodynamics and mass transfer coefficient in three-phase air-lift reactors containing activated sludge. Chem. Eng. Proc., 45, 608-617. DOI:10.1016/j.cep.2005.08.007.
- [8] Onken U., Weiland P., 1980. Hydrodynamics and mass transfer in an airlift loop fermentor. Eur. J. Appl. Microbiol. Biotechnol., 10, 31-40.
- [9] Guieysse B., Quijano G., Munoz R. 2012, Bioreactors design. Airlift reactors, W: Moo-Young M. (Ed.) Comprehensive Biotechnology, Vol 2. Engineering fundamentals and biotechnology., Elsevier, 199-212.
- [10] Korpajarvi J., Oinas P., Reunanen J., 1999. Hydrodynamics and mass transfer in an airlift reactor. Chem. Eng. Sci., 54, 2255-2262. DOI: 10.1016/S0009-2509(98)00439-4.
- [11] Moraveji M.K., Pasad M.M., Davarnejad R., Chisti Y., 2012. Effects of surfactants on hydrodynamics and mass transfer in a split-cylinder airlift reactor. Can. J. Chem. Eng., 90, 93-99. DOI: 10.1002/cjce.20516.

- [12] Siegiel M.H., Merchuk J.C., Schruerl K., 1986. Air-lift reaktor analysis: interrelationships between riser, downcomer, and gas-liquid separator behavior, including gas recirculation effects. *AIChE J.*, 32, 1585-1595.
- [13] Merchuk J.C., Ladwa N., Cameron A., Bulmer M., Pickett A., 1994. Concentric-tube airlift reactors: effects of geometrical design on performance. *AIChE J.*, 40, 1105-1117. DOI: 10.1002/aic.690400703.
- [14] Bello M.A., Robinson C.W., Moo-Young M., 1985. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. *Biotechnol. Bioeng.*, 27, 369-381. DOI: 10.1002/bit.260270323.
- [15] Chisti M.Y., 1989. *Airlift bioreactors.*, Elsevier, Londyn, 132-229, 294-297.
- [16] Chisti Y., Wenge F., Moo-Young M., 1995. Relationship between riser and downcomer gas holdup in internal-loop airlift reactors without gas-liquid separators. *Chem. Eng. J.*, 57, B7-B13. DOI: 10.1016/0923-0467(94)06083-5.
- [17] Abashar M.E., Narsingh U., Rouillard A.E., Judd R., 1998. Hydrodynamic flow regimes, gas hold-up, and liquid circulation in airlift reactors. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 37, 1251-1259. DOI: 10.1021/ie9704612.
- [18] Ghirardini M., Donati G., Rivetti F., 1992. Gas lift reactors: hydrodynamics, mass transfer, and scale up. *Chem. Eng. Sci.*, 47, 2209-2214. DOI:10.1016/0009-2509(92)87036-P.
- [19] Kemblowski Z., Prywarski J., Diab A., 1993. An average gas hold-up and liquid circulation velocity in airlift reactors with external loop. *Chem. Eng. Sci.*, 48, 4023-4035. DOI: 10.1016/0009-2509(93)80380-9.
- [20] Gharib J., Moraveji M.K., Davarnejad R., Malool M.E., 2013. Hydrodynamics and mass transfer study of aliphatic alcohols in airlift reactors. *Chem. Eng. Res. Des.*, 91, 925-932. DOI: 10.1016/j.cherd.2012.08.021.
- [21] Li G., Yang S., Cai Z., Chen J., 1995. Mass transfer and gas-liquid circulation in an airlift bioreactor with viscous non-Newtonian fluids. *Chem. Eng. J.*, 56, B101- B107. DOI: 10.1016/0923-0467(94)06065-C.
- [22] Barker T.W., Worgan J.T., 1981. The application of airlift fermenters to the cultivation of filamentous fungi. *Eur. J. Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 13, 77-83.

ANNA SZCZOTKA, AGNIESZKA GĄSZCZAK, HANNA KOLARCZYK, RAFAŁ SARZYŃSKI

GAS HOLDUP IN AIRLIFT REACTORS: LITERATURE STUDY AND MEASUREMENTS

Airlift reactors are very convenient type of reactors for biological processes. Some attractive features of the airlift are good mixing capability to achieve homogenous distribution of oxygen and other nutrients, low and uniformly distributed shear forces, low power consumption, high efficiency of oxygen transport and simple construction without moving part.

One of the major hydrodynamics parameters of the airlift reactor is gas holdup. Its value in particular parts of the reactor or its total value notably affects other important parameters of the reactor operation as interfacial area, mass transfer coefficient, liquid circulation velocity, residence time of gas in the liquid phase. Detailed knowledge about gas holdup is essential for reliable designing and scaling up an airlift reactor.

In the paper, an influence of some important parameters (superficial gas velocity, liquid velocity, reactor geometry, properties of liquid phase) on gas holdup value is discussed on the basis of literature review. Some empirical correlations to predict gas holdup presented in the literature are summarized in the table. It is concluded that the prediction of this parameter is still limited. Although many empirical correlations are available they are generally restricted by reactor geometry and liquid properties.

The paper presents results of experiments on gas holdup measurement in internal-loop reactor. The work is a first step of research aimed at investigation of process of biological treatment of phenolic

wastewater in airlift reactor. Experiments were conducted in the reactor made of two concentric PVC tubes. Internal diameters and heights for the riser and downcomer were: $d_r = 0.192$ m, $H_r = 2.05$ m and $d_d = 0.134$ m, $H_d = 1.5$ m respectively. Reactor was annulus sparged. All the experiments were conducted for air-water system. It was observed, that in the entire range of applied gas velocities, reactor operated in transitional regime and air bubbles were present only in part of the downcomer. Gas holdup data for the riser and downcomer were correlated by the following equations: $\varepsilon_{gr} = 2.68u_{gr}^{0.96}$ and $\varepsilon_{gd} = 2.43u_{gr} - 0.014$. It was also concluded that $\varepsilon_{gd}/\varepsilon_{gr}$ ratio is not a constant value, as many researches postulated [10, 14–16], but in the transitional regime it increases when gas velocity is increased. This observation is in good agreement with van Benthum et al. [3].