

# Wpływ konstrukcji bioreaktora wieżowego *air-lift* na szybkość wnikania tlenu do fazy ciekłej

Paweł Głuszczyński

Henryk Michalski

Wydział Inżynierii Bioprocessowej

i Ochrony Środowiska

Politechnika Łódzka

Łódź

## 1. Wprowadzenie

Znaczne zainteresowanie stosowaniem reaktorów wieżowych bez mechanicznego mieszania do prowadzenia aerobowych procesów biotechnologicznych na skalę przemysłową, jakie daje się zauważyć w ostatnich latach na całym świecie, wynika z licznych zalet takich aparatów. Jednak uzyskanie w nich odpowiednio wysokiej produktywności biomasy wymaga zapewnienia właściwej dla danego procesu i drobnoustroju szybkości dostarczania tlenu do fazy ciekłej. Ze względu na małą wartość rozpuszczalności tlenu w roztworach wodnych zwykle nie jest to zadanie łatwe.

Na szybkość transportu tlenu z fazy gazowej do ciekłej można wpływać zmieniając wartość siły napędowej tego procesu (różnicę prężności tlenu w fazie gazowej i ciekłej) lub wartość współczynnika przenikania (wnikania) tlenu. Możliwości zwiększenia siły napędowej przenikania przez proste zwiększenie natężenia dopływu powietrza są ograniczone. Z jednej strony bowiem prowadzi to do silnego pienienia się brzezki, z drugiej zaś w takich procesach należy dążyć do osiągnięcia możliwie dużego stopnia wykorzystania tlenu ze strumienia tłoczonego powietrza, gdyż musi być ono wcześniej odpowiednio przygotowane (oczyszczone mechanicznie i chemicznie oraz sterylne). Dlatego głównym celem prac nad doskonaleniem bioreaktorów wieżowych jest maksymalizacja objętościowego współczynnika wnikania tlenu do fazy ciekłej,  $k_{L,a}$ . W omawianych aparatach nie występuje mieszanie mechaniczne i dlatego zasadniczy wpływ na wielkość tego współczynnika ma konstrukcja aparatu i urządzenia napowietrzającego.

Celem przedstawionych w pracy badań, było ustalenie wpływu konstrukcji wieżowych bioreaktorów cyrkulacyjnych na szybkość transportu tlenu z fazy gazowej do ciekłej.

## 2. Badania doświadczalne

Zakres przeprowadzonych prac obejmował badania:

1) hydrodynamiki i warunków wnikania masy w fermentorze wieżowym, w skali laboratoryjnej, w kilku wariantach konstrukcyjnych aparatu;

2) wpływu geometrii (stosunku  $A_d/A_r$ ) bioreaktora wieżowego z cyrkulacją zewnętrzną na warunki hydrodynamiczne oraz szybkość międzyfazowego transportu tlenu.

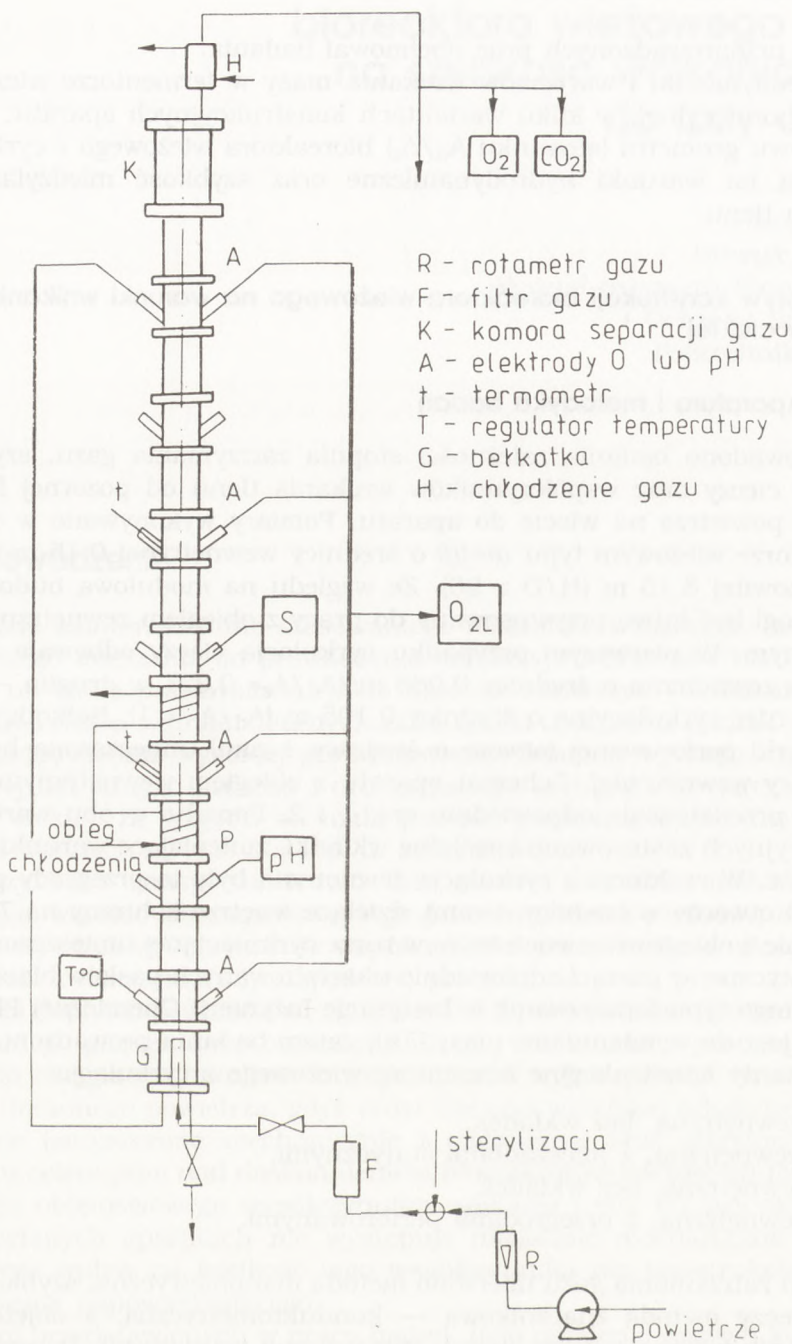
### 2.1. Wpływ konstrukcji bioreaktora wieżowego na warunki wnikania tlenu do fazy ciekłej

#### 2.2.1. Aparatura i metodyka badań

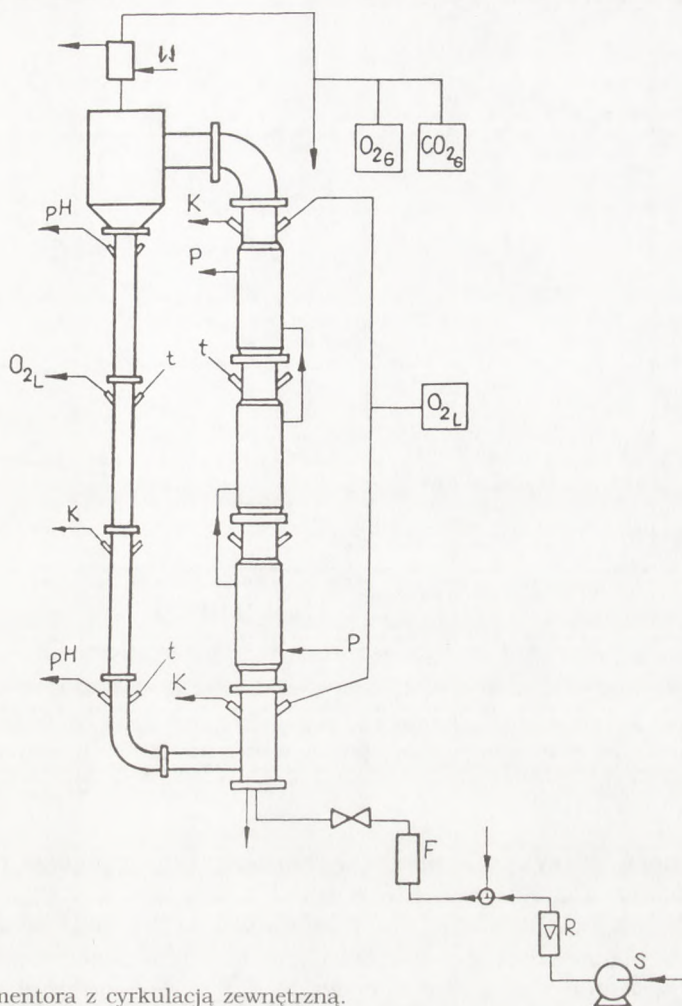
Przeprowadzono badania zależności stopnia zatrzymania gazu, szybkości cyrkulacji cieczy oraz współczynników wnikania tlenu od pozornej liniowej prędkości powietrza na wlocie do aparatu. Pomiary wykonywano w wodzie, w fermentorze wieżowym typu *air-lift* o średnicy wewnętrznej 0,15 m i wysokości całkowitej 3,15 m ( $H/D \cong 20$ ). Ze względu na modułową budowę fermentor mógł być łatwo przystosowany do pracy z obiegiem zewnętrznym lub wewnętrznym. W pierwszym przypadku cyrkulacja cieczy odbywała się poprzez rurę zewnętrzną o średnicy 0,085 m ( $A_d/A_r = 0,32$ ), w drugim — przez centralną rurę cyrkulacyjną o średnicy 0,105 m ( $A_d/A_r = 1$ ). Bełkotka wykonana z rurki perforowanej (otwory o średnicy 1 mm) umieszczona była wewnątrz rury wewnętrznej. Schemat aparatu z obiegiem wewnętrznym i zewnętrznym przedstawiają odpowiednio rys. 1 i 2. Ponadto w obu wariantach konstrukcyjnych zastosowano specjalne wkładki, zmieniające warunki hydrodynamiczne. W reaktorze z cyrkulacją zewnętrzną były to przegrody perforowane (160 otworów o średnicy 1 mm), dzielące wnętrze kolumny na 7 sekcji. W kolumnie z obiegiem wewnętrznym w rurze cyrkulacyjnej umieszczono mieszadła statyczne, w postaci odpowiednio ukształtowanych pasków blachy. Wypełnienie tego typu (opracowane w Instytucie Inżynierii Chemicznej PŁ) przeznaczone jest do wymienników masy. Tak zatem badania prowadzono stosując 4 warianty konstrukcyjne fermentora wieżowego z cyrkulacją:

- A — wewnętrzną, bez wkładek,
- B — wewnętrzną, z mieszadłami statycznymi,
- C — zewnętrzną, bez wkładek,
- D — zewnętrzną, z przegrodami perforowanymi.

Stopień zatrzymania gazu mierzono metodą manometryczną, szybkość cyrkulacji cieczy metodą znacznikową — konduktometryczną, a objętościowy współczynnik wnikania tlenu metodą dynamiczną (wysycania). Do wyznaczenia  $k_{La}$  z danych doświadczalnych zastosowano dwustrefowe modele matematyczne fermentora cyrkulacyjnego, omówione w pracach (1, 2).



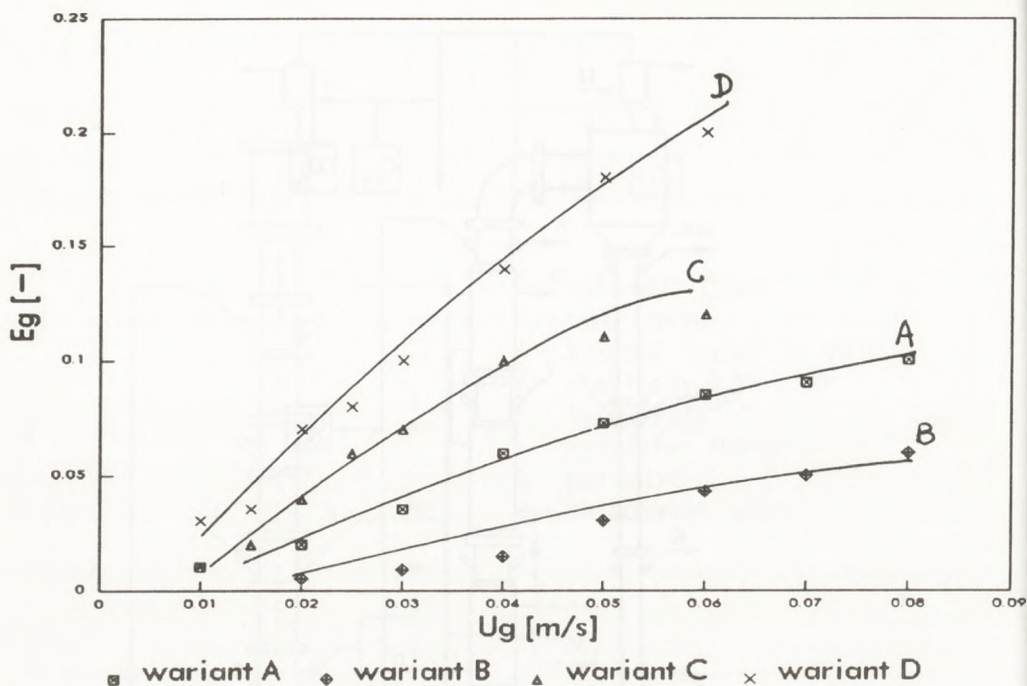
Rys. 1. Schemat fermentora z cyrkulacją wewnętrzną.



Rys. 2. Schemat fermentora z cyrkulacją zewnętrzną.

### 2.2.2. Omówienie wyników

Dla wszystkich badanych wariantów konstrukcyjnych bioreaktora uzyskane doświadczalnie wartości stopnia zatrzymania gazu korelowano w funkcji pozornej liniowej prędkości gazu na wlocie do aparatu,  $u_G$ , stosując zależność potęgową. Porównanie wyników obliczeń i danych doświadczalnych przedstawiono na rys. 3. Stopień zatrzymania gazu w fermentorze z cyrkulacją zewnętrzną był wyższy niż w wariantcie z obiegiem wewnętrznym. Najwyższe wartości uzyskano w wariantcie D (cyrkulacja zewnętrzna z przegrodami), również

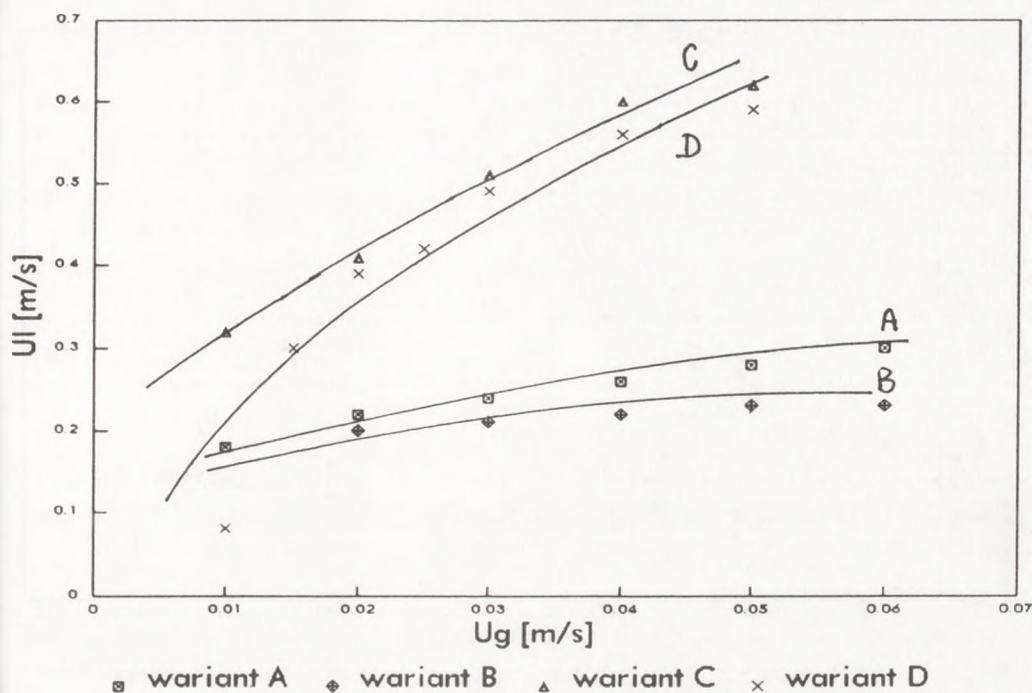


Rys. 3. Porównanie zależności średniego stopnia zatrzymania gazu w cieczy od pozornej prędkości przepływu powietrza w czterech wariantach konstrukcyjnych fermentora wieżowego.

zależność zatrzymania gazu od jego pozornej prędkości na wlocie była w tym przypadku najsilniejsza ( $E_G \propto u_G^{1,14}$ ).

Wyniki pomiarów średniej szybkości cyrkulacji cieczy przedstawiono na rys. 4. W fermentorze z obiegiem zewnętrznym obserwowano wyższe prędkości przepływu cieczy oraz silniejszą jej zależność od prędkości wlotowej gazu. Jest to zapewne związane z większą różnicą stopnia zatrzymania gazu w strefie napowietrzanej i powrotnej (lepszym odgazowaniem mieszaniny dwufazowej u szczytu kolumny) niż w fermentorach z obiegiem wewnętrznym, a także mniejszymi oporami lokalnymi w miejscach, gdzie ciecz zmienia kierunek przepływu. Na wykresie można również zaobserwować, że w przypadku wariantów z wkładkami wewnętrznymi (mieszadła, przegrody) szybkość cyrkulacji cieczy jest niższa niż bez nich. Jest to oczywiście także efekt zwiększonych oporów przepływu cieczy, widoczny szczególnie w wariantcie D przy niższych prędkościach przepływu gazu.

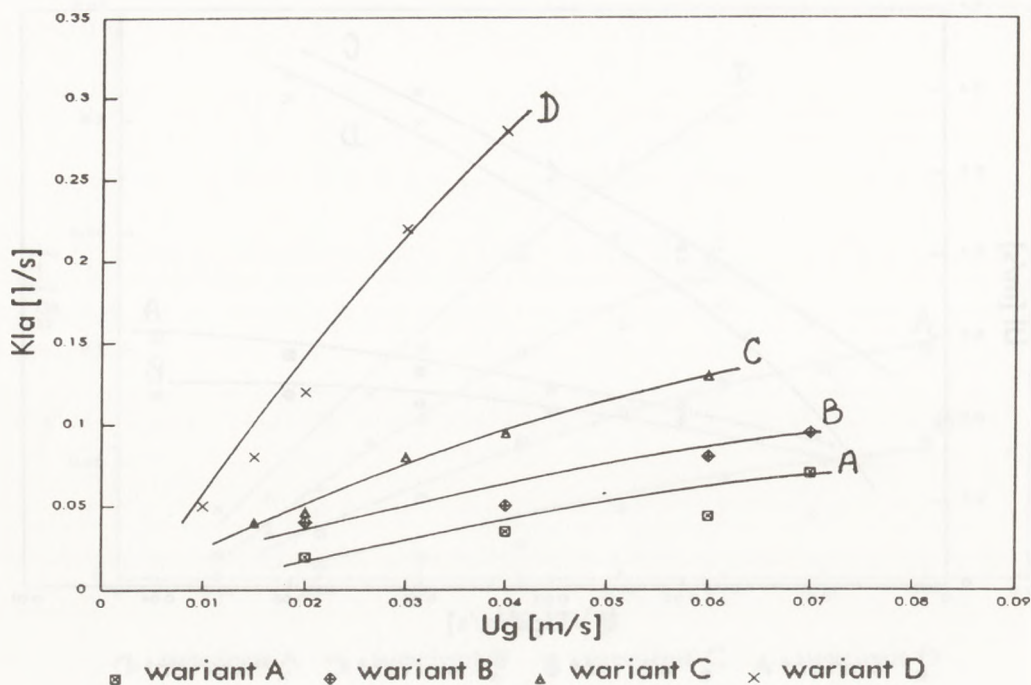
Objętościowy współczynnik wnikania tlenu wyznaczano metodą identyfikacji dwustrefowego modelu matematycznego, dlatego rezultatem obliczeń były w każdym wariantcie dwa współczynniki wnikania, odnoszące się do dwóch stref fermentora. W celu porównania różnych wariantów konstrukcyjnych dla



Rys. 4. Porównanie zależności szybkości cyrkulacji cieczy od pozornej prędkości przepływu powietrza w czterech wariantach konstrukcyjnych fermentora wieżowego.

każdego z nich obliczono średni współczynnik wnikania, uwzględniając odpowiedni współczynnik „lokalny” oraz udział objętościowy danej strefy w całkowitej objętości fazy ciekłej. Otrzymane wyniki obliczeń przedstawiono na rys. 5. Porównując wartości obliczonych współczynników wnikania tlenu łatwo zauważyć, iż konstrukcja reaktora, a przede wszystkim wkładki turbulizujące przepływ, mają znaczny wpływ na szybkość ruchu masy. Jeżeli uszereguje się warianty konstrukcyjne bioreaktora według wzrastających współczynników  $k_{La}$  to uzyska się następujący ciąg: cyrkulacja wewnętrzna bez wypełnienia < cyrkulacja wewnętrzna z mieszałkami statycznymi < cyrkulacja zewnętrzna bez przegród < cyrkulacja zewnętrzna z przegradami.

Otrzymane zależności średniego współczynnika wnikania tlenu od prędkości pozornej gazu są zbliżone do występujących w literaturze (3 – 5) (wartość wykładnika w równaniu korelacyjnym zwykle mieści się w zakresie 0,6 – 0,95). Tylko w przypadku reaktora wielosekcyjnego wykładnik przekracza 1, a uzyskane wartości  $k_{La}$  są znacznie wyższe niż w pozostałych wariantach. W powiązaniu z wysokimi wartościami stopnia zatrzymania gazu oraz niższą prędkością cyrkulacji niż w aparacie bez przegród wariant konstrukcyjny D jest najbardziej efektywny pod względem szybkości wnikania tlenu do fazy



Rys. 5. Porównanie zależności średniego współczynnika wnikania tlenu od pozornej prędkości przepływu powietrza w czterech wariantach konstrukcyjnych fermentora wieżowego.

ciekłej. Podobne rezultaty spotkać można w innych pracach zajmujących się reaktorami wielosekcyjnymi (3). Przy wyborze konstrukcji bioreaktora do prowadzenia procesów z udziałem drobnoustrojów należy jednak wziąć pod uwagę także inne czynniki: np. właściwości reologiczne brzożki, łatwość utrzymania warunków sterylnych, możliwość „zarastania” wnętrza bioreaktora przez aglomeraty komórek, czy wreszcie możliwość umycia aparatu po fermentacji. Wysoką efektywność pracy reaktora wielosekcyjnego można wykorzystać w przypadku hodowli organizmów jednokomórkowych (np. bakterii) lub przy aerobowym oczyszczaniu ścieków bez zanieczyszczeń mechanicznych.

## 2.2. Wpływ geometrii reaktora z obiegiem zewnętrznym na szybkość wnikania tlenu do cieczy

W fermentorach typu *air-lift* w zasadzie jedynym parametrem operacyjnym możliwym do regulacji jest objętościowe natężenie przepływu powietrza  $Q_G$ , lub wynikająca z niego pozorna liniowa prędkość przepływu gazu na wlocie do aparatu,  $u_G$ . Pozostałe parametry są powiązane z  $u_G$  i nie mogą być w cza-

się procesu niezależnie zmieniane. Dodatkową możliwością wpływania na warunki hydrodynamiczne w fermentorze może być zmiana stosunku pola powierzchni przekroju poprzecznego rury powrotnej i części napowietrzanej,  $A_d/A_r$ . Przy ustalonej szybkości napowietrzania stosunek ten wpływa na wartość prędkości cyrkulacji cieczy, od której zależą warunki mieszania w aparacie, a także, w pewnym stopniu, wielkość powierzchni międzyfazowej (stopień zatrzymania gazu i rozmiar pęcherzyków).

Po przeanalizowaniu wyników uzyskanych w pierwszym etapie pracy do dalszych badań wybrano reaktor z cyrkulacją zewnętrzną. Poza lepszymi warunkami wnikania tlenu ma on tę zaletę, że pozwala w prosty sposób mierzyć lokalne wartości parametrów hydrodynamicznych i wnikania tlenu zarówno w strefie napowietrzanej, jak i w rurze cyrkulacyjnej; bardziej nadaje się zatem do celów badawczych.

### 2.2.1. Aparatura i metodyka badań

Pomiary wykonywano w wodzie, w fermentorze wieżowym typu *air-lift* z cyrkulacją zewnętrzną, o podstawowych wymiarach takich jak w pierwszej części pracy. Zastosowano pięć wariantów aparatu, różniących się stosunkiem  $A_d/A_r$ : wariant A -  $A_d/A_r=0$ , B - 0,12, C - 0,32, D - 0,37, E - 1.

Metodyka badań parametrów hydrodynamicznych oraz współczynnika  $k_{L,a}$  była taka jak w pierwszym etapie pracy.

### 2.2.2. Omówienie wyników badań doświadczalnych

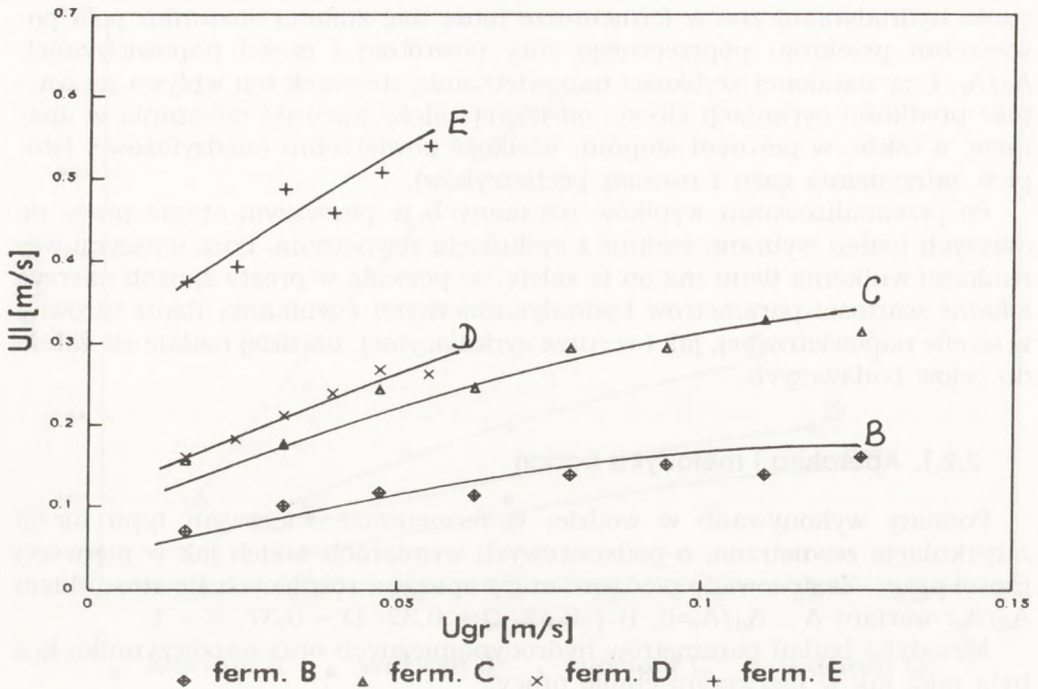
We wszystkich badanych wariantach fermentora wyznaczono zależność stopnia zatrzymania gazu w fermentorze i w rurze cyrkulacyjnej,  $E_{Gr}$  i  $E_{Gd}$ , średniej prędkości cyrkulacji cieczy  $u_L$ , współczynnika  $k_{L,a}$  i czasu mieszania  $T_m$  od prędkości gazu,  $u_G$ . Analiza otrzymanych wyników prowadzi do wniosku, że geometria fermentora ma wyraźny wpływ na omawiane parametry operacyjne. W celu ustalenia tego wpływu korelowano uzyskane dane eksperymentalne w funkcji  $A_d/A_r$ .

Wyznaczone doświadczalnie wartości średniej prędkości cyrkulacji cieczy (poza fermentorem A, który stanowił reaktor barbotażowy), przedstawiono na rys. 6. Łatwo zaobserwować wyraźny wzrost prędkości cieczy wraz ze wzrostem średnicy rury cyrkulacyjnej. Dane doświadczalne skorelowano w funkcji pozornej prędkości gazu i stosunku  $A_d/A_r$ . Uzyskana korelacja ma postać:

$$u_L = 2,38 * (A_d/A_r)^{0,66} * u_G^{0,5} \quad (1)$$

Przebieg tego równania w odniesieniu do wszystkich punktów doświadczalnych pokazano na rys. 7. Na wykresie zaznaczono przykładowe korelacje spotykane w piśmiennictwie.



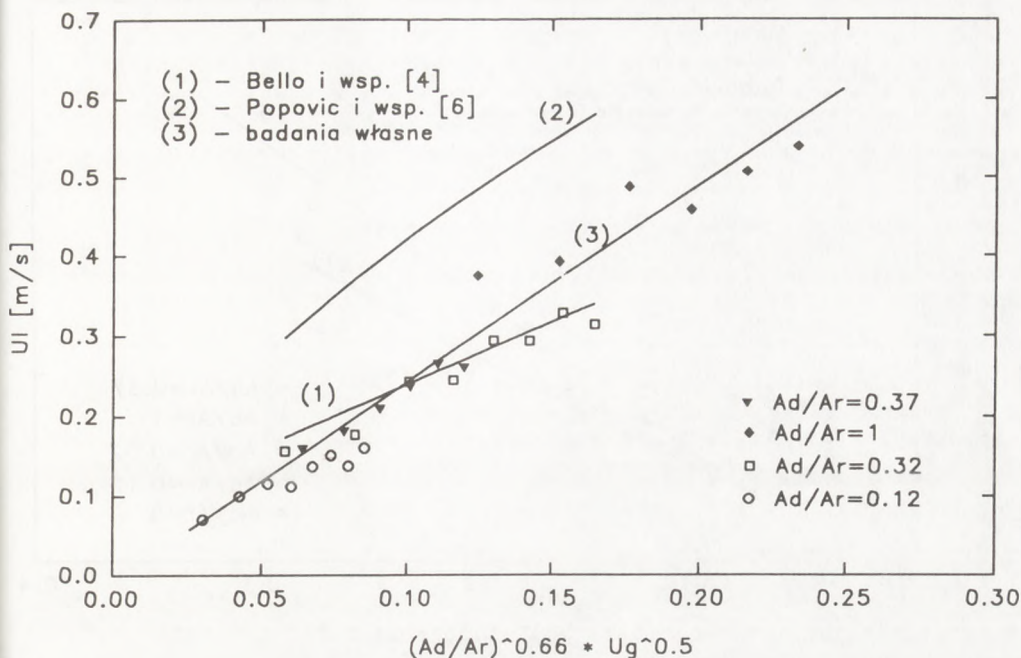


Rys. 6. Zależność średniej szybkości cyrkulacji cieczy od pozornej prędkości przepływu powietrza w reaktorach z cyrkulacją zewnętrzną o różnej geometrii.

W porównaniu z danymi literaturowymi (6, 7) w korelacji (1) uzyskano nieco słabszą zależność  $u_L$  od  $(A_d/A_r)$ , natomiast silniejszy wpływ wzrostu prędkości gazu (najczęściej wykładnik przy  $u_G$  mieści się w granicach 0,3 – 0,4).

Wyznaczone wartości stopnia zatrzymania gazu w części napowietrzanej i powrotnej badanych wariantów konstrukcyjnych pozwalają stwierdzić, że w strefie napowietrzanej wraz ze wzrostem średnicy rury cyrkulacyjnej następuje spadek stopnia zatrzymania gazu. Zależność ta jest jednak mniejsza niż w przypadku prędkości cyrkulacji cieczy. W strefie rury powrotnej związek pomiędzy stopniem zatrzymania gazu a zmianą  $A_d/A_r$  jest jeszcze mniejszy i praktycznie mieści się w granicach błędu pomiaru.

Zjawisko zmniejszania się stopnia zatrzymania gazu przy wyższych prędkościach cieczy związane jest głównie ze wzrostem bezwzględnej prędkości wznoszenia się pęcherzyków powietrza, które porywane są ku górze przez cyrkulującą ciecz, niezależnie od działającej na nie siły wyporu. Dodatkowo wzrost prędkości cieczy (wzrost burzliwości) powoduje bardziej równomierny rozkład prędkości w przekroju poprzecznym i zmniejsza efektywność redywersji (rozbijania) pęcherzyków gazu, spowodowanej przez różnicę prędkości fazy ciekłej w różnych punktach przekroju poprzecznego (różne wartości naprężeń ścinających po przeciwnych stronach pęcherzyka).



Rys. 7. Wykres korelacyjny średniej prędkości cyrkulacji cieczy w aparatach o różnej geometrii.

Korelacja danych doświadczalnych w funkcji  $u_G$  i  $A_d/A_r$  pozwoliła na uzyskanie równania

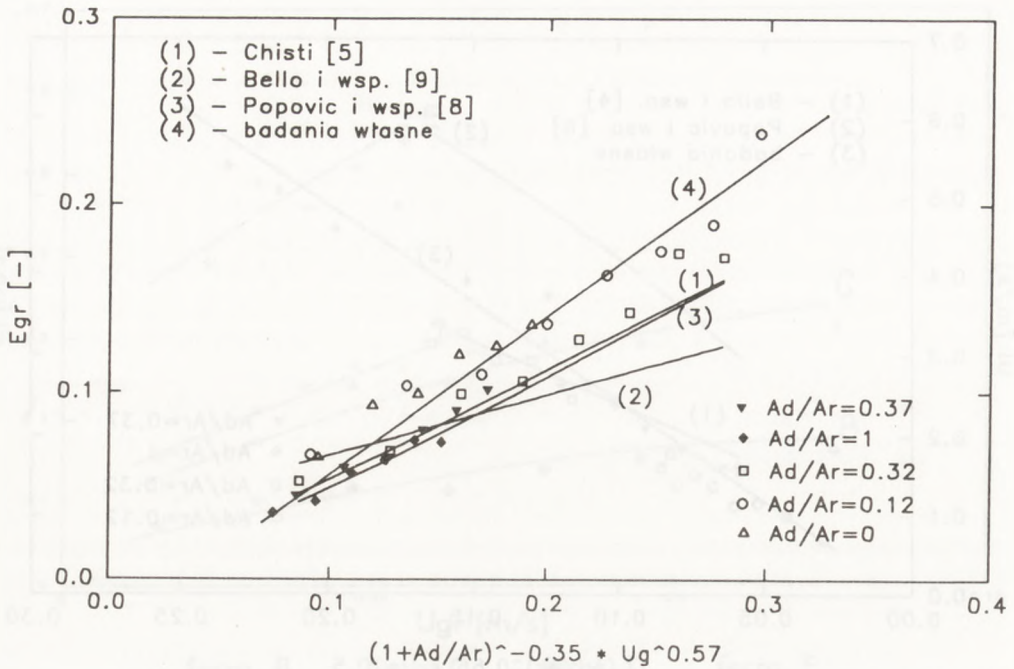
$$E_G = 0,65 * (1 + A_d/A_r)^{-0,35} * u_G^{0,57} \quad (2)$$

Na rys. 8 porównano zebrane dane doświadczalne z obliczonymi z korelacji (2) oraz podobnymi równaniami innych autorów (8, 9). Objętościowy współczynnik wnikania tlenu do fazy ciekłej, zawierający w sobie właściwą powierzchnię międzyfazową, zależną od  $E_G$ , maleje ze wzrostem szybkości cyrkulacji cieczy, podobnie jak stopień zatrzymania gazu. Przy ustalonej prędkości porzecznej gazu  $u_G = 0,055$  m/s zmiana  $A_d/A_r$  od 0 do 1 powoduje blisko dwukrotny spadek wartości współczynnika  $k_{La}$ .

Korelacja danych doświadczalnych w funkcji  $u_G$  i  $A_d/A_r$  prowadzi do równania postaci:

$$k_{La} = 0,275 * (1 + A_d/A_r)^{-0,98} * u_G^{-0,78} \quad (3)$$

Zależność daną równaniem (3) przedstawiono wraz z danymi doświadczalnymi na rys. 9. Równanie to jest bardzo zbliżone do korelacji podanej przez



Rys. 8. Wykres korelacyjny stopnia zatrzymania gazu w strefie napowietrzanej fermentorów o różnej geometrii.

Chisti (3) dla fermentorów o takiej samej konstrukcji i podobnego zakresu szybkości napowietrzania.

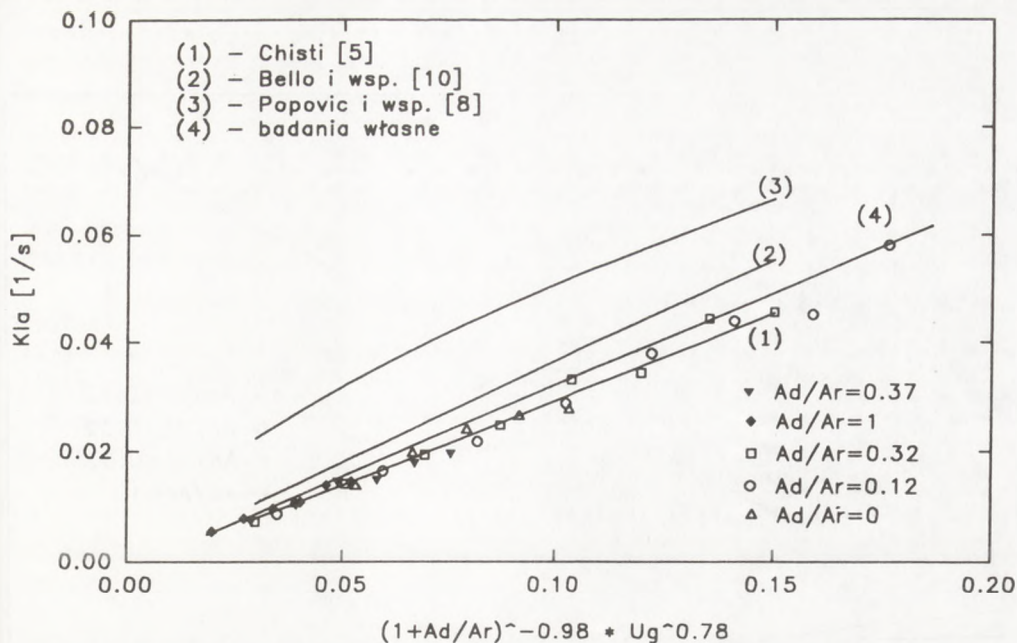
Ważnym parametrem przy porównywaniu różnych typów aparatów jest tzw. czas wymieszania fazy ciekłej. Pozwala on na ocenę intensywności mieszania i powinien być jak najmniejszy, aby zapewnić w czasie hodowli drobnoustrojów równomierny rozkład substratów, tlenu rozpuszczonego w podłożu oraz dobrą wymianę ciepła.

Na rys. 10 przedstawiono zmiany czasu wymieszania w zależności od prędkości cieczy. Łatwo zauważyć, że przy ustalonej prędkości przepływu gazu czas wymieszania w fermentorze E jest prawie pięciokrotnie krótszy niż w kolumnie barbotażowej, w której nie występuje przepływ cieczy.

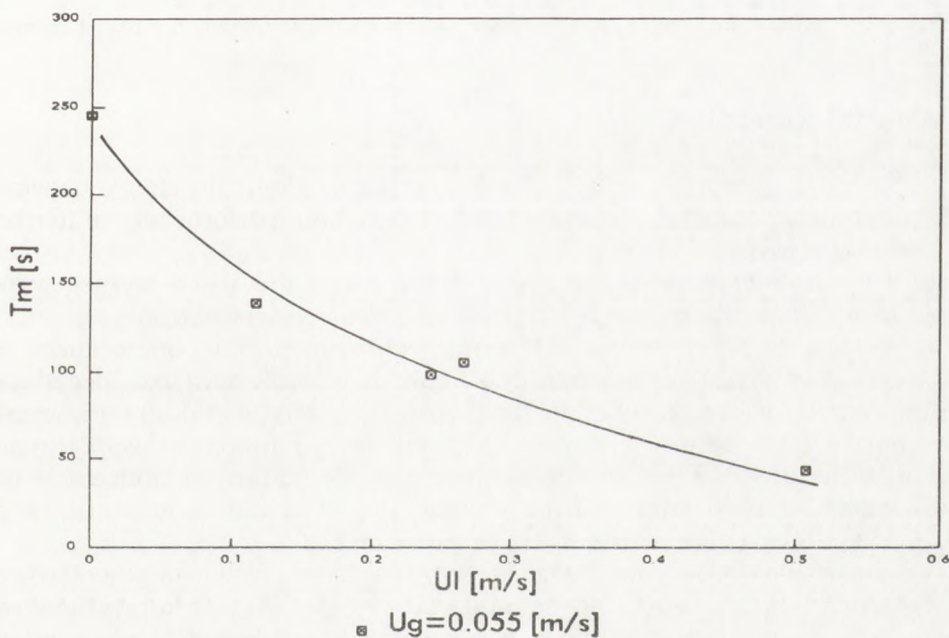
Równanie korelacyjne czasu wymieszania cieczy w funkcji  $u_G$  i  $Ad/Ar$  uzyskane w niniejszej pracy ma postać

$$T_m = 62,3 \cdot (1 + Ad/Ar)^{-3} \cdot u_G^{-0.43} \quad (4)$$

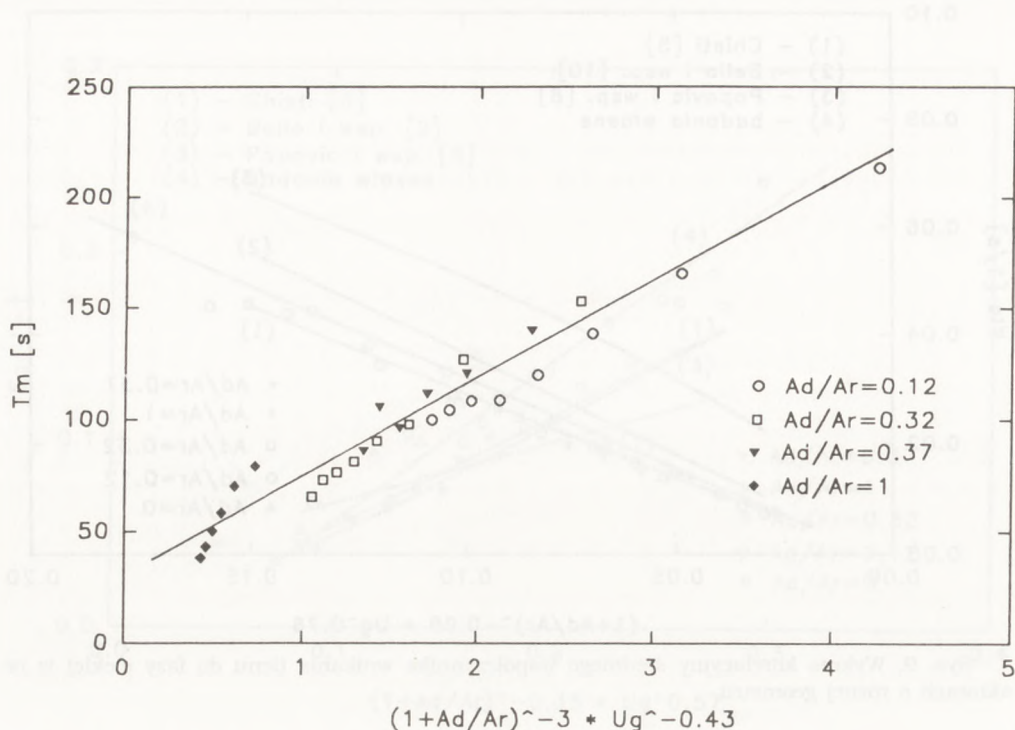
Przebieg tego równania przedstawiono wraz z danymi eksperymentalnymi na rys. 11.



Rys. 9. Wykres korelacyjny średniego współczynnika wnikania tlenu do fazy ciekłej w reaktorach o różnej geometrii.



Rys. 10. Zależność czasu wymieszania fazy ciekłej od szybkości cyrkulacji cieczy dla wybranej prędkości przepływu powietrza.



Rys. 11. Wykres korelacyjny czasu wymieszania fazy ciekłej w aparatach o różnej geometrii.

### 3. Wnioski końcowe

1. Najwyższe wartości współczynnika wnikania tlenu do cieczy uzyskano w fermentorze z cyrkulacją zewnętrzną i przegrodami perforowanymi (fermentor wielosekcyjny).

2. W aparatach z cyrkulacją zewnętrzną uzyskano nieco wyższe współczynniki wnikania tlenu niż w przypadku cyrkulacji wewnętrznej.

3. Wykazano, że stosunek pola powierzchni przekroju poprzecznego fermentora i rury cyrkulacyjnej ma, obok pozornej prędkości gazu, decydujący wpływ na wartość prędkości cyrkulacji cieczy, a zatem pośrednio na wszystkie parametry zależne od tej wielkości — stopień zatrzymania gazu, współczynnik wnikania tlenu do cieczy i czas wymieszania. W badanych aparatach uzyskano zależność prędkości cyrkulacji cieczy,  $u_L$ , od prędkości gazu,  $u_G$ , w potęgze  $1/2$ , i od parametru  $A_d/A_r$  w potęgze  $2/3$ .

Wzrost prędkości cyrkulacji cieczy (przy ustalonej prędkości przepływu gazu) powoduje spadek czasu wymieszania fazy ciekłej, co jest korzystne w warunkach hodowli drobnoustrojów, kiedy jest istotne szybkie i równomierne rozprowadzenie w całej objętości bioreaktora dozowanych substratów, substancji regulujących pH, środka przeciwpieńskiego czy wreszcie równomierny

rozkład stężenia tlenu rozpuszczonego w podłożu. Z drugiej strony wzrost wartości  $u_L$  powoduje spadek stopnia zatrzymania gazu, a co za tym idzie, współczynnika wnikania tlenu,  $k_{La}$ . Te przeciwstawne i złożone efekty zmiany  $u_L$  powodują, że trudno jest mówić o jednoznacznym optimum wartości  $A_d/A_r$ . Przy projektowaniu fermentora należy rozważyć wymagania konkretnego procesu — biorąc pod uwagę zarówno warunki wymieszania jak i wnikania masy. Wskazówki jakimi należy kierować się przy wyborze warunków optymalnych można sformułować następująco:

— w każdym procesie korzystne jest osiągnięcie jak największej prędkości cyrkulacji cieczy, gdyż to prowadzi do polepszenia warunków wymieszania fazy ciekłej i umożliwia w czasie hodowli drobnoustrojów utrzymanie w całej objętości fermentora równomiernego rozkładu stężenia tlenu (unikana jest stref „głodu tlenowego”); przyjmuje się dla procesu wnikania tlenu, że gdy spełniona jest nierówność:

$$k_{La} * T_c < 2$$

to intensywność mieszania fazy ciekłej jest dostatecznie duża; (w niniejszej pracy warunek ten nie był spełniony tylko w reaktorze B,  $A_d/A_r=0,12$ , w którym przy małej prędkości cyrkulacji uzyskano stosunkowo wysokie wartości współczynnika  $k_{La}$ . W pozostałych aparatach iloczyn  $k_{La} * T_c$  był mniejszy od 1) — jednocześnie ze spełnieniem tego warunku należy sprawdzić, czy w każdej fazie prowadzonej hodowli współczynnik  $k_{La}$  jest dostatecznie duży, aby:

$$\left( \begin{array}{l} \text{szybkość wnikania tlenu} \\ \text{do fazy ciekłej (OTR)} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{szybkość zużywania tlenu} \\ \text{przez drobnoustroje (OUR)} \end{array} \right)$$

czyli

$$k_{La} * (C_L^* - C_L) = r * X;$$

należy przy tym pamiętać, że stężenie tlenu rozpuszczonego w podłożu,  $C_L$ , nie powinno spaść poniżej stężenia krytycznego, limitującego wzrost danego drobnoustroju;

— wzrost prędkości cyrkulacji cieczy można osiągnąć poprzez zwiększenie średnicy rury cyrkulacyjnej w stosunku do średnicy fermentora (pociąga to za sobą wzrost kosztów związanych z budową aparatury), lub zwiększenie szybkości napowietrzania (wzrost kosztów eksploatacyjnych związanych z tłoczeniem powietrza); przy wyborze właściwego rozwiązania należy kierować się kryterium ekonomicznym.

Najbardziej uniwersalnym rozwiązaniem konstrukcyjnym fermentora obiegowego byłoby zastosowanie w strefie rury cyrkulacyjnej regulowanej przesłony lub zaworu, który, nie powodując dużych strat ciśnienia, dawałby możliwość zmiany prędkości cyrkulacji cieczy w zależności od wymagań konkretnego procesu. Pozwoliłoby to na połączenie w jednym aparacie zalet fermentora barbotażowego i cyrkulacyjnego.

Badania wykonano w ramach projektu badawczego nr 303039101, finansowanego przez Komitet Badań Naukowych.

### Wykaz oznaczeń

$A_d$  — pole powierzchni przekroju poprzecznego rury cyrkulacyjnej;  $A_r$  — pole powierzchni przekroju poprzecznego części napowietrznej;  $C_L$  — stężenie tlenu rozpuszczonego w cieczy;  $C_L^*$  — stężenie równowagowe tlenu rozpuszczonego w cieczy;  $D$  — średnica wewnętrzna fermentora;  $E_G$  — stopień zatrzymania gazu w cieczy;  $E_{Gd}$  — stopień zatrzymania gazu w strefie opadania cieczy;  $E_{Gr}$  — stopień zatrzymania gazu w części napowietrzanej aparatu;  $H$  — wysokość fermentora;  $k_L a$  — objętościowy współczynnik wnikania tlenu do cieczy;  $Q_G$  — objętościowe natężenie przepływu gazu;  $r$  — właściwa szybkość oddychania drobnoustrojów;  $T_c$  — średni czas cyrkulacji cieczy;  $T_m$  — czas mieszania fazy ciekłej;  $u_G$  — pozorna liniowa prędkość przepływu gazu;  $u_L$  — liniowa prędkość przepływu cieczy;  $X$  — stężenie biomasy.

### Literatura

1. Głuszczyk P., Michalski H., (1988), Acta Biotechnol., 8, 117–129.
2. Starzak M., Głuszczyk P., Michalski H., (1990), Biotechnologia 4(10), 28–38.
3. Schügerl K., Lücke J., Oels U., (1977), Adv. Biochem. Eng., 7, 1–85.
4. Schügerl K., Lücke J., Lehmann J., Wagner F., (1978), Adv. Biochem. Eng., 8, 28–123.
5. Chisti M., Moo-Young M., (1987), Chem. Eng. Comm., 60.
6. Bello R., Robinson C. W., Moo-Young M., (1984), Can. J. Chem. Eng., 62, 573–578.
7. Popovic M., Robinson C.W., (1988), Biotechnol. Bioeng., 32, 301–312.
8. Popovic M., Robinson C. W., (1984), Proc. 34<sup>th</sup> Canadian Chemical Eng. Congress, 258.
9. Bello R., Robinson C. W., Moo-Young M., (1985), Biotechnol. Bioeng., 27, 369–381.
10. Bello R., Robinson C. W., Moo-Young M., (1985), Chem. Eng. Sci., 40, 53–62.
11. Głuszczyk P., Michalski H., (1992), Proc. of the Latvian Academy of Sciences, 6, 65–69.

### The influence of the tower *air-lift* bioreactor geometry on the oxygen transfer rate in the apparatus

#### Summary

The hydrodynamic and mass transfer parameters in water, in several types of tower-loop *air-lift* bioreactor were investigated. The following configurations of the apparatus were used for experiments: internal-loop with central draft tube, internal-loop with static mixers in the draft tube, external-loop with various circulation tube diameters ( $0 < A_d/A_r < 1$ ), external-loop with perforated plates in the main zone (multistage reactor). The highest  $k_L a$  coefficients were obtained in external-loop multistage reactor.  $A_d/A_r$  ratio had significant influence on the main process parameters: gas holdup, liquid circulation velocity, volumetric oxygen transfer coefficient and mixing time.

#### key words:

*air-lift* bioreactor, oxygen transfer.

#### Adres dla korespondencji:

Paweł Głuszczyk, Wydział Inżynierii Bioprocessowej i Ochrony Środowiska, Politechnika Łódzka, ul. Wólczańska 175, 90–924 Łódź.