

MILAN M. MILIVOJEVIĆ
DANIJELA S. ANDREJIĆ
BRANKO M. BUGARSKI

Tehnološko-metalurški fakultet,
Univerzitet u Beogradu, Beograd

NAUČNI RAD

UDK 66.06:621.039:532.5

DOI: 10.2298/HEMIND1009035M

UTICAJ GEOMETRIJE PNEUMATSKOG REAKTORA SA SPOLJAŠNJOM RECIRKULACIJOM NA NJEGOVE HIDRODINAMIČKE OSOBINE

U radu je ispitivan uticaj visine i prečnika pneumatskih reaktora sa spoljašnjom cirkulacijom kao i udela čvrste faze na brzinu cirkulacije tečnosti i druge hidrodinamičke osobine reaktora. Takođe, u radu je analizirana i mogućnost teorijskog predviđanja brzine cirkulacije tečnosti. Jednačina predložena od strane Glenona (B. Glennon) i saradnika (Chem. Eng. Commun. 121 (1993) 183–192) za određivanje brzine tečnosti u dvofaznim sistemima, proširena je i korigovana, i na taj način je omogućena njena primena na trofazne sisteme. Tačnost nove jednačine je ispitana na našim eksperimentalnim podacima. Korigovani oblik jednačine daje rezultate bliže eksperimentalnim vrednostima od originalne jednačine.

Poslednjih tridesetak godina biotehnologija se svrstava u one oblasti interdisciplinarnih nauka koje dobijaju na značaju, pri čemu sve više raste interesovanje za bioreaktore sa imobilisanim enzimima i ćelijama. Imobilisani biokatalizatori ili mikroorganizmi najčešće se koriste da bi zaštitili biokatalizator od velikog smicajnog napona [1,2] ili da bi poboljšali produktivnost bioprocasa [3,4].

U procesima u kojima je potrebna brza i uniformna raspodela reakcionih komponenti, kao i u sistemima u kojima su potrebne visoke vrednosti prenosa mase i toplota, svoju primenu su našli air-lift reaktori. Pneumatski ili *air-lift* (ALR) bioreaktori predstavljaju relativno novi tip fermentora i imaju određenih prednosti u odnosu na standardne tipove bioreaktora (fermentori sa mehaničkim mešanjem, barbotажne kolone).

U većini prethodnih radova iz ove oblasti autori su se uglavnom bavili dvofaznim sistemima gas–tečnost [5]. Samo manji broj radova je bio posvećen sistemima u kojima se javlja i čvrsta faza, pogotovo ako su to Ca-alginatne čestice. Trofazni *air-lift* reaktori predstavljaju trofaznu disperziju u kojoj je moguće ostvariti dobar kontakt između gasa, tečnosti i čvrste faze. Oni pružaju mogućnost stvaranja odgovarajućeg mikro-okruženja oko čvrstih čestica i imaju prednost lakšeg kontrolisanja radnih uslova (promenom brzine gasa, udela čvrste faze) [6]. To je imalo za posledicu da su air-lift reaktori postali veoma privlačni za bioprocese gde su mikroorganizmi imobilisani u/na čvrstim česticama. U ovakvim sistemima udeo čvrste faze ide i do 30–40% od ukupne zapremine reaktora [3]. Brzina cirkulacije tečnosti je jedan od presudnih parametara u projektovanju trofaznih *air-lift* reaktora koji određuju radne uslove u reaktoru. Ona utiče na mešanje, recirkulaciju mehurova, raspodelu gasa, kao i udeo gasa u reaktoru.

U ovom radu ispitivan je uticaj visine i prečnika reaktora na brzine cirkulacije tečnosti u reaktoru u zavisnosti od brzine gasa i udela čestica čvrste faze u njemu i mogućnosti teorijskog predviđanja ovih brzina.

PNEUMATSKI (*AIR-LIFT*) REAKTORI

Danas se u biotehnološkim procesima koriste mnogi tipovi bioreaktora. S obzirom na to da bioreaktor predstavlja centralni uređaj svakog biotehnološkog procesa to je razumljivo da od pravilnog izbora tipa i osobina reaktora u mnogome zavisi i uspešnost procesa [5].

Od standardnih tipova bioreaktora najčešće se koriste fermentori sa mehaničkim mešanjem, barbotажne kolone i pneumatski reaktori (slika 1). Ono što se može uočiti kao tendencija u poslednje vreme je da klasični reaktori sa mehaničkim mešanjem prestaju da budu dominantan tip reaktora. To je posledica pre svega manje ekonomičnosti ovih reaktora kao i osetljivosti biofaze koja se uzgaja, na spoljne mehaničke sile. Većina biotransformacija je katalizovana živim mikroorganizmima koji za svoj normalan razvoj zahtevaju uslove koji su teško dostižni u pomenutom tipu reaktora. Iz tog razloga barbotажne kolone se sve više koriste u fermentacionim procesima [5].

Međutim, i pored svojih prednosti u odnosu na reaktore sa mehaničkim mešanjem, barbotажne kolone imaju i neke nedostatke. To su problemi koji se javljaju pri projektovanju usled nemogućnosti da se tačnije predvide brzine tečnosti, udeo gasa u sistemu i veći protoci gasa potrebni za suspendovanje čestica [5].

Kao posledica pokušaja da se ti nedostaci prevaziđu u poslednje vreme se sve više koriste pneumatski reaktori sa recirkulacijom. Njih je prvi proučavao Le Francois još 1955. godine. Međutim, tek krajem šezdesetih godina ovi reaktori počinju više da se primenjuju, najpre u proizvodnji jednoćelijskih proteina (SPC), a kasnije, sa razvojem novih tehnologija, i u kultivaciji tkiva. Mada su ovi reaktori na prvi pogled slični sa barbotажnim kolonama, razlika je u tome što cirkulacija tečnosti u pneumatskim reaktorima zavisi od protoka

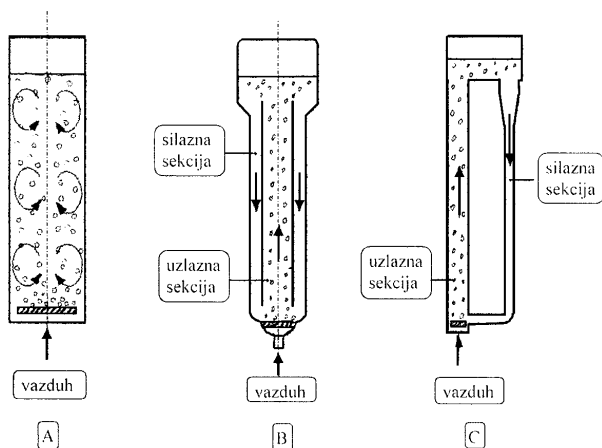
Autor za prepisku: M. Milivojević, Tehnološko-metalurški fakultet, Univerzitet u Beogradu, Karnegijeva 4, 11000 Beograd.

E-pošta: mmilan@tmf.bg.ac.rs

Rad primljen: 8. oktobar 2009.

Rad prihvaćen: 4. decembar 2009.

gasa, dok kod barbotажnih kolona to nije slučaj. Pored toga, kod pneumatskih reaktora moguće je raditi u daleko širem opsegu površinskih brzina gasa i tečnosti [7].



Slika 1. Shematski prikaz barbotажne kolone (A), pneumatskog reaktora sa unutrašnjom cirkulacijom (B) i pneumatskog reaktora sa spoljašnjom cirkulacijom (C).

Figure 1. Schematic view of a bubble column (A), air-lift reactor with internal circulation (B) and air-lift reactor with external circulation (C).

Kod pneumatskih reaktora može se ostvariti velika međufazna kontaktna površina i pri malom utrošku unete snage što daje visoku efikasnost prenosa mase i energije [5,8]. Osim ovoga, pneumatski reaktori predstavljaju odgovarajuću sredinu za imobilisane sisteme jer se u njima postiže jedinstvena kombinacija niske vrednosti smicajnog napona, mali utrošak unete energije, kontrolisano mešanje, koje se ne obavlja pomoću mehaničke mešalice, brza i uniformna distribucija reakcionih komponentata, naročito u velikim konfiguracijama [9,10].

Cirkulacija u pneumatskim reaktorima je efekat zasnovan na razlici lokalnih udela gasa u različitim delovima reaktora. Razlika hidrostatičkih pritisaka u uzlaznoj i silaznoj sekciji reaktora predstavlja pogonsku silu za kontinualnu cirkulaciju tečnosti. Kod ovog tipa reaktora ostvareno je usmereno kretanje faza pod dejstvom razlike gustina u delu reaktora u kome se uvodi gas, uzlazna (engl. *riser*) sekcija pomoću raspodeljivača gasa postavljenog najčešće na dnu ove sekcije i dela reaktora u kome gas ili uopšte nije prisutan, ili je prisutan u maloj količini, silazna (engl. *downcomer*) sekcija.

Posmatrajući cirkulacioni tok tečne faze, pneumatski reaktori se dele na reaktore sa unutrašnjom cirkulacijom i reaktore sa spoljašnjom cirkulacijom.

Kod reaktora sa unutrašnjom cirkulacijom (IL-ALR) (slika 1B) uzlazna i silazna sekcija su razdvojene zidom unutrašnje cevi koja je centralno postavljena u reaktor, ili horizontalnom pregradom. Gas se najčešće uvodi u unutrašnju cev dok anularni prostor predstavlja silaznu sekciju, mada ima i obrnutih konfiguracija [5].

Glavna prednost reaktora sa unutrašnjom cirkulacijom je njihova jednostavna konstrukcija. Problemi koji se javljaju kod ovih reaktora su pre svega vezani za njihovo modelovanje usled toga što pri većim brzinama cirkulacije tečnosti dolazi do uvlačenja mehurova gasa u silaznu sekciju što menja osobine reaktora [5].

Reaktori sa spoljašnjom cirkulacijom (EL-ALR) (slika 1C) imaju uzlaznu i silaznu sekciju međusobno povezane dvema horizontalnim cevima (tzv. donja i gornja horizontalna sekcija). Kod ovih reaktora postoji jedinstvena kombinacija kontrolisanog proticanja (odnosno, dobro definisanih vremena zadržavanja svih faza u reaktoru) i dobrog mešanja [5]. Oni imaju dodatnih prednosti u odnosu na reaktore sa unutrašnjom cirkulacijom, jer je kod njih uniformnije kretanje tečnosti, a i delovi reaktora su jednostavni (obične cevi), pa su jednostavniji za modelovanje od onih sa unutrašnjom cirkulacijom. Pored ovoga, kod reaktora sa spoljašnjom cirkulacijom moguća je lakša kontrola temperature i razmene toplote, a mogućnost ugradnje ventila u uzlaznoj i/ili silaznoj sekciji omogućava kontrolu brzine tečnosti nezavisno od brzine uvođenja gasa. Kod njih takođe postoji mogućnost dobrog odvajanja faza na vrhu reaktora pravilnim izborom gornje horizontalne sekcije, kao i mogućnost smanjivanja gubitaka usled trenja izborom optimalnih prečnika pojedinih sekcija [2].

Pneumatski reaktori kod kojih je prisutna i čvrsta faza dobijaju u poslednje vreme sve širu primenu. Najčešće se radi o česticama polisaharidnih gelova niske gustine (npr. alginatne čestice) pošto su se one pokazale pogodnim za imobilizaciju ćelija i enzima [5].

Hidrodinamičke karakteristike pneumatskih reaktora

Kretanje fluida u reaktoru je posledica postojanja pogonske sile usled razlike gustina fluida u silaznom i uzlaznom delu reaktora. Ova sila je sa druge strane uravnotežena ukupnim otporima strujanju koji se javljaju duž celog puta cirkulacije datih preko odgovarajućih padova pritiska. Pri tome su zanemareni gubici usled trenja u uzlaznom delu reaktora i ideo gasa u silaznom delu reaktora (što je moguće kod reaktora sa spoljašnjom cirkulacijom). Izraz kojim se ovaj bilans može matematički prikazati je dat sledećom jednačinom:

$$\rho_l g H (\epsilon_r - \epsilon_d) = \sum K_f \frac{\rho_l V_{ld}^2}{2} \quad (1)$$

gde leva strana jednačine predstavlja pogonsku silu razlike pritiska (gravitaciona sila), a desna strana ukupne gubitke duž puta cirkulacije (sile trenja). Glavna prednost ovog bilansa je u tome što se vrednosti otpora pojedinih delova od kojih je reaktor sastavljen (kolena, cevi, suženja i dr.) mogu naći kao standardni literaturni podaci.

Na osnovu ovog bilansa, različiti autori su izveli nekoliko različitih jednačina za predviđanje brzine teč-

nosti. U ovom radu korišćene su jednačine za dvofazne sisteme koje su predložili Glennon i saradnici [11]:

$$V_l = 1,017 V_g^{0,42} / k^{0,409} \quad (2)$$

za vrednosti $V_g < 0,05$ m/s (homogena oblast) i

$$V_l = 0,375 V_g^{0,315} / k^{0,427} \quad (3)$$

za vrednosti $V_g > 0,05$ m/s (heterogena oblast),
gde je:

$$k = \sum K_f (A_r/A_d)^2 / 2gH \quad (4)$$

Brzina tečnosti je jedan od najznačajnijih parametara neophodnih za projektovanje *air-lift* reaktora. Ranija istraživanja pokazala su da parametri kao što su: brzina gasa, geometrija reaktora i fizičke osobine fluida, imaju najveći uticaj na brzinu tečnosti [12]. Ova brzina zavisi od odnosa pogonske sile za recirkulaciju i sile trenja u reaktoru. Pogonska sila, kao što je prethodno bilo navedeno, proporcionalna je razlici udela gasa u ulaznoj i silaznoj sekciji reaktora, a sila trenja je proporcionalna energetske gubitke usled cirkulacije tečnosti.

Postoji više vrsta zavisnosti brzine tečnosti od različitih parametara sistema. Prva grupa zavisnosti je predstavljena jednačinama tipa:

$$V_l = \omega V_g^v \quad (5)$$

U jednačini (5) ω zavisi od geometrije reaktora i fizičkih osobina fluida, dok v zavisi od geometrije reaktora i režima strujanja. Jednačine ovog tipa su empirijske i ne postoji način da se predvidi uticaj geometrije reaktora na parametar ω . Što se tiče parametra v , neki istraživači su utvrdili da ima vrednost 0,4, ali se ta vrednost menja sa promenom režima strujanja za veće brzine gasa [13].

Druga grupa jednačina se bazira na odnosima koje su predložili Bello i saradnici [14]:

$$V_l = \omega \left(\frac{A_d}{A_r} \right)^v V_g^{1/3} \quad (6)$$

U jednačini (6) v uglavnom ne zavisi od vrste reaktora i ima vrednost 0,74 i 0,78 za reaktor sa spoljašnjom i unutrašnjom cirkulacijom, redom. Parametar ω zavisi od vrste reaktora i za reaktor sa spoljašnjom cirkulacijom ima vrednost 1,55, dok za reaktor sa unutrašnjom cirkulacijom vrednost ovog parametra iznosi 0,66. Ovo znači da je za iste vrednosti odnosa površina uzlazne i silazne sekcije i pri istim brzinama gasa brzina tečnosti više od dva puta veća u reaktoru sa spoljašnjom cirkulacijom nego u reaktoru sa unutrašnjom cirkulacijom. Takođe, jednačina (6) pokazuje da odnos površina ima najveći uticaj na brzinu tečnosti jer je vrednost parametra v oko 3/4.

Treća grupa jednačina bazira se na bilansu energije. Chakravarty i saradnici su predložili nekoliko mo-

dela ovog tipa [15], ali je praktična primena ovih jednačina veoma komplikovana. Chisty [7] predložio je jednačinu zasnovanu na Feedmanand Davidson modelu [16] koja se može primeniti na sve vrste *air-lift* reaktora. Garcija-Calvo i saradnici su razvili jednostavan i dosta precizan model [17]. Za predviđanje površinske brzine tečnosti, Glennon i saradnici [11] predložili su jednačinu za koju je utvrđeno da daje dobre rezultate za različite režime strujanja i geometrije [18]:

$$V_l = ak^{-b} V_g^c \quad (7)$$

gde su a , b i c parametri koji zavise od brzine gasa (za $V_g < 0,05$ m/s vrednosti a , b i c su 1,017, 0,409 i 0,42, redom), a k zavisi od geometrijskih karakteristika reaktora:

$$k = \frac{K_f}{2gH} \left(\frac{A_r}{A_d} \right)^2 \quad (8)$$

Pored toga što daje dosta dobra predviđanja brzine, jednačina (8) uključuje u razmatranje i uticaj promene jednog režima strujanja u drugi i geometrije reaktora na brzinu tečnosti, tako da se ona može koristiti za određivanje karakteristika *air-lift* reaktora kao i za optimizaciju istih. Iz ovih razloga je pokušana primena ove jednačine na trofazne sisteme sa lakim i relativno malim alginatnim česticama.

Povećanjem udela čvrste faze u reaktoru povećava se turbulentnost sistema što dovodi do smanjenja brzine mehurova. Dhaouadi i saradnici su zaključili da učestanost mehurova raste sa povećanjem udela čvrste faze [12]. Veća učestalost mehurova prisutna kod trofaznih sistema, radi komparacije, izazvana je u dvofaznom sistemu i videlo se da dolazi do nastanka većih mehurova [12]. Opšti i lokalni hidrodinamički parametri u trofaznim *air-lift* reaktorima mogu biti posledica jednog ili kombinacije sledećih efekata: 1) koalescencija mehurova (nastanak većih i bržih mehurova), 2) turbulencija (nastanak manjih mehurova koji imaju manju brzinu u ulaznoj sekciji) i 3) promene fizičko-hemijskih osobina suspenzije (prisustvo čvrste faze povećava gustinu i viskoznoću suspenzije). U suštini, suspenzija se može posmatrati kao pseudo-homogena faza kada su karakteristične veličine čvrstih čestica manje od karakterističnih veličina mehurova i kada je njihova brzina taloženja manja od brzine tečnosti [19], kao što je to u našem slučaju. Rezultujući efekat prisustva čvrste faze je smanjenje brzine tečne faze i povećanje brzine mehurova u ulaznoj sekciji.

Pretpostavlja se da je suspenzija pseudo-homogena faza u oblasti koncentracije čvrste faze koja je ispitivana u okviru ovog rada. Povećanjem koncentracije čvrste faze povećava se i viskoznoća suspenzije. Postoji više studija koje su posvećene određivanju formule za μ_s ; većina njih je oblika:

$$\mu_s/\mu = 1 + b_1 \varepsilon_s + b_2 \varepsilon_s^2 + \dots$$

kod kojih koeficijenti zavise od veličine čestica, gustine i anizometrije [20]. Kako je rađeno sa suspenzijom koja je sadržala veće udele čvrste faze, viskoznost se može lako odrediti primenom Thomas-ove formule [12]:

$$\mu_s = 1 + 2,5\varepsilon_s + 10,05\varepsilon_s^2 + 10^{-3}e^{16,0\varepsilon_s} \quad (9)$$

Jednačina (9) može se primeniti ukoliko se radi o Njutnovskom fluidu, kada čvrste čestice nisu vrlo velike i kada je uticaj elektrostatičkih interakcija zanemarljiv kao što je to bio slučaj za naš sistem.

Rezultati prethodnih istraživanja nekih autora pokazuju da veća viskoznost destabilizuje homogeni režim strujanja i izaziva prelaz iz homogenog u heterogeni režim [21], smanjuje koalescenciju mehurova [22], smanjuje udeo gasa [21]. S druge strane, manja viskoznost stabilizuje homogeni režim [21].

UTICAJ GEOMETRIJE NA HIDRODINAMIČKE KARAKTERISTIKE REAKTORA

Kada se razmatra uticaj geometrije na hidrodinamičke osobine reaktora, pre svega se posmatraju uticaji: tip reaktora (sa unutrašnjom ili spoljašnjom recirkulacijom), otpori koji se javljaju prilikom strujanja fluida u reaktoru, uticaj tipa i lokacije raspodeljivača gasa, veličina i raspored otpora na raspodeljivaču, visina reaktora, kao i odnos poprečnih preseka ulaznog i silaznog dela reaktora. Neke od navedenih osobina reaktora imaju izraženiji uticaj na hidrodinamičke karakteristike reaktora, dok se neke u većini slučajeva mogu zanemariti.

Uticaj tipa reaktora

Kada se upoređuju dva osnovna tipa pneumatskih reaktora, uopšteno se može reći da je u reaktorima sa unutrašnjom cirkulacijom udeo gasa veći dok je brzina tečnosti veća u reaktorima sa spoljašnjom recirkulacijom, posmatrano za istu brzinu gasa. Ovo je pre svega posledica zadržavanja gasa u silaznoj sekciji kod reaktora sa unutrašnjom cirkulacijom što je kod reaktora sa spoljašnjom izbegnuto ili umanjeno postojanjem gornje horizontalne sekcije u kojoj se, uglavnom, vrši razdvajanje faza. Zapaženo je da se čak i kod istih tipova reaktora mogu javiti razlike kao posledica različitih konfiguracija poprečnih preseka reaktora (kružni ili kvadratni), načina razdvajanja faza u reaktoru i mesta uvedena gasa [7].

Uticaj otpora strujanju

Najizraženiji gubici prilikom strujanja fluida duž cirkulacionog toka u reaktoru su gubici usled trenja o zidove reaktora, usled promene pravca strujanja na vrhu i na dnu reaktora, usled nejednakih površina za strujanje u silaznoj i uzlaznoj sekciji, a ukoliko postoje mehurovi gasa u silaznoj sekciji, i usled otpora koji ovi mehurovi prave strujanju fluida naniže [18].

Opšti izraz za proračun koeficijenta ukupnih gubitaka može se predstaviti jednačinom [18]:

$$K_f = \frac{A_d}{A_r} (K_{fr} + 3K_{fk} + K_{fd \rightarrow r}) + K_{fk} + K_{fr \rightarrow d} + K_{fd} \quad (10)$$

Za određivanje pojedinih koeficijenata gubitaka predložene su uobičajene jednačine koje se koriste za određene delove reaktora (kolena, suženja, ravne delove i dr.). Vrednost pojedinih koeficijenata trenja moguće je odrediti i preko ekvivalentnih brzina. Za određivanje ovih gubitaka mogu se koristiti izrazi dati od strane različitih autora [17,23].

Uticaj raspodeljivača gasa

Postoji veliki broj različitih tipova raspodeljivača gasa koji se danas koriste kod pneumatskih reaktora. Najčešće korišćeni raspodeljivači su sa perforiranom pločom, a u nešto manjoj meri koriste se raspodeljivači sa poroznom pločom.

Kako je „drift“-fluks modelom uključen uticaj brzine dizanja mehurova, a ona je opet u funkciji veličine mehurova, to bi se očekivalo da će izbor tipa raspodeljivača gasa i veličina otvora na raspodeljivaču imati bitan uticaj na zadržavanje gasa i brzinu cirkulacije tečnosti. Međutim, uticaj tipa raspodeljivača gasa kao i veličine otvora se u većini situacija koje se sreću u industrijskim uslovima može zanemariti. Osnovni razlog ovome leži u činjenici da pri uslovima razvijene turbulencije u reaktorima veličina mehurova zavisi, pre svega, od hidrodinamičkih sila koje vladaju u masi fluida, a u znatno manjoj meri od veličine formiranih mehurova na samom raspodeljivaču gasa [7].

Izuzeci su slučajevi kada se radi sa tečnostima koje sadrže supstance koje sprečavaju koalescenciju mehurova kao i pri uslovima rada sa malim brzinama strujanja gasa. U ovim situacijama koriste se raspodeljivači gasa sa poroznom pločom koji daju veće udele gasa [24].

Bez obzira što izbor tipa raspodeljivača gasa i veličina otvora imaju mali uticaj na hidrodinamičke parametre, potrebno je obratiti pažnju na to da oni budu pravilno projektovani (perforirani po celoj površini) tako da ne dolazi do različitih lokalnih raspodela gasa usled loše raspodele po celom poprečnom preseku uzlazne sekcije [16]. Lokacija raspodeljivača gasa ima značajnu ulogu i na nju je potrebno obratiti pažnju [7].

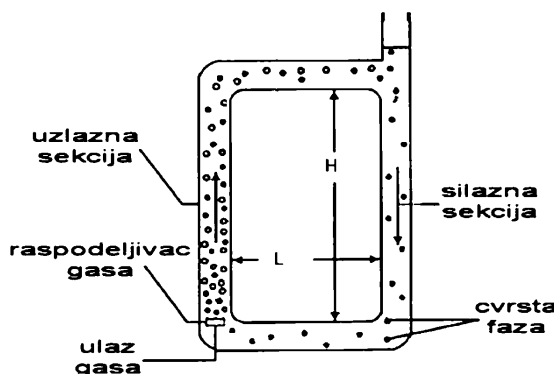
Uticaj odnosa površina silaznog i uzlaznog dela reaktora

U većini jednačina kojima se povezuju udeo gasa i brzina tečnosti u pneumatskim reaktorima javlja se odnos površina silaznog i ulaznog dela reaktora (A_d/A_r) kao parametar, bez obzira da li su jednačine zasnovane na nekom modelu ili su empirijskog tipa. Istraživanje je pokazalo da za fluide male viskoznosti, ovaj odnos ima najveći uticaj na brzinu tečnosti u reaktoru [14].

EKSPERIMENTALNI DEO

U okviru ovog rada izvedena su ispitivanja na pneumatskim reaktorima sa spoljašnjom recirkulacijom napravljenih od pleksiglasa.

Na slici 2 prikazan je šematski dijagram reaktora, a u tabeli 1 date su geometrijske karakteristike reaktora sa kojima je rađeno.



Slika 2. Šematski dijagram pneumatskog reaktora sa spoljašnjom cirkulacijom.

Figure 2. Schematic diagram of external loop air-lift reactor.

Sva merenja su vršena na sobnoj temperaturi. Protok vazduha određivan je pomoću kalibrisanih rotameta.

Kao čvrsta faza korišćene su Ca-alginatne čestice. Ove čestice su dobijene iz rastvora 1,5% Na-alginata koji je dobijen rastvaranjem 1,5 g Na-alginata (Sigma, Sigma-Aldrich Co., St.Louis, MO) u 100 ml izotoničnog rastvora soli (0,85 g NaCl u 100 ml vode). Rastvor Na-alginata ukapavan je ekstruderom u 1,5% rastvor CaCl_2 . Dobijene alginatne čestice bile su prečnika $2,5 \pm 0,2$ mm i gustine $1,04 \pm 0,02$ g/ml (na temperaturi 22°C). Do početka eksperimenta ove čestice su čuvane u rasvoru CaCl_2 na temperaturi 4°C .

Udeo gasa i brzina tečnosti mereni su pri udelu alginatnih čestica od 0 do 50 vol%. U prvom merenju je bilo 2,5%, a u drugom 10% alginatnih čestica. U svakom sledećem merenju bilo je za 5% više čestica nego u prethodnom.

Gas korišćen za aeraciju reaktora je bio tehnički vazduh. Brzina vazduha određena je iz protoka i površine unutrašnjeg preseka uzlazne sekcije reaktora:

$$V_g = F_g / A_r \quad (11)$$

Tabela 1. Geometrijske karakteristike pneumatskih reaktora
Table 1. Geometrical characteristics of air-lift reactors

Reactor	V , l	H , m	L , m	D_r , mm	D_d , mm	L_{sr} , m
R1	1,00	1,70	0,225	26,0	26,0	3,63
R2	6,00	1,65	0,221	44,0	44,0	3,86
R3	1,00	0,535	0,105	26,0	26,0	1,40
R4	2,80	0,535	0,195	44,0	44,0	1,56

Udeo gasa u reaktorima određivan je merenjem promene nivoa tečnosti pri određenim protocima gasa i iz te promene nivoa izračunat je udeo gasa u reaktoru.

Merenja u reaktorima su vršena metodom obeležene čestice, merenjem vremena za koje obeležena čestica obiđe određeni broj krugova u reaktoru [25,26]. Srednja brzina cirkulacije tečnosti određivana je merenjem vremena potrebnog da obeležena čestica obiđe 10 krugova. Prosečno vreme cirkulacije dobijeno na taj način podeljeno je srednjom dužinom puta čestice, koja zavisi od dimenzija reaktora, i na taj način je određena brzina cirkulacije tečnosti u reaktoru.

REZULTATI I DISKUSIJA

Na osnovu eksperimentalnih podataka, njihove obrade i upoređivanja izvedeni su sledeći zaključci o karakteristikama pneumatskih reaktora.

Maksimalni udeo čvrste faze

Maksimalni udeo čestica sa kojim je moguć rad reaktora zavisi od prečnika ulazne i silazne sekcije reaktora, a ne zavisi od visine. Kod reaktora sa većim prečnicima moguće je postići veći udeo čestica. Uticaj dužine sekcija nije primećen.

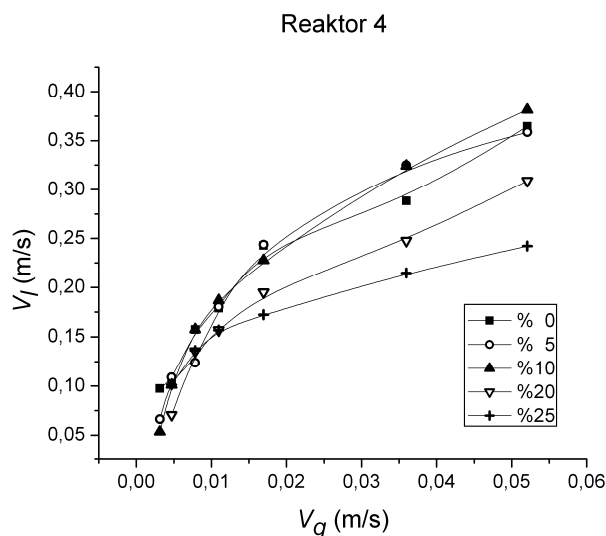
Maksimalna koncentracija čvrste faze u reaktoru R1 je iznosila 25%. Reaktor R2 bi verovatno mogao da radi i sa udelima većim od 30% jer su prečnici njegovih sekcija veći nego kod reaktora R1 ali to nije ispitivano usled velike količine alginatnih čestica koja je za te eksperimente bila potrebna. Slično se dešavalo i u reaktoru R4 čija je maksimalna koncentracija čestica 32,5%. Udeo čvrste faze u reaktoru R3, pri kojem je bio moguć rad reaktora je 20%.

Navedena zapažanja mogu se objasniti kao posledica smanjenja ukupnih otpora kod reaktora sa većim prečnikom cevi usled smanjenog otpora trenja.

Promena brzine tečnosti pri povećanju udela čvrste faze i uticaj visine reaktora na brzinu tečnosti

Kod svih reaktora je zapaženo da sa povećanjem udela čvrste faze do 10% ne dolazi do veće promene brzine tečnosti u zavisnosti od brzine gasa, dok pri većim udelima brzina tečnosti opada sa povećanjem udela čestica. Opadanje brzine najviše je izraženo pri koncentracijama čvrste faze koje su blizu maksimalnog udela sa kojim reaktor može da radi.

Slika 3 prikazuje zavisnost brzine tečnosti od brzine gasa za različite udele čvrste faze za rektor R4.



Slika 3. Zavisnost brzine tečnosti od brzine gasa za različite udele čvrste faze.

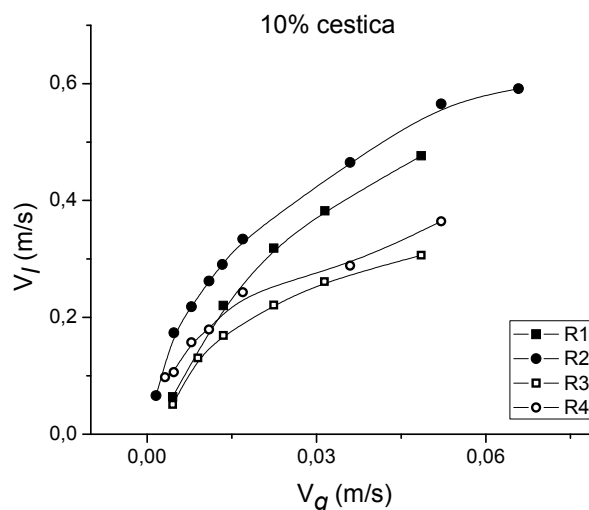
Figure 3. Dependence of the liquid velocity on gas velocity and solid loadings.

Na slici 4 prikazana je zavisnost brzine tečnosti od brzine gasa za različite reaktore pri istom udelu čvrste faze. Sa slike 4 uočava se da su u reaktorima veće visine (R1 i R2) postignute veće brzine tečnosti nego u reaktorima manje visine (R3 i R4), za iste brzine gasa i pri istom udelu čvrste faze.

Sa slike 4 vidi se da je najveća brzina tečnosti za udeo čvrste faze od 10% postignuta u reaktoru R2 ($H = 1,65$ m) koji ima veću visinu i širu cev, potom u reaktoru R1 ($H = 1,70$) veće visine i uže cevi, zatim u reaktoru R4 ($H = 0,535$ m) sa manjom visinom i širom cevi a najmanja brzina tečnosti u reaktoru R3 ($H = 0,535$ m) kod koga je manja visina i uža cev. Ova činjenica uka-

zuje na veću efikasnost visokih i širih reaktora jer se za postizanje istih brzina tečnosti koriste manji protoci gasa. Kao objašnjenje ovoga može se navesti uticaj visine na koeficijent k . Naime, usled povećanja visine reaktora smanjuje se koeficijent k , što se jasno zaključuje iz jednačina (4) i (5). Rezultat su veće količine kretanja tečnosti pri istim brzinama gasa.

Posmatrajući sliku 4, opaža se još i da su pri manjim protocima gasa brzine tečnosti približno jednake kod svih reaktora.

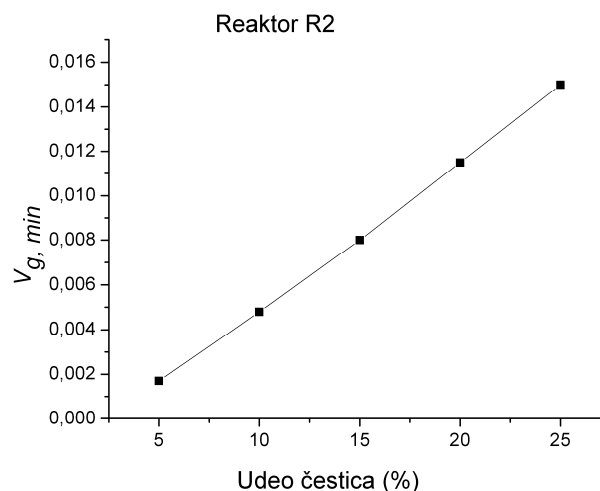
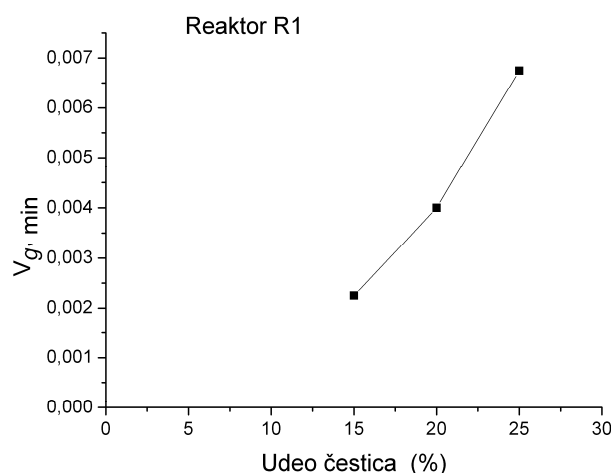


Slika 4. Zavisnost brzine tečnosti od brzine gasa za različite reaktore.

Figure 4. Dependence of the liquid velocity on the gas velocity for different reactor geometries.

Na slici 5 prikazana je zavisnost minimalne brzine gasa za pokretanja sloja od koncentracije čestica za reaktore R1 i R2.

Može se zaključiti da minimalna brzina gasa potrebna za pokretanje čestica linearno zavisi od udela



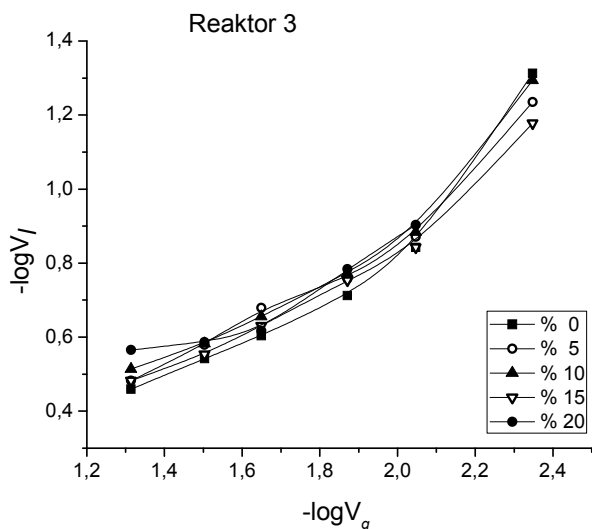
Slika 5. Zavisnosti minimalne brzine gasa potrebne za recirkulaciju sloja čestica od udela čvrste faze za reaktore R1 i R2.

Figure 5. Dependences of the minimum gas velocity for recirculation of solid phase on solid phase loading in reactors R1 and R2.

čvrste faze, što ukazuje na činjenicu da je verovatno proporcionalna masi prisutnih čestica.

Režimi strujanja u reaktorima

Analizom logaritamskih zavisnosti brzine gasa i tečnosti, koja je za reaktor R3 data na slici 6 zaključuje se da kod svih reaktora postoji više režima strujanja (na osnovu različitih nagiba pravih u dijagramima logaritamskih zavisnosti). Vrednosti ovih nagiba odgovaraju vrednostima eksponenta c u jednačini (7) za predskazivanje brzine tečnosti.



Slika 6. Logaritamska zavisnost brzine tečnosti od brzine gasa za različite udele čvrste faze kod reaktora R3.

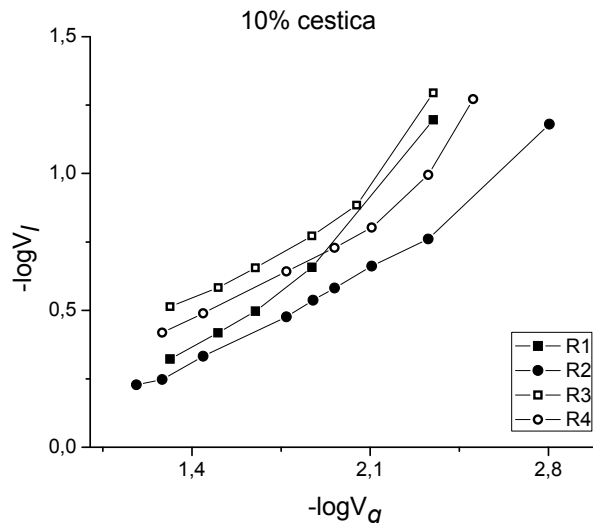
Figure 6. Logarithmic dependence of the liquid velocity on the gas velocity for different solid phase loadings in reactor R3.

Na slici 7 prikazana je logaritamska zavisnost brzine tečnosti od brzine gasa za različite reaktore pri koncentraciji čvrste faze od 10%. Na slici 7 može se zapaziti da se za male brzine gasa javlja laminarni režim strujanja kod reaktora R3 i R4, kod kojih eksponent c ima vrednost 1,15 i 1,5, redom. Iz ovoga možemo zaključiti da kod nižih reaktora postoje tri režima strujanja (laminarni, homogeni i heterogeni), dok kod viših reaktora nema laminarnog režima.

Za srednje brzine tečnosti vrednost eksponenta se kreće između 0,45 i 0,55.

Za velike brzine gasa koeficijent se menja zavisno od prečnika reaktora; kod užih reaktora iznosi 0,763 za R1 i 0,43 za R3 a za šire reaktore vrednosti su 0,487 za R2 i 0,501 za reaktor R4. Vidimo da kod užih reaktora R1 i R3 imamo veliki uticaj visine na eksponent c i on opada sa visinom, dok kod širih reaktora R2 i R4 tog uticaja nema.

Brzina gasa pri kojoj dolazi do promene režima strujanja iz homogenog u heterogeni kod svih reaktora iznosi od 0,017 do 0,022 m/s (slika 7).



Slika 7. Logaritamska zavisnost brzine tečnosti od brzine gasa za različite reaktore pri udelu čvrste faze od 10%.

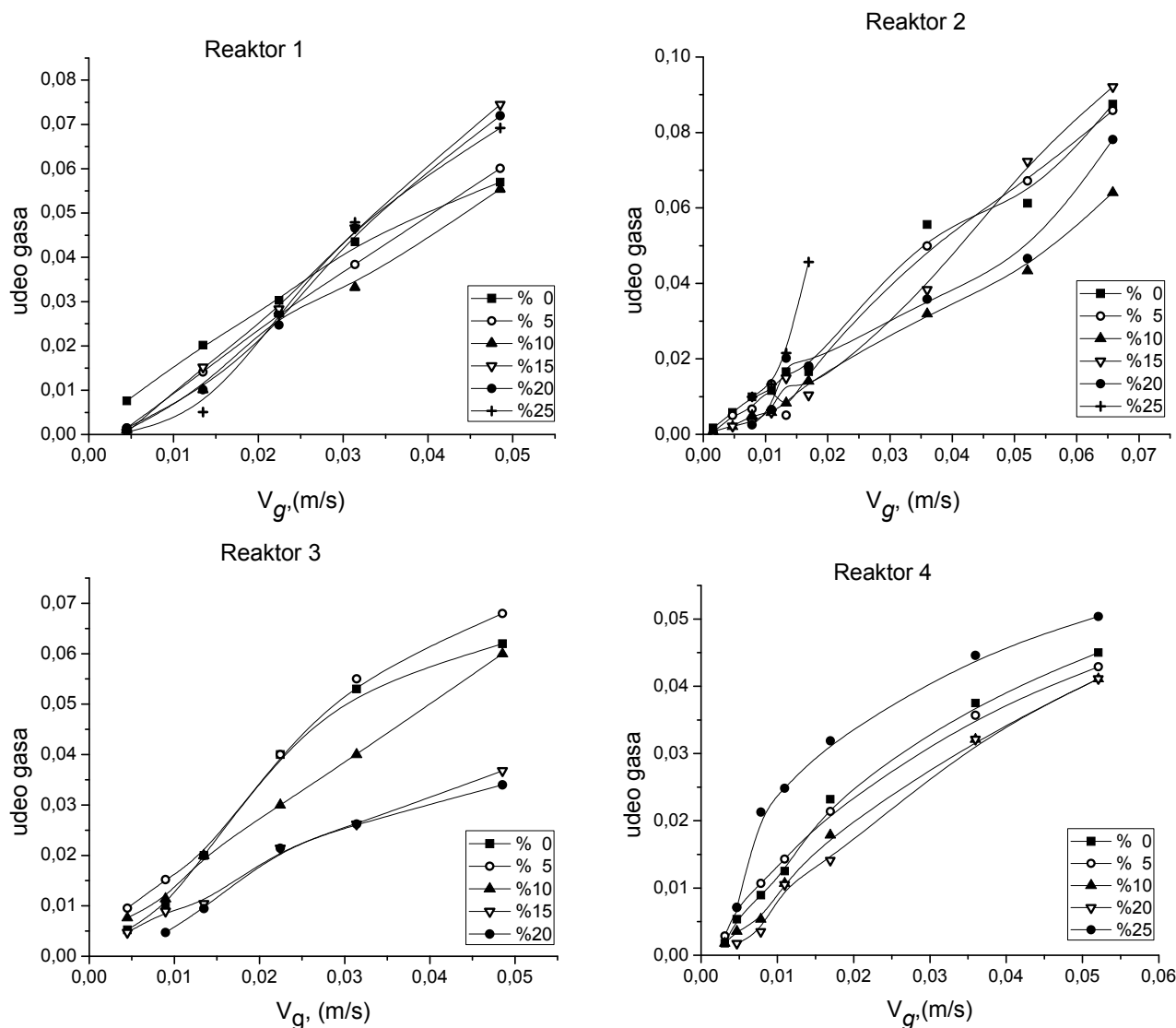
Figure 7. Logarithmic dependence of the liquid velocity on the gas velocity and reactor geometry for 10% solid loading.

Do promene režima strujanja iz homogenog u heterogeni dolazi i usled povećanja udela čvrste faze u reaktoru, i kod svih reaktora je uočeno da do ove promene dolazi pri udelu čestica od 20%. Pri udelima čestica od 20% i većim, postojanje homogenog režima nije moguće ni pri malim brzinama gasa, tj. ovde postoji samo heterogeni režim. Neka istraživanja su pokazala da se u reaktorima sa spoljašnjom cirkulacijom javlja slično ponašanje. Prisustvo čvrste faze povećava turbulenciju. Kod reaktora sa unutrašnjom cirkulacijom brzina tečnosti i brzina gasa su međusobno zavisne i kretanje tečnosti u ulaznoj sekciji dovodi do promene režima strujanja. U homogenom režimu strujanja tzv. „slip“ brzina opada sa povećanjem brzine tečnosti, dok u heterogenom režimu ova brzina raste sa porastom brzine tečnosti [12].

Autori koji su se bavili ispitivanjima barbotaznih kolona, zaključili su da režim strujanja zavisi i od viskoznosti suspenzije. Njihova istraživanja su pokazala da do prelaska iz heterogenog u homogeni režim strujanja dolazi kada je viskoznost veća od 8 mPa s ($\mu > 8$ mPa s) [21].

Odnosi relativnih udela gasa u reaktorima

Na slici 8 prikazana je zavisnost udela gasa od brzine gasa pri različitim koncentracijama čestica za različite reaktore. Sa slike 8 može se uočiti da kod reaktora R1 opada udeo gasa sa porastom udela čvrste faze do brzine gasa od 0,0225 m/s. Pri većim brzinama gasa i pri većim udelima čestica (15, 20 i 25%) postiže se veći udeo gasa. Maksimalni udeo gasa pri većim brzinama u reaktoru R1 postiže se za udeo čvrste faze od 15%. Slično se može zapaziti i kod reaktora R2. Kod reaktora R3 postiže se maksimalni udeo gasa za udeo čestica od 5%, a kod reaktora R4 dostiže se maksimalni udeo gasa pri koncentraciji od 25% čestica.



Slika 8. Zavisnost uдела gasa od brzine gasa za različite udele čvrste faze.

Figure 8. Dependence of the gas hold up on the gas velocity and solid phase loadings.

Na slici 9 prikazana je zavisnost uдела gasa od brzine gasa za udeo čestica od 10% za različite reaktore. Na slici 9 se može uočiti da pri jednakim brzinama gasa i pri istom udelu čvrste faze, najveći udeo gasa je kod reaktora R3, potom kod reaktora R1; niža vrednost postiže se u R2, a najmanji udeo kod reaktora R4. Iz ovoga možemo zaključiti da se najveći udeli gasa postižu u nižim reaktorima sa širim cevima, dok su vrednosti uдела gasa manje u reaktorima sa užim cevima. To znači da prečnik cevi kod reaktora manjih visina ima veoma veliki uticaj na udeo gasa. Kod viših reaktora širina cevi, kako se vidi sa slike 9, nema većeg uticaja na udeo gasa.

KORIGOVANJE EKSPONENATA U GLENONOVOJ JEDNAČINI

Jednačina (2) proširena je članom $(\mu_s/\mu)^{-0.4}$ da bi se uzeo u obzir uticaj prisustva čestica na promenu viskoznosti suspenzije [27]. Ovako dobijena jednačina do-

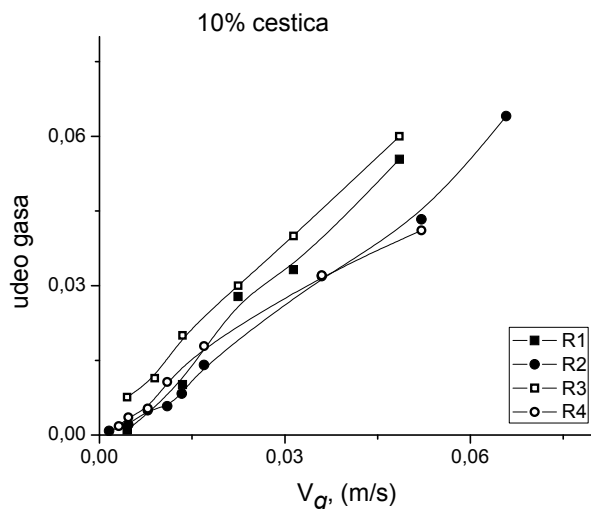
bro predviđa brzine tečnosti i pri udelima čvrste faze većim od 20%:

$$V_l = 1,017(\mu_s/\mu)^{-0.4} V_g^{0.42} / k^{0.409} \quad (12)$$

Analizom nagiba logaritamskih zavisnosti brzine tečnosti od brzine gasa, ustanovljeno je da postoji više režima strujanja u reaktorima: laminarni, homogeni i heterogeni. EkspONENT c u jednačini (2) određen je nagibom ovih pravih. S obzirom da različiti reaktori imaju različite nagibe u različitim opsezima brzine gasa, uzeta je prosečna vrednost nagiba pri srednjim brzinama tečnosti u svim reaktorima od 0,5, i za ovu vrednost eksponenta izračunate su nove brzine tečnosti:

$$V_{l, \text{pror}} = 1,017(\mu_s/\mu)^{-0.4} V_g^{0.5} / k^{0.409} \quad (13)$$

Na slici 10 prikazan je odnos brzina izračunatih na osnovu jednačine (13) i eksperimentalnih brzina recirkulacije tečnosti.



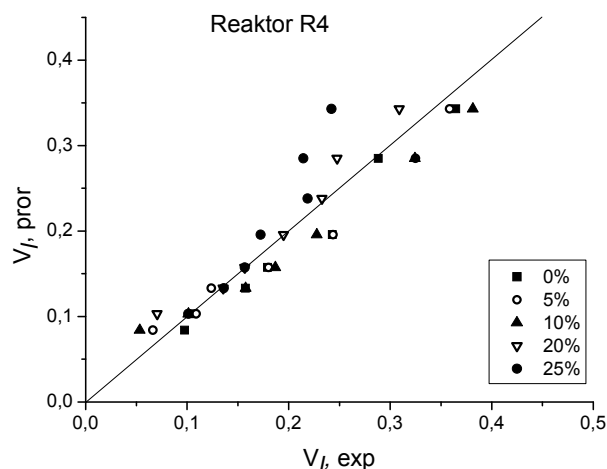
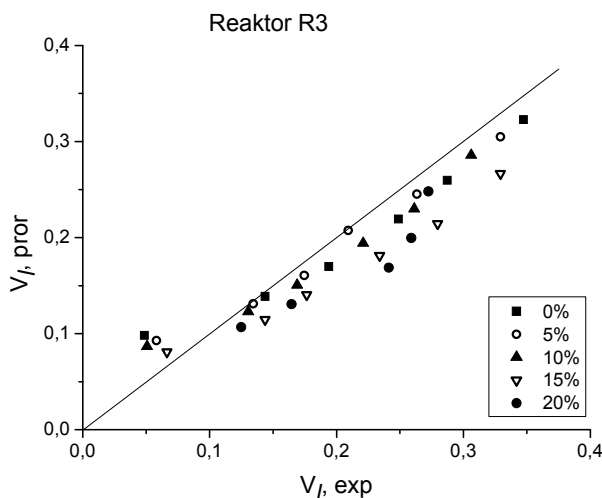
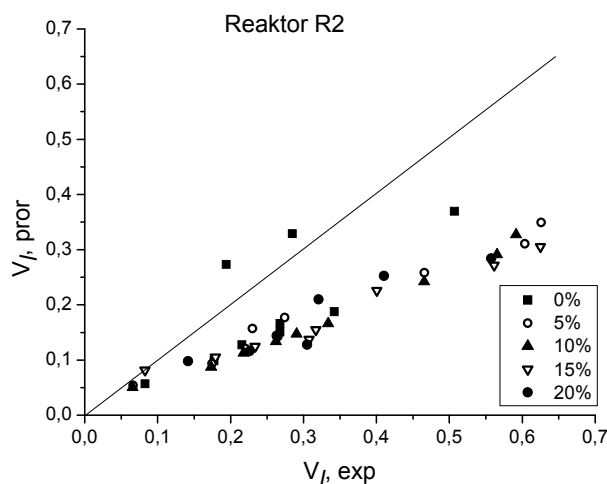
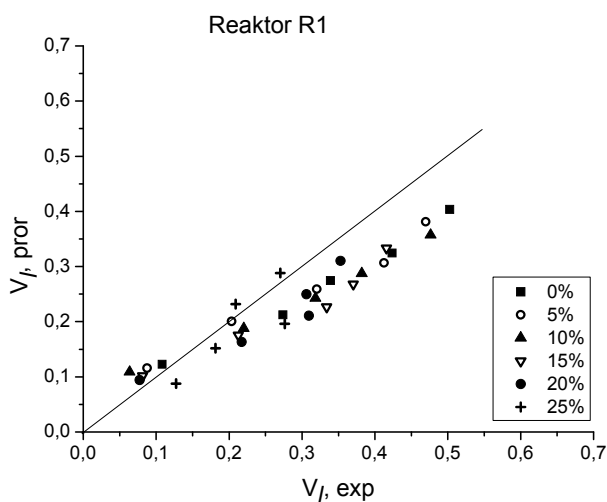
Slika 9. Zavisnost udela gasa od brzine gasa za različite reaktore.

Figure 9. Dependence of the gas hold up on the gas velocity and reactor geometry.

Uočava se da su nove, predviđene vrednosti brzine tečnosti nešto manje od eksperimentalnih, pogotovu pri većim brzinama tečnosti. Poređenjem rezultata izračunatih iz nekorigovane jednačine (2) može se zaključiti da se korišćenjem proširene jednačine (13) eliminišu velike procentualne greške pri malim brzinama tečnosti i pri većim udelima čvrste faze. Ove velike greške su najverovatnije bile posledica toga što u originalnom modelu nije uzeto u obzir postojanje laminarnog režima proticanja tečnosti pri manjim brzinama gasa a koji je u korigovanim jednačinama uključen. Na taj način tačnost predskazivanja u ovoj oblasti je značajno povećana.

Srednja procentualna odstupanja izračunate brzine tečnosti korišćenjem različitih jednačina od eksperimentalno utvrđene brzine za pojedine reaktore data su u tabeli 2 iskazanih preko apsolutnih i relativnih grešaka.

Na osnovu vrednosti datih u tabeli 2 može se zaključiti da je jednačina (2) najtačnija za reaktor R2, dok se za sve ostale reaktore daje dosta velika odstupanja jednačina (12) daje praktično iste rezultate za reaktor R2



Slika 10. Poređenje eksperimentalne brzina cirkulacije tečnosti sa izračunatom pomoću jednačine (13) za različite reaktore.

Figure 10. Comparison of the values of liquid circulation velocity obtained experimentally and by Eq. (13) for different reactor geometries.

Tabela 2. Srednja procentualna odstupanja izračunatih brzina tečnosti od eksperimentalnih vrednosti

Table 2. Mean error deviation of calculated values from the experimentally obtained values of liquid circulation velocity

Reaktor	Jednačina		
	(2)	(12)	(13)
1	47,48 47,16 ^a	26,75 57,86 ^a	22,63 -10,59 ^a
2	16,89 -4,06 ^a	16,98 0,6388 ^a	31,51 -38,89 ^a
3	50,50 50,50 ^a	37,21 37,21 ^a	19,54 -1,61 ^a
4	66,16 66,16 ^a	32,48 32,48 ^a	15,96 -6,54 ^a

^aRelativna greška

kao i jednačina (2), a pri tom su vrednosti za ostale reaktore tačnije. Jednačinom (13) dobijaju se najmanje greške za reaktore R1, R3 i R4 i najveća greška za reaktor R2.

ZAKLJUČAK

Analizom podataka dobijenih eksperimentalnim putem došlo se do sledećih zaključaka:

- uticaj prečnika ulaznih i silaznih sekcija na maksimalni udeo čvrste faze pri kom je moguća recirkulacija postoji dok uticaj visine na maksimalni udeo nije bio primećen. Kod reaktora sa većim prečnicima cevi može se raditi sa većim udelima čvrste faze;

- režim strujanja fluida zavisi od brzine gasa kao i od udela čvrste faze. Pri manjim brzinama gasa, kod reaktora koji su manje visine (R3 i R4) moglo se uočiti postojanje laminarnog režima strujanja. Pri udelima čvrste faze većim od 20% nije moguće postojanje homogenog režima strujanja već i pri malim brzinama gasa postoji samo heterogeni režim strujanja;

- veće brzine recirkulacije tečnosti ostvaruju se pri manjim koncentracijama čestica. Pri udelu tečne faze do 15% nema većih promena brzine tečnosti sa povećanjem udela čestica u odnosu na dvofazni sistem, dok sa daljim povećanjem udela brzina počinje značajnije da opada;

- veća brzina cirkulacije tečnosti postignuta je u reaktorima veće visine. Takođe je uočeno da je u reaktorima sa širim cevima brzina tečne faze veća nego u reaktorima sa užim cevima.

- najveći udeo gasa je postignut u reaktoru R3 koji ima manju visinu i uže cevi, nešto manji udeo gasa prisutan je u reaktoru R3, veće visine i užih cevi. Još manja vrednost udela gasa ostvaruje se u reaktoru R2 koji je veće visine i širih cevi. Najmanji udeo gasa postiže se u reaktoru R4, manje visine i širih cevi;

- jednačine za homogeni režim strujanja, jednačina (2), kao i njena proširena verzija, jednačina (12), daju najtačnije rezultate za viši reaktor sa širim cevima (R2). Za reaktore R1, R2 i R3, kao najbolja jednačina po-

kazala se Glennon-ova proširena i korigovana jednačina, jednačina (13).

Spisak upotrebljenih oznaka

A – Površina poprečnog preseka (m^2)

D – Prečnik sekcije reaktora (m)

f – Faktor trenja

g – Gravitaciona konstanta (m/s^2)

H – Visina reaktora (m)

k – Konstanta reaktora (s^2/m^2)

K – Koeficijent gubitaka

L – Dužina reaktora (m)

R – Reaktor

v – Brzina (m/s^2)

V – Zapremina (m^3).

Grčka slova

ε – Udeo odgovarajuće faze u ukupnoj zapremini reaktora (1)

μ – Viskoznost (Pa s)

ρ – Gustina odgovarajuće faze (kg/m^3)

ω – Konstanta u jednačini (5)

Indeksi

a – Konstanta u jednačini

b – Konstanta u jednačini

c – Konstanta u jednačini

d – Silazni deo reaktora

f – Trenja

g – Gasovita faza

l – Tečna faza

r – Ulazni deo reaktora

s – Čvrsta faza

$d \rightarrow r$ – Prelaz iz silaznog u ulazni deo reaktora

$r \rightarrow d$ – Prelaz iz ulaznog u silazni deo reaktora

1–4 – Redni broj reaktora.

LITERATURA

- [1] B. Bugarski, B. Obradovic, V. Nedovic, D. Poncelet, Immobilization of cells and enzymes using electrostatic droplet generator, Focus in Biotechnology, Vol. 8a, Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, 2004, pp. 277–294.

- [2] P. Verlaan, Modeling and Characterization of an Airlift-loop Bioreactor, Wageningen, 1987.
- [3] J. Klein, A.A. Vicente, J.A. Teixeira, Hydrodynamic considerations on optimal design of a three-phase airlift bioreactor with high solids loading, *J. Chem. Technol. Biotechnol.* **78** (9) (2003) 935–944.
- [4] Bioreactor Immobilized Enzymes and Cells – Fundamentals and Applications, M. Moo-Young (Ed.), Elsevier Applied Science Publishers, London, 1988, p. 327.
- [5] M. Milivojević, Uticaj hidrodinamičkih parametara na režim rada pneumatskih bioreaktorskih sistema, Magistarski rad, TMF, Beograd, 2003.
- [6] Y. Sun, T. Nozawa, S. Furasaky, Mean bubble diameter and oxygen transfer coefficient in a three – phase fluidized bed reactors, *J. Chem. Eng. Jpn.* **21** (1) (1988) 15–20.
- [7] M.Y. Chisty, Airlift Bioreactors, Elsevier Applied Science, London, 1989.
- [8] K. Nakao, Performance of Bubble Column with External Liquid Circulation, in: 1st German/Japanese Symposium “Bubble Columns” ‘88, 1988, Schwerte, West Germany, Preprints, pp. 61–66.
- [9] K. Nakao, S. Suenaga, K. Takeda, M. Kimura, Mass transfer in bubble column with external liquid circulation, 1st German/Japanese Symposium “Bubble Columns”, 1988, Schwerte, West Germany, Preprints, pp. 153–159.
- [10] C.H. Lee, L.A. Glasgow, L.E. Erickson, S.A. Patel, Liquid Circulation in Airlift Fermentors, American Institute of Chemical Engineers, National Meeting, 1986, p. 28.
- [11] B. Glennon, W. Al-Masry, R.F. MacLaughlin, D.M. Malone, Hydrodynamic modelling in an air-lift loop reactor, *Chem. Eng. Commun.* **121** (1993) 183–192.
- [12] H. Dhauadi, S. Poncin, J.M. Hornut, G. Wild, Solid effects on hydrodynamics and heat transfer in an external loop airlift reactor, *Chem. Eng. Sci.* **61** (4) (2006) 1300–1311.
- [13] B. Glennon, P.F. MacLaughlin, D.M. Malone, Mixing and dispersion studies in an air-lift reactor, Bioreactor Fluid Dynamics, 2nd International conference BHRA, R. King (Ed.), Elsevier Applied Science, London, 1988.
- [14] R.A. Bello, C.W. Robinson, M. Moo-Young, Liquid circulation and mixing characteristics of airlift contactors, *Can. J. Chem. Eng.* **62** (1984) 573–577.
- [15] M. Chakravarty, H.D. Singh, J.N. Baruah, M.S. Iyengar, Liquid velocity in gas-lift column, *Indian Chem. Eng.* **16** (3) (1974) 17–22.
- [16] W. Freedman, J.F. Davidson, Hold-up and liquid circulation in bubble columns, *Trans. Inst. Chem. Eng.* **47** (1969) 251–262.
- [17] E. Garcia Calvo, P. Leton, M. A. Arrany, Prediction of gas holdup and liquid velocity in airlift loop reactors containing highly viscous Newtonian liquids, *Chem. Eng. Sci.* **46** (11) (1991) 2951–2954.
- [18] M. Milivojević, A. Duduković, B. Obradović, A. Spasić, B. Bugarski, Analiza hidrodinamičkih parametara pneumatskih bioreaktora sa spoljashnjom recirkulacijom, *Hem. Ind.* **58** (1) (2004) 10–18.
- [19] W.-J. Lu, S.-J. Hwang, C.-M. Chang, Liquid velocity and gas holdup in three-phase internal loop airlift reactors with low-density particles, *Chem. Eng. Sci.* **50** (8) (1995) 1301–1310.
- [20] P.C. Mena, M.C. Ruzicka, F.A. Rocha, J.A. Teixeira, J. Drahoš, Effect of solids on homogeneous-heterogeneous flow regime transition in bubble columns, *Chem. Eng. Sci.* **60** (22) (2005) 6013–6026.
- [21] M.C. Ruzicka, J. Drahoš, P.C. Mena, J.A. Teixeira, Effect of viscosity on homogeneous-heterogeneous flow regime transition in bubble columns, *Chem. Eng. J.* **96** (1-3) (2003) 5–22.
- [22] A. A. Mouza, G. K. Dalakoglou, S.V. Paras, Effect of liquid properties on the performance of bubble column reactors with fine pore spargers, *Chem. Eng. Sci.* **60** (5) (2005) 1465–1475.
- [23] R. van der Lans, Hydrodynamics of a Bubble Column Loop Reactor, Ph. D. Thesis, Delft University, 1985.
- [24] M.J. Bly, R.M. Worden, Gas holdup in a three-phase fluidized-bed bioreactor, *Appl. Biochem. Biotechnol.* **24/25** (1990) 553–564.
- [25] D. Mercer, Flow Characteristics of a pilot-scale airlift fermentor, *Biotechnol. Bioeng.* **23** (1981) 2421–2431.
- [26] N.A. Sharp, A.J. Daugulis, M.F.A. Goosen, Hydrodynamic and mass transfer studies in an external-loop air-lift bioreactor for immobilized animal cell culture, *Appl. Biochem. Biotechnol. A* **73** (1) (1998) 59–77.
- [27] G. Milović, Merjenje brzine cirkulacije tečnosti u pneumatskom reaktoru, Diplomski rad, TMF, Beograd, 2008.

SUMMARY

EFFECTS OF AIR-LIFT REACTOR DIMENSIONS ON ITS HYDRODINAMIC CHARACTERISTICS

Milan M. Milivojević, Danijela S. Andrejić, Branko M. Bugarski

Faculty of Technology and Metallurgy, University of Belgrade, Karnegijeva 4, Belgrade, Serbia

(Scientific paper)

In this study the hydrodynamic characteristics of the external loop air-lift bioreactors were investigated. The influence of reactor height and solid particles concentration on the mean liquid circulation velocity was examined. Also, the possibility of theoretical prediction of this liquid circulation velocity was assessed. The correlation originally proposed by Glennon *et al.* (*Chem. Eng. Commun.* **121** (1993) 183–192) for two phase system liquid velocity prediction was extended and corrected for application to three phase systems. The accuracy of this new correlation was tested on our experimental data. The corrected correlation shows higher accuracy than the originally proposed one. In addition, the influence of reactor geometry and solid loading on reactor working performances was established.

Ključne reči: Pneumatski bioreaktor
• Hidrodinamika • Udeo gasa • Jednačine za brzinu tečnosti • Ca-alginatne čestice • Trofazni sistemi

Key words: Air-lift reactors • Hydrodynamics • Gas hold-up • Liquid velocity correlations • Ca-alginat beads • Three-phase systems