

UNIVERSITATEA TEHNICĂ „GHEORGHE ASACHI” DIN IASI

RECTORATUL

Către.....

Vă facem cunoscut că în ziua de..... la ora.....
în.....
va avea loc susținerea publică a tezei de doctorat intitulată:

CARACTERIZAREA ȘI OPTIMIZAREA FUNCȚIONĂRII BIOREACTOARELOR CU AGITARE MECANICĂ PRIN INTERMEDIUL HIDRODINAMICII ȘI A PROCESELOR DE TRANSFER DE MASĂ

elaborată de Doamna Biomg. Ștefănică Cărnăruț, în vederea conferirii titlului științific de doctor.

Comisia de doctorat este alcătuită din:

- | | |
|---|--------------------------------|
| • Prof. Univ. Dr. Ing. Teodor Măluțan
Universitatea Tehnică „Gh. Asachi”, Iași | - președinte |
| • Prof. Univ. Dr. Ing. Dan Căscaval
Decanul Facultății de Inginerie Chimică și Protecția Mediului, Iași | - conducător științific |
| • Prof. Univ. Dr. Ing. Anca-Irina Galațion
Universitatea de Medicină și Farmacie „Gr.T. Popa”, Iași | - referent oficial |
| • Prof. Univ. Dr. Chim. Gabi Drochioiu
Universitatea „Alexandru Ioan Cuza”, Iași | - referent oficial |
| • Prof. Univ. Dr. Ing. Ioan Mămăligă
Universitatea Tehnică „Gh. Asachi”, Iași | - referent oficial |

Vă trimitem rezumatul tezei de doctorat cu rugămintea de a ne comunica, în scris, aprecierile și observațiile dumneavoastră.

Cu această ocazie vă invităm să participați la susținerea publică a tezei de doctorat.

RECTOR,

Prof. Univ. Dr. Ing. Ian Gărmă

Secretar universitar,

Ing. Cristina Nagi

INTRODUCERE

Una dintre problemele prioritare ale ingineriei biochimice și ale biotehnologiilor o reprezintă analiza, modelarea și optimizarea bioprocесelor, prin intermediul eficienței amestecării, al transformărilor biochimice și al proceselor de transfer care se desfășoară în bioreactoare, cu efecte directe în costul produsului obținut, în valoarea investițiilor pentru construcție, întreținere, exploatare.

Înscriindu-se în tendința manifestată în prezent la nivel mondial, teza de doctorat a avut ca **principal obiectiv aplicarea criteriilor de analiză a performanței bioreactoarelor**, criterii referitoare la hidrodinamica lichidelor de fermentație și la procesele de transfer de masă, **precum și a celor referitoare la transpunerea la scară superioară pentru optimizarea funcționării bioreactoarelor aerobe cu agitare mecanică**. Pentru aceasta s-au folosit diferite criterii directe, cum ar fi intensitatea și distribuția amestecării, prin intermediul timpului de amestecare, precum și eficiența și distribuția vitezei transferului de masă al oxigenului. Experimentele s-au realizat pentru diferite lichide de fermentație simulate sau reale, respectiv pentru culturi de drojdii (*Saccharomyces cerevisiae*), suspensii de bacterii (*Propionibacterium shermanii*), suspensii de fungi sub formă de asociații micelare (peleți) sau filamentosi (*Penicillium chrysogenum*), aerate, prelucrate într-un bioreactor cu agitare mecanică. Pe baza datelor experimentale, care au descris influențele caracteristicilor lichidelor de fermentație (viscozitate aparentă, comportare reologică), ale biomasei (tip, concentrație, morfologie) și ale parametrilor funcționali ai bioreactorului, s-au stabilit condițiile optime pentru obținerea unei distribuții uniforme a amestecării și a vitezei de transfer de masă a oxigenului în întreg volumul lichidului de fermentație, iar, în final, s-a studiat transpunerea la scară superioară a procesului biotehnologic pe baza criteriului timpului de amestecare.

Lucrarea este structurată pe două părți principale. Prima parte cuprinde trei capitole, iar cea de-a doua parte, originală, de asemenea trei capitole. Teza de doctorat este extinsă pe **231** de pagini, conține un număr de **115** figuri, **9** tabele, **158** de ecuații matematice și **151** referințe bibliografice, dintre care **11** aparțin autorului.

Prima parte a tezei de doctorat redă sintetic datele de literatură referitoare la direcțiile actuale de cercetare pe plan mondial în domeniul abordat, cu trimitere directă la aspectele care abordează amestecarea din bioreactoarele cu agitare mecanică (sisteme de amestecare mecanică, caracterizarea amestecării, îmbunătățirea amestecării), transferul de masă al oxigenului (analiza distribuției vitezei de transfer de masă al oxigenului în bioreactoare cu agitare mecanică, factorii care influențează procesul de transfer de masă al oxigenului, modele privind transferul de masă, îmbunătățirea transferului de masă al oxigenului) și transpunerea la scară superioară a proceselor biotehnologice (factorii care influențează procesul de transpunere la

scară superioară, transpunerea la scară superioară a proceselor biochimice utilizând diferite criterii: timpul de amestecare, transferul de masă, puterea specifică).

Contribuțiile originale privind analiza și eficientizarea proceselor de amestecare, transfer de masă al oxigenului și transpunerea la scară superioară a proceselor biotehnologice se regăsesc în partea a doua a tezei de doctorat, capitolele II – IV. Capitolul I cuprinde tehnica de lucru, echipamentele experimentale, precum și materialele și metodele experimentale utilizate.

Capitolul II este dedicat studiului eficienței amestecării în lichide de fermentație aerate simulate și reale, prin intermediul unei mărimi specifice, și anume timpul de amestecare. Determinările experimentale au fost realizate pentru lichide de fermentație reale și simulate aerate, utilizând un sistem dublu de agitatoare tip turbină Rushton. Pe baza datelor experimentale obținute s-au propus modele matematice care descriu influența parametrilor urmăriți asupra timpului de amestecare.

Capitolul III cuprinde studii de evaluare a eficienței transferului de masă al oxigenului pentru aceleași tipuri de lichide de fermentație, simulate și reale. Datele originale obținute au stat la baza elaborării unor modele matematice care descriu influența parametrilor studiați asupra coeficientului de transfer de masă al oxigenului, din bioreactoarele cu amestecare mecanică.

În capitolul IV este analizată transpunerea la scară superioară a bioreactoarelor aerobe cu agitare mecanică utilizând criteriul timpului de amestecare, pentru sisteme simulate aerate.

Rezultatele cercetărilor proprii din cadrul tezei de doctorat s-au concretizat în elaborarea a **11 lucrări științifice** publicate în reviste de specialitate (**5 lucrări în reviste cotate ISI și 6 articole publicate în reviste cotate BDI**), **7 participări la sesiuni științifice naționale și internaționale**. De asemenea, rezultatele cercetărilor din cadrul tezei de doctorat au fost incluse în **două granturi**: un grant de cercetare tip TD, în calitate de director de grant, și un grant în calitate de membru în colectiv (Grant PNCDI 2 - Parteneriate).

CUPRINS

INTRODUCERE		4
PARTEA I	I.1. Tendințe actuale în eficientizarea amestecării din bioreactoarele cu agitare mecanică	6
	I.2. Considerații privind amestecarea mecanică din bioreactoare	18
	I.2.1. Sisteme de amestecare și hidrodinamica mediilor în bioreactoarele cu agitare mecanică	18
	I.2.2. Caracterizarea amestecării din bioreactoare	25
	I.3. Analiza distribuției vitezei transferului de masă al oxigenului în bioreactoare cu agitare mecanică	34
	I.3.1. Metode de determinare a coeficienților de transfer de masă al oxigenului	40
	I.3.2. Factorii care influențează transferul de masă al oxigenului	43
	I.3.3. Modelarea matematică a procesului de transfer de masă al oxigenului	56
	I.4. Transpunerea la scară superioară a proceselor biotehnologice	59
	I.4.1. Transpunerea la scară superioară a proceselor biochimice utilizând criteriul timpului de amestecare	62
	I.4.2. Transpunerea la scară superioară a proceselor biochimice utilizând criteriul transferului de masă	63
	I.4.3. Transpunerea la scară superioară a proceselor biochimice utilizând criteriul puterii specifice	64
PARTEA A II-A	I. Tehnica experimentală	67
	I.1. Materiale și metode experimentale	65
	II. Evaluarea eficienței amestecării în lichide de fermentație aerate simulate și reale	74
	II. 1. Lichide de fermentație simulate	74
	II. 2. Suspensii de <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	84
	II. 3. Suspensii de <i>Penicillium chrysogenum</i> peleți	93
	II. 4. Suspensii de <i>Penicillium chrysogenum</i> micelii filamentos	106
III.	Evaluarea eficienței transferului de masă al oxigenului în	

lichide de fermentație simulate și reale	116
III.1. Lichide de fermentație simulate	116
III.2. Suspensii de <i>Propionibacterium shermanii</i>	130
III.3. Suspensii de <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	144
III.4. Suspensii de <i>Penicillium chrysogenum</i> asociații miceliene (peleți)	158
III.5. Suspensii de <i>Penicillium chrysogenum</i> micelii filamentos	171
IV. Transpunerea la scară superioară a bioreactoarelor aerobe cu agitare mecanică utilizând criteriul timpului de amestecare	185
CONCLUZII GENERALE	201
NOTAȚII	213
ACTIVITATEA ȘTIINȚIFICĂ DIN CADRUL TEZEI DE DOCTORAT	217
BIBLIOGRAFIE	220

Rezumatul lucrării prezintă, într-o formă succintă, o parte din rezultatele originale obținute. În rezumat a fost menținută numerotarea bibliografiei, figurilor, tabelelor și a ecuațiilor din teză.

I. TEHNICA EXPERIMENTALĂ

Echipamentul experimental utilizat a constat din două bioreactoare de laborator, unul de $5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$ ($4 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$ volum util) de tip Biostat A. (B. Braun Biotech International) (figura 39), iar celălalt cu un volum de 10^{-2} m^3 ($8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$ volum util), de tip Fermac 310/60, Electrolab (figura 40); ambele tipuri de bioreactoare sunt prevăzute cu un sistem computerizat de monitorizare, control și înregistrare a parametrilor de operare. Sistemul de amestecare, pentru ambele tipuri de bioreactoare, a constat dintr-un agitator dublu tip turbină Rushton (figura 41) și trei șicane. Agitatorul inferior a fost plasat la o distanță egală cu diametrul agitatoarelor față de baza bioreactorului (la $64 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ pentru bioreactorul Biostat A, respectiv, $82 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ pentru bioreactorul Fermac). Agitatorul superior a fost plasat pe ax la o distanță egală cu dublul valorii diametrului agitatoarelor față de agitatorul inferior, pentru ambele cazuri considerate, aceasta fiind distanța optimă rezultată din studiile anterioare pentru lichide de fermentație simulate neaerate [120]. Turația agitatorului a fost de maxim 10 s^{-1} . Experimentele s-au realizat pentru valori ale criteriului $Re < 3.500$, interval care corespunde regimului de curgere laminar, tranzitoriu și care evită formarea unei depresiuni la suprafața lichidului (pentru turații de peste 10 s^{-1}).

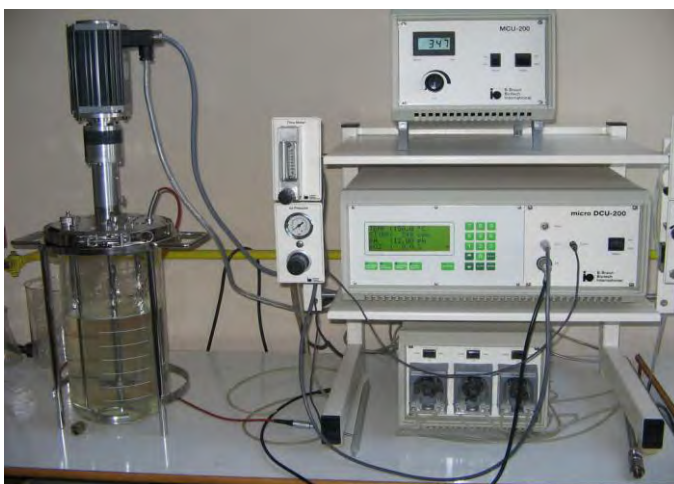


Figura 39. Bioreactor tip Biostat A., volum util $4 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$

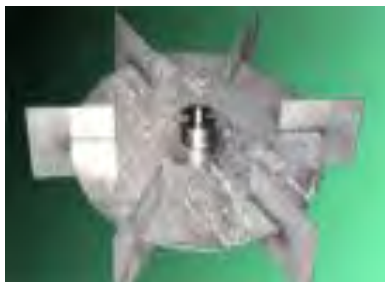


Figura 40. Bioreactor tip Fermac 310/60, **Figura 41.** Agitator tip turbină Rushton volum util $8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$

Pentru aerare s-a utilizat un barbotor circular, cu un diametru de $64 \cdot 10^{-3} \text{ m}$, având 14 orificii cu mărimea de 10^{-3} m , plasat la $15 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ de baza vasului. Debitul volumetric de aer barbotat a variat între $20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ și $158 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, corespunzător unei variații a vitezei superficiale a aerului în intervalul $0,84 - 5,02 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$.

În afara măsurării și a reglării turației agitatorului și a debitului de aer barbotat, în experimente s-a menținut constantă temperatura mediului și s-a urmărit variația pH-ului mediului și a concentrației oxigenului dizolvat. În acest scop s-au utilizat următorii senzori din dotarea bioreactorului:

- electrod de pH tip Ingold (Mettler Toledo) 405-DPAS-SC-K8S/325 (pentru ambele tipuri de bioreactoare);
- electrozi de oxigen tip InPro 6000 Series (Mettler Toledo) și BJC K9 (Broadley James Stainless Polarographic K20719);
- termocuplu Pt 100 și sistemul Temp-200 Standalone de control al temperaturii.

I.1. Materiale și metode experimentale

Experimentele s-au realizat pentru lichide de fermentație simulate și reale.

Lichidele de fermentație simulate au constat din soluții de carboximetilceluloză sodică (CMCNa) de diferite concentrații, respectiv viscozități aparente, și apă. Viscositatea aparentă a acestor soluții a variat între 1 cP (apă) și 96 cP.

Lichidele de fermentație reale au constat din:

- **culturi de drojdii (*Saccharomyces cerevisiae*)** de diferite concentrații ale masei celulare, C_x , cuprinse între 4 și 150 kg/m^3 s.u

- **suspensii de bacterii (*Propionibacterium shermanii*)** cu concentrația biomasei cuprinsă între 30,5 și 120,5 kg/m³ s.u.
- **suspensii de fungi (*Penicillium chrysogenum*)** sub formă de asociații micelare și sub formă de miceliu filamentos, cu concentrația biomasei cuprinsă între 4 și 36 kg/m³ s.u.

Viscozitatea aparentă a mediilor utilizate a fost măsurată înaintea și după încheierea fiecărui experiment, cu ajutorul unui viscosimetru Ostwald adaptat lichidelor cu viscozitate ridicată [33,109,122]). Nu s-a constatat modificarea viscozității în timpul determinărilor experimentale. Atât măsurarea viscozității, cât și experimentele s-au realizat la temperatura de 25°C.

Pe lângă lichidele de fermentație au mai fost folosite și următoarele substanțe chimice:

- hidroxid de potasiu 2 N, utilizat cu rol de traser;
- azot, utilizat pentru desorbția oxigenului din mediu;
- acid pirogalic 0,2% și hidroxid de potasiu 0,4% utilizați pentru suprimarea activității respiratorii a biomasei.

Metodele experimentale au fost, pe de o parte, metode pentru determinarea timpului de amestecare și, pe de altă parte, metode pentru determinarea coeficientului volumic de transfer masă al oxigenului.

Valorile timpului de amestecare au fost determinate prin **metoda trasorilor**, iar valorile coeficientului volumic de transfer de masă al oxigenului s-au determinat cu ajutorul **metodei statice**.

Valorile parametrilor urmăriți (valoarea pH-ului, concentrația oxigenului solvit, turația etc.) au fost înregistrate de unitatea computerizată a bioreactorului. Pe lângă modificarea turației și a debitului de aer barbotat, în experimente s-a mai modificat și **poziția electrodului de pH** (figura 43). Astfel, în cazul bioreactorului cu volumul util de $4 \cdot 10^{-3}$ m³, electrodul de pH a fost plasat diametral opus față de poziția de introducere a traserului, în patru poziții diferite pe direcție verticală situate la următoarele distanțe față de baza vasului:

- poziția 1: 0,020 m;
- poziția 2: 0,070 m;
- poziția 3: 0,120 m;
- poziția 4: 0,170 m.

Pentru bioreactorul cu volumul util de $8 \cdot 10^{-3}$ m³ valorile distanțelor de plasare a electrodului de pH față de baza bioreactorului sunt:

- poziția 1: 0,100 m;
- poziția 2: 0,136 m;
- poziția 3: 0,172 m;

- poziția 4: 0,208 m.

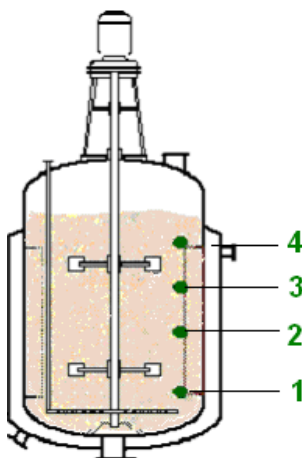


Figura 42. Pozițiile electrodului de pH

Prelucrarea datelor oferite de experimente, atât în scopul stabilirii influenței parametrilor considerați asupra timpului de amestecare, a transferului de masă al oxigenului sau a transpunerii la scară superioară a bioreactoarelor, a fost realizată utilizând programe specifice: VisiMix[®] al VisiMix Ltd., MixerCalc[®] al Philadelphia Mixing Solutions, Origin și Matlab.

II. EVALUAREA EFICIENȚEI AMESTECĂRII ÎN LICHIDE DE FERMENTAȚIE AERATE SIMULATE ȘI REALE

Studiul evaluării amestecării în lichidele de fermentație simulate și reale a analizat:

- influența turației asupra timpului de amestecare, pentru fiecare tip de lichid de fermentație considerat și pentru cele patru poziții din bioreactor;
- influența poziției senzorului asupra timpului de amestecare;
- influența debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare.

Prelucrarea datelor obținute cu ajutorul programului Matlab a condus la realizarea unor corelații matematice care stabilesc influența factorilor considerați (viscozitate aparentă/concentrația biomasei, turație și viteză superficială de aerare) asupra timpului de amestecare.

II. 1. Lichide de fermentație simulate

În cadrul studiului influenței turației asupra timpului de amestecare se observă că indiferent de viscozitatea aparentă a lichidului și de poziția senzorului de pH, creșterea turației determină reducerea inițială a timpului de amestecare, atingerea unui valori minime, urmată de creșterea sa (figura 44). Această evoluție ar putea fi rezultatul modificării mecanismului amestecării în prezența bulelor de aer odată cu creșterea turației. În acest sens, la turații reduse, contribuția amestecării pneumatice este importantă, creșterea vitezei de rotație a agitatorului intensificând suplimentar circulația mediului în bioreactor. La turații ridicate, timpul de reținere al bulelor în mediu crește, curgerea dispersiei gaz-lichid devine complexă, iar viteza sa de circulație este mai mică decât cea a curenților creați de amestecare mecanică în lichide neaerate. Valoarea turației corespunzătoare minimului timpului de amestecare a fost denumită *turație critică* [125,127].

Indiferent de viscozitatea aparentă, din figura 44 se constată că cele patru curbe pot fi grupate câte două, aparținând regiunilor extreme din bioreactor (pozițiile 1 și 4), respectiv regiunii intermediare, dintre cele două agitatoare (pozițiile 2 și 3). Astfel, cele mai mici valori ale timpului de amestecare s-au înregistrat pentru pozițiile 1 și 4, datorită situării în vecinătatea celor două agitatoare. Dintre aceste două variații, curba trasată pentru poziția 1 indică o amestecare mai eficientă în această regiune comparativ cu poziția 4, datorită “bottom effect” care induce o amestecare mai bună a dispersiei aer-mediu [128].

Odată cu mărirea viscozității aparente, crește importanța relativă a amestecării create de agitarea mecanică comparativ cu cea datorată barbotării aerului. În același timp, însă, odată cu creșterea viscozității aparente, bulele de aer au tendința de a se acumula și de a realiza coalescența în jurul agitatoarelor, crește reținerea aerului în bioreactor (pentru viscozitatea aparentă de 96 cP, fracția volumică a aerului a fost de 2,6 - 3% la 5 s^{-1} , devenind 11 - 12% la $11,66 \text{ s}^{-1}$ [125]), ceea ce reduce viteza de circulație a dispersiei și, respectiv, influența creșterii turației asupra intensificării amestecării.

Intensități mai reduse ale amestecării s-au înregistrat pentru pozițiile intermediare, 2 și 3. Aceste variații se datorează modificării intensității amestecării în regiunea situată între cele două agitatoare, ca rezultat al efectului combinat sau antagonic al curenților de curgere creați de aceste agitatoare [126]. Astfel, datorită distanței dintre agitatoare, între acestea se formează regiuni stagnante, fenomen care se accentuează odată cu creșterea viscozității aparente. Creșterea turației intensifică curgerea, micșorând volumul regiunii stagnante, ceea ce conduce la scăderea timpului de amestecare. Barbotarea aerului induce intensificarea amestecării între

agitatoare și extinderea regiunilor amestecate, modificând și influențând mai puternic circulația mediului din regiunea intermediară.

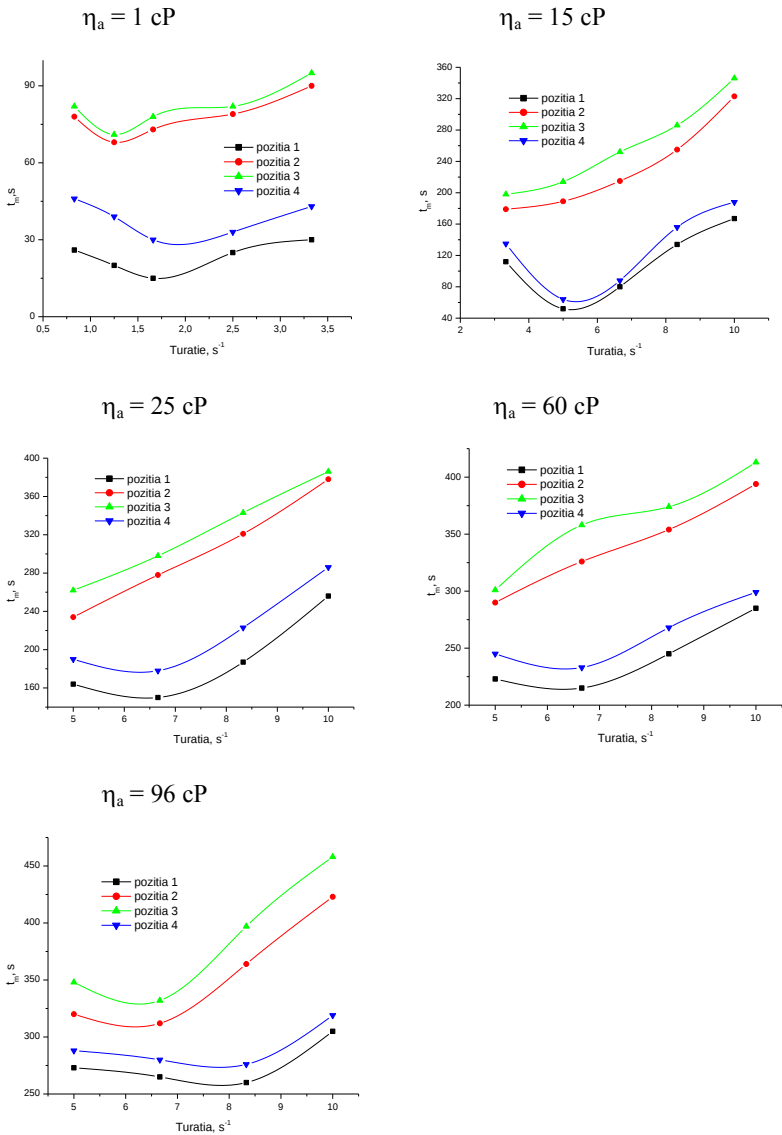


Figura 44. Influența turăției asupra timpului de amestecare ($D_a = 20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$)

Analiza distribuției eficienței amestecării pentru cele patru poziții considerate din bioreactor a indicat faptul că cele mai mari valori ale timpului de amestecare se obțin pentru regiunea situată între cele două agitatoare (figura 45).

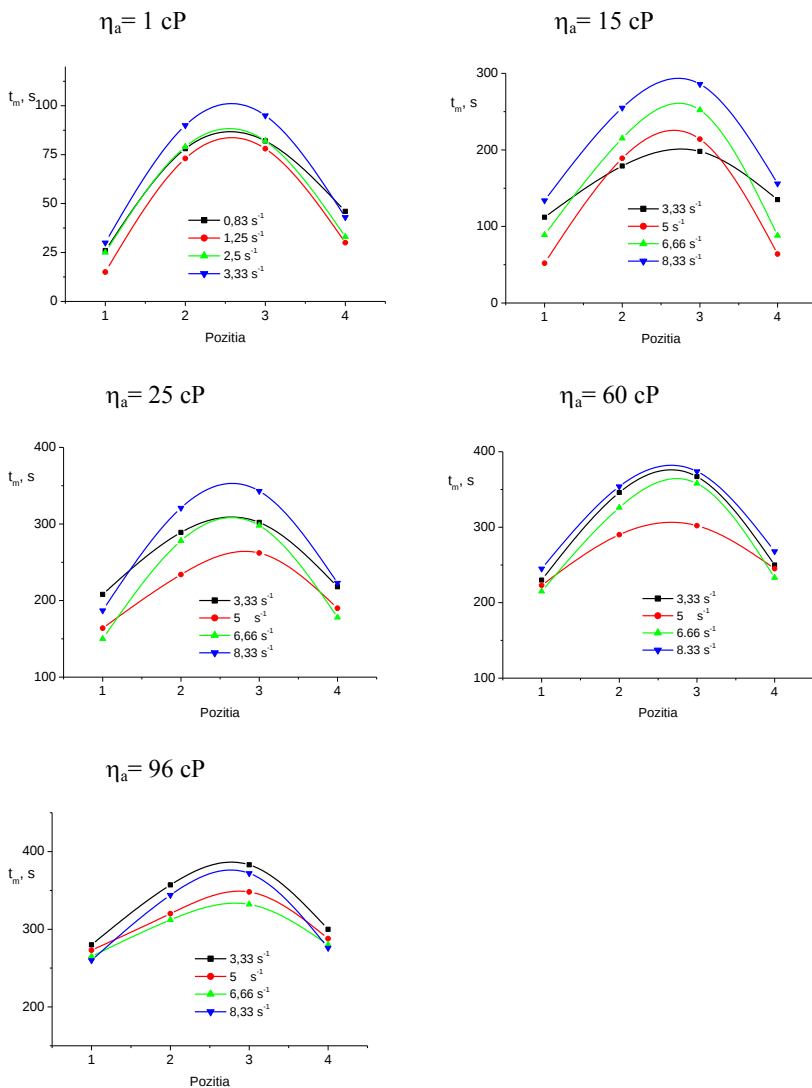


Figura 45. Influența poziției senzorului asupra timpului de amestecare ($D_a = 20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$)

Din studiile experimentale anterioare efectuate pentru lichide de fermentație simulate neaerate, s-a observat existența unei valori optime a turației, dependentă de viscozitatea aparentă, pentru care intensitatea amestecării este uniform distribuită în volumul lichidului ($4,16 - 5 \text{ s}^{-1}$ pentru medii cu viscozitatea aparentă de până la 60 cP, $6,66 \text{ s}^{-1}$ pentru viscozități mai mari) [14]. Însă, datorită dispersiei neomogene a bulelor de aer în bioreactor, a acumulării acestora în jurul agitatoarelor, respectiv a curgerii complexe și neuniforme a dispersiei aer-mediu, în cazul lichidelor de fermentație simulate aerate figura 45 nu mai indică distribuția uniformă a intensității amestecării pe înălțimea lichidului din vas, indiferent de turația agitatorului. În schimb, se constată o relativă aplatizare a curbelor obținute odată cu creșterea viscozității aparente, ceea ce poate sugera o distribuție mai uniformă a timpului de amestecare în lichidele mai viscoase, însă în condițiile unei eficiențe tot mai reduse a amestecării.

Influența debitului de aer depinde în principal de viscozitatea aparentă a fazei lichide și într-o măsură mai redusă, de poziția senzorului de pH.

Dacă pentru apă, timpul de amestecare scade continuu cu debitul de aer barbotat, indiferent de regiunea din bioreactor, dependența dintre eficiența amestecării și viteza de aerație se modifică semnificativ odată cu mărirea viscozității aparente, apărând diferențe și între variațiile timpului de amestecare înregistrate pentru cele patru poziții (figura 46). Astfel, influența debitului de aer barbotat se manifestă diferit în regiunile extreme, pozițiile 1 și 4, comparativ cu pozițiile intermediare 2 și 3.

Cele mai mici valori ale timpului de amestecare se ating în regiunile 1 și 4. În acest regiuni, creșterea vitezei de aerație determină inițial intensificarea amestecării, atingerea unei valori minime a timpului de amestecare, urmată de creșterea acestuia. Valoarea debitului de aer corespunzător minimului timpului de amestecare a fost denumit *debit critic* și depinde în principal de viscozitatea aparentă a lichidului de fermentație [126,128]. Pentru pozițiile 1 și 4, din figura 46 se observă reducerea debitului critic de la $83 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ obținut pentru viscozitatea aparentă de 15 cP la $41 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ pentru lichide mai viscoase.

Pentru pozițiile intermediare 2 și 3, în cazul lichidelor de fermentație simulate cu viscozitatea aparentă de până la 15 cP, dependența dintre eficiența amestecării și debitul de aer barbotat este similară celei observate pentru apă, creșterea vitezei de aerație favorizând amestecarea. La viscozități mai mari, creșterea vitezei de aerație manifestă un efect similar ca cel menționat pentru pozițiile 1 și 4, respectiv reducerea timpului de amestecare până la o valoare minimă, urmată de creșterea sa. Debitul critic variază, în acest caz, de la $83 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ pentru lichide cu viscozități aparente de până la 25 cP la $41 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ pentru lichide cu viscozități mai mari.

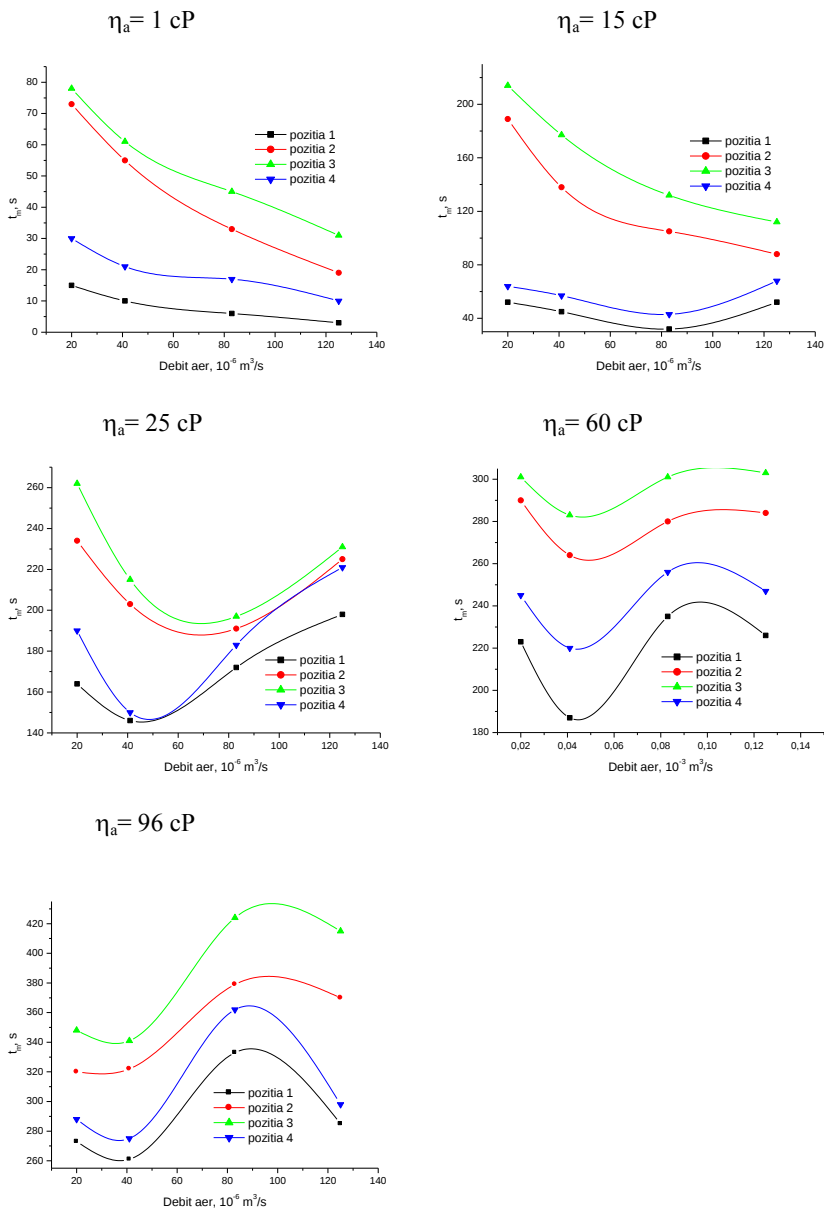


Figura 46. Influența debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare (5 s^{-1})

Pentru lichidele de fermentație simulate aerate, în figura 47 este prezentată influența cumulată a turației și a debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare, corespunzătoare celor patru poziții din bioreactor.

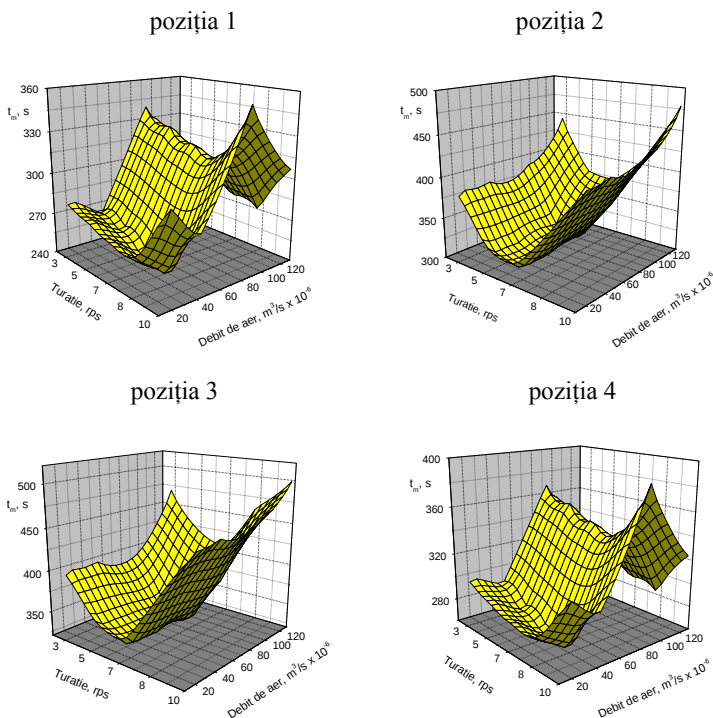


Figura 47. Influența cumulată a turației și a vitezei de aerație asupra timpului de amestecare (viscozitate aparentă 96 cP)

Rezultatele experimentale au stat la baza obținerii următoarelor expresii matematice care dau dependența dintre timpul de amestecare și factorii considerați:

- **pozițiile 1 și 4**

$$t_m = 3,00 \cdot 10^5 \cdot \frac{\eta_a^{0,533} \cdot v_s^{0,029}}{N^{4,006-1,2 \cdot \ln N}} \quad (124)$$

- **pozițiile 2 și 3**

$$t_m = 2,645 \cdot 10^5 \cdot \frac{\eta_a^{0,403}}{v_s^{0,086} \cdot N^{2,119-0,694 \cdot \ln N}} \quad (125)$$

Prin analiza coeficienților de determinare corespunzători, care reprezintă radicalul din coeficienții de corelație ai ecuațiilor propuse, se poate concluziona că

factorii luați în calcul influențează timpul de amestecare în proporție medie de 88,3%. Restul de 11,7% poate fi atribuit efectului altor factori, cum ar fi: poziția senzorului (difícil de cuantificat), dimensiunilor geometrice ale agitatorului, numărul, poziția și geometria șicanelor etc.

II. 2. Suspensii de *Saccaromyces cerevisiae*

Din figura 48 se constată că alura curbelor obținute diferă de la o poziție la alta și se modifică odată cu creșterea concentrației biomasei. Astfel, indiferent de concentrația drojdiei în lichidul de fermentație, creșterea turației determină intensificarea continuă a amestecării din regiunea inferioară a bioreactorului (poziția 1). Pentru celelalte poziții, variația timpului de amestecare cu turația, la viteză de aeriație constantă, este diferită. Acest parametru scade inițial cu turația, atinge o valoare minimă, după care crește, evoluție mai pronunțată în regiunile din vecinătatea agitatoarelor (pozițiile 2 și 3). Valoarea *turației critice*, corespunzătoare minimului timpului de amestecare [126,127], se deplasează către valori mai mari odată cu creșterea concentrației biomasei, fiind de 5 s^{-1} pentru $C_X \leq 75 \text{ kg/m}^3 \text{ s.u.}$, respectiv $6,66 \text{ s}^{-1}$ pentru $C_X \leq 150 \text{ kg/m}^3 \text{ s.u.}$

Acumularea biomasei determină reducerea intensității amestecării în întreg volumul lichidului de fermentație. În plus, acumularea biomasei induce creșterea treptată a concentrației acesteia și în regiunile 2 și 3, astfel încât alura dependenței timpului de amestecare de turație din aceste poziții se apropie tot mai mult de cea înregistrată pentru poziția 1, poziție în care aportul amestecării pneumatice este redus. Astfel, se poate constata că odată cu acumularea biomasei, dispersarea acesteia se face predominant prin amestecare mecanică.

Spre deosebire de lichidele de fermentație simulate, pentru care odată cu mărirea viscozității aparente, bulele de aer au tendința de a se acumula și de a realiza coalescența în jurul agitatoarelor, ceea ce conduce la creșterea fracției volumice a aerului în bioreactor [51], în culturile de drojdii nu a fost observat acest fenomen. Aceasta se poate explica, pe de o parte, prin viscozitatea aparentă redusă a acestor culturi, chiar în condițiile în care concentrația biomasei este ridicată (pentru $C_X = 150 \text{ kg/m}^3 \text{ s.u.}$, viscozitatea a fost de 7 cP), iar pe de altă parte, prin tendința celulelor de a se adsorbi pe suprafața bulelor, ceea ce împiedică coalescența acestora.

Analiza distribuției eficienței amestecării pentru cele patru poziții considerate din bioreactor a indicat faptul că cele mai mici valori ale timpului de amestecare se obțin pentru regiunea superioară, cea mai săracă în biomasă, deși această regiune se găsește relativ departe de zona agitatoarelor (figura 49). Acest rezultat confirmă

influența decisivă pe care o manifestă prezența fazei solide asupra circulației mediului.

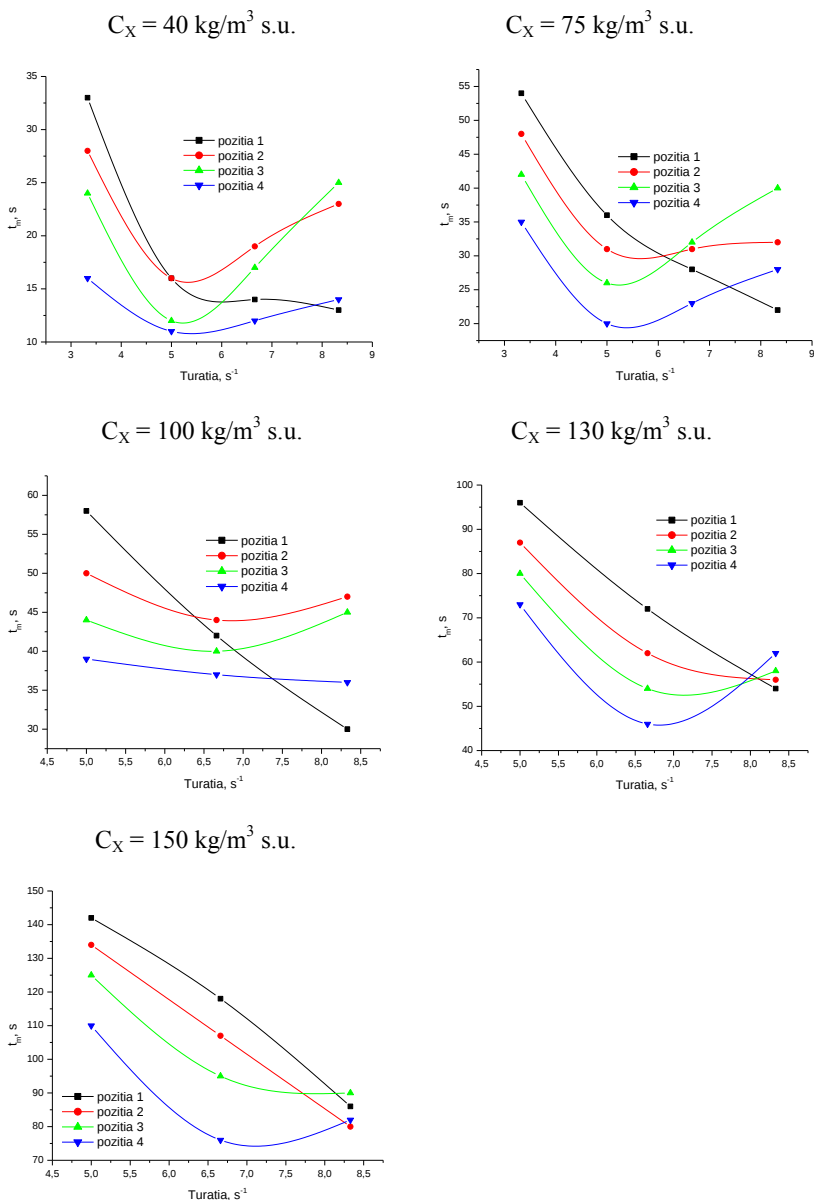


Figura 48. Influența turăției asupra timpului de amestecare ($D_a = 20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$)

În plus, pentru pozițiile intermediare 2 și 3 și turații de peste $6,66 \text{ s}^{-1}$ se constată existența unui minim al intensității amestecării, ca rezultat al interferenței curenților de curgere creați de cele două agitatoare și, în consecință, al reducerii vitezei de circulație a mediului. Acest fenomen devine tot mai puțin pronunțat odată cu creșterea biomasei.

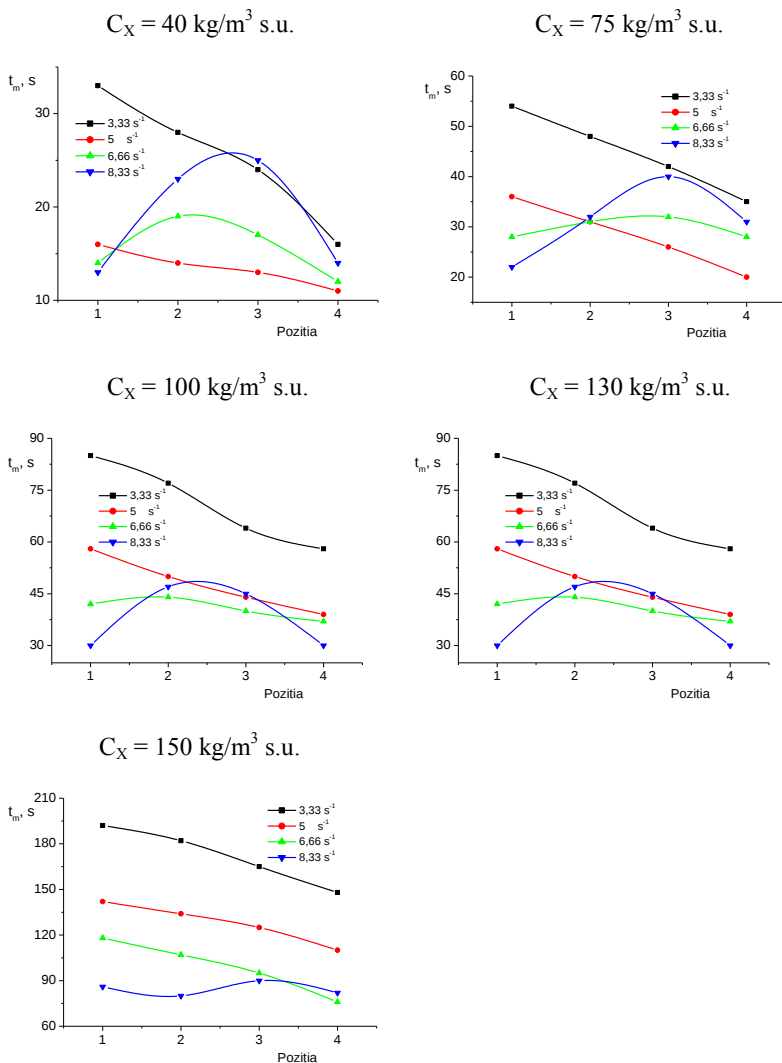


Figura 49. Influența poziției senzorului asupra timpului de amestecare ($D_a = 20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$)

De asemenea, din figura 49 se poate observa existența unei turații optime corespunzătoare unei distribuții uniforme a intensității amestecării în întreg volumul lichidului de fermentație. Valoarea acestei turații crește de la 5 s^{-1} pentru 75 kg/m^3 s.u. *S. cerevisiae* la $8,33 \text{ s}^{-1}$ pentru suspensii mai concentrate de 130 kg/m^3 s.u.

La turații constante, influența debitului de aer depinde, în principal, de concentrația drojdiei și de dispersarea biomasei în diferitele regiuni din bioreactor. Din figura 50 se poate observa că odată cu acumularea biomasei, alura curbelor care descriu dependența dintre timpul de amestecare și debitul de aer barbotat se modifică semnificativ pentru toate pozițiile considerate. Astfel, pentru concentrații ale biomasei de până la 100 kg/m^3 s.u., intensitatea amestecării din regiunea inferioară a bioreactorului crește cu viteza de aeratie, fapt explicat prin mărirea aportului amestecării pneumatice la dispersarea biomasei, în această regiune fiind plasat barbotorul.

Pentru celelalte poziții, timpul de amestecare scade inițial cu debitul de aer barbotat, atinge o valoare minimă, după care crește. În condițiile în care turația agitatorului se menține constantă, creșterea suplimentară a debitului de aer induce formarea unor bule de dimensiuni mici, care posedă o viteză ascendentă redusă, ceea ce determină creșterea reținerii fazei gazoase în mediu și reduce viteza de circulației a dispersiei aer - mediu. Valoarea debitului de aer corespunzătoare timpului de amestecare minim, respectiv *debitul critic* [51] crește de la $41 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ pentru concentrația *S. cerevisiae* de 40 kg/m^3 s.u. la $83 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ pentru 100 kg/m^3 s.u.

În cazul culturilor de drojdie având concentrații mai ridicate de 100 kg/m^3 s.u., efectul aeratiei asupra timpului de amestecare este contrar celui prezentat anterior. După cum se constată din figura 50, în suspensiile concentrate de *S. cerevisiae* creșterea vitezei de aeratie induce o creștere inițială a timpului de amestecare, cu atingerea unei valori maxime a acestui parametru, urmată de reducerea sa. Această evoluție, mai pronunțată în regiunile cu conținut mai ridicat de biomasă (pozițiile inferioare 1 și 2) se datorează concentrației ridicate a fazei solide care se adsoarbe pe suprafața bulelor și împiedică coalescența acestora, bulele de dimensiuni mici, formate prin dispersarea aerului de către agitare mecanică, având un efect negativ asupra circulației mediului, după cum a fost menționat anterior.

La debite ridicate de aer, energia disipată prin barbotarea aerului depășește energia disipată prin agitare mecanică, ceea ce corespunde fenomenului de înec [129]. La atingerea punctului de înec, viteza de deplasare a aerului crește puternic, simultan cu accelerarea circulației mediului, timpul de amestecare reducându-se. Valoarea debitului de înec a fost de $41 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

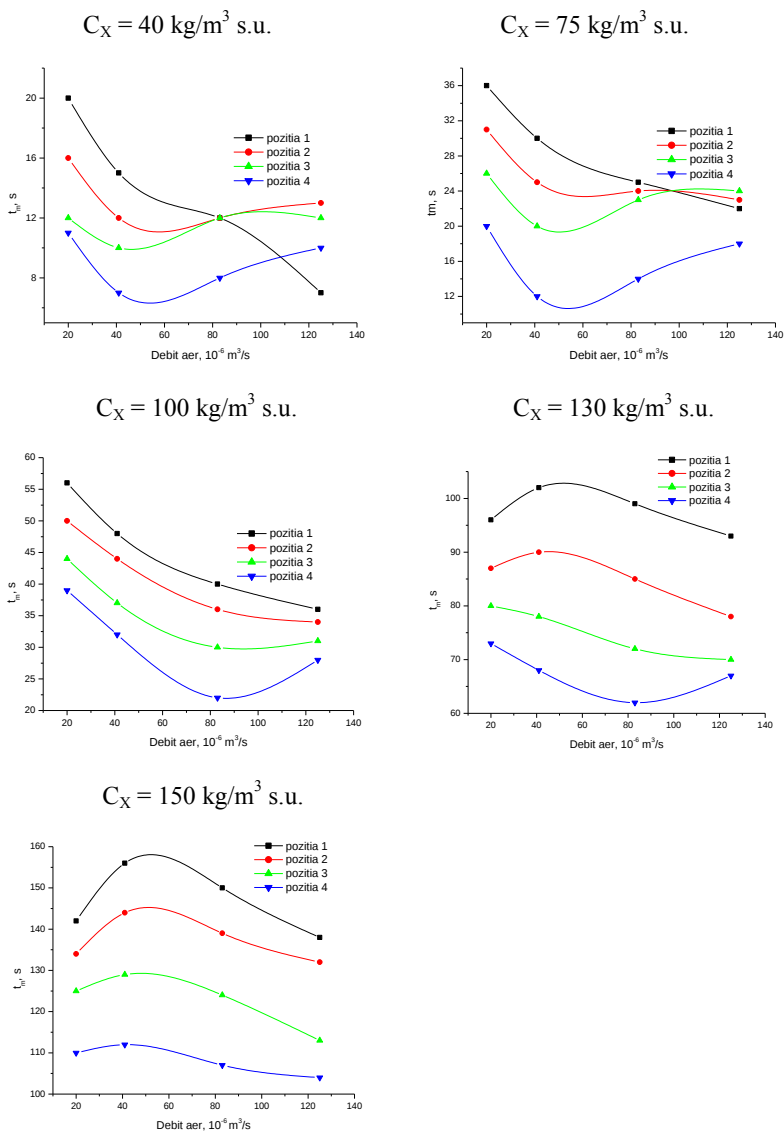


Figura 50. Influența debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare (5 s^{-1})

Pentru culturile aerate de *S. cerevisiae*, în figura 51 este prezentată influența cumulată a turației și a debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare, corespunzătoare celor patru poziții din bioreactor.

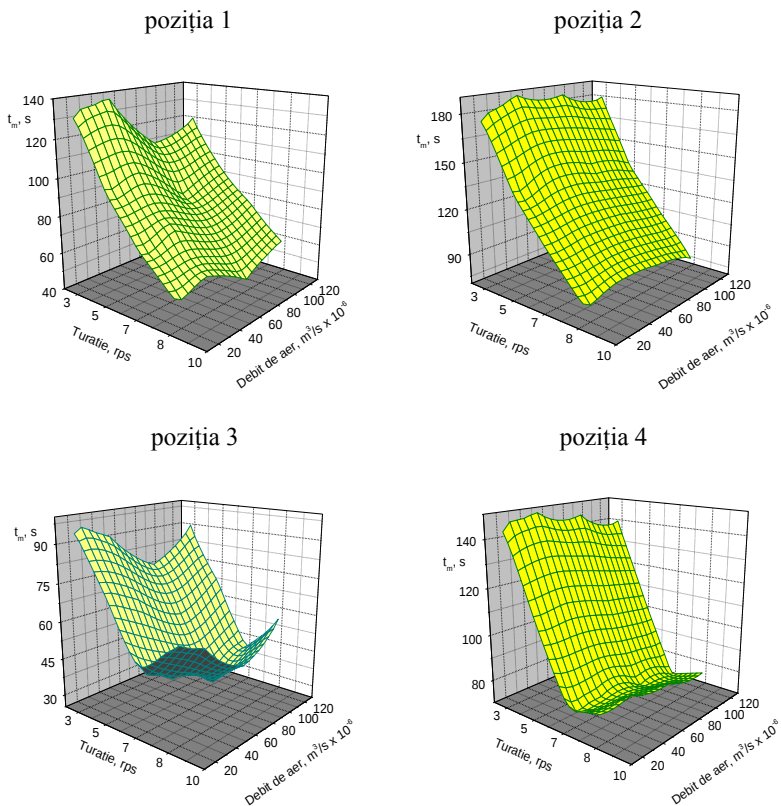


Figura 51. Influența cumulată a turației și a vitezei de aerare asupra timpului de amestecare (concentrația biomasei de 150 kg/m³ s.u.)

Alura dependenței dintre timpul de amestecare și factorii considerați a sugerat două tipuri de corelații matematice, aplicabile regiunilor din exteriorul agitatoarelor și celor situate între agitatoare:

- **poziția 1**

$$t_m = 9,45 \cdot \frac{C_X^{0,716}}{N^{1,164} \cdot v_s^{0,237}} \quad (126)$$

- **pozițiile 2, 3 și 4**

$$t_m = 16,98 \cdot \frac{C_X^{1,42}}{v_s^{0,08} \cdot N^{4,72-1,28 \ln N}} \quad (127)$$

II. 3. Suspensii de *Penicillium chrysogenum* peleți

Din figura 52 se constată că alura curbelor obținute, pentru o viteză constantă de aerare, diferă de la o poziție la alta, putându-se grupa variațiile obținute pe trei regiuni: regiunea inferioară (poziția 1), regiunea intermediară (poziția 2) și regiunea superioară (pozițiile 3 și 4). Astfel, creșterea turației determină reducerea continuă a timpului de amestecare în regiunea inferioară a bioreactorului. Pentru celelalte poziții, variația timpului de amestecare cu turația este diferită, acesta scăzând inițial cu turația, până la o valoare minimă, după care crește, evoluție mai pronunțată în regiunea superioară. Acumularea *P. chrysogenum* peleți determină reducerea semnificativă a intensității amestecării în întreg volumul lichidului de fermentație, efectul fiind mai pronunțat pentru regiunea superioară a bioreactorului.

Comparând aceste rezultate cu cele obținute pentru amestecarea lichidelor de fermentație simulate, fără biomasă, la care cele mai mari valori ale timpului de amestecare s-au înregistrat pentru pozițiile 2 și 3, ca rezultat al interferenței curenților de curgere generați de agitatoarele învecinate [51], se poate evidenția influența decisivă pe care o manifestă prezența fazei solide și tendința sa de depunere asupra circulației mediului.

De asemenea, pentru concentrații ale biomasei de până la 24 kg/m^3 s.u., din figura 53 se poate observa existența unei turații optime corespunzătoare unei distribuții uniforme a intensității amestecării în întreg volumul lichidului de fermentație, valoarea ei fiind de $8,33 \text{ s}^{-1}$. Pentru culturi de *P. chrysogenum* mai concentrate nu se mai obține o distribuție uniformă a amestecării în bioreactor, în intervalul de turații considerat în experimente.

Aceste rezultate sunt diferite de cele obținute pentru amestecarea culturilor aerobe ale altor microorganisme. De exemplu, în cazul suspensiilor aerate de *S. cerevisiae*, se poate realiza o dispersare uniformă a biomasei, chiar la concentrații ridicate ale acesteia (150 kg/m^3 s.u.). Pentru aceste culturi, valoarea turației optime a crescut de la 5 s^{-1} pentru 75 kg/m^3 s.u. drojdii la $8,33 \text{ s}^{-1}$ pentru suspensii mai concentrate de 130 kg/m^3 s.u. [52]. Deosebirile constatate sunt, pe de o parte, rezultatul unei viscozități aparente considerabil mai ridicate a culturilor de fungi, chiar la concentrații mai reduse ale biomasei (viscozitatea aparentă a unei suspensii de *P. chrysogenum* peleți cu concentrația de $33,5 \text{ kg/m}^3$ s.u. este de 88 cP [128], comparativ cu cea a unei suspensii de 150 kg/m^3 s.u. *S. cerevisiae*, care este 7 cP [52]), iar pe de altă parte, datorită tendinței mult mai accentuate a culturilor de fungi peleți de a se depune, ceea ce amplifică neomogenitatea sistemului.

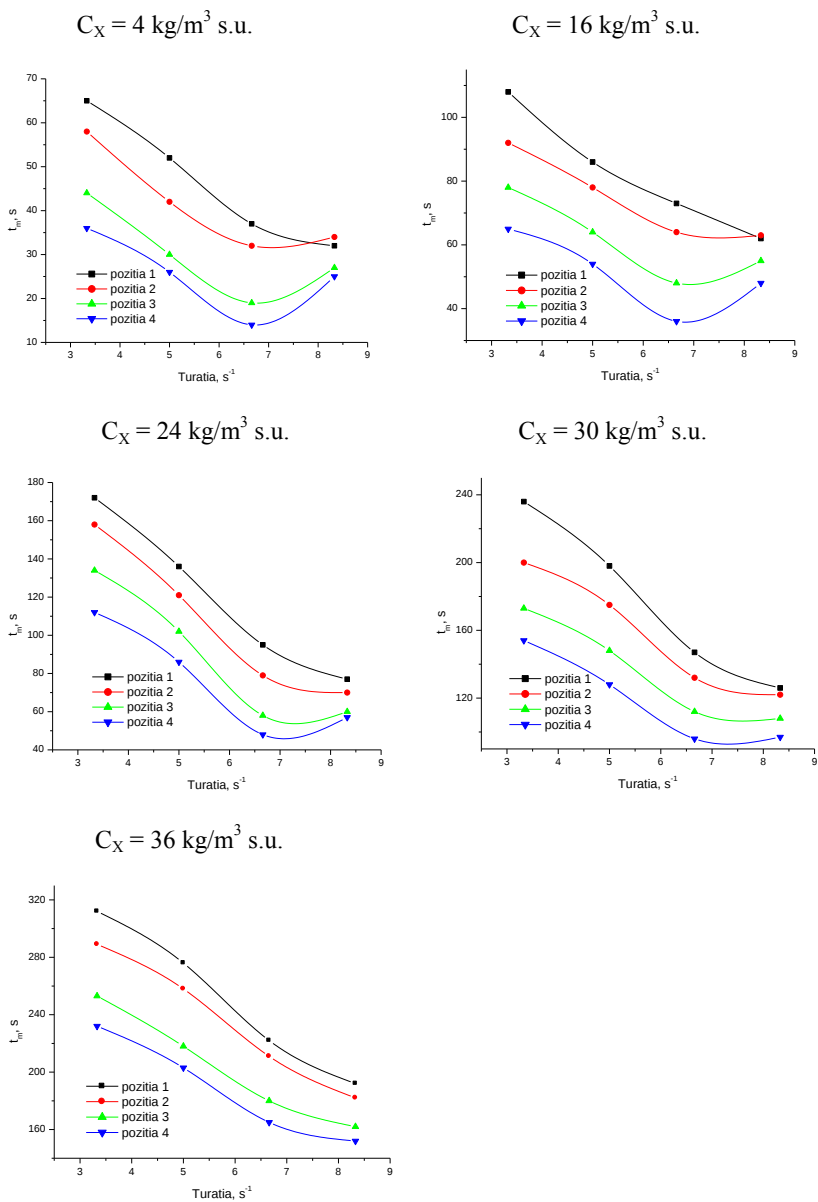


Figura 52. Influența turăției asupra timpului de amestecare ($D_a = 20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$)

La turații constante, influența debitului de aer asupra eficienței și a distribuției amestecării depinde, în principal, de concentrația biomasei și, implicit, de dispersarea acesteia în diferitele regiuni din bioreactor.

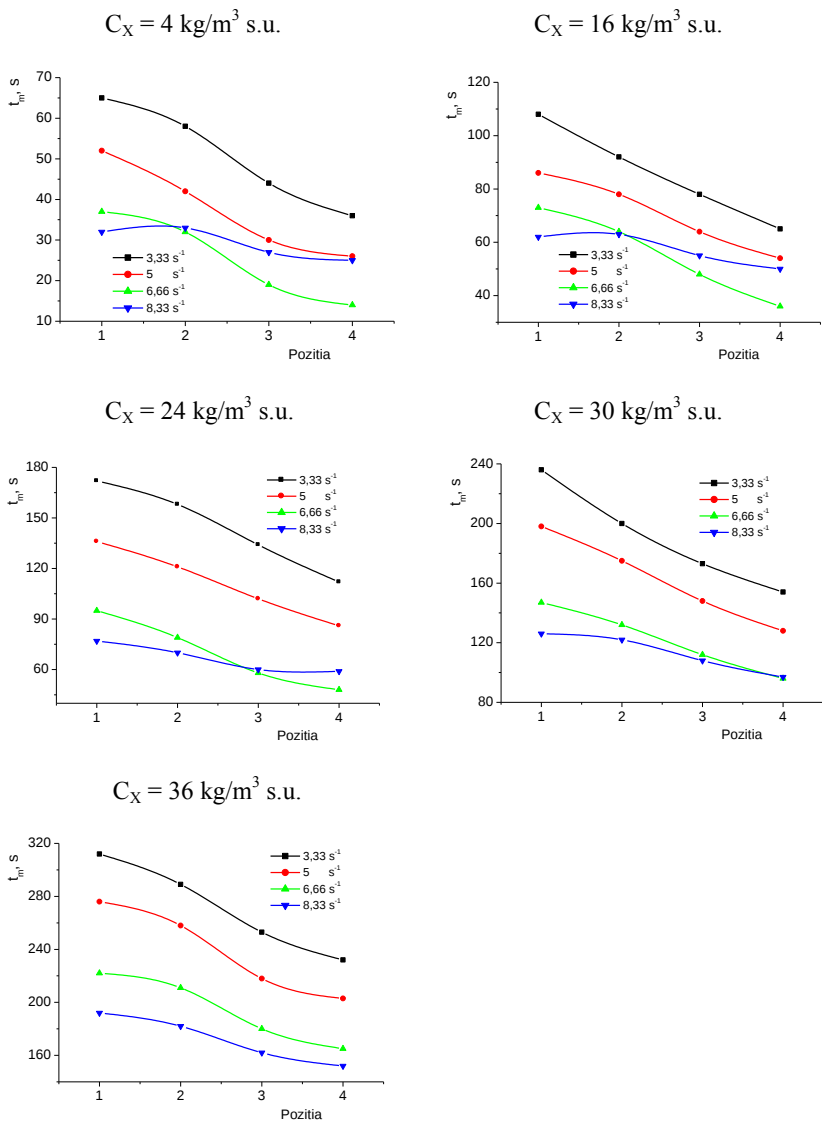


Figura 53. Influența poziției senzorului asupra timpului de amestecare ($D_a = 20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$)

Din figura 54 se poate observa că odată cu acumularea *P. chrysogenum*, alura curbelor care descriu dependența dintre timpul de amestecare și debitul de aer barbotat se modifică semnificativ pentru toate pozițiile considerate. Analiza alurii acestei dependențe a condus la împărțirea lichidului de fermentație în două regiuni diferite din punct de vedere al variațiilor înregistrate: regiunea inferioară (pozițiile 1 și 2) și regiunea superioară (pozițiile 3 și 4). Aceste regiuni corespund unei distribuții diferite a concentrației biomasei, aceasta acumulându-se cu precădere în regiunea inferioară.

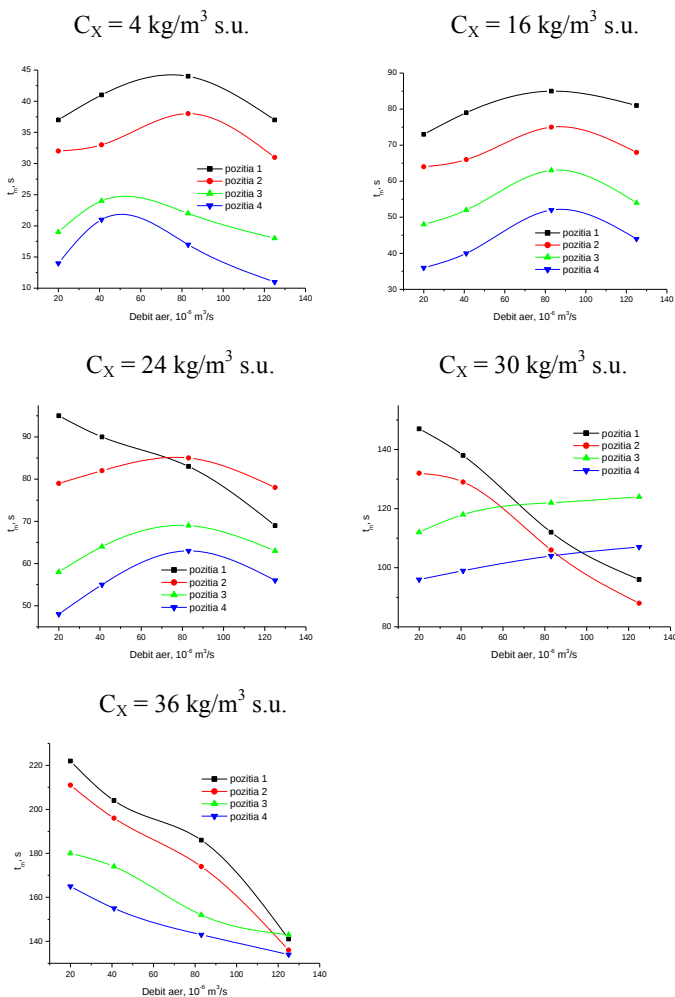


Figura 54. Influența debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare

Astfel, pentru concentrații reduse ale biomasei, sub 16 kg/m^3 s.u., timpul de amestecare crește inițial cu debitul de aer barbotat, atinge un maxim, după care se reduce. Această variație este explicată prin formarea unor bule de dimensiuni reduse, datorită prezenței fazei solide care împiedică coalescența acestora, bule a căror deplasare ascendentă este redusă de viscozitatea ridicată a lichidului de fermentație, având un efect negativ asupra circulației mediului. La debite mai ridicate de aer, energia disipată prin barbotarea aerului depășește energia disipată prin agitarea mecanică, ceea ce corespunde fenomenului de înec [129]. La atingerea punctului de înec, viteza de deplasare a aerului crește puternic, simultan cu accelerarea circulației mediului, timpul de amestecare reducându-se.

Spre deosebire de lichidele de fermentație simulate, pentru care odată cu mărirea viscozității aparente, bulele de aer au tendința de a se acumula și de a realiza coalescența în jurul agitatoarelor, [51], în culturile de *P. chrysogenum* peleti nu a fost observat acest fenomen [136].

Pentru culturile aerate de *P. chrysogenum* peleti, în figura 55 este prezentată influența cumulată a turației și a debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare, corespunzătoare celor patru poziții din bioreactor.

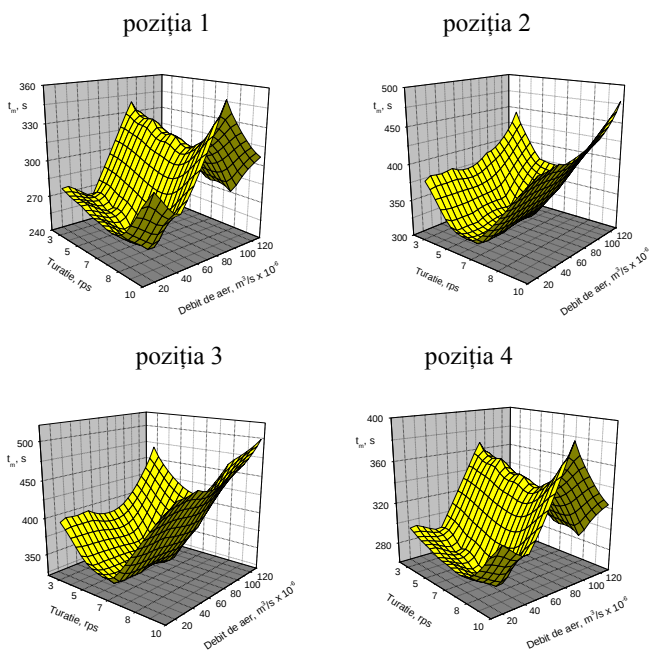


Figura 55. Influența cumulată a turației și a vitezei de aerație asupra timpului de amestecare (concentrația biomasei de 150 kg/m^3 s.u.)

Dependența dintre timpul de amestecare și factorii considerați a sugerat două tipuri de corelații matematice, aplicabile regiunilor din exteriorul agitatoarelor și celor situate între agitatoare:

- **poziția 1**

$$t_m = 34,65 \cdot \frac{C_X^{0,571}}{N^{0,703} \cdot v_s^{0,108}} \quad (129)$$

- **pozițiile 2, 3 și 4**

$$t_m = 75,85 \cdot \frac{C_X^{0,722}}{N^{1,646-0,309 \cdot \ln N} \cdot v_s^{0,019}} \quad (130)$$

Din aceste ecuații, se constată că în regiunile mediane influența viscozității aparente și a turației este similară în ambele poziții 2 și 3. În schimb, se constată diferențe semnificative în ceea ce privește influența turației între pozițiile 1 și 4. Astfel, în poziția 1 efectul intensificării agitării este neglijabil, datorită unei eficiențe superioare a amestecării în această regiune, chiar la turații reduse și indiferent de viscozitate. Datele obținute sunt rezultatul atât al plasării senzorului în apropierea agitatorului, cât și al favorizării circulației mediului de către forma elipsoidală a bazei bioreactorului („bottom efect”).

II. 4. Suspensii de *Penicillium chrysogenum* miceliu filamentos

Din figura 56 se constată că alura curbelor obținute, pentru o viteză constantă de aeratie, sunt similare pentru concentrații ale biomasei de până la 24 kg/m³ s.u. Astfel, timpul de amestecare scade inițial cu turația până la o valoare minimă, după care crește. Această variație a intensității amestecării cu turația agitatorului este produsă de modificarea importanței relative a amestecării pneumatice și a celei mecanice. Astfel, la turații reduse, contribuția amestecării pneumatice este mai importantă, în special în regiunile mai îndepărtate de agitatoare (pozițiile 3 și 4), motiv pentru care această evoluție a timpului de amestecare este mai pronunțată în regiunile superioare ale bioreactorului. În această situație, creșterea turației agitatorului intensifică amestecarea. La turații ridicate, timpul de reținere al bulelor în mediu crește, curgerea dispersiei gaz-lichid devine complexă, iar viteza sa de circulație devine inferioară celei create de amestecarea mecanică în medii neaerate. În plus, odată cu mărirea turației, gradul de dispersare al biomasei în întreg volumului lichidului de fermentație crește, în acest mod crescând concentrația biomasei și în pozițiile 2, 3 și 4, astfel că valorile timpului de amestecare din aceste regiuni se apropie. Valoarea *turației critice*, corespunzătoare minimului timpului de amestecare [137], este de 6,66 s⁻¹.

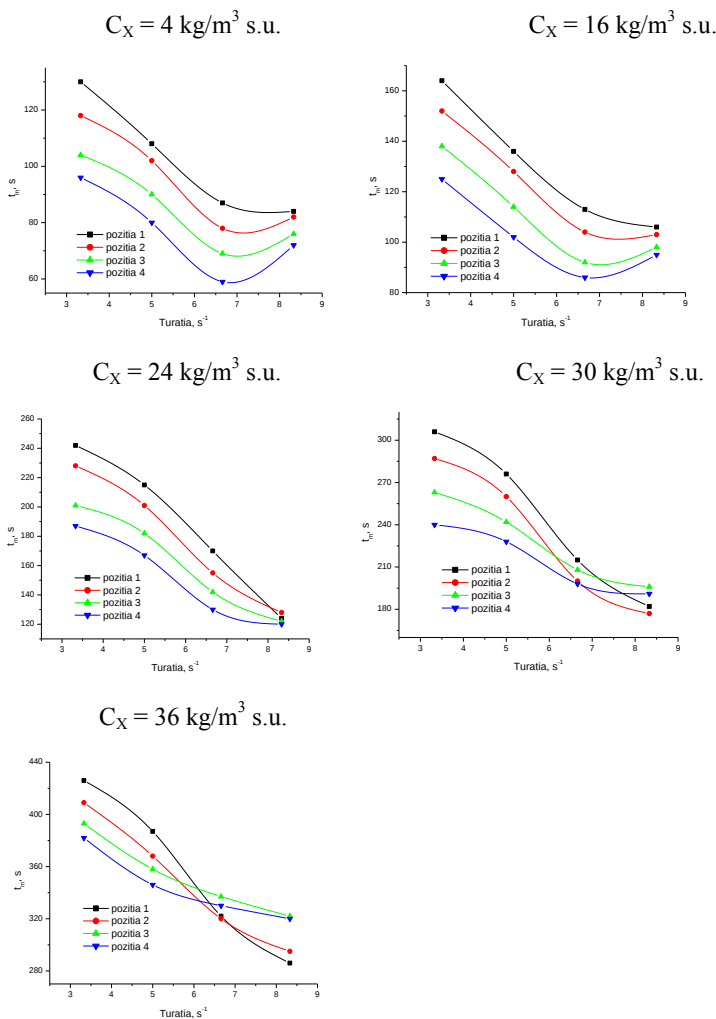


Figura 56. Influența turăției asupra timpului de amestecare ($D_a = 20 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$)

Acumularea de *P. chrysogenum* determină reducerea semnificativă a intensității amestecării în întreg volumul lichidului de fermentație, efectul fiind mai pronunțat pentru regiunile superioare ale bioreactorului, datorită plasării acestora în afara zonei agitatoarelor (pentru $6,66 \text{ s}^{-1}$, odată cu acumularea biomasei de la 4 la $36 \text{ kg/m}^3 \text{ s.u.}$, timpul de amestecare a crescut de 3,7 ori în poziția 1 și de 5,6 ori în poziția 4; diferența dintre cele două poziții este mai puțin evidentă comparativ cu cea înregistrată pentru culturile de *P. chrysogenum* peleți în aceleași condiții

experimentale, datorită tendinței accentuate a peleților de a se depune, ceea ce amplifică neomogenitatea din sistem [128]).

Analiza distribuției eficienței amestecării pentru cele patru poziții considerate din bioreactor a indicat faptul că cele mai mari valori ale timpului de amestecare se obțin pentru regiunea inferioară doar în domeniul de concentrații sub $24 \text{ kg/m}^3 \text{ s.u.}$ și turații sub $6,66 \text{ s}^{-1}$ (figura 57). Peste aceste limite, regiunile cele mai eficient amestecate sunt cele corespunzătoare pozițiilor 1 și 2.

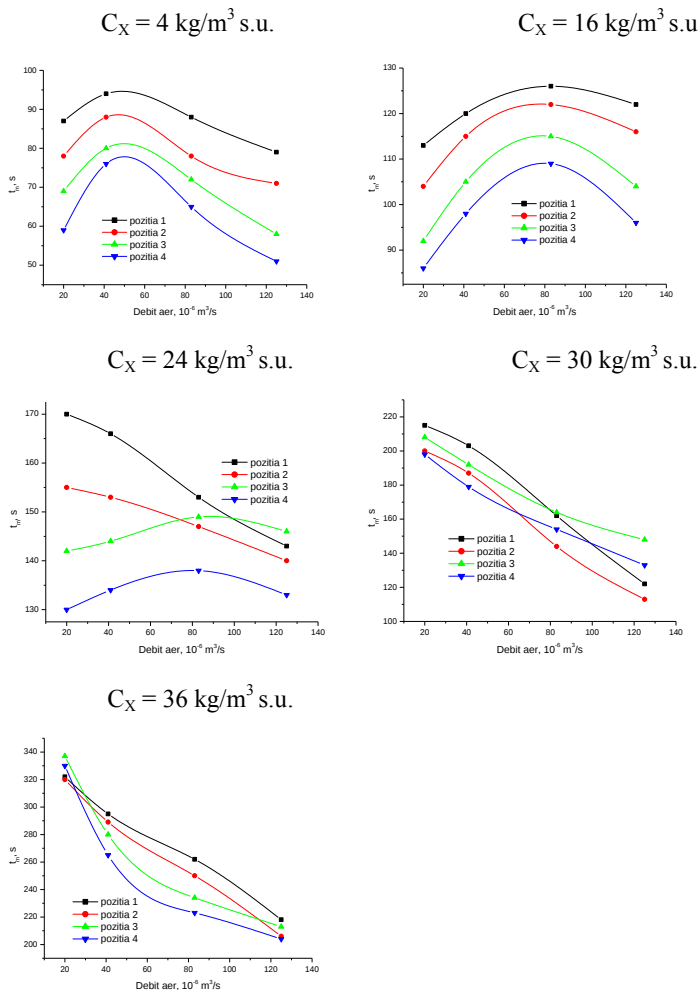


Figura 57. Influența debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare ($6,66 \text{ s}^{-1}$)

Similar culturilor de *P. chrysogenum* peleti, pentru concentrații ale biomasei de până la 24 kg/m^3 s.u., din figura 57 se poate observa existența unei turații optime corespunzătoare unei distribuții uniforme a intensității amestecării în întreg volumul lichidului de fermentație, valoarea ei fiind de $8,33 \text{ s}^{-1}$. Pe măsura acumulării miceliului distribuția neomogenă a amestecării devine tot mai pronunțată.

Pentru culturile aerate de *P. chrysogenum* miceliu filamentos, în figura 59 este prezentată influența cumulată a turației și a debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare, corespunzătoare celor patru poziții din bioreactor.

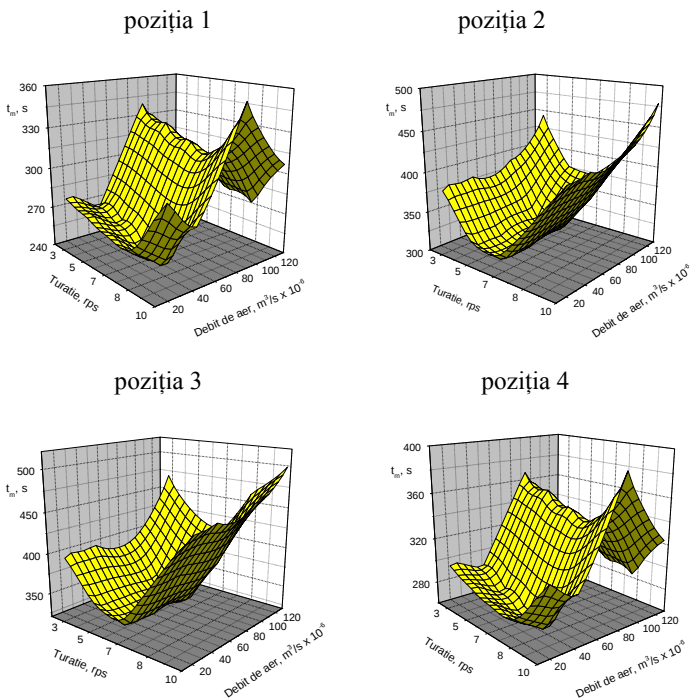


Figura 59. Influența cumulată a turației și a vitezei de aeriație asupra timpului de amestecare (concentrația biomasei de 150 kg/m^3 s.u.)

Prelucrarea datelor experimentale cu ajutorul programului MATLAB a condus la următoarele corelații matematice, aplicabile regiunilor din exteriorul agitatoarelor și celor situate între agitatoare:

- **poziția 1**

$$t_m = 61,23 \cdot \frac{C_X^{0,415}}{N^{0,547} \cdot v_S^{0,127}} \quad (131)$$

• **pozițiile 2,3 și 4**

$$t_m = 51,68 \cdot \frac{C_X^{0,458}}{N^{0,56-0,056 \cdot \ln N} \cdot v_s^{0,096}} \quad (132)$$

Din aceste ecuații, se constată că în regiunile mediane influența viscozității aparente și a turației este similară în ambele poziții 2 și 3. În schimb, se constată diferențe semnificative în ceea ce privește influența turației între pozițiile 1 și 4. Astfel, în poziția 1 efectul intensificării agitării este neglijabil, datorită unei eficiențe superioare a amestecării în această regiune, chiar la turații reduse și indiferent de viscozitate. Datele obținute sunt rezultatul atât al plasării senzorului în apropierea agitatorului, cât și al favorizării circulației mediului de către forma elipsoidală a bazei bioreactorului („bottom effect”).

III. EVALUAREA EFICIENȚEI TRANSFERULUI DE MASĂ AL OXIGENULUI ÎN LICHIDE DE FERMENTAȚIE SIMULATE ȘI REALE

Studiul evaluării eficienței transferului de masă al oxigenului în lichide de fermentație simulate și reale a constatat în analiza:

- influenței puterii specifice asupra coeficientului de transfer de masă al oxigenului ($v_s = 8,4 \cdot 10^{-4} - 5 \cdot 10^{-3}$ m/s);
- modificării coeficientului de transfer de masă al oxigenului cu poziția electrodului de oxigen ($v_s = 8,4 \cdot 10^{-4} - 5 \cdot 10^{-3}$ m/s);
- dependenței dintre eficiența transferului de masă al oxigenului și puterea specifică ($v_s = 8,4 \cdot 10^{-4} - 5 \cdot 10^{-3}$ m/s);
- influenței vitezei superficiale a aerului asupra coeficientului de transfer de masă al oxigenului ($P_a/V = 300$ W/m³).

III.1. Lichide de fermentație simulate

Din figura 60 se constată diferențe între reprezentările grafice ale dependențelor dintre coeficientul de transfer de masă al oxigenului și puterea specifică pentru cele patru poziții considerate din lichidul de fermentație. Astfel, deși alurile curbelor înregistrate sunt relativ similare, magnitudinea și sensul influenței intensității amestecării diferă semnificativ de la o poziție la alta.

Pentru apă, valorile obținute indică o influență constant pozitivă a puterii specifice asupra vitezei transferului de masă al oxigenului, mai pronunțată pentru regiunile în care sunt plasate agitatoarele (pozițiile 1 și 4). În schimb, indiferent de poziția senzorului de oxigen, odată cu intensificarea amestecării mediilor cu viscozitate superioară apei, variația coeficientului de transfer de masă al oxigenului

crește, atinge o valoare maximă, reducându-se apoi. Această evoluție ar putea fi rezultatul modificării mecanismului amestecării și, implicit, a turbulenței create în sistem în prezența bulelor de aer odată cu creșterea puterii specifice.

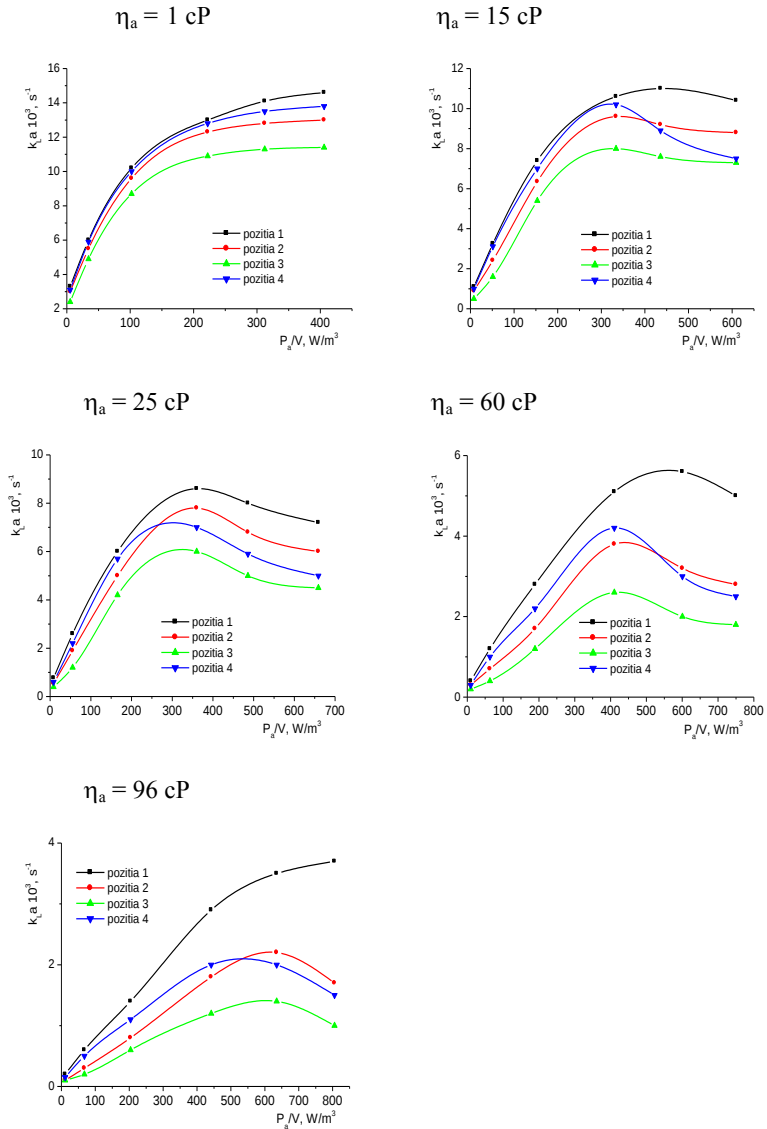


Figura 60. Influența puterii specifice asupra coeficientului de transfer de masă al oxigenului ($v_s = 8,4 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$)

Influența decisivă a intensității circulației mediului asupra vitezei de transfer a oxigenului este susținută de rezultatele anterioare obținute în studiile referitoare la distribuția timpului de amestecare în sistemul studiat, care au indicat, pe de o parte, faptul că eficiența maximă a amestecării se atinge pentru valori ale puterii specifice similare celor care corespund maximului k_{La} , iar pe de altă parte, că distribuția eficienței amestecării este similară cu cea a vitezei transferului de masă [139]. Practic, cele mai mari valori ale coeficientului k_{La} se obțin pentru poziția 1, datorită plasării agitatorului în această regiune și a vecinătății cu barbotorul. Pe măsura îndepărtării de această poziție, viteza transferului de oxigen se reduce, atât datorită reducerii turbulenței din sistem în regiunile intermediare 2 și 3 [139], cât și a îndepărtării de barbotor.

Creșterea vitezei de aerare, respectiv a vitezei superficiale a aerului, induce o extindere a turbulenței în lichid, cu efecte pozitive asupra vitezei de transfer a oxigenului.

Figura 62 indică faptul că distribuția k_{La} în lichid este neuniformă, minimul vitezei de transfer fiind localizat în regiunea corespunzătoare poziției 3 a senzorului de oxigen.

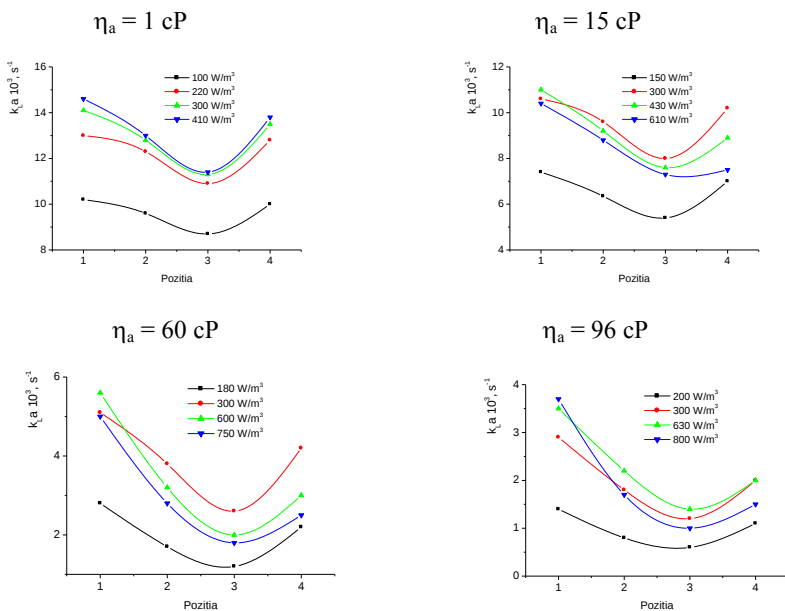


Figura 62. Modificarea coeficientului de transfer de masă al oxigenului cu poziția electrodului de oxigen ($v_s = 8,4 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$)

Valori mai apropiate ale coeficientului de transfer de masă, însă fără să evedențieze o uniformizare clară a vitezei de transfer de masă, s-au înregistrat pentru puteri specifice reduse (100 - 200 W/m³) la viteze superficiale ale aerului de 8,4.10⁻⁴ m/s, respectiv pentru puteri specifice mai ridicate (600 - 800 W/m³) dacă viteza superficială a aerului este 5.10⁻³ m/s.

Deși intensificarea amestecării conduce la accelerarea transferului de masă al oxigenului, creșterea $k_L a$ nu compensează creșterea consumului de putere necesar amestecării mecanice în acest scop.

De aceea, pentru caracterizarea performanțelor bioreactoarelor din punct de vedere al transferului de masă al oxigenului se utilizează parametrul denumit *eficiența energetică a transferului de masă a oxigenului*, E_{O_2} , definit de expresia [28,120]:

$$E_{O_2} = \frac{k_L a}{\frac{P_a}{V}} \quad (133)$$

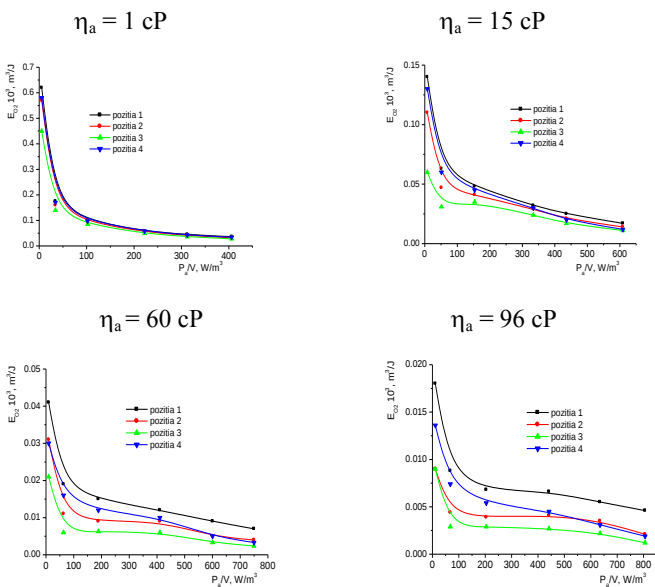


Figura 64. Dependența dintre eficiența transferului de masă al oxigenului și puterea specifică ($v_s = 8,4.10^{-4}$ m/s)

După cum se constată din figura 64, între eficiența transferului de masă al oxigenului și puterea specifică există o dependență inversă celei înregistrate între viteza transferului de masă și consumul de putere, fapt care sugerează că în

bioreactoarele cu amestecare mecanică pot fi atinse valori mari ale k_La , dar cu consumuri energetice ridicate.

Pe baza datelor experimentale și cu ajutorul programului MATLAB, au fost stabilite corelații matematice pentru coeficientul de transfer de masă al oxigenului, care țin cont de influențele cumulate din fiecare poziție considerată ale viscozității aparente a mediului, a puterii specifice și a vitezei superficiale de aeriație.

- **poziția 1**

$$k_La = 0,26 \cdot \frac{v_s^{0,45} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,42}}{\eta_a^{0,56}} \quad (134)$$

- **poziția 2**

$$k_La = 0,62 \cdot \frac{v_s^{0,58} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,47}}{\eta_a^{0,45}} \quad (135)$$

- **poziția 3**

$$k_La = 0,29 \cdot \frac{v_s^{0,54} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,37}}{\eta_a^{0,55}} \quad (136)$$

- **poziția 4**

$$k_La = 0,55 \cdot \frac{v_s^{0,54} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,28}}{\eta_a^{0,46}} \quad (137)$$

III.2. Suspensii de *Propionibacterium shermanii*

Din figura 67 se observă că, indiferent de poziția senzorului de oxigen, odată cu intensificarea amestecării suspensiilor de bacterii, coeficientul de transfer de masă al oxigenului crește, atinge o valoare maximă, reducându-se apoi. Deoarece culturile de bacterii au viscozități aparente relativ reduse, această evoluție este mai puțin rezultatul modificării mecanismului amestecării și, implicit, a turbulenței create în sistem în prezența bulelor de aer odată cu creșterea puterii specifice, ca în cazul lichidelor de fermentație simulate viscoase studiate anterior [141]. În sistemele care

conțin fază solidă, intensificarea amestecării compensează inițial efectul negativ al adsorbției celulelor pe suprafața bulelor, printr-o redistribuire a celulelor adsorbite și o reînnoire a suprafeței de contact gaz-lichid, ca rezultat al amplificării turbulenței în sistem. La puteri specifice mai mari, coalescența bulelor este redusă, aerul este dispersat mai fin, suprafața bulelor fiind blocată cu ușurință de către celule.

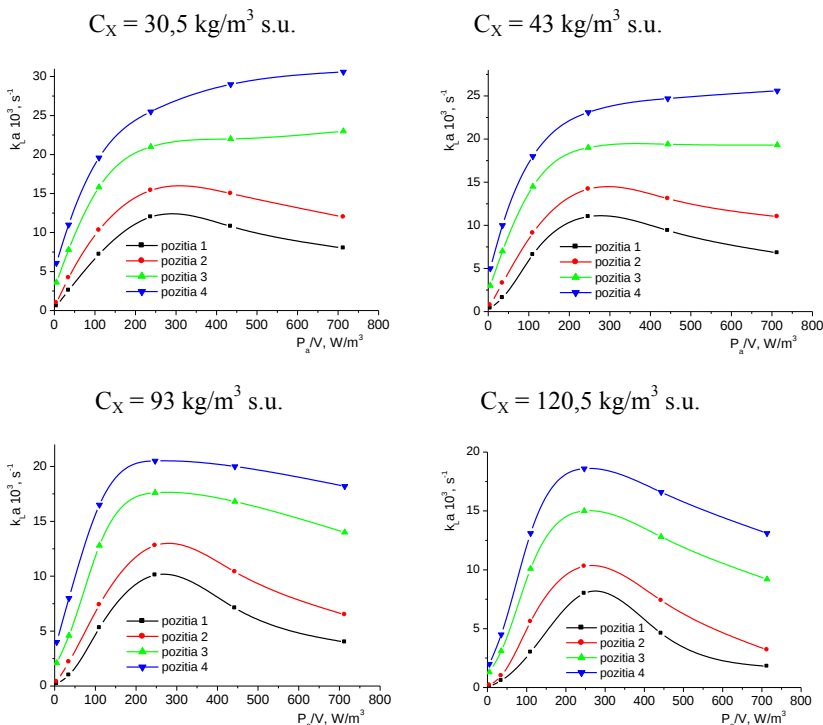


Figura 67. Influența puterii specifice asupra coeficientului de transfer de masă al oxigenului ($v_s = 8,4 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$)

Contrar rezultatelor obținute pentru lichidele de fermentație simulate fără biomasă, în toate cazurile cele mai mici valori ale coeficientului de transfer de masă al oxigenului se ating în poziția 1, datorită celei mai mari concentrații a biomasei în această regiune. Datorită tendinței de acumulare a biomasei, prin depunere, la baza bioreactorului, efectele favorabile asupra transferului de oxigen generate de plasarea barbotorului și a agitatorului inferior în această regiune sunt diminuate. Concluzia că prezența fazei solide controlează transferul de masă și nu viscozitatea mediului, respectiv reducerea turbulenței, este indicată de creșterea progresivă a vitezei de transfer de masă de la poziția 1 la poziția 4, în corelație directă cu reducerea treptată

a cantității de biomasă în aceste regiuni și independentă de reducerea turbulenței în același sens. Chiar dacă prin intensificarea amestecării, crește concentrația biomasei în pozițiile 3 și 4, bulele generate în pozițiile 1 și 2 sunt mai fine, suprafața acestora fiind blocată mai rapid de către celule.

Experimentele realizate în condiții identice de operare a bioreactorului pentru medii simulate, fără biomasă [141], și reale, conținând biomasă bacteriană, având aceeași vâscozitate au indicat faptul că, în prezența masei celulare, viteza de transfer a oxigenului devine inferioară celei atinse în lichidele de fermentație simulate (figura 69). Efectul blocării suprafeței disponibile a bulelor pentru transferul de masă al oxigenului de către celulele bacteriene, poate fi redat cu ajutorul raportului dintre coeficientul de transfer de masă corespunzător sistemelor care conțin biomasă, $(k_L a)_c$, și cel obținut în condiții similare pentru sistemele fără biomasă, $(k_L a)_0$ [120].

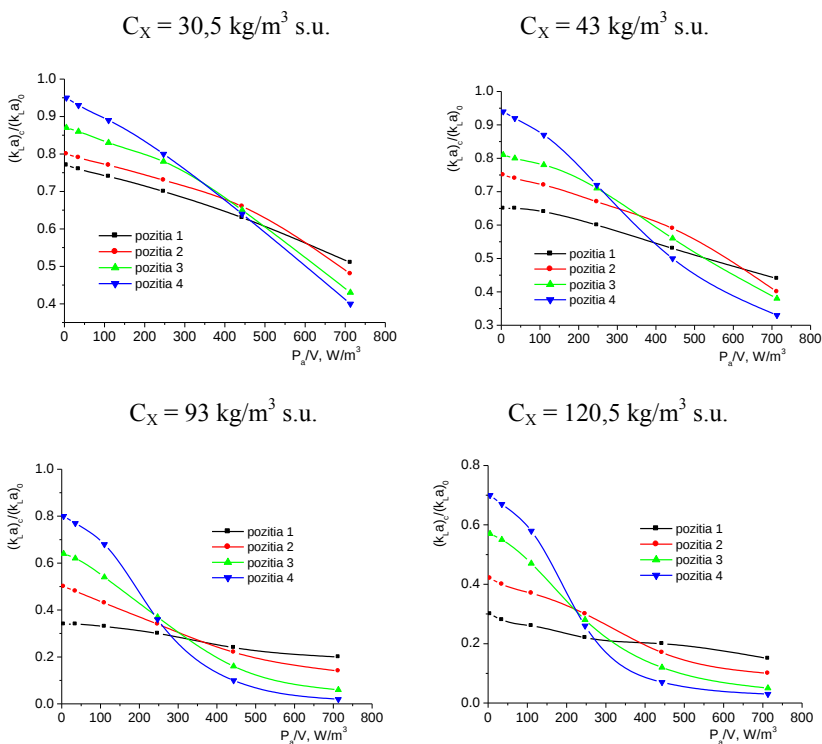


Figura 69. Efectul blocării suprafeței interfaciale de către biomasă asupra transferului de masă al oxigenului ($v_s = 8,4 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$)

În toate situațiile, creșterea intensității amestecării amplifică efectul creat de adsorbția celulelor pe suprafața bulelor, datorită dispersării mai fine a aerului barbotat, bulele mici formate fiind mai ușor ocupate de către celule, rezultate în concordanță cu cele indicate de literatura de specialitate [144,145]. Însă, acest efect este mai accentuat pentru pozițiile superioare, reducerea raportului $(k_L a)_c / (k_L a)_0$ fiind semnificativ mai rapidă decât cea corespunzătoare pozițiilor 1 și 2. Datorită acumulării fazei solide cu predilecție la baza bioreactorului, gradul de ocupare al suprafeței bulelor de aer în această regiune este maxim, iar raportul $(k_L a)_c / (k_L a)_0$ are o valoare redusă, mai puțin afectată de modificarea intensității amestecării sau a vitezei de aeratie. În schimb, pentru regiunile superioare, intensificarea circulației suspensiei, datorită măririi energiei disipate în sistem, generează dispersarea biomasei, din ce în ce mai accentuată, și în această regiune, cu o influența puternică asupra blocării interfeței de transfer a oxigenului dinspre faza gazoasă către mediu. Din acest motiv, pentru puteri specifice mai mari decât un anumit nivel, raportul $(k_L a)_c / (k_L a)_0$ obținut pentru pozițiile 3 și 4 devine inferior celui corespunzător pozițiilor 1 și 2.

Valoarea puterii specifice de la care efectul blocării suprafeței de contact dintre faza gazoasă și faza lichidă devine mai pronunțat pentru regiunile superioare este denumită *putere specifică critică* și variază treptat de la 450 la 250 W/m³ odată cu acumularea biomasei bacteriene.

Pe baza datelor experimentale și cu ajutorul programului MATLAB, au fost stabilite corelații matematice pentru coeficientul de transfer de masă al oxigenului, care țin cont de influențele cumulate din fiecare poziție considerată ale concentrației biomasei, a puterii specifice și a vitezei superficiale de aeratie.

• **poziția 1**

$$k_L a = 65,82 \cdot \frac{v_s^{0,43}}{C_X^{0,28} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,029}} \quad (138)$$

• **poziția 2**

$$k_L a = 55,29 \cdot \frac{v_s^{0,35}}{C_X^{0,68} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,45}} \quad (139)$$

• **poziția 3**

$$k_L a = 22,57 \cdot \frac{v_s^{0,19}}{C_X^{0,49} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,45}} \quad (140)$$

• *poziția 4*

$$k_L a = 44,15 \cdot \frac{v_s^{0,41}}{C_X^{0,40} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,46}} \quad (141)$$

IV. TRANSPUNEREA LA SCARĂ SUPERIOARĂ A BIOREACTOARELOR AEROBE CU AGITARE MECANICĂ UTILIZÂND CRITERIUL TIMPULUI DE AMESTECARE

Studiul transpunerii la scară superioară a bioreactoarelor aerobe cu agitare mecanică pe baza criteriul timpului de amestecare a analizat:

- influența turației asupra timpului de amestecare în bioreactorul cu capacitate superioară;
- variația raportului timpilor de amestecare pe înălțimea lichidului;
- influența debitului de aer barbotat asupra timpului de amestecare pentru bioreactorul cu volum util de $8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$;
- influența vitezei superficiale a aerului asupra raportului timpilor de amestecare corespunzători celor două bioreactoare;
- influența turației și a vitezei superficiale a aerului asupra raportului timpilor de amestecare corespunzători celor două bioreactoare;
- delimitarea domeniului de operare a bioreactorului cu capacitatea de 10^{-2} m^3 corespunzător respectării transpunerii la scară folosind criteriul timpului de amestecare;
- influența turației și a vitezei superficiale a aerului asupra raportului consumurilor specifice de putere corespunzătoare celor două bioreactoare;
- influența turațiilor corespunzătoare celor două bioreactoare asupra raportului forțelor de forfecare generate în acestea.

Pentru identificarea parametrilor de operare ai bioreactorului care să conducă la atingerea unei similitudini din punct de vedere al amestecării din cele două bioreactoare, s-a calculat raportul dintre timpii de amestecare corespunzători acestor bioreactoare, pentru regiunile considerate.

• *pozițiile 1 și 4*

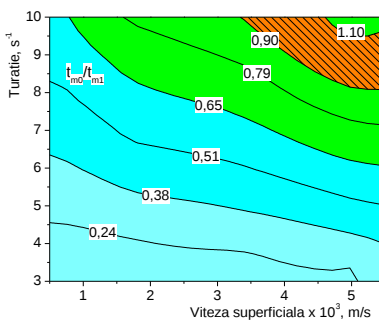
$$\frac{t_{m0}}{t_{m1}} = 15,8 \cdot \frac{v_s^{0,312}}{N^{1,585 \cdot \ln N - 0,733}} \quad (152)$$

• **pozițiile 2 și 3**

$$\frac{t_{m0}}{t_{m1}} = 1,30 \cdot 10^4 \cdot \frac{V_s^{1,594}}{N^{2,285 \cdot \ln N - 1,232}} \quad (153)$$

O primă analiză a relațiilor de calcul a raportului t_{m0}/t_{m1} evidențiază faptul că viscozitatea aparentă nu intervine în transpunerea la scară superioară utilizând criteriul timpului de amestecare. Valorile acestui raport, pentru cele două perechi de poziții din bioreactor, calculate pentru diferite turații și viteze superficiale, sunt prezentate grafic în figura 112.

(a)



(b)

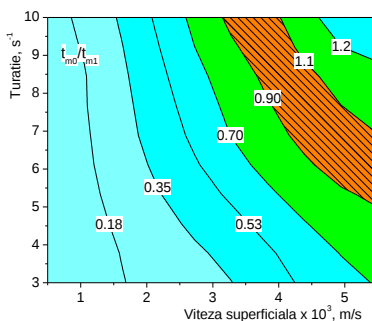


Figura 112. Influența turației și a vitezei superficiale a aerului asupra raportului timpilor de amestecare corespunzători celor două bioreactoare
(a) - pozițiile 1 și 4, (b) - pozițiile 2 și 3)

Regiunile hașurate din aceste figuri indică valorile parametrilor de operare ai bioreactorului superior, respectiv turație și viteză de aerare, care conduc la valori similare ale timpului de amestecare din cele două bioreactore (valori ale raportului t_{m0}/t_{m1} apropiate de 1). Din figura 112 se constată că domeniile de combinații turație - viteză superficială corespunzătoare raportului t_{m0}/t_{m1} unitar nu coincid în totalitate pentru pozițiile considerate, suprapunerea acestora conducând la un interval restrâns de valori perechi ale acestor parametri.

Astfel, pentru transpunerea la scară superioară a acestui tip de bioreactor cu respectarea criteriului similitudinii timpului de amestecare în orice poziție din lichid, se impune menținerea turației și a vitezei superficiale a aerului în intervalele de valori subliniate în figura 113.

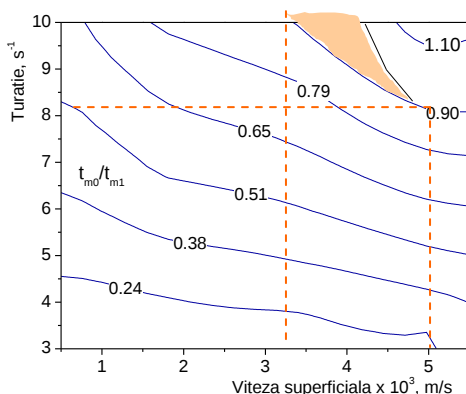


Figura 113. Delimitarea domeniului de operare a bioreactorului cu capacitatea de 10^{-2} m^3 corespunzător respectării transpunerii la scară folosind criteriul timpului de amestecare

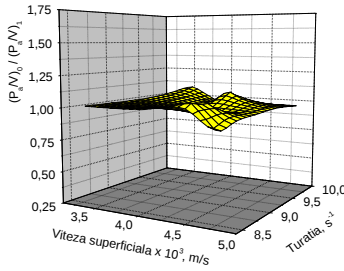
Respectarea acestui criteriu necesită și analiza efectelor simultane pe care le determină transpunerea la scară. Un prim astfel de efect îl reprezintă modificarea, sau nu, a consumului specific de putere. Consumul specific de putere reprezintă parametrul care indică gradul de turbulență și circulația mediului din bioreactor, acest parametru incluzând un domeniu mai larg de influențe comparativ cu luarea în calcul doar a turației agitatorului sau a puterii consumate.

În condiții de similitudine geometrică între cele două bioreactoare, raportul consumurilor specifice de putere necesare amestecării mediilor aerate din bioreactorul mai mic, $(P_a/V)_0$, și din bioreactorul de capacitate superioară, $(P_a/V)_1$, se calculează cu expresia:

$$\frac{\left(\frac{P_a}{V}\right)_0}{\left(\frac{P_a}{V}\right)_1} = 3,24 \cdot \frac{\left(\frac{N_0}{N_1}\right)^{2,9}}{\left(\frac{v_{s0}}{v_{s1}}\right)^{0,25}} \quad (157)$$

Influența turației și a vitezei superficiale a aerului considerate pentru bioreactorul mai mare asupra raportului puterilor specifice este redată în figura 114 pentru viscozitatea aparentă de 60 cP. Rezultatele indicate în figura 114 sugerează faptul că este posibilă și menținerea similitudinii consumului specific de putere prin trecerea la un nivel superior de operare (pentru pozițiile 1 și 4, valoarea raportului $(P_a/V)_0/(P_a/V)_1$ a variat între limitele 0,88 și 1,11, respectiv pentru pozițiile 2 și 3 între limitele 0,86 și 1,13). Variații similare au fost înregistrate și pentru celelalte viscozități aparente experimentate.

(a)



(b)

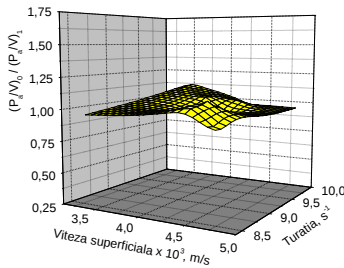


Figura 114. Influența turației și a vitezei superficiale a aerului asupra raportului consumurilor specifice de putere corespunzătoare celor două bioreactoare
(a) - pozițiile 1 și 4, (b) - pozițiile 2 și 3)

Un alt parametru direct corelat cu intensitatea amestecării îl reprezintă forțele de forfecare generate în mediu de amestecarea mecanică, presupunându-se contribuția decisivă a acestora la circulația mediului din bioreactor. Modificarea mărimii acestor forțe prin trecerea la o altă scară de operare poate fi redată prin raportul dintre produsele $N \cdot d$ corespunzătoare celor două nivele [58].

În cazul abordat în aceste experimente, raportul forțelor de forfecare s-a estimat folosindu-se valorile turațiilor pentru cele două bioreactoare care au condus la obținerea timpilor de amestecare corespunzători regiunii hașurate din figura 113 pentru o anumită vâscozitate aparentă, folosindu-se expresia următoare:

$$\frac{F_0}{F_1} \propto 0,78 \cdot \frac{N_0}{N_1} \quad (158)$$

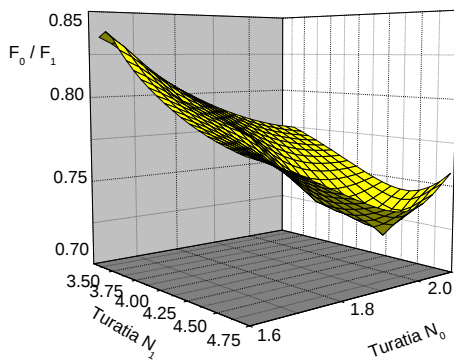
Variația raportului forțelor de forfecare F_0/F_1 cu turațiile N_0 și N_1 corespunzătoare timpilor de amestecare similari ale celor două bioreactoare, pentru cele patru poziții din lichidul de fermentație și vâscozitatea aparentă de 60 cP este prezentată în figura 115.

În ambele situații, valoarea raportului F_0/F_1 este subunitară, ceea ce indică creșterea magnitudinii forțelor de forfecare prin menținerea valorii timpului de amestecare la transpunerea la o scară superioară a bioreactorului. Astfel, pentru mediile cu vâscozitatea aparentă de 60 cP, pentru pozițiile 1 și 2, valoarea medie a raportului este 0,78, iar pentru pozițiile intermediare 2 și 3 este 0,81, ceea ce indică o amplificare a forțelor de forfecare în medie de 1,23 - 1,28 ori prin mărirea scării de operare. Valoarea subunitară a raportului forțelor de forfecare este valabilă pentru întreg domeniul de vâscozități aparente experimentat, însă aceasta se reduce de la circa 0,88 pentru apă, la 0,74 pentru lichidele cele mai viscoase, ceea ce indică rolul important al creșterii vâscozității în inducerea unor forțe de forfecare ridicate, efect mai pronunțat bioreactorul cu capacitate superioară.

În același timp, se poate constata din figura 115 că în intervalul de turații permis de respectarea criteriului timpului de amestecare, variația raportului F_0/F_1 cu creșterea turației este diferită funcție de poziția considerată. Pentru pozițiile extreme 1 și 4, menținerea timpului de amestecare la o valoare constantă determină reducerea acestui raport cu creșterea turațiilor, ceea ce sugerează accentuarea forțelor de forfecare în bioreactorul cu volum mai mare. În schimb, în cazul pozițiilor 2 și 3, accelerarea turațiilor cu respectarea criteriului timpului de amestecare determină inițial o creștere mai puțin importantă a forțelor de forfecare în bioreactorul de capacitate superioară comparativ cu bioreactorul mai mic, urmată de un efect mai puternic în bioreactorul mai mare. Aceste diferențe sunt datorate contribuției relativ diferite a agitării mecanice la amestecarea mediului din regiunile în care sunt plasate agitatoarele și, respectiv, din regiunile situate între agitatoare. Barbotarea aerului,

acumularea acestuia în regiunea agitatoarelor, interferența curenților în regiunile intermediare concură la obținerea variațiilor analizate.

(a)



(b)

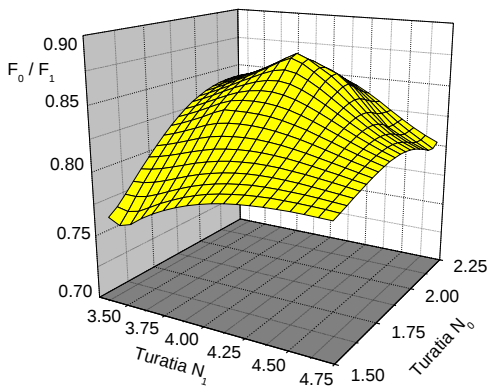


Figura 115. Influența turațiilor corespunzătoare celor două bioreactoare asupra raportului forțelor de forfecare generate în acestea
(a) - pozițiile 1 și 4, (b) - pozițiile 2 și 3)

CONCLUZII GENERALE

Studiile experimentale efectuate în cadrul tezei de doctorat au abordat eficientizarea amestecării și a transferului de masă al oxigenului din bioreactoarele cu agitare mecanică, precum și transpunerea la scară superioară a acestor bioreactoare.

Rezultatele cercetării proprii incluse în teza de doctorat au permis conturarea următoarelor concluzii generale:

1. Tema tezei de doctorat se înscrie într-una dintre direcțiile actuale prioritare ale ingineriei biochimice și biotehnologiei, și anume: eficientizarea amestecării și a transferului de masă al oxigenului din bioreactoarele cu agitare mecanică, precum și transpunerea la scară superioară a proceselor biotehnologice.

2. În studii s-au utilizat lichide de fermentație simulate și reale, aerate. **Lichidele de fermentație simulate** au constat din soluții de carboximetilceluloză sodică cu viscozitatea aparentă cuprinsă între 1 cP (apă) și 96 cP și comportare pseudoplastică. Această viscozitate a fost modificată pe parcursul experimentelor similar cu modificarea viscozității lichidelor de fermentație reale pe parcursul unui proces de biosinteză. **Lichidele de fermentație reale** au constat din culturi de *Saccharomyces cerevisie* (drojdii) cu o concentrație a biomasei cuprinsă între 40 kg/m³ s.u. și 150 kg/m³ s.u. suspensii de *Propionibacterium shermanii* (bacterii producătoare de vitamina B₁₂) cu concentrația biomasei cuprinsă între 30,5 g/l s.u. și 120,5 g/l s.u.; suspensii de fungi (*Penicillium chrysogenum* - producător de peniciline G și V) sub formă de asociații micelare, având diametrul mediu al peleților de 1,6 - 1,8.10⁻³ m și sub formă de miceliu filamentos, cu concentrația biomasei cuprinsă între 4 și 36 kg/m³ s.u.

3. Studiile experimentale au fost efectuate utilizând aparatură modernă și adecvată, oferind posibilitatea obținerii de date exacte și precise, date care au fost ulterior prelucrate cu ajutorul programelor specifice și care au stat la baza transunerii la scară superioară a bioreactoarelor.

4. Studiul distribuției intensității amestecării într-un bioreactor cu agitare mecanică pentru lichide de fermentație simulate și reale, aerate a indicat faptul că alura dependenței dintre timpul de amestecare și factorii considerați (viscozitatea aparentă a mediului, turația, debitul de aer) este diferită în regiunile din vecinătatea agitatoarelor comparativ cu regiunea situată între agitatoare.

5. Studiul distribuției vitezei transferului de masă al oxigenului într-un bioreactor cu agitare mecanică pentru lichide de fermentație simulate și reale a indicat faptul că magnitudinea și sensul influențelor factorilor luați în calcul sunt diferite pentru cele patru poziții considerate din lichidul de fermentație.

6. Studiul transpunerii la o scară superioară a unui bioreactor cu amestecare mecanică care prelucrează lichide de fermentație simulate cu viscozități aparente de până la 96 cP a evidențiat faptul că se poate realiza mărirea nivelului de operare cu respectarea valorii și a distribuției timpului de amestecare. În condițiile similitudinii geometrice între aceste bioreactoare, utilizarea acestui criteriu determină menținerea relativ constantă și a consumului energetic specific necesar amestecării mediului.

7. Raportul forțelor de forfecare s-a estimat folosindu-se valorile turațiilor pentru cele două bioreactoare.

$$\frac{F_0}{F_1} \propto 0,78 \cdot \frac{N_0}{N_1}$$

Mărirea scării de operare induce amplificarea forțelor de forfecare generate în mediu de aproximativ 1,23 - 1,35, efectul fiind mai pronunțat odată cu creșterea viscozității aparente a mediilor.

8. Pe baza datelor experimentale au fost stabilite corelații matematice pentru t_m și $k_L a$, care țin cont de influențele cumulate din fiecare poziție considerată ale concentrației biomasei, a turației agitatorului și a vitezei de aeratie.

Corelațiile matematice ale coeficientului volumic de transfer de masă al oxigenului pentru:

- suspensii de *Saccharomyces cerevisiae*

- **poziția 1**

$$k_L a = 5,24 \cdot \frac{v_s^{0,51}}{C_X^{0,70} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,076}}$$

- **poziția 2**

$$k_L a = 5,03 \cdot \frac{v_s^{0,23}}{C_X^{0,34} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,17}}$$

- **poziția 3**

$$k_L a = 3,89 \cdot \frac{v_s^{0,21}}{C_X^{0,29} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,20}}$$

- **poziția 4**

$$k_L a = 59,82 \cdot \frac{v_s^{0,14}}{C_X^{0,38} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,43}}$$

- suspensii de *Penicillium chrysogenum* miceliu filamentos

- **poziția 1**

$$k_L a = 3,36 \cdot \frac{v_s^{0,94} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,046}}{C_X^{1,01}}$$

- **poziția 2**

$$k_L a = 1,10 \cdot \frac{v_s^{0,26} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,68}}{C_X^{0,32}}$$

- **poziția 3**

$$k_L a = 5,31 \cdot \frac{v_s^{0,22} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,40}}{C_X^{0,29}}$$

- **poziția 4**

$$k_L a = 11,22 \cdot \frac{v_s^{0,17} \cdot \left(\frac{P_a}{V}\right)^{0,029}}{C_X^{0,36}}$$

9. Rezultatele cercetărilor proprii din cadrul tezei de doctorat s-au concretizat în elaborarea a 11 lucrări publicate în reviste de specialitate, din care 5 publicate în reviste științifice cotate ISI, 6 lucrări publicate în reviste cotate BDI, numeroase participări la sesiuni științifice naționale și internaționale. De asemenea, rezultatele cercetărilor din cadrul tezei de doctorat au fost incluse într-un **grant de cercetare tip Td, în calitate de director de grant și **un grant PNCDI 2 - Parteneriate** în calitate de membru în colectiv.**

ACTIVITATEA ȘTIINȚIFICĂ DIN CADRUL TEZEI DE DOCTORAT

I. Articole publicate

I.1. Articole publicate în reviste cotate ISI

1. Galaction A.-I., Cămăruț S., Cașcaval D., Tudose R., Distribution of oxygen transfer rate in stirred bioreactors with simulated broths, Environmental Engineering and Management Journal 7 (2) (2008) 199 - 211.

2. Cașcaval D., Galaction A.-I., Cămăruț S., Analysis of distribution of oxygen transfer rate in stirred bioreactors for bacterial broths, Environmental Engineering and Management Journal 8 (1) (2009) 17 - 27.

3. Cașcaval D., Galaction A.-I., Turnea M., Cămăruț S., Analysis of distribution of oxygen transfer rate in stirred bioreactors for fungus broths 1. Suspensions of *P. chrysogenum* free mycelia, Environmental Engineering and Management Journal, 9 (2) (2010) 257 - 267.

4. Galaction A.-I., Cașcaval D., Cămăruț S., Analysis of distribution of oxygen transfer rate in stirred bioreactors for yeasts broths, Roumanian Biotechnology Letters 7 (2009) 334 - 342.

5. Cașcaval D., Galaction A.-I., Cămăruț S., Scale-up of aerobic stirred bioreactor using the mixing time criteria 1. Simulated broths, Chemical and Biochemical Engineering Quarterly, acceptată 2010 24(4) sau 2011 25(1).

I.2. Articole publicate în reviste cotate BDI

1. Cașcaval D., Galaction A.-I., Cămăruț S., Turnea M., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. 1. Simulated broths, Roumanian Biotechnological Letters 11 (1) (2006) 2537 - 2547.

2. Galaction A.-I., Cașcaval D., Cămăruț S., Turnea M., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. 2. *Saccharomyces cerevisiae* broths, Roumanian Biotechnological Letters 11 (3) (2006) 2739 - 2748.

3. Cașcaval D., Galaction A.-I., Turnea M., Cămăruț S., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. 4. *Penicillium chrysogenum* free mycelia broths, Roumanian Biotechnological Letters 11 (3) (2006) 2749 - 2760.

4. Galaction A.-I., Cașcaval D., **Cămăruț S.**, Turnea M., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. 2. *Saccharomyces cerevisiae* broths, Roumanian Biotechnological Letters 11 (3) (2006) 2739 - 2748.

5. Cașcaval D., Galaction A.I., **Cămăruț S.**, Analiza transferului de oxigen în bioreactoare pentru culturi de fungi. 2. Suspensii de *Penicillium Chrysogenum* asociatii micelare, Revista Medico - Chirurgică 113 (2009) 934 - 938.

6. **Cămăruț S.**, Galaction A.-I., Cașcaval D., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. Suspensions of *Penicillium chrysogenum* pellets, Scientific Study&Research VIII (3) (2007) 64 - 72.

II. Comunicări științifice

1. Folescu E., Galaction A.-I., **Cămăruț S.**, Cașcaval D., Optimizarea amestecării din bioreactoarele cu agitare mecanică, Zilele Facultății de Inginerie Chimică, noiembrie 2005.

2. Cașcaval D., Galaction A.I., **Cămăruț S.**, Analiza transferului de oxigen în bioreactoare pentru culturi de fungi. 2. Suspensii de *Penicillium Chrysogenum* asociatii micelare, Zilele Facultății de Inginerie Chimică și Protecția Mediului, 2006.

3. Culcescu A., **Cămăruț S.**, Folescu E., Evaluarea regimului hidrodinamic al unui bioreactor aerob cu agitare mecanică. 1. Lichide de fermentație simulate, Zilele științifice studențești din cadrul Facultății de Inginerie Chimică, Iași, 9 Mai 2006.

4. **Cămăruț S.**, Bulgariu A., Folescu E., Evaluarea regimului hidrodinamic al unui bioreactor aerob cu agitare mecanică. 2. Suspensii de *Saccharomyces cerevisiae*, Zilele științifice studențești din cadrul Facultății de Inginerie Chimică, Iași, 9 Mai 2006.

5. Culcescu A., **Cămăruț S.**, Folescu E., Evaluarea regimului hidrodinamic al unui bioreactor aerob cu agitare mecanică pe baza criteriului distribuției timpului de amestecare. 1. Lichide simulate, Al IX- lea Simpozion Științific de Bioinginerie Medicală, Iași, 27 mai 2006.

6. **Cămăruț S.**, Lupașteanu A.-M., Galaction A.-I., Cașcaval D., Studiul comparativ al distribuției intensității amestecării în bioreactoarele cu agitare mecanică, Zilele Facultății de Inginerie Chimică, 18-19 ianuarie 2007.

7. **Cămăruț S.**, Galaction A.-I., Cașcaval D., Studiul eficienței distribuției amestecării lichidelor de fermentație din bioreactoarele cu agitare mecanică, Zilele Academice Timișene, 23-25 Mai, 2007, Timișoara.

III. Alte activități

Director de Grant CNCIS PN-II-RU-TD-2007-2, Cod: 128 - Caracterizarea și optimizarea funcționării bioreactoarelor cu agitare mecanică prin intermediul hidrodinamicii și a proceselor de transfer de masă, 2007-2008.

Membbru în colectiv:

Fotocatalizatori pentru producția de hidrogen și combustibili din biomasă și ape reziduale, Grant PNCDI II - Parteneriate, (Fotocomb), contract nr. 21-048/2007.

BIBLIOGRAFIE SELECTIVĂ

4. Younesi H., Najafpour G., Syahidah Ku, Ismail Ku, Mohamed A. R., Kamaruddin A. H., Biohydrogen production in a continuous stirred tank bioreactor from synthesis gas by anaerobic photosynthetic bacterium: *Rhodospirillum rubrum*, *Bioresource Technology* 99 (7) (2008) 2612 - 2619.

5. Serra M., Brito C., Leite S.B., Gorjup E., Hagen von Briesen, Carrondo Manuel J.T., Alves P.M., Stirred bioreactors for the expansion of adult pancreatic stem cells, *Annals of Anatomy* 191 (2009) 104 - 115.

7. Cervantes M.I.S., Lacombe J., Muzzio F.J., Alvarez M.M., Novel bioreactor design for culture of suspended mammalian cells. Part I: Mixing characterization, *Chemical Engineering Science* 61 (2006) 8075 - 8084.

9. Zhu H., Nienow Alvin W., Bujalski W., Simmons Mark J.H., Mixing studies in a model aerated bioreactor equipped with an up- or a down-pumping „Elephant Ear” agitator: Power, hold-up and aerated flow field measurements, *Chemical Engineering Research and Design* 8 (7) (2009) 307 - 317.

17. Kumaresan T., Jyeshtharaj B. Joshi, Effect impeller design on the flow pattern and mixing in stirred tanks, *Chemical Engineering Journal* 115 (2006) 173 - 193.

26. Shewale Satish D., Aniruddha Pandit B., Studies in multiple impeller agitated gas-liquid contactors, *Chemical Engineering Science* 61 (2006) 489 - 504.

34. Bujalski W., Jworski Z., Nienow A.W., CFD study of homogenization with dual Rushton turbines – comparison with experimental results, Part II: Using the multiple reference frame, *Chemical Engineering Research and Design* 80 (A) (2002) 97 - 104.

36. Iranshahi A.,C. Devals, Heniche M., Fradette L., Tanguy Ph. A., Takenaka K., Hydrodynamics characterization of the Maxblend impeller, *Chemical Engineering Science* 62 (2007) 3641 - 3653.

38. Anne-Archard D., Marouche M., Boisson H.C., Hydrodynamics and Metzner-Otto correlation in stirred vessels for yield stress fluids, Chemical Engineering Science 125 (2006) 15 - 24.
44. Galletti C., Paglianti A., Lee K.C., Yianneskis M., Flow instabilities associated with impeller clearance changes in stirred vessels, Chemical Engineering Communications 192 (2005) 516 - 531.
50. Bujalki J. M, Ph.D. Thesis, University of Birmingham, 2003.
51. Cașcaval D., Galaction A.-I., Cămăruț S., Turnea M., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. 1. Simulated broths, Roumanian Biotechnological Letters 11 (1) (2006) 2537 - 2547.
52. Galaction A.-I., Cașcaval D., Cămăruț S., Turnea M., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. 2. *Saccharomyces cerevisiae* broths, Roumanian Biotechnological Letters 11 (3) (2006) 2739 - 2748.
53. Hadjiev D., Sabiri Eddine Nor, Zanati A., Mixing time in bioreactors under aerated conditions, Biochemical Engineering Journal 27 (2006) 323 - 330.
56. Calik P., Yilgör P., Ayhan P., Demir A.S., Oxygen transfer effects on recombinant benzaldehyde lyase production, Chemical Engineering Science 59 (2007) 5075 -5083.
57. Liu Y.S., Wu J.Y., Ho K., Characterization of oxygen transfer conditions and their effects on *Phaffia rhodozyma* growth and carotenoid production in shake-fask cultures, Biochemical Engineering Journal 27 (a) (2007) 331 - 335.
62. Garcia-Ochoa F., Gomez E., Theoretical prediction of gas-liquid mass transfer coefficient, specific area and hold-up in sparged stirred tanks, Chemical Engineering Science 59 (2004) 2489 - 2501.
63. Garcia-Ochoa F., Gomez E., Prediction of gas-liquid mass transfer in sparged stirred tank bioreactors, Biotechnology and Bioengineering 92 (2005) 761 - 772.
73. Linek V, Kordac M, Moucha T. Mechanism of mass transfer from bubbles in dispersions. Part II: Mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactor and bubble column, Chemical Engineering and Processing 44 (2005) 121 - 130.
81. Feng Q., Mi L., Li L., Liu R., Xie L., Tang H., Chen Z., Application of “oxygen uptake rate-amino acids” associated mode in controlled-fed perfusion culture, Journal of Biotechnology 122 (2006) 422 - 430.
89. Hill G.A., Measurement of overall volumetric mass transfer coefficients for carbon dioxide in well-mixed reactor using a pH probe, Industrial and Engineering Chemistry Research 45 (2006) 5796 - 5800.

98. Fijasová M., Linek V., Mouch T., Mass transfer correlations for multiple-impeller gas liquid contactors. Analysis of the effect of axial dispersion in gas and liquid phases on “local” $k_L a$ values measured by the dynamic pressure method in individual stages of the vessel, Chemical Engineering Science 62 (2007) 1650 -1669.
100. Andrew S.P.S., Gas-liquid mass transfer in microbiological reactors, Trans IChemE 60 (2005) 313 - 317.
101. Gimbut J., Rielly C. D., Nagy Z. K., Modelling of mass transfer in gas-liquid stirred tanks agitated by Rushton turbine and CD-6 impeller: A scale-up study, Chemical Engineering Research and Design 87 (2009) 437 - 451.
105. Martín M., Montes Francisco J., Galán Miguel A., Mass transfer rates from bubbles in stirred tanks operating with viscous fluids, Chemical Engineering Science 65 (2010) 3814 - 3824.
108. Nedeltchev S., Schumpe A., Theoretical prediction of mass transfer coefficients in a slurry bubble column operated in the homogeneous regime, Chemical and Biochemical Engineering Quarterly 21 (2007) 327 - 334.
136. Cămăruț S., Galaction A.-I., Cașcaval D., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. Suspensions of *Penicillium chrysogenum* pellets, Scientific Study&Research VIII (3) (2007) 64 - 72.
137. Cașcaval D., Galaction A.-I., Turnea M., Cămăruț S., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. 4. *Penicillium chrysogenum* free mycelia broths, Roumanian Biotechnological Letters 11 (3) (2006) 2749 - 2760.
146. Cașcaval D., Galaction A.-I., Cămăruț S., Analysis of distribution of oxygen transfer rate in stirred bioreactors for bacterial broths, Environmental Engineering and Management Journal 8 (1) (2009) 17 - 27.
147. Galaction A.-I., Cașcaval D., Cămăruț S., Turnea M., Evaluation of the hydrodynamic regime of aerobic stirred bioreactors using the mixing distribution criteria. 2. *Saccharomyces cerevisiae* broths, Roumanian Biotechnological Letters 11 (3) (2006) 2739 - 2748.
148. Cașcaval D., Galaction A.-I., Turnea M., Cămăruț S., Analysis of distribution of oxygen transfer rate in stirred bioreactors for fungus broths 1. Suspensions of *P. chrysogenum* free mycelia, Environmental Engineering and Management Journal, 9 (2) (2010) 257 - 267.
151. Cașcaval D., Galaction A.-I., Cămăruț S., Scale-up of aerobic stirred bioreactor using the mixing time criteria 1. Simulated broths, Chemical and Biochemical Engineering Quarterly, acceptată 2010.

