UNIVERSITATEA „POLITEHNICA” din BUCUREŞTI
ŞCOALA DOCTORALĂ DE ENERGETICĂ

TEZĂ DE DOCTORAT
REZUMAT

Cercetări teoretice şi experimentale asupra curgerii fluidelor polifazate prin staţia de epurare în scopul optimizării energetice

Theoretical and experimental research on the polyphase fluids flow through the wastewater treatment plant in order to optimize energy

Autor: As. drd. ing. Corina Ionescu (Boncescu)

Conducator de doctorat: Prof. dr. ing. Dan Niculae ROBESCU

Preşedinte	Prof. dr. ing. Adrian BADEA	de la	Universitatea Politehnica Bucureşti, Bucureşti
Conducator de doctorat	Prof. dr. ing. Dan Niculae ROBESCU	de la	Universitatea Politehnica Bucureşti, Bucureşti
Referent	Prof. dr. ing. Horia NECULA	de la	Universitatea Politehnica Bucureşti, Bucureşti
Referent	Prof dr. ing. Ion MIREL	de la	Universitatea Politehnica, Timişoara
Referent	Prof. dr. ing. Virgil PETRESCU	de la	Universitatea Tehnică de Construcţii, Bucureşti

2017

CUVÂNT ÎNAINTE 4

1. FLUIDE POLIFAZATE – INTRODUCERE 5

1.1. CLASIFICAREA ŞI APLICAŢII ALE FLUIDELOR POLIFAZATE 5
1.2. COMPLEXITATEA FLUIDELOR POLIFAZATE 5
1.3. CURGEREA FLUIDELOR POLIFAZATE 5
1.4. FLUIDE POLIFAZATE ÎN STAŢIA DE EPURARE A APELOR UZATE 5

2. STADIUL ACTUAL AL CERCETĂRILOR ÎN STUDIUL CURGERII AMESTECULUI POLIFAZIC ÎN STAŢIILE DE EPURARE 6

2.1. MODELAREA CURGERII ÎN DECANTOARE 6
2.2. MODELAREA CURGERII NĂMOLULUI 6
2.3. MODELAREA ŞI SIMULAREA CURGERII ÎN BAZINELE DE AERARE 6
2.4. OBIECTIVELE CERCETĂRII 6

3. EPURAREA BIOLOGICĂ A APELOR UZATE 7

3.1. EPURAREA BIOLOGICĂ AEROBĂ 7
3.2. CLASIFICAREA PROCESELOR DE EPURARE BIOLOGICĂ AEROBĂ 7
3.3. REGIMURI DE CURGERE A AMESTECULUI BIFAZIC AER-APĂ 7
3.4. TRANSFERUL DE OXIGEN DIN AER ÎN MASA DE APĂ (ECUAŢIA DE DISPERSIE) 7

4. . DINAMICA UNEI BULE DE GAZ ÎN MASA DE APĂ 8

4.1. ANALIZA DIMENSIONALĂ A MIŞCĂRII BULEI DE GAZ ÎN MASA DE APĂ 8
4.2. PARAMETRII GEOMETRICI AI BULEI DE AER 8
4.3. FENOMENUL DE DESTINDERE ŞI COMPRIMARE A UNEI BULE DE AER: ECUAŢIA RAYLEIGH-PLESSET 8
4.4. STABILITATEA BULEI DE GAZ 8
4.5. VITEZA DE RIDICARE A BULEI DE AER 8
4.6. EFECTUL TURBULENŢEI ASUPRA DINAMICII BULEI DE AER 9

5. CONSUMURI ENERGETICE ÎN CADRUL SEAU CONSTANŢA SUD 10

5.1. PREZENTARE GENERALĂ 10
5.2. CONSUMURI DE ENERGIE ELECTRICĂ ÎN STAŢIA DE EPURARE A APELOR UZATE CONSTANŢA SUD 10
5.3. CONCLUZII 11

6. CERCETĂRI EXPERIMENTALE "IN SITU" 12

6.1. DETERMINAREA PERFORMAŢELOR DE OXIGENARE A ECHIPAMENTELOR MECANICE TESTATE ÎN REGIM TRANZITORIU 12
6.2. CALCULUL PARAMETRILOR PENTRU DETERMINAREA PERFORMANŢELOR UNUI ECHIPAMENT DE AERARE 12
6.1.1. Calculul capacităţii de oxigenare 12
6.1.2. Determinarea coeficientului economic şi a puterii specifice 13
6.1.3. Repartiţia vitezei şi a concentraţiei de oxigen dizolvat pentru măsurătorile „in situ" 14
6.3. CONCLUZII 17

7. CERCETĂRI EXPERIMENTALE ÎN LABORATOR 18

7.1. DESCRIEREA INSTALAŢIEI EXPERIMENTALE 18
7.2. REZULTATELE EXPERIMENTELOR DE LABORATOR 18
7.2.1. Rezultatele obţinute în cazul d_0 = 0,5 mm 18

7.2.2. Rezultatele obținute în cazul d_0 = 1 mm 19
7.2.3. Rezultatele obținute în cazul d_0=1,5 mm 20
7.3. CONCLUZII 21
8. MODELĂRI MATEMATICE ALE DINAMICII AMESTECULUI BIFAZIC 22
AER-APĂ 22
8.1. MODELAREA MATEMATICĂ FOLOSIND ECUAȚIA DE DISPERSIE 22
8.1.1. Elaborarea modelului matematic pentru ecuația de dispersie 22
8.1.2. Rezultatele modelării și simulării numerice 23
8.1.3 Concluzii 23
8.2. MODELUL MATEMATIC PENTRU DETERMINAREA VITEZELOR GENERATE ȘI INDUSE ÎN MASA DE APĂ 23
8.2.1. Modelări şi simulări matematice pentru d_0 = 0,5 mm 24
8.2.2. Modelări şi simulări matematice pentru d_0 = 1 mm 25
8.2.1. Modelări şi simulări matematice pentru d_0=1,5 mm 26
8.2.1. Concluzii 27
9. COMPARAREA ECHIPAMETELOR DE AERARE DIN PUNCT DE VEDERE ENERGETIC 28
9.1. CALCUL ENERGETIC 28
9.1. CONCLUZII 28
10. CERCETĂRI ASUPRA PIERDERILOR DE SARCINĂ LA CURGEREA AMESTECULUI APĂ-AER 29
10.1. CERCETĂRI ACTUALE ÎN DOMENIUL PIERDERILOR DE SARCINĂ A AMESTECULUI BIFAZIC AER-APĂ 29
10.2. CERCETĂRI EXPERIMENTALE ÎN LABORATOR 29
10.3. CONCLUZII 31
11. CONCLUZII GENERALE, CONTRIBUȚII ORIGINALE ȘI DIRECȚII VIITOARE DE CERCETARE 32
11.1. CONCLUZII GENERALE 32
11.2. CONTRIBUȚII ORIGINALE 32
11.3. DIRECȚII VIITOARE DE CERCETARE 33
BIBLIOGRAFIE SELECTIVĂ 34

Cuvânt înainte

Domeniul curgerii fluidelor polifazate de tip aer-apă, precum în bazinele de epurare biologică a apelor uzate, este deosebit de important pentru multe aplicaţii în domeniul tehnic. În acest domeniu lucrează multe colective de cercetare, învaţământ superior şi industrie care şi-au adus contribuţiile menţionate în capitolul 1. Este un domeniu interesant din punct de vedere ştiinţific deoarece curgerea fluidelor polifazate îşi are legile ei proprii puţin cunoscute de mecanici. Este un domeniu ce prezintă interese pentru specialişti deoarece dispersia aerului în apă şi transferul oxigenului din gaz în mediul apos necesită o cantitate mare de energie.

Prezenta teza de doctorat analizează acest domeniu atât prin cercetări teoretice cât şi prin cercetări experimentale cu scopul de a elucida aspectul care apare în creerea şi mişcarea bulelor de gaz prin mediul apos. În drumul lor ascensional bulele de gaz cedează lichidului, oxigenul atât de necesar procesului biologic cât şi vieţii.

Cercetările urmăresc atât identificarea impactului mişcării generate asupra transferului de oxigen cât şi aspectul consumurilor energetice astfel încât să se atingă un echilibru tehnico-economic a procesului de epurare biologică. În capitolul 5 sunt prezentate aspecte legate de consumurile energetice dintr-o staţie de epurare. Studiile au arătat faptul că suflantele utilizate pentru procesul de epurare biologică sunt cele mai mari consumatoare de energie. În capitolul 6, de cercetări experimentale realizate “in situ”, s-a urmărit determinarea parametrilor economici şi hidraulici pentru două tipuri de aeratoare mecanice cu puterea consumată de 25 kW, respectiv de 37 kW.

Concluziile obținute după cercetările efectuate au relevat faptul că din punct de vedere economic aeratorul cu putere mai mică este mai benefic, însă din punct de vedere hidraulic cel cu putere mai mare oferă condiţii mai bune pentru desfășurarea procesului biologic.

Pentru îmbunătăţirea procesului de epurare biologică este necesară înţelegerea în detaliu a formării şi mişcării bulelor de aer în masa de apă. În acest scop, în capitolele 7 şi 8 sunt prezentate rezultatele cercetările experimentale realizate în laborator şi modelările matematice care vin în completarea acestora. Aceste cercetări au scopul de a identifica o corelaţie între presiunea de introducere a aerului, diametrul orificiului prin care trece masa de gaz și mişcarea generată în masa de apă de către bulele de aer. Rezultatele au arătat că modul de formare a vârtejurilor este un factor important în transferul oxigenului din aer în apă.

Un ultim aspect urmărit în cadrul tezei se referă la impactul prezenţei aerului în masa de apă asupra pierderilor de presiune. Cercetările realizate în laborator şi modelările matematice susţin faptul că pierderea de sarcină în mişcarea amestecului bifazic este mai mare decât în cadrul curgerii apei.

Astfel, teza devine o bază în ceea ce priveşte caracteristicile hidrodinamice a amestecului bifazic aer-apă din staţiile de epurare a apelor uzate. Pe urma acestor cercetări se poate stabili un echilibru între coeficienţii energetici, hidraulici şi economici în scopul reducerii consumului de energie la nivel de bazine biologice.

1. Fluide polifazate – introducere

1.1. Clasificarea şi aplicaţii ale fluidelor polifazate

În principiu, clasificarea fluidelor polifazate se poate realiza în funcţie de numărul de faze, tipul fazelor, procentul fazei în amestec şi interacţiunea dintre acestea. În funcție de modul de interacţiune dintre faze, fluidele polifazate se pot clasifica astfel: medii dispersate, medii separate, amestecuri bifazice (gaz-lichid, lichid-lichid, lichid-particule solide) şi amestec trifazic (gaz-lichid-solid) [111].

1.2. Complexitatea fluidelor polifazate

În dinamica fluidelor polifazate apar interacţiuni între faze care determină apariţia unor deformări ale bulelor de gaz, formarea de conglomerate prin coagularea particulelor solide în urma ruperii legăturilor dintre faze sau divizarea bulelor în două bule mai mici datorită forţelor de forfecare.

Principala problemă în analiza curgerii fluidelor polifazate este reprezentată de comportamentul reologic al amestecului. În cazul amestecului bifazic gaz-lichid apar probleme la interfaţa dintre cele două componete din cauza: modificării formei bulei de gaz în mişcare, interacţiunilor de natură mecanică a bulelor, trasferului de gaz, antrenarea fluidului de către bule în mişcarea ascensională a acestora. Ulterior elaborării modelelor matematice şi validarii, tehnicile de calcul devin instrumente puternice cu ajutorul cărora se pot rezolva o serie de ecuaţii ale fluidelor multifazice.

1.3. Curgerea fluidelor polifazate

Fenomenele naturale de curgere a fluidelor polifazate sunt foarte complicate şi nu pot fi descrise într-un singur model matematic. Plecând de la sistemul de ecuaţii de bază care descrie mişcarea fluidelor polifazate, Navier-Stokes şi ecuaţia de continuitate [40], [41] [85], în ultimele decenii au fost dezvoltate mai multe modele matematice, fiecare dintre acestea având avantaje şi dezavantaje în încercarea de a prezenta cât mai fidel condiţiile reale [56], [70].

1.4. Fluide polifazate în staţia de epurare a apelor uzate

Principalii parametri care caracterizează apele uzate sunt suspensiile solide totale (SST), consumul biochimic de oxigen (CBO_5) şi oxigenul dizolvat (OD). Pentru combaterea poluării, sistemele de epurare şi tratare a apei au devenit obligatorii, dezvoltându-se o întreagă legislaţie de mediu în acest domeniu [117], [119 - 124]. În Romania este în momentul de faţă impusa prin legislaţie epurarea avansata a apelor uzate pentru amplasamente cu peste 10000 de locuitori.

Deşi există fluide polifazate în majoritatea treptelor de epurare, cea mai complexă etapă este cea de epurare biologică. Aici se regăsesc amestecuri de nămol activ şi apă uzată, nămol activ şi aer, aer şi apă uzată. Complexitatea amestecului determină apariţia multor probleme în procesul de transfer în apă al oxigenului necesar epurării. Cauzele acestora sunt: concentraţie mare de microorganisme; concentraţie mare de materie organică; presiunea ridicată a aerului; regimul de curgere a amestecului aer-apă.

2. Stadiul actual al cercetărilor în studiul curgerii amestecului polifazic în staţiile de epurare

Prin instalaţiile de tratare/epurare a apei curg amestecuri polifazate formate din diferite substanţe şi particule dizolvate sau dispersate prin mediul apos sub formă granulată sau coloidală. Între constituenţii mediilor polifazate apar interacţiuni de natură fizică, chimică şi uneori biochimică. Lucrările şi tezele de doctorat elaborate până în această etapă [22],[45], [50],[53], [79], [105], [109], iau în considerare doar o parte dintre aceste interacţiuni.

2.1. Modelarea curgerii în decantoare

Caracteristicile hidrodinamice ale unui bazin de sedimentare pot fi determinate rezolvând ecuaţiile de mişcare a fluidelor polifazate. Modelarea numerică în decantoare s-a dezvoltat foarte mult în ultimii ani [29].

2.2. Modelarea curgerii nămolului

Cercetările realizate în studiul comportamentului hidrodinamic al nămolului din staţiile de epurare s-au axat pe determinarea concentraţiilor de materii solide în suspensie, atât în echipamentele de pre-tratare a nămolului, cât şi în metantancuri. De asemenea au fost realizate studii pentru determinarea impactului parametrilor fizici şi chimici asupra concentraţiei de materie organică din nămol [75].

2.3. Modelarea şi simularea curgerii în bazinele de aerare

Aerarea este un proces cheie în epurarea apelor uzate. Rolul său este de a furniza oxigenul necesar pentru toate procesele de tratare aerobă. În sistemele cu nămol activ, aerarea asigură, de asemenea, amestecarea particulelor aflate în suspensie şi omogenizarea amestecului apa-aer-nămol activ. Simularea curgerii bulelor de gaz în mediul apos este una complexă şi a reprezentat subiectul numeroaselor studii [46], [63], [64], [114].

În bazinele de aerare are loc cel mai mare consum de energie dintr-o staţie de epurare. În funcţie de necesarul de oxigen şi transferul acestuia în masa de apă, consumul de energie electrică este între 10-30 W/m^3 apă uzată. Domeniul de curgere într-un bazin de aerare este influenţat de sistemele de aerare şi de mixere.

2.4. Obiectivele cercetării

Subiectul tezei de doctorat este studierea curgerii amestecului aer-apă în bazinele de aerare din staţia de epurare a apelor uzate. Scopul lucrării este determinarea impactului antrenării masei de apă în mişcarea ascensională a bulei de gaz asupra procesului de epurare biologică, respectiv a transferului de oxigen din aer în apă.

Obiectivele cercetării sunt:

- Analiza literaturii de specialitate din domeniu, în vederea identificării metodelor/modelelor realizate până în prezent pentru studiul procesului dinamicii amestecului aer – apa;
- Analiza performanţelor energetice a echipamentelor de aerare;

Deteminări experimentale ”in situ” şi în laborator pentru vizualizarea şi determinarea mişcării bulelor de aer în masa de apă;

3. Epurarea biologică a apelor uzate

3.1. Epurarea biologică aerobă

Procesele biologice aerobe sunt frecvent utilizate în tratamentul apelor reziduale organice pentru atingerea unui grad ridicat de eficienţă de epurare şi au eficienţă ridicată pentru apele uzate cu valori ale CBO_5 cuprinse între 300 - 700 mg/l. Dezavantajul procesului aerob constă în acela că echipamentele de aerare utilizate necesită un consum ridicat de energie pentru introducerea aerului în sistem, ceea ce înseamnă costuri ridicate.

Pentru evaluarea performanţelor echipamentului de aerare, mărimea de bază este indicele energetic E [kg O_2/kWh] care se recomandă să fie mai mare de 3 kg O_2/kWh [60]. Numeroase cercetări au considerat faptul că intensitatea hidrodinamicii induse în bazinul de aerare se poate aprecia global prin indicele δ [W/m^3], care reprezintă puterea echipamentului utilizat pentru insuflare de oxigen raportată la unitatea de volum a bazinului şi ale cărui valori trebuie să depăşească 20 W/m^3, considerată ca limită inferioară a evaluării depunerilor flocoanelor de nămol [39] .

Principala sarcină a inginerilor de ape uzate este de a înţelege fenomenul de amestec între microorganisme, apa uzată şi oxigenul dizolvat şi de a găsi metode de îmbunătăţire a acestui fenomen cu scopul de a obţine eficienţă ridicată şi costuri scăzute.

3.2. Clasificarea proceselor de epurare biologică aerobă

Cel mai frecvent şi cel mai vechi proces de epurare biologică utilizată pentru epurarea apelor uzate menajere şi industriale este procesul convenţional cu nămol activ [57], [68], [115], [118]. O tehnologie actuală în epurarea biologică a apelor uzate municipale şi a apelor uzate industriale din categoria rafinăriilor şi uzinelor petrochimice este reprezentată de utilizarea bazinelor de reacţie secvenţiale (SBR). O modificare a configuraţiei sistemului, care a fost implementată în sistemele de epurare a apelor uzate industriale, a dus la obţinerea bioreactorului cu mediu fluidizat [3], [97], [104]. Bioreactorul cu membrană (MBR) este cea mai recentă tehnologie de degradare biologică a impurităţilor organice solubile [38] [87].

3.3. Regimuri de curgere a amestecului bifazic aer-apă

În studiul deplasării aerului în masa de apă au fost identificate următorele regimuri de curgere: omogen sub bulă cu bulă (laminar), melc, val şi curgere inelară (turbulent) [14]. Cele mai des întâlnite sunt regimul de curgere omogen şi turbulent. Trecerea de la un regim la altul se realizează printr-un regim de tranziţie care depinde de condiţiile de realizare a curgerii.

În urma experimentelor, s-a constatat faptul că numărul Weber şi numărul Reynolds pot ajuta la identificarea regimului de curgere.

3.4. Transferul de oxigen din aer în masa de apă (ecuaţia de dispersie)

În cadrul acestei teze, primele cercetări făcute asupra dispersiei oxigenului din aer au dus la identificarea unui raport între coeficientul de dispersie şi coeficientul de reacţie a microorganismelor cu oxigenul.

4. Dinamica unei bule de gaz în masa de apă

Studiile analitice şi numerice ale dinamicii amestecului aer-apă sunt deosebit de complexe datorită numărului ridicat de ecuaţii care descriu procesul. Cercetările experimentale sunt, de asemenea, complicate, dar dezvoltarea tehnologiei în domeniul instrumentelor de măsură a permis obţinerea unor rezultate experimentale cu precizie ridicată [74].

4.1. Analiza dimensională a mişcării bulei de gaz în masa de apă

În studiul curgerii amestecului aer-apă, parametrii importanți pentru analiza dimensională pot fi clasificaţi în: proprietățile fluidelor şi constantele fizice, proprietățile amestecului aer-apă, proprietaţile de curgere (debit) în zona de intrare.

Ţinând cont de toţi aceşti parametri, conform tehnicilor analizei dimensionale se poate scrie ecuaţia:

$$F_1 = \left(\rho_l, \eta_l, \rho_g, \eta_g, \sigma, g, \alpha, d_o, C_0, d_b, l_o, v_b, l_0, t_g, t_l, v_{g,0}, v_{l,0}\right) = 0 \qquad (4.1)$$

4.2. Parametrii geometrici ai bulei de aer

Structura amestecului bifazic aer-apă este complexă şi de aceea există dificultatea definirii cu exactitate a caracteristicilor bulelor de aer. Astfel, au fost introduse două precizări: bula de aer este definită ca volumul de aer care este înconjurat în mod continuu sau nu de pelicula de apă şi diametrul bulei de aer este diametrul echivalent al unei bule sferice care are acelaşi volum cu bula de aer analizată;

4.3. Fenomenul de destindere şi comprimare a unei bule de aer: ecuaţia Rayleigh-Plesset

Ecuaţia Rayleigh-Plesset descrie creşterea/colapsarea unei bule de gaz pentru care se consideră constante densitatea apei ρ_l şi coeficientul dinamic de viscozitate al apei η_l. De asemenea, se consideră că interiorul bulei de aer este un mediu uniform şi omogen, cu presiunea $p_b(t)$ şi temperatura $T_b(t)$ funcţie de timpul *t*.

4.4. Stabilitatea bulei de gaz

În acest subcapitol au fost prezentate modalităţile de rezolvare a problemei de stabilitate a bulei de gaz plecând de la ecuaţia Rayleigh-Plesset.

4.5. Viteza de ridicare a bulei de aer

Considerând o bulă izolată de aer care se ridică într-o masă de apă în regim staţionar, forţele care acţionează asupra bulei sunt: forţa de greutate F_G, forţa arhimedică F_A şi forţa de frecare între apă şi aer F_f, care acţionează în sens invers mişcării bulei, numită forţă de rezistenţă la înaintare. Aplicând principiul de echilibru al forţelor dat de relația se obţine formula de calcul a vitezei de ridicare a bulei de gaz (4.2):

$$v_b = \frac{2 * {r_b}^2 * g * (\rho_l - \rho_g)}{9 * \rho_l * \nu_l} \qquad (4.2)$$

Mulți cercetători au studiat viteza de ridicare a unei bule individuale de aer în masa de apă aflată în repaus şi au identificat relaţii de calcul pentru aceasta.

4.6. Efectul turbulenţei asupra dinamicii bulei de aer

În analiza curgerii bifazice aer-apă, mai mulţi cercetători au discutat despre efectul turbulenţei asupra vitezei de ridicare a bulei de gaz. Si asupra transferului de oxigen din aer în apă [99], [102]. Cele mai multe discuţii s-au axat pe faptul că un grad ridicat de turbulenţă ar întârzia ridicarea bulei, conducând la viteze mai mici decât în cazul curgerii laminare. Totuși, niciun studiu nu a demonstrat în mod concludent o creștere sau o scădere a vitezei de ridicare.

5. Consumuri energetice în cadrul SEAU Constanţa Sud

5.1. Prezentare generală

Staţiile de epurare municipale sunt consumatori importanţi de energie din sistemul energetic naţional. Costurile acestor consumuri energetice reprezintă o pondere importantă din costurile de operare. În staţiile de epurare a apelor uzate este foarte dificilă realizarea economiilor de energie, deoarece procesul este continuu.

5.2. Consumuri de energie electrică în Staţia de epurare a apelor uzate Constanţa Sud

Alimentarea cu energie electrică a Staţiei de epurare Constanţa Sud se face pe două linii de medie tensiune de 20 kV. De pe cele două linii se alimentează cinci puncte de transformare PTA, PT2, PT1, PTB şi PT7. În total există 199 de consumatori pentru care s-a înregistrat o putere medie necesară de 500 MWh/luna, respectiv 17 MWh/zi (fig.5.1).

În treapta de epurare biologică se găsesc cei mai mari consumatori de energie din întreaga staţie. Acest lucru se datorează celor nouă suflante şi opt agitatoare, care asigură introducerea în bazinele de aerare a aerului necesar dezvoltării microorganismelor şi, respectiv, amestecului celor trei componente aer – apă – nămol activ, astfel încât procesul de transfer de oxigen să aibă o eficienţă ridicată.

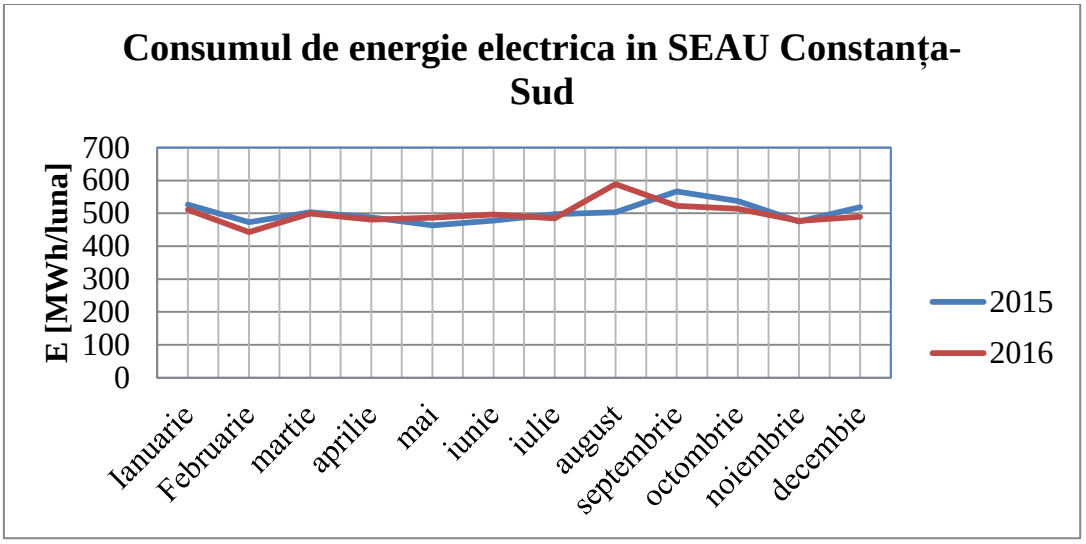


Fig. 5.1. Variaţia consumului energetic lunar în anii 2015-2016

În perioadă 30.03.2016 – 26.04.2016, în cinci zile diferite, au fost realizate măsurători detaliate în scopul identificării principalilor consumatori din staţie. Rezultatele consumurilor energetice în procente obţinute sunt prezentate în figura 5.3.

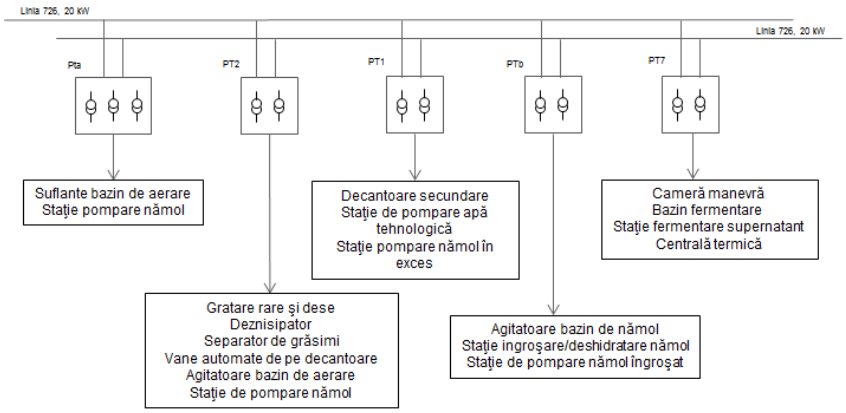


Fig. 5.2. Schema punctelor de măsurare a consumatorilor de energie electrică din SEAU Constanţa Sud

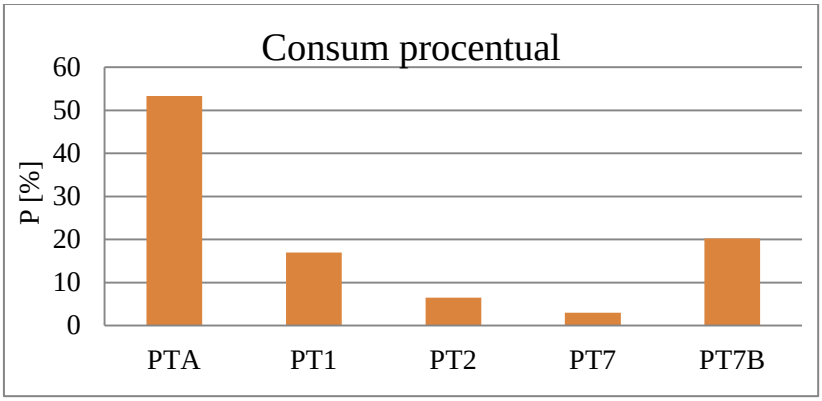


Fig. 5. 3. Reprezentarea procentuală a consumului energetic din SEAU

De remarcat faptul că cel mai mare consum energetic, 53% din necesarul energetic al întregii staţii de epurare, s-a înregistrat în punctul PTA la care sunt conectate suflantele necesare oxigenării apelor din bazinele de aerare, precum şi staţia de pompare de nămol în exces. Puterea necesară pentru funcţionarea acestora variază între 300-500 kW.

5.3. Concluzii

Prin prelucrarea măsurătorilor consumurilor energetice realizate la cele cinci puncte de măsurare de la SEAU Constanța Sud, s-a obţinut faptul că cel mai mare consum,53% din necesarul staţiei de epurare analizate, s-a înregistrat în punctul PTA, la care sunt conectate suflantele de la bazinele de aerare. Puterea necesară pentru funcţionarea acestora variază între 300-500 kW. Cel mai mic consum s-a constatat în punctul PT7, la care sunt conectate staţia de fermentare supernatant şi centrala electrică.

Pentru a avea un consum energetic minim este necesară identificarea unui echilibru între debitul de alimentare cu aer, parametrii hidrodinamici ai amestecului aer-apă şi coeficientul de transfer de oxigen din aer în apă necesar procesului tehnologic din SEAU Constanța Sud.

Aceste caracteristici se vor reflecta în lucrarea prezentată prin analizarea următoarelor aspecte: presiunile şi pierderilor de presiune la introducerea aerului în bazinele de aerare, vitezele generate şi induse în masa de apă din bazinele de aerare, suprafețele de transfer al oxigenului din aer în apă determinate de dimensiunea bulelor de gaz.

6. Cercetări experimentale “in situ”

6.1. Determinarea performaţelor de oxigenare a echipamentelor mecanice testate în regim tranzitoriu

Metodele actuale compară echipamentele mecanice din punctul de vedere al parametrilor hidrodinamici. În urma cercetărilor efectuate „in situ” în cadrul acestei teze s-a urmărit compararea echipamentelor de aerare, ţinând cont şi de parametrii tehnico-economici şi cei de performanţă de oxigenare: CO [kg O_2/h], E [kg O_2/kWh], δ [W/m^3].

6.2. Calculul parametrilor pentru determinarea performanţelor unui echipament de aerare

Cercetările experimentele „in situ” au fost realizate pentru echipamente de aerare mecanice de suprafaţă, cu puteri de consum diferite, 25 kW, respectiv 37 kW, aflate la staţia de epurare ape uzate de la Brazi. Măsurătorile au fost realizate la temperatura apei de 9,5^{0}C. Metod utilizată în determinarea performanţelor acestora a fost metoda de testare în regim tranzitoriu [116].

6.1.1. Calculul capacităţii de oxigenare

Prima etapă în calculul capacităţii de oxigenare a constat în determinarea coefientului de transfer de masă. Pentru acest lucru s-a măsurat concentraţia de oxigen dizolvat ajutorul unui senzor de oxigen dizolvat fluorescent (LDO) montat la un controler portabil din seria HQd timp de 15 minute. Valorile considerate au fost în intervalul 0,2*C_{ss} şi 0,8*C_{ss}. Analizele realizate de-a lungul timpului au arătat că acest interval oferă rezultatele cele mai apropiate de cele reale cu o eroare de 0,01%.

Conoscând aceste valori şi prin integrarea ecuaţiei de bază a transferului de masă s-a calculat coeficientului de transfer specific de oxigen k_{La} şi ulterior capacităţatea de oxigenare cu relaţiile:

$$k_{La} = \frac{\ln D_{t_1} - \ln D_{t_2}}{t_1 - t_2} \text{ [min}^{-1}\text{]} \quad (6.1)$$

$$\text{CO} = k_{La(10^oC)} * \frac{C_{ss}}{1000} * V * \theta \text{ [kg O}_2\text{/h]} \quad (6.2)$$

unde D_{t_1}, D_{t_2} [mg O_2/l] reprezintă deficitul de oxigen faţă de concetraţia la saturaţie la momentele t_1 şi t_2, C_{ss} = 11,25 mg/l este concentraţia de oxigen dizolvat la saturaţie, iar V [m^3] volumul de apă testat din bazin, θ factorul de corecţie de temperatură pentru temperatura de 9,5^{0}C.

Pe baza rezultatelor obţinute din măsurători şi prelucrări statistice s-au reprezentat grafic concentraţia de oxigen dizolvat în funcţie de timp (fig. 6.1) şi deficitul de oxigen în funcţie de timp (fig.6.2), pentru aeratorul mecanic de 25 kW [20].

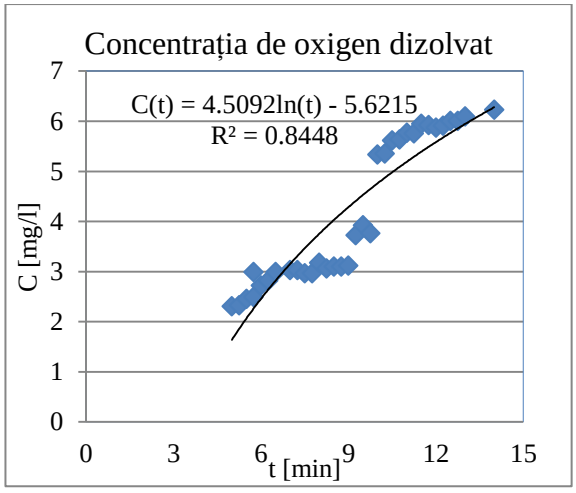


Fig. 6.1. Variația în timp a concentrației de oxigen dizolvat (aeratorul de 25 kW) [20]

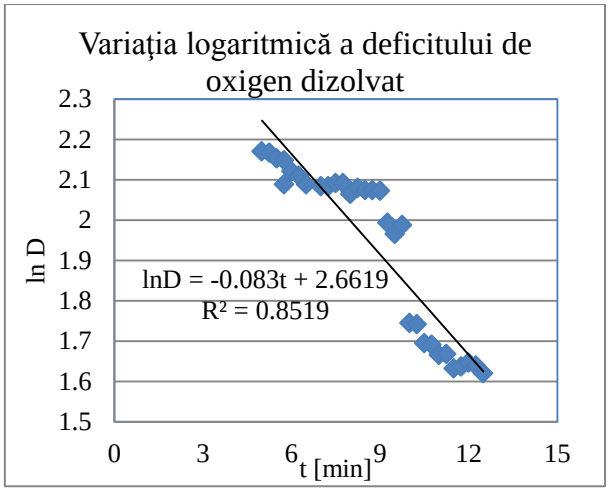


Fig. 6.2. Variația în timp a deficitului de oxigen dizolvat (aeratorul de 25 kW) [20]

În urma acestor măsurători, prelucrări și reprezentări grafice s-au obținut următoarele valori: $k_{La,\ 25kW} = 0{,}05$ min^{-1} și $CO_{25kW} = 14{,}18$ kgO_2/h.

Pentru aeratorul mecanic de suprafață de 37 kW, în urma măsurătorilor, prelucrări și reprezentări grafice s-au obținut următoarele valori: $k_{La,\ 25kW} = 0{,}09$ min^{-1} și $CO_{25kW} = 25{,}52$ kgO_2/h.

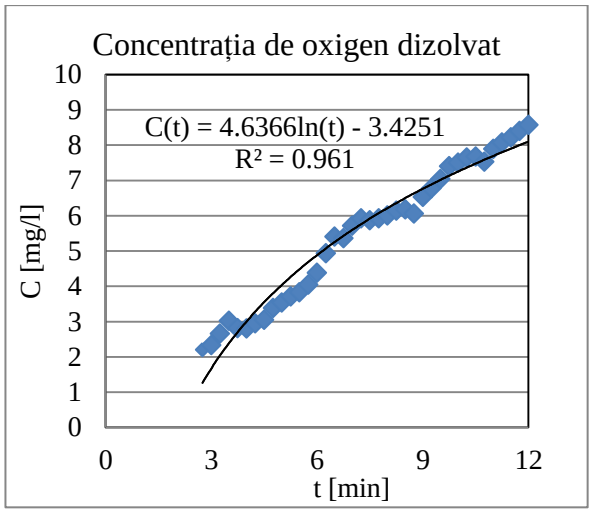


Fig. 6.3. Variația în timp a concentrației de oxigen dizolvat (aeratorul de 37 kW)

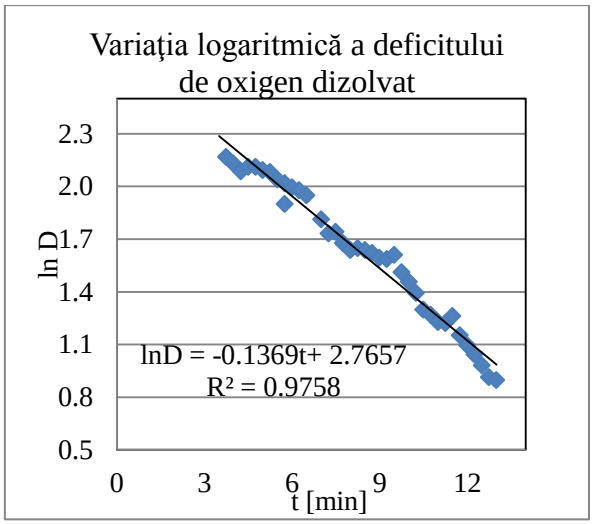


Fig. 6.4. Variația în timp a deficitului de oxigen dizolvat (aeratorul de 37 kW)

6.1.2. Determinarea coeficientului economic și a puterii specifice

Coeficientul economic E reprezintă cantitatea de oxigen generată de echipamentul de aerare raportată la puterea consumată:

$$E = \frac{CO}{P_o} \text{ [kg } O_2\text{/kWh]} \tag{6.3}$$

Pentru măsurătorile prezentate în această teză s-au obținut următoarele valori: $E_{25kW} = 0{,}56$ kg O_2/kWh respectiv $E_{25kW} = 0{,}68$ kg O_2/kWh

Pentru analiza intensității mișcării dintr-un bioreactor s-a determinat indicele puterii specifice δ, un parametru care indică energia necesară pentru aerarea unui m^3 de apă uzată:

$$\delta = \frac{P_0}{V} \text{ [W/m}^3\text{]} \tag{6.4}$$

Pentru un volum de 416,66 m^3 apă uzată din bazin s-au obţinut următoarele valori: $\delta_{25kW} = 60$ W/m^3 respectiv $\delta_{25kW} = 88$ W/m^3.

Comparând cazurile analizate, creşterea cu 48% a puterii consumate a condus la o creştere a coeficientului economic cu 21% şi cu 33% a puterii specifice.

6.1.3. Repartiţia vitezei şi a concentraţiei de oxigen dizolvat pentru măsurătorile „in situ"

Pentru determinarea vitezei generate şi induse s-a utilizat o micromorişcă de tip Neyrpic cu înregistrare automată. Acest echipament măsoară numărul de impulsuri date de rotorul micromoriştii în unitatea de timp, iar viteza generată şi indusă se determină cu ajutorul curbei de etalonare a acesteia dată de relaţia:

$$v = 0{,}0028 + 0{,}2273 * n \text{ [m/s]} \tag{6.5}$$

unde *n* reprezintă numărul de impulsuri în unitatea de timp, iar *v* – valoarea vitezei în punctul de măsură.

Pentru estimarea intensităţii mişcării generate şi induse în masa de apă de către echipamentul mecanic de aerare s-a definit număril Reynolds la mişcarea indusă în bazin:

$$\mathrm{Re}_i = \frac{v_i * h * L * \rho_l}{H * \eta_l} \tag{6.6}$$

unde ρ_l este densitatea amestecului, η_l – viscozitatea dinamică a amestecului, v_l – viscozitatea cinematică a amestecului, n – turaţia rotorului, D - diametrul caracteristic al rotorului, v_i - viteza verticală indusă în punctul de măsură, h - înălţimea la care se află punctul de măsură, H - înălţimea bazinului, L - latura bazinului de aerare.

Valorile vitezelor au fost corelate si valori concentraţiilor de oigen dizolvat măsurate cu senzorul de oxigen dizolvat fluorescent (LDO) montat la un controler portabil din seria HQd,

Bazinul de aerare din staţia de epurare Brazi, pentru care s-au realizat măsurătorile, are volumul de 2.500 m^3 şi înălţimea de 3,8 m, în acesta fiind amplasate în total şase aeratoare. Punctele de măsurare pentru care s-au efectuat cercetările în cazul aeratorului mecanic cu puterea de 25 kW sunt identice cu cele realizate pentru aeratorul cu puterea de 37 kW şi sunt prezentate în figura 6.3.

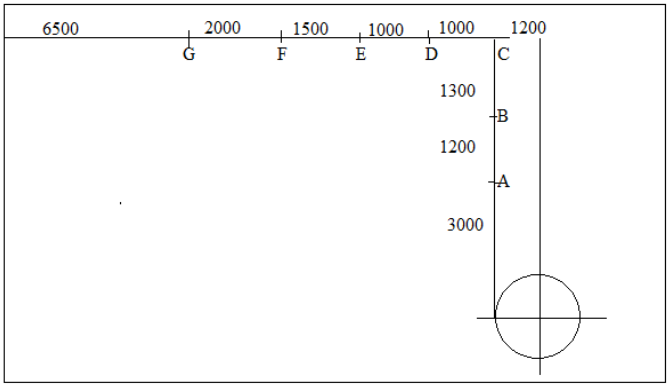


Fig. 6.3. Schema repartiţiei verticalelor de măsură în bazinul de aerare a staţiei SEAU Brazi faţă de axul aeratorului mecanic de suprafaţă

Valorile obţinute pentru cazul aeratorului mecanic de suprafaţă cu putere de 25 kW sunt prezentate în tabelul 6.1.

Tabel 6.1. Viteze şi concentraţii de oxigen dizolvat măsurate pentru aeratorul de 25 kW [16]

H [m]	A		B		C		D	
	v[cm/s]	C[mg/l]	v[cm/s]	C[mg/l]	v[cm/s]	C[mg/l]	v[cm/s]	C[mg/l]
0,20	17,88	2,30	55,60	2,60	29,63	2,02	29,03	2,50
1,05	10,69	0,84	18,56	1,24	14,68	1,20	17,57	1,74
1,90	8,19	0,82	16,64	1,18	26,89	1,54	5,85	1,54
2,75	25,61	1,12	11,75	1,30	16,30	1,22	16,64	1,60
3,60	25,24	1,26	15,44	0,90	22,62	1,56	14,73	1,40

H [m]	E		F		G	
	v[cm/s]	C[mg/l]	v[cm/s]	C[mg/l]	v [cm/s]	C[mg/l]
0,20	35,63	2,60	41,71	2,50	26,69	2,30
1,05	6,82	2,32	17,12	1,90	24,18	2,30
1,90	13,80	1,28	11,95	2,10	21,06	1,90
2,75	9,03	0,86	8,44	1,50	14,61	1,90
3,60	9,87	1,52	7,55	1,52	9,51	1,90

Pe verticala A s-a înregistrat o scădere de la 20 cm/s până la 7 cm/s (la adâncimea de 2 m), după care o creştere bruscă la 25 cm/s. În acest punct şi concentraţia de oxigen dizolvat s-a majorat. O dată cu îndepărtarea de axul motorului este de aşteptat ca gradul de turbulenţă să scadă. Cu toate acestea în punctul C se remarcă o creştere a vitezei în zona de mijloc a bazinului în comparţie cu valorile acesteia din punctele anterioare. De asemenea în punctul F s-a obţinut o scădere doar a valorilor vitezelor generate şi induse în comparaţie cu valorile concentraţiei de oxigen dizolvat care au crescut faţă de punctul E.

Punctul G de măsurare este cel mai îndepărtat punct faţă de aeratorul mecanic, fiind plasat la 6,5 m faţă de peretele bazinului. În acest punct valoarea medie a concentraţiei de oxigen dizolvat este sub 2 mg/l, valoare insuficientă pentru activitatea metabolică energică a nămolului activ. Consecinţa faptului că mărimea vitezei generate şi induse scade linear cu adâncimea este micşorarea gradului de turbulenţă, ceea ce poate favoriza apariţia depozitelor de nămol activ.

În continuare, se analizează bioreactorul echipat cu un aerator mecanic de suprafaţă cu puterea de 37 kW. Astfel, în tabelul 6.2 sunt prezentate valorile obţinute pentru viteza generată şi indusă şi pentru concentraţia de oxigen dizolvat la acest bazin de aerare.

Tabel 6. 2. Viteze şi concentraţii de oxigen dizolvat măsurate pentru aeratorul de 37 kW [16]

H [m]	A		B		C		D	
	v[cm/s]	C[mg/l]	v[cm/s]	C[mg/l]	v[cm/s]	C[mg/l]	v[cm/s]	C[mg/l]
0,20	68,91	6,50	44,18	5,50	56,79	5,60	32,55	5,50
1,05	14,95	5,00	20,74	4,40	21,06	5,70	26,91	4,70
1,90	18,81	3,80	16,16	3,30	12,62	4,00	8,85	3,70
2,75	17,08	2,50	19,74	2,10	28,209	3,60	7,38	2,70
3,60	7,15	2,00	12,12	2,00	16,90	2,00	9,03	2,40

H [m]	E		F		G	
	v[cm/s]	C[mg/l]	v[cm/s]	C[mg/l]	v [cm/s]	C[mg/l]
0,20	31,58	5,60	20,14	5,50	19,21	5,50
1,05	26,11	4,70	20,37	5,20	26,46	5,10
1,90	17,32	3,60	13,60	3,60	13,30	4,80
2,75	18,15	2,80	18,27	3,40	15,95	4,40
3,60	6,91	2,20	7,15	2,20	8,28	2,60

În cazul aeratorului mecanic cu putere mai mare, în zona de mijloc a bazinului s-a observat cum la creşterea vitezei generate are loc o scădere a concentraţiei de oxigen dizolvat. Acest fenomen apare atunci când viteza este prea mare, astfel încât determină apariţia unui vârtej cu impact negativ asupra coeficientului de transfer de masă. În urma apariţiei acestui fenomen, s-au realizat cercetări experimentale în laborator pentru a identifica impactul dimensiunii bulelor de gaz şi a vitezei de introducere a gazului în masa de apă asupra formării de vârtejuri şi a transferului de oxigen.

În concluzie in cazul vitezei valorile obţinute sunt în medie în jurul valorii de v = 30 cm/s care ajută la omogenizarea amestecului iar conentraţia de oxigen dizolvat asugură realizarea procesului de epurare.

Diagrame comparative

Pentru identificarea echipamentului mecanic de aerare cu performanţe mai bune pentru cazul analizat, s-au realizat diagrame comparative atât pentru vitezele generate şi induse, cât şi pentru concentraţia de oxigen dizolvat între aeratorul mecanic de suprafață cu putere de 25 kW şi cel cu putere de 37 kW.

Precum este prezentat exemplul din fugurile 6.4 şi 6.5 au fost relizate diagramele comparative pentru toate cele 7 puncte de măsură.

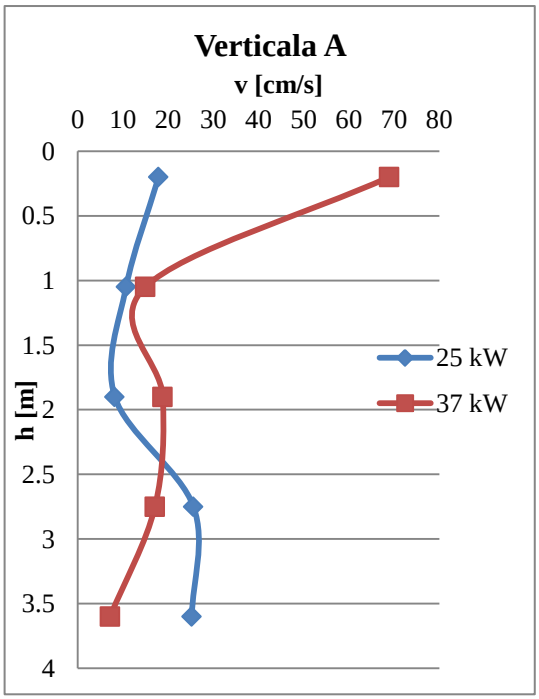


Fig. 6.44. Variația pe adâncimea verticalei A a vitezei generate și induse la folosirea aeratoarelor de 25 kW și 37 kW

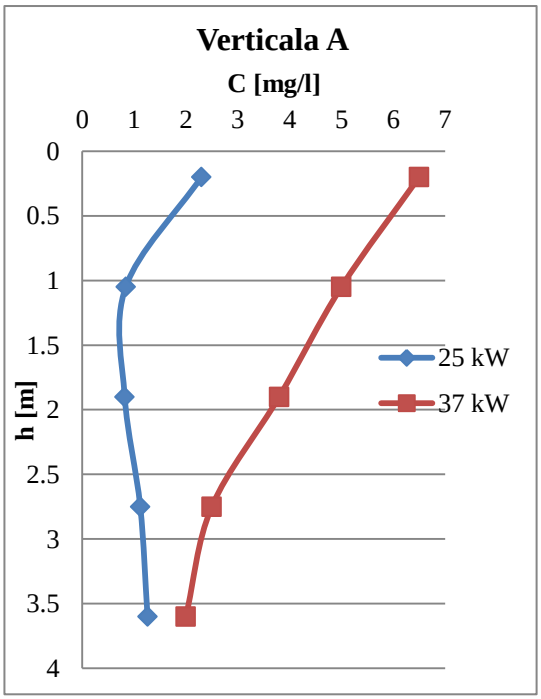


Fig. 6.5. Variația pe adâncimea verticalei A a concentrației de oxigen dizolvat la folosirea aeratoarelor de 25 kW și 37 kW

În urma cercetărilor efectuate s-a remarcat faptul că există o legătură puternică între modul de variaţie a vitezei cu cea a concentraţiei de oxigen dizolvat. De asemenea, s-a observat că atunci când viteza creşte, de regulă şi concentraţia de oxigen dizolvat se majorează. Acest lucru se datorează vârtejurilor care ajută la omogenizarea amestecului aer-apă-nămol activ şi are impact pozitiv asupra coeficientului de transfer de masă.

Caclulul numărului Reynolds pentru dimensiune bazinului date cunoscând valorile uzuale ale caracteristicilor fluidului şi H = 3,8 m, L = 13,2 m şi cu gama de viteze măsurate, valorile acestui număr Reynolds sunt cuprinse între $1{,}11*10^6$ şi $28*10^7$ pentru ambele aeratoare, ceea ce asigură o curgere turbulentă în bioreactor.

6.3. Concluzii

Experimentele efectuate în bazinele de aerare echipate cu aeratoare mecanice de suprafaţă cu putere de 25 kW şi 37 kW permit formularea următoarelor concluzii:

1. În urma aplicării metodei de determinare a capacităţii de oxigenare, s-a demonstrat faptul că pentru o creştere a puterii consumate cu 48% a determinat o creştere a capacităţii de oxigenare cu 79%, cu 33% a puterii specifice şi o majorare cu 2% a coeficientului economic.
2. Se remarcă faptul că există o puternică corelaţie între modul de variaţie a vitezei şi concentraţiei de oxigen dizolvat pe verticala unui bazin de aerare. În zonele cu viteze ridicate, valoarea concentraţiei de oxigen este mai mare.
3. Valoarea numărului Re specific unui bioreactor se găseşte în intervalul $1{,}11*10^6$ – $2{,}8*10^7$, ceea ce sugerează un grad ridicat de turbulenţă. Turbulenţa generată şi indusă de echipamentele mecanice de oxigenare favorizează transferul de oxigen din mediul apos.
4. S-a demonstrat prin măsurători „in situ” că folosirea unei puteri specifice unitare mai mari a condus la valori mai ridicate ale vitezei şi concentraţiei de oxigen dizolvat.
5. În cazul aeratorului mecanic cu putere mai mare, s-a obţinut concentraţia de oxigen dizolvat necesară dezvoltării microorganismelor pe aproape toată suprafaţa analizată.

În laboratorul de Dinamica Fluidelor Polifazate din cadrul Facultăţii de Energetică au fost realizate cercetări de laborator asupra modului de formare a vârtejurilor în masa de apă şi impactul acestora asupra transferului de oxigen.

Scopul acestui program de studii experimentale de laborator a fost acela de a identifica influenţa presiunii aerului asupra modului de formare a bulelor de gaz şi a vitezelor generate şi induse în masa de apă.

7. Cercetări experimentale în laborator

7.1. Descrierea instalației experimentale

Instalaţia experimentală din laborator este formată, în principal, dintr-un bazin de formă paralelipipedică executat din pexiglas transparent. La bază se află o placă pe care este montată o duză cu diametrul orificiului de 0,5 mm. Duza este schimbată ulterior cu alte duze de diferite diametre: 1 mm, respectiv 1,5 mm. Aerul este introdus în instalație cu ajutorul unui compresor iar presiunea aerului este măsurată cu un manometru metalic. Alimentarea cu apă se realizează prin intermediul unui furtun de la robinet şi este menţinută în regim staţionar.

Schema instalației experimentale este prezentată în figura 7.1, unde se pot observa următorii parametri: p_g presiunea gazului, în bar, v_0 viteza de introducere a gazului, în m/s, d_0 diametrul orificiului de introducere a gazului, în m, d_b diametrul bulei de gaz, în mm, v_b viteza de ridicare a bulei de gaz, în m/s, v_i viteza generată în masa de apă de către bulele de gaz, în m/s.

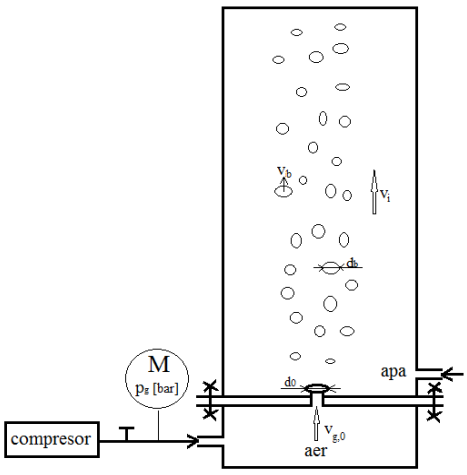


Fig. 7.1. Schema instalaţiei experimentale





În figura 7.2 se prezintă două imagini ale instalației experimentale de laborator.

În cadrul cercetărilor experimentale efectuate în laborator cu ajutorul instalaţiei prezentate, s-au măsurat următorii parametri: presiunea gazului (în intervalul 0-1 bar), viteza de ridicare a bulei de gaz, diametrul bulei de gaz, diametrul orificiului de introducere a gazului, înălţimea coloanei de apă (menţinută constantă la h = 1 m). Viteza de ridicare a bulei de gaz s-a determinat măsurând timpul în care bula a parcurs înălţimea coloanei de apă. Pentru măsurarea diametrului bulei de gaz a fost montată o scară gradată pe peretele instalaţiei.

7.2. Rezultatele experimentelor de laborator

Prima etapă a cercetărilor a constat în determinarea regimurilor de curgere pentru cele trei cazuri în funcţie de presiunea gazului.

7.2.1. Rezultatele obţinute în cazul d_0 = 0,5 mm

În figurile 7.3 a, b şi c sunt prezentate câteva imagini obţinute pentru primul caz studiat, respectiv cu orificiul de introducere a aerului având diametrul $d_0 = 0{,}5$ mm.

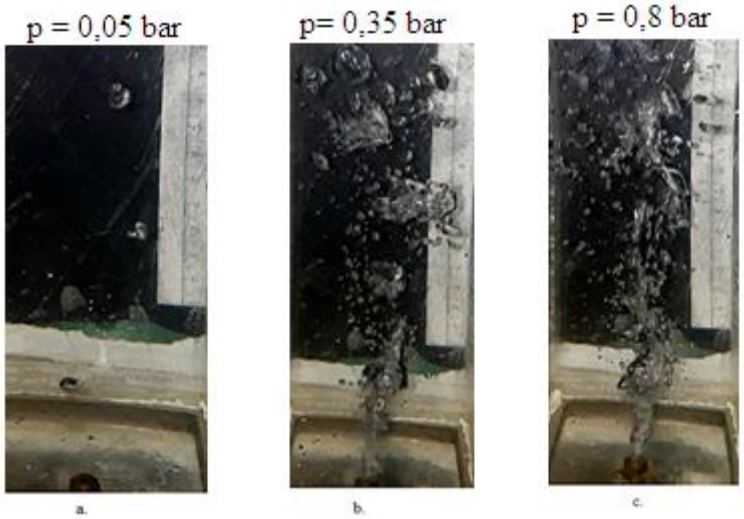


Fig. 7.3. Formarea bulelor de gaz pentru diametrul orificiului $d_0 = 0{,}5$ mm și presiunea p_g de 0,05 bar (a), 0,35 bar (b) și 0,8 bar (c)

De la presiunea aerului de p_g = 0,05 bar şi până la presiunea de p_g = 0,1 bar, curgerea a fost de tip bulă cu bulă. Pe măsură ce presiunea a crescut, a apărut fenomenul de coalescență, cu impact asupra zonei interfazice prin care are loc transferul de oxigen din aer în apă. La creşterea presiunii peste 0,15 bar, s-au obţinut regimurile de curgere de tip melc (pentru presiuni între 0,2 – 0,5 bar) și de tip inelar (pentru presiunii mai mari decât 0,5 bar). Se formează mase de aer, din care, în mişcarea lor ascendentă, sunt generate bule de gaz de mici dimensiuni care îşi menţin starea de plutire până în momentul în care sunt antrenate în masa de apă de următoarea masă de aer formată. Creşterea presiunii până la 0,8 bar a determinat apariţia regimului de curgere turbulent. În cazul acestui tip de curgere, aerul introdus în masa de apă ia forma unui jet din care se desprind bule de foarte mici dimensiuni (de ordinul micrometrilor).

Cercetările realizate în laborator au condus la studiul formării de vârtejuri în funcţie de presiunea aerului şi la determinarea valorilor de viteză generate şi înduse în masa de apă care delimitează cele trei tipuri de curgere. Valorile vitezei de ridicare a bulei s-au obţinut între 0,19 – 0,21 m/s iar diamtetrul bulei de gaz 5 - 6 mm.

7.2.2. Rezultatele obținute în cazul d_0 = 1 mm

În cazul orificiului cu diametrul d_0 = 1 mm, s-au realizat experimente de la valoarea presiunii aerului introdus în instalație p_g = 0,05 bar până la p_g = 0,8 bar (fig. 7.4).

În cazul acestui diametru nu s-a putut realiza curgerea bulă cu bulă. La presiunea aerului de 0,05 bar se formează o bulă de dimensiuni mai mari care, la desprinderea de pe suprafața de formare, se împarte în cîteva bule mai mici de diferite dimensiuni. Pentru valori ale presiunii aerului între 0,2 bar și 0,45 bar, apare regimul de curgere de tip melc (fig. 7.7 b). La aceste presiuni, în lungul coloanei de apă se formează mase independente de aer situate la distanţe de 5 - 10 cm între ele, din care se desprind bule de aer cu diametre între 1 mm și 10 mm.

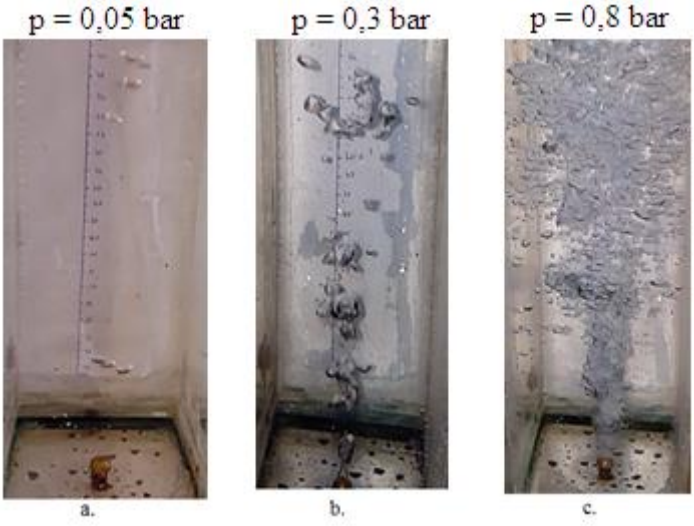


Fig. 7.4. Formarea bulelor de gaz pentru diametrul orificiului $d_0 = 1$ mm şi presiunea p_g de 0,05 bar (a), 0,3 bar (b) şi 0,8 bar (c)

Creşterea presiunii la 0,8 bar determină apariţia unui vârtej în zona de intrare a aerului pe o înălţime de 15 - 20 cm, care nu permite formarea de bule. În zona imediat următoare acesteia, din jetul de aer se desprind bule de ordinul 0,1 - 1 mm.

Valorile vitezei de ridicare a bulei s-au obţinut între 0,20 – 0,24 m/s iar diamtetrul bulei de gaz 7 - 10 mm pentru regimul de curgere omogen.

7.2.3. Rezultatele obţinute în cazul d_0=1,5 mm

În cazul orificiului de introducere a aerului cu diametrul d_0 = 1,5 mm, impactul presiunii aerului asupra modului de formare a bulelor de gaz este mai scăzut. Pentru formarea bulelor de gaz, presiunea minimă necesară a fost de 0,1 - 0,2 bar. Dacă în cazul diametrului d_0 = 0,5 mm, o dublare a valorii presiunii aerului a determinat creşterea diametrului bulei, respectiv a influenţat forma acesteia, în acest caz a fost nevoie de o creştere de trei ori mai mare a presiunii aerului. De asemenea, o creştere a presiunii a determinat şi schimbarea regimului de curgere.

În ceea ce privesc valorile vitezei de ridicare a bulei acestea nu au crescut foarte mult, dupa cum era de asteptat. Dimensiunea crescută a bulei de gaz între 8 – 15 mm a dus la obţinerea unor viteze între 0,18 – 0,24 m/s iar diamtetrul bulei de gaz 5 - 6 mm. Acest lucru se datorează mişcării oscilatorii a acesteia (fig.7.5).

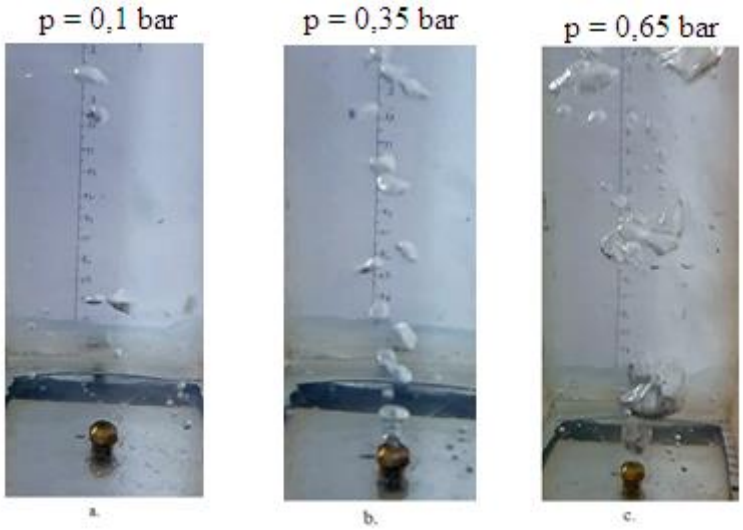


Fig. 7.2. Formarea bulelor de gaz pentru diametrul orificiului $d_0 = 1{,}5$ mm și presiunea p_g de 0,1 bar (a), 0,35 bar (b) și 0,65 bar (c)

În urma calculului teoretic al coeficientului de transfer specific de masă s-a observat faptul că odată cu creşterea diametrului orificiului şi a presiunii aerului s-au mărit semnificativ valorile coeficientului de transfer de masă de oxigen. Valorile obţinute pentru k_l se încadrează aproximativ în intervalul 0,02 - 0,30 min^{-1}.

7.3. Concluzii

Cercetările experimentale în laborator au fost realizate pentru trei diametre ale orificiului de introducere a aerului, la valori ale presiunii între 0,05 și 0,80 bar. Experimentele au dus la obţinerea următoarele concluzii:

1. Creşterea diametrul orificiului prin care este introdus aerul în masa de apă determină majorarea presiunii minime necesare pentru realizarea prcesului de aerare. Creşterea presiunii minime necesare determină majorarea consumului de energie pentru alimentarea instalaţiei.
2. În funcţie de dimensiunea orificiului, s-a putut vizualiza fenomenul de menţinere în stare de echilibru a bulei de aer şi cel de mişcare descendentă. Acest lucru se datorează vitezei generate şi induse în masa de apă, care poate avea un impact semnificativ asupra procesului de dispersie.
3. Formarea de vârtejuri în zona de introducere a aerului este influenţată de ambii parametri. Cu cât diametrul este mai mic, cu atât procesul apare la o presiune mai mică, deci cu un consum mai scăzut de energie pentru degajarea bulelor.

Scopul cercetărilor a fost acela de a identifica regimul de curgere optim, în scopul de a obţine un transfer de oxigen suficient pentru dezvoltarea microorganismelor care ajută la degradarea materiei organice. Acest aspect a fost rezolvat prin modelarea matematică prezentată în următorul capitol. Cercetările experimentale efectuate în laborator au ajutat la validarea modelului matematic propus.

8. Modelări matematice ale dinamicii amestecului bifazic aer-apă

Scopul modelărilor matematice din această teză este de a identifica o corelaţie între dimensiunea bulelor de gaz, viteza ascensională a bulelor de gaz şi viteza generată în masa de apă, astfel încât să se asigure un transfer de oxigen eficient pentru epurarea biologică.

8.1. Modelarea matematică folosind ecuaţia de dispersie

În cadrul acestei teze, primele simulări numerice au fost făcute asupra dispersiei oxigenului din aer în apă în vederea identificării unui raport optim între coeficientul de dispersie şi coeficientul de reacţie al microorganismelor cu oxigenul [49].

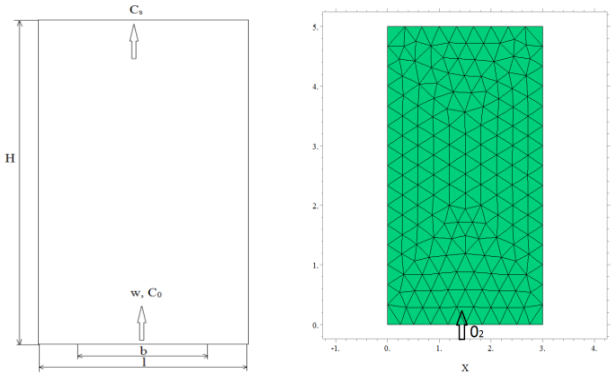


Fig. 8.1. Geometria bazinului de aerare studiat numeric

Secţiunea transversală a bazinului de aerare pentru care s-au realizat simulările numerice are o înălţime de 5 m şi o lăţime de 3 m. Introducerea gazului se face central, pe o lăţime de 2 m, curgerea realizându-se de jos în sus, conform schemei din figura 8.1. Intervalul de viteză analizat al gazului a fost între 0,2 – 0,8 m/s.

8.1.1. Elaborarea modelului matematic pentru ecuaţia de dispersie

Pentru modelările matematice ale fenomenului de dispersie aer-apă analizat în această lucrare, s-au considerat următoarele ipoteze simplificatoare: curgerea se realizează în regim nepermanent: $\frac{\partial C}{\partial t} \neq 0$; mişcarea gazului este unidirecţională pe direcţia verticală a curentului: $u = 0,\ v = 0,\ w \neq 0$; dispersia se realizează exclusiv tot pe direcţia verticală a curentului: $\varepsilon_x = 0,\ \varepsilon_y = 0,\ \varepsilon_z \neq 0$; coeficientul de difuzie moleculară este neglijat în raport cu cel de dispersie; în apa uzată există microorganisme care au nevoie de oxigen pentru a se dezvolta. În acest caz termenul sursă va avea o valoare negativă de forma $S = -k * C$, unde k este coeficientul de reacţie dintre microorganisme şi oxigen, diferit de coeficientul de transfer de masă K_l.

În aceste ipoteze, ecuaţia de dispersie devine [49]:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial z}(w * C) = \frac{\partial}{\partial z}\left(\varepsilon_z \frac{\partial C}{\partial z}\right) - k * C \qquad (8.1)$$

Condiţiile iniţiale şi la limită sunt: concentraţia iniţială de oxigen dizolvat a gazului introdus este de 0,2 mg/l; în zona superioara liberă se impune atingerea punctului la saturaţie, caz în care concentraţia de oxigen dizolvat se consideră de 10 mg/l; pe pereţii laterali ai coloanei de apă nu există flux de masă: $\frac{dC}{dn} = 0$.

8.1.2. Rezultatele modelării şi simulării numerice

Scopul cercetărilor a fost de a identifica relaţia între coeficientul de reacţie k şi coeficientul de dispersie a oxigenului ε_z, astfel încât să se obţină concentraţia dorită de oxigen dizolvat în apa uzată.

S-au realizat simulări ale dispersiei oxigenului pentru un interval de viteză a gazului w = 0,2 – 0,8 m/s şi pentru o valoare a coeficientului de dispersie pe verticală în intervalul ε_z = 0,2 - 20 m^2/s. În cadrul simularilor s-a urmărit intervalul de valori ale coeficientului de reacţie k, pentru care se obţine valoarea concentraţiei de oxigen dizolvat în intervalul 0,2 mg/l (ca valoare minimă a concentraţiei necesare în bioreactor) şi 10 mg/l (concentraţia de oxigen la saturaţie). Rezultatele obţinute sunt prezentate în tabelul 8.1.

Tabel 8.1. Valoarea raportului k/ε_z

Nr. crt	w_g [m/s]	ε_z [m^2/s]	k_{min} [s^{-1}]	k_{max} [s^{-1}]	k_{min}/ε_z [m^{-2}]	k_{max}/ε_z [m^{-2}]
1	0,2	0,2	0,013	0,15	0,065	0,76
2	0,3	1,1	0,067	0,85	0,061	0,77
3	0,4	2,0	0,130	1,55	0,065	0,78
4	0,5	6,5	0,430	5,15	0,066	0,79
5	0,6	11,0	0,750	8,89	0,068	0,81
6	0,7	15,5	1,050	12,64	0,068	0,82
7	0,8	20,0	1,400	16,32	0,068	0,82

8.1.3 Concluzii

Pentru configuraţia propusă s-a determinat intervalul de valori ale raportului k/ε_z = [0,066-0,79], cu ajutorul căruia se poate obţine valoarea coeficientului de dispersie a oxigenului ε_z. Acesta este direct proporţional cu viteza verticală de curgere a gazului w_g.

Cunoscând cantitatea de materie organică din apa uzată se poate determina viteza de curgere a gazului necesară pentru a obţine o valoare a concentraţie de oxigen dizolvat în intervalul C = 2 - 10 mg/l.

Obţinerea vitezei optime de curgere a gazului în bazinul de aerare determină o eficienţă sporită a epurării biologice şi costuri mai reduse de energie.

8.2. Modelul matematic pentru determinarea vitezelor generate şi induse în masa de apă

În cadrul acestei teze domeniul de modelare matematică şi simulare numerică este bidimensional, având aceleaşi dimensiuni obţinute prin similitudine cu instalaţia experimentală: lăţimea l = 0,10 m şi înălţimea H = 0,20 m. Valorile vitezei de introducere a gazului sunt cuprinse între v_g = 0,10 – 1,0 m/s, iar diametrul orificiilor d_0 = 0,5 – 1,5 mm. S-a utilizat programul FLUENT, modelul VOF, pentru curgerea nepermanentă în regim laminar [19].

Ecuaţiile care stau la baza modelului sunt ecuaţia de continuitate (8.2) şi ecuaţia fracţiei volumice a gazului derivată din ecuaţia de conservare a impulsului (8.3):

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(C_g\rho_g\right) + \nabla\cdot\left(C_g\rho_g\vec{v}_g\right) = 0 \tag{8.2}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\rho_m\vec{v}_m\right) + \nabla\left(\rho_m\vec{v}_m\vec{v}_m\right) = -\nabla p_m + \Delta\tau + \rho_m g + F \tag{8.3}$$

unde $\vec{v}_m$ este vectorul viteză medie a amestecului; ρ_m – densitatea amestecului; C_l, C_g - concentraţia volumică a apei, respectiv a aerului; ρ_l, ρ_g - densitatea apei, respectiv a aerului; $\vec{v}_l$, $\vec{v}_g$ – vectorii viteză a apei, respectiv a aerului; p_m – presiunea amestecului; τ- efortul tangenţial; g – acceleraţia gravitaţională; F – termenul care cuprinde tensiunea superficială.

În această lucrare s-au considerat următoarele ipoteze de calcul: viteza inițială de curgere a apei este $v_{l,0} = 0$ m/s; curgerea este nepermanentă datorită variaţiei în timp a vitezei bulei de gaz; curgerea se realizează la numere Reynolds mici; coeficientul tensiunii superficiale σ = 0,072, constant; acceleraţia gravitaţională este negativă datorită mişcării ascendente g = -9,81.

Pentru toate cazurile analizate – trei diametre ale orificiilor (0,5 mm, 1 mm și 1,5 mm) și patru trepte de viteză inițială de introducere a aerului (0,17 m/s, 0,25 m/s, 0,40 m/s şi 0,90 m/s) pasul de timp utilizat a fost 0,001 s, realizându-se o modelare pentru 1000 de paşi iar calculul numeric a fost stopat la o secundă și reprezentat prin câte trei grafice distincte.

Pe primul grafic s-au reprezentat contururile fracţiei gazoase, care indică prezența bulelor de gaz (inclusiv posibilul fenomen de coalescență). Pe un al doilea grafic, contururile de egală viteză generată și indusă, pe care pe poate observa, acolo unde este cazul, apariția vârtejurilor în masa de lichid şi pe un al treilea grafic , s-au reprezentat distribuțiile vitezelor generate și induse de-a lungul a trei verticale: verticala centrală din dreptul orificiului (x = 0,05 m), precum de o parte și de alta a acesteia, la o distanță de 0,02 m (la stânga, x = 0,03 m și la dreapta, x = 0,07 m).

8.2.1. Modelări şi simulări matematice pentru d_0 = 0,5 mm

Primele simulări numerice au fost realizate pentru dimensiunea orificiului $d_0 = 0{,}5$ mm și viteza de introducere a gazului $v_{g,0} = 0{,}17$ m/s [19]. Bulele de aer au o formă sferică de circa 3 mm în diametru și au generat în masa de apă viteze relativ variabile și reduse, vârtejurile apărute fiind de mici dimensiuni.

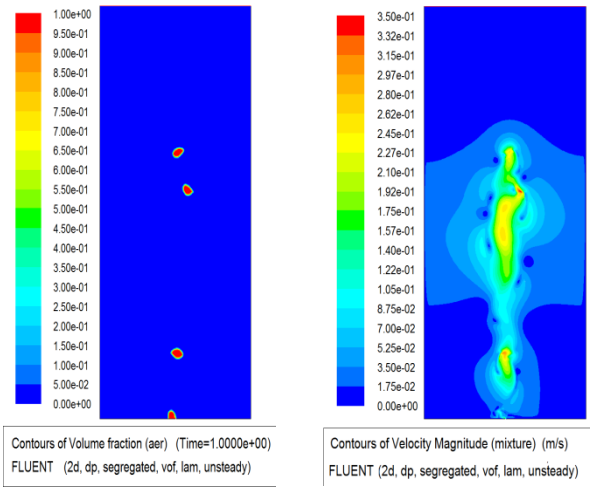


Fig. 8.4. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 0{,}5$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}17$ m/s)

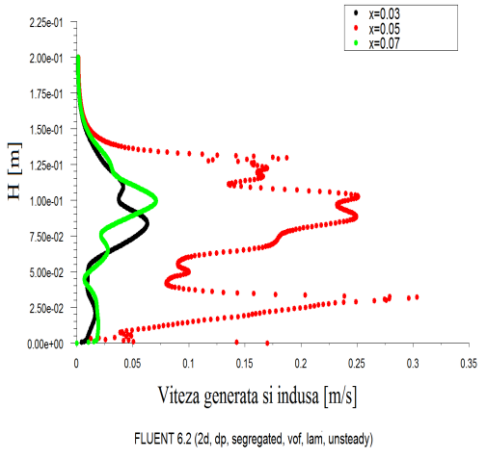


Fig. 8.5. Repartiția vitezelor de-a lungul a trei verticale, la x = 0,03 m, 0,05 m şi 0,07 m ($d_0 = 0{,}5$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}17$ m/s)

În urma măririi vitezei de introducere a aerului la $v_{g,0} = 0{,}25$ m/s, bulelor încep să se deformeze față de forma sferică iar viteza generată în amestec creşte până la valori maxime de 0,25 – 0,27 m/s. Pentru $v_{g,0} = 0{,}40$ m/s creşte diametrul bulelor obţinute, acestea

modificându-şi forma şi apare fenomenul de fracţionare a bulelor. Viteza generată în masa de apă este mult mai mică faţă de viteza din imediata vecinătate a bulelor de aer determinând scăderea gradului de omogenizare a sistemului bifazic aer – apă.

Creşterea vitezei de introducere la valoarea $v_{g,0} = 0{,}90$ m/s determină apariţia unor vârtejuri cu impact asupra mişcării bulelor de aer. Apare fenomenul de coalescenţă, care determină formarea unor bule mari de aer din care se rup ulterior bule de mai mici dimensiuni (fig. 8.6 şi 8.7).

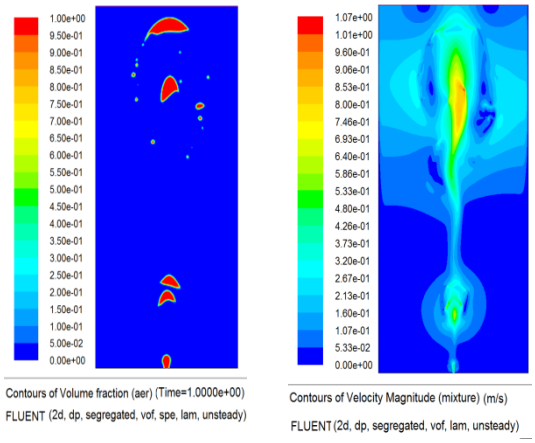


Fig. 8.6. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 0{,}5$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}90$ m/s)

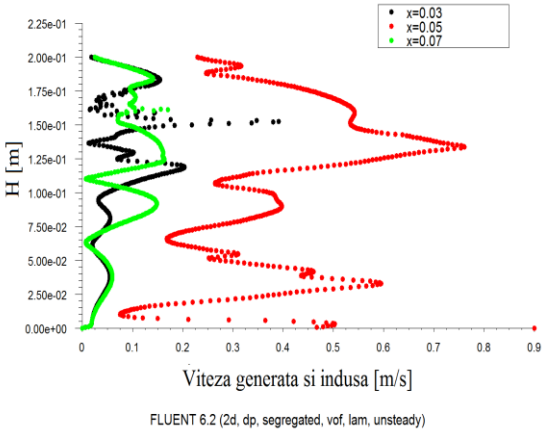


Fig. 8.7. Repartiţia vitezelor de-a lungul a trei verticale, la x = 0,03 m, 0,05 m şi 0,07 m ($d_0 = 0{,}5$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}90$ m/s)

8.2.2. Modelări şi simulări matematice pentru $d_0 = 1$ mm

Pentru această dimensiune a orificiului, numărul de bule de aer obţinute în acelaşi interval de timp de o secundă a crescut. Acest fapt a dus la creşterea vitezei generate în masa de apă şi la creşterea gradului de turbulenţă, implicit a concentraţiei de oxigen dizolvat (fig. 8.8). Cu toate acestea, viteza indusă este mai mică decât viteza necesară realizării amestecului, respectiv 0,30 m/s.

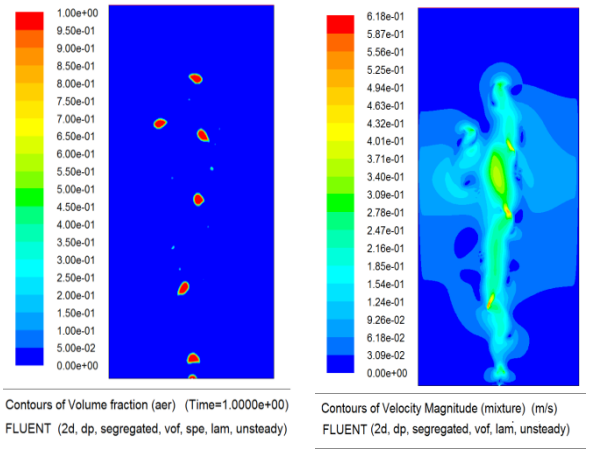


Fig. 8.8. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 1$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}17$ m/s)

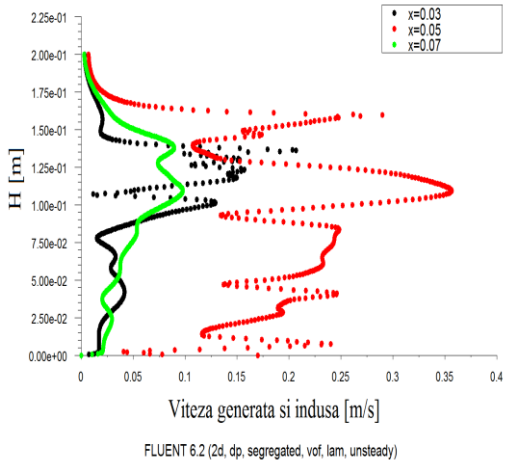


Fig. 8.9. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 1$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}17$ m/s)

La viteza de introducere a aerului $v_{g,0} = 0{,}25$ m nu sunt modificări esenţiale, dar bulele sunt relativ mai mari şi vitezele generate şi induse în masa de apă cresc. Se menţine regimul de curgere bulă cu bulă. Pe verticala orificiului viteza amestecului este mai mare

decât viteza optimă pentru realizarea omogenizării, de până la 0,40 – 0,45 m/s. La viteza aerului $v_{g,0} = 0{,}40$ m/s, forma bulelor se modifică esențial iar diferența dintre viteza de pe verticala orificiului şi cele din imediata vecinătate este mai accentuată.

În cazul vitezei $v_{g,0} = 0{,}90$ m/s, apar mase de aer din care se desprind bule de mici dimensiuni supuse unei mişcări descedente (fig. 8.10). Vitezele generate şi induse în masa de apă sun mult superiore vitezei minime necesare amestecului, ajungându-se până pe la viteze de 0,65 m/s (fig. 8.11).

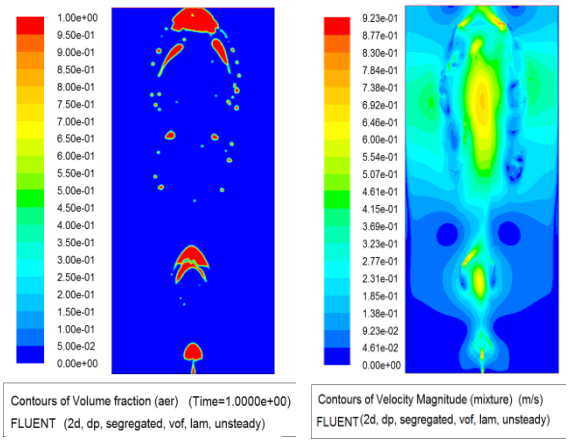


Fig. 8.10. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 1$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}90$ m/s)

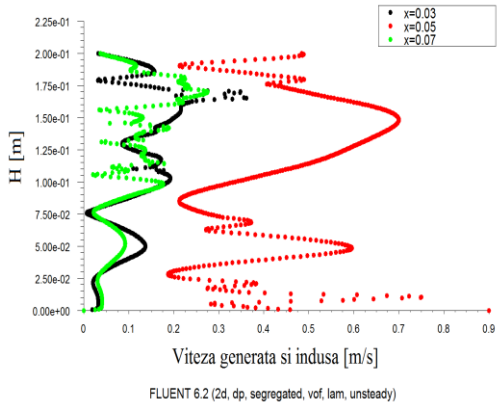


Fig. 8.11. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 1$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}90$ m/s)

8.2.1. Modelări şi simulări matematice pentru d_0=1,5 mm

Diferența notabilă la diametrul orificiului $d_0 = 1.5$ mm față de rezultatele numerice obţinute pentru diametrul $d_0 = 1$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}17$ m/s, este că apare deja fracţionarea bulelor de aer. Viteza medie se menţine la 0,15 m/s şi există mişcare generată în toată masa de apă (fig. 8.12 şi 8.13). Dimensiunea bulelor creşte până la 12 – 13 mm.

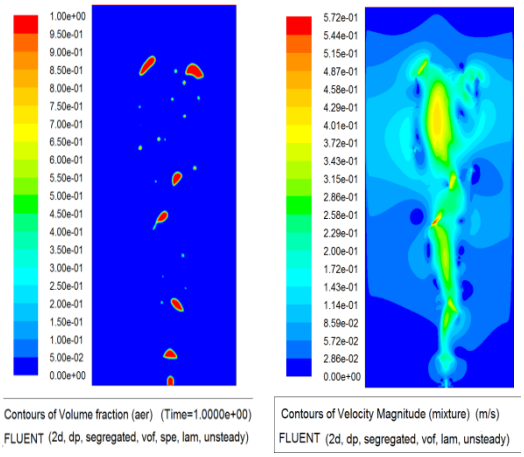


Fig. 8.12. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 1{,}5$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}17$ m/s)

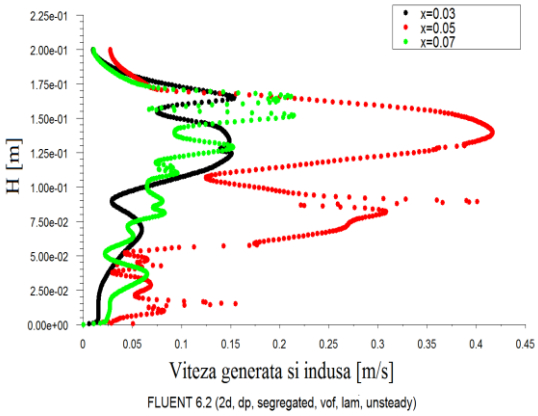


Fig. 8.13. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 1{,}5$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}17$ m/s)

Creşterea vitezei treptat până la $v_{g,0} = 0{,}90$ m/s, la diametrul orificiului de 1,5 mm, s-a obţinut valoarea cea mai ridicată a vitezei în masa de amestec (fig. 8.14 şi 8.15). Astfel se creează vârtejuri puternice care favorizează stratificarea în masa de amestec. Aceste condiţii de curgere sunt nefavorabile procesului de transfer de oxigen.

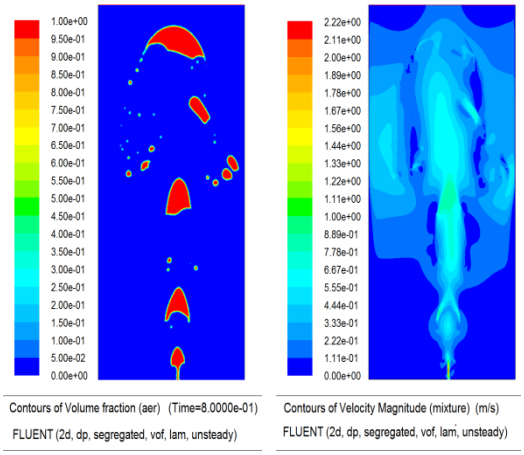


Fig. 8.14. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 1{,}5$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}90$ m/s)

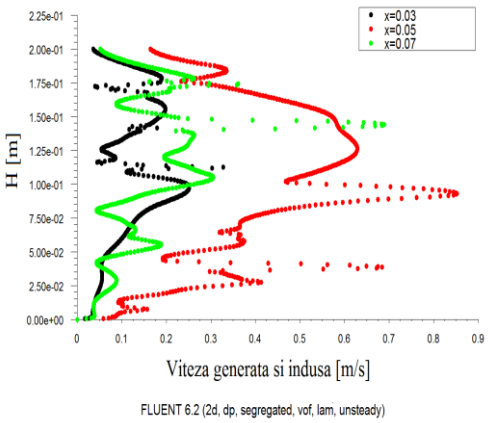


Fig. 8.15. Reprezentarea fracţiei volumice de aer şi a contururilor de viteză ($d_0 = 1{,}5$ mm şi $v_{g,0} = 0{,}90$ m/s)

8.2.1. Concluzii

Conform rezultatelor numerice obţinute se poate afirma că din punctul de vedere al modului de formare a bulelor, soluţia cea mai bună corespunde unui diametru de orificiu d_0 = 0,5 mm, deoarece în masa de apă apar bule de aer sferice de mici dimensiuni, cu suprafață mare de contact. Erorile obţinute comparativ cu datele experimentele sunt de 0.15 – 0.2%.

În cazul orificiului cu diametrul d_0 = 1 mm, viteza generată de mişcarea bulelor de aer în masa de apă conduce la un regim de curgere favorabil transferului de oxigen din aer în apă.

Creşterea diametrului orificiului la d_0 = 1,5 mm este nefavorabil din ambele puncte de vedere: bulele de gaz obţinute sunt prea mari (d_b > 30 mm), astfel încât suprafaţa specifică de transfer aer – apă scade, iar vitezele generate în sistemul fluid bifazic împiedică un contact intim dintre aer şi apă.

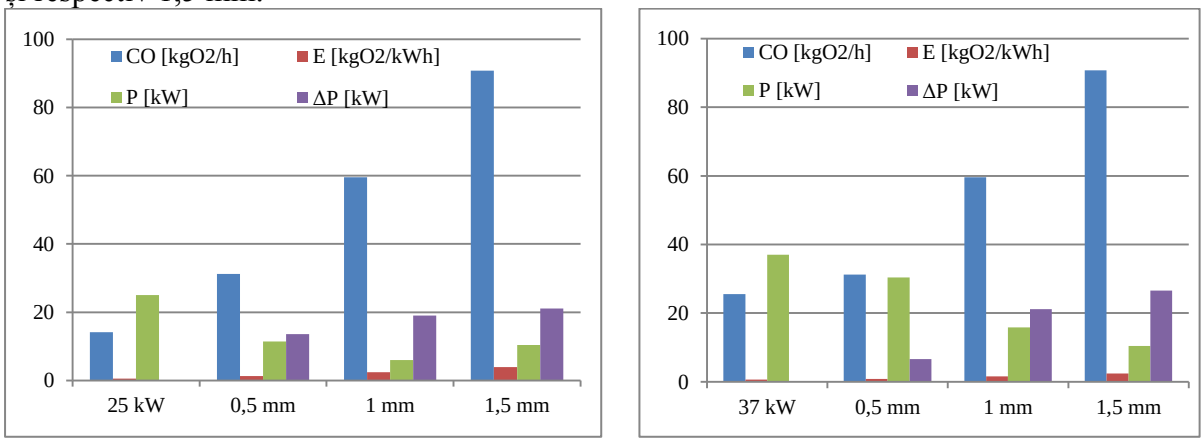
9. Compararea echipametelor de aerare din punct de vedere energetic

9.1. Calcul energetic

În cadrul experimentelor realizate pentru trei valori ale diametrului orificiului de introducere a aerului în bazinprimul calcul a foast realizat pentru aeratorul mecanic de suprafață cu puterea de 25 kW pentru care valoarea coeficientului de transfer este k_l = 0,05 min^{-1}. Acesta a fost comparat cu cele 3 sisteme de dispersie a aerului. De asemenea s-au realizat calcule şi pentru aeratorul mecanic desuprafaţă cu puterea de 37 kW.

Prin calcul s-a urmărit determinarea economiei de petere care s-ar obţine în cazul utilizării sistemelor de aerare pneumatice cu aceleaşi capacitatea de oxigenare ca în cazul sistemelor mecanice de suprafaţă. Astfel s-au calculat capacitatea de oxigenare, coeficientul economic puterea consumată şi economia de putere.

În figurile 9.1 a şi b sunt prezentate comparativ rezultatele obţinute pentru cele cinci sisteme de aerare: sistemul mecanic de suprafaţă cu puterea de 25 kW, sistemul mecanic de suprafaţă cu puterea de 37 kW, sistemul pneumatic cu diametrul orificiului de 0,5 mm, 1 mm şi respectiv 1,5 mm.



a. b.

Fig.9.1. Grafice de comparaţie pentru puterea echipamentului mecanic cu putere de 25 kW (a) şi 37 kW (b) şi instalaţia pneumatică cu puterea calculată mai mică

9.1. Concluzii

Comparaţia sistemelor de oxigenare mecanice şi pneumatice demonstrează foarte clar că echipamentul care se bazează pe dispersia aerului comprimat în mediul apos este mult mai performant.

Prin compararea din punct de vedere hidrodinamic a rezultatelor obţinute pentru cele trei sisteme pneumatice, cercetările experimentale au arătat faptul că cel mai bun sistem este cel cu diametrul orificiului 1 mm. În acest caz, viteza generată şi indusă este mai mare decât valoare minimă necesară amestecării, iar forma bulelor de gaz fiind sferică are un impact pozitiv asupra coeficientul de transfer de masă.

Între sistemele pneumatice de oxigenare analizate, cel care se bazează pe orificii cu diametrul de 1 mm reprezintă soluţia cea mai bună atât din punctul de vedere al performanţelor de aerare, cât şi din cel hidrodinamic.

10. Cercetări asupra pierderilor de sarcină la curgerea amestecului apă-aer

10.1. Cercetări actuale în domeniul pierderilor de sarcină a amestecului bifazic aer-apă

În cadrul tezei s-a realizat o cercetare proprie privind impactul prezenței aerului în masa de apă asupra presiunii şi a pierderilor de presiune în mişcarea amestecului bifazic aer-apă. Studiul a constat în cercetări experimentale şi modelări matematice pentru diferite concentraţii de aer în sistemul bifazic .

10.2. Cercetări experimentale în laborator

Instalația experimentală este un sistem închis, realizat dintr-o conductă cu diametrul exterior D_e = 0,040 m şi diametrul interior D_i = 0,036 m, din plexiglas transparent care permite vizualizarea curgerii bifazice. Lungimea totală a conductei este L = 10,22 m. Componentele instalaţiei sunt: o pompă de tip Criș, având debitul maxim de 6 m^3/h, conducte de plexiglas, manometre diferențiale cu mercur, robineți, o diafragmă cu diametrul d = 0,028 m (80% din diametrul conductei) pentru măsurarea debitului. Instalaţia şi schiţa acesteia sunt prezentate în figurile 10.1 și 10.2.

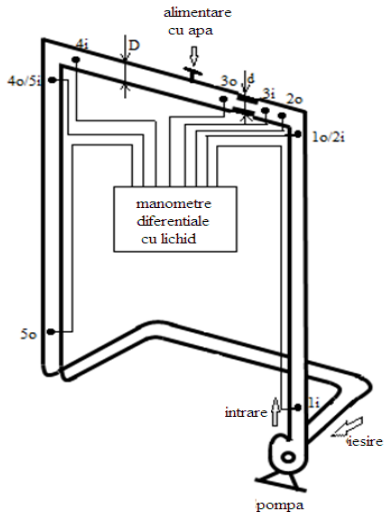


Fig. 10.1. Schiţa instalaţiei experimentale



Fig. 10.2. Instalaţia experimentală

Măsurătorile au fost efectuate pentru cinci segmente: curgerea ascendentă (1i - 1o), curgerea prin cotul de 90^o de tip vertical – orizontal (2i - 2o), diafragma (3i - 3o), curgerea prin cotul de 90^o de tip orizontal – vertical (4i - 4o) şi curgerea descendentă (5i - 5o). Pierderile de sarcină liniare şi locale au fost determinate cu manometre diferențiale cu mercur.

Diafragma nu a avut rol doar de determinare a pierderii locale de sarcină, întrucât a fost folosită ca debitmetru, utilizând relația (10.1):

$$Q = 3.600 * \mu_l * \frac{\pi * d^2}{4} * \sqrt{2 * g * \Delta h} \qquad (10.1)$$

unde Q [m^3/h] este debitul de curgere, μ_l = 0,4 - coeficientul de debit al diafragmei (determinat experimental), d [m] = 0,028 m diametrul diafragmei, g = 9,81 [m/s^2] accelerația

gravitațională, Δh [mH_2O] - diferența de nivel în coloană de apă determinată cu ajutorul manometrului diferențial cu mercur.

În cadrul cercetărilor experimentale s-a urmărit determinarea pierderilor de sarcină pentru diferite debite de apă și stabilirea vitezei de curgere minime astfel încât să existe un regim de curgere turbulent. Regimul de curgere a fost determinat pe baza criteriului Reynolds. În urma prelucrării măsurătorilor s-a obținut Re_{min} = 5.084, respectiv o viteză minimă de curgere v_l = 0,70 m/s, pentru debitul Q = 2,5 m^3/h. Valoarea maximă a numărului Re_{max} = 21.724 a rezultat din capacitatea maximă de pompare Q = 6 m^3/h, respectiv v_l = 1,63 m/s. Debitele de apă pentru care s-au realizat măsurătorile au fost: 2,5 m^3/h, 3,05 m^3/h, 5,15 m^3/h, 5,69 m^3/h și 6 m^3/h.

Analizând rezultatele obţinute (fig. 10.3) se observă faptul că pierderile de sarcină sunt direct proporţionale cu debitul la o putere supraunitară. În zona de schimbare a direcției de curgere şi în diafragmă valorile măsurate sunt mai ridicate decât în zona de curgere rectilinie, datorită apariției pierderilor locale de sarcină. De asemenea, pe tronsonul cu mișcare ascendentă s-au obţinut valori comparabile cu pierderilor de sarcină de pe tronsonul cu mișcare descendentă.

Modelările matematice şi simulările numerice au fost efectuate în scopul realizării unei corelări între concentraţia de aer din amestec şi pierderea de sarcină. Simulările numerice au fost realizate cu softul FLUENT 3D pentru curgerea în regim turbulent pentru un interval de 10 secunde având pasul de timp 0.1 s. Astfel s-au obţinut 100 de paşi de timp. Ecuaţiile care stau la baza modelului sunt ecuaţia de continuitate, ecuaţia de transport şi ecuaţiile de mişcare Navier-Stokes, iar pentru simularea turbulenței s-a utilizat modelul k - ε standard [17], [18], [116].

Pentru determinarea distribuției presiunii în conductă, zona de intrare a fost definită ca - *pressure inlet* și zona de ieșire - *pressure outlet*. Pompa utilizată pentru generarea mișcării are o sarcină de 4,9 mH_2O, echivalentul presiunii totale de 49 kPa. Presiunea de referinţă s-a considerat ca fiind 101,325 kPa [101].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m) + \nabla(\rho_m \vec{v}_m) = 0 \tag{10.2}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \vec{v}_m) + \nabla(\rho_m \vec{v}_m \vec{v}_m) = -\nabla p_m + \Delta\tau + \rho_m g + F \tag{10.3}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k}\right)\frac{\partial k}{\partial x_j}\right] + G_k + G_b + \rho\varepsilon - Y_M + S_k \tag{10.4}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho\varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon}\right)\frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j}\right] + C_{1\varepsilon}\frac{\varepsilon}{k}(G_k + C_{3\varepsilon}G_b) - C_{2\varepsilon}\varepsilon\rho\frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \tag{10.5}$$

Prima simulate numerică a fost realizată pentru apă, rezultatele fiind comparate cu cele experimentale. S-a calculat eroarea între cele doua situaţii şi aceasta s-a obţinut între 2,70 % – 3,22 % ceea ce determină validarea modelului matematic. Ulterior acesta a fost utilizat pentru identificarea rezultatelor pentru două concentraţii diferite de aer. Concentraţia a fost exprimată prin fracţia volumică 0,04 şi 0,07. Cu ajutorul simulărilor s-a identificat faptul că prezenţa aerului are un impact semnificativ asupra pierderilor de presiune. Rezultatele sunt prezentate figura 10.4.

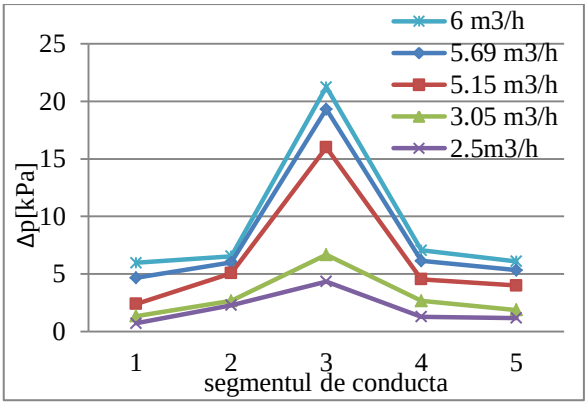


Fig. 10.3. Graficele pierderilor de sarcină (în unităţi de presiune) de pe cele cinci segmente de conductă

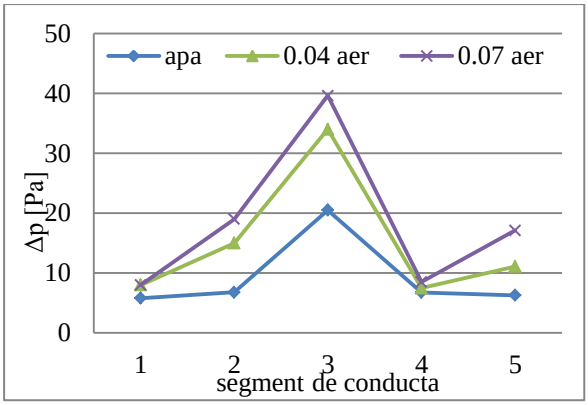


Fig. 10.3. Graficele pierderilor de sarcină (în unităţi de presiune) de pe cele cinci segmente de conductă pentru curgerea apei, a amestecului bifazic (fracţia volumică de aer 0,04 şi 0.07), la debitul de 6 m^3/h

În figura 10.5 este prezentată distribuţia de presiune în secţiunile transversale în zona amonte şi în zona aval pentru curgerea prin diafragmă pentru apă (a) şi amestecul bifazic În toate cele trei situaţii (fluid monofazic – apă, amestecuri bifazice cu faza gazoasă în volum de 4% şi 7%) se poate observa cum presiunea creşte direct proporţional cu procentul de aer existent în amestecul bifazic [15].

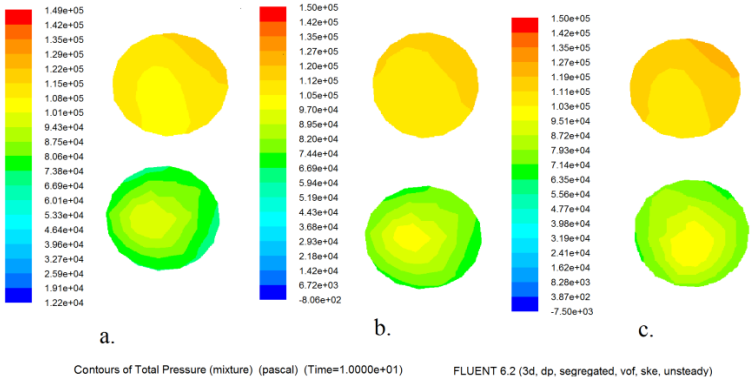


Fig. 10.4. Distribuţia presiunii în secţiune transversală, în zona amonte şi în zona aval pentru curgerea prin diafragmă pentru apă (a) şi amestecul bifazic cu aer 0,04 (b) şi 0,07 (c), la debitul de 6 m^3/h

10.3. Concluzii

Pierderea de presiune bifazică este unul dintre parametrii de proiectare fundamentali strâns legată de performanţa sistemelor de curgere în două faze. Concluziile cercetărilor sunt:

- Prezenţa amestecului bifazic determină o creştere a presiunii necesare pentru realizarea amestecului polifazic datorită faptului că pierderile de presiune sunt mai ridicate în acest caz.
- Schimbarea direcţiilor de curgere sau prezenţa unor modificări pe secţiune determină creşterea pierderilor de presiune în lungul curgerii.
- Atât în cazul curgerii apei cât şi a amestecului bifazic, pierderea de presiune se măreşte o dată cu creşterea debitului de curgere. Acest lucru determină o putere mai mare a echipamentului utilizat în cazul transportului, rezultând implicit o putere mai mare.
- Pentru curgerea amestecului bifazic aer-apă pentru a obţine pierderi de presiune mici este de preferat să se realizeze condiţii de curgere ascendente. În curgerea de jos în sus mişcarea vectorului viteză a aerului este în sens pozitiv cu cel al apei. În celălalt caz viteza aerului este în sens negativ, moment în care forţa de frecare dintre apă şi bulele de aer creşte. Consecinţa este creşterea pierderii de sarcină.

11. Concluzii generale, contribuții originale și direcții viitoare de cercetare

11.1. Concluzii generale

În urma cercetărilor s-a identificat faptul că cel mai mare consumator într-o staţie de epurare se regăseşte în treapta de epurare biologică. Pentru creşterea eficienţei procesului de epurare dar cu un consum scăzut de energie este necesareă realizarea unei analize hidrodimac - tehnico – economice asupra procesului de aerare. În cadrul acestei analize trebuie urmărite caracteristicile hidrodinamice a amestecului (viteza generată şi îndusă, concentraţia de oxigen dizolvat, presiunea de introducere a aerului) şi parametrii tehnico - economici (indicele de putere specifică, puterea consumată, energia specifică).

Plecând de la aceste proprietăţi, prin comparţia sistemelor de oxigenare mecanice şi pneumatice s-a demonstrat foarte clar că echipamentul care se bazează pe dispersia aerului comprimat în mediul apos este mult mai performant.

11.2. Contribuţii originale

Subiectul tezei de doctorat este studiul curgerii amestecului polifazic în bazinele de aerare din stația de epurare a apelor uzate. Scopul lucrării este determinarea impactului antrenării masei de apă în mișcarea ascensionala a bulelor de gaz asupra procesului de epurare biologică, respectiv al transferului de oxigen din aer în apă. În atingerea acestul obiectiv s-au realizat:

- O instalație experimentală în laboratorul de fluide polifazate a Departamentului de Hidraulică, Mașini Hidraulice și Ingineria Mediului destinată studiului formării, degajării și mișcării bulelor de gaz în mediul apos.
- Deteminările experimentale ”in situ” şi în laborator pentru vizualizarea şi precizarea caracteristicilor mişcării bulelor de aer în masa de apă au condus la viteze de ridicare între 0.2 – 0.4 m/s pentru diametre de bule de 0,5 – 1,5 mm.
- Important este faptul că s-a realizat o corelație între diametrele duzelor de introducere a aerului, diametrul bulelor de gaz obţinute şi coeficientul de transfer de oxigen pentru valori ale orificiilor de dispersie între 0,5 - 1,5 mm; totodată au fost identificate și caracteristicile regimurilor de mișcare de tip omogen, melc, precum și cel care conduce la formarea de vârtejuri cu intensitate mare în mediul apos; vârtejurile au un impact semnificativ asupra gradului de omogenizare a amestecului polifazic din bazinele de aerare.
- A fost efectuat un studiu al consumurilor energetice dintr-o stație de epurare a apelor uzate pe doi ani care pune în evidență ponderea pe care o au instalațiile de oxigenare. Această pondere, în cazul stației de epurare de la Constanța Sud, este de 53%, dar la alte stații poate ajunge și la 75%. Aceste ponderi ridicate subliniază importanța și oportunitatea studiului instalațiilor de oxigenare de a căror perfecționare va depinde reducerea consumurilor de energie pe totalul unei stații de epurare.
- Au fost realizate determinări ale vitezelor induse și a repartițiilor de oxigen din mediul apos în bazinele de aerare ale stațiilor de epurare. Astfel s-a demonstrat că aprecierea intensității mișcărilor generate și induse de echipamentele de aerare prin indicele global

de putere specifică nu conduce la precizări legate de zonele de depunere a flocoanelor de nămol activ.

- Cercetările experimentale au urmărit și determinarea performanțelor de oxigenare ale echipamentelor mecanice în condiții standard pentru regimul tranzitoriu de creștere a concentrației oxigenului dizolvat în timp.

Lucrarea prezintă mai multe capitole destinate cercetărilor teoretice prin:

a. Modelarea procesului fizic de dispersie a oxigenului în mediul apos – se prezintă un model matematic adaptat condițiilor de degajare pe vertical a bulelor de aer într-un bazin de aerare; s-au realizat simulări numerice pentru determinarea repartițiilor de oxigen într-un bazin de formă paralelipipedică. Pentru simulări se folosește programul de integrare FlexPDE în care autorul introduce ecuația, condițiile la limită și cele inițiale. Simulările numerice au fost comparate cu valorile concentrațiilor de oxigen măsurate în condiții reale pe bazinele de aerare. Totodată, programul a permis studiul consumului de oxigen, introdus prin procesul fizic de difuzie – dispersie, prin activitatea metabolică a bacteriilor mineralizatoare cuprinsă în termenul de consum de la finalul ecuației considerate.
b. Modelarea procesului fizic de formare, degajare și deplasare bulelor de aer pe vertical unui bazin plin cu apă. A fost folosit programul de integrare numerică FLUENT în condițiile inițiale și la limită formulate de autoare. Rezultatele simulărilor numerice evidențiază modul de antrenare pe verticală a maselor de lichid cu formarea de vârtejuri care contribuie la intensificarea transferului de masă.
c. S-a realizat modelarea mișcării mediului bifazic aer-apă în instalația cu circuit închis cu determinarea pierderilor de sarcină la diferite concentrații ale gazului introdus. A fost folosit programul de integrare numerică FLUENT iar rezultatele teoretice obținute au fost comparate cu determinările experimentale efectuate în condiții de laborator.

Cercetările efectuate reprezintă un punct de plecare în înţelegerea detaliată a aspectelor legate de proprietăţile hidrodinamice ale amestecului bifazic aer-apă. Au fost identificate corelaţii între viteza generată şi indusă în masa de apă şi concentraţia de oxigen dizolvat necesar desfăşurării activităţii microbiologice.

Cu cât gradul de omogenitate a amestecului este mai mare, cu atât eficienţa de epurare este ridicată. De asemenea, identificarea unui echilibru între toţi aceşti parametri cu natură diferită (fizică, chimică, biologică) determină un consum energetic scăzut.

Rezultatele cercetărilor efectuate, atât cele teoretice cât și cele experimentale, vor fi utilizate direct în operarea eficientă a treptei biologice de aerare din stațiile de epurare a apelor uzate cu un consum minim de energie electrică..

11.3. Direcţii viitoare de cercetare

Cercetările realizate în cadrul acestei teze reprezintă o bază în evaluarea caracteristicile hidrodinamice a amestecului aer-apă din stațiile de epurare a apelor uzate. În urma acestor studii se urmăreşte identificarea unui echilibru între coeficienţii energetico-hidraulici şi economici în scopul reducerii consumului de energie la nivelul bazinelor biologice. În viitor se dorește aprofundarea cercetărilor şi realizarea unui model matematic ce poate fi aplicat la scară industrială pentru a veni în sprijinul managerilor de staţii de epurare pentru a avea o eficienţă crescută a procesului cu un consum minim de energie.

BIBLIOGRAFIE SELECTIVĂ

[3] Andreottola G., Foladori P., Ragazzi M., Tatàno F., *Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater*, Water Science and Technology, 41 (4-5), pp. 375-382, 2000;

[14] **Boncescu C.**, Robescu L.D., RomAqua, *Dinamica fluidului bifazic aer-apă în bazinele de epurare biologică*, nr. 1, an XXII, vol. 107 pp.39-42, ISSN 1453-6986, 2016;

[15] **Boncescu C.**, Robescu L.D., *Air fractions impact over pressure drop in air-water mixture flow*, ISSN 1223-7027, U.P.B. Sci. Bull., Series D, (acceptat către publicare), 2017.

[16] **Boncescu C.**, Robescu L.D., *Experimental researches on aeration equipment used in biological wastewater treatment*, 17 International Multidisciplinary Scientific GeoConference SGEM 2017, Vol. 17, Issue 52, pp. 359 – 366, 2017;

[17] **Boncescu C.**, Robescu L.D., Mierloiu A.E., *Numerical modeling of flow and air dispersion into aerobic granular sludge bioreactor for wastewater treatment*, 17 International Multidisciplinary Scientific GeoConference SGEM 2017, Vol. 17, Issue 52, pp. 667 – 672, 2017;

[18] **Boncescu C.**, Mierloiu A.E., Robescu D., *Optimizing design of an aerobic granular sludge bioreactor using numerical simulation*, 9th International Conference on Environmental Engineering and Management, ICEEM9, 6 – 9 septembrie 2017;

[19] **Boncescu C.**, Robescu L.D., *Air bubble dynamics modelling and simulation in the water column*, 9th International Conference on Environmental Engineering and Management, ICEEM9, 6 – 9 septembrie 2017;

[20] **Boncescu C.**, Robescu D., *Determination of oxygenation performances of aeration equipment*, 8th International Conference on Energy and Environment CIEM 2017, 19-20 octombrie 2017 (acceptat către prezentare);

[22] Brito A., Cabello R., Guzmán N., Marcano L., Márquez J., Trujillo J., *Study of multiphase flow transport of highly viscous foamy fluids*, Journal of Petroleum Science and Engineering 135, 2015, 367–374;

[29] Cyrus K. Aidunb, E-Jiang Ding, *Dynamics of particle sedimentation in a vertical channel: Period-doubling bifurcation and chaotic state*, Physics of fluids volume 15, No. 6, 2003;

[38] Fenua A., Guglielmib G., Jimenezc J., Spèrandiod M., Sarojg D., Lesjeanh B., Brepolsi C., Thoeyea C., Nopens I., *Activated sludge model (ASM) based modelling of membrane bioreactor (MBR) processes: A critical review with special regard to MBR specificities*, Water Research, Volume 44, Issue 15, pp. 4272–4294, 2010;

[39] Florea J., Robescu D. şi alţii, *Îndrumar pentru determinarea performaţelor sistemelor de aerare*, Institutul Politehnic Bucureşti, 1981;

[40] Florea J, Robescu D., Petrovici T., Stamatoiu D, *Dinamica fluidelor polifazice și aplicaţiile ei tehnice*, Editura Tehnica, București 1987;

[41] Florescu I., Mecanica fluidelor, Note de curs pentru uzul studenților, Ed. Alma mater, Bacău 2007;

[45] Ghodrat Z. M. , Kuang S.B., *Computational investigation of the effect of particle density on the multiphase flows and performance of hydrocyclone*, Minerals Engineering 90, pp. 55–69, 2016;

[49] **Ionescu (Boncescu) C,**, Robescu L.D., *Dispersion modeling and simulation of an aeration tank*, Environmental Engineering and Management Journal ISI, May 2017, Vol. 16, No. 5, ISSN: 1843 – 3707, pp. 1049-1054;

[50] Iliescu M., *Cercetări privind curgerea apei în sisteme de canalizare*, Teză de Doctorat, Universitatea Tehnică de Construcții București, 2016;

[53] Khoei A.R., Mohammadnejad T., *Numerical modeling of multiphase fluid flow in deforming porous media: A comparison between two- and three-phase models for seismic analysis of earth and rockfill dams*, Computers and Geotechnics 38, pp. 142–166, 2011;

[56] Kourakos V. G., Rambaud P., Chabane S., Pierrat D., Buchlin J. M., *Two-phase flow modeling within expansion and contraction singularities*, 2009;

[57] Krist V. G. , Mark C.M van Loosdrechtb, Henzec M., Lindd M., Sten B J., *Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art*, Environmental Modelling & Software, Volume 19, Issue 9, pp. 763–783, 2004;

[60] Larsson V., *Energy savings with a new aeration and control system in a mid-size Swedish wastewater treatment plant*, Uppsala University, Department of Information Technology, Box 337, SE-751 05 Uppsala December 2011;

[63] Marcos E.C. Oliveira, Adriana S. Franca, *Simulation of oxygen mass transfer in aeration systems*, International Communications in Heat and Mass Transfer, Volume 25, Issue 6, pp. 853-862,1998;

[64] Mart M., Francisco J. Montes, Miguel A. Galan, *Oxygen transfer from growing bubbles: Effect of the physical properties of the liquid*, Chemical Engineering Journal 128, pp. 21–32, 2007

[68] Mittal A., *Biological Wastewater Treatment*, WaterToday, Uniting the Vibrant World Of Water, 2011;

[70] Morin A., *Mathematical modelling and numerical simulation of two phase multi-component flows of CO_2 mixtures in pipes*, Trondheim, 2012;

[74] Oprina G., Bunea F., Pincovschi I., Mândrea L, *Aspects of hydrodynamics and mass transfer in diffused aeration systems în the Editorial Office of Environmental Engineering and Management Journal*, Vol.9, No.4, ISSN: 1582-9596, pp. 565-572, 2010;

[75] Oualia A., Azrib C., Medhioubb K., Ghrabia A., *Descriptive and multivariable analysis of the physico-chemical and biological parameters of Sfax wastewater treatment plant*, Desalination 246, 496–505, 2009;

[79] Paul W. Cleary, James E. Hilton, Matt D. Sinnott, *Modelling of industrial particle and multiphase flow*, Powder Technology (2016), Article in Press;

[83] Roberscu D., Roberscu D. L., *Dinamica fluidelor polifazate*, curs, Universitatea Politehnica București, Catedra de Hidraulică și Mașini Hidraulice, 1998;

[87] Rosenberger S., Kraume M., *Filterability of activated sludge in membrane bioreactors*, Desalination, Volume 146, Issues 1–3, 10, pp. 373–379, 2002;

[97] Sriwiriyarat T., Pittayakool K., Fongsatitkul P., Chinwetkitvanich S., *Stability and capacity enhancements of activated sludge process by IFAS technology*, Journal of Environmental Science and Health, Volume 43, Issue 11, pp. 1318-1324, 2008;

[99] Vasconcelos J. M. T., Rodrigues J. M. L., Orvalho S. C. P., Alves S. S., Mendes R. L. Reis A., *Effect of contaminants on mass transfer coefficients in bubble column and airlift contactors*, Chemical Engineering Science, vol. 58, no. 8, pp. 1431-1440, 2003;

[102] Vázquez G., Cancela M. A., Riverol C., Alvarez E., Navaza J. M., *Application of the danckwerts method in a bubble column: Effects of surfactants on mass transfer coefficient and interfacial area*, Chemical Engineering Journal, vol. 78, no. 1, pp. 13-19, 2000;

[104] Veuillet F., Lacroix S., Bausseron A., Gonidec E., Ochoa J., Christensson M., Lemaire R., *Integrated fixed-film activated sludge ANITA Mox process – a new perspective for advanced nitrogen removal*, Water Science and Technology, 69 (5) pp. 915-922; DOI: 10.2166/wst. 2013.786, 2014;

[105] Wang B., Chu K.W., Yu A.B., Vince A., Barnett G.D.,. Barnett P.J, *Computational study of the multiphase flow and performance of dense medium cyclones: Effect of body dimensions*, Minerals Engineering 24, pp. 19–34, 2011;

[109] Xiea C., Zhang J., Bertolac V., Wang M., Boltzmann L., *Modeling for multiphase viscoplastic fluid flow*, Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, 234, pp. 118–128, 2016;

[111] Yeoh G.H., Cheung C.P., Tu J., *Multiphase-Flow-Analysis-Using-Population-Balance-Modeling*, Elsevier Ltd. All rights reserved, 2014;

[114] Zhou X., Wu Y., Shi H., Song Y., *Evaluation of oxygen transfer parameters of fine-bubble aeration system in plug flow aeration tank of wastewater treatment plant*, Journal of Environmental Sciences, 25(2), pp. 295–301, 2013;

[115] ***Economic And Social Commission For Western Asia, Economic and social commission for western asia , waste-water treatment technologies: a general review, United Nations New York, 2003;

[116] ***FLUENT, UDF Manual, 2003;

[117] ***Hotărâre nr. 188/2002 pentru aprobarea unor norme privind condiţiile de descărcare în mediul acvatic a apelor uzate, Martie 2002;

[118] ***Introduction To Activated Sludge Study Guide, Wisconsin Department of Natural Resources, Wastewater Operator Certification, December 2010;

[119] ***Legea Apelor Nr. 107 din 25 septembrie 1996;

[120] ***Normativ din 28/02/2002 privind condiţiile de evacuare a apelor uzate în reţelele de canalizare ale localităţilor şi direct în staţiile de epurare, NTPA-002/2002;

[121] ***Normativ din 28/02/2002 privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanţi a apelor uzate industriale şi orăşeneşti la evacuarea în receptorii naturali, NTPA-001/2002;

[122] ***Normativ privind proiectarea, execuţia şi exploatarea sistemelor de alimentare cu apă şi canalizare a localităţilor. Indicativ NP 133 – 2011;

[123] ***Normă tehnică din 28/02/2002 privind colectarea, epurarea şi evacuarea apelor uzate orăşeneşti, NTPA-011;

[124] ***Ordin nr. 137/2009 din 26/02/2009 privind aprobarea valorilor de prag pentru corpurile de ape subterane din România, 2009.