

UNIVERSITATEA BABEȘ-BOLYAI UNIVERSITY
FACTULATETEA DE CHIMIE ȘI INGINERIE CHIMICĂ

Teză de Doctorat - Rezumat
(redactată original în limba engleză)

George Simion OSTACE

Conducerea si optimizarea stațiilor de epurare biologice bazată pe model

Îndrumător:

Prof. Dr. Paul Șerban Agachi, Babes-Bolyai University, Cluj-Napoca, Romania

Referenți:

Prof. Dr. Rédey Ákos, Universitatea Panonia, Veszprém, Ungaria

Assoc. Prof. Dr. Sanda Andrada Măicăneanu, Babes-Bolyai University, Cluj-Napoca, Romania

Assoc. Prof. Dr. Sorin Bîldea Costin - "Politehnica" University of Bucharest, Romania

Susținere Publică: 27 Iunie 2012

CUPRINS:

PARTEA I - GENERAL INTRODUCERE	1
Capitol 1 - Introducere	2
1.1. Motivație	3
1.2. Obiective	6
1.3. Rezumat	7
Capitol 2 – Procesul cu nămol activ	10
2.1. Introducere	11
2.2. Îndepărtarea Biologică a Azotului	11
2.2.1. Nitrificare	12
2.2.2. Denitrificare	14
2.3. Îndepărtarea Biologică a Fosforului	16
Capitol 3 - Aspecte privind modelarea și simularea procesului cu nămol activ	18
3.1. Introducere	19
3.2. Modele Matematice pentru Îndepărtarea Biologică a Azotului	19
3.2.1. Activated Sludge Model No. 1 (ASM1)	19
3.2.1.1. Compuși	20
3.2.1.2. Procese biologice	22
3.2.1.3. Coeficienți cinetici și stoichiometrici	25
3.2.1.4. Stoichiometrie	26
3.2.1.5. Restricții ale modelului	28
3.2.2. Activated Sludge Model No. 3 (ASM3)	29
3.2.2.1. Compuși	30
3.2.2.2. Procese biologice	32
3.2.2.3. Stoichiometry	33
3.2.2.4. Restricții ale modelului	36
3.3. Modele Matematice pentru Îndepărtarea Biologică a Fosforului	36
3.3.1. Activated Sludge Model No. 2d (ASM2d)	36
3.3.1.1. Compuși	37
3.3.1.2. Procese biologice și stoichiometrie	39
3.3.1.3. Coeficienți cinetici și stoichiometrici	44
3.4. Modelarea Procesului de Sedimentare	46
3.5. Benchmark Simulation Model No. 1 (BSM1)	53
3.5.1. Structura stației de epurare	54
3.5.2. Modelul biocinetic	55
3.5.3. Modelul decantorului secundar	56
3.5.4. Fișiere de intrare	56
3.5.5. Procedeele de simulare	59
PARTEA II - ÎNDEPĂRTAREA BIOLOGICĂ A AZOTULUI	60
Capitol 4 - Control Predictiv după model bazat pe un model ASM1 modificat care consideră nitrificarea/denitrificarea pe doi pași	62

4.1. Introducere	62
4.2. Materiale și metode	65
4.2.1. Descrierea Modelului	65
4.2.2. Calibrarea modelului	70
4.2.3. Strategia de control	80
4.2.4. Evaluare a performanței	85
4.3. Rezultate și discuții	87
4.4. Concluzii	101

Capitol 5 - Reducerea costurilor de operare prin intermediul corelării referințelor cu substratul de creștere **102**

5.1. Introducere	103
5.2. Materiale și metode	103
5.2.1. Descrierea Modelului	103
5.2.2. Fișierele de intrare	108
5.2.3. Strategia de control	109
5.2.4. Funcția costurilor de operare	110
5.2.5. Optimizarea referințelor prin intermediul corelării cu substratul de creștere	113
5.2.5.1. Metoda interpolării liniare	115
5.2.5.2. Metoda interpolării polinomiale	116
5.4. Concluzii	124

Capitol 6 - Evaluarea diferite strategii de Control de epurare bazate pe o ASM3 modificat cu trei etape denitrificare **125**

6.1. Introducere	126
6.2. Materiale și metode	127
6.2.1. Descrierea modelului	127
6.2.2. Modelul decantorului secundare reactiv	134
6.2.3. Evaluare a performanței	137
6.3. Rezultate și discuții	138
6.3.1 Rezultate și discuții pentru decantorul reactiv	138
6.3.2 Rezultate și discuții pentru strategiile de control	143
6.4. Concluzii	148

PARTEA III - ÎNDEPĂRTATAREA BIOLOGICĂ A FOSFORULUI **150**

Capitol 7 - Strategii de control pentru îndepărtarea simultană de Carbon, Azot și Fosfor

151	
7.1. Introducere	152
7.2. Materiale și metode	155
7.2.1. Descrierea stației de epurare	155
7.2.2. Strategia de control	158
7.2.3. Evaluare a performanței	163
7.3. Rezultate și discuții	164
7.4. Concluzii	169

Capitol 8 - Îndepărtarea Biologică a Fosforului într-o Stație de Epurare de tip Ludzack-Ettinger Modificat prin Mijloace de Adăugare de Carbon Extern și de Control Automat	171
8.1. Introducere	172
8.2. Materiale și metode	173
8.2.1. Descrierea stației de epurare	173
8.2.2. Procedura de simulare și optimizare	173
8.2.4. Matricea amplificărilor relative	175
8.2.5. Matricea parțială a amplificărilor relative	176
8.3. Rezultate și discuții	177
8.3.1. Optimizarea regimului staționar	177
8.3.2. Optimizarea regimului dinamic	179
8.3.3. Selecția configurațiilor de 3×3 a structurilor de control descentralizat	181
8.3.4. Crearea reguletoarelor și optimizarea referințelor	185
8.3.5. Rezultate și discuții	186
8.4. Concluzii	190
PARTEA IV – CONCLUZII GENERALE	192
Capitol 9 - Concluzii	193
9.1. Concluzii	194
9.2. Listă de publicații	197
ANEXA A: NOMENCLATOR	200
ANEXA B: LISTĂ DE FIGURI	206
ANEXA C: LISTĂ DE TABELE	211
BIBLIOGRAFIE	214

Cuvinte cheie: Denitrificare, Îndepărtarea Biologică a Azotului, Îndepărtarea Biologică a Fosforului Model de Control Intern, Nitrificare, Optimizare, Tratarea Apelor Reziduale, Procesul cu Nămol Activ, Reglare Predictivă după Model,

Capitol 1 - Introducere

Azotul și fosforul sunt substanțe nutritive care fac parte din ecosistemele acvatice și care sunt necesare pentru creșterea și dezvoltarea plantelor. Poluarea cu substanțe nutritive este una dintre cele mai răspândite, costisitoare și provocatoare problemă în ceea ce privește protecția mediului. Deversarea de cantități excesive de azot și fosfor în apele receptoare provoca probleme de sănătate la oameni, pești și animale, de asemenea dăunează și pădurilor, lacurilor, râurilor și oceanele.

Epurarea apelor reziduale are două obiective principale. Primul obiectiv este de a degrada poluanții de natura organică până la un punct în care consumul chimic de oxigen (CCO) pe care acestea îl exercită este nesemnificativ. Al doilea obiectiv este de a îndepărta substanțele nutritive precum azotul și fosforul astfel limitând creșterea organismelor din apele receptoare. Agenții poluanți sunt eliminați din apele reziduale cu ajutorul tratamentelor fizice, biologice și chimice.

Cel mai important proces dintr-o stație de epurare este procesul cu nămol activ. Acest proces este de fapt o versiune îmbunătățită a procesului natural de epurare a apelor uzate. După descoperirea sa în 1914 a fost adoptat ca treapta secundară de tratare în procesul de epurare. Procesul se bazează pe diferite tipuri de bacterii care, în funcție de condițiile de mediu, utilizează poluanții din apele uzate ca substrat de creștere.

Deși, din punct de vedere tehnologic, procesul cu nămol activ este considerat a fi cel mai economic și eficient proces pentru epurarea apelor reziduale, o funcționare improprie a procesului cu nămol activ poate produce efluenți de o calitate scăzută sau poate duce chiar la eșecul procesului cu consecințe devastatoare.

Comportamentul complicat al microorganismelor implicate în proces, cuplat cu variațiile mari a fluxurilor și a concentrațiilor de intrare, face ca procesul cu nămol activ să fie caracterizat de o complexitate fără precedent în industria chimică. Cu toate acestea, procesul trebuie să funcționeze continuu, să aibă costuri de operare mici și să respecte limitele de încărcare impuse de legislația în vigoare (Directiva Consiliului 91/271/CEE). Ca rezultat, modele matematice au devenit instrumente importante pentru estimarea comportamentului procesului și pentru dezvoltarea de strategii noi de control, care au menirea de a realiza un oarecare echilibru între calitatea efluenților și costurile de operare.

Luând în considerare provocările menționate mai sus, această teză are ca scop crearea unor modele matematice noi care descriu procesul de epurare a apelor reziduale cu nămol activ și dezvoltarea unor strategii de control bazate pe control avansat cuplat cu optimizare, menite să reducă costurile de operare și să îmbunătățească calitatea efluenților. În consecință, patru obiective au fost definite:

- I. Primul obiectiv este de a efectua o analiză aprofundată a literaturii științifice disponibile la nivel internațional cu scopul de a înțelege și de a îmbunătăți, incorporând compuși și procese noi, modelele matematice deja existente care descriu procesul cu nămol activ.
- II. Al doilea obiectiv este de a implementa modelele sus menționate în simulatoarele pe calculator, care au un potențial mare în dezvoltarea și evaluarea, din punct de vedere a costurilor de exploatare și eliminarea poluanților, a unor strategii de control pentru stațiile de epurare.
- III. Al treilea obiectiv este de a analiza eventuale strategii de control pentru stațiile de epurare, folosind aceste simulatoare pe calculator. Aceste strategii de control vor fi realizate pe mai multe nivele ierarhice de control. La primul nivel de reglare, vor fi implementate regulatoare de tip Proporțional Integral (PI) și regulatoare predictive după model (RPM), iar la nivelele superioare de control vor fi implementate regulatoare de tip RPM și algoritmi de optimizare bazați pe model.
- IV. Obiectivul al patrulea este de a optimiza aceste strategii de control pentru stațiile de epurare folosind o analiză multicriterială. În acest fel se va determina regimul optim de funcționare, din punct de vedere a costurilor de exploatare și eliminarea poluanților, în diferite condiții meteo.

Capitol 2 - Procesul de nămol activ

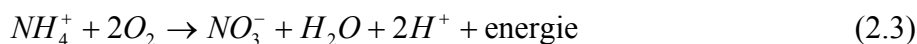
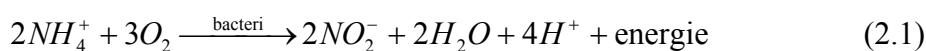
Procesul de nămol activat a fost descoperit în Anglia în 1914 de Edward Arden și William T. Lockett de la River Committee of the Manchester Corporation (Arden și Lockett 1914). În zilele noastre acest proces cu nămol activ a fost adoptat la nivel mondial ca treaptă secundară de tratare biologică a apele reziduale.

Îndepărtarea Biologică a Azotului

Azotul este prezent în apelor reziduale sub formă de amoniac, nitriți, nitrați și azot organic. În stațiile de epurare bazate pe procesul de nămol activ, azotul este eliminat în primul rând prin procesele de nitrificare și denitrificare, care sunt reacții chimice ce au loc în interiorul celulei bacteriene.

Nitrificarea

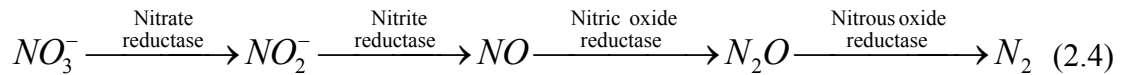
Procesul de nitrificare reprezintă oxidarea biologică în doi pași a amoniacului la nitrat. Procesul este efectuat de bacteriile autotrofe care utilizează amoniacul și nitriți ca substrat de creștere pentru a genera energie pentru activitatea celulară și reproducere. (Gerardi, 2002). Cei doi pași ai procesului de nitrificare și reacția totală sunt prezentate mai jos în Ec. 2.1, 2.2 și respectiv 2.3:



Eficacitatea procesului de nitrificare este dependentă de concentrația de oxigen, temperatură, timpul de retenție a biomasei, alcalinitate și pH. Bacteriile nitrificatoare sunt strict aerobe, ele pot nitrifica numai în prezență de oxigen dizolvat (OD).

Denitrificarea

Procesul de denitrificare biologică reprezintă conversia nitraților la azot gazos în lipsa oxigenului. Acest proces este realizat de o parte din bacteriile heterotrofe numite *bacterii heterotrofe denitrificatoare*, acestea având capacitatea de a folosi nitrații și nitriții ca electron acceptor în procesul de oxidare a materiei organice.



Eficiența procesului de denitrificare este afectată de: absența oxigenului dizolvat, prezența unei populații adecvate și active de bacterii denitrificatoare, pH, temperatură, nutrienți și potențial redox.

Îndepărtarea Biologică a Fosforului

Toate bacteriile încorporează o fracție de fosfor în celula bacteriană în timpul creșterii, care este utilizat pentru replicare de ADN. Într-un sistem de nămol activ (SNA), eliminarea fosforului este realizată de o anumită clasă de bacterii heterotrofe, numita Organisme Acumulative de Polifosfați (OAP), care au capacitatea de a stoca cantități excesive de polifosfați. Acest tip de bacterii sunt îmbogățite în comunitatea bacteriană a unui SNA pentru a spori eliminarea fosforului, de unde și termenul de îndepărtare de fosfor sporită biologic (IFSB). Mecanismul biologic pentru eliminarea fosforului din apele reziduale cu ajutorul microorganismelor este prezentat în Figura 2.1.

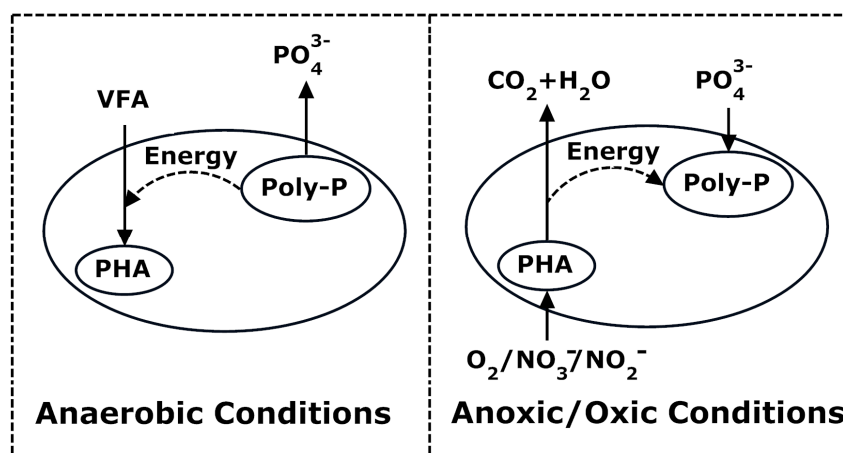


Figura 2.1. Mecanismul biologic pentru îndepărtarea fosforului din apele reziduale cu ajutorul microorganismelor.

Capitol 3 – Aspecte privind modelarea și simularea procesului cu nămol activ

Introducere

Suita Activated Sludge Models (Henze et al., 2000) propuse de către grupul de cercetare International Water Association (IWA) este considerată a fi coloana vertebrală a modelelor matematice pentru tratamentul apelor reziduale biologice. Grupul IWA a propus patru modele matematice denumite: Activated Sludge Model No. 1, 2, 2d și 3 (ASM1, ASM2, ASM2d, ASM3). ASM1 și ASM3 descrie oxidarea carbonului organic, nitrificare și denitrificarea, în timp ce, ASM2 și ASM2d, includ și eliminarea fosforului.

Modele matematice utilizate pentru această teza se bazează pe suita ASM. Capitolul 3 din teză prezintă o scurtă descriere a modelelor matematice propuse de grupul de cercetare IWA.

Modele Matematice pentru Îndepărtarea Biologică a Azotului

Activated Sludge Model No. 1 (ASM1)

Modelul, Activated Sludge Model No. 1 (ASM1), a fost prezentat de International Association on Water Quality (IAWQ) în 1987 (Henze et al., 1987) și este cel mai acceptat modelul matematic pentru tratarea biologică de apelor uzate. Acesta este utilizat în principal pentru instalațiile de tratare a apelor uzate urbane cu nămol activ și încorporează oxidarea carbonului organic, nitrificare și denitrificarea. Modelul consideră două tipuri de bacterii (heterotrofe și autotrofe) și se bazează pe opt procesele biochimice fundamentale, descrise de o cinetică de tip Monod: creșterea biomasei heterotrofe în condiții aerate, creșterea biomasei heterotrofe în condiții anoxice, creșterea biomasei autotrofe în condiții aerate, degradare a biomasei, heterotrofe, degradare a biomasei, autotrofe, amonificarea azotului organic solubil, hidroliză materiei organice solide și hidroliza azotul organic solid. Modelul încorporează 13 compuși diferiți și comportamentul fiecare componentă este descris de o ecuație diferențială neliniară. Figuraa 3.1 reprezintă transformările compușilor de ASM1.

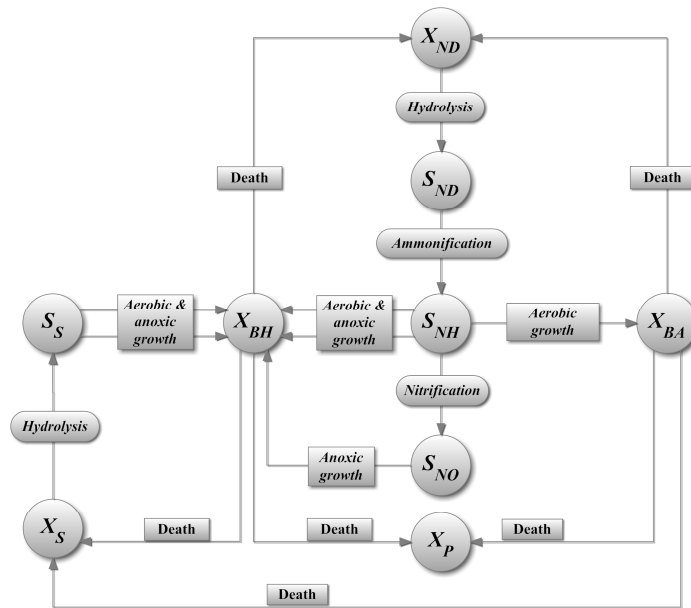


Figura 3.1 Prezentare generală a modelului ASM1.

Activated Sludge Model No. 3 (ASM3)

Modelul Activated Sludge Model No. 3 (ASM3) a fost prezentat de Gujer et al. (1999). Modelul a fost conceput pentru a descrie îndepărtarea carbonului organic și a azotului și corectează anumite defecte care au apărut din aplicații modelului ASM1 (Henze et al., 2000).

Creșterea biomasei heterotrofe în modelul ASM3 este realizată cu ajutorul unui proces secvențial în doi pași. Primul pas este reprezentat de depozitarea substratului biodegradabil sub formă de produse de stocare internă celulară. Pentru al doilea pas, produse de stocare internă sunt utilizate pentru creșterea biomasei (Gujer et al., 1999). Procesul de stocare necesită energie, care este obținută respirația aerobă sau anoxică.

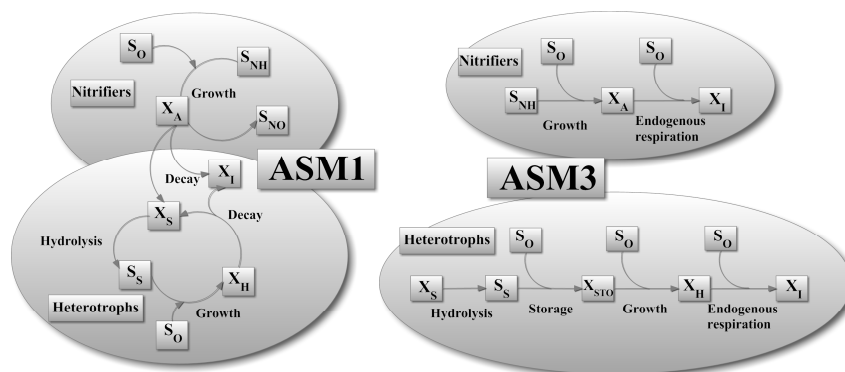


Figura 3.2. Transformările carbonului organic pentru ASM1 și ASM3 (Henze et al., 2000)

Transformările carbonului organic în ASM3 nu așa de complex ca pentru ASM1 (Figura 3.2). Pentru modelul ASM1, prin descompunerea biomasei nitrificatoare se generează substrat ușor biodegradabil care apoi este utilizat de biomasa heterotrofă pentru procesul de creștere. Astfel moartea biomasei autotrofe îmbunătățește creșterea biomasei heterotrofe. În modelul ASM3 bacteriile autotrofe și heterotrofe sunt clar separate, iar carbonul biodegradabil nu trece de la o biomasa la alta.

Modele Matematice pentru Îndepărtarea Biologică a Fosforului

Activated Sludge Model No. 2d (ASM2d)

Modelul Activated Sludge Model No. 2 (ASM2) a fost prezentat de Henze et al. în (1995). ASM2 include îndepărtarea carbonului organic, nitrificare, denitrificare și a fosforului. Modelul include, de asemenea, două procese care descriu precipitarea chimică a fosforului. ASM2 presupune că organismele acumulate de fosfor absorb polifosfați în masa celulară numai în condiții aerobe. Acest fapt s-a dovedit a fi un punct slab al modelului matematic, deoarece s-a descoperit că organismele acumulate de fosfor au capacitatea de a folosi produci stocați intern și pentru denitrificare. Ca rezultat, în 1999 Henze et al. prezintă Activated Sludge Model No. 2d (ASM2d). ASM2d este o versiune îmbunătățită a ASM2, și include două procese adiționale care descriu acumularea de a polifosfați în condiții anoxice.

Procesele biologice în ASM2d sunt efectuate de trei grupe de microorganisme: heterotrofe, autotrofe și organisme acumulate de fosfor. Se presupune că aceste clase de bacterii sunt reprezentative pentru o variație vastă de specii necunoscute, care sunt implicate în procesul cu nămol activ. Modelul include 19 procesele biologice și 2 procese chimice de precipitare.

Modelarea Procesului de Sedimentare

Cele mai importante procesul fizic într-un sistem cu nămol activ este separarea de solidelor suspendate în apă. Această separare se realizează prin sedimentare gravitațională, în decantoare care sunt și cunoscute sub denumirea de decantoare secundare. Procesul de sedimentare a fost simulat utilizându-se modelul descris de Takács et. al 1991. Modelul decantorului lui Takács este unidimensional și estimează concentrația solidelor în decantor,

prin împărțirea lui în 10 straturi ipotetice, de grosime constantă. Pentru a estima concentrația solidelor în decantor, se efectuează un bilanț de masă pe fiecare strat ipotetic al decantorului. Ecuația de continuitate a decantorului este:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial J}{\partial z} = 0 \quad (3.1)$$

where: X concentrație suspensiei [mg L^{-1}]; t – timp [days]; J – fluxul de solide [$\text{mg day}^{-1}\text{m}^{-2}$]; z – înălțimea stratului [m];

Viteza de sedimentare în straturile decantorului este calculată cu ajutorul funcției dublu exponențiale propusă de Takács et al. (1991), care poate fi folosită atât pentru partea de îngroșare cât și pentru partea de clarificare:

$$v_{sj} = v_0 (e^{-rh(X-X_{\min})} - e^{-rp(X-X_{\min})}) \text{ și } 0 \leq v_{sj} \leq v_0' \quad (3.2)$$

unde v_0 viteza maximă de sedimentare Vesilind; rh – parametru al zonei de îngroșare; rp - parametru al zonei de clarificare; TSS^* - diferență dintre concentrația totală a solidelor suspendate (TSS) și concentrația minimă de solide suspendate care poate fi tinsă (TSS_{\min}); $TSS_{\min} = f_{ns} \times TSS$ unde f_{ns} fracția de solide nesedimentabile TSS ; v_0' – viteza maximă de sedimentare.

Benchmark Simulation Model No. 1 (BSM1)

Stația de epurare din simulatorul Benchmark Simulation Model No. 1 (BSM1) a fost propusă de The International Association of Water Quality (IAWQ) și grupul de cercetare European Cooperation in the field of Scientific and Technical Research (COST) 624 în 2002 (Coop et. al., 2002). Scopul principal al BSM1 este de a testa strategiile de control pentru stațiile de epurare biologică a apelor uzate. Instalația de tratare a apelor uzate din BSM1 este un proces de tip Ludzak-Ettinger modificat (LEM) și este una dintre cele mai des întâlnite arhitecturi utilizate pentru îndepărtarea biologică de azot tratarea apelor urbane reziduale.

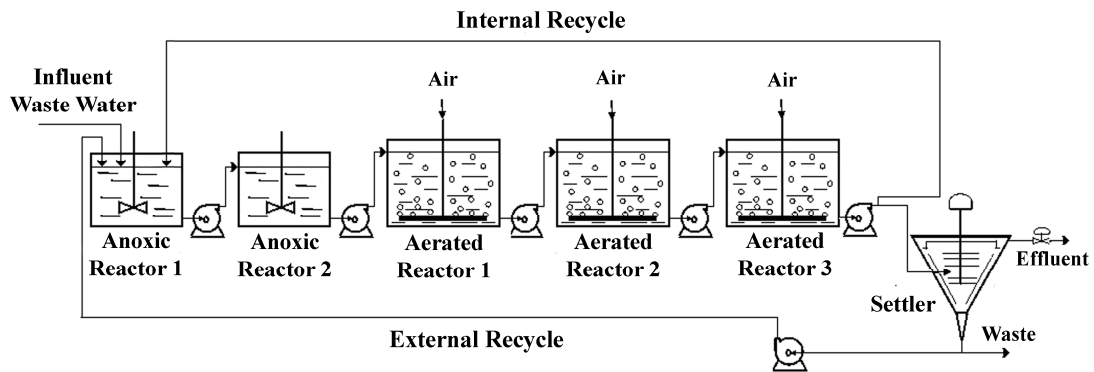


Figura 3.3 Schiță a stației de epurare din simulatorul BSM1 (Coop *et al.*, 2002)

Caracteristici generale ale stației de pe BSM1 (Coop *et al.*, 2002):

- 2 reactoare anoxice cu amestecare perfectă și 3 reactoare aerate cu amestecare perfectă aranjate în serie și urmate de un decantor secundar.
- Volumul biologic total este de 5999 m³ (reactorul 1 și 2 au 1000 m³ fiecare, iar reactoarele 3, 4 și 5 au 1333 m³ fiecare).
- reactorul 3, 4 și 5 sunt aerate și au o limită superioară pentru aerare de $k_L a = 240 \text{ zi}^{-1}$.
- Concentrație de saturație în reactoarele aerate este de $8 \text{ gO}_2 \text{ m}^{-3}$.
- Decantorul secundar este considerat a fi ideal, fără reacții.
- Volumul total al decantorului este de 6000 m³ (cu o arie transversală de 1500 m² și adâncime de 4 m) care este împărțit în 10 starturi de grosime egală.
- Debitul de alimentare intră în decantor pe startul al 6-lea (2.2 m de la fund)
- Recircularea internă, din reactorul 5 în reactorul 1, are un debit de 55338 m³/zi.
- Recircularea externă, de pe fundul decantorului secundar în primul reactor, are un debit de 18446 m³/zi.
- Debitul de evacuarea nămolului are un debit de 385 m³/zi.
- Temperatura de operare 15°C.

Atunci când vrem să testăm strategii noi de control, caracterul perturbațiilor la intrarea în stația de epurare este foarte important. BSM1 oferă trei fișiere influente care imită trei scenarii de funcționare: vreme uscată, ploaie și furtună.

Capitol 4 – Control Predictiv după model bazat pe un model ASM1 modificat care consideră nitrificarea/denitrificarea pe doi pași

Prima parte a capitolului se axează pe dezvoltarea unui model îmbunătățit Activated Sludge Model No.1 care consideră nitrificarea și denitrificarea pe doi pași. Procesul de nitrificare este considerat ca fiind o secvență de doi pași realizați de două tipuri distincte de bacterii, Bacterii Oxidatoare de Amoniac (X_{AOB}) și Bacterii Oxidatoare de Nitriți (X_{NOB}), cu nitriți ca produși intermediari de reacție (Ostace et al., 2011a) (Figura 4.1). Bacterii Oxidatoare de Amoniac realizează primul pas din procesul de nitrificare și transformă azotul amoniacal în nitriți. Al doilea pas al procesului de nitrificare este efectuat de Bacterii Oxidatoare de Nitriți care oxidează nitriții la nitrați.

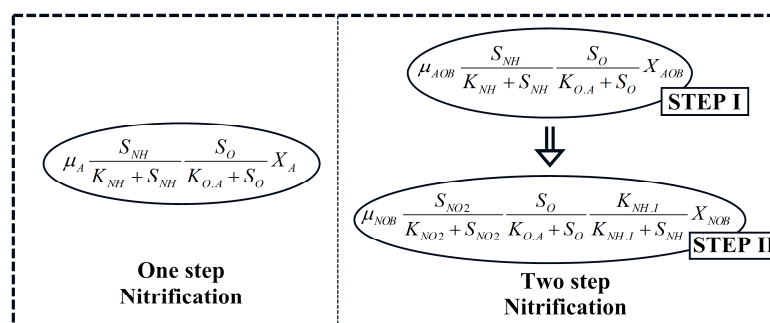


Figura 4.1. Reprezentare schematică a procesului de nitrificare pe un pas și pe doi pași.

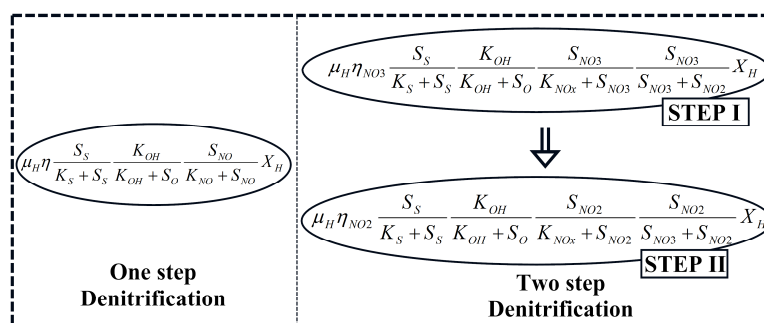


Figura 4.2. Reprezentare schematică a procesului de denitrificare pe un pas și pe doi pași.

La rândul ei, denitrificarea, este modelată tot pe doi pași, dar amândoi pașii sunt realizați de aceeași clasă de bacterii (Figura 4.2).

Noul model a fost calibrat cu ajutorul simulatorului Benchmark Simulation Model No. 1 prin minimizarea erorilor absolute dintre simulările cu Activated Sludge Model No. 1 original. Pentru a evita minimele locale s-au folosit trei metode de căutare: Pattern

Search (PS), Nelder-Mead (NM) și Algoritmi Genetici (AG). Dintre acestea, Nelder-Mead sa dovedit a fi ce mai potrivită metodă de căutare.

A doua parte a capitolului prezintă conducerea avansată a stației de epurare folosind Reglarea Predictivă după Model (RPM).

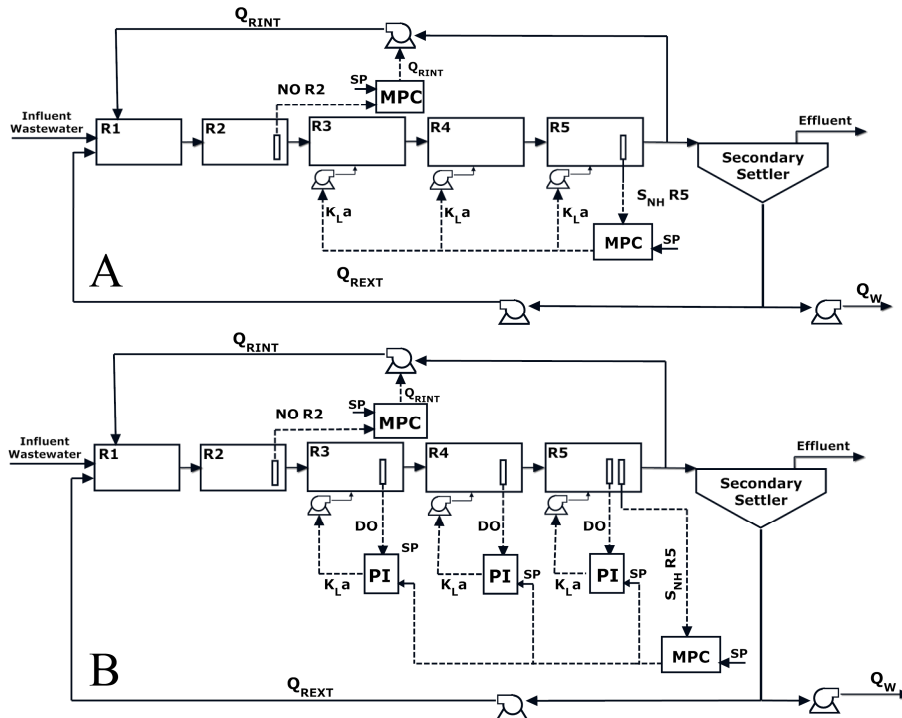


Figura 4.3. Schematic representation two control approaches: A) Control Strategy No. 1 ; B) Control Strategy No. 2

După cum sugerează și numele, RPM se bazează pe reprezentarea explicită a procesului, care urmează a fi controlat, aducând modelul procesului "în interiorul" algoritmul de control într-o manieră simplă (Agachi et al 2006). RPM folosește modelul sistemului pentru a face o predicție explicită a comportamentului sistemului și pentru a calcula acțiunea de control potrivită pentru a aduce sistemul cât mai aproape de referința cu puțință (Huang și Kadali 2008). Toți algoritmi de tip RPM au la bază trei elemente: modelul de predicție, funcția obiectiv și algoritmul de optimizare.

Modelul procesului este un sistem liniar invariant de timp care este descris prin de următoarele ecuații:

Modelul de plante este un sistem de timp-invariante liniare descrise prin ecuații:

$$\begin{aligned} x(k+1) &= A_m x(k) + B_{mu} u(k) + B_{md} \omega(k) \\ y(k) &= C_m x(k) + D_{md} \omega(k) \end{aligned} \quad (4.1)$$

unde: $x(k)$ este vectorul de stare variabilă a procesului cu dimensiunile n_x , $u(k)$ este vectorul de variabile manipulate sau intrări variabile, $y(k)$ este vectorul de rezultatul

procesului; și $\omega(k)$ este perturbarea nemăsurată a intrărilor care este determinată de un zgomot aleatoriu de tip gaussian $nd(k)$ cu o variată medie de valoare 0 descris de ecuațiile (Bemporad et al. 2011):

$$\begin{aligned} x_d(k+1) &= A_d x_d(k) + B_d n_d(k) \\ \omega(k) &= C_d x_d(k) + D_d n_d(k) \end{aligned} \quad (4.2)$$

Presupunând ca modelul perturbației este o amplificare unitară, de exemplu $\omega(k) = nd(k)$ - un zgomot alb gaussian, modelul de predicție poate fi reprezentat (Bemporad et al. 2011):

$$\begin{aligned} x(k+1) &= \overbrace{\begin{bmatrix} A_m & B_{md} & C_d \\ 0 & A_d \end{bmatrix}}^A x(k) + \overbrace{\begin{bmatrix} B_{mu} \\ 0 \end{bmatrix}}^B u(k) + \overbrace{\begin{bmatrix} B_{md} & D_d \\ B_d \end{bmatrix}}^{Bd} n_d(k) \\ y(k) &= \overbrace{\begin{bmatrix} C_m & D_m & C_d \end{bmatrix}}^C x(k) \end{aligned} \quad (4.3)$$

Presupunând i pași de predicție și că $n_d(i)=0$, comportamentul viitor al procesului, cunoscând vectorul de stări de la timpul $k=0$, poate fi determinat cu ajutorul Ec. (4.4):

$$y(i|0) = C \left[A^i x(0) + \sum_{h=0}^{i-1} A^{i-1-h} \left(B \left(u(-1) + \sum_{j=0}^h \Delta u(j) \right) \right) \right] \quad (4.4)$$

Mărimea de control pentru fiecare pas este calculată prin minimizarea funcției obiectiv:

$$\min_{\Delta u(k|k), \dots, \Delta u_m(m-1+k|k)} \left\{ \sum_{i=0}^{p-1} \left(\sum_{j=1}^{n_y} |w_{i+1,j}^y (y_j(k+1|k) - r_j(k+1|k))|^2 + \sum_{j=1}^{n_u} |w_{i,j}^{\Delta u} \Delta u_j(k+1|k)|^2 \right) + \rho_\varepsilon \varepsilon^2 \right\} \quad (4.5)$$

unde: " $() j$ " denotă componenta j a unui vector; $(k+i|k)$ denotă valoarea stării prezisă pentru pasul de timp $k+i$ pe baza informațiilor disponibile la momentul de timp k , și $r(k)$ vectorul de referință.

Modelele discontinue ale procesului și modelul perturbație pentru cele trei RPM sunt prezentate mai jos:

Modelul regulatorului NO:

$$x(k+1|k) = \begin{bmatrix} 0.9784 & 0.0355 & -0.0066 \\ -0.0355 & 0.9163 & 0.0391 \\ -0.0066 & -0.0391 & 0.7895 \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} -4.19E-05 \\ -2.97E-05 \\ -6.53E-06 \end{bmatrix} u(k) \quad (4.6)$$

$$y(k) = [-0.0603 \quad 0.0456 \quad -0.0119]x(k)$$

Modelul regulatorului SNH pentru CS1:

$$x(k+1|k) = \begin{bmatrix} 0.9606 & 0.0358 & 0.0485 \\ -0.0069 & 0.9664 & -0.0982 \\ -0.0487 & 0.0288 & 0.5897 \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} 6.54E-5 & 1.35E-4 & 0.00062 \\ 2.24E-4 & 1.52E-4 & -6.66E-5 \\ -6.87E-5 & 1.19E-4 & 0.000367 \end{bmatrix} u(k) \quad (4.7)$$

$$y(k) = [-0.9185 \quad 0.4035 \quad 0.7578]x(k)$$

Modelul regulatorului SNH pentru CS2:3

$$x(k+1|k) = \begin{bmatrix} 0.9633 & -0.0480 & 0.0250 \\ 0.0009 & 0.9535 & 0.0532 \\ -0.0053 & -0.0202 & 0.9289 \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} 0.0007 & 0.0013 & 0.0037 \\ -0.0017 & -0.0012 & 0.0016 \\ -0.0011 & 0.0010 & 0.0001 \end{bmatrix} u(k) \quad (4.8)$$

$$y(k) = [-5.8507 \quad -3.8699 \quad 2.1483]x(k)$$

Modelul perturbațiilor folosit pentru regulator este prezentat de Eq.(4.9):

$$\begin{aligned} x(k+1|k) &= [1]x(k) + [6.9333E-4]u(k) \\ y(k) &= [3981.07]x(k) \end{aligned} \quad (4.9)$$

Observatorul de stare este realizat folosind Ec. (4.3) și este sub forma Ec. (4.10):

$$\hat{x}(k+1|k) = (A - AMC)\hat{x}(k|k) + AMy(k) + Bu(k) \quad (4.10)$$

unde M este amplificarea observatorului.

Regulatorile RPM au fost reglate efectuând simulări repetare. Parametrii cel mai buni pentru ambele regulatoare s-au dovedit a fi: tactul $\Delta t = 1$ min, $H_p = 200$ și $H_c = 3$ (Ostace et al., 2011b).

Performanță stației de epurare s-a evaluat pe doua planuri. Panul principal de evaluare s-a axat pe efectul perttotal pe care strategiile de control îl exercită asupra stației de epurare: indexul de calitate (IC), costuri de operare (energie de aerare (EA), energie de pompare (EP), energie totală (ET)) și indexul costurilor de operare (ICO), iar performanța

regulatorilor a fost analizată din punct de vedere a erorii integrale absolute (EIA) și erorii integrale pătratice (EIP).

Strategiile de control au fost simulate cu valori de referință diferite pentru fiecare regulator. Referința regulatorului pentru amoniac a fost variată între 0 și 4 mg/L cu un pas de 0.2 mg/L. Regulatorul pentru NO a fost variat între 0 și 2 mg/L cu un pas de 0.1 mg/L. rezultatele simulărilor au arătat ca exista un minim în costurile de operare pentru referință amoniacului de 1.8 mg/L și cea a nitriților și nitraților de mg/L.

Pentru a evalua impactul pe care îl are controlul automat asupra stației de epurare, rezultatele simulărilor au fost comparate cu cele ale simulărilor cu buclă deschisă. Pentru regimul de operare cu buclă deschisă valorile lui K_{La} au fost setate la 240 zi^{-1} pentru fiecare reactor aerat și recircularea internă a fost setată la $55,338 \text{ m}^3/\text{zi}$. Rezultatele strategiilor de control sunt prezentate în Tabelul 4.2:

Tabel 4.1. Rezultatele strategiilor de control și a simulării cu buclă deschisă pentru toate tipurile de influent.

		CE [poll. unit/day]	EA [kWh/day]	EP [kWh/day]	ICO [€/year]	N_{Kj} [mg/L]	S_{NH} [mg/L]	S_{NO2} [mg/L]	S_{NO3} [mg/L]	N_{tot} [mg/L]
Uscat	OL	8109	8548	2966	693345	4.22	2.28	2.24	21.87	28.33
	CS1	5928	6329	1941	503214	5.01	3.03	4.51	5.15	14.67
	CS2	5837	5950	2249	496900	5.23	3.23	4.38	4.11	13.72
Ploaie	OL	9533	8548	2966	764500	4.68	2.53	1.79	16.90	23.37
	CS1	7968	6644	2160	618500	5.43	3.24	4.01	4.41	13.85
	CS2	7996	5675	2580	606175	5.83	3.60	3.88	3.36	13.07
Furtună	OL	8746	8548	2966	725192	4.60	2.52	2.04	18.37	25.01
	CS1	6940	6518	2135	563325	5.41	3.29	4.18	4.54	14.13
	CS2	6884	5922	2452	553550	5.66	3.51	4.06	3.36	13.35

Rezultatele simulărilor a arătat că:

- I. Costurile de operare sunt reduse semnificativ atunci când este implementat control automat pe stația de epurare, iar calitatea efluenților este menținută.
- II. RPM s-a dovedit a fi o abordare bună în a controla stația de epurare din punct de vedere a costurilor de operare și a performanței mărimi controlate.
- III. Valoarea referitei folosită pentru fiecare regulator s-a dovedit a avea un efect foarte important asupra performanței strategiilor de control.
- IV. Performanță unui regulator implementat pe un sistem biochimic este puternic influențată de biomasa din sistem și de abilitatea ei de a produce sau de a consuma anumiți produși (eg. controlul azotului amoniacal este influențat de capacitatea de nitrificare).

Capitol 5 – Reducerea costurilor de operare prin intermediul corelării referințelor cu substratul de creștere

Acest capitol prezintă optimizarea a două strategii de control pentru stația de epurare a apelor reziduale. Arhitecturile de control sunt evaluate din punctul de vedere al costurile operare, și sunt îmbunătățite prin adăugarea un nivel superior de control. Nivelul superior dictează valorile optime ale referitelor celor două structuri de control luând în considerare cantitatea de azot amoniacal care intră în stația de epurare a apelor reziduale (Ostace et al., 2011c).

Studiul se bazează pe un model Activated Sludge Model No. 3 modificat care a fost implementat în Benchmark Simulator Model No. 1 (BSM1). Modificarea adusă modelului ASM3 se bazează pe studiile lui Krishna și van Loosdrecht (1999), Beun et al., 2000 a, b, Beccari et al., 2002, Carucci et al., 2001, Knight-Gül et al., 2003, Pratt et al., 2004, care au arătat că depozitarea intracelulară a substratului și creștere biomasei heterotrofe decurg simultan iar polimerii stocați sunt consumați doar după epuizarea substratului primar. Modelul ASM3 a fost modificat pentru a introduce conceptul de stocare și creșterea simultană a biomasei heterotrofe prin utilizarea a trei procese biologice și luând în considerare două faze distincte, dar complementare: ospăț și de foamete (Sin, 2005). Reprezentarea schematică a modelului ASM3 modificat este prezentat în Figuraa 5.1.

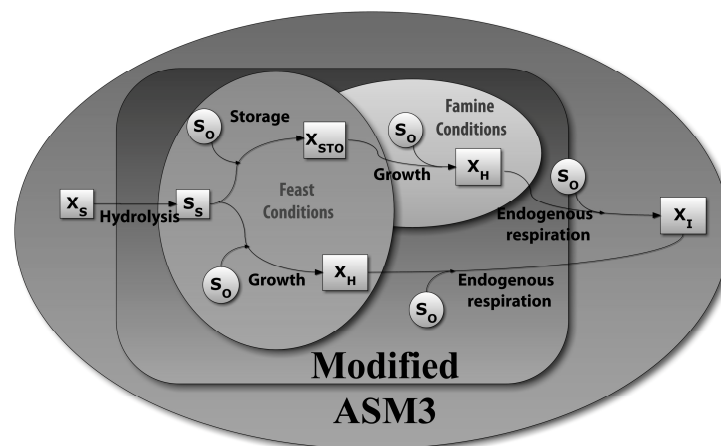


Figura 5.1. Reprezentarea schematică a proceselor realizate de biomasa heterotrofă în condiții aerobe pentru modelul ASM3 modificat care consideră în vedere creșterea simultană.

Prima arhitectură de control evaluată în acest capitol are trei bucle de control. Aceste bucle de control au menirea de a menține nivelul de oxigen dizolvat (OD) în reactoarele aerate la valori de referințe predefinite prin manipularea debitul de aer (indirect, prin transferul volumic de oxigen K_LA). Sistemul de control este realizat din 3

reglatoare PI, unu pentru fiecare bucla de control. Parametrii reglatoarele PI sunt cei sugerați în (Copp, 2002). Această arhitectură de control va fi mai denumită în continuare 3DO și este reprezentată în Figuraa 5.2:

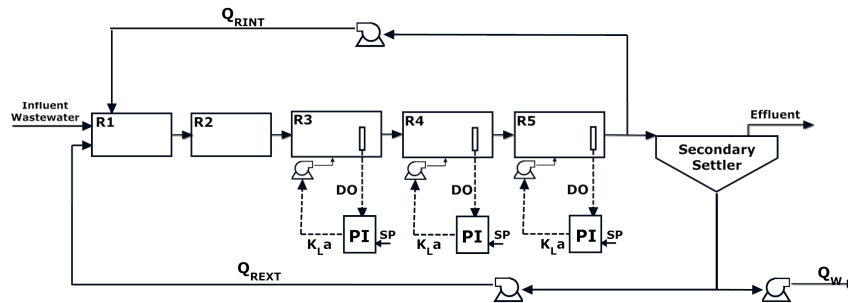


Figura 5.2 Reprezentare schematică a arhitecturii de control 3DO.

A doua arhitectura este reprezentată de un sistem de control cascadă. La nivelul superior al structurii de control cascadă, se află un RPM cu o singură intrare și mai multe intrări care trebuie să mențină concentrația nitraților (S_{NO_3}) din reactor 5 la referințe predefinite, prin manipularea concentrației de oxigen din reactoarele aerate. La nivelul inferior de control se află reglatoare de tip PI care trebuie să mențină concentrația de oxigen din reactoare la referințele impuse de RPM. Această arhitectură de control va fi mai denumită în continuare NO5 și este reprezentată în Figuraa 5.3:

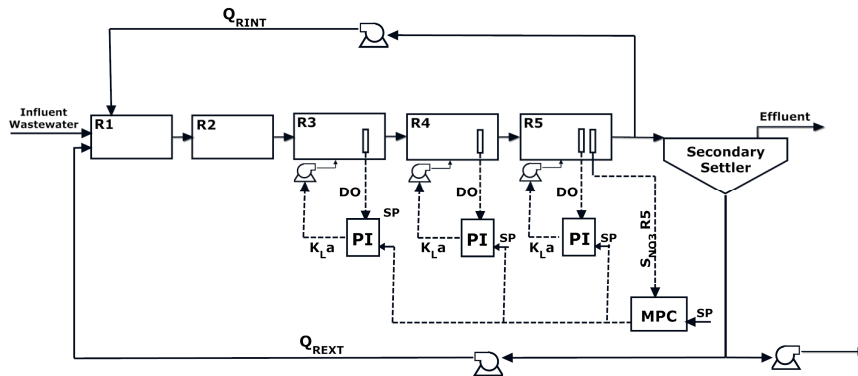


Figura 5.3 Reprezentare schematică a arhitecturii de control 3DO.

Strategiile de control au fost evaluate și optimizate din punct de vedere al costurilor de funcționare. Costurile de operare au fost calculate folosind următoarea formulă:

$$OC = EF + \gamma_E AE \quad (5.1)$$

unde: EF – amenzile pe efluent; AE – energie de aerare (kWh d^{-1}); γ_E – prețul energiei electrice 0.1 (€/kWh);

Amenzile pe efluent (Carstensen, 1994; Vanrolleghem et al., 1996; Vanrolleghem și Gillot, 2002; Stare et al, 2007) au fost calculate prin compararea concentrației de azot total și cea de amoniac din efluent cu limitele lor de descărcare. Pentru fiecare tip de poluant se atribuie două tipuri ipotetice de costuri de descărcare. Un cost mai mic atunci când valoarea concentrației este sub limita admisă de descărcare și unul mai mare când această limită este depășită.

Costul mediu pentru energia de aerare a fost calculat cu ecuația propusă de Copp et al., 2002.

Arhitecturile de control au fost îmbunătățite prin adăugarea unui nivel superior de control care dictează referința optimă pentru cele două structuri de control luând în considerare cantitatea de azot amoniacal care intră în stația de epurare a apelor reziduale. Raportul dintre cantitatea de azot amoniacal care intră în stația de epurare și referința optimă este stabilit cu ajutorul interpolării liniare și polinomiale.

În cazul metodei de interpolare liniară (MIL), relația dintre cantitatea de azot amoniacal care intră în stația de epurare și referința optimă pentru orice sistem de control dat, a fost considerată a fi reprezentată de o funcție lineară și astfel referința optimă a putut fi determinată cu Eq. (5.2):

$$OSP = SP_{\min} + \frac{(SP_{\max} - SP_{\min})(S_{NH.in} - S_{NH.min})}{(S_{NH.max} - S_{NH.min})} \quad (5.4)$$

unde: SP_{\min} și SP_{\max} sunt referința de minimă și maximă [mg/L]; SNH_{\min} și SNH_{\max} sunt valorile minime și maxime de masă de azot amoniacal intrat [kg/zi]; SNH_{in} debitul masei de azot amoniacal pentru care se determină referința optimă.

Pentru a asigura cele mai bune rezultate prin utilizarea MIL, trebuie definite valorile corespunzătoare pentru cantitățile minime și maxime de azot amoniacal ce intră în stația de epurare. Valorile optime pentru SNH_{\min} și SNH_{\max} au fost determinate prin optimizare bazată pe model. Algoritmul de optimizare a redat următoarele funcții:

$$SP_DOR3 = -0.7008 + 0.0026SNH_{in} \quad (5.3)$$

$$SP_DOR4 = 0.0608 + 0.0022SNH_{in} \quad (5.4)$$

$$SP_DOR5 = -6.27 \cdot 10^{-4} + 0.0024 \cdot 10^{-3} SNH_{in} \quad (5.5)$$

În caz de strategie de control NO5 după ce procedura de optimizare, relația matematică care variază referința a devenit:

$$SP_NOR5 = 5.1429 + 0.0043SNH_{in} \quad (5.6)$$

A doua abordare de a corela referințele de substratul de creștere a fost metoda de interpolare polinomială (PIM).

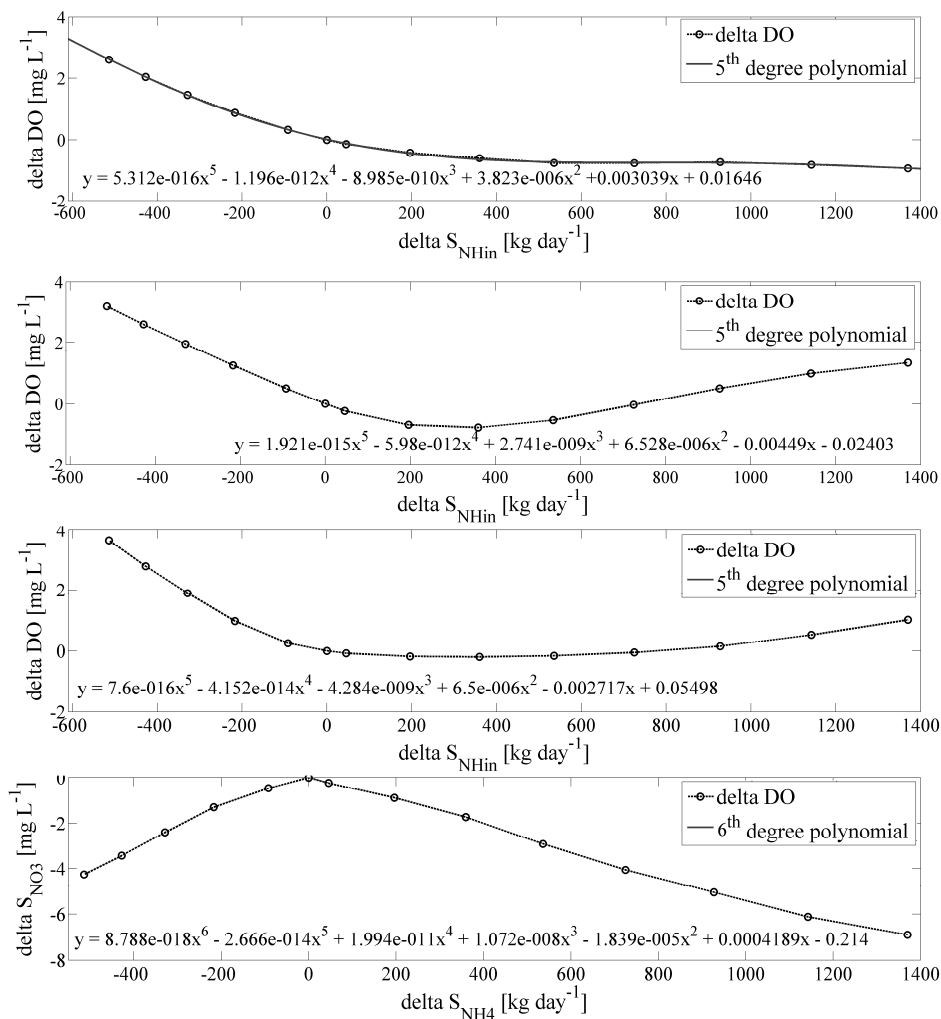


Figura 5.4. Variația variabilelor de la valoarea de referință și aproximarea polinomială: A) DO reactor 3; B) DO reactor 4; C) DO reactor 5; D) S_{NO3} reactor 5.

Relația polinomială dintre azotul amoniacal intrat și referința a fost stabilită utilizând date generate prin simularea stației de epurare, cu intrări constante, pentru 100 de zile. În total s-au făcut paisprezece simulări cu valori diferite de intrare pentru azotul amoniacal. Valoarea de intrare a azotului amoniacal a fost variată de la 200 la 1600 kg/zi.

Masa medie a debitului de azot amoniacal pentru fișierul de vreme uscată este de 755.36 kg / zi. Soluția de staționară pentru simularea fluxului de masă de azot amoniacal de

755.36 kg / zi a fost considerat a fi un punct de reper pentru datele generate. Valoarea de referință a fost scăzută din valoarea datelor generate și apoi s-au reprezentat grafic în funcție de variația amoniacului la untare (Figura 5.4). Ecuația finală pentru determinarea referinței reguletoarelor a avut forma:

$$SP = SP_{base} - SP_{poly} \quad (5.6)$$

unde: SP_{base} este referința de bază și SP_{poly} este generat de funcția polinomială.

SP_{base} a fost determinată de model pe bază de optimizare.

În scopul de a evalua impactul algoritmului de corelarea referințelor cu substratul de creștere, ambele strategii de control au fost inițial simulate cu referințe fixe, predefinite. Pentru strategia de control 3DO, referința pentru toate bulele de control a fost etată la o valoare de 2 mg/L, în timp ce pentru structura de control NO5 referința a fost stabilită la 8 mg/L.

Strategiile de control au fost comparate între ele și cu simulările cu buclă deschisă. Rezultatele simulărilor au arătat că prin corelarea referințelor cu substratul de creștere diminuează semnificativ costurile de operare (tabelul 5.1).

Table 5.1. Rezultatele strategiilor de control și simularea cu buclă deschisă pentru condiții de vreme uscată.

Fișier de intrare	Strategie de control	AE €/zi	SNH €/zi	NO_{tot} €/zi	EF €/zi	OC €/zi
Dry	OL	855	284	687	971	1826
	3DO	671	333	638	970	1641
	3DO LIM	611	332	600	932	1543
	3DO PIM	613	349	606	955	1568
	NO5	642	454	617	1068	1713
	NO5 LIM	684	330	618	948	1632
	NO5 PIM	716	312	643	954	1670

Cele mai bune rezultate pentru structura de control 3DO au fost realizate cu MIL, cu o valoare medie a costurilor de operare de 1543 €/zi, astfel rezultând o diminuare a costurilor 15,5% comparativ cu rezultatele simulării cu buclă deschisă și aproape 6% față de sistemul de control simplu 3DO, cu referință predefinită. Cele mai bune rezultate în cazul strategiei de control NO5 au fost obținute cu abordarea LIM pentru fișierul de intrare ploaie.

Capitol 6 - Evaluarea diferite strategii de Control de epurare bazate pe o ASM3 modificat cu trei etape denitrificare

Prima parte a acestui capitol prezintă elaborarea și implementarea în Benchmark Simulation Model No 1 (BSM1) a unui Activated Sludge Model No. 3 modificat.

Modelul ASM3 îmbunătățit prezentat în acest capitol are trei modificări în comparație cu modelul ASM3 original:

- 1) Prima modificare este reprezentată de modelarea creșterii biomasei heterotrofe în paralel cu procesul de stocare se substrat biodegradabil (Capitolul 5).
- 2) A doua modificare constă în modelarea procesului de nitrificare pe doi pași realizați de două clase diferite de bacterii autotrofe. Această biomasă este împărțită în Baterii Oxidatoare de Amoniac (BOA) și Baterii Oxidatoare de Nitriți (BON). Primul pas al procesul de nitrificare este efectuat de BOA, care utilizează amoniacului ca substrat de creștere și generează nitriți. Nitriții sunt apoi utilizați ca substrat de creșterea de BON care oxidează nitriții la nitrați și completând astfel oxidarea azotului amoniacal. Incluzând nitriții ca și compus (un produs intermediar de nitrificare) ridică gradul de complexitate al modelului matematic (Ostace et al., 2012).
- 3) Procesul de denitrificare este modelat ca un proces de trei pași cu nitriți și oxid de azot ca și produși intermediari. Oxidul de azot a fost introdus în modelul pentru a modela inhibarea unor enzime care sunt responsabile pentru creșterea bacteriilor heterotrofice în condiții aerobe (Casey et. al., 1995; Kappeler and Brodmann 1995). Acest model ASM3 modificat va denumit în continuare ASM3N.

A doua parte a capitol prezintă elaborarea și implementarea în BSM1 a unui model al decantorului secundar reactiv. Modelul decantorului reactiv este realizat prin combinarea modelul decantorului lui Takács în 1991 și ASM3N (Ostace et al. 2012).

Ecuția de continuitate a modelului decantorului reactiv are forma:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial J}{\partial z} + R_x = 0 \quad (6.1)$$

unde: X este concentrația componentului solid [mg L^{-1}]; t -timp [zile]; J -fluxul de sedimentare [$\text{mg zi}^{-1} \text{ m}^{-2}$]; z – înălțime strat [m]; R_X - conversie compusului solid.

A treia parte a capitolului constă din analiza a cinci strategii de control aplicate stației de epurare.

Strategia Nr. 1 (S1) – prima strategie de control are două bucle de control. Prima buclă de control trebuie să mențină concentrația de azot NO (suma nitraților, nitriților și oxidului de azot) din al doilea reactor anoxic la o referință de 1 mg/L, prin manipularea debitului de recirculat. A doua buclă de control presupune controlul oxigenului dizolvat (OD) în al treilea reactor aerat la o referință de 2 mg/L, prin manipularea debitului de aer (indirect prin coeficientul volumic de transfer de masă $K_L A$).

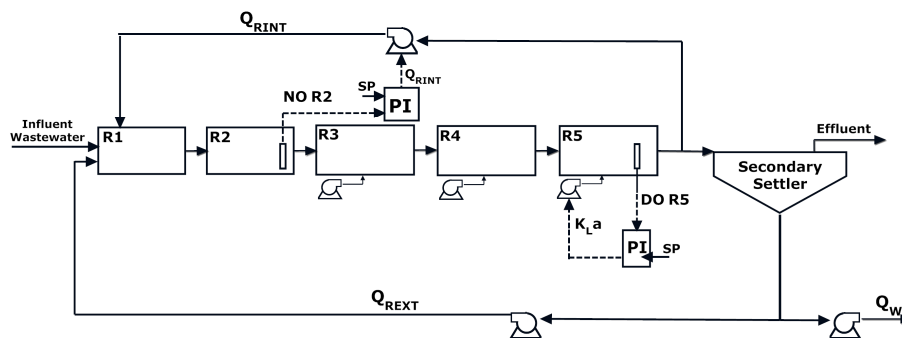


Figura 6.1. Reprezentare schematică a strategiei de control nr. 1.

Strategia Nr. 2 (S2) – A doua strategie de control are trei bucle de control. Aceste bucle de control sunt concepute pentru a menține concentrația oxigenului dizolvat în cele trei reactoare aerate la o referință de 2 mg/L, prin manipularea $K_L A$.

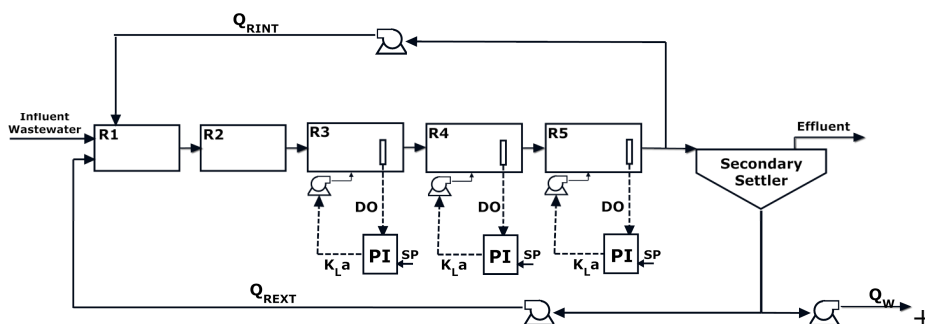


Figura 6.2. Reprezentare schematică a strategiei de control nr. 2.

Strategia Nr. 3 (S3) – Strategia de control numărul 3 este o combinație dintre S2 și S1. și are patru bucle de control. Primele trei controlează concentrația oxigenului dizolvat în cele trei reactoare aerate la o referință de 2 mg/L, iar a patra buclă de control trebuie să țină valoarea concentrației la azot la o referință de 1 mg/L.

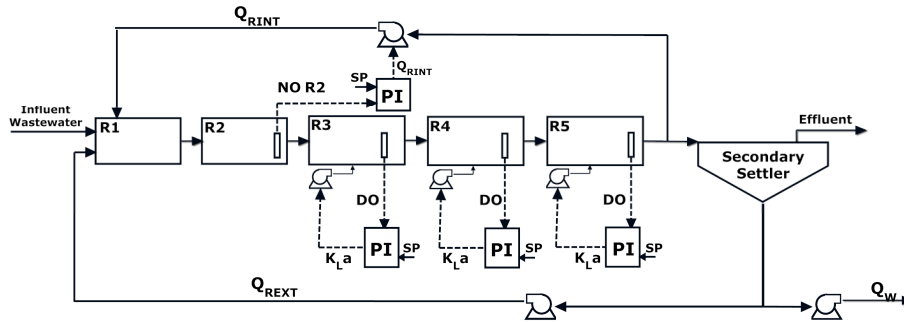


Figura 6.3. Reprezentare schematica a strategiei de control nr. 3.

Strategia Nr. 4 (S4) – A patra strategie de control analizată în acest capitol trebuie să mențină concentrația NO în ultimul reactor aerat la o referință de 8 mg/L și valoarea lui NO în al doilea reactor anoxic la o referință de 1 mg/L. Valoarea NO în ultimul reactor aerat este controlată prin manipularea oxigenului dizolvat din reactoarele aerate. Pentru această buclă de control, există un nivel de control interioare care constă din regulatoare PI care țin concentrația oxigenului dizolvat din reactoarele aerate la referințe impuse de un regulator RPM. Referințele impuse de RPM sunt constrânse la un maxim de 2 mg/L, pentru a preveni aerarea excesivă. A doua buclă de control manipulează debitul de recirculare intern pentru a menține NO la o referință de 1 mg/L.

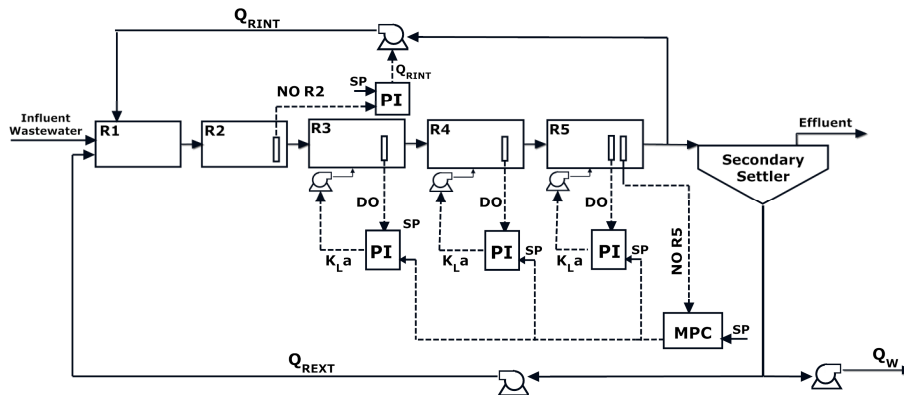


Figura 6.4. Reprezentare schematica a strategiei de control nr. 4.

Strategia Nr. 5 (S5) – A cincea strategie de control este identică ca și structura cu strategia patru, doar că variabilele controlate sunt azotul amoniacal în ultimul reactor aerat și NO în al doilea reactor anoxic. Referințele pentru amândouă variabilele controlate este de 1 mg/L.

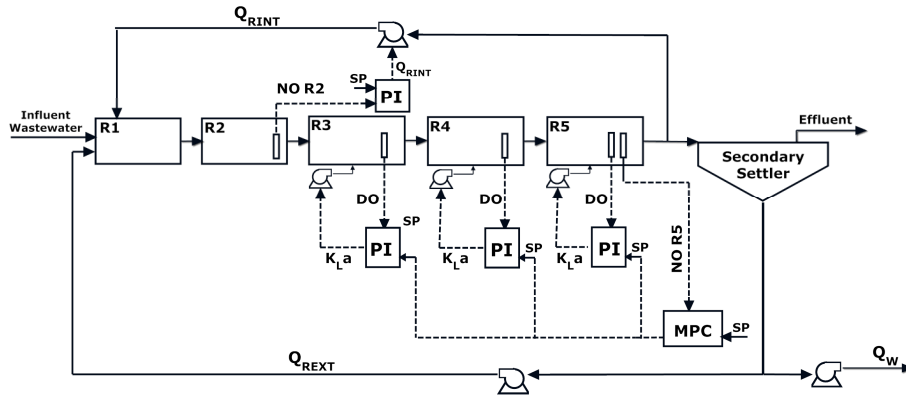


Figura 6.5. Reprezentare schematica a strategiei de control nr. 5.

Arhitecturile de control au fost analizate din trei puncte de vedere: costurile de operare, contravenție pe efluenți și performanța de reglare.

Costurile de operare au fost calculate folosind următoarea formulă:

$$OC = \gamma_E (AE + PE) + \gamma_{SP} SP + EF \quad (6.2)$$

unde: AE este energia de aerare [kWh/zi]; PE este energia de pompare [kWh/zi]; SP - producția de nămol activ; EF – amenzi pe efluent; γ_E – preț pentru energia electrică [0.1 €/kWh]; γ_{SP} - costul standard pentru tratamentul a 1 g de nămoluri produse [$5 \cdot 10^{-4}$ €/g].

Producția de nămol (SP) a fost calculată cu ecuația (6.3) (Guerrero et al., 2011, Machado et al. 2009):

$$SP = \frac{1}{T} \int_{t=22d}^{t=28d} (TSS_w(t) Q_w(t)) dt \quad (6.3)$$

unde TSS_w este concentrație solidelor din purjă.

Simulare cu regimul de operare cu buclă deschisă, pentru cazul de vreme uscata, a prezentat cele mai mari costuri de operare de 3753.69 €/zi. Aceste costuri ridicate sunt rezultatul de o aerare excesive. Costurile de aerare au o valoare de 854.84 €/zi, și reprezintă 22,8% din costurile totale de funcționare. Deși amenzile pe efluenți pentru concentrația de azot amoniacal au valoarea cea mai scăzută pentru simulare cu buclă deschisă, amenzile pentru azotul total ajung la o valoare mai mare în comparație cu strategiile de control. Această valoare mare azotului total pe efluent este rezultatul unui

debit insuficient de recirculare. Acest fapt poate fi concluzionat din costurile cu energia de pompare care are cea mai mică valoare pentru simulare buclă deschisă.

Table 6.1. Costurile de operare pentru strategiile de control (S1-S5) și simularea cu buclă deschisă.

Inf.	Control strategy	AE €/day	PE €/day	SP €/day	SNH €/day	SNO2 €/day	Ntot €/day	EF €/day	OC €/day
Vreme uscată	OL	854.84	296.53	1252.01	194.96	533.13	622.20	1350.30	3753.69
	S1	720.38	319.12	1270.02	220.08	528.25	547.52	1295.86	3605.39
	S2	634.84	296.53	1277.75	239.79	617.11	562.97	1419.87	3629.00
	S3	633.50	338.71	1274.28	239.74	540.40	534.13	1314.27	3560.77
	S4	622.82	312.48	1286.10	281.45	618.90	543.83	1444.19	3665.61
	S5	592.50	420.25	1331.12	253.64	634.25	460.03	1347.92	3691.81

Table 6.2. Valoarea medie a concentrațiilor pe efluent și timpul în care poluanții depășesc limita admisă (TAL)

Inf.	CS	SNH		SNO2		Ntot		COD		BOD		TSS	
		Conc. m/L	TAL %	Conc. m/L	TAL %	Conc. m/L	TAL %	Conc. m/L	TAL %	Conc. m/L	TAL %	Conc. m/L	TAL %
Vreme uscată	OL	1.97	15.17	2.92	92.11	12.84	1.93	46.48	0.00	3.50	0.00	13.25	0.00
	S1	2.18	16.36	2.91	95.68	11.34	0.00	46.40	0.00	3.47	0.00	13.35	0.00
	S2	2.36	17.26	3.34	96.87	11.64	0.74	46.46	0.00	3.48	0.00	13.39	0.00
	S3	2.35	17.11	2.98	97.02	11.06	0.00	46.43	0.00	3.48	0.00	13.38	0.00
	S4	2.68	18.89	3.33	99.55	11.12	0.00	46.51	0.00	3.49	0.00	13.44	0.00
	S5	2.50	17.11	3.41	98.06	9.50	0.00	46.72	0.00	3.52	0.00	13.67	0.00

Cele mai bune rezultate, pentru fișierul cu vreme uscată, au fost realizate de strategia de control 3, cu o medie a costurilor de operare de 3560.77 €/zi, adică o îmbunătățire de 192.92 €/zi. Acest lucru înseamnă o reducere din costurile de operare în proporție 5.14%, care poate fi echivalat cu 70,500 €/an.

Capitol 7 - Strategii de control pentru îndepărtarea simultană de Carbon, Azot și Fosfor

Acest capitol prezintă dezvoltarea a patru strategii de control inovatoare pentru stațiile de epurare de tip anaerob-anoxic-oxic (A^2/O) care combină îndepărtarea fosforului cu nitrificare și denitrificare pentru îndepărtarea simultană a carbonului, azotului și fosforului. Strategiile de control au fost implementate în Matlab/Simulink și au fost simulate în diferite scenarii de operare (vreme uscată, ploaie și furtună). S-a realizat o abordare sistematică a pentru a evalua eficiența acestor potențiale strategii de control în conformitate cu următorii pași: design teoretic bazat pe nevoile actuale ale stației de epurare, optimizarea referințelor și, în cele din urmă, o comparație detaliată (bazat pe eliminarea poluanților și a costuri de operare) între strategiile de control și regimul de operare cu buclă deschisă și regimul de operare optimizat cu buclă deschisă.

Configurația stației de epurare folosită în acest capitol este cea propusă de Gernaey și Jørgensen (2004).

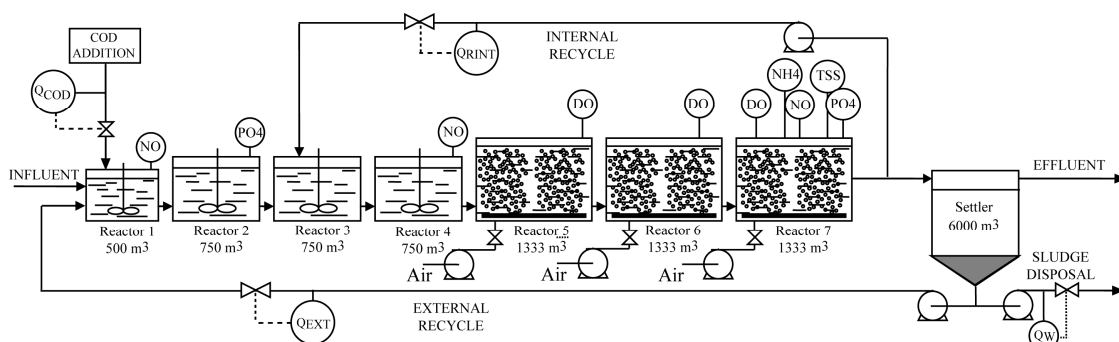


Figura 7.1. Schema instalației A^2/O simulate pentru îndepărtarea simultană a C/N/P de ștergere.

O reprezentare schematică a stației de epurare este prezentată în Figura 7.1. Stația de epurare este compusă din:

- 7 reactoare cu amestecare perfectă așezate în serie urmate de un decantor secundar.
- Volumul biologic total este de 6749 m³ (două reactoare anaerobe, din care primul are un volum de 500 m³ iar al doilea un volum de 750 m³, două reactoare anoxice de 750 m³, trei reactoare aerate cu volum de 1333 m³)
- Temperatura de funcționare este de 15 °C.

- Aerarea se realizează cu ajutorul coeficientului volumic de transfer de masă k_{La} care are o valoare maximă de 240 zi^{-1} .
- Concentrație de saturație a oxigenului este de 8 mg/L .
- Volumul total al decantorului este de 6000 m^3 (cu o arie transversală de 1500 m^2 și adâncime de 4 m) și este modelat după modelul propus de Takács *et al.*, (1991)
- Recircularea internă (Q_{RINT}), din reactorul 7 în reactorul 3, are un debit de $55338 \text{ m}^3/\text{zi}$.
- Recircularea externă (Q_{REXT}), de pe fundul decantorului secundare în primul reactor, are un debit de $18446 \text{ m}^3/\text{zi}$.

Modelul matematic folosit pentru descrierea îndepărtării simultane de C/N/P a fost ASM2d (Henze, et al., 1999). Ecuțiile modelului ASM2d pentru descompunerea biomasei au fost modificate pentru a face procesul de descompunere să fie dependent de electronul acceptor precum este descris în Gernaey și Jørgensen (2004).

Table 7. 1. Buclă de control și referințele optime ale strategiilor de control.

	Variabilă controlată	Algoritm de control	Variabilă de control	Constrângeri ale variabilei de control	Referință optimă ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)
Buclă de control pentru S1	S_{O_2} în R5, R6, R7	PI	k_{La} în R5, R6, R7	$0 - 240 \text{ d}^{-1}$	[1.50; 2.44; 1.00]
	S_{NO_3} în R4	PI	Q_{RINT}	$0 - 92230 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	0.75
	S_{NO_3} în R1	PI	COD aditie	$0 - 5 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	0.2
	S_{PO_4} în R7	PI	Q_{REXT}	$9223 - 27669 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	1.00
Buclă de control pentru S2	S_{O_2} în R5, R6, R7	PI	k_{La} în R5, R6, R7	$0 - 240 \text{ d}^{-1}$	[1.38, 1.88, 1.81]
	S_{NO_3} în R4	PI	Q_{RINT}	$0 - 92230 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	0.38
	S_{PO_4} în R2	PI	COD aditie	$0 - 5 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	16.00
Buclă de control pentru S3	S_{NH_4} în R7	Supervisory MPC	S_{O_2} SP în R5, R6, R7	$0 - 2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$	0.69
		Slave PI	k_{La} în R5, R6, R7	$0 - 240 \text{ d}^{-1}$	Impus de RPM
	S_{NO_3} în R4	PI	Q_{RINT}	$0 - 92230 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	0.50
	S_{PO_4} în R2	PI	COD aditie	$0 - 5 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	16.00
Buclă de control pentru S4	S_{NO_3} în R7	Supervisory MPC	S_{O_2} SP în R5, R6, R7	$0 - 2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$	11.25
		Slave PI	k_{La} în R5, R6, R7	$0 - 240 \text{ d}^{-1}$	Impus de RPM
	S_{NO_3} în R4	PI	Q_{RINT}	$0 - 92230 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	0.38
	S_{PO_4} în R2	PI	COD aditie	$0 - 5 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	16.00
Buclă de control comună	TSS în R7	PI	Q_w	$300 - 500 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$	4400

Patru strategii inovatoare de control sunt propuse in acest capitol și sunt prezentate in Tabelul 7.1. Regulatele PI a fost realizate folosind abordarea Model de Control Intern

(MCI), deoarece acesta oferă un compromis rezonabil între performanță și robustețe (Rivera et al., 1986). Controlere RPM pentru strategia S3 și S4 au fost reglate utilizând regulile prezentate în Maciejowski (2002) și efectuând-simulari.

Referințele reguletoarelor au fost optimizate folosind un algoritm pattern search (PS) astfel încât costurile de operare sa fie cu cât mai mici cu putință. Pentru optimizare s-au luat in considerare numai costurile de pe ultimele sapte zile de simulare.

Performanța strategiilor de control propuse a fost evaluată din trei puncte de vedere: costurile totale de funcționare, calitatea efluenților și eliminarea poluanților. Costurile de funcționare au fost calculate folosind ecuația (7.1):

$$OC = \gamma_E(AE + PE) + \gamma_C EC + \gamma_{SP} SP + EF \quad (7.1)$$

unde: AE reprezintă energia de aerare (kWh/zi); PE - energia de pompare (kWh/zi); CE – adiție de carbon extern; SP - producție de nămolul; EF- amenzi pe efluenți; γ_E - preț energie electrică (0.1 €/kWh); γ_C – preț carbon adițional (0.3 €/kg); γ_{SP} - cost pentru tratamentul a 1 g de nămol produs (0.5 kg/€).

Masa de carbon extern adăugată a fost calculată cu Ec. 7.2:

$$EC = \frac{COD_s}{T \times 1000} \int_{t=22d}^{t=28d} Q_{COD} dt \quad (7.1)$$

unde: COD_s este concentrația sursei de carbon și Q_{COD} este debitului volumetric de carbon extern (m^3/d).

Rezultatele strategiilor de control simulate au fost comparate între ele, și cu simulare cu buclă deschisă (BD. Pentru a avea o evaluare corectă între simulare cu buclă deschisă și strategiile de control, configurarea cu buclă deschisă a fost optimizată în același fel în care au fost optimizate referințele strategiilor de control. Algoritmul de optimizare a găsit următoarele valori ale variabilelor de intrare pentru simularea cu buclă deschisă optimizată (BD+): K_{LA} în reactor cinci, șase și șapte au fost 196 zi^{-1} , 220 zi^{-1} și 183 zi^{-1} , în timp ce Q_{RINT} a avut o valoare de $18458 \text{ m}^3/\text{zi}$ și Q_{REXT} $9230 \text{ m}^3/\text{zi}$. Această configurație de simulare cu buclă deschisă a avut o reducere în costurile de operare de 280 €/zi (6 %) cu o

valoare medie pentru ultimele șapte zile de simulare de 4594 €/zi (pentru simulare cu fișierul vreme uscată).

Rezultatele simulărilor a arătat că toate strategiile de control reduc costurile totale de operare (Tabelul 7.1), comparativ cu simulările cu buclă deschisă (BD și BD+).

Table 7.1. Costurile operaționale pentru strategiile de control (S1)-(S4), simulări buclă deschisă (OL) și optimizat deschide simulare buclă (OL+) pentru toate fișierele influente.

Intr.	Strategie de control	AE €/zi	PE €/zi	EC €/zi	SP €/zi	SNH €/zi	Ptot €/zi	Ntot €/zi	EF €/zi	OC €/zi
Vreme uscată	BD	623	297	0	1743	1076	352	783	2211	4874
	BD+	672	112	0	1711	489	583	1026	2099	4594
	S1	647	168	0	1445	640	287	892	1819	4078
	S2	666	186	153	1878	396	128	710	1233	4117
	S3	685	204	133	1874	382	135	680	1196	4092
	S4	685	186	15	1872	388	133	712	1233	4121
Ploaie	BD	623	297	0	1599	1640	460	1025	3125	5644
	BD+	672	112	0	1578	966	644	1278	2887	5250
	S1	628	226	2	1475	1196	1088	1301	3584	5915
	S2	682	207	186	1835	790	262	894	1945	4855
	S3	705	223	171	1831	747	282	858	1887	4817
	S4	695	207	16	1830	789	263	898	1951	4857
Furtună	BD	623	297	0	1730	1725	415	1063	3204	5853
	BD+	672	112	0	1709	964	639	1333	2936	5430
	S1	698	215	166	1863	896	388	1090	2374	5319
	S2	658	270	282	1739	968	207	872	2047	4997
	S3	686	283	278	1738	901	204	842	1946	4930
	S4	680	268	14	1737	934	206	868	2008	4972

Rezultatele simulărilor fiecărei strategii de control, în toate condițiile de meteo, au fost comparate cu cea mai bună performanță configurația cu buclă deschisă și configurația cu buclă deschisă optimizată. Aceste rezultate au dovedit că:

- i) Optimizarea variabilelor de sistem în cazul cu buclă deschisă poate îmbunătăți costurile de funcționare ale stației de epurare, dar nu asigură o performanță stabilă. Optimizarea funcționării cu buclă deschisă a reușit să îmbunătățească costurile de funcționare de 6-7% (în jur de 102,000 €/ani) pentru vreme uscată, ploaie și de condițiile meteorologice de furtună.
- ii) Controlul automat al stației de epurare poate reduce semnificativ costurile de operare ale instalației menținând în același timp valori scăzute a concentrațiilor poluanților pe efluenți pentru toate strategiile de control testate și realizarea unei performanțe mai stabile, .

iv) Utilizarea carbon adițional în primul reactor anaerob ca variabilă de control pentru controlul fosfor s-a dovedit a fi o strategie de succes. Surplusul de carbon extern a avut un rolul de "mecanism de siguranță", care a împiedicat concurența între organismele acumuloare de fosfor și organismele heterotrofe pentru substrat organic și, ca urmare, eșecul îndepărtării biologice a fosforului a fost evitată.

iv) Strategia S3 a fost cea mai eficientă, reușind o reducere a costurilor de operare de 285,000 €/an pentru condiții de vreme uscată. Strategie S4 a dovedit a fi pe locul doi datorită performanțelor sale bune pe timp de ploaie și furtună

Capitol 8 - Îndepărtarea Biologică a Fosforului într-o Stație de Epurare de tip Ludzack-Ettinger Modificat prin Mijloace de Adăugare de Carbon Extern și de Control Automat

Acest capitol prezintă o abordare teoretică pentru a realiza îndepărtarea fosforului și nitrificare/denitrificare pentru îndepărtarea simultană C, N și P într-o Stație de Epurare de tip Ludzack-Ettinger Modificat (LEM). Modelul Activated Sludge Model No. 2d a fost implementat în Benchmark Simulation Model No. 1 și simulat în platforma Matlab/Simulink. Îndepărtarea fosforului a fost realizată și întreținută folosind o sursă de carbon externă și control automat descentralizat. Sa realizat o abordare sistematică pentru a optimiza procesul LEM pentru a îndepărta fosforul în regim de buclă deschisă. Configurația buclelor de control a fost de determinată folosind matrice amplificărilor relative (MAR) și matrice parțiala amplificărilor relative (MPAR). Această abordare a dus la dezvoltarea a două strategii de control. Pentru a asigura concentrații mici a poluanților pe efluent și a realiza costuri mici de operare referințele reguletoarelor au fost optimizate pentru a opera în diferite condiții de meteo (vreme uscată, ploaie și furtuni). Reguletoarele au fost concepute folosind principiul MCI. Simulările au demonstrat că îndepărtarea fosforului poate fi realizată și întreținută folosind sursă externă de carbon. Rezultatele simulărilor folosind structurile de control descentralizat au dovedit că pot menține îndepărtarea fosforului și de a reduce costurile operare.

Pentru acest capitol stația de epurare de pe simulatorul Benchmark Simulation Model No. 1 a fost modificată pentru a include o sursă externă de carbon. Carbonul extern se adaugă în primul reactor anoxic și are un debit maxim de $5 \text{ m}^3/\text{zi}$. Sursă de carbon este considerat a fi acetat, cu o concentrație de $4 \times 10^5 \text{ mg/L}$. Modelul matematic folosit pentru a descrie îndepărtarea simultană a C/N/P a fost ASM2d (Henze et al., 1999). Ecuațiile modelului ASM2d pentru descompunerea biomasei au fost modificate pentru a face procesul de descompunere să fie dependent de electronul acceptor precum este descris în Gernaey și Jørgensen (2004).

Optimizarea procesului LEM pentru îndepărtare de fosfor a avut două etape. Primul pas a fost optimizarea în regim staționar. Algoritmul de optimizare a trebuit să găsească valorile cele mai favorabile pentru K_{LA} în reactoare aerate, debitele de reciclare, debitul de purjă și debitul de carbon adițional pentru a realiza îndepărtarea simultana a C, N și P cu cele mai mici costuri de operare. Mai multe metode de optimizare au fost testate pentru optimizarea pe regimul staționar. Cel mai bun rezultat a fost oferit de funcția

threshacceptbnd. Această metodă găsește un minim fără restricții sau legat-constrânsă de o funcție de mai multe variabile folosind algoritmul de prag de acceptare. Metoda pragului de acceptare (PA), introdusă pentru prima dată de către Dueck și Scheuer (1990).

Al doilea pas a fost optimizarea dinamică în regim de operare cu buclă deschisă a stației de epurare. Optimizarea a fost efectuată pentru toate fișierele de intrare. În acest caz, algoritmul de optimizare pattern search s-a dovedit a fi cel mai eficient. Punctul de plecare al fiecare simulare dinamică a fost soluția de regim staționar optimizat. Pentru îndeplinirea evaluarea performanței numai ultimele 14 zile de simulare au fost considerate.

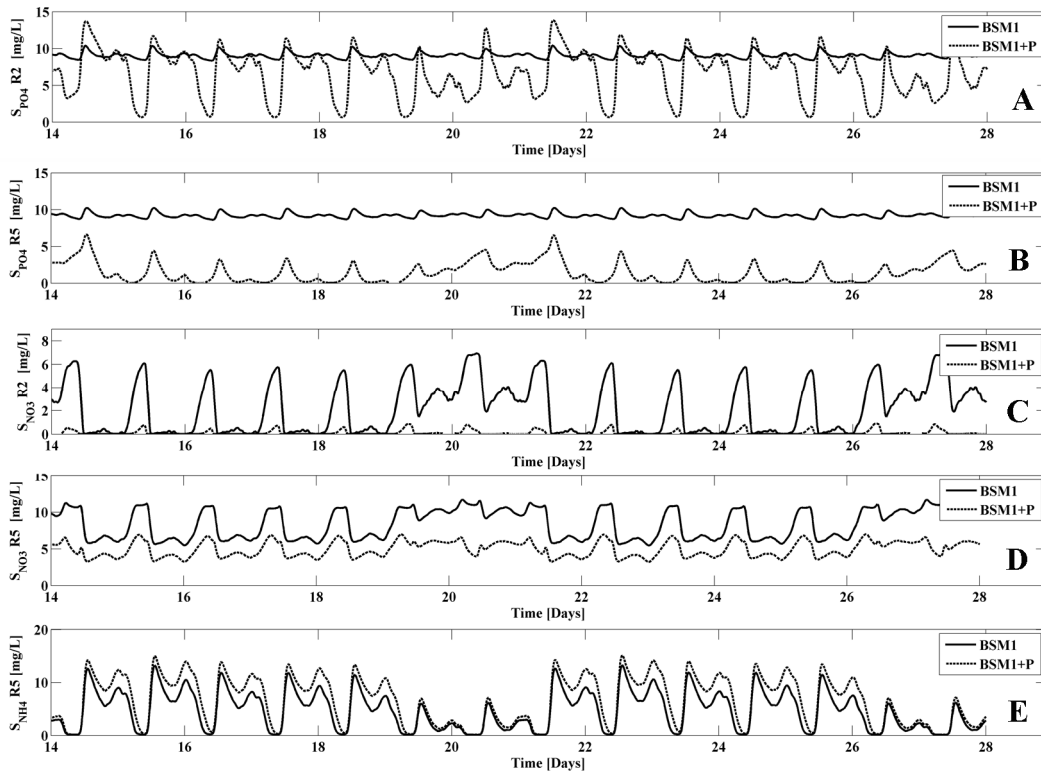


Figura 8.1. Variația dinamică a compuşilor sistemului pentru vreme uscată pentru ultimele 14 zile de simulare: A) S_{PO_4} în R2; B) S_{PO_4} în R5; C) S_{NO_3} în R2; D) S_{NO_3} în R5; E) S_{NH_4} în R5;

Table 8.1. Modelul funcțiilor de transfer ale stației de epurare.

Ieşiri [g/m]	Intrări		
	Q_{COD} [m^3/d]	S_{O_2} SP in R3 R4 R5 [gO_2/m]	Q_{RINT} [m^3/d]
S_{PO_4} R2	$-0.8537 \frac{(-0.0102s+1)e^{-0.3024s}}{0.5279s+1}$	$1.0864 \frac{(0.0164s+1)e^{-0.3125s}}{0.4452s+1}$	$4.2947 \cdot 10^{-6} \frac{(0.2199s+1)e^{-0.3032s}}{0.3425s+1}$
S_{PO_4} R5	$\frac{-2.0761e^{-0.2853s}}{0.6979s+1}$	$2.9972 \frac{(0.0525s+1)e^{-0.3076s}}{0.7161s+1}$	$5.5178 \cdot 10^{-5} \frac{(0.1177s+1)e^{-0.3125s}}{1.2683s+1}$
S_{NO_3} R5	$\frac{-0.2737e^{-0.2855s}}{1.0375s+1}$	$1.3171 \frac{(0.0019s+1)e^{-0.3081s}}{0.1685s+1}$	$-6.2884 \cdot 10^{-5} \frac{(0.0051s+1)e^{-0.3125s}}{0.2032s+1}$
S_{NH_4} R5	$0.2479 \frac{(3.5745s+1)e^{-0.3070s}}{14.1650s+1}$	$\frac{-1.4475e^{-0.3125s}}{3.3594s+1}$	$5.1887 \cdot 10^{-6} \frac{(0.0014s+1)e^{-0.3079s}}{0.2174s+1}$

Tabelul 8.1 prezintă funcțiile de transfer a stației de epurare. Funcțiile de transfer au fost obținute cu ajutorul testelor de identificare a sistemului și fiecare funcție de transfer reprezintă relația dintre o intrare și o ieșire.

Primul pas în proiectarea structurii sistemului de control descentralizat a fost asocierea variabilelor manipulate cu variabile controlate, în configurații de 3×3. Utilizarea informațiilor furnizate de funcțiile de transfer au fost analizate patru combinațiile posibile de intrări și ieșiri. Matricea amplificărilor relative a fost calculată pentru fiecare combinație de variabilă de control/controlată la două frecvențe $\omega = 0$ rad/zi (regim staționar) și 48π rad/zi (modificare orară).

Table 8.2. MAR pentru combinații posibile de 3×3 la frecvențe de $\omega = 0$ rad/zi (regim staționar) și 48π rad/zi (modificare orară).

Combi-nație	Variabilă controlată	Variabilă manipulată					
		$\omega = 0$ rad/zi			$\omega = 48\pi$ rad/zi		
		Q _{COD}	S _{O₂R3-5SP}	Q _{RINT}	Q _{COD}	S _{O₂R3-5SP}	Q _{RINT}
1	S _{PO4} R2	3.9565	-2.8105	-0.1460	1.3507	-0.2060	-0.1447
	S _{NO3} R5	-0.2287	0.8924	0.3363	0.0545	0.2070	0.7384
	S _{PO4} R5	-2.7278	2.9181	0.8098	-0.4052	0.9989	0.4062
2	S _{PO4} R2	1.8037	-0.5884	-0.2154	1.4033	-0.1918	-0.2115
	S _{NH4} R5	-0.2584	1.2237	0.0346	0.0017	0.1926	0.8057
	S _{PO4} R5	-0.5454	0.3646	1.1807	-0.4050	0.9992	0.4058
3	S _{PO4} R2	1.2658	-0.2711	0.0053	124.99	-58.56	-65.42
	S _{NH4} R5	-0.3229	1.3985	-0.0756	4.01	-789.60	786.58
	S _{NO3} R5	0.0571	-0.1274	1.0703	-128.01	849.17	-720.15
4	S _{PO4} R5	1.2832	-0.3115	0.0283	-0.4096	1.0025	0.4071
	S _{NH4} R5	-0.4748	1.5478	-0.0729	-0.0439	2.7870	-1.7431
	S _{NO3} R5	0.1916	-0.2363	1.0447	1.4535	-2.7894	2.3359

Rezultatele simulării au arătat că sisteme de control de 3×3 sunt instabile. Următorul pas a fost analiza MPAR. Primul pas a fost să închiderea unei bucle de control pentru a obține configurație de 2×2 la care sunt mai fiabile analizele de tip MAR. Pentru analiza MPAR este indicat a asocia variabilele care prezintă valori negative ale elementului MAR dar care au un efect semnificativ asupra procesului.

Asocierea care are această caracteristică este S_{PO4} în R2 cu Q_{RINT}. Elementul MAR pentru această pereche are o valoare negativă atât pentru regim staționar cât și pentru regim dinamic. În plus, variabila de control Q_{RINT} are un efect semnificativ asupra S_{PO4}. Astfel bucla de control S_{PO4}R2 - Q_{RINT} a fost închisă folosind un regulator proporțional. Pentru reglarea regulatorului a fost considerat numai răspuns invers al funcției de transfer și amplificarea regulatorului a fost presupus a fi egal cu inversul modelului.

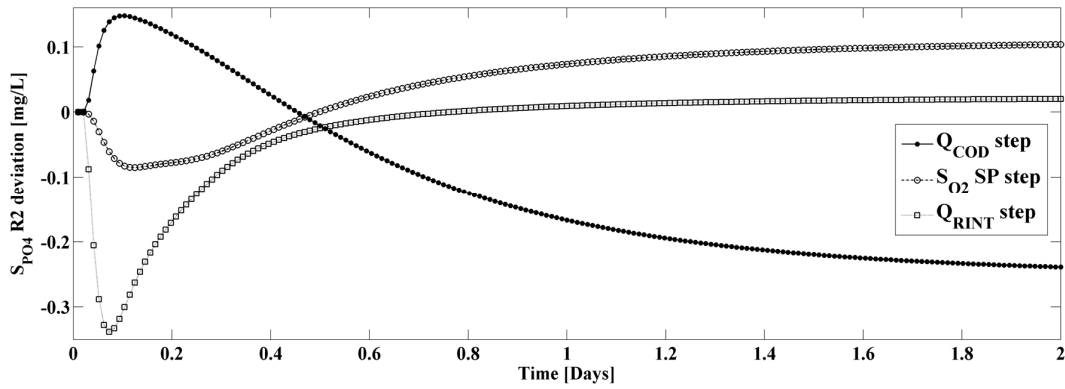


Figura 8.2. Răspunsul variabilei S_{PO4} R2 la semnal treaptă pentru toate variabilele posibile de control: Q_{COD} , S_{O2} SP in R3-R5 și Q_{RINT} .

Teste de identificare a sistemului s-au efectuat din nou. Tabelul 8.3 prezintă funcțiile de transfer de transfer pentru subsistemul de 2×3 .

Table 8.3. Funcțiile de transfer de transfer pentru subsistemul de 2×3 .

Ieșiri [g m ⁻³]	Intrări	
	Q_{COD} [m ⁻³ /d]	S_{O2} SP in R3 R4 R5 [gO ₂ /m]
S_{PO4} R5	$\frac{-0.1205e^{-0.3125s}}{2.8883s+1}$	$\frac{0.0176e^{-0.3076s}}{(0.1551s+1)(20.6910s+1)(54.35s+1)}$
S_{NO3} R5	$\frac{-1.7567e^{-0.2853s}}{0.5323s+1}$	$\frac{3.1937e^{-0.2852s}}{0.4622s+1}$
S_{NH4} R5	$2.0975 \frac{(-0.9075s+1)e^{-0.3070s}}{(22.4480s+1)(0.2250s+1)}$	$\frac{-2.2565e^{-0.3125s}}{5.5151s+1}$

Table 8.4. MAR pentru combinații posibile de 2×2 la frecvențe de $\omega = 0$ rad/zi (regim staționar) și 48π rad/zi (modificare orară).

	Variabile controlate	Variabile de control			
		$\omega = 0$ rad·d ⁻¹		$\omega = 48\pi$ rad·d ⁻¹	
		Q_{COD}	$S_{O2}R3-5SP$	Q_{COD}	$S_{O2}R3-5SP$
1	S_{PO4} R5	1.0875	-0.0875	1.0000	0.0000
	S_{NO3} R5	-0.0875	1.0875	0.0000	1.0000
2	S_{PO4} R5	1.1574	-0.1574	1.0000	0.0000
	S_{NH4} R5	-0.1574	1.1574	0.0000	1.0000
3	S_{NH4} R5	2.4494	-1.4494	2.2492	-1.2492
	S_{NO3} R5	-1.4494	2.4494	-1.2492	2.2492

Tabelul 8.4 prezintă rezultatele MAR pentru combinațiile de 2×2 a subsistemului. Două strategii de control reies din MAR.

Regulatele au fost realizate folosind conceptul MCI (Rivera et al., 1986) (tabelul 8.5). Referințele fiecărei strategii de control au fost optimizate în toate condițiile meteo folosind un algoritm de căutare (PS) astfel încât costurile totale de operare sa fie

minimizate cât mai mult posibil. În plus, Q_{REXT} și Q_W au fost optimizate pentru fiecare abordare de control.

Table 8.5. Parametrii reguletoarelor strategiilor de control implementate.

Buclă de control		Algoritm de control	Kc	Ti	λ
Variabilă de control	Variabilă controlată				
Q_{RINT}	S_{PO4} R2	P	-47141.04	-	-
Q_{COD}	S_{PO4} R5	PI	-2.5251	3.0446	10.0
$S_{O2}R3-5SP$	S_{NO3} R5	PI	1.2626	0.6048	0.15
$S_{O2}R3-5SP$	S_{NH4} R5	P	-1.1762	-	2.00
K_{La} R3	S_{O2} R3	PI	500	0.001	-
K_{La} R4	S_{O2} R4	PI	500	0.001	-
K_{La} R5	S_{O2} R5	PI	500	0.001	-

Table 8.6. Referințe optime pentru strategiile de control și Q_{REXT} și Q_W optime.

Control Loop	Optimal Setpoint	Optimal External Recycle Flow			Optimal Waste Flow QW					
		Dry	Rain	Storm	Dry	Rain	Storm			
Control Strategy No. 1	S_{PO4} R2	13.00	12.25	12.25						
	S_{PO4} R5	0.62	0.69	0.81	27615.24	27667.24	27429.24	375.81	455.31	487.81
	S_{NO3} R5	10.5	10.13	10.63						
Control Strategy No. 2	S_{PO4} R2	12.25	11.75	12.00						
	S_{PO4} R5	0.56	0.81	0.75	27615.24	27668.24	27666.24	375.81	456.81	491.81
	S_{NH4} R5	1.31	1.06	1.00						

Rezultatele simulărilor a arătat că ambele strategii de control a reușit să reducă costurile totale de operare față de simulările cu buclă deschisă, așa cum este prezentată în tabelul 8.7.

Table 8.7. Costurile de funcționare pentru cele două strategii de control selectate și pentru simularea cu buclă deschisă optimizată (BD), în cazul tuturor fișierelor de intrare.

	Strategie de control	AE	PE	EC	SP	SNH	Ptot	Ntot	EF	OC
		€/d	€/d	€/d	€/d	€/d	€/d	€/d	€/d	€/d
Vreme uscată	BD	732	186	410	1868	433	275	688	1396	4595
	S1	624	133	221	1774	350	236	777	1363	4116
	S2	658	144	226	1777	322	242	736	1301	4105
Ploaie	BD	725	186	402	2118	662	344	801	1807	5242
	S1	644	135	245	2050	531	272	889	1692	4765
	S2	673	141	248	2059	496	295	858	1649	4770
Furtună	BD	751	182	418	2226	634	314	792	1740	5319
	S1	662	138	274	2144	505	257	868	1630	4848
	S2	688	144	275	2158	480	252	838	1570	4834

Ca și concluzie, rezultatele simulărilor au arătat că, în condiții de vreme uscată procesul de LEM îmbunătățit pentru îndepărtare de fosfor poate atinge gradul de eliminare de 83% P total pentru exploatare în regim de buclă deschisă cu ajutorul adiției de carbon extern. Mai mult decât atât, în condiții de ploaie și de furtună stația de epurare a atins

gradul de 82,1% și 83,1% eliminarea P, arătând ca procesul LEM optimizat respectă Directiva Consiliului CE 91/271/CEE în ceea ce privește eliminarea fosforului. În plus, randamentul de eliminare a azotului amoniacal de 89.7% în condiții de vreme uscată și 87.5% pentru condiții ploaie și furtună. Concentrația medie pe efluent azotului total are o valoare de 14.5 mg/L, care este sub valoarea impusă de reglementările Directivei Consiliului CE 91/271/CEE.

Controlul automat s-a dovedit a menține cu succes îndepărtarea fosforului și îmbunătăți în continuare procesul de tratare a apelor reziduale prin reducerea costurile de operare în timp ce randamentul de îndepărtare a poluanții a crescut. Costurile de operare s-au redus cu 10%, comparativ cu regimul de operare cu buclă deschisă optimizat, și cu 21%, comparativ cu regimul de operare cu buclă deschisă neoptimizat. Structurile de control au reușit să obțină o concentrație medie a fosforului pe efluent de 1.9 mg/L și un randament de îndepărtare de 84% pentru toate scenariile de intrare.

Capitol 9 - Concluzii

Această teză prezintă mai mulți algoritmi de control, care s-au dovedit a reduce costurile de operare și de a îmbunătăți calitatea efluenților. Algoritmii de control se bazează pe reglare predictivă după model și pe regulatoare proporțional integrative.

Concluzia cea mai importantă a acestei teze este faptul că controlul automat are potențialul de a reduce semnificativ costurile de operare ale procesului biologic de epurare a apelor reziduale în timp ce asigură și o calitate bună efluenților.

Simulările pe calculator sunt instrumente ieftine de a proiecta și testa strategii noi de control. Modelele matematice sunt ieftine dar în același timp mijloace puternice de a prezice comportamentul procesului.

Listă de publicații

Această teza a contribuit la următoarele publicații:

Jurnale cotate ISI:

1. **George Simion Ostace**, Vasile Mircea Cristea, Paul Șerban Agachi - Evaluation of different control strategies of the wastewater treatment plant based on a modified activated sludge model no. 3. *Environmental Engineering and Management Journal*, 11 (1), 2012, 147-164. *Impact Factor 1.435*
2. **George Simion Ostace**, Vasile Mircea Cristea, Paul Șerban Agachi - Cost Reduction of the Wastewater Treatment Plant operation by MPC based on modified ASM1 with two-step nitrification/denitrification model. *Computers and Chemical Engineering*, 35 (11), 2011, 2469-2479. *Impact Factor 2.072*
3. **George Simion Ostace**, Vasile Mircea Cristea, Paul Șerban Agachi - Extension of activated sludge model no 1 with two-step nitrification and denitrification processes for operation improvement. *Environmental Engineering and Management Journal*, 10 (10), 2011, 1529-1544. *Impact Factor 1.435*

Conferințe:

1. **George Simion Ostace**, Anca Gál, Vasile Mircea Cristea, Paul Șerban Agachi - Model based optimization of the operational costs and effluent quality of an activated sludge process - 2nd Conference on „Applied Biocatalysis“ and 7th

Meeting of students and university professors from Maribor and Zagreb – November 2011, Abstract pp 52 (Full paper CD ISBN:978-961-248-299-2).

2. **George Simion Ostace**, Anca Gál, Vasile Mircea Cristea, and Paul Serban Agachi, Operational Costs Reduction for the WWTP by Means of Substrate to Dissolved Oxygen Correlation - A Simulation Study. Lecture Notes in Engineering and Computer Science: Proceedings of The World Congress on Engineering and Computer Science 2011, WCECS 2011, 19-21 October, 2011, San Francisco, USA, pp 945-950.
3. **George Simion Ostace**, Vasile Mircea Cristea, Paul Şerban Agachi - Investigation of Different Control Strategies for the BSM1 Wastewater Treatment Plant with Reactive Secondary Settler Model – (ESCAPE 20 – Ischia, Italy) Computer Aided Chemical Engineering, Vol. 28, 1841-1846, 2010.

Capitole de cărți:

1. **George Simion Ostace**, Anca Gál, Vasile Mircea Cristea, and Paul Serban Agach (2012). Operational cost reduction of an activated sludge system - Correlation between setpoint and growth substrate. IAENG Transactions on Engineering Technologies, ISBN: 978-94-007-4785-2 (*in press*).

BIBLIOGRAFIE SELECTIVĂ

- [1]. Agachi P.S., Nagy Z.K., Cristea M.V., and Imre-Lucaci A., (2006). Model Based Control - Case Studies in Process Engineering. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, ISBN-10: 3-527-31545-4, 278 p.
- [2]. Arden, E., and Lockett, W.T. (1914). Experiments on the oxidation of sewage without the aid of filters, J. Soc. Chem. Ind. 33, 523–539.
- [3]. Beccari M, Dionisi D, Giuliani A, Majone M, and Ramadori R. (2002). Effect of different carbon sources on aerobic storage by activated sludge. Water Science and Technology, 45, 157–168.
- [4]. Bemporad A., Morari M. and N. Ricker L.R. (2011). Model Predictive Control Toolbox™ User's Guide. www.mathworks.com.
- [5]. Beun, J.J., Paletta, F., van Loosdrecht, M.C.M., and Heijnen, J.J., 2000a. Stoichiometry and kinetics of poly- β -hydroxybutyrate metabolism in aerobic, slow growing activated sludge cultures. Biotechnology and Bioengineering, 67, 379-389.
- [6]. Beun, J.J., Verhoef, E.V., van Loosdrecht, M.C.M., and Heijnen, J.J., 2000b. Stoichiometry and kinetics of poly- β -hydroxybutyrate metabolism under denitrifying conditions in activated sludge culture. Biotechnology and Bioengineering, 68, 496-507.
- [7]. Carstensen, J., (1994). Identification of wastewater processes. Ph.D. Thesis, Institute of Mathematical Modeling, Technical University of Denmark.
- [8]. Carucci A, Dionisi D, Majone M, Rolle E, and Smurra P. (2001). Aerobic storage by activated sludge on real wastewater. Water Research 35, 3833–3844.
- [9]. Copp J.B., (2002). The COST Simulation Benchmark: Description and Simulator Manual, Office for Official Publications of the European Communities, Luxembourg.
- [10]. Dueck, G. and Scheuer, T. (1990). Threshold accepting: A general purpose optimization algorithm appearing superior to simulated annealing, Journal of Computational Physics, 90, 161-175.
- [11]. Gerardi M.H. (2002). Nitrification and Denitrification in the Activated Sludge Process. John Wiley & Sons, Inc.
- [12]. Gernaey K, and Jørgensen SB (2004). Benchmarking combined biological phosphorus and nitrogen removal wastewater treatment processes. Control Engineering Practice 12, 357–373.

- [13]. Guerrero J., Guisasola A., Vilanova R. and Baeza A.J., (2011). Improving the performance of a WWTP control system by model-based setpoint Optimisation. *Environmental Modelling and Software*, 26, 492-497.
- [14]. Gujer W, Henze M, Takahashi M, and van Loosdrecht MCM. (1999). Activated sludge model no. 3, *Water Science and Technology* 29, 183–193.
- [15]. Henze M., Grady Jr., C.P.L., Gujer W., Marais G.V.R., and Matsuo T., (1987). Activated Sludge Model No. 1, IAWQ Scientific and Technical Report No. 1, London, UK.
- [16]. Henze M., Gujer W., Mino T., and van Loosdrecht M.C.M., (2000). Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d, and ASM3. IWA Scientific and Technical Report n. 9. IWA Publishing, London, UK.
- [17]. Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C., and Marais G.v.R.,(1995). Activated Sludge Model No. 2. IAWQ Scientific and Technical Report No. 3. London, IAWQ.
- [18]. Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C., Marais, G.V.R., and van Loosdrecht, M.C.M., (1999). Activated sludge model no 2d, ASM2d. *Water Science and Technology* 39, 165-182.
- [19]. Huang B. and Kadali R, (2008). *Dynamic Modeling, Predictive Control and Performance*. Springer-Verlag London Limited. ISBN 978-1-84800-232-6
- [20]. Kappeler J., and Brodmann R., (1995). Low F/M bulking and scumming: towards a better understanding by modeling. *Water Science and Technology*, 31, 225-234.
- [21]. Karahan-Gül Ö., van Loosdrecht M.C.M. and Orhon D., (2003). Modification of Activated Sludge Model no. 3 considering direct growth on primary substrate. *Water Science and Technology*, 47, 219–225.
- [22]. Krishna C, and van Loosdrecht M.C.M. (1999). Substrate flux into storage and growth in relation to activated sludge modelling. *Water Research* 33, 3149–3161.
- [23]. Machado V.C., Gabriel D., Lafuente J. and Baeza J.A., (2009), Cost and effluent quality controllers design based on the relative gain array for nutrient removal WWTP, *Water Research* 43, 5129-5141.
- [24]. Maciejowski J.M. (2002). *Predictive Control with Constraints*. Harlow : Prentice-Hall.
- [25]. Ostace G.S., Cristea M.V., and Agachi P.S., (2011a). Extension of activated sludge model no 1 with two-step nitrification and denitrification processes for operation improvement. *Environmental Engineering and Management Journal*, 10, 1529-1544.

- [26]. Ostace G.S., Cristea M.V., and Agachi P.S., (2011b). Cost Reduction of the Wastewater Treatment Plant operation by MPC based on modified ASM1 with two-step nitrification/denitrification model. *Computers and Chemical Engineering*, 35, 2469-2479.
- [27]. Ostace G.S., Cristea M.V., and Agachi P.S., (2012). Evaluation of different control strategies of the wastewater treatment plant based on a modified activated sludge model no. 3. *Environmental Engineering and Management Journal*, 11, 147-164.
- [28]. Ostace G.S., Gál A., Cristea M.V., and Agachi P.S., (2011c). Operational Costs Reduction for the WWTP by Means of Substrate to Dissolved Oxygen Correlation - A Simulation Study. *Lecture Notes in Engineering and Computer Science: Proceedings of The World Congress on Engineering and Computer Science 2011*, 945-950.
- [29]. Pratt S, Yuan Z, and Keller J. (2004). Modelling aerobic carbon oxidation and storage by integrating respirometric, titrimetric, and off-gas CO₂ measurements. *Biotechnology and Bioengineering* 88, 135–147.
- [30]. Rivera D.E., Morari M., Skogestad S., (1986). Internal Model Control. 4. PID Controller. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design*, 25, 252-265.
- [31]. Sin G., Guisasola A., Dirk J. W. De Pauw, Juan A. Baeza, Julián Carrera, and Peter A. Vanrolleghem A.P. (2005). A New Approach for Modelling Simultaneous Storage and Growth Processes for Activated Sludge Systems Under Aerobic Conditions. *Biotechnology and Bioengineering*, 92, 600-613
- [32]. Stare, A., Vrecko, D., Hvala, N., Strmcnik, S., (2007). Comparison of control strategies for nitrogen removal in an activated sludge process in terms of operating costs. *Water Research*, 41, 2004-2014.
- [33]. Takács I., Patry G.C., and Nolasco D., (1991). A dynamic model of the clarification-thickening process, *Water Research*, 25, 1263-1271.
- [34]. Vanrolleghem P.A. and Gillot S. (2002). Robustness and economic measures as control benchmark performance criteria. *Water Science and Technology*, 45. 117–126.
- [35]. Vanrolleghem, P.A., Jeppsson, U., Carstensen, J., Carlsson, B., and Olsson, G., (1996), Integration of wastewater treatment plant design and operation e a systematic approach using cost functions, *Water Science and Technology*, 34, 159-171.