



Universitatea Babeș-Bolyai  
Cluj-Napoca  
Facultatea de Chimie și Inginerie  
Chimică



Școala Doctorală de Inginerie Chimică

## TEZĂ DE DOCTORAT

*Modelarea matematică a proceselor  
din stațiile de epurare.  
Aplicații ale modelului matematic  
ASM1 + ADM1*

Conducători de doctorat

Prof. dr. ing. Paul Șerban Agachi

Doctorand

ing. Marius Adrian Brehar

Cluj-Napoca  
2018

**COMISIE:**

**PREȘEDINTE:**

**Prof. dr. ing. Călin Cristian CORMOȘ**

**CONDUCĂTOR ȘTIINȚIFIC:**

**Prof. dr. ing. Paul Șerban AGACHI**

**REFERENȚI:**

**Prof. dr. ing. Maria GAVRILESCU,**  
Universitatea Tehnică Gheorghe Asachi Iași

**Prof. dr. ing. Ioan Nașcu,**  
Universitatea Tehnică Cluj Napoca

**Prof. dr. ing. Mircea Vasile CRISTEA ,**  
Universitatea Babeș-Bolyai Cluj-Napoca

**Data susținerii publice: 3 octombrie 2018**

**Cuvinte cheie: modelare matematică, simulare, epurare, ASM1, fermentare, ADM1, co-fermentare, deșeuri biodegradabile, biogaz**

## Cuprins

|  |      |
|--|------|
| Capitolul 1. Aspecte generale  | 5.   |
| 1.1. Conținutul tezei  | 5.   |
| 1.2. Introducere în temă. Motivarea temei alese  | 7.   |
| 1.3. Deșeuri. Cadrul legislativ național și european   | 9.   |
| 1.4. Stadiul actual. Exemple de bune practice internaționale de valorificare a deșeurilor biodegradabile în stații de epurare municipale   | 12.  |
| 1.5. Obiectivele tezei   | 15.  |
| Capitolul 2. Procese de tratare din stațiile de epurare  | 17.  |
| 2.1. Tratarea apelor cu nămol activ. Îndepărtarea biologică a carbonului, azotului (nitrificare / denitrificare) și fosforului. Precipitarea chimică a fosforului                                | 17.  |
| 2.1.1. Indicatori de calitate ai apei  | 26.  |
| 2.2.2. Controlul și conducerea proceselor de tratarea a apelor cu nămol activ  | 27.  |
| 2.2. Fermentarea anaerobă a nămolurilor  | 31.  |
| 2.2.1. Factori care influențează fermentarea   | 35.  |
| 2.2.2. Controlul și conducerea fermentării anaerobe  | 45.  |
| 2.3. Producerea și utilizarea biogazului   | 50.  |
| 2.3.1. Aspecte legate de producția biogazului  | 53.  |
| Capitolul 3. Modelarea matematică a proceselor din stațiile de epurare   | 55.  |
| 3. 1. Scurt istoric al modelării matematice pentru procesele de tratare din stațiile de epurare  | 55.  |
| 3. 2. ASM1 (Modelul nr.1 cu nămol activ)   | 58.  |
| 3. 3. ADM1 (Modelul nr.1 de digestie anaerobă)   | 64.  |
| 3. 4. ASM1+ADM1  | 82.  |
| Capitolul 4. Implementarea modelului matematic ASM1 pentru linia de tratare a apei   | 87.  |
| 4.1. Modelul Takacs al decantorului secundar   | 87.  |
| 4.2. Aspecte ale benchmarking-ului BSM1  | 90.  |
| 4.3. Detalii constructive ale stației de epurare. Date de modelare   | 93.  |
| 4.4. Implementarea modelului BSM1 în Matlab / Simulink   | 103. |
| 4.5. Aplicații ale modelului BSM1: 1.Influența temperaturii influentului asupra compoziției biomasei de tratare  | 114. |
| 4.6. Aplicații ale modelului BSM1: 2.Influența unei surse de carbon extern asupra parametrilor de calitate a apei. Optimizarea denitrificării  | 121. |
| 4.7. Aplicații ale modelului BSM1: 3.Managementul apelor de rejecție de la centrifugarea nămolurilor fermentate. Influența fluxurilor încărcate în amoniu asupra parametrilor de calitate a apei | 131. |
| Capitolul 5. Implementarea modelului matematic ADM1 pentru linia de tratare a nămolului  | 136. |
| 5.1. Detalii constructive ale stației de epurare. Date de modelare   | 136. |
| 5.2. Implementarea modelului ADM1 în Matlab / Simulink   | 140. |
| 5.3. Co-fermentarea anaerobă   | 148. |
| 5.4. Studiu de literatură privind valorificarea deșeurilor din industria laptelui  |      |

|   |      |
|---|------|
| prin co-fermentare  | 155. |
| 5.5. Aplicații ale modelului ADM1: Influența unei surse externe de carbon biodegradabil asupra producției de biogaz. Optimizarea procesului | 158. |
| Capitolul 6. Concluzii și recomandări. Contribuții personale  | 160. |
| Capitolul 7. Bibliografie, Anexe:   | 164. |
| 7.1 Bibliografie  | 164. |
| 7.2 Lista figurilor   | 176. |
| 7.3 Lista tabelelor   | 179. |
| 7.4 Anexe   | 180. |
| 7.5 Curriculum Vitae  | 183. |
| 7.6 Lista publicațiilor   | 186. |

## Capitolul 1. Aspecte generale

### 1.2. Introducere în temă. Motivarea temei alese

Directiva Consiliului 91/271/EEC din 21 mai 1991 privind epurarea apelor uzate urbane, modificată și completată de Directiva Comisiei 98/15/EC în 27 februarie 1998, este baza legală a legislației comunitare în domeniul apelor uzate. Directiva 91/271/CEE privind epurarea apelor uzate urbane a fost transpusă în întregime în legislația românească prin Hotărârea Guvernului nr.188/2002 pentru aprobarea normelor privind condițiile de descărcare ale apelor uzate în mediul acvatic, modificată și completată cu Hotărârea Guvernului nr. 352/2005.

Stațiile de epurare funcționează în baza unor Autorizații de mediu și Autorizații de gospodărire a apelor. Depășirea unor indicatori de calitate la apa epurată duce la aplicarea unor penalități financiare direct proporționale cu cantitatea de poluant deversată, conform principiului „poluatorul plătește”, conform O.U.G. 195/22.12.2005, Art. 94, litera i.

În contextul unei legislații de mediu tot mai restrictive privind epurarea apelor uzate urbane, apar noi probleme în managementul resurselor de apă. Îmbunătățirea indicatorilor de calitate a apelor epurate la deversarea în emisar, conduce implicit la generarea unor cantități mai mari de nămoluri separate.

Epurarea apei, tratarea și eliminarea nămolurilor produse se realizează cu mari costuri de operare. Din punct de vedere economic, pe lângă costurile de operare (zilnice, lunare, sau anuale), au fost definiți și unii "indicatori de performanță":

- Cost (RON, EURO, etc.) / m<sup>3</sup> apă epurată;
- Consum de energie electrică (kWh) / m<sup>3</sup> apă epurată;

În activitatea de exploatare, operatorii stațiilor de epurare sunt provocați continuu să îmbunătățească acești indicatori economici.

Implementarea unor tehnici avansate de control (algoritmi predictivi după model, logică fuzzy, rețele neuronale, sisteme hibride, etc.) în procesele de conducere și optimizare din stațiile de epurare conduc la scăderea costurilor de operare.

De asemenea, valorificarea unor fluxuri suplimentare în stațiile de epurare municipale, fie în metantancurile de fermentare, fie în bazinele de tratare a apei, poate să conducă la obținerea unor venituri suplimentare pentru stațiile de epurare (companiile de apă-canal), implicit la scăderea costurilor de operare.

În această situație, companiile de apă-canal își pot lărgi spectru de activitate, devenind și operatori economici autorizați în eliminarea unor anumite tipuri de deșeuri.

Lucrarea de față își propune să aducă noi informații utile operatorilor din stațiile de epurare, să furnizeze date despre modul în care pot fi utilizate unele deșeuri biodegradabile, să propună soluții de valorificare astfel încât această operație să se realizeze într-un mod controlat și nu empiric, folosind modelele matematice propuse de către Asociația Internațională a Apei (IWA).

### **1.3. Deșeuri. Cadrul legislativ național și european**

În directiva cadru pentru deșeuri a Comisiei Europene 75/442/CEE este dată definiția juridică a deșeurilor: "Prin "*deșeu*" se înțelege orice obiect sau substanță [...] pe care proprietarul acesteia îl/o aruncă sau intenționează să o arunce." [1]

În cele 28 de state ale Uniunii Europene 2,32 miliarde tone de deșeuri municipale au fost generate în 2017, din care 59,28% au supuse tratării și 40,72% au fost depozitate. Pentru Uniunea Europeană a existat o creștere semnificativă a ponderii deșeurilor municipale reciclate sau compostate, de la 18% în 1995 la 46% în 2017. România e deficitară la acest domeniu, reușind să recicleze doar 4,2 % și din cele 172 de milioane de tone de deșeuri municipale generate. România în continuare depozitează 92,75% din deșeurile municipale generate [2] .

Pentru a atinge în anul 2020 ținta de reciclare de 50% impusă de către Uniunea Europeană, România trebuie să facă un efort deosebit. Autoritățile vor trebui să aibă în vedere o îmbunătățire a legislației referitoare la managementul deșeurilor, în condițiile în care costul general actual al depozitării este influențat numai de taxa la groapă, nu și de o taxă de depozitare implementată de către administrația centrală/locală. [6]

Pentru stațiile de epurare ar fi de interes unele deșeuri (codificate) din lista de deșeuri nepericuloase a HG nr.856 / 2002 privind Evidența gestiunii deșeurilor și pentru aprobarea listei cuprinzând deșeurile, inclusiv deșeurile periculoase, Publicat în Monitorul Oficial nr. 659 din 5 septembrie 2002:

## 1.4. Stadiul actual. Exemple de bune practice internaționale de valorificare a deșeurilor biodegradabile în stații de epurare municipale

Pentru o societate durabilă, care dorește să producă substanțe chimice din resurse regenerabile, în special din fluxurile de deșeuri, sunt importante biotehnologiile emergente. Eforturile sunt acum făcute pentru a elimina poluanții organici, în măsura în care este posibil, fără surse externe de energie. Din aceste motive și ca urmare a aplicării Directivei pentru prevenirea poluării și controlul integrat 96/61/CE, document aplicabil în comun apelor uzate și tratării gazelor reziduale, directivă care recomandă determinarea celor mai performante tehnici disponibile, se recomandă utilizarea instalațiilor de fermentare anaerobă din stațiile de epurare pentru tratarea apelor din industria agroalimentară, ape cu mari încărcări de substanțe biodegradabile. [9], [10].

În consecință, în ultima perioadă, instalațiile de fermentare anaerobă din stațiile de epurare au evoluat în tehnologii consolidate în tratamentul apelor cu încărcări medii și mari din industriile agroalimentare. [11, 12].

## 1.5. Obiectivele tezei

În ultimii ani, modelarea și simularea proceselor a căpătat o dezvoltare puternică. Pe baza modelului matematic, prin simulare, se poate încerca o soluție de conducere evoluată, fără a investi bani înainte de a obține perspectiva unor rezultate bune. Modelarea proceselor chimice este în curs de extindere și către domenii ale ingineriei chimice, polimeri și biotehnologii, care nu au tradiții în modelare [21]. Epurarea apei și tratarea nămolurilor obținute se bazează pe biotehnologii.

Asociația Internațională a Apei (IWA) propune prin Grupul de modelare matematică pentru proiectarea și exploatarea stațiilor de epurare mai multe modele matematice pentru stațiile de epurare cu nămol activ: ASM1, ASM2, ASM2d, ASM3. Pentru proiectarea și exploatarea metantancurilor de fermentație propune modelul matematic ADM1.

Beneficiile utilizării unui model matematic sunt următoarele:

- Estimează care va fi evoluția viitoare a procesului în condițiile în care se modifică o mărime de intrare;
- Se poate testa care este răspunsul procesului în condiții limită de exploatare;
- Poate fi antrenat cu datele din proces;
- Prin simulare pe modelul matematic se poate încerca o soluție de conducere evoluată ;
- Poate oferi informații utile celor care conduc astfel de procese;

- Poate fi folosit în antrenarea și perfecționarea operatorilor;
- Poate fi implementat în procesul de conducere automată, micșorând amplitudinea perturbațiilor;
- Poate aduce beneficii economice;
- Poate înlocui experiența „operatorului cu experiență”

În lucrarea de față îmi propun ca pentru o stație de epurare municipală să dezvolt modelele matematice BSM1- pentru linia de tratarea a apei, conectat cu un model ADM1- pentru linia de tratare a nămolului.

Lucrarea de față vrea să răspundă și unor întrebări pe care și le pun companiile de furnizare a apei:

- Pot operatorii de apă-canal să devină agenți economici autorizați în eliminarea unor deșeuri biodegradabile? Care ar fi criteriile de selecție ale deșeurilor?
- Care este potențialul energetic sau corector al unor deșeuri biodegradabile?
- Pot fi valorificate și eliminate unele deșeuri în metantancurile de fermentare sau în bazinele de tratare a apei din stațiile de epurare?
- Pot operatorii de apă-canal să obțină un venit suplimentar din eliminarea acestor deșeuri în stațiile de epurare?
- Se pot îmbunătăți parametrii economici de operare a stațiilor de epurare, implicit reducerea costurilor prin acceptarea unor fluxuri suplimentare?
- Cu cât s-ar mări procentul de energie electrică recuperată de stația de epurare prin tratarea unor deșeuri, în contextul în care stațiile de epurare tind să își recupereze aproape integral energia consumată la epurarea apei prin energii alternative de producere a curentului electric?
- Care este efectul apelor de retur interne, bogate în amoniu, asupra procesului de tratare ?
- Care este efectul variațiilor de temperatură asupra calității biomasei de tratare a apei?

## **Capitolul 2. Procese de tratare din stațiile de epurare**

### **2.1. Tratarea apelor cu nămol activ. Îndepărtarea biologică a carbonului, azotului (nitrificare / denitrificare) și fosforului. Precipitarea chimică a fosforului**

Procesul de tratare cu nămol activ este cel mai întrebuițat, și probabil cel mai versatil și eficient dintre toate procesele de tratare. Eliminarea poluanților se face biologic, utilizând



microorganisme (biomasă) care descompun sau elimină materia organică. Procesul presupune utilizarea a cel puțin unui bazin de aerare și a unui de decantare secundară, conectate hidraulic să permită recircularea biomasei [23]. Biomasa are în compoziție circa 95% bacterii și alte 5% protozoare, metazoare, ciuperci, alge și viruși [24].

Stația de epurare poate să fie sau nu prevăzută cu un sistem de epurarea biologică avansată. Îndepărtarea azotului și fosforului din apele uzate se realizează cel mai frecvent, în aceleași bazine în care se elimină substanțele organice biodegradabile. Stabilirea condițiilor aerobe și anaerobe într-o manieră controlată permite dezvoltarea biomasei capabile să îndeplinească eliminarea materiei organice, îndepărtarea azotului (nitrificarea și denitrificarea) și îndepărtarea fosforului [27].

Procesul de desfășoară cu organisme autotrofe (care își produce singure substanțele de care are nevoie) și organisme heterotrofe (care se hrănește numai cu substanțe organice, neavând capacitatea de a sintetiza substanțele organice din cele anorganice).

### **2.1.1. Indicatori de calitate ai apei**

Apele epurate și cele uzate sunt caracterizate prin conținutul în următorii indicatori fizico-chimici: temperatură, pH, materii în suspensii (MTS, TSS), consum biochimic de oxigen la 5 zile (CBO<sub>5</sub>, BOD<sub>5</sub>), consum chimic de oxigen (CCOCr, COD), azot total (N), azot amoniacal (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>), azotați (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>), azotiți (NO<sub>2</sub><sup>-</sup>), sulfuri și hidrogen sulfurat (S<sub>2</sub><sup>-</sup>), sulfiți (SO<sub>3</sub><sup>2-</sup>), sulfați (SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>), fosfor total (P), cloruri (Cl<sup>-</sup>), metale (As, Al, Ca, Pb, Cd, Cr, Fe, Cu, Ni, Zn, Hg, Ag, Mo, Se, Mn, Mg, Co), dar și de conținutul în compuși organohalogenati, organostanici și organofosforici, substanțe cu proprietăți cancerigene, compuși organici ai mercurului, compuși organosilicici sau deșeuri radioactive conform legislației în domeniu [36].

CBO (*consum biochimic de oxigen*) și CCOCr (*consum chimic de oxigen*) sunt parametrii cei mai frecvent utilizați pentru caracterizarea conținutului de carbon organic din apele uzate.

### **2.2.2. Controlul și conducerea proceselor de tratarea a apelor cu nămol activ**

Stațiile de tratare a apelor uzate (WWTP) sunt infrastructuri urbane care reproduc într-o manieră intensificată procesele biochimice de degradare care se desfășoară natural în râuri. Costurile operaționale ridicate încurajează utilizarea unor strategii avansate de control pentru optimizarea performanțelor și reducerea consumurilor energetice. Implementarea unor strategii avansate de control este în general limitată de seturile de date incomplete măsurate în stația de epurare. De asemenea implementarea unor strategii avansate de control poate fi limitată și de

lipsa de date reale din anumite scenarii limită (ploi torențiale, temperaturi scăzute, poluări accidentale în rețeaua de canalizare, etc.) [38].

Un control de bază presupune monitorizarea unui număr limitat de mărimi, în general: volumul de apă uzată procesat, concentrația oxigenului dizolvat în reactor, concentrația de suspensii din reactor și indicatori fizico-chimici la evacuare (cu frecvența cerută de actul de reglementare (autorizație)).

Un control avansat presupune urmărirea unui număr mult mai mare de mărimi: caracteristicile fizico-chimice apei uzate la intrarea în stația de epurare și în reactorul biologic (pH, temp., CBO<sub>5</sub>, CCOCr, N<sub>total</sub>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, P<sub>total</sub>, MTS, etc.), a volumelor de recirculare și de evacuare, a concentrațiilor de NO<sub>3</sub><sup>-</sup> la ieșirea din reactorul biologic, a volumelor de nămol evacuate din sistem, etc.

Strategiile de control care pot fi implementate pot fi *de bază* (On-Off, PI/PID) sau *avansate* (regale predictivă după model (MPC), logică fuzzy sau rețele neuronale). În strategia de conducere implementată, reglarea procesului se poate realiza *înainte sau după perturbație*.

## 2.2. Fermentarea anaerobă a nămolurilor

Eliminarea poluanților din apa uzată în procesele de tratare din stațiile de epurare generează cantități semnificative de nămoluri. Nămolurile sunt lichide neomogene alcătuite din microorganisme și particule solide separate în partea inferioară a decantoarelor prin procese de sedimentare. Astfel activitatea stațiilor de epurare este împărțită în două direcții: pe o linie de tratare a apei uzate, respectiv o altă linie de tratare a nămolurilor cu scopul reducerii volumurilor de deșuri generate.

Unul dintre procedeele de tratare a nămolurilor este fermentarea anaerobă. Fermentarea anaerobă este un proces de descompunere microbiologică a materiei organice în lipsa oxigenului, cu obținerea unui amestec de gaze (biogaz) și digestat. Cea mai veche și mai răspândită aplicare de fermentare anaerobă e tratarea nămolurilor de epurare. Este un proces eficient de depoluare a mediului care produce și energie regenerabilă, al cărui component principal este metanul. Fermentarea anaerobă a cunoscut o creștere importantă după prima criză energetică din 1970, iar acum poate fi considerată o tehnologie matură. A devenit foarte populară în ultimii ani pentru că e capabilă să genereze energie din deșuri. [15]

Fermentarea anaerobă e un proces foarte complex, intens cercetat în ultima perioadă, fiind de interes pentru cercetători următoarele teme: mecanismele de reacție, reactanții, inhibitorii, tehnicile de pretratare a nămolurilor, noi aditivi, condițiile de reacție, tipuri constructive de reactoare, procesele de reacție sau comunitatea microbiană.

Mecanismul fermentării anaerobe are patru pași și poate fi reprezentat schematic:

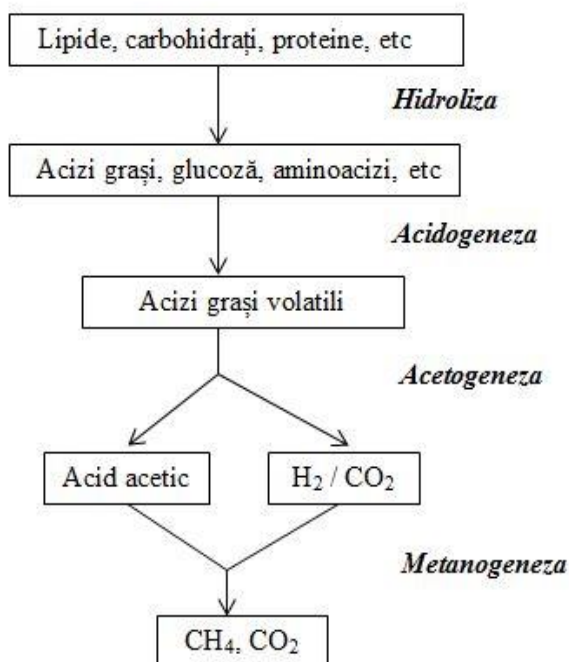


Fig. 1 Mecanismul fermentării anaerobe [14]

### 2.2.1. Factori care influențează fermentarea

1. Temperatura
2. pH-ul, alcalinitatea și concentrațiile de VFA
3. Timpul de retenție
4. Raportul C:N:P (calitatea substratului)
5. Factor de sarcină (OLR = organic loading rate )
6. Umiditatea din reactor
7. Amoniacul
8. Amestecarea internă
9. Inhibitori și toxici

### 2.2.2. Controlul și conducerea fermentării anaerobe

Noile analizoare de proces sunt parte a unei noi paradigme. Se poate spune că viitorul procesului de monitorizare se confruntă cu o schimbare de paradigmă. Construcția în stațiile de epurare a unor fermentatoare de volume mari, volume care să acționeze eficient ca un tampon (buffer) și care să garanteze calitatea efluenților, nu mai este atractivă. Printr-o aplicarea corectă a senzorilor moderni și a tehnologiilor de analiză a datelor multivariabile, procesul poate fi

păstrat în limitele specificațiilor, chiar și la încărcături semnificativ mai mari decât cele de astăzi. Procesele tehnologice analitice (PAT) și teoria eșantionării (TOS) au un mare potențial în dezvoltarea monitorizării și controlului procesului de fermentare anaerobă. [96]

Fermentarea anaerobă este foarte sensibilă la perturbările de proces, fiind avantajos să se utilizeze tehnici online de monitorizare (control) și conducere pentru o funcționare eficientă. Implementarea și avantajul noilor strategii sunt teme intens studiate de către cercetători

Sunt utilizate dispozitive electrochimice, cromatografice și spectroscopice pentru monitorizarea și controlul on-line al procesului. Complexitatea noilor strategii de control variază de la reglări *feedback* (reglare după perturbare) până la *sisteme avansate de control*.

O monitorizare (un control) de bază presupune urmărirea parametrilor fundamentali de funcționare: producția de biogaz, debitele de nămol, pH-ul, temperatura, potențialul redox și compoziția substratului. O monitorizare avansată presupune urmărirea unor parametri care pot indica perturbări ale procesului (VFA, alcalinitate, amoniac, hidrogen, etc.). În timp ce senzorii de bază oferă o metodă robustă de operare, senzori complecși / instrumentele analitice (cromatografie, spectroscopie) sunt valoroase în controlul procesului. [97]

Strategiile de control care pot fi implementate pot fi *de bază* (On-Off, PI/PID) sau *avansate* (fig.33). Strategia de control poate implementa o reglare *înainte sau după perturbare*.

### 2.3. Producerea și utilizarea biogazului

Maximizarea producției de biogaz în digestia anaerobă poate minimiza costurile totale de operare a stației de epurare. Biogazul reprezintă o sursă de energie verde (producție de electricitate și căldură, sursă de combustibil). Fără tratamente ulterioare biogazul poate fi utilizat doar la locul de producție. Tratamentele ulterioare au ca scop mărirea puterii calorifice a biogazului și transportarea sa pe distanțe mai mari, cu condiția a fi rentabil din punct de vedere economic. Comprimarea și utilizarea buteliilor de gaze sau introducerea gazului în rețeaua de transport gaze reprezintă țintele procesului de tratare. Pentru aceasta este necesar îndepărtarea CO<sub>2</sub> și a contaminanților din biogaz.

Cu o putere calorifică de 21-25 MJ/m<sup>3</sup>, biogazul este mai slab cu 30-40% decât gazul natural, care are o putere calorifică de 37,3 MJ/m<sup>3</sup> [40]. Biogazul este un excelent combustibil pentru un număr mare de aplicații și de asemenea poate fi utilizat ca materie primă pentru producerea altor compuși chimici. Biogazul poate fi folosit mai mult sau mai puțin în toate aplicațiile dezvoltate pentru gazele naturale.

Biogazul este de asemenea combustibilul ideal pentru unitățile de co-generare (CHP). Se utilizează gaz turbine (micro-turbine, 25-100kW și turbine mari, >100kW) cu emisii scăzute,

costuri de întreținere reduse și eficiențe comparabile cu ale motoarelor cu aprindere prin scânteie. Producerea și utilizarea eficientă a biogazului poate reduce semnificativ amprenta de carbon pentru stațiile de epurare. Dacă nămolurile generate în procese sunt corect colectate și eficient gestionate, stația poate genera energie substanțială sub formă de biogaz, astfel încât să devină un producător net de energie, și nu un consumator [13]. În Europa potențialul anual al producției de biogaz este estimat la peste 200 de miliarde de  $m^3$  [61]. Producția zilnică de biogaz în noile stații de epurare din Europa unde se practică și co-fermentarea variază între 2,5 și 4,0  $m^3$  biogaz/  $m^3$  reactor, iar în SUA doar prin fermentare se obține între 0,9 și 1,1  $m^3$  biogaz/  $m^3$  reactor [99].

### **Capitolul 3. Modelarea matematică a proceselor din stațiile de epurare**

#### **3. 1. Scurt istoric al modelării matematice pentru procesele de tratare din stațiile de epurare**

Este dificil să se evalueze și să se optimizeze parametrii de control în stațiile de epurare, în situații reale. Una dintre soluții poate fi construirea și folosirea modelelor dinamice și a simulatoarelor pentru proiectarea, testarea și evaluarea strategiilor de control [101].

Eforturile depuse în ultimii 40 de ani de comunitatea științifică care activează în domeniul tratării apelor uzate a avut ca principal rezultat dezvoltarea modelării matematice pentru procesele din stațiile de epurare. S-a urmărit dezvoltarea cunoștințelor despre procesele de tratare, precum și proiectarea, controlul și managementul stațiilor de epurare.

Interesul s-a axat în principal pe două domenii științifice complementare din stațiile de epurare:

- instrumente on-line de control și automatizare (ICA);
- modelarea matematică a proceselor. [102]

În 1982, Asociația Internațională pentru Cercetarea și Controlul Poluării Apelor (IAWPRC) a format un grup de lucru pe modelare matematică pentru proiectarea și funcționarea proceselor cu nămol activ. Din 1982 până în prezent, modelarea matematică a evoluat pe scară largă și a fost combinată cu dezvoltarea sistemelor de control. Cunoștințele dobândite de-a lungul anilor au condus la evoluția modelelor de la o cinetica bazată pe creștere simplă, cum ar fi modelele cu nămol activ (ASM1), la modele mai complexe, cum ar fi ASM2d (22) . Mai mult, modele matematice au fost dezvoltate să descrie procesele de separare fizică care sunt realizate în decantoarele stațiilor de epurare [104].

Pentru linia de tratare a nămolului, "Grupul de lucru pentru modelarea matematică a proceselor de digestie anaerobă" al Asociației Internaționale a Apei (IWA) a dezvoltat Modelul

de digestie anaerobă nr. 1 (ADM1) [105] pentru a ajunge la o bază comună pentru dezvoltarea ulterioară a modelului

### 3. 2. ASM1 (Modelul nr.1 cu nămol activ)

ASM1 (Activated Sludge Model No. 1 = Modelul nr.1 cu nămol activ) este cel de departe cel mai acceptat și folosit model de către comunitatea științifică, atât pentru reactoarele continue cât și pentru cele secvențiale (SBR). Modelul a fost dezvoltat de Henze & colaboratorii săi în 1987, un grup de lucru reunit de către Asociația Internațională a Apei (*IWA Task Group On Mathematical Modeling For Design And Operation Of Biological Wastewater Treatment*). Modelul ASM1 descrie procesele de nitrificare și denitrificare, fără a descrie eliminarea biologică a fosforului. Modelul are la bază două tipuri de bacterii: heterotrofe și autotrofe. Sunt descrise 8 procesele biochimice fundamentale. Modelul folosește 13 compuși diferiți (variabile de stare), iar comportamentul fiecare compus este descris într-o ecuație diferențială neliniară.

În modelul ASM1 compuși cu carbon sunt descompuși conform figurii de mai jos:

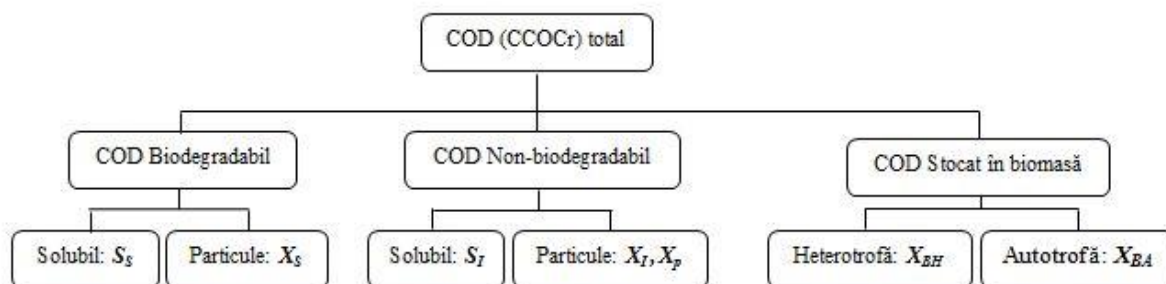


Fig. 2. Compușii cu carbon caracteristici apelor uzate [115]

Notă: Observație: S=compus solubil, P=compus sub formă de particulă;



În modelul ASM1 compuși cu azot sunt descompuși conform figurii de mai jos:

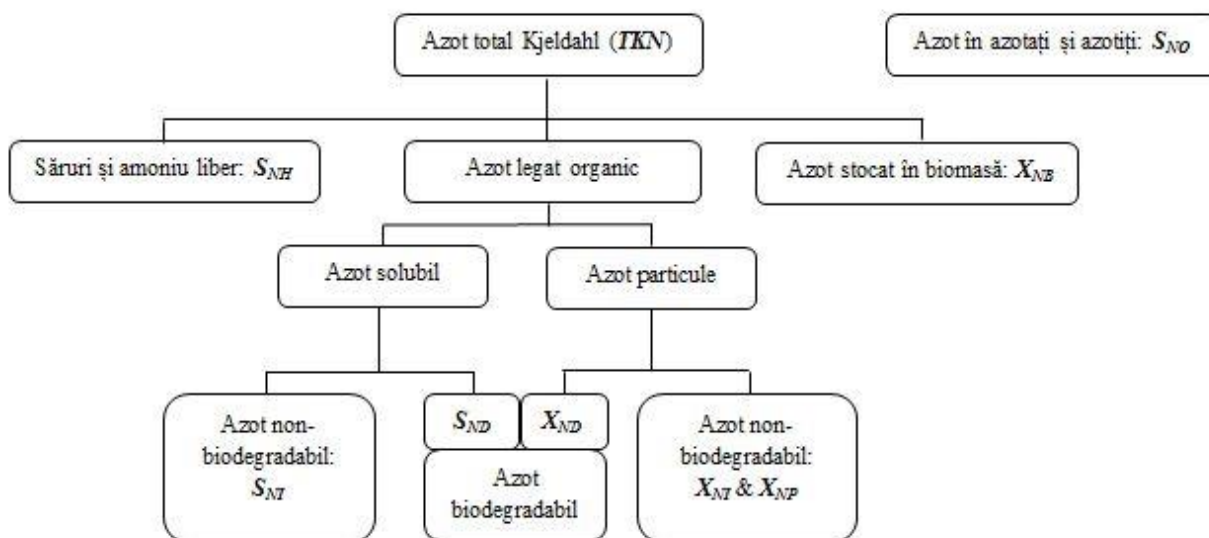


Fig. 3. Compușii cu azot caracteristici apelor uzate [115]

Schematic procesul poate fi redat în următoarea figură :

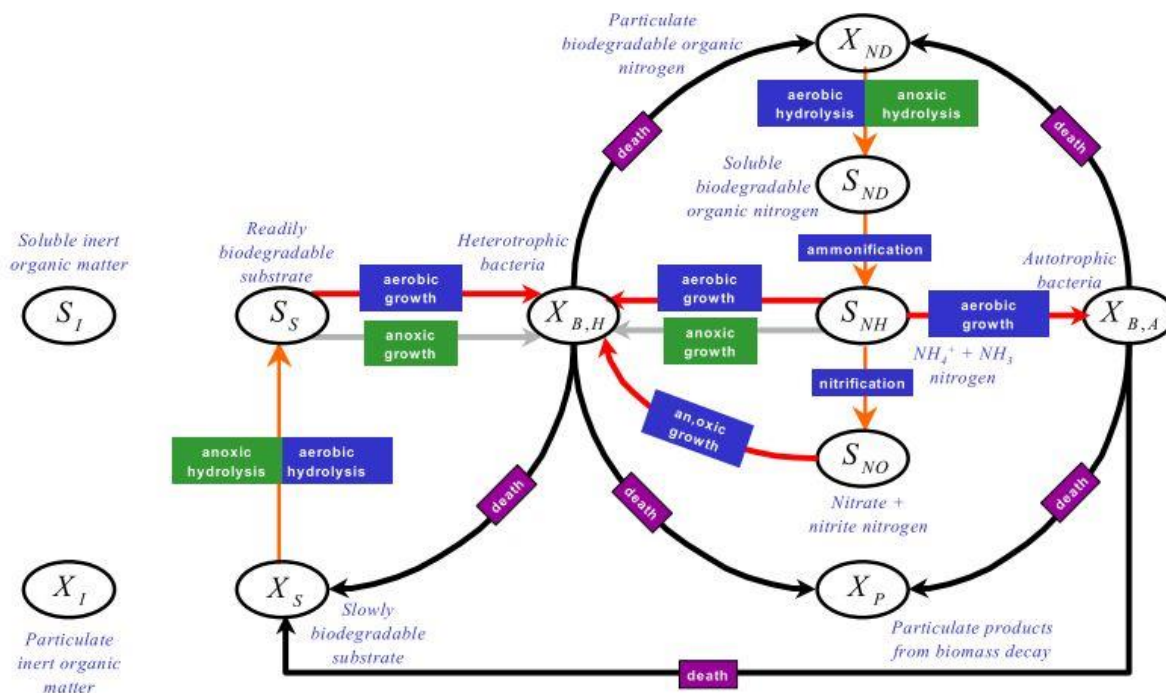


Fig. 4. Schema modelului ASM1 [116]

Modelul poate fi implementat în mai multe softuri specifice: BioWin™, EFOR™, FORTRAN, GPS-X™, MATLAB™ & Simulink™, SIMBA®, STOAT™ sau WEST® [108]

### 3. 3. ADM1 (Modelul nr.1 de digestie anaerobă)

Din necesitatea unei generalizări a modelului de digestie anaerobe, care să depășească limitele modelelor dezvoltate anterior, Asociația Internațională a Apei (IWA) a înființat în 1997 "Grupul de Lucru pentru modelarea digestiei anaerobe". Modelul ADM1 a fost publicat în 2002 și este modelul cel mai cuprinzător pentru procesul de fermentare anaerobă și servește drept bază de dezvoltare viitoare a altor modele cinetice. Cu toate acestea, structura complexă a modelului necesită îmbunătățiri, cum ar fi interacțiunile dintre microorganismele anaerobe sau includerea compușilor aromatici. Complexitatea ADM1, care are nevoie de mulți parametri de intrare, face însă dificilă implementarea sa [117].

Modelul ADM1 (Anaerobic Digestion Model No.1 = Modelul Nr.1 de digestie anaerobă) are la bază 7 grupuri de microorganisme, și descrie cinetica a 19 procese biochimice, 3 procese de transfer gaz-lichid și 6 procese acido-bazice. Modelul folosește 26 concentrații – variabile dinamice de stare de intrare. Într-un sistem de 35 de ecuații diferențiale și 8 ecuații algebrice modelul descrie comportamentul în reactor a tuturor celor 35 de variabile dinamice de stare de ieșire cu ajutorul a mai multor constante cinetice și stoichiometrice.

Reacțiile complexe din fermentatoarele anaerobe pot fi împărțite în două tipuri principale.

(a) Reacții biochimice (ireversibile): Modelul ADM1 include cele trei etape biologice intracelulare ( Acidogeneza, Acetogeneza și Metanogeneza) precum și etapa de dezintegrare extracelulară (Hidroliza) conform figuri:

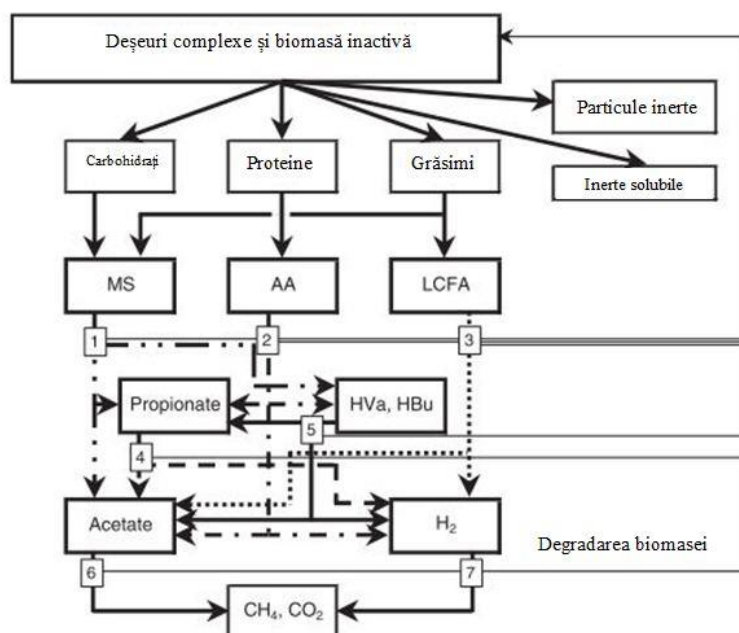


Fig. 5. Schema fermentării anaerobe și a proceselor biochimice [105]

(1) Acidogeneza din monozaharide (MS); (2) Acidogeneza din aminoacizi (AA);



- (3) Acetogeneza din LCFA; (4) Acetogeneza din propionat; (5) Acetogeneza din valerat și butirat; (6) Metanogeneza acetaților; (7) Metanogeneza hidrogenotrofică.

(b) Reacții fizico-chimice (reversibile)

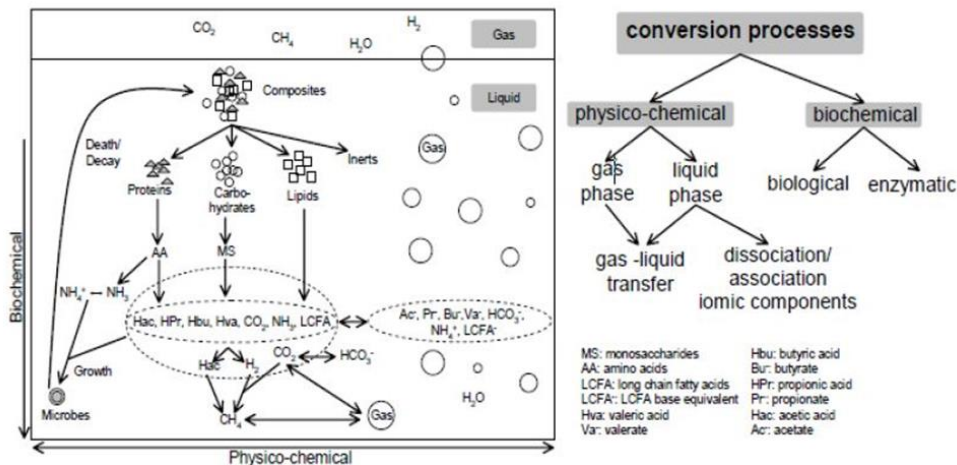


Fig. 6. Schema fermentării anaerobe și a proceselor fizico-chimice [105]

### 3. 4. ASM1+ADM1

Comunitatea științifică a dezvoltat o nouă standardizare (BSM2-2007). Aceasta include atât procesul biologic de tratare a apei, cât și procesele de pe linia de tratare a nămolului: îngroșarea nămolurilor primare și activ în exces, fermentarea anaerobă a nămolurilor și deshidratarea mecanică a nămolurilor fermentate. Cu acest instrument pot fi evaluate diferite strategii de control aplicate la nivelul întregii stații de epurare [119]. Schema instalației BSM2 este prezentată în figura de mai jos:

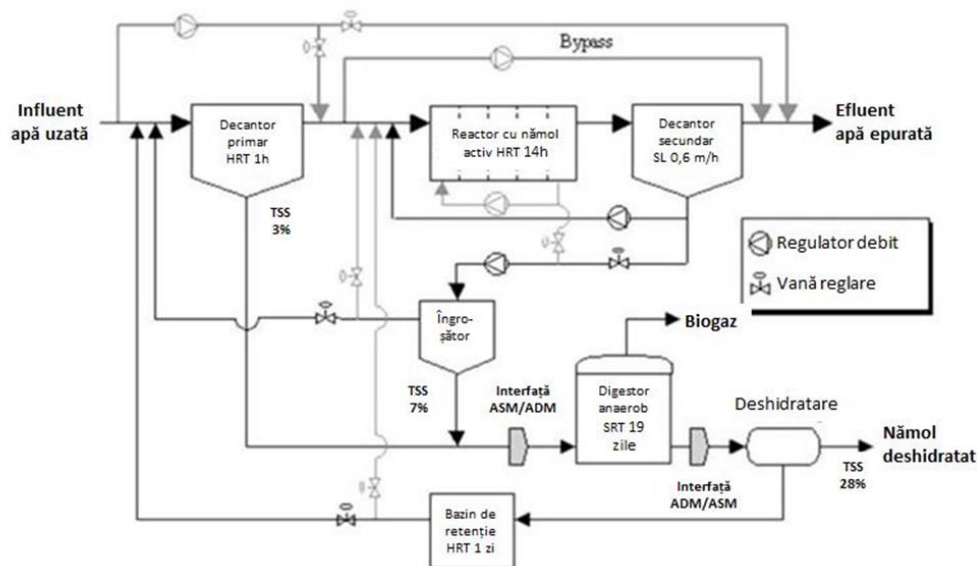


Fig. 7. Schema unei instalații de epurare conform BSM2 [120]

Noua standardizare BSM2 permite implementarea unor strategii de control pe termen lung la nivelul întregii stații de epurare care să includă interacțiunile dintre sub-procese, recunoaște importanța proceselor de pe linia de nămol, evită sub-optimizări ale proceselor și aduce elemente suplimentare vizavi de efectele sezoniere asupra debitelor de influent. *BSM2 încorporează standardizarea BSM1 pentru reactorul biologic de tratare a apei (un reactor biologic descris de modelul matematic ASM1 cuplat la un decantor secundar descris cu modelul Takacs).*

S-au dezvoltat interfețe pentru procesele de sedimentare a nămolului primar și secundar și procesele de deshidratare a nămolului fermentat. Interfața ADM1/ASM1 este reversibilă la interfața ASM1/ADM1.

Interfața ASM-ADM este reprezentată în următoarea figură :

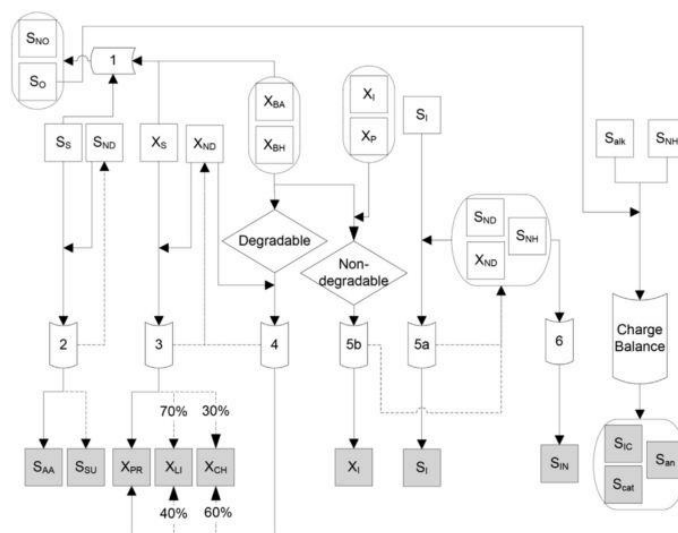


Fig. 8. Interfața ASM - ADM [123] conform [119]

Interfața ADM-ASM este reprezentată în următoarea figură:

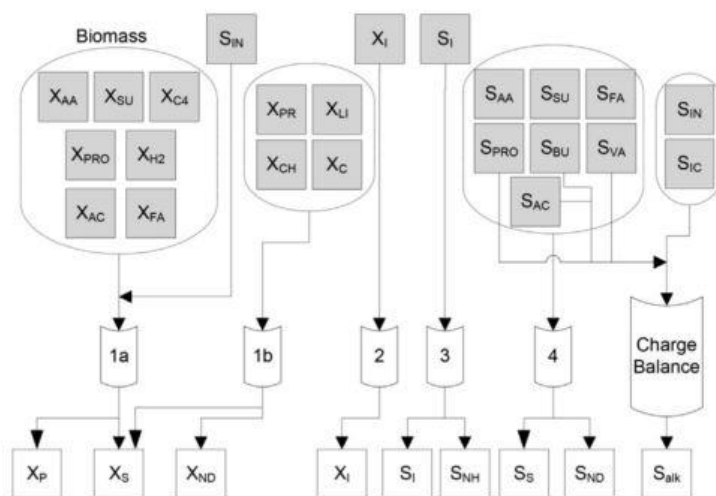


Fig. 9. Interfața ADM - ASM [123] conform [119]

## Capitolul 4. Implementarea modelului matematic ASM1 pentru linia de tratare a apei

### 4.1. Modelul Takacs al decantorului secundar

Comunitatea IWA a propus în 2002 la definirea BSM1 utilizarea modelului matematic Takacs pentru modelarea proceselor de sedimentare din decantoarele secundare, dat fiind că separarea solidelor suspendate în apă se realizează prin sedimentare gravitațională în decantoare secundare. [108] Separarea fizică lichid–solid presupune două procese: limpezirea lichidului și îngroșarea nămolului. Takács propune în 1991 utilizarea unui decantor unidimensional împărțit în 10 straturi ipotetice de grosime egală. Modelul folosește conceptul de flux de solide ce deranjează condițiile de sedimentare și floclulare din decantorul secundar. Se utilizează o funcție de viteză dublă exponențială pentru descrierea vitezei de sedimentare a diferitelor componente solide din amestec. Pentru a estima concentrația solidelor în decantor, se efectuează un bilanț de masă pe fiecare strat ipotetic al decantorului.

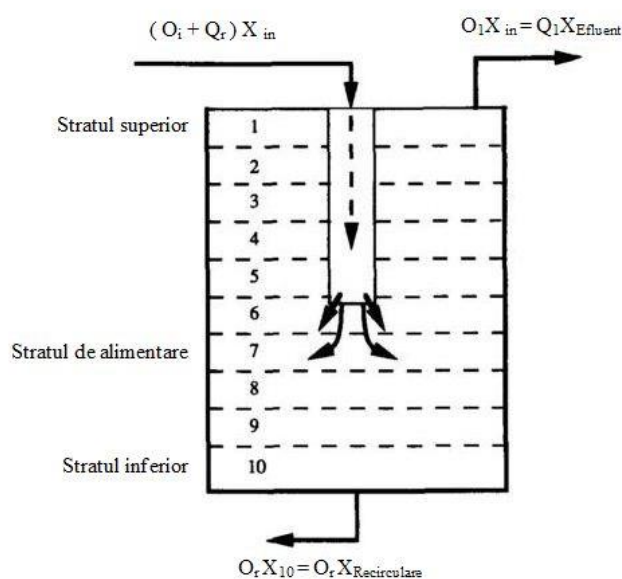


Fig. 10. Modelul decantorului în straturi Takacs [104]

### 4.2. Aspecte ale benchmarking-ului BSM1

Instalația de referință din BSM1 este compusă dintr-un reactor cu nămol activ cu cinci compartimente: două de denitrificare și trei de aerare. Reactorul cu nămol activ este conectat la un decantor secundar. Instalația este proiectată pentru un debit mediu pe timp uscat de 18.446 m<sup>3</sup>/zi, un influent cu un COD=300 mg/l. Volumul reactorului biologic și cel al decantorului secundar sunt ambele egale cu 6.000 m<sup>3</sup>. Timpul de retenție hidraulică (pe vreme uscată) este de

14,4 ore. Debitul de nămol activ în exces este de 385 m<sup>3</sup>/zi. Vârsta nămolului din biomasă este de aproximativ 9 zile.

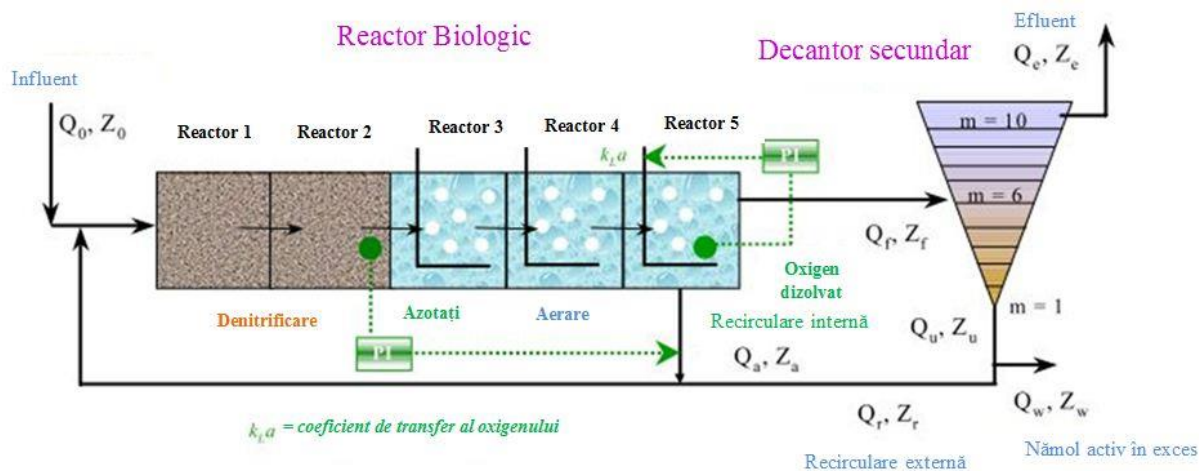


Fig. 11. Schema procesului de tratare în BSM1 [116]

De asemenea se propune și o strategie de control: reglarea concentrației de oxigen dizolvat în ultimul compartiment al reactorului prin controlul coeficientului de transfer al oxigenului și a concentrației de nitrați din ultimul rezervor anoxic prin reglarea debitului de reciclare internă [116].

Implementarea unei strategii avansate de control are ca scop minimalizarea costurilor energetice a stației de epurare în condițiile în care reactorul biologic are nevoie de circa 67% din energia electrică necesară întregii stații de epurare [125], [126].

### 4.3. Detalii constructive ale stației de epurare. Date de modelare

Se dorește implementarea modelului matematic ASM1 pentru o stație de epurare municipală cu nămol activ ce funcționează după o schemă A2/O. Stația de epurare aleasă este dimensionată pentru 367.000 de locuitori echivalenți, ce procesează un debit mediu de circa 110.000 m<sup>3</sup>/zi apă uzată. Echipamentele stației se desfășoară pe o suprafață de cca 15 hectare. Stația de epurare este una nouă, în care lucrările de reabilitare și extindere au fost finalizate în august 2013. S-au investit aproximativ 33 milioane de euro, din care 74% au fost fonduri europene. Energia electrică consumată pentru tratarea biologică a apei reprezintă 60-65% din energia electrică consumată de întreaga stație de epurare. La finalizarea investiției, prin noile autorizații de reglementare pe linie de mediu și de gospodărire a apelor, au fost impuși următorii indicatorii de calitate la evacuarea în emisar: azot total = 10 mg/l respectiv fosfor total = 1 mg/l (cu scopul limitării fenomenelor de eutrofizare a emisarului).

După o atentă analiză a datelor de funcționare s-a ales o perioadă considerată reprezentativă pentru modelare: 1 - 22 mai 2016. Datorită capacității mari, în scopul limitării riscurilor de poluare a mediului, stația este dimensionată cu echipamente de rezervă. În perioada modelată stația de epurare a funcționat în următoarea schemă: 2 linii de deznisipare, 4 decantoare primare, 4 bioreactoare (4 bazine de denitrificare + 4 bazine de aerare) și 4 decantoare secundare conform următoarei figuri:

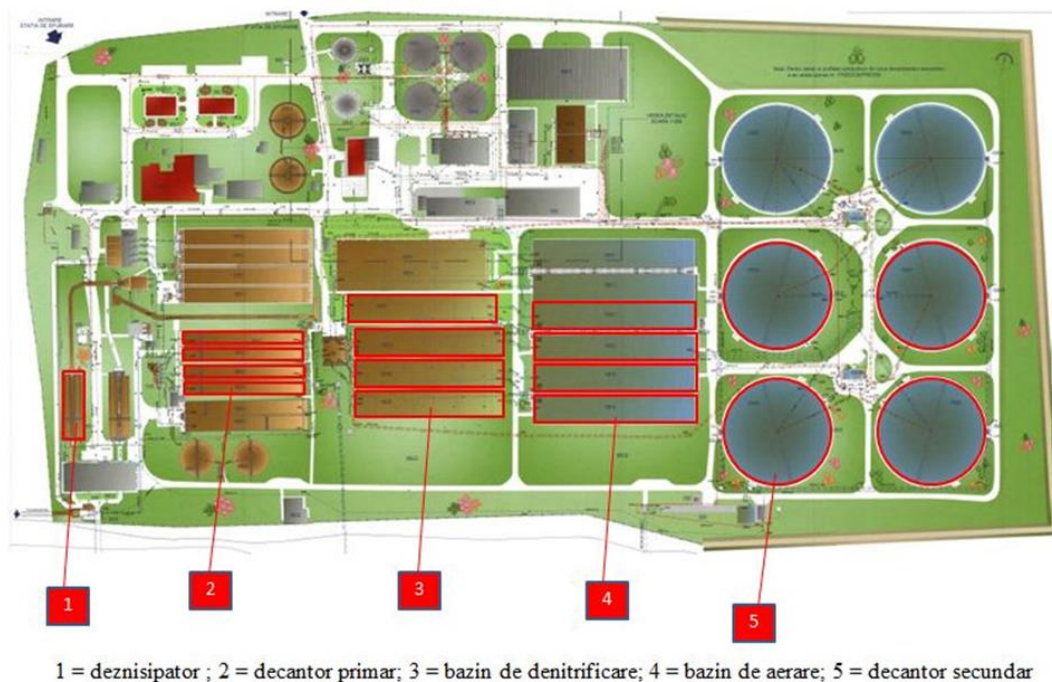


Fig. 12. Plan de situație al stației de epurare – schema de funcționare din mai 2016

Pentru modelarea matematică s-a achiziționat din **SCADA** un set complet de date ce conține un număr de 190.081 de determinări (la intervale de 10 secunde). Pentru simplificare, (prin mediere matematică), setul de date a fost redus la **3.168 de determinări (la intervale 10 minute)** și **22 de medii zilnice**. În paralel s-au analizat și cele **22 de medii zilnice** furnizate de către **laboratorul stației** (acreditat RENAR) pentru probele recoltate cu prelevatoarele automate.

#### 4.4. Implementarea modelului BSM1 în Matlab / Simulink.

##### 4.4.1. Implementarea modelului în Matlab / Simulink.

Software-ul **MATLAB** și extensia de programare grafică **Simulink**, sunt utilizate în cercetarea de față. **MATLAB**-ul împreună cu extensia sa grafică **Simulink**

Simulatorul dezvoltat are la bază tehnicile de simulare a benchmark-ingului furnizate de COST Action 682 și Grupul de lucru IWA privind evaluarea strategiilor de control pentru stațiile de epurare (108). Simulatorul dezvoltat are încorporat ASM1. Ecuațiile celor 8 procese pentru



bioreactoare și ecuațiile pentru decantorul secundar sunt scrise în limbajul de programare C/C++. Pentru a reduce timpul de simulare și pentru a rezerva resursele de calcul, codurile au fost compilate și au fost încorporate în mediul Simulink prin funcția *S-Function*. Pentru fiecare dintre cele 5 reactoare (conform fig.47) este realizat un fișier *S-Function* scris în codul C/C++. Simulink *ODE15s* a fost folosit pentru rezolvarea ecuațiilor diferențiale și algebrice din model. Următoarea figură prezintă structura simulatorului dinamic dezvoltat:

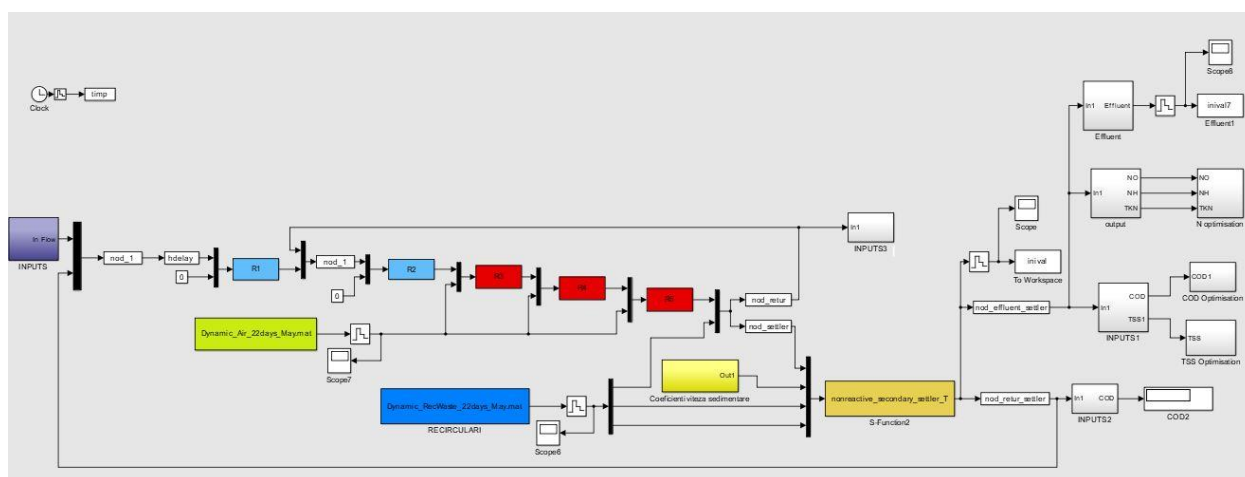


Fig. 13. Simulatorul stație de epurare construit în Simulink

#### 4.4.2. Metoda de calibrare și optimizare a modelului

Pentru a obține variabilele de stare necesare modelului ASM1, a fost propusă o nouă abordare. Aceasta are la bază date de literatură, date experimentale și simulări anterioare. Datele măsurate din stația de epurare studiată sunt relativ limitate. Este aproape imposibil să se determine toate variabilele de stare și parametrii modelului ASM1 prin măsurători în amplasament. Astfel, pentru influent concentrațiile de  $X_{B,H}$ ,  $X_{B,A}$ ,  $X_P$ ,  $S_O$  sunt considerate egale cu 0. Restul de concentrații, care nu sunt disponibile, reprezintă intrări necunoscute ale modelului. Ecuațiile propuse pentru calibrarea modelului sunt următoarele:

$$TSS_{ef} = 0,75 \cdot (X_{S,ef} + X_{B,A,ef} + X_{B,H,ef} + X_{P,ef} + X_{I,ef}) \quad (4.17)$$

$$COD_{tot,ef} = S_{S,ef} + S_{I,ef} + X_{S,ef} + X_{B,H,ef} + X_{B,A,ef} + X_{P,ef} + X_{I,ef} \quad (4.18)$$

$$COD_{sol,ef} = COD_{tot,ef} - COD_{X,ef} = COD_{tot,ef} - \frac{TSS_{ef}}{0,75} \quad (4.19)$$

$$TKN_{ef} = S_{NH,ef} + S_{ND,ef} + X_{ND,ef} + i_{XB} \cdot (X_{B,H,ef} + X_{B,A,ef}) + i_{XP}(X_{P,ef} + X_{I,ef}) \quad (4.20)$$

$$NO_{ef} = S_{NO,ef} \quad (4.21)$$

$$NH_{ef} = S_{NH,ef} \quad (4.22)$$

$$N_{total,ef} = TKN_{ef} + NO_{ef} \quad (4.23)$$

$$N_{organic,ef} = TKN_{ef} - NH_{ef} \quad (4.24)$$

$$X_{S,inf} = COD_{tot,if} - S_{S,inf} - S_{I,inf} - X_{I,inf} \quad (4.25)$$

$$X_{ND,inf} = TKN_{inf} - S_{NH,if} - S_{ND,if} \quad (4.26)$$

Prin calibrarea modelului se urmărește obținerea unor rezultate cât mai apropiate de cele înregistrate de stația de epurare. În lucrarea de față s-au ales 7 parametrii : 4 concentrații de intrare ( $S_I, S_S, X_I, S_{ND}$ ) și 3 parametrii de model a decantorului secundar ( $r_p, r_h, f_{ns}$ ) care au fost calibrați prin optimizare.

Metoda de optimizare folosită are la bază un algoritm clasic, pe baza funcției *fmincon* (prescurtat *OC*) implementată în Matlab. Funcția *fmincon* realizează minimizarea funcției obiectiv multidimensionale cu restricții. Ea identifică soluția, pornind de la valori inițiale estimate ale soluției. Pentru algoritmul clasic este necesar să se ofere un punct inițial pentru toate variabilele și parametrii. De asemenea trebuie definite limitele inferioare și superioare (LB și UB) pentru variabilele și parametrii optimizați, pe baza studiului literaturii de specialitate [132].

Practic, pentru cei 7 parametrii aleși, pornind de la valori menționate în literatura de specialitate, se obțin noi valori care redau mai apropiat funcționarea stației de epurare simulată. Practic, pentru fiecare dintre cei 7 parametrii se va obține un coeficient de multiplicare. Pentru aceasta se definește o funcție obiectiv.

Problema de optimizare este descrisă în următoarele ecuații:

$$\min_x obfunc_{total} (x_1, x_2, x_3, x_4, x_5, x_6, x_7) \quad (4.27)$$

$$X = [x_1, x_2, x_3, x_4, x_5, x_6, x_7] \quad (4.28)$$

$$obfunc_{total} = obfunc_{COD} + obfunc_N + obfunc_{TSS} \quad (4.29)$$

$$obfunc_{COD} = |COD_{ef,industrie} - COD_{ef,model}| \quad (4.30)$$

$$obfunc_N = |NO_{ef,industrie} - NO_{ef,model}| + |Norg_{ef,industrie} - Norg_{ef,model}| + |NH_{ef,industrie} - NH_{ef,model}| \quad (4.31)$$

$$obfunc_{TSS} = |TSS_{ef,industrie} - TSS_{ef,model}| \quad (4.32)$$

$$LB \leq X \leq UB \quad (4.33)$$

Optimizarea modelului s-a efectuat prin metoda mai sus prezentată. Pentru a ajunge la starea de echilibru modelul a rulat cu date constante pentru 150 de zile. Rezultatele obținute pentru efluent prin modelul matematic au fost comparate cu datele industriale pentru efluent înregistrate de către stația de epurare. Prin etapa de optimizare, pe baza rezultatelor obținute, simulatorul a fost actualizat cu parametrii de proces calibrat:  $S_I, S_S, X_I, S_{ND}$ , respectiv parametrii de proces ai decantorului secundar:  $r_p, r_h, f_{ns}$ .

#### 4.4.3. Rezultate obținute în regim staționar

S-au obținut următoarele rezultate:

Tabel 1 Concentrații ale influentului și parametrii ai decantorului secundar obținuți pentru regimul staționar :

| Component influent  | $S_I$ | $S_S$ | $X_I$ | $X_S$  | $S_{ND}$ | $X_{ND}$ |
|---------------------|-------|-------|-------|--------|----------|----------|
| Concentrație [mg/l] | 3,72  | 8,50  | 6,20  | 245,75 | 1,04     | 6,87     |

| Parametrii decantorului secundar | $r_h$  | $r_p$  | $f_{ns}$ |
|----------------------------------|--|--|----------|
|                                  | 0,000796 [m <sup>3</sup> /g SS <sup>-1</sup> ] | 0,012393 [m <sup>3</sup> /g SS <sup>-1</sup> ] | 0,003668 |

Valorile obținute cu simulatorul sunt comparabile cu cele de la stația de epurare și sunt prezentate în tabelul următor:

Tabel 2 Compararea rezultatelor simulatorului în regim staționar cu cele industriale :

| Concentrație efluent       | Simulator (model) | Stația de epurare (industrie) | U.M. |
|----------------------------|-------------------|-------------------------------|------|
| <b>CODsolubil</b>          | 4,84              | 4,84                          | mg/l |
| <b>TKN</b>                 | 2,00              | 1,94                          | mg/l |
| <b>N<sub>NH</sub></b>      | 0,17              | 0,17                          | mg/l |
| <b>N<sub>NO</sub></b>      | 3,76              | 3,76                          | mg/l |
| <b>N<sub>organic</sub></b> | 1,90              | 1,77                          | mg/l |
| <b>N<sub>total</sub></b>   | 5,76              | 5,7                           | mg/l |
| <b>TSS</b>                 | 12,00             | 12,00                         | mg/l |

Valorile funcțiilor obiectiv și indicele de performanță obținut sunt:

Tabel 3. Valori ale funcțiilor obiectiv obținute:

| Funcție obiectiv | $obfunc_{COD}$ | $obfunc_N$ | $obfunc_{TSS}$ | $obfunc_{total}$ |
|------------------|----------------|------------|----------------|------------------|
| Valori           | <0,01          | 0,2041     | <0,01          | <b>0,2041</b>    |

#### 4.4.4. Rezultate obținute în regim dinamic:

Pentru evaluarea modelului calibrat în regim staționar s-au efectuat și simulări dinamice. De la stația de epurare analizată se dispune de date culese la intervale de timp de 10 minute. Pe baza acestor date, s-au generat fișiere pentru mărimile care variază în timp. S-au efectuat simulări dinamice pentru o perioadă de 22 de zile. După cum se poate observa în figurile de mai jos simulatorul calibrat prezintă și în regim dinamic un comportament relativ apropiat de valorile măsurate la stația de epurare. Putem afirma că metoda de calibrare aleasă este una eficientă, iar simulatorul construit este unul calitativ.



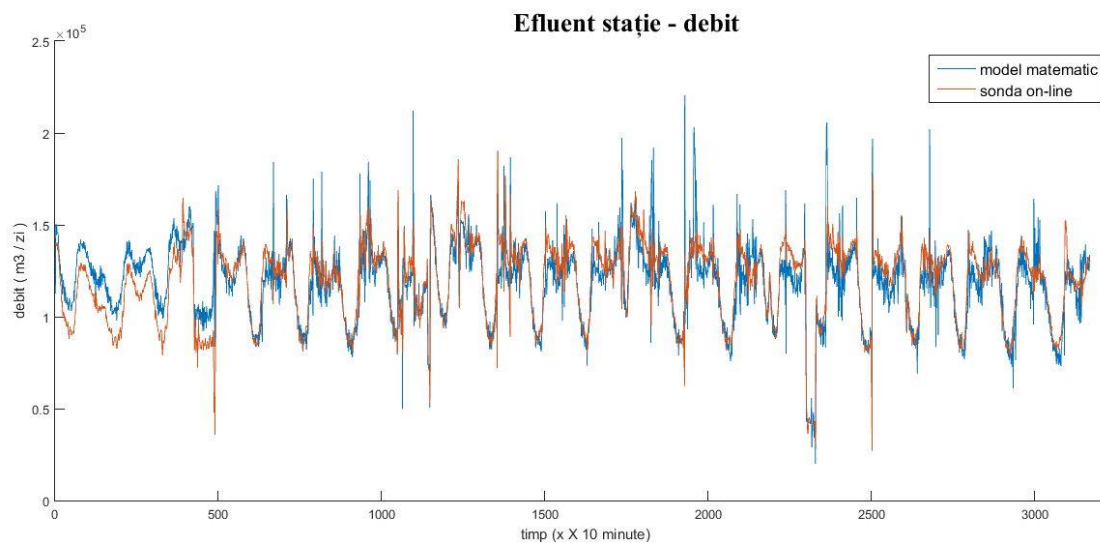


Fig. 14. Rezultate simulate pentru debitul de evacuare cu date dinamice

Pentru debitul de efluent s-a obținut o valoare medie pentru cele 22 de zile simulate egală cu  $118.311 \text{ m}^3/\text{zi}$ , comparabilă cu valoarea de  $118.766 \text{ m}^3/\text{zi}$  înregistrată de stația de epurare ( cu o eroare de  $-0,383\%$  )

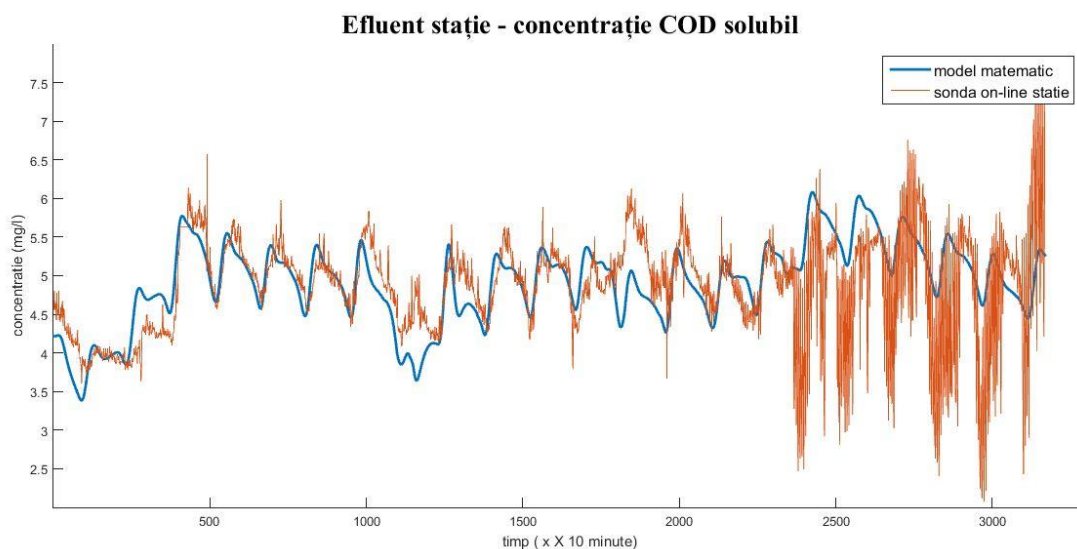


Fig. 15. Rezultate simulate pentru concentrația de CCOCr a efluentului cu date dinamice

Pentru concentrația de COD solubil s-a obținut o valoare medie de  $5,02 \text{ mg/l}$ . Datele obținute au fost comparate cu curba furnizată de sonda UVAS a stației de epurare. De menționat că datele achiziționate din ziua a 17-a nu mai au consistență analitică.

Se poate afirma cu certitudine că sonda înregistrează concentrația de COD solubil a efluentului, iar datele obținute pot fi folosite în calibrarea sondei, în determinarea unui factor de conversie. Modelul matematic poate avea aplicabilitate în etalonarea aparatelor de măsură.

Pentru perioada simulată, pentru primele 17 zile în care sonda a furnizat un semnal calitativ, la o valoare medie de 64,40 nm se obține un factor de etalonare sondă egal cu 12,828

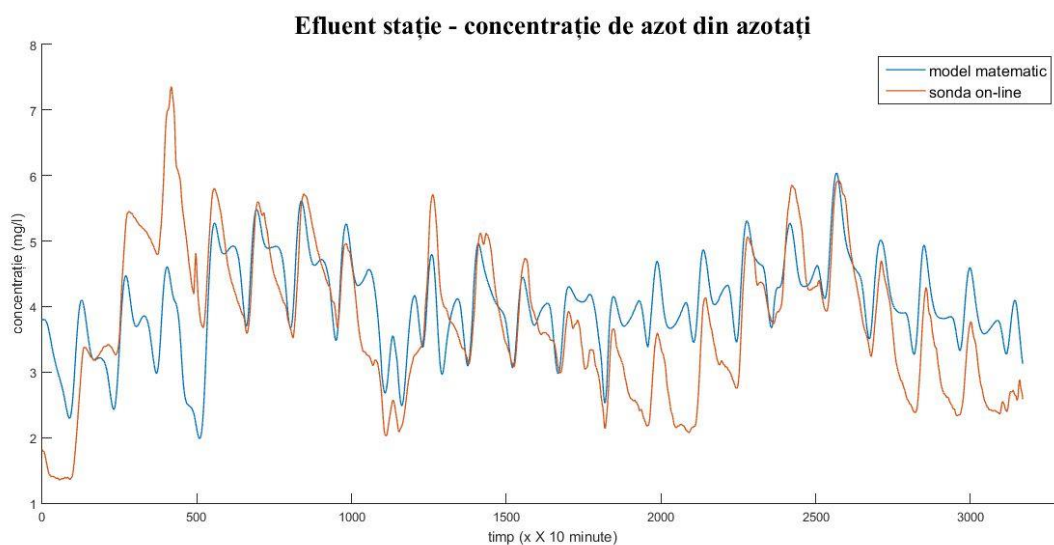


Fig. 16. Rezultate simulate pentru concentrația de azotați a efluentului cu date dinamice

Cele mai bune rezultate au fost obținut la compararea rezultatelor furnizate de modelul matematic cu rezultatele înregistrate la stația de epurare de sonda de azotați. Astfel, pentru cele 22 de zile simulate, modelul furnizează o valoare medie de azot din azotați egală cu 3,7498 mg/l, comparabilă cu valoarea medie înregistrată de sondă on-line de 3,76 (cu o eroare de -0,28%). Rezultate asemănătoare s-au obținut și pentru concentrația de azot total a efluentului.

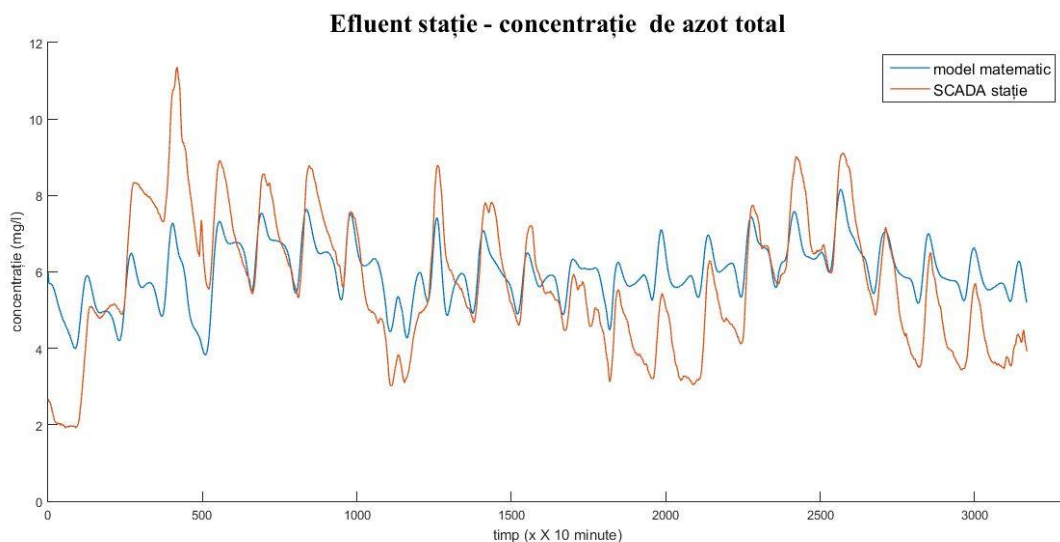


Fig. 17. Rezultate simulate pentru concentrația de azot total a efluentului cu date dinamice

Pentru concentrația de azot total a efluentului s-a obținut cu simulatorul o valoare de 5,68 mg/l, comparabilă cu cea înregistrată de stația de epurare de 5,70 mg/l, cu o eroare de - 0,35%.

#### 4.5. Aplicații ale modelului BSM1: 1. Influența temperaturii influentului asupra compoziției biomasei de tratare

Se studiază influența temperaturii influentului asupra compoziției biomasei și a indicatorilor de calitate a efluentului. Din practică se cunoaște că în anotimpul rece se intensifică procesele de aerare, iar în anotimpul cald activitatea celulară a microorganismelor se intensifică. Se pune întrebarea dacă modelul construit poate pune în evidență aceste aspecte.

Modelul este construit și calibrat la o temperatură medie de 15,83 °C, aferentă lunii mai 2016. S-au colectat datele de temperatură aferente lunii iulie 2017 (maxime termice anuale) și februarie/martie 2018 (perioada de minime termice ale iernii). Astfel, pentru cele 22 de zile din anotimpul cald temperatura medie a influentului este de 19,23 °C, iar în cel rece de 12,64 °C. Cele trei curbe de temperatură sunt redată în graficul de mai jos:

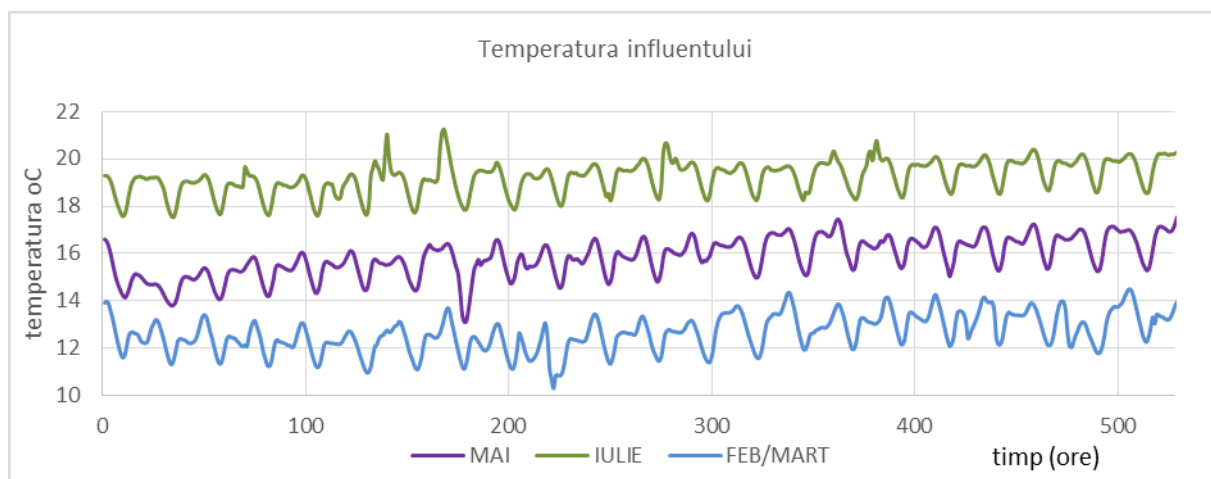


Fig. 18. Variația în timp a temperaturii influentului în funcție de anotimp

Se execută **două noi simulări**. Una în care curba de temperatură din model e înlocuită cu curba de temperatură aferentă anotimpului rece, respectiv în a doua simulare cu curba anotimpului cald. Rezultatele simulărilor sunt următoarele:

În anotimpul rece se observă o inhibarea a biomasei autotrofe în reactorul de denitrificare (2) scade concentrația de biomasă activă autotrofă ( $X_{B,A}$ ) de la o medie de 136,66 mg/l în luna mai la o medie de 131,97 mg/l. Are loc o scădere cu 3,43% a concentrație de biomasă activă autotrofă reactorul de eliminare a azotului.

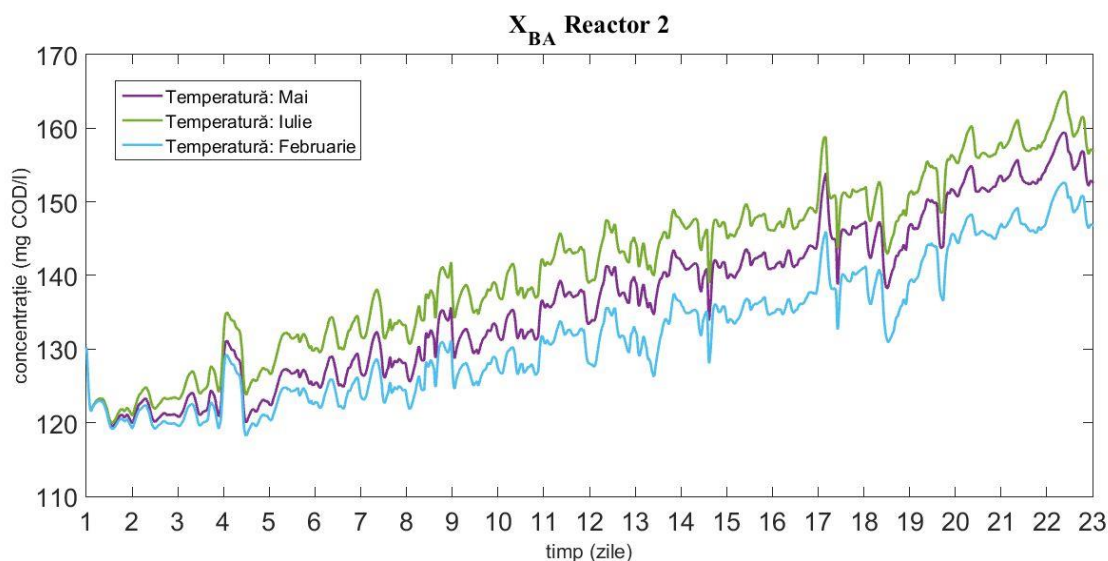


Fig. 19. Variația în timp a biomasei autotrofe din reactorul 2 anaerob (de denitrificare)

Scăderea concentrației de biomasă activă autotrofă are loc până în ultimul reactor de aerare (5), de la o concentrație medie de o medie de 137,83 mg/l în luna mai la o medie de 133,1 mg/l în anotimpul rece. Are loc o scădere cu 3,42 % a concentrației de biomasă activă autotrofă.

***În cele 5 reactoare, scăderea cu 3,19°C a influentului, are ca efect scăderea cu 3,46 % a concentrației de biomasă activă autotrofă ( $X_{B,A}$ ) din întregul sistem. Creșterea temperaturii influentului cu 3,4°C determină creșterea cu 3,35 % a concentrației de biomasă activă autotrofă ( $X_{B,A}$ ) din întregul sistem.***

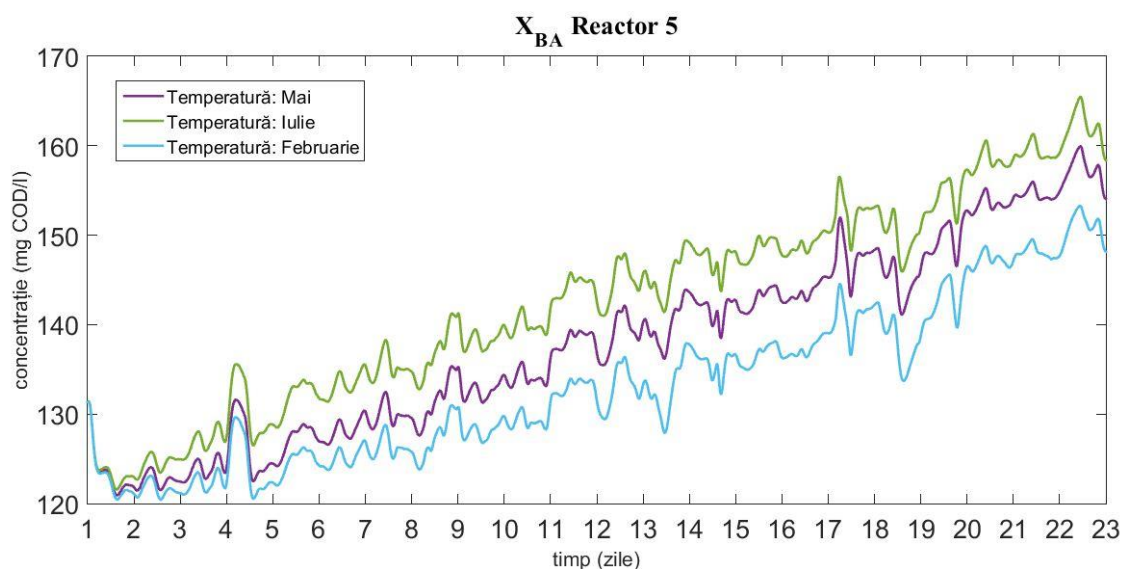


Fig. 20. Variația în timp a biomasei autotrofe din reactorul 5 de aerare (partea finală)

Creșterea concentrației de oxigen dizolvat în reactorul de aerare în timpul anotimpului rece determină creșterea concentrației de biomasă activă heterotrofă ( $X_{B,H}$ ) de la o medie de 2265 mg/l în luna mai la o medie de 2540 mg/l în luna rece. În anotimpul cald are loc o scădere la o

concentrație medie de 1946 mg/l. În practică, în anotimpul cald se intensifică procesele de aerare pentru a compensa această scădere.

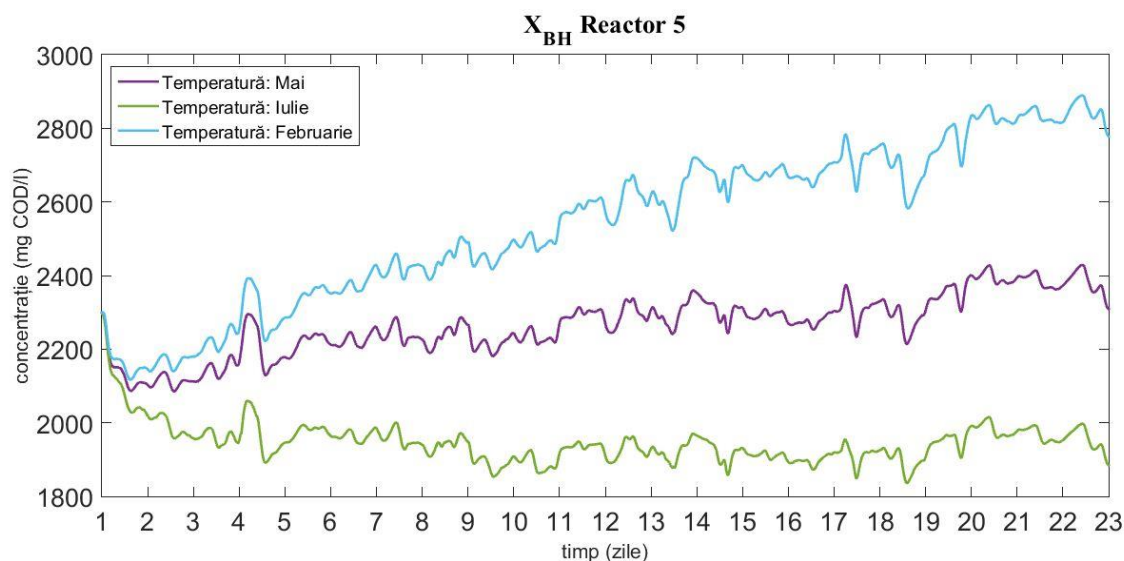


Fig. 21. Variația în timp a biomasei heterotrofe din reactorul 5 de aerare (partea finală)

**Modificarea temperaturii cu un °C determină o modificare de 3% a concentrației de biomasă activă heterotrofă ( $X_{B,H}$ ) din sistem, respectiv o modificare de 1% a concentrației de biomasă activă autotrofă din sistem ( $X_{B,A}$ ).**

Parametrii cinetici determinați în cele 3 situații sunt prezentați în următorul tabel:

Tabel 4 Parametrii cinetici ai reactorului de aerare în funcție de temperaturile măsurate:

| Parametru/ Temperatură                         | Simbol   | 12,68 °C | 15,83 °C | 19,23 °C | Unitate de măsură          |
|--|----------|----------|----------|----------|----------------------------|
| Rata de creștere heterotrofică                 | $\mu_H$  | 3,4921   | 4,1957   | 5,1022   | zile <sup>-1</sup>         |
| Rata de creștere autotrofică                   | $\mu_A$  | 0,3929   | 0,5442   | 0,77703  | zile <sup>-1</sup>         |
| Rata de amonificare                            | $k_a$    | 0,045    | 0,0519   | 0,0604   | m <sup>3</sup> /(g COD zi) |
| Concentrație de oxigen dizolvat la saturație   | $S_0$    | 8,4086   | 7,868    | 7,3656   | mg/l                       |
| Coeficient de transfer al oxigenului în lichid | $k_{LA}$ | 139,68   | 150,66   | 163,32   | zi <sup>-1</sup>           |

Se poate observa că procesele intracelulare, responsabile pentru creșterea microorganismelor autotrofe ( $\mu_A$ ) și heterotrofe ( $\mu_H$ ), sunt dependente de temperatura mediului ambiant. De asemenea, prin intensificarea proceselor de amonificare ( $k_a$ ) cu creșterea temperaturii, are loc și o creștere a concentrațiilor de azot organic care se solubilizează. Creșterea temperaturii mediului ambiant determină scăderea concentrației de oxigen dizolvat ( $S_0$ ) din reactor, iar procesele de aerare devin mai dificile, mai scumpe d.p.d.v economic. Dovadă e creșterea coeficientului de transfer al oxigenului ( $k_{LA}$ ) cu creșterea temperaturii.



Deși o modificare cu 1%, respectiv 3% a concentrațiilor de biomasă activă din bioreactor la modificarea cu 1°C a temperaturii din bioreactor nu pare semnificativă, s-au observat următoarele: **scăderea proceselor de denitrificare o dată cu scăderea temperaturii conduce la o creștere semnificativă a concentrație de azot amoniacal în efluent (de 133 %)**. Concentrația de azot amoniacal în efluent crește de la o medie de 0,147 mg/l la una de 0,343 mg/l.

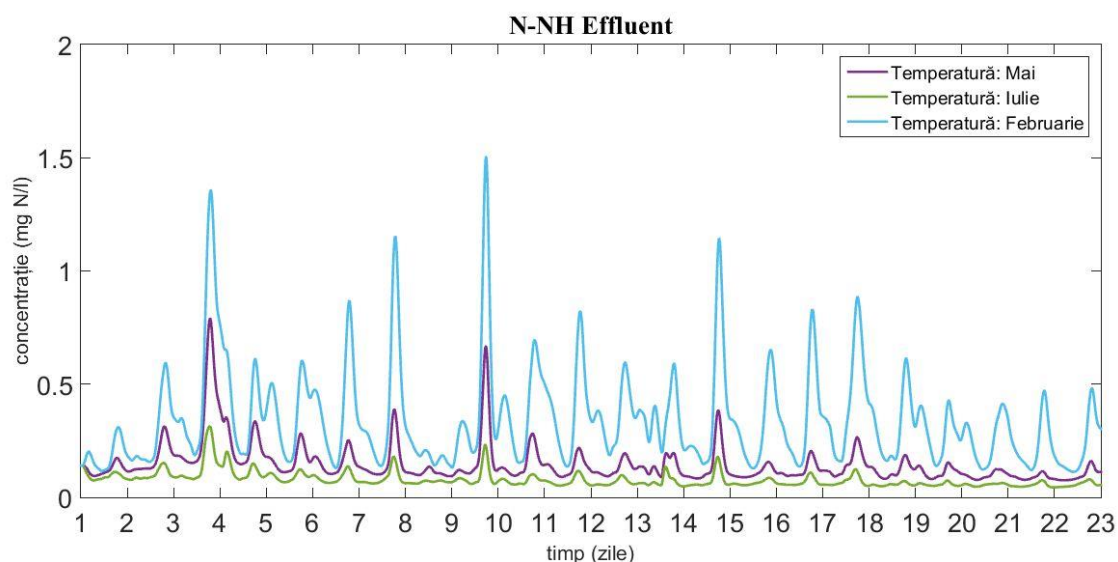


Fig. 22. Variația în timp a concentrațiilor de amoniu din efluent la diferite temperaturi  
 Creșterea concentrației de azot amoniacal în efluent conduce de asemenea și la o creștere semnificativă a concentrației de azot în efluent. Are loc o creștere a concentrației medii de la 5,68 mg/l la 6,73 mg/l (**o creștere de 18,5 %**). Este de remarcat că **în această situație procesul se apropie de depășirea concentrațiilor maxime admise la evacuare** (azot amoniacal = 2 mg/l, azot total = 10 mg/l.)

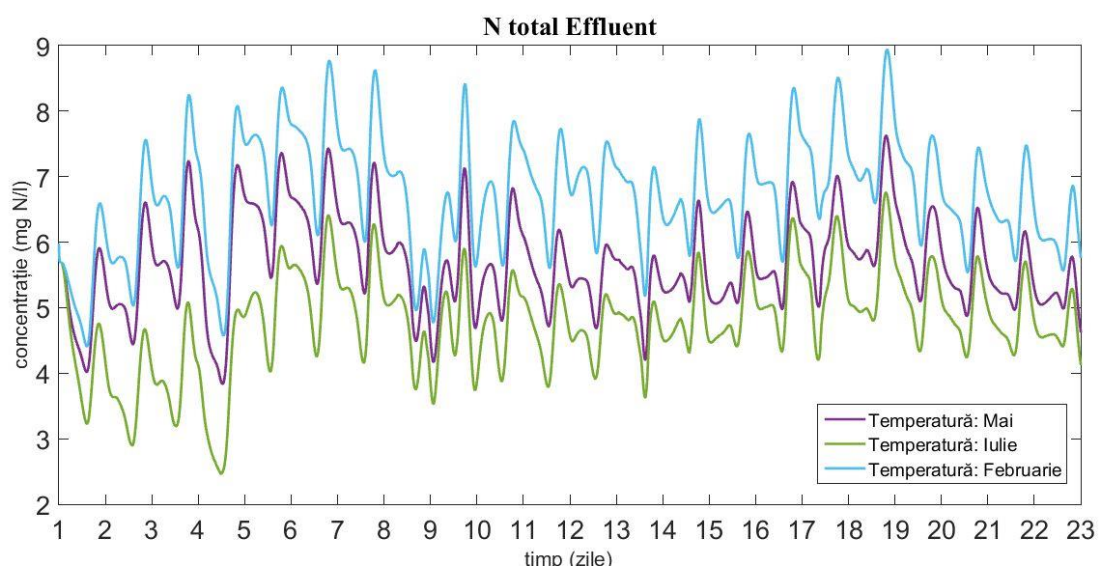


Fig. 23. Variația în timp a concentrațiilor de azot total din efluent la diferite temperaturi

#### 4.6. Aplicații ale modelului BSM1: 2. Influența unei surse de carbon extern asupra parametrilor de calitate a apei. Optimizarea denitrificării

Datorită declinului industriei alimentare, apele uzate devin mai diluate, mai slab încărcate în compuși organici cu carbon. În această situație concentrația de azot existentă în apa uzată devine mult mai mare decât cea necesară unei dezvoltări echilibrate a masei bacteriene. Este recomandat ca raportul nutrienților din influent să fie CBO5:N:P=90÷150:5:1 [34].

Se studiază modul în care o sursă externă de carbon, care aduce corecții raportului de nutrienți (C:N:P) din influent, poate să îmbunătățească parametrii de evacuare a efluentului. Conform literaturii de specialitate, în cazul unui influent caracterizat de un raport mic de C/N, este recomandată utilizarea unei surse externe de carbon pentru *optimizarea denitrificării*. Ca sursă externă de carbon se recomandă folosirea următoarele substanțe chimice: metanol, etanol sau acetați. Pentru obținere de rezultate, sursa externă de carbon trebuie caracterizată de un raport COD / N > 5 [33].

În perioada simulată, în 16 din cele 22 de zile simulate, o autoutilitară de 10 m<sup>3</sup> descărca la orele 8, 12, 18 și 23 ape uzate din industria laptelui. Practic se recepționau cca 40 m<sup>3</sup> de ape uzate din industria laptelui / zi. Analizând conținutul acestor ape, ele respectă cerința de mai sus și pot fi definite ca o sursă externă de carbon, conform analizelor chimice efectuate :

| Indicator | pH   | COD (mg/l) | NH <sub>4</sub> (mg/l) | NO <sub>3</sub> (mg/l) | N <sub>total</sub> (mg/l) | P <sub>total</sub> (mg/l) |
|-----------|------|------------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Valoare   | 5,93 | 82.874     | 675                    | 43                     | 2.450                     | 540                       |

Cu ajutorul modelului matematic dorim să determinăm aportul adus de aceste ape la optimizarea denitrificării. Se execută trei noi simulări. Una în care sunt este adăugată sursa externă de carbon. În acest caz se pun următoarele întrebări: care a fost influența sursei externe de carbon asupra indicatorilor de calitate a efluentului? În ce măsură se îmbunătățesc parametrii denitrificării? În a doua și a treia simulare, sursa externă de carbon este introdusă la anumite intervale orare. Primul interval orar este de la 5 am – 9 am, interval corespunzător unui debit minim orar cu concentrații minime de poluant. Al doilea interval orar este de la 11 am – 3 pm, interval corespunzător unui debit maxim orar cu concentrații maxime de poluanți. Se pun următoarea întrebare: În care scenariu aportul de carbon extern aduce beneficii maxime procesului? Se notează cu

- **A-** scenariu cu sursa externă de carbon introdus conform datelor furnizate de stație ;
- **B-** scenariu cu sursa externă de carbon introdusă în intervalul 5<sup>oo</sup> – 9<sup>oo</sup>;
- **C-** scenariu cu sursa externă de carbon introdusă în intervalul 11<sup>oo</sup> – 15<sup>oo</sup>;
- **D-** scenariu fără sursa externă de carbon;

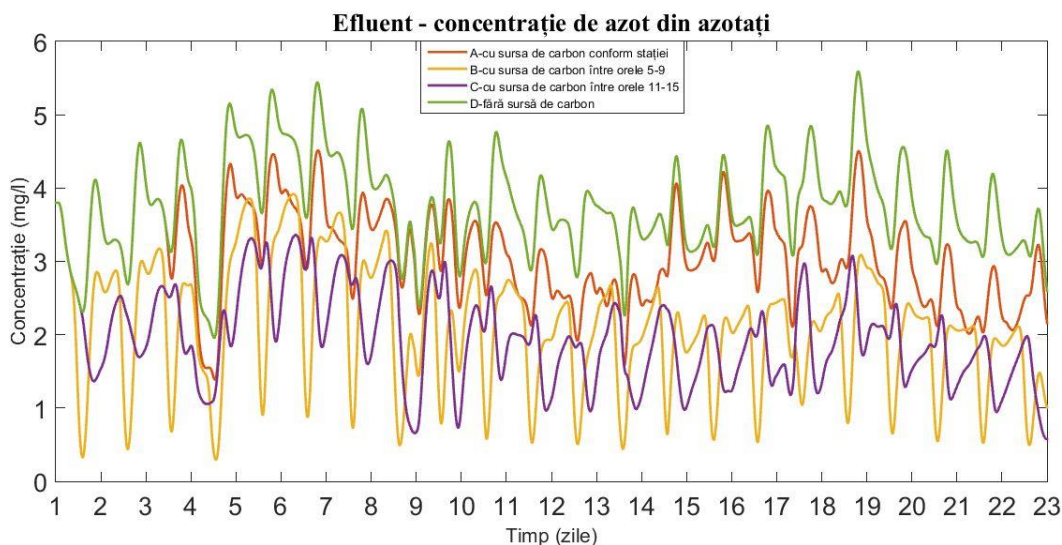


Fig. 24. Variația în timp a concentrației de azotați din efluent în diferite scenarii de dozare a C

Prin introducerea sursei externe de carbon la stația de epurare (la orele 8<sup>00</sup>,12<sup>00</sup>,18<sup>00</sup>,23<sup>00</sup>) s-a reușit scăderea concentrației de azot din azotați în efluent cu 17,87 % ca urmare a optimizării proceselor de denitrificare. Însă procesul poate fi și mai mult îmbunătățit. Aducerea aportului de carbon între orele 5<sup>00</sup>-9<sup>00</sup> poate aduce o scădere cu 44 % a concentrației de azotați în efluent. Sursa externă de carbon aduce cel mai mare beneficiu procesului de denitrificare în scenariu în care este introdusă în intervalul orar 11<sup>00</sup>-15<sup>00</sup>, în maximele de debit și concentrație de poluant a influentului. În acest caz concentrația de azot din azotați din efluent scade cu 47,47%. Analizând concentrațiile de azot total din influent observăm procesul poate fi îmbunătățit prin introducerea sursei externe de carbon între orele 5<sup>00</sup>-9<sup>00</sup> (când se observă o scădere a concentrației de poluant cu 25,18%) sau între orele 11<sup>00</sup>-15<sup>00</sup> (când se observă o scădere a concentrației de poluant cu 25,88%). Se poate realiza o epurare până la obținerea unei concentrații de azot total în efluent egală cu 4,12 mg/l.

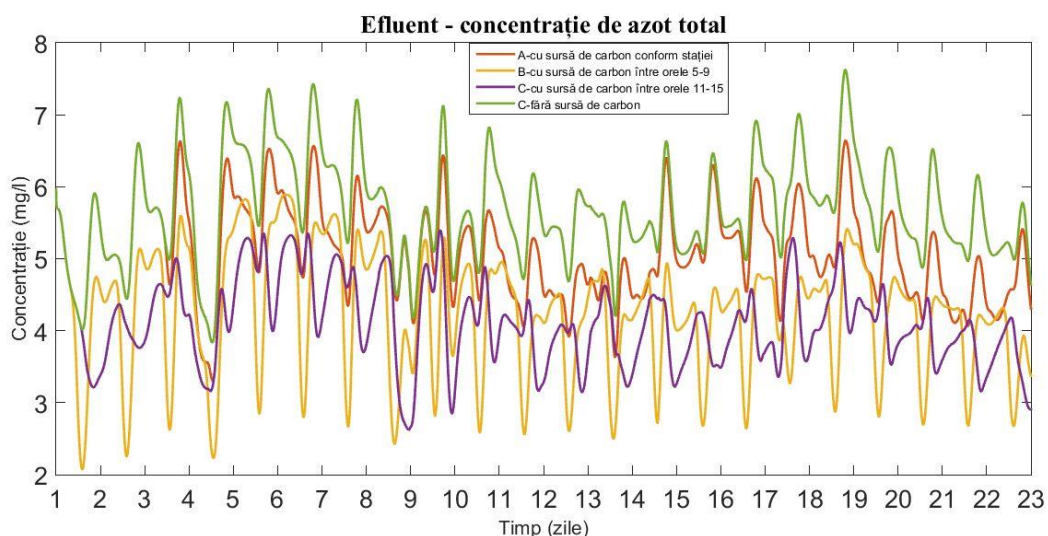


Fig. 25. Variația în timp a concentrațiilor de azot total din efluent în diferite scenarii



**În concluzie: modelul matematic (simulatorul) a arătat că este fiabilă introducerea unei surse externe de carbon în vederea optimizării procesului de denitrificare. Rezultatele cele mai bune au fost obținute la introducerea aportului de carbon în momentele în care influențul are debit și concentrație maximă de poluanți .**

La o analiză în detaliu observăm că optimizarea denitrificării prin aportul unei surse externe de carbon are la bază o creștere semnificativă a organismelor heterotrofe din bazinul de aerare și nu a celor autotrofe din bazinul de denitrificare. Astfel, asigurând un surplus de hrană, aducând corecții raportului C:N:P, se dezvoltă o masă heterotrofă. Aceste microorganisme heterotrofe (facultativ anaerobe), în condiții de stres (în lipsa aerului), vor descompune cantități mai mari de nitriți și nitrați în reactorul de denitrificare (2). Cele 2 grafice de mai jos argumentează:

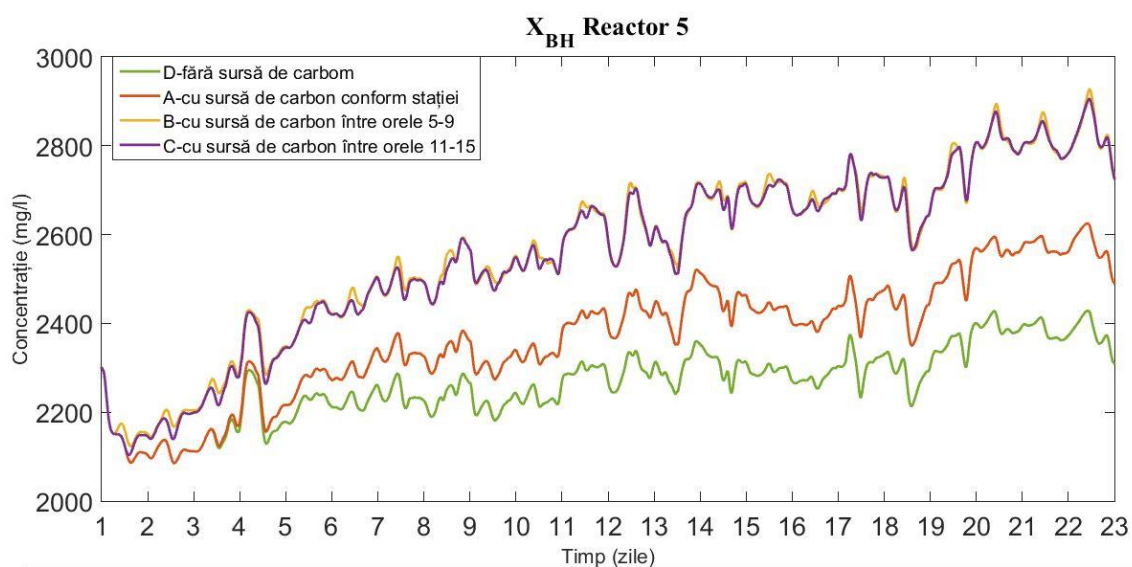


Fig. 26. Variația în timp a biomasei heterotrofe din reactorul de aerare în diverse scenarii de dozare a C extern

**Introducerea sursei de carbon între orele 11<sup>00</sup>-15<sup>00</sup> poate asigura o creștere cu 12,92% a concentrației de organisme heterotrofe în bazinul de aerare.**

Optimizarea denitrificării prin introducerea de hrană pentru microorganisme, de carbon extern, are ca și efect scăderea concentrațiilor de oxigen dizolvat în reactorul de aerare cu 22,4%.

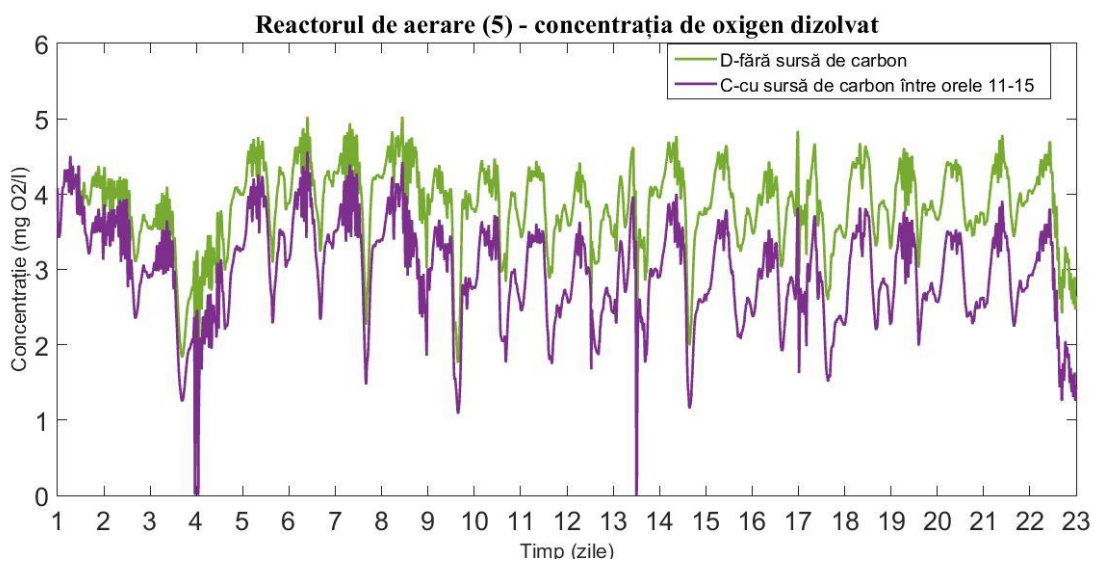


Fig. 27 Variația în timp a concentrației de oxigen dizolvat în bioreactor cu / fără sursă externă de C

**Optimizarea denitrificării conduce și la o optimizare a aerării prin scăderea coeficientului de transfer al oxigenului în lichid ( $k_{1A}$ ). Aerarea devine astfel mai eficientă. Introducerea sursei de carbon între orele 11-15 are același efect ca scăderea cu 3°C a temperaturii din bioreactor.**

În condițiile în care reactorul biologic are nevoie de circa 67% din energia electrică necesară întregii stații de epurare optimizarea procesului de aerare are ca rezultat reducerea costurilor energetice a stației de epurare. Rezultatele simulării sunt prezentate în tabelul următor:

Tabel 5 Parametrii ai reactorului biologic în diferite scenarii de dozare a sursei de C extern :

| Media zilnică a celor 22 de zile |         |         |         |         |
|----------------------------------|---------|---------|---------|---------|
| Reactor 2                        | A       | B       | C       | D       |
| $X_{BA}$ (mg/l)                  | 135.55  | 132.75  | 132.83  | 136.66  |
| Reactor 5                        | A       | B       | C       | D       |
| $X_{BH}$ (mg/l)                  | 2371.90 | 2563.80 | 2558.40 | 2265.60 |
| $S_O$ (mg O <sub>2</sub> /l)     | 3.55    | 2.94    | 2.98    | 3.84    |

**În concluzie: Performanțele reactorului biologic sunt direct legate de disponibilitatea unei surse de carbon. Substanțe chimice ca alcoolul metilic, alcoolul etilic, acidul acetic sau glucoza pot reprezenta surse de carbon extern. Tot surse de carbon extern pot fi și unele ape uzate(deșeuri) industriale. Este necesară însă o examinare, o analiză în detaliu a fiecărui deșeu înainte de valorificare / eliminare. Nu în orice stație de epurare pot fi aplicate asemenea procedee. Costurile de transport sau de procesare pot face ca valorificarea / eliminarea unor deșeuri să nu fie fezabilă. În astfel de situații trebuie examinate sursele interne de carbon,**

*bogate în COD, obținute prin procedee de dezintegrare a nămolurilor gestionate (sonificare) sau de pre-tratare (fermentarea apelor uzate, fermentarea nămolurilor primare) [138].*

*Stația de epurare studiată, folosind cele 3,3 tone/zi de carbon (COD) provenit din industria laptelui, poate să își optimizeze procesul de tratare a apei prin introducerea pe flux a sursei de carbon între orele 11<sup>00</sup>-15<sup>00</sup>. Sursa de carbon extern conduce la o mai bună îndepărtarea a azotului din apă uzată, îmbunătățește procesul de aerare și scade costurile energetice de operare a întregii stații de epurare. Se estimează o economie de energie electrică de cca 106 MWh / lună, cca 6.700 € / lună ( diferența de consum energetic între o lună de iarnă și una de vară). Prin aplicarea unei taxe de procesare (26 € / m<sup>3</sup>) se poate obține suplimentar cca 23.000 euro. Reducerea de costuri poate urca astfel la 29.700 de euro / lună.*

#### **4.7. Aplicații ale modelului BSM1: 3.Managementul apelor de rejecție de la centrifugarea nămolurilor fermentate. Influența fluxurilor încărcate în amoniu asupra parametrilor de calitate a apei**

Lucrarea de față își propune să răspundă și unei întrebări venite din partea stației de epurare care a furnizat datele pentru modelare și simulare: *"Care este efectul apelor de rejecție de la centrifugarea nămolurilor fermentate asupra procesului? Care este varianta optimă de funcționare: cu 8 ore/zi de funcționare a centrifugilor sau 24 ore/zi?"*.

Nămolurile fermentate în metantancurile anaerobe sunt supuse ulterior unui proces de tratare mecanică (deshidratare prin centrifugare). În urma procesului de deshidratare mecanică se obțin 2 componenți: nămol deshidratat (un deșeu - cod 19.08.05 Nămoluri de la epurarea apelor uzate orășenești ) și o apă de rejecție, apă care va fi tratată pe fluxul de tratare a apei uzate. Aceste ape de rejecție sunt caracterizate prin următorii indicatori chimici:

Tabel 6 Caracteristici chimice determinate ale apelor de retur (rejecție) :

| Indicator chimic           | Concentrație  |
|----------------------------|---------------|
| COD                        | 1295 mg / l   |
| Azot total                 | 542,5 mg / l  |
| Azot în azotați și azotiți | 0,77 mg / l   |
| Azot în amoniu             | 436,61 mg / l |
| Azot organic               | 55,12 mg / l  |

Aceste ape interne sunt concentrate în azot amoniacal și azot total. În contextul unui influent bogat în azot (cu deficit de carbon) se pune întrebarea cum influențează acest surplus de azot (aceste ape) procesul. În perioada simulată s-au generat zilnic cca 620 m<sup>3</sup>/zi ape de rejecție. În

două 2 din cele 22 de zile utilajele de deshidratare au fost oprite ( $0 \text{ m}^3/\text{zi}$ ), iar în alte 3 zile utilajele au funcționat la capacitate redusă ( $280 \text{ m}^3/\text{zi}$ ).

Se execută două noi simulări. Una în care volumele apelor de rejecție sunt introduse continuu în intervalul orar  $8^{\circ}$ - $16^{\circ}$ , respectiv alta în care aceste ape sunt introduse continuu pe parcursul a celor 24 de ore.

Se notează cu:

- **A**- scenariu cu ape de rejecție în intervalul orar  $8^{\circ}$ - $16^{\circ}$  ;
- **B**- scenariu cu ape de rejecție în intervalul orar  $0^{\circ}$ - $24^{\circ}$ ;
- **C**- scenariu fără ape de rejecție.

Concentrațiile efluentului obținute în urma simulărilor sunt centralizate în următorul tabel:

Tabel 7 Concentrații ale efluentului în diverse scenarii de dozare a apelor de rejecție :

| Media zilnică a celor 22 de zile |       |       |       |
|----------------------------------|-------|-------|-------|
| Efluent                          | A     | B     | B     |
| COD total (mg/l)                 | 19.02 | 19.01 | 18.80 |
| COD solubil (mg/l)               | 5.09  | 5.09  | 5.02  |
| Azot total (mg/l)                | 5.99  | 5.96  | 5.68  |
| Azot in azotați (mg/l)           | 3.99  | 4.00  | 3.75  |
| Azot in amoniu (mg/l)            | 0.19  | 0.17  | 0.15  |

Apele de rejecție aduc modificări nesemnificative concentrației de COD a efluentului:

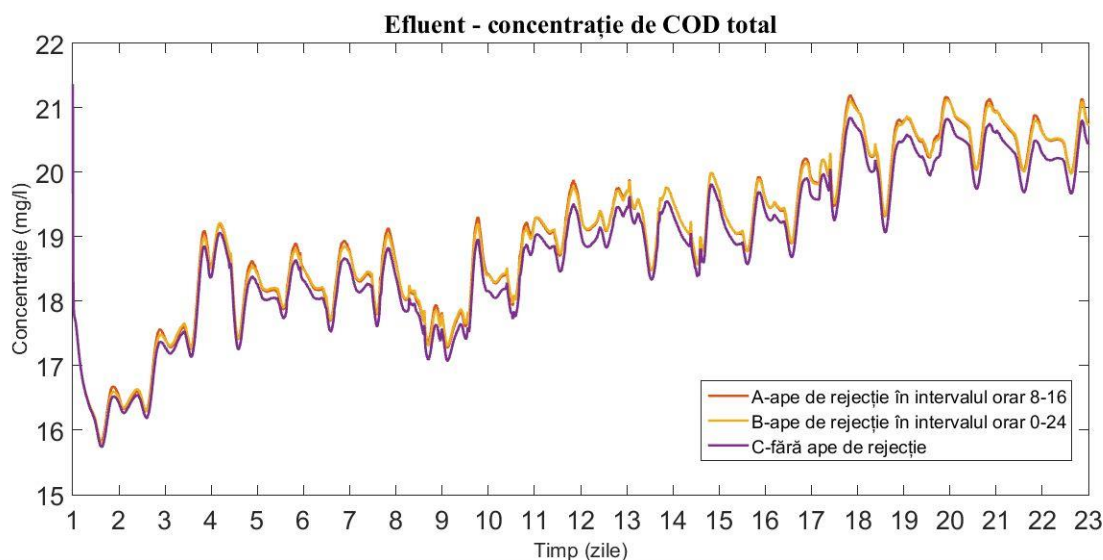


Fig. 28. Variația în timp a concentrației de COD din efluent în diverse scenarii de dozare a apelor de rejecție

Mărind cantitățile de azot ce trebuie eliminate, prin introducerea pe flux a acestor ape încărcate în amoniu și azot total, se observă modificări ale efluentului astfel:

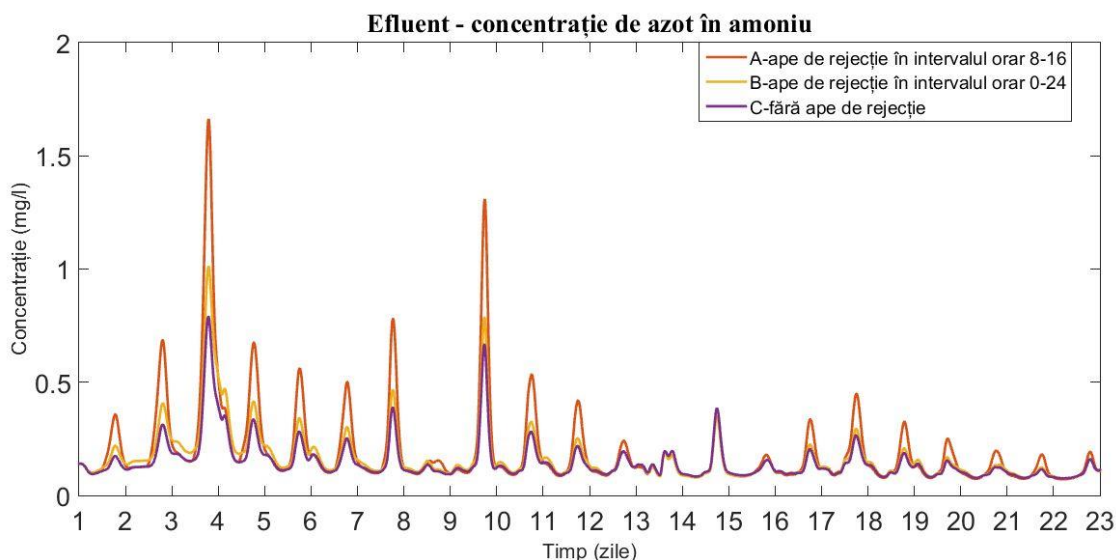


Fig. 29. Variația în timp a concentrației de azot amoniacal din efluent în diverse scenarii de dozare a apelor de rejecție

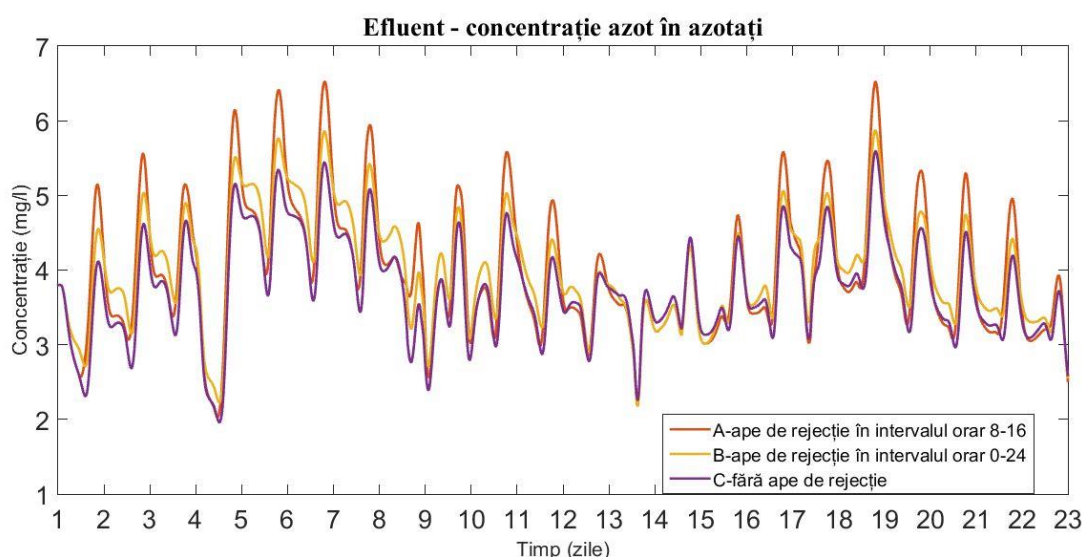


Fig. 30. Variația în timp a concentrației de azotați din efluent în diverse scenarii de dozare a apelor de rejecție

Practic concentrațiile tuturor componentilor cu azot ale efluentului se măresc. Deci *capacitatea biomasei de a trata cantități suplimentare de azot este limitată. Se observă o inhibare a proceselor de denitrificare prin creșterea concentrațiilor de azot sub formă de azotați în efluent. Creșterea concentrațiilor de azotați în efluent determină o creștere a concentrație de azot total cu 5,46 % în situația în care se deshidratează nămol în intervalul 8<sup>00</sup>-16<sup>00</sup>.*



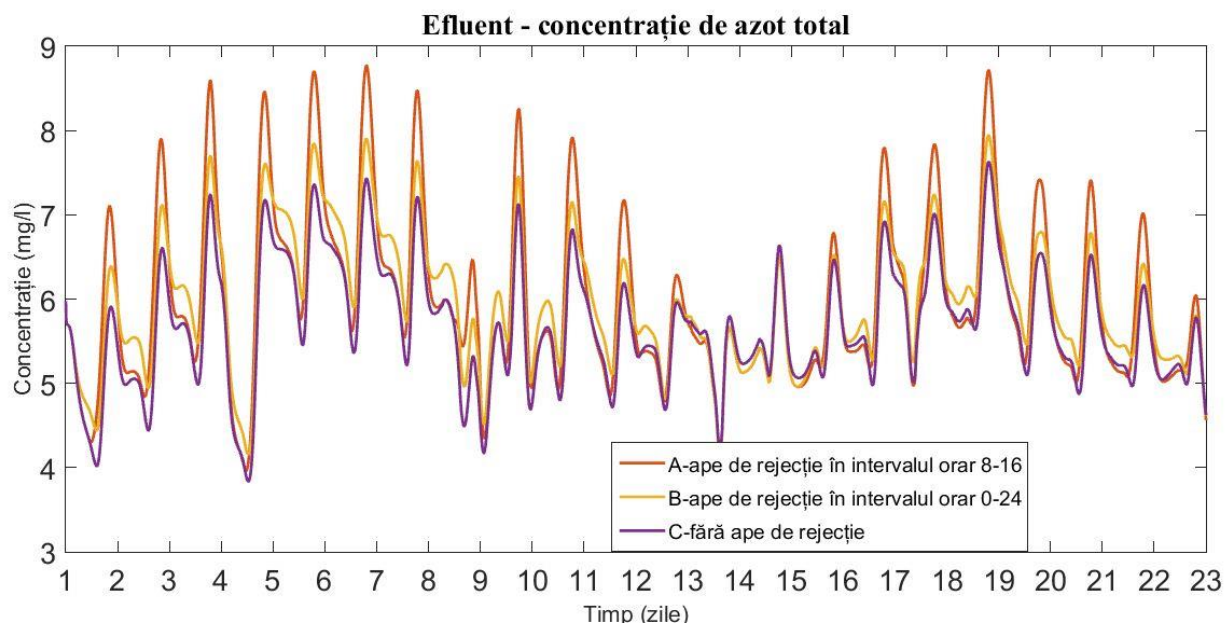


Fig. 31. Variația în timp a concentrației de azot total din efluent în diverse scenarii de dozare a apelor de rejecție

Studiul de fezabilitate în baza căruia s-a construit stația de epurare prevedea ca exploatarea centrifugilor de deshidratare nămol să se facă 8 ore / zi. O astfel de abordare ar reduce costurile de exploatare, scăzând cheltuielile cu personalul de exploatare. Însă cartea tehnică a constructorului recomandă utilizarea centrifugilor de deshidratare pe parcursul întregii zile (24 ore / 24 ore). O astfel de abordare, care limitează numărul de porniri/opriri ale echipamentelor, poate reduce costurile de mentenanță și reparație ale echipamentelor, mărind însă cheltuielile cu forța de muncă.

Răspunsul obținut prin simulare este: ***în cazul implementării unei conduceri a procesului care să prevadă exploatarea a 8 ore/zi a centrifugilor de deshidratare, o creștere mică a concentrațiilor de azot total în efluent ( de 5,46 %), conduce procesul (în unele momente de timp) foarte aproape de concentrațiile maxime admise (reglementate). În situația apariției unei perturbări suplimentare se pot depăși concentrațiile de azot total în efluent. Implementarea unei astfel scheme de exploatare, cu utilizarea a 8 ore pe zi a centrifugilor de deshidratare, necesită complementar implementarea unei strategii avansate de conducere.***

***Reducerea costurilor în situația în care s-ar opera 8 ore/zi ar fi de cca 1.100 de €/lună (cheltuieli salariale cu 2 angajați).***

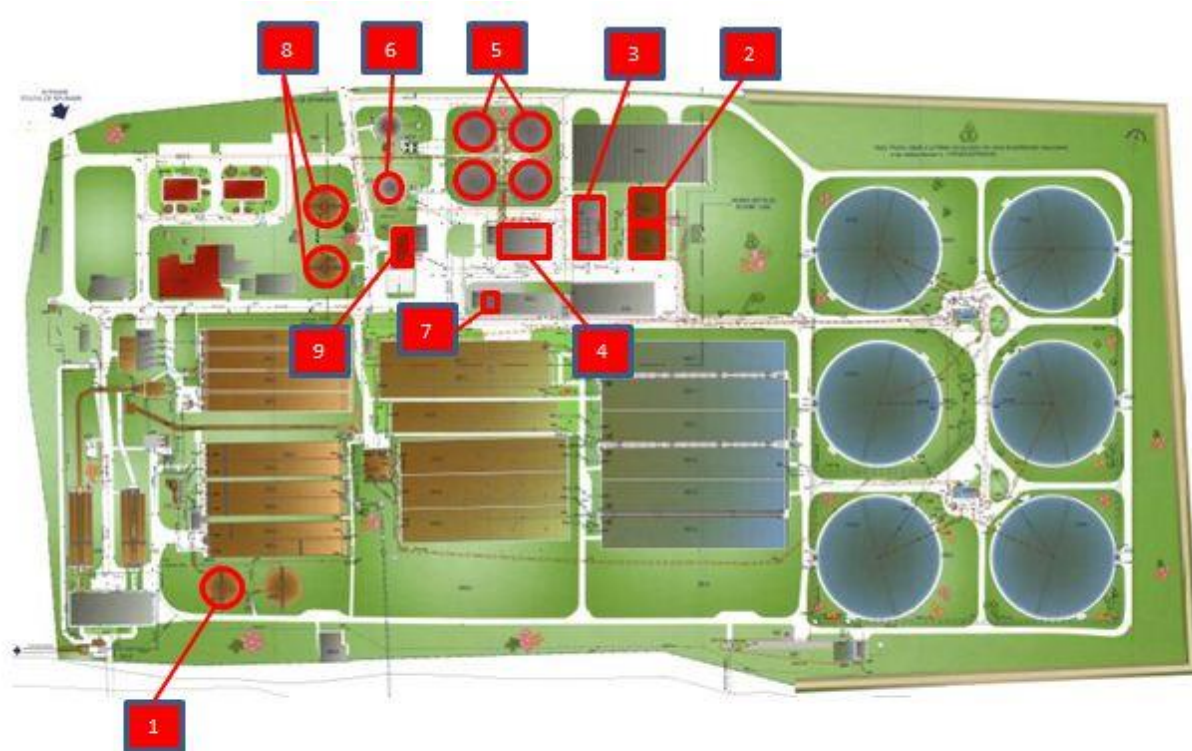
Trebuie menționate următoarele: Conform legislației în vigoare ce reglementează cuantumul penalităților pentru depășirea concentrațiilor maxime admise ale poluanților din apele uzate evacuate, pentru indicatorul azot total se plătește 7,66 lei / kg poluant [137]. În situația dată, în

care debitul mediu de influent este foarte mare ( $119.221 \text{ m}^3/\text{zi}$ ) depășirea cu un singur  $\text{mg/l}$  a concentrației de azot total la evacuarea în emisar, atrage o penalitate de 913 lei /zi (cca 200 €/zi).

## Capitolul 5. Implementarea modelului matematic ADM1 pentru linia de tratare a nămolului

### 5.1. Detalii constructive ale stației de epurare. Date de modelare

Se dorește implementarea modelului matematic ADM1 pentru aceeași stație de epurare municipală cu nămol activ ce funcționează după o schemă A2 / O. S-au cules date legate de funcționarea liniei de nămol pentru aceeași perioadă pentru care s-a modelat și linia de tratare a apei (1 - 22 mai 2016). În perioada modelată stația de epurare a funcționat în următoarea schemă: 1 îngroșător de nămol primar, 2 bazine tampon de nămol activ în exces, 4 îngroșătoare mecanice de nămol activ în exces, 4 schimbătoare de căldură, 4 metantancuri de fermentare anaerobă mezofilă, 1 gazometru, 2 co-generatoare, 2 bazine tampon de nămol fermentat și 2 centrifugi de deshidratare nămol fermentat, conform următoarei figuri:



1= îngroșător de nămol primar; 2= bazine tampon de nămol activ în exces; 3= îngroșătoare mecanice de nămol activ în exces; 4= schimbătoare de căldură; 5= metantancuri de fermentație mezofilă; 6= gazometru; 7= co-generator (CHP); 8= bazine tampon de nămol fermentat; 9= centrifugi de deshidratare nămol fermentat

Fig. 32. Plan de situație al stației de epurare – schema de funcționare din mai 2016

Stația de epurare este una bine echipată cu instrumente de control pentru linia de tratare a apei. Activitatea de tratare a nămolurilor este considerată ca fiind una secundară. Din acest motiv instrumentele de măsură și control pentru linia de tratare a nămolurilor sunt puține. Putem afirma că monitorizarea și conducerea proceselor de fermentație se face după o tehnică de bază (vezi fig. 33). Pentru linia de tratare a nămolurilor nu sunt implementate tehnici avansate de conducere (algoritmi predictivi, rețele neuronale sau logică fuzzy). Datele de proces de la instrumentele de control existente se achiziționează într-un sistem SCADA.

Pentru modelarea matematică s-a achiziționat din SCADA un set complet de date ce conține un număr de 190.081 de determinări (la intervale de 10 secunde). Pentru simplificare, (prin mediere matematică), setul de date a fost redus la **3.168 de determinări (la intervale 10 minute)**. Stația de epurare consumă cca .23800 kWh zilnic, iar prin co-generare se poate asigura până la 45% din necesarul energetic.

Este de menționat că pe linia de tratare a nămolurilor nu este prevăzut nici un prelevator automat de probe. În această situație toate analizele chimice se efectuează pe probe prelevate momentan, cu frecvență săptămânală de determinare. În această situație pot să apară erori date de probele considerate nereprezentative. De asemenea **laboratorul stației** (acreditat RENAR) determină doar un număr limitat de indicatori fizico-chimici pentru probele de nămol. Astfel, pentru perioada monitorizată, sunt disponibile **3 seturi de analize fizico-chimice** furnizate de laboratorul stație pentru fluxurile de proces. Sunt determinați următorii indicatori: umiditatea nămolului (%), conținut de substanță volatilă (%), conținut de suspensii (mg/l) pentru cele 2 fluxuri care alimentează metantancurile și pentru conținutul celor 4 metantancuri.

Stația e echipată cu 4 metantancuri CSTR a 3.500 m<sup>3</sup>, operate la o temperatură de cca. 30-35 °C, cu un timp de retenție HRT = 15-21 zile, prevăzute cu sistem de recirculare a nămolului și amestecare.



## 5.2. Implementarea modelului ADM1 în Matlab / Simulink

Din nou software-ul MATLAB și extensia de programare grafică Simulink sunt utilizate pentru dezvoltarea simulatorului. Simulatorul construit are la bază tehnicile de simulare ale grupului de lucru IWA care au dezvoltat modelul ADM1 [105]. Cele 35 de ecuații diferențiale și 8 ecuații algebrice pentru bioreactoare sunt scrise în limbajul de programare C/ C++. Pentru a reduce timpul de simulare și pentru a rezerva resursele de calcul, codurile au fost compilate și au fost încorporate în mediul Simulink prin funcția S-Function. Pentru fiecare dintre cele 4 fermentatoare este realizat un fișier S-Function scris în codul C/ C++. Simulink ODE15s a fost folosit pentru rezolvarea ecuațiilor diferențiale și algebrice din model. Următoarea figură prezintă structura simulatorului dinamic dezvoltat:

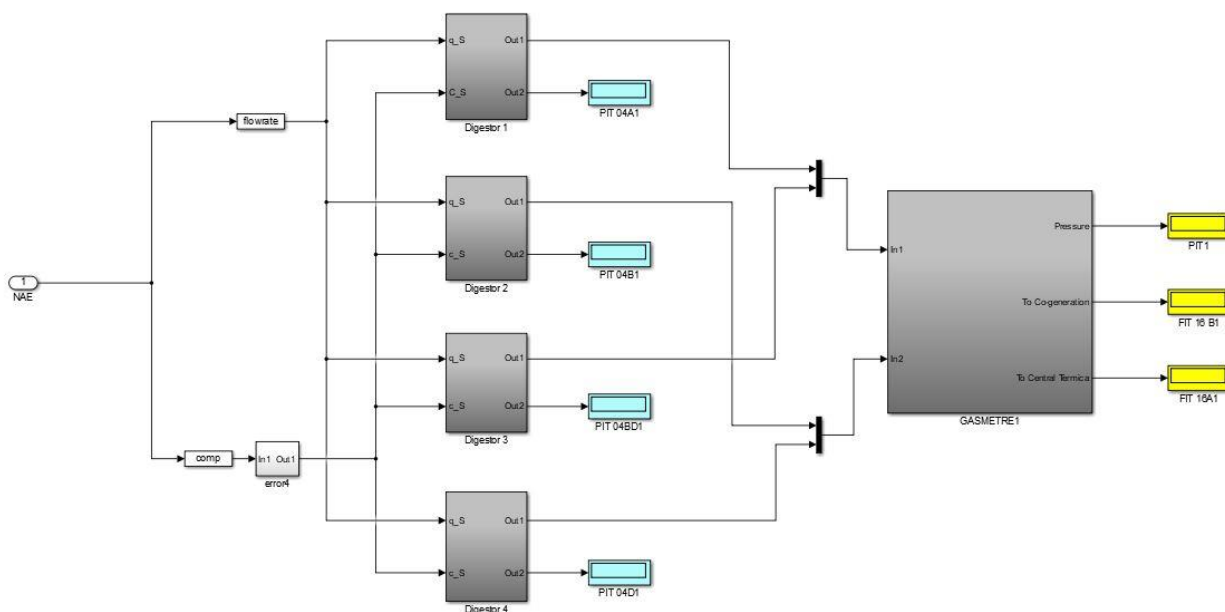


Fig. 33 Simulatorul liniei de nămol construit în Matlab / Simulink

Pentru a menține o temperatură de fermentare constantă, nămolul din bioreactor este reciclat prin schimbătoare de căldură. De asemenea 20-25% din biogaz produs este recirculat în bioreactor pentru mixarea biomasei.

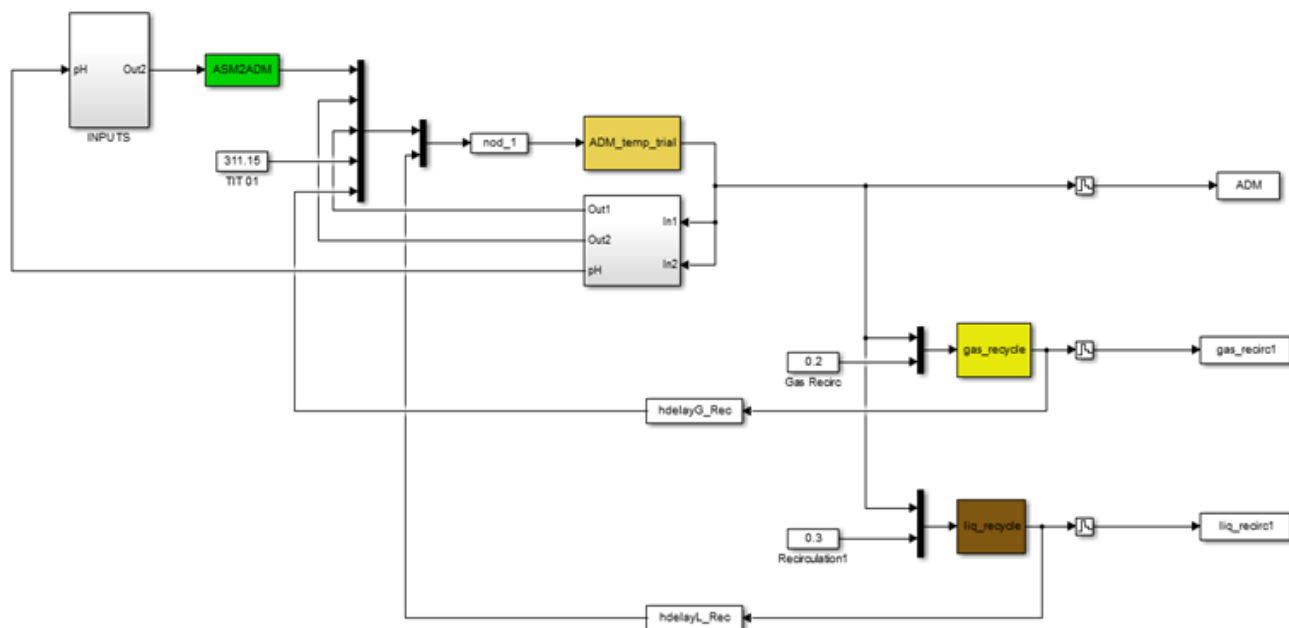


Fig. 34 Schema de recirculare a nămolului și biogazului în MATLAB/Simulink® [140]

Modelul ADM1 a fost conectat la un convertor ASM-ADM care oferă un algoritm detaliat de conversie a parametrilor modelului ASM1 la ADM1. Prin aceasta s-au asigurat variabilele de intrare, care sunt furnizate din ieșirile ASM1. Variabilele de intrare ASM1 sunt mai puțin complexe și pot fi mai ușor determinate comparativ cu cele de intrare în modelul ADM1. Prin aceasta s-a reușit crearea unui simulator al întregii stații de epurare conform Benchmark BSM2. Simulatorul întregii stații dezvoltat în Matlab are următoarea formă:

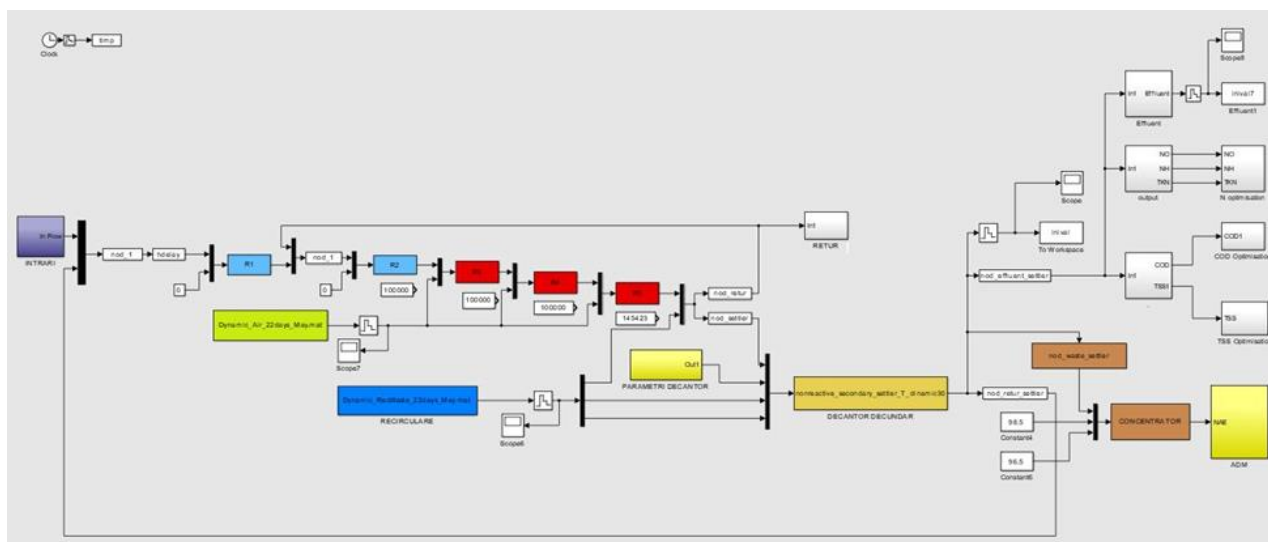


Fig. 35. Simulatorul întregii stații de epurare construit în Matlab / Simulink

Chiar și după implementarea interfeței ASM-ADM pentru modelul fermentatorului, variabilele de intrare utilizate sunt complet diferite de cele care sunt monitorizate în mod uzual în industrie. Nu sunt disponibile metode pentru măsurarea directă a acestor variabile de intrare (concentrații de acid acetic, butiric, propionic, valeric, etc.). Chiar dacă literatura de specialitate

furnizează valori ale parametrilor de intrare, acestea nu pot fi utilizate direct pentru un fermentator industrial, datorită variațiilor mari de compoziție ale nămolurilor separate din apa uzată [141]. Utilizând valorile implicite din literatură pentru compoziția nămolului influent, sau parametrii obținuți cu convertorul ASM - ADM, sau parametrii stoechiometrici și cinetici prezentați în modelul ADM1, nu s-a reușit să se obțină cu modelul matematic rezultate apropiate de cele obținute în stația de epurare pentru presiunea de fermentare sau producția de metan (mărimi monitorizate on-line în stația de epurare). Este nevoie să se facă o calibrare a mărimilor de intrare pentru a obține rezultate apropiate de cele obținute în stația de epurare. Sunt necesare determinări suplimentare ale compoziției influentului, respectiv implementarea de noi echipamente de monitorizare on-line.

Chiar dacă prezenta cercetare a reușit interconectarea simulatorului ASM1 (pentru linia de tratare a apei) de ADM1 (de fermentare a nămolurilor), cu scopul de a se furniza date de intrare pentru modelul liniei de tratare de nămol, nu s-a reușit calibrarea întregului model ASM1-ADM1. Datele de proces pentru fermentarea nămolurilor sunt relativ puține. Deși se cunosc cu exactitate volumele vehiculate, nu se cunoaște compoziția nămolului supus fermentării. Este de precizat că caracteristicile acestuia sunt variabile în timp (umiditate, conținut de substanță volatilă, etc.). Sunt necesare determinări și monitorizări on-line suplimentare. Chiar dacă rezultatele furnizate de model sunt apropiate de cele industriale, trebuie aduse optimizări modelului față vizavi de compoziția și caracteristicile nămolurilor influente, a materialului compozit care este supus fermentării. Optimizarea termenilor :  $f_{li,xc}$  ,  $N_{xc}$  ,  $f_{ch,xc}$  ,  $f_{pr,xc}$  ,  $f_{sl,xc}$  astfel încât să descrie cât mai apropiat caracteristicile și compoziția nămolurilor, ar conduce la rezultate superioare, implicit la calibrarea modelului. Monitorizarea on-line a unui număr redus de mărimi de ieșire (presiune, debit de biogaz) face ca termenii de mai sus să nu poată fi determinați prin simulări matematice.

Rezultatele furnizate de model sunt similare cu rezultatele furnizate de studii recente pentru instalația industrială modelată [140], [142]. Simulatorul este capabil să prezică cu o eroare de 2% debitul de biogaz produs, respectiv cu eroare de 10% presiunea din reactorul de fermentare. Rezultatele obținute prin simulare se potrivesc cu cele industriale:

Tabel 8 Rezultate simulate pentru instalația industrială de fermentare :

| Mărime de ieșire                | Simulator matematic       | Industrie                 |
|---------------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Volum de biogaz produs          | 3,312 m <sup>3</sup> / zi | 3.000 m <sup>3</sup> / zi |
| Concentrație de metan în biogaz | 69,37 %                   | 70 %                      |
| Presiune în reactor             | 49,42 milibari            | 25 milibari               |

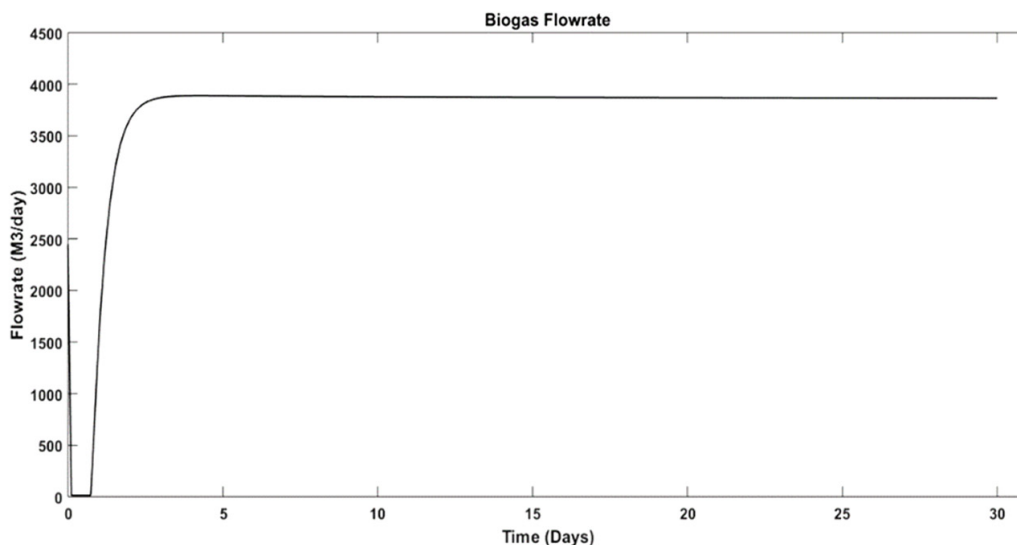
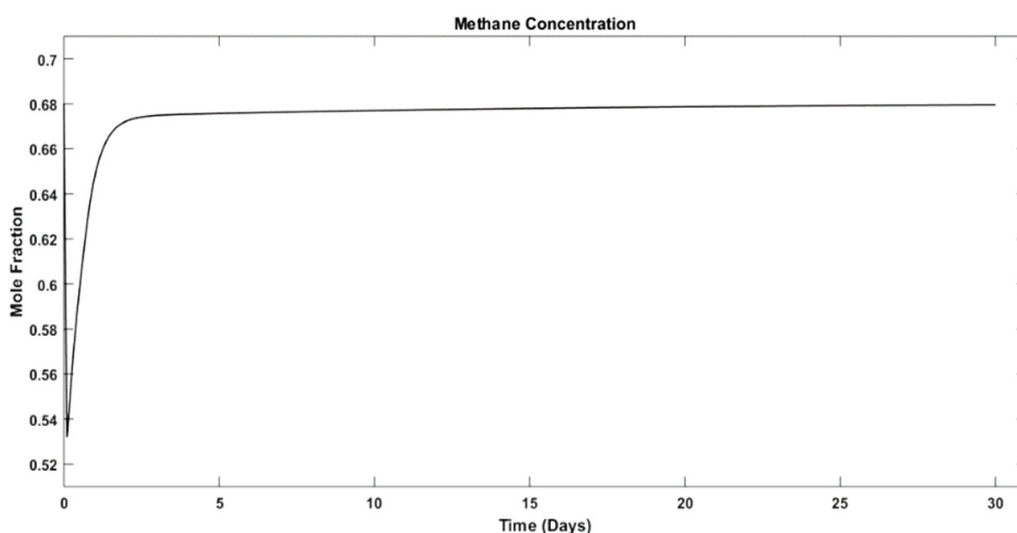
Fig. 36 Debit de biogaz ( $\text{m}^3/\text{zi}$ ) produs în timp [140], [142]

Fig. 37 Variația în timp a concentrației de metan din [140], [142]

### 5.3. Co-fermentarea anaerobă

Co-fermentarea anaerobă reprezintă *fermentarea simultană a două sau mai multe substraturi*. Co-fermentarea poate îmbunătăți randamentele economice ale unei instalații, reprezentând o opțiune fezabilă în depășirea neajunsurilor mono-fermentării. Pentru cercetătorii din domeniul fermentării anaerobe, co-fermentarea este azi cel mai uzual subiect. Dacă în perioada 1995 – 2005 se publicau anual mai puțin de 20 articole despre co-fermentare, în prezent (după anul 2013) numărul acestora depășește anual 160 de articole [15]. Co-fermentarea a devenit o practică comună pentru multe stații de epurare din Europa. Se estimează că SUA circa 216 de stații de epurare practică co-fermentarea nămolurilor proprii cu diferite deșeuri organice. Însă lipsa personalului înalt calificat din stațiile de epurare face ca puține informații să fie publicate în literatura de specialitate [13]. Majoritatea studiilor raportate sunt pentru

fermentatoare de tip CSTR în domeniul mezofil sau termofil, fiind evidențiat modul în care co-fermentarea a îmbunătățit procesul sau cum s-a reușit creșterea OLR din fermentator [15].

Din cele 2,32 miliarde tone de deșuri municipale generate în 2017 de cele 28 state membre U.E. doar 59,28% au supuse tratării (reciclare, compostare, etc.) restul de 40,72% fiind depozitate pe sol. Prin depozitarea deșeurilor se pot polua apele și contamina solul, depozitul de deșuri poate deveni sursă de patogeni, iar emisiile de metan (gaz cu efect de seră) sunt semnificative. În managementul deșeurilor municipale fermentare anaerobă este o mai bună practică. Astfel conținutul de solide poate fi redus (>90%), se poate produce biogaz, se utilizează spații / volume mai reduse și implicit se reduc și emisiile de metan. Co-fermentarea nămolurilor din stațiile de epurare (nămoluri slab biodegradabile) împreună cu alte deșuri organice a devenit un interes și s-a dezvoltat în ultimii ani. Stațiile de epurare devin astfel marii beneficiari în timp a acestei practici.

#### **5.4. Studiu de literatură privind valorificarea deșeurilor din industria laptelui prin co-fermentare**

Lucrarea de față își propune să răspundă următoarelor întrebări:

Care ar fi efectul acestor ape uzate din industria laptelui asupra fermentării anaerobe în situația în care ele ar fi introduse pe linia de tratare a nămolurilor? Stația de epurare poate recepționa deșuri din industria laptelui și să le valorifice prin co-fermentare? Este de precizat că în județ operează 3 fabrici de procesare a laptelui.

În completarea studiului de literatură efectuat la cap. 4.6 se aduc următoarele observații:

1. Laptele este alcătuit din apă (87,3 %) și alte componente ce împreună alcătuiesc substanța uscată (12,7 %). Substanța uscată conține proteine, grăsimi, lactoză, substanțe minerale, etc. Dintre proteine cea mai reprezentativă este cazeina (reprezintă aproximativ 80% din totalul proteinelor din lapte). Lactoza este glucidul (carbohidratul, zaharul) principal al laptelui. Lactoza este o substanță cristalizată incoloră și inodoră cu gust dulceag care conține între 25 și 60 % zaharoză. Laptele sau produsele lactate conțin în procent între 1,5–8 % lactoză. Laptele de vacă conține lactoză până la 47 g/l de lapte. Lactoza face parte din categoria dizaharidelor, ea este alcătuită din o moleculă de D-galactoză și o moleculă de D-glucoză. Lactoza, ca parte componentă a laptelui, este importantă în alimentarea mamiferelor tinere. Ea joacă un rol în stimularea digestiei prin scindarea ei de către enzima lactază, în glucoză și galactoză. Printre funcțiile lactozei se poate aminti că ea oferă organismului energie, stimulează absorbția calciului [147]. Prin hidroliza selectivă a lactozei din zer se pot obține

monozaharide. Sub acțiunea bacteriilor are loc fermentația lactică, propionică sau butirică. Reacțiile chimice sunt următoarele:

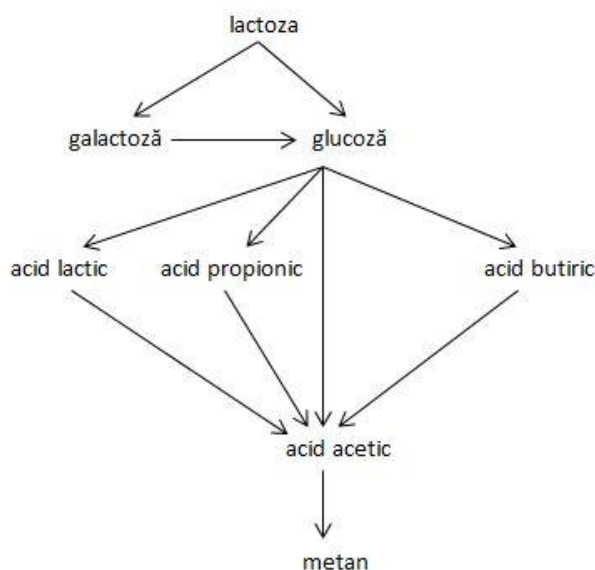


Fig. 38 Mecanismul de transformare al lactozei în metan [148]

2. Stația de epurare Gloversville–Johnstown, NY, USA co-fermentează ape uzate din industria laptelui [20], [13], [19]. Stația are capacitatea 41.640 m<sup>3</sup> apă uzată /zi de, capacitatea totală a fermentatoarelor e de 10.600 m<sup>3</sup>, produce 6,6 GWh energie electrică și 9 GWh energie termică anual, fiind independentă d.p.d.v. energetic. Stația procesează zilnic 45 - 60 m<sup>3</sup> de zer din industria laptelui.

### 5.5. Aplicații ale modelului ADM1: Influența unei surse externe de carbon biodegradabil asupra producției de biogaz. Optimizarea procesului

În prezenta lucrare, s-a dorit construirea și calibrarea unui simulator pentru o mare stație de epurare orășenească. Chiar dacă s-a reușit construirea acestuia, el nu a putut fi calibrat pe linie de tratare a nămolurilor. De asemenea, s-a dorit evidențierea aportului pozitiv care îl aduce o sursă externă de carbon asupra biomasei de tratare a apei, respectiv de fermentare. Dacă pentru procesele de tratare a apei s-a reușit acest lucru, pentru procesele de tratare a nămolurilor s-au scos în evidență doar aspecte teoretice și exemple industriale. Cu siguranță apele uzate (deșeurile) din industria laptelui sunt o sursă externă de carbon care pot corecta raportul de nutrienți C:N:P atât pentru procesele de epurare a apei, cât și pentru cele de fermentare a nămolurilor. Simulatorul de proces trebuia de asemenea să aducă de asemenea informații



suplimentare despre modul pot fi optimizați parametrii economici ai stației de epurare: fie prin valorificarea sursei de carbon pe linia de tratare a apei, fie pe cea de fermentare a nămolurilor.

Prin introducerea celor 40 m<sup>3</sup> /zi de zeruri pe linia de tratare a apei se pot obține venituri suplimentare între 6700 – 9000 de € / lună. În situația în care cei 40 m<sup>3</sup> /zi de zeruri sunt introduși pe linia de fermentare a nămolurilor, veniturile suplimentare obținute prin creșterea producției de biogaz și energie electrică produsă pot fi estimate doar teoretic.

## Capitolul 6. Concluzii și recomandări. Contribuții personale

Lucrarea de față aduce elemente noi modelării matematice realizate pentru această stație de epurare. Simulatorul dezvoltat oferă o primă imagine de ansamblu a întregii stații: a liniei de tratare a apei, precum și a celei de tratare nămol și co-generare biogaz. Implementarea modelelor IWA, a modelului BSM1+ADM1, aduce noi informații valoroase pentru operarea și gestionarea proceselor de tratare. Ca orice model matematic și prezentul model poate fi completat sau îmbunătățit. Dezvoltarea ulterioară a unor modele ca ASM2d, ASM3 sau BSM2 ar fi benefică. De asemenea modelul matematic se poate implementa în diverse softuri. Operatorii de apă-canal tind să dezvolte ulterior un departament responsabil de modelarea și optimizarea proceselor (exemplu AquaTim Timișoara). Pe viitor, implementarea unui model matematic în conducerea automată a procesului ar aduce beneficii economice operatorului.

Până la acea dată, simulatorul realizat poate realiza următoarele:

- Estimează care va fi evoluția viitoare a procesului în condițiile în care se modifică o mărime de intrare;
- Poate testa care este răspunsul procesului în condiții limită de exploatare;
- Prin simulare pe modelul matematic se poate încerca o soluție de conducere evoluată ;
- Poate oferi informații utile celor care conduc astfel de procese;
- Poate fi folosit în antrenarea și perfecționarea operatorilor;

Contribuții personale, recomandări aduse operatorului:

1. În capitolul 4.3 în urma unei analize pe 106 seturi de date de intrare, date culese pe parcursul a 4 ani (2013-2017) s-a arătat că concentrația de amoniu a influentului are o pondere de 70,9 % în concentrația de azot total a influentului.
2. În capitolul 4.4 s-a arătat că modelul matematic are aplicabilitate în calibrarea aparatelor de măsură. Astfel cu simulatorul dezvoltat s-a determinat un factor de conversie pentru sonda on-line (SOOI) de monitorizarea a concentrației de carbon a influentului (tip UVAS Hach – Lange). Pentru perioada simulată, pentru primele 17 zile în care sonda a furnizat

un semnal calitativ, la o valoare medie de 64,40 nm s-a obținut un factor de etalonare de 12,828.

3. În capitolul 4.5 s-a arătat care este influența temperaturii influentului asupra biomasei. Astfel modificarea temperaturii cu un °C în bio-reactorul de tratare a apei determină o modificare de 3% a concentrației de biomasă activă heterotrofă ( $X_{B,H}$ ) din sistem, respectiv o modificare de 1% a concentrației de biomasă activă autotrofă din sistem ( $X_{B,A}$ ). Deși ne semnificativă, scăderea temperaturii din bio-reactor, duce la scăderea proceselor de denitrificare și la o creștere semnificativă a concentrației de azot amoniacal în efluent (de 133 %). În aceste condiții este fiabilă construirea unei rețele neuronale care să prezică care va fi temperatura influentului în funcție de prognoza vremii. La răcirea vremii, prin interogarea rețelei se va estima temperatura din bioreactor și se va acționa în proces (se va mări concentrația de suspensii în bioreactor prin scăderea debitului de nămol activ în exces extras din sistem). De asemenea, la încălzirea vremii se va acționa în proces, crescând debitul de nămol activ în exces extras din sistem. În acest mod, se va implementa o reglare de proces înainte de apariția perturbației. Algoritmii avansați de control pot reprezenta o soluție în conducerea stațiilor de epurare.
4. În capitolul 4.6 s-a arătat că este fiabilă introducerea unei surse externe de carbon în vederea optimizării procesului de denitrificare. Rezultatele cele mai bune au fost obținute la introducerea aportului de carbon în momentele în care influentul are debit și concentrație maximă de poluanți. Performanțele reactorului biologic sunt direct legate de disponibilitatea unei surse de carbon. Substanțe chimice ca alcoolul metilic, alcoolul etilic, acidul acetic sau glucoza pot reprezenta surse de carbon extern. Tot surse de carbon extern pot fi și unele deșeurii industriale. Este necesară însă o examinare, o analiză în detaliu a fiecărui deșeu înainte de valorificare / eliminare. Nu în orice stație de epurare pot fi aplicate asemenea procedee. Costurile de transport sau de procesare pot face ca valorificarea / eliminarea unor deșeurii să nu fie fezabilă. În astfel de situații trebuie examinate sursele interne de carbon, bogate în COD, obținute prin procedee de dezintegrare a nămolurilor gestionate (sonificare) sau de pre-tratare (fermentarea apelor uzate, fermentarea nămolurilor primare).

Stația de epurare studiată, folosind cele 3,3 tone/zi de carbon (COD) provenit din industria laptelui, poate să își optimizeze procesul de tratare a apei prin introducerea pe flux a sursei de carbon între orele 11<sup>o</sup>-15<sup>o</sup>. Introducerea sursei de carbon poate asigura o creștere cu 12,92% a concentrației de organisme heterotrofe în bazinul de aerare. Introducerea sursei de carbon între orele 11-15 are același efect ca scăderea cu 3°C a

temperaturii din bioreactor Sursa de carbon extern conduce la o mai bună îndepărtarea a azotului din apă uzată, îmbunătățește procesul de aerare și scade costurile energetice de operare a întregii stații de epurare. Se estimează o economie de energie electrică de cca 106 MWh / lună, cca 6.700 € / lună ( diferența de consum energetic între o lună de iarnă și una de vară). Prin aplicarea unei taxe de procesare (26 € / m<sup>3</sup>) se poate obține suplimentar cca 23.000 euro. Reducerea de costuri poate urca astfel la 29.700 de euro / lună.

5. S-a realizat un studiu de literatură în capitolele 4.6 și 5.4 pentru analiza apelor uzate din industria laptelui. S-a scos în evidență care este potențialul acestor ape, în ce măsură ele pot fi introduse pe linia de tratare a apei, respectiv pe cea de tratare a nămolurilor. S-au exemplificat aplicații industriale.
6. În capitolul 4.7 s-a arătat că capacitatea biomasei de a trata cantități suplimentare de azot este limitată. Se observă o inhibare a proceselor de denitrificare o dată cu creșterea volumelor de ape de rejecție din centrifugarea nămolurilor fermentate care sunt introduse pe fluxul de tratare. În cazul implementării unei conduceri a procesului care să prevadă exploatarea cu 8 ore/zi a centrifugilor de deshidratare, o creștere mică a concentrațiilor de azot total în efluent ( de 5,46 %), conduce procesul (în unele momente de timp) foarte aproape de concentrațiile maxime admise (reglementate). În situația apariției unei perturbări suplimentare se pot depăși concentrațiile de azot total în efluent. Implementarea unei astfel scheme de exploatare, cu utilizarea a 8 ore pe zi a centrifugilor de deshidratare, necesită complementar implementarea unei strategii avansate de conducere.
7. S-a prezentat în capitolul 2.2.2 modul în care pot fi conduse și controlate procesele de fermentare (fig. 33). S-a analizat în ce măsură poate fi implementată o strategie avansată de monitorizare pentru stația de epurare studiată. Se recomandă să se analizeze de către operator posibilitatea achiziționării și echipării fermentatoarele anaerobe cu senzori on-line pentru: COD, TOC, VFA, alcalinitate și compoziția biogazului. Costul investiției pentru instrumentația on-line adecvată și automatizarea procesului în cazul unei instalații de producere a biogazului echipată cu un generator de capacitate mai mare de 300 kW poate reprezenta 5-10% din costurile totale ale instalației. Implementarea unei strategii avansate de control și conducere a instalației de fermentare poate maximiza producția de energie electrică generată. Instalația de fermentare anaerobă poate asigura > 45% din energia electrică necesară funcționării întregii stații de epurare (>10,7 MWh/zi). Costul

minim al investiției este estimat la  $\approx 200.000$  €, iar costul consumabilelor este estimat la  $\approx 6.500$  €/an (conform unei oferte estimative Hach-Lange).

8. În capitolul 5.3 s-au prezentat beneficiile co-fermentării și tendințele adoptate de stațiile de epurare pentru optimizarea fermentatoarelor. Astfel: co-fermentarea anaerobă reprezintă *fermentarea simultană a două sau mai multe substraturi*. Co-fermentarea anaerobă este o soluție pentru scăderea costurilor de operare. Sunt raportate producții zilnice între  $2,5 \div 4$  m<sup>3</sup> biogaz / m<sup>3</sup> bioreactor în centrele din Europa ce obțin biogaz prin co-fermentare [99]. Zeruri din industria laptelui (bogate în lactoză și carbohidrați), deșeurile de mâncare sau glicolul pot fi introduse la co-fermentare. În literatură se regăsesc multe date și exemple industriale despre valorificarea deșeurilor de mâncare. Prin aplicarea unei taxe de deșeu stațiile de epurare pot obține venituri suplimentare. În SUA pentru deșeurile de mâncare, stațiile de epurare aplică o taxă de descărcare cuprinsă între  $50 \div 170$  \$ / tonă [145]. Uniunea Europeană produce anual cca 88 milioane de tone de deșeurile alimentare, cca 173 kg / locuitor. Dacă pentru EU se produc anual cca 865 kg / locuitor asta înseamnă că 20% din mâncarea produsă este aruncată [146]. Stațiile de epurare pot profita de pe urma risipei alimentare.

În literatură regăsim exemplul stației de epurare Gloversville–Johnstown, NY, USA care valorifică zilnic 45 - 60 m<sup>3</sup> de zer din industria laptelui [20], [13], [19]. Cu o capacitate de procesare de doar 41.640 m<sup>3</sup> apă uzată /zi față de cei 119.221 m<sup>3</sup>/zi a stației din România analizată, respectiv cu o capacitatea totală a fermentatoarelor de doar 10.600 m<sup>3</sup> față de cei 14.000 m<sup>3</sup> a celei din România, stația a devenit independentă din punct de vedere energetic. Stația analizată din România reușește să își acopere cca 45% din necesarul energetic prin co-generarea biogazului produs. Dacă stația din România produce cca 2,4 GWh energie electrică anual, cea din USA a reușit să producă 6,6 GWh energie electrică. Stația analizată poate valorifica zilnic 40 - 60 m<sup>3</sup> de zer din industria laptelui prin co-fermentare. Sunt necesare însă modificări ale instalației hidraulice pentru introducerea acestora în fermentatoare.

9. Pe viitor modelul matematic ASM1 + ADM1 dezvoltat pentru instalația industrială cercetată poate fi îmbunătățit. Pot fi evaluate emisiile de gaze cu efect de seră. Pentru a reduce impactul instalației asupra mediului înconjurător, conducerea procesului poate fi optimizată și în direcția reducerii emisiilor poluante.
10. Nămolurile separate în procesul de tratare a apei pot fi supuse unor pre-tratamente mecanice. Prin sonificarea nămolurilor care se introduc la fermentație se poate îmbunătăți randamentul instalației, se poate mări cantitatea de biogaz produs. Creșterea substratului

organic solubil a nămolului activ în exces scurtează timpul de retenție în fermentator de la 13 la 6 zile [14].

11. Într-o strategie de dezvoltare pe termen lung a stațiilor de epurare municipale, acestea trebuie privite ca "centre integrate" de eliminare și valorificare a unor deșeuri organice generate de către comunitatea deservită.

## Capitolul 7. Bibliografie:

1. **European Commission**, Council Directive 75/442/EEC on waste Regulation (EC) No.1882/2003. *European Parliament and of the Council (last amendet September 29, 2003), 15 July 1975.*
2. **Eurostat**, *Treatment of waste by waste category, hazardousness and waste operations.* [http://appsso.eurostat.ec.europa.eu/nui/show.do?dataset=env\\_wastrt&lang=en](http://appsso.eurostat.ec.europa.eu/nui/show.do?dataset=env_wastrt&lang=en). <http://ec.europa.eu/eurostat/data/database>. [Interactiv] 27 october 2017.
3. Directiva 2008/98/CE a Parlamentului european și a Consiliului privind deșeurile și de abrogare a anumitor directive. 19 noiembrie 2008.
4. **Parlamentul României**, Legea nr. 211 / 2011 privind regimul deșeurilor republicată 2014. *Monitorul Oficial, Partea I, nr 220 din 28 martie 2014.*
5. **Guvernul României, Ministerul mediului și schimbărilor climatice**. Strategia națională de gestionare a deșeurilor . 2013.
6. **Marian Jianu**, Managementul deșeurilor municipale solide, din nou la raport.. *Revista Ecologic, 9 mai 2013.* <http://www.ecologic.rec.ro/articol/read/reciclare-recuperare/8915/>.
7. **Guvernul României**, HG nr.856 din 16 august 2002 privind Evidența gestiunii deșeurilor și pentru aprobarea listei cuprinzând deșeurile, inclusiv deșeurile periculoase. *Monitorul Oficial nr. 659 din 5 septembrie 2002.*
8. *Programul Operational Sectorial de Mediu - POS Mediu.* <http://www.fonduri-structurale.ro/>.
9. **European Commission**, Reference document on Best Available Techniques in Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management System in the Chemical Sector. *Seville. European IPPC Bureau (EIPPCB), 2003.*
10. **Carlos García-Diéguez, Olivier Bernard, Enrique Roca.** Reducing the Anaerobic Digestion Model No. 1 for its application to an industrial wastewater treatment plant treating winery effluent wastewater. *Bioresource Technology, 2013, Vol. 132, pg. 244-253.*
11. **Gomez A., Zubizarreta J., Rodrigues M., Dopazo C., Fueyo N.** An estimation of the energy potential of agro-industrial residues in Spain, *Resources, Conservation and Recycling, 11, September 2010, Vol. 54 , pg. 972–984.* <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2010.02.004>.
12. **van Lier J., Tilche A., Ahring B., Macarie H., Moletta R., Dohanyos M., Hulshoff Pol L., Lens P., Verstraete W.** New perspectives in anaerobic digestion. *Water Science Technology, 1, 2001, Vol. 43 , pg. 1–18.*
13. **Yanwen Shen, Jessica L.Linville, Meltem Urgun-Demirtas, Marianne M.Mintz, Seth W.Snyder.** An overview of biogas production and utilization at full-scale wastewater treatment plants (WWTPs) in the United States: Challenges and opportunities towards energy-neutral WWTPs. *Journal of Renewable and Sustainable Energy, April 2015, Vol. 50 , pg. 346–362.* <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2015.04.129>.



14. **Cunsheng Zhang, Haijia Su, Jan Baeyens, Tianwei Tan.** Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production.  
*Renewable and Sustainable Energy Reviews*, May 2014, Vol. 38, pg. 383–392.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2014.05.038>.
- 15 **J. Mata-Alvarez, J.Dosta, M.S.Romero-Güiza, X.Fonoll, M.Peces, S.Astals**  
A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013.  
*Renewable and Sustainable Energy Reviews*, April 2014, Vol. 36, pg. 412–427.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2014.04.039>.
16. **Rodrigo A. Labatut, Largus T. Angenent, Norman R. Scott.** Biochemical methane potential and biodegradability of complex organic substrates.  
*Bioresource Technology*, October 2011, Vol. 102, pg. 2255–2264.  
[doi:10.1016/j.biortech.2010.10.035](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.10.035).
17. **Ioan Neamț.** Povești de succes de la stația de epurare Straubing. Tehnologii inovative pentru energii recuperabile.  
*AquaStiri*, publicație editată de AquaTim SA, noiembrie 2013, Vol. anul 5 / nr 11.
18. **EPA United States Environmental Protection Agency, Pacific Southwest, Region 9.**  
<http://www3.epa.gov/region09/waste/features/foodtoenergy/food-waste.html>.
19. **George Bevington, Robert E Ostapczuk & Paul C Bassette.** US treatment plant converts high-strength waste to energy. 01 05 2011.  
*Cogeneration & On-Site Power Production*.
20. **Ostapczuk RE, Bassette PC, Dassanayake C, Smith JE, Bevington G.** Achieving zero net energy utilization at municipal WWTPs: the Gloversville–Johnstown Joint WWTP experience.  
*Proceedings of the Water Environment Federation*, 2011, pg. 1191–1200.
21. **Paul Șerban Agachi.** Automatizarea proceselor chimice.  
*Cluj-Napoca, Editura Casa Cărții de Știință*, 1994. pg. 31-32.
22. **Mogens Henze, Willi Gujer, Takashi Mino, Mark van Loosdrecht.** Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d AND ASM3 Edited by IWA Task Group On Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment.  
*London, IWA Publishing, Scientific and Tehnical Report No.9, June 2000.*  
ISBN: 1 900222 24 8.
23. **Gerardi, Michael H.** Nitrification and Denitrification in the Activated Sludge Process.  
*New York, A John Wiley & Sons, Inc., Publication*, 2002. ISBN: 0-471-06508-0.
24. **Richard M.G.** Activated sludge microbiology.  
*Alexandria, Water Polut. Contr. Fed*, 1989.
25. **Grady C.P.L.Jr., Daigger G.T., and Lim H.C.** Biological wastewater treatment.  
*New York, Marcel Dekker, Inc.*, 1999, Vol. 2 ed.
26. **Guvernul României, Ministrul transporturilor, construcțiilor și turismului**, *Ordin nr. 163 / 15.02.2005.* Reglementării tehnice "Normativ pentru proiectarea construcțiilor și instalațiilor de epurare a apelor uzate orășenești - Partea a IV-a: treapta de epurare avansată a apelor uzate", indicativ NP 107-04  
*Monitorul Oficial al României, Partea I nr. 337 din 21/04/2005.*
27. **Wilderer P.A., Irvine R.L. and Goronszy M.C.** Sequencing batch reactor technology.  
*London, UK, IWA publishing*, 2001. ISBN13: 9781900222211.
28. **Metcalf & Eddy I.** Wastewater engineering: treatment and reuse.  
*New York, McGraw-Hill Higher Education*, 2003.

29. **L. T. Corominas**, Control and Optimization of an SBR for Nitrogen Removal: from Model Calibration to Plant Operation - PhD Thesis. Girona, Universitat de Girona, 2006. ISBN: 84-690-0241-4.
30. **Sedlak R. I.** Phosphorous and nitrogen removal from municipal wastewater: principles and practice. CRC Press, 1991. ISBN 9780873716833.
31. **Udo Wiesmann, In Su Choi, Eva-Maria Dombrowsk.** Fundamentals of Biological Wastewater Treatment. Weinheim, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2007. pg. 244-250. ISBN: 978-3-527-31219-1.
32. **Wentzel M.C, Lötter L.H., Ekama G.A., Loewenthal R.E., Marais, G.V.R.** Evaluation of biochemical models for biological excess phosphorous removal. *Water Science Technology*, 1991, Vol. 23, pg. 567–576.
33. **German Asociation for Water, Wastewater and Waste.** Standard ATV-DVWK-A 131E - Dimensioning of Single-Stage Activated Sludge Plants. Hennef, Publishing Company of ATV-DVWK Water, Wastewater and Waste, 2000. ISBN 978-3-935669-96-2.
34. **Lydia-Maria Vaicum.** Epurarea apelor cu nămol activ. Bazele biochimice. București, Editura Academiei, 1981. p. 32.
35. **Dan Robescu, Diana Robescu, Gheorghe Băran.** Epurarea Apelor Uzate. București, Editura Bren, 1999. ISBN: 973-9493-13-0.
36. **Guvernul Romaniei.** H.G. 188/ 20.03.2002 pentru aprobarea unor norme privind condiile de descarcare in mediul acvatic a apelor uzate, modificată și completată prin H.G. 352/11.05.2005. *Monitorul Oficial al României, nr 398 din data de 11 mai 2005.*
37. **Guvernul României, Ministerul Lucrărilor Publice și Amenajării Teritoriului.** Ordinul 60/N Normativ pentru construcția și proiectarea instalațiilor de epurare a apelor uzate orășenești, Partea I: Treapta mecanică, indicativ NP-032-1999. *Buletinul Construcțiilor*, 25.08.1999. p. pag.9.
38. **Cristina Martin, Peter A. Vanrolleghem.** Analysing, completing, and generating influent data for WWTP. *Environmental Modelling & Software*, 2014, Vol. 60, pg. 188-201. <http://dx.doi.org/10.1016/j.envsoft.2014.05.008>.
39. **Ferguson J.A., Eastman J.F.** Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, 3, march 1981, Vol. 53, pg. 352–366. DOI: 10.2307/25041085.
40. **Lise Appels, Jan Baeyens, Jan Degreve, Raf Dewil.** Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2008, Vol. 34, pg. 755–781. doi:10.1016/j.peccs.2008.06.002.
41. **Deublein D, Steinhauser A.** Biogas from waste and renewable resources. An introduction. Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmbH and Co, 2009. ISBN: 978-3-527-32798-0.
42. **El-Mashad HM, Zeeman G, van Loon WKP, Bot GPA, Lettinga G.** Effect of temperature and temperature fluctuation on thermophilic anaerobic digestion of cattle manure. *Bioresource Technology*, 2004, Vol. 95, pg. 191–201.

43. **Appels L, Assche AV, Willems K, Degrève J, Impe JV, Dewil R.**

Peracetic acid oxidation as an alternative pre-treatment for the anaerobic digestion of waste activated sludge. *Bioresource Technology*, 2011, Vol. 102, pg. 4124–4130.

44. **Sánchez E, Borja R, Weiland P, Travieso L, Martín A.** Effect of substrate concentration and temperature on the anaerobic digestion of piggery waste in a tropical climate. *Process Biochemistry*, 2001, Vol. 37, pg. 483–9.

45. **Sundberg C, Al-Soud WA, Larsson M, Alm E, Yekta SS, Svensson BH, Søren J.**

**Sørensen, Anna Karlsson.** 454 Pyrosequencing analyses of bacterial and archaeal richness in 21 full-scale biogas digesters.

*FEMS Microbiology Ecology*, 3, 2013, Vol. 85, pg. 612–626. <https://doi.org/10.1111/1574-6941.12148>.

46. **Kim JK, Oh BR, Chun YN, Kim SW.** Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic digestion of food waste.

*Journal of Bioscience and Bioengineering*, 4, 2006, Vol. 102, pg. 328–32.

<https://doi.org/10.1263/jbb.102.328>.

47. **J.B. van Lier, Rebac S, Lettinga G.** High-rate anaerobic wastewater treatment under psychrophilic and thermophilic conditions.

*IWA Publishing. Water Science Technology*, 1997, Vol. 35, pg. 199-206.

48. **Zhu B., Gikas P., Zhang R., Lord J., Jenkins B., Li X.** Characteristics and biogas production potential of municipal solid wastes pretreated with a rotary drum reactor.

*Bioresource Technology*, 2009, Vol. 100, pg. 1122–1129.

<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.08.024>.

49. **El-Mashad, H.M., Wilko, K.P., Loon, V., Zeeman, G.** A model of solar energy utilisation in the anaerobic digestion of cattle manure.

*Biosyst. Eng.* 2, 2003, Vol. 84, pg. 231–238.

[https://doi.org/10.1016/S1537-5110\(02\)00245-3](https://doi.org/10.1016/S1537-5110(02)00245-3).

50. **Fernandez J., Perez M., Romero L.I.** Effect of substrate concentration on dry mesophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW). *Bioresource Technology*, September 2008, Vol. 99, pg. 6075–6080.

<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.12.048>.

51. **Ward, A.J., Hobbs, P.J., Holliman, P.J., Jones, D.L.** Optimization of the anaerobic digestion of agricultural resources.

*Bioresource Technology*, 17, 2008, Vol. 99, pg. 7928–7940.

<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.02.044>.

52. **Castillo E.F.M., Cristancho D.E., Arellano V.A.** Study of the operational conditions for anaerobic digestion of urban solid wastes.

*Waste Management*, 5, 2006, Vol. 26, pg. 546–556.

<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2005.06.003>.

53. **Chae K.J., Jang A., Yim S.K., Kim I.S.** The effects of digestion temperature and temperature shock on the biogas yields from the mesophilic anaerobic digestion of swine manure.

*Bioresource Technology*, 1, 2008, Vol. 99, pg. 1–6.

<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2006.11.063>.

54. **Briski F., Vukovic M., Papa K., Gomzi Z., Domanovac T.** Modelling of compositing of food waste in a column reactor.  
*Chemical Papers*, 1, February 2006, Vol. 61, pg. 24–29.
55. **Liu C., Yuan X., Zeng G., Li W., Li J.** Prediction of methane yield at optimum pH for anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste.  
*Bioresource Technology*, 4, 2008, Vol. 99, pg. 882–888.  
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.01.013>.
56. **Kim J., Park C., Kim T.H., Lee M., Kim S., Kim S.W., Lee, J.** Effects of various pretreatments for enhanced anaerobic digestion with waste activated sludge.  
*Journal of Bioscience and Bioengineering*, 3, 2003, Vol. 95, pg. 271–275.  
[https://doi.org/10.1016/S1389-1723\(03\)80028-2](https://doi.org/10.1016/S1389-1723(03)80028-2).
57. **K., Boe.** Online monitoring and control of the biogas process. Ph.D. Thesis.  
*Institute of Environment & Resources, Technical University of Denmark*, 2006.
58. **Turovskiy IS, Mathai PK.** Wastewater sludge processing.  
New York : Wiley, 2006. ISBN: 978-0-471-70054-8.
59. **Tchobanoglous G., Burton F. L., Stensel H. D.** Wastewater Engineering, Treatment and Reuse (4th Edition).  
New York, McGraw-Hill Companies, Inc., 2003. ISBN-13: 978-0071241403.
60. **Fang HH, Liu H.** Effect of pH on hydrogen production from glucose by a mixed culture.  
*Bioresource Technology*, 1, 2002, Vol. 82, pg. 87–93. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(01\)00110-9](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(01)00110-9).
61. **Kwietniewska E, Tys J.** Process characteristics, inhibition factors and methane yields of anaerobic digestion process, with particular focus on microalgal biomass fermentation.  
*Renewable Sustainable Energy*, 2014, Vol. 34, pg. 491–500.  
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.03.041>.
62. **Bolzonella D, Pavan P, Battistoni P, Cecchi F.**  
Mesophilic anaerobic digestion of waste activated sludge: influence of the solid retention time in the wastewater treatment process.  
*Process Biochemistry*, 3-4, March 2005, Vol. 40, pg. 1453–1460.  
<https://doi.org/10.1016/j.procbio.2004.06.036>.
63. **Nges IA, Liu J.** Effects of solid retention time on anaerobic digestion of dewatered-sewage sludge in mesophilic and thermophilic conditions.  
*Renewable Energy*, 10, 2010, Vol. 35, pg. 2200–2206.  
<https://doi.org/10.1016/j.renene.2010.02.022>.
64. **Ghaniyari-Benis, S., Borja, R., Ali Monemian, S., Goodarzi, V.** Anaerobic treatment of synthetic medium-strength wastewater using a multistage biofilm reactor.  
*Bioresource Technology*, 5, 2009, pg. 1740–1745.  
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.09.046>.
65. **Zhao Y., Wang A., Ren N.** Effect of carbon sources on sulfidogenic bacterial communities during the starting-up of acidogenic sulfate-reducing bioreactors.  
*Bioresource Technology*, 9, 2010, Vol. 101, pg. 2952–2959.  
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.11.098>.

66. **Lesteur M., Bellon-Maurel V., Gonzalez C., Latrille E., Roger J.M., Junqua G., Steyer J.P.** Alternative methods for determining anaerobic biodegradability: a review. *Process Biochem.*, 4, April 2010, Vol. 45, pg. 431–440.  
<https://doi.org/10.1016/j.procbio.2009.11.018>.
67. **Dong L., Zhenhong Y., Yongming S., Xiaoying K., Yu Z.** Hydrogen production characteristics of organic fraction of municipal solid wastes by anaerobic mixed culture fermentation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2, 2009, Vol. 34, pg. 812–820.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2008.11.031>.
68. **Yen H-W, Brune DE.** Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane. *Bioresource Technology*, 1, 2007, Vol. 98, pg. 130–134.  
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.11.010>.
69. **Punal A., Trevisan M., Rozzi A., Lema J.** Influence of C:N ratio on the start-up of up-flow anaerobic filter reactors. *Water Resource*, 9, 2000, Vol. 34, pg. 2614–2619.  
[https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(00\)00161-5](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(00)00161-5).
70. **Zhang T, Liu L, Song Z, Ren G, Feng Y, Han X, et al.** Biogas production by co-digestion of goat manure with three crop residues. *PLoS One*, 6, 2013, Vol. 8.  
<https://doi.org/10.1371/journal.pone.0066845>.
71. **Guermoud N., Ouagjnia F., Aydelmalek F., Taleb F., Addou A.** Municipal solid waste in Mostagnem city (Western Algeria). *Waste Management*, 2, 2009, Vol. 29, pg. 896–902.  
<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2008.03.027>.
72. **Lee D.H., Behera S.K., Kim J., Park H.S.** Methane production potential of leachate generated from Korean food waste recycling facilities: a lab scale study. *Waste Management*, 2, 2009, Vol. 29, pg. 876–882.  
DOI: 10.1016/j.wasman.2008.06.033.
73. **Wang X, Lu X, Li F, Yang G.** Effects of temperature and carbon–nitrogen (C/N) ratio on the performance of anaerobic co-digestion of dairy manure, chicken manure and rice straw: focusing on ammonia inhibition. *PLoS One*, May 2014, Vol. 9.  
<https://doi.org/10.1371/journal.pone.0097265>.
74. **Wu X, Yao W, Zhu J, Miller C.** Biogas and CH<sub>4</sub> productivity by co-digesting swine manure with three crop residues as an external carbon source. *Bioresource Technology*, 11, June 2010, Vol. 101, pg. 4042–4047.  
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.01.052>.
75. **Fricke K., Santen H., Wallmann R., Huttner A., Dichtl N.** Operating problems in anaerobic digestion plants resulting from nitrogen in MSW. *Waste Management*, 1, 2007, Vol. 27, pg. 30–43.  
<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2006.03.003>.
76. **P. Weiland.** Biogas production: current state and perspectives. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 4, 2010, Vol. 85, pg. 849–860.



77. **Khanal S.** Anaerobic Biotechnology for Bioenergy Production: Principles and Applications. Ames, Iowa : John Wiley & Sons Inc., 2008. ISBN: 9780813823461.
78. **Rajeshwari K, Balakrishnan M, Kansal A, Lata K, Kishore V.** State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2, 2000, Vol. 4, pg. 135–156.  
[https://doi.org/10.1016/S1364-0321\(99\)00014-3](https://doi.org/10.1016/S1364-0321(99)00014-3).
79. **Alessandra Cesaro, Vincenzo Belgiorno.** Pretreatment methods to improve anaerobic biodegradability of organic municipal solid waste fractions. *Chemical Engineering Journal*, 2014, Vol. 240, pg. 24-37.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2013.11.055>.
80. **Rincón B, Borja R, González JM, Portillo MC, Sáiz-Jiménez C.** Influence of organic loading rate and hydraulic retention time on the performance, stability and microbial communities of one-stage anaerobic digestion of two-phase olive mill solid residue. *Biochemical Engineering Journal*, June 2008, Vol. 40, pg. 253–61.  
<https://doi.org/10.1016/j.bej.2007.12.019>.
81. **Hernandez-Berriel M.C., Benavides L.M., Perez D.J.G., Delgado O.B.** The effect of moisture regimes on the anaerobic degradation of municipal solid waste from Metepec (Mexico). *Waste Management*, 2008, Vol. 28, pg. 14–20.  
<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2008.03.021>.
82. **Bouallagui H., Cheikh R.B., Marouani L., Hamdi M.** Mesophilic biogas production from fruit and vegetable waste in tubular digester. *Bioresource Technology*, 2003, Vol. 86, pg. 85–89.  
[https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(02\)00097-4](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(02)00097-4).
83. **Yenigün O, Demirel B.** Ammonia inhibition in anaerobic digestion: a review *Process Biochem*, 5-6, May-June 2013, Vol. 48, pg. 901–11.  
<https://doi.org/10.1016/j.procbio.2013.04.012>.
84. **Chen Y, Cheng JJ, Creamer KS.** Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresource Technology*, 10, July 2008, Vol. 99, pg. 4044–4064.  
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.01.057>.
85. **Fernandes TV, Keesman KJ, Zeeman G, van Lier JB.** Effect of ammonia on the anaerobic hydrolysis of cellulose and tributyrin. *Biomass Bioenergy*, December 2012, Vol. 47, pg. 316–323.  
<https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2012.09.029>.
86. **Lauterböck B, Ortner M, Haider R, Fuchs W.** Counteracting ammonia inhibition in anaerobic digestion by removal with a hollow fiber membrane contactor. *Water Resources*, 15, October 2012, Vol. 46, pg. 4861–4869.  
<https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.05.022>.
87. **Sprott GD, Patel GB.** Ammonia toxicity in pure cultures of methanogenic bacteria. *Systematic and Applied Microbiology*, 2-3, May 1986, Vol. 7, pg. 358–363.  
[https://doi.org/10.1016/S0723-2020\(86\)80034-0](https://doi.org/10.1016/S0723-2020(86)80034-0).
88. **Rajinikanth Rajagopal, Daniel I. Massé, Gursharan Singh.** A critical review on inhibition of anaerobic digestion process by excess ammonia. *Bioresource Technology*, 2013, Vol. 143, pg. 632–641.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.06.030>.



89. **Hansen K.H., Angelidaki I., Ahring B.K.** Anaerobic digestion of swine manure: inhibition by ammonia. *Water Research*, 1998, Vol. 32, pg. 5–12.
90. **Kayhanian M.** Ammonia inhibition in high-solids biogasification: an overview and practical solutions. *Environmental Technology*, 4, 1999, Vol. 20, pg. 355–365.  
<https://doi.org/10.1080/09593332008616828>.
91. **Kowalczyk A, Harnisch E, Schwede S, Gerber M, Span R.** Different mixing modes for biogas plants using energy crops.  
*Appl Energy*, December 2013, Vol. 112, pg. 465–472.  
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.03.065>.
92. **DA. Stafford.** The effects of mixing and volatile fatty acid concentration on anaerobic digester performance. *Biomass*, January 1982, Vol. 2, pg. 43–55.  
[https://doi.org/10.1016/0144-4565\(82\)90006-3](https://doi.org/10.1016/0144-4565(82)90006-3).
93. **Johan Lindmarka, Eva Thorin, Rebei Bel Fdhila, Erik Dahlquist.** Effects of mixing on the result of anaerobic digestion: Review.  
*Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2014, Vol. 40, pg. 1030–1047 .  
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.182>.
94. **Jian Lin Chen, Raphael Ortiz, Terry W.J. Steele.** Toxicants inhibiting anaerobic digestion: A review.  
*Biotechnology Advances journal*, 2014, Vol. 32, pg. 1523–1534.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.biotechadv.2014.10.005>.
95. **McCartney DM, Oleszkiewicz JA.** Sulfide inhibition of anaerobic degradation of lactate and acetate.  
*Water Resources*, 2, 1991, Vol. 25, pg. 203–209.  
[https://doi.org/10.1016/0043-1354\(91\)90030-T](https://doi.org/10.1016/0043-1354(91)90030-T).
96. **Michael Madsen, Jens Bo Holm-Nielsen, Kim H. Esbensen.** Monitoring of anaerobic digestion processes: A review perspective.  
*Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2011, Vol. 15, pg. 3141–3155.  
doi:10.1016/j.rser.2011.04.026.
97. **Duc Nguyen, Venkataramana Gadhamshetty, Saoharit Nitayavardhana, Samir Kumar Khanal.** Automatic process control in anaerobic digestion technology: A critical review.  
*Bioresource Technology*, 2015, Vol. 193, pg. 513–522.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2015.06.080>.
98. **Wiese J., Haeck M.** Instrumentation, control and automation for full-scale manure-based biogas systems.  
*Water Science Technology*, 9, 2006, Vol. 54, pg. 1–8. DOI: 10.2166/wst.2006.869.
99. **Schafer P, Muller C, Willis J.** Improving the performance and economics of co-digestion and energy production.  
*Chicago : 86th Annual Water Environment Federation technical exhibition and conference, IL: Water Environment Foundation, 5–9 October 2013.*
100. **Angelidaki I, Sanders W.** Assessment of the anaerobic biodegradability of macropollutants.  
*Reviews in Environmental Science & Bio/Technology*, 2004, Vol. 3, pg. 117–129.
101. **Mircea Vasile Cristea.** Waste Water Treatment Plant Simulation and Control.  
*Cluj-Napoca : UBB, Zilele Academice Clujene, 5 iunie 2014.*

102. **Giorgio Mannina, George Ekama, Donatella Caniani, Alida Cosenza, Giovanni Esposito, Riccardo Gori, Manel Garrido-Baserba, Diego Rosso, Gustaf Olsson.** Greenhouse gases from wastewater treatment — A review of modelling tools. *Science of the Total Environment journal*, 2016, Vol. 551–552 , pg. 254–270.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.scitotenv.2016.01.163>.
103. **Lund Gustaf Olsson.** ICA and me - A subjective review. *Water Research*, 2012, Vol. 46, pg. 1585-1624. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2011.12.054>.
104. **Takács I., Patry G.G., Nolasco D.** A dynamic Model of the Clarification-Thickening Process. *Water Research*, 1991, Vol. 25, pg. 1263–1271.
105. **Batstone D.J., Keller J., Angelidaki I., Kalyuzhnyi S.V., Pavlostathis S.G., Rozzi A., Sanders W.T.M., Siegrist H., Vavilin V.A.** The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). IWA Publishing. *Water Science and Technology*, 2002, Vol. 45 (10), pg. 65–73.
106. **Fuentes M., Scenna N.J., Aguirre P.A., Mussati M.C.** Application of two anaerobic digestion models to biofilm systems. *Biochemical Engineering Journal*, 2, 2008, Vol. 38, pg. 259–269.  
<https://doi.org/10.1016/j.bej.2007.07.013>.
107. **European Commission.** Commission takes steps to promote industrial benchmarking. Brussels, 16 April 1997  
[http://europa.eu/rapid/press-release\\_IP-97-314\\_en.htm](http://europa.eu/rapid/press-release_IP-97-314_en.htm). IP/97/314.
108. **J.B. Copp.** The COST Simulation Benchmark Description and Simulator Manual. Luxembourg: Office for official publications of the European Communities, 2002.
109. **U. Jeppsson, M.-N. Pons, I. Nopens, J. Alex, J.B. Copp, K.V. Gernaey, C. Rosen, J.-P. Steyer, P.A. Vanrolleghem.** Benchmark simulation model no 2: general protocol and exploratory case studies. IWA Publishing. *Water Science & Technology*, 8, October 2007, Vol. 56 , pg. 67-78.  
DOI: 10.2166/wst.2007.604.
110. **I. Nopens, L. Benedetti, U. Jeppsson, M.-N. Pons, J. Alex, J. B. Copp, K. V. Gernaey, C. Rosen, J.-P. Steyer, P. A. Vanrolleghem.** Benchmark Simulation Model No 2: finalisation of plant layout and default control strategy. IWA Publishing. *Water Science & Technology*, 9, November 2010, Vol. 62, pg. 1967-1974.  
DOI: 10.2166/wst.2010.044.
111. **(IPCC), Intergovernmental Panel on Climate Change.** Fifth Assessment Report: Climate Change 2013 (AR5). Cambridge University Press, 2013. [www.ipcc.ch](http://www.ipcc.ch).
112. **Puchongkawarin C., Menichini C., Laso-Rubido C., Fitzgerald S., Chachuat B.** Model-based methodology for plant-wide analysis of wastewater treatment plants: industrial case study. IWA Publishing. *Water Practice and Technology*, 2015, Vol. 10 (3), pg. 517–526.  
DOI: 10.2166/wpt.2015.059.
113. **L.S. Guo.** Greenhouse gas emissions from and storm impacts on wastewater treatment plants: process modelling and control. Doctorate thesis Univerité Laval. Québec, Canada, 2014.

114. **Gernaey K.V., Van Loosdrecht M.C.M., Henze M., Lind M., and Jorgensen S.B.** Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. 9, *Environmental modelling & software*, September 2004, Vol. 19, pg. 763-783.  
<https://doi.org/10.1016/j.envsoft.2003.03.005>.
115. **Ulf Jeppsson.** Modelling aspects of wastewater treatment processes. Lund, Sweden, Lund Institute of Technology (LTH), 1996. ISBN 91-88934-00-4.
116. **Alex J., Benedetti L., Copp J., Gernaey K.V., Jeppsson U., Nopens I., Pons M.-N., Rieger L., Rosen C., Steyer J. P., Vanrolleghem P., Winkler, S. B**enchmark Simulation Model no. 1 (BSM1). Lund University, Dept. Industrial Electrical Engineering and Automation, 2008. LUTEDX/(TEIE-7229)/1-62/(2008).
117. **Nicoletta Kythreotou, Georgios Florides, Savvas Tassou.** A review of simple to scientific models for anaerobic digestion. *Renewable Energy*, 2014, Vol. 71, pg. 701-714 .  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.renene.2014.05.055>.
118. **Ulf Jeppsson, Christian Rosén .** Aspects on ADM1 Implementation within the BSM2 Framework. Lund, Sweden , Dept. of Industrial Electrical Engineering and Automation Lund University, 2005. LUTEDX/(TEIE-7224)/1-35/(2006).
119. **Ingmar Nopens, Damien J. Batstone, John B. Copp, Ulf Jeppsson, Eveline Volcke, Jens Alex, Peter A. Vanrolleghem.** An ASM/ADM model interface for dynamic plant-wide simulation.. *Water Research*, 2009, Vol. 43, pg. 1913–1923. doi:10.1016/j.watres.2009.01.012.
120. **Jeppsson U., Rosen C., Alex J., Copp J.B., Gernaey K.V., Pons M.-N., Vanrolleghem P.A.** Towards a benchmark simulation model for plant-wide control strategy performance evaluation of WWTPs. *Water Science Technology*, 2006, Vol. 53, pg. 287–295. doi: 10.2166/wst.2006.031.
121. **Copp J.B., Jeppsson U. and Rosen C.** Towards an ASM1–ADM1 state variable interface for plantwide wastewater treatment modeling. L.A. California, In *Water Environment Federation Conference, WEFTEC 2003, 2003*.
122. **Vanrolleghem P.A., Rosen C., Zaher U., Copp J.B., Benedetti L., Ayasa E. and Jeppsson U.** Continuity-based interfacing of models for wastewater systems described by Peterson matrices. *Water Science & Technology*, 1-2, 2004, Vol. 52, pg. 493–500.
123. **Joost Lauwers, Lise Appels, Ian P. Thompso, Jan Degrève, Jan F. Van Impe, Raf Dewil.** Mathematical modelling of anaerobic digestion of biomass and waste: Power and limitations. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2013, Vol. 39, pg. 383-402.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.pecs.2013.03.003>.
124. **J.B. Copp.** The COST Simulation Benchmark Description and Simulator Manual. Luxembourg ,Office for official publications of the European Communities, 2002.
125. **S. Sid, A. Volant, G. Lesage, M. Heran.** Cost minimization in a full-scale conventional wastewater treatment plant: associated costs of biological energy consumption versus sludge production. *Water Science and Technology*, 9, 2017, Vol. 76 , pg. 2473-2481.  
DOI: 10.2166/wst.2017.423.

126. **S. T. Marner, D. Schröter, N. Jardin.** Towards energy neutrality by optimising the activated sludge process of the WWTP Bochum-Ölbachtal. *Water Science and Technology*, 2016, Vol. 73, pg. 3057-3063. DOI: 10.2166/wst.2016.142.
127. **Ekama G. A., Dold P. L., Marais G. R.** Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth-rate of heterotrophs in activated-sludge systems. *Water Science and Technology*, 6, 1986, Vol. 18, pg. 91-114.
128. **M. Henze.** Characterization of wastewater for modelling of activated sludge processes. *Water Science and Technology*, 6, 1991, Vol. 25, pg. 1-15.
129. **Spanjers H., Vanrolleghem P.** Respirometry as a tool for rapid characterization of wastewater and activated sludge. *Water Science and Technology*, 2, 1995, Vol. 31, pg. 105-114.
130. **Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C.M. and Marais G.v.R.** Activated Sludge Model No. 2. London, UK. : IAWQ Scientific and Technical Report No. 3, 1995.
131. **Boyd S., Vandenberghe L.** Convex Optimization. Cambridge: Cambridge University Press, 2004.
132. **Pasztor I., Thury P., Pulai J.** Chemical oxygen demand fractions of municipal wastewater for modeling of wastewater treatment. *International Journal of Environmental Science & Technology*, 2009, Vol. 6, pg. 51-56.
133. **Fátima Carvalho, Ana R. Prazeres, Javier Rivas.** Cheese whey wastewater: Characterization and treatment. *Science of the Total Environment*, 2013, Vol. 445-446, pg. 385-396. <http://dx.doi.org/10.1016/j.scitotenv.2012.12.038>.
134. **Lucian Gavrilă.** Gestionarea, valorificarea și minimizarea deșeurilor industriei alimentare. Bacău, Universitatea din Bacău, Facultatea de Inginerie, Departamentul de Inginerie Chimică și Alimentară Catedra Chimia și Ingineria Siguranței Alimentare și Protecției Mediului, 2007.
135. **Yu HQ, Fang HHP** Inhibition by chromium and cadmium of anaerobic acidogenesis.. *Water Science Technology*, 2001, Vol. 43, pg. 267-274.
136. **Yu HQ, Fang HHP.** Inhibition on acidogenesis of dairy wastewater by zinc and copper. *Environmental Technology*, 2001, Vol. 22, pg. 1459-1465.
137. **Guvernul României.** Hotărârea nr. 328/2010 privind reactualizarea cuantumului contribuțiilor specifice de gospodărire a resurselor de apă, a tarifelor și a penalităților cu indicele de inflație. *Monitorul Oficial al României*, 29 aprilie 2010.
138. **Pantelis Kampas, Simon A. Parsons, Pete Pearce, Sandrine Ledoux, Pete Vale, Elise Cartmell, Ana Soares.** An internal carbon source for improving biological nutrient removal. *Bioresource Technology*, 2009, Vol. 100, pg. 149-154. doi:10.1016/j.biortech.2008.05.023.
139. **EPA, USA.** Catalog of CHP Technologies, CHP Combined Heat and Power Partnership. 2014. [http://www.epa.gov/chp/documents/catalog\\_chptech\\_full.pdf](http://www.epa.gov/chp/documents/catalog_chptech_full.pdf).
140. **Abhilash Nair, Alexandrina Zuza, Paul-Șerban AGACHI, Arpita Das, Marius Brehar, Gyozo Ferencz Barabas.** Sensitivity analysis using ADM1 model. *Studia UBB Chemia*, 4, 2015, Vol. LX, pg. 143-156.

141. **K.V. Gernaey, C. Rosen, U. Jeppsson.** WWTP dynamic disturbance modelling—an essential module for long-term benchmarking development. *Water Science Technology*, 4-5, February 2006, Vol. 53, pg. 225-234.  
DOI: 10.2166/wst.2006.127.
142. **Alexandrina Zuza.** Modeling and simulation of anaerobic mesophilic digesters in the production of biogas at Cluj-Napoca WWTP . *Cluj-Napoca : UBB*, 2015.
143. **Mottet A, François E, Latrille E, Steyer JP, Déléris S, Vedrenne F, et al.** Estimating anaerobic biodegradability indicators for waste activated sludge. *Chemical Engineering Journal*, 2, 2010, Vol. 160, pg. 488–496.  
<https://doi.org/10.1016/j.cej.2010.03.059>.
144. **Luostarinen S, Luste S, Sillanpää M.** Increased biogas production at wastewater treatment plants through co-digestion of sewage sludge with grease trap sludge from a meat processing plant. *Bioresource Technology*, 2009, Vol. 100, pg. 79–85.
145. **D. Parry.** Improving economics of codigestion. *BioCycle*. Emmaus, PA: The JG Press Inc, 2013, pg. 48–49.
146. **Åsa Stenmarck, Carl Jensen, Tom Qusted, Graham Moates.** Estimates of European food waste levels. *Stockholm, European Commission (FP7), Coordination and Support Action – CSA, 31 March 2016, FUSIONS Reducing food waste through social innovation, Vol. FUSIONS Reducing food waste through social innovation. ISBN 978-91-88319-01-2.*
147. **Wikipedia Enciclopedie Liberă.** <https://ro.wikipedia.org/wiki/Lactoză>.
148. **Brown, J. Güttler, A. Shilton.** Overcoming the challenges of full scale anaerobic co-digestion of casein whey. *Renewable Energy*, 2016, Vol. 96, pg. 425-432.  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.renene.2016.04.044>.
149. **Zayed G, Winter J.** Inhibition of methane production from whey by heavy metals - protective effect of sulfide  
*Applied Microbiology and Biotechnology*, 6, 2000, Vol. 53, pg. 726–731.  
<https://doi.org/10.1007/s002530000>.
150. **Sung S, Liu T.** Ammonia inhibition on thermophilic anaerobic digestion. *Chemosphere*, 2003, Vol. 53, pg. 43–52.  
[https://doi.org/10.1016/S0045-6535\(03\)00434-X](https://doi.org/10.1016/S0045-6535(03)00434-X).
151. **Yang K, Yu Y, Hwang S.** Selective optimization in thermophilic acidogenesis of cheese-whey wastewater to acetic and butyric acids: partial acidification and methanation. *Water Resource* , 10, 2003, Vol. 37, pg. 2467–2477.
152. **Rico, J.L., Garcia, P., Fdz-Polanco, F.** Anaerobic treatment of cheese production wastewater using a UASB reactor. *Bioresource Technology*, 3, 1991, Vol. 37, pg. 271–276.  
[https://doi.org/10.1016/0960-8524\(91\)90194-O](https://doi.org/10.1016/0960-8524(91)90194-O).
153. **Vidal G., Carvalho A., Mendez R., Lema J.M.** Influence of content in fats and proteins on the anaerobic biodegradability of dairy wastewaters. *Bioresource Technology*, 2000, Vol. 74, pg. 231–239.  
doi:10.1016/S0960-8524(00)00015-8.



**Anexe:**

**(1) Stații de epurare din Europa, USA și Canada care au implementat co-digestia :**

Y. Shen et al. / Renewable and Sustainable Energy Reviews 50 (2015) 346–362

Energy self-sufficiency of full-scale WWTP with AD of sewage sludge and co-digestion of organic waste in North America (US and Canada) and Europe.

| Plant   | Location | Flow rate | Feedstock (loading rate)  | Digester capacity   | Digester operation  | Biogas cleanup/upgrading technology   | Annual biogas production | Biogas utilization (CHP technology)   | Energy self-sufficiency | Reference(s) |
|---|----------|-----------|---|---|---|---|--------------------------|---|-------------------------|--------------|
| <b>Average flow rate &lt; 5 MGD</b>               |          |           |   |   |   |   |                          |   |                         |              |
| Millbrae WPCP                                     | CA, US   | 2 MGD     | WAS (28,000) + FOG (3000) = 31,000                                | 2 × 1500 m <sup>3</sup>   | Mesophilic<br>HRT 38–28 d                                 | N/A   | N/A                      | 1 MBTU <sub>th</sub> Boiler Microturbine  | 68%                     | [77]         |
| Essex Junction WWTP                               | VT, US   | 2 MGD     | Sludge + FOG + HSW (brewery and oily waste)                       | 2 × 1350 m <sup>3</sup>   | Two-Stage Mesophilic<br>HRT 25–30 d                       | PSA-water stripper  | 1.7 GW h                 | 2 × 20 kW Microturbine  | 38%                     | [15]         |
| Greensmaben WWTP                                  | Germany  | 4 MGD     | PS (105) + WAS (600) + Grease skimming sludge (30%) = 1840 t S/yf | 2 × 1000 m <sup>3</sup>   | Mesophilic<br>HRT 17.5 d                                  | N/A   | 3.95 GW h                | 210 kW IC Engine  | 100%                    | [78]         |
| Wollgangsee-Sacht WWTP                            | Austria  | 5 MGD     | Mixed PS + WAS  | N/A   | Two-Stage Mesophilic<br>HRT 22 d                          | PSA   | 3.0 GW h                 | High-efficiency (34%) Cogenerator<br>1 GW h Electricity                           | 100%<br>Sale > 20%      | [60,61]      |
| Velenje WWTP                                      | Slovenia | 5 MGD     | Sludge + Organic waste (1.01 COD kg/m <sup>3</sup> d) = 1100 t/yf | 2 × 1000 m <sup>3</sup>   | Mesophilic<br>HRT 80 d                                    | N/A   | 2.8 MW h                 | 365 MW h/year Electricity   | N/A                     | [79]         |
| Treviso WWTP                                      | Italy    | 5 MGD     | WAS + OFMSW (11 OFMSW per 10 m <sup>3</sup> WAS)                  | 2000 m <sup>3</sup>   | Mesophilic<br>HRT 20 d                                    | N/A   | 1.5 GW h                 | 1645 MW h/year Heat   | N/A                     | [60,81]      |
| <b>Average Flow Rate ~ 50 MGD</b>                 |          |           |   |   |   |   |                          |   |                         |              |
| Stras in Zillertal WWTP                           | Austria  | 6 MGD     | Mixed BSR WAS + Trap grease + Crude glycerol + Food waste         | N/A   | Mesophilic  | N/A   | 10 GW h                  | High-efficiency (38%) Cogenerator   | 100%                    | [50,82]      |
| Watsonville WWTP                                  | CA, US   | 7 MGD     | WAS (83,333) + FOG (4500) = 88,000                                | 2 × 5700 m <sup>3</sup>   | Mesophilic  | N/A   | N/A                      | 600 kW Cogenerator  | Sale 20%                | [77,83]      |
| Boelen WWTP                                       | Sweden   | 10 MGD    | Sludge (24,000) + Food waste (1200) = 25,200 GPD                  | 1300 m <sup>3</sup>   | Thermophilic  | PSA   | 5.5 GW h                 | 3.5 GW h/year Plant heating<br>1.6 GW h/year City heating<br>network distribution | N/A                     | [84]         |
| Vareggio WWTP                                     | Italy    | 10 MGD    | Sludge + OFMSW (1.21 kg VS/m <sup>3</sup> d) = 350 t/d            | 1st: 3000 m <sup>3</sup><br>2nd: 1500 m <sup>3</sup>                | Mesophilic<br>HRT 20 d                                    | N/A   | 2.2 GW h                 | N/A   | N/A                     | [80]         |
| Clevesville-Johnstown Joint WWTP                  | NY, US   | 11 MGD    | Sludge + HSW (yogurt/cheese whey wastewater)                      | 1st: 5700 m <sup>3</sup><br>2nd: 4900 m <sup>3</sup>                | Two-Stage Mesophilic<br>HRT 15 d                          | Activated carbon  | 28 GW h                  | 6.6 < online > < / ><br>online > GW h/year Electricity                            | 100%                    | [95]         |
| Sheboygan Regional WWTP                           | WI, US   | 11 MGD    | Sludge + FOG + HSW (dairy waste)                                  | 3 Primary<br>1 Secondary  | Mesophilic  | Condensation + Activated carbon   | 32 GW h                  | 9.0 GW h/year Heat<br>700 kW Microturbine   | 100%                    | [15,80,87]   |
| Gresham WWTP                                      | OR, US   | 13 MGD    | Sludge (60,000) + FOG (9000) = 69,000 GPD                         | 2 × 3800 m <sup>3</sup>   | Mesophilic  | N/A   | 17.2 GW h                | 20 CBTU/year Heat<br>2 × 400 kW Cogenerators                                      | 100%                    | [94,88]      |
| Douglas L. Smith Middle Basin WWTP                | KS, US   | 15 MGD    | Sludge (6700 t/yf) + FOG (3.23 MGY)                               | 4 × 2000 m <sup>3</sup>   | HRT 18 d  | N/A   | 35 GW h                  | 5 GW h/year Electricity<br>10.7 GW h/year Heat                                    | 50%                     | [43,89–91]   |
| South Bayshore System Authority Redwood City WWTP | CA, US   | 18 MGD    | WAS (250,000) + FOG (3500) = 253,500 GPD                          | 3 × 5700 m <sup>3</sup>   | Mesophilic  | N/A   | N/A                      | 2 × 1.06 MW IC Engine<br>5.4 GW h/year Electricity                                | N/A                     | [77]         |
| Baden-Baden WWTP                                  | Germany  | 20 MGD    | PS (15.9 MGD) + WAS (5.3 MGD) + Municipal biowaste (8.8 MGD)      | Hydrolyzer: 474 m <sup>3</sup><br>Digester: 2 × 3000 m <sup>3</sup> | Hydrolysis: 42 °C, HRT 23 h<br>Digestion: 37 °C, HRT 14 h | N/A   | 28.3 GW h                | N/A   | N/A                     | [55]         |
| Riverside Water Quality Control Plant (WQCP)      | CA, US   | 30 MGD    | PS (40,000) + WAS (30,000) + FOG (20,000) = 90,000 lb VS/d        | N/A   | Mesophilic  | Iron sponge + rotary lobe blowers + gas chilling + activated carbon vessels | N/A                      | 2.5 MW Cogenerator<br>1.2 MW Fuel cell  | N/A                     | [92]         |



|   |                   |     |   |  |   |  |           |  |          |                 |
|---|-------------------|-----|---|--|---|--|-----------|--|----------|-----------------|
| E. Wayne Hill WRC WWTP,<br>Gwinnett County<br>South-Cross Bayou WRF,<br>Pinellas County<br>South-Columbus WRF | GA, US            | 33  | Sludge (204,000) + FOG/HSW<br>(23,250) = 227,250 CPD  | 5 × 3800 m <sup>3</sup><br>Egg-shaped  | Mesophilic<br>HRT 15 d  | Iron sponge + activated<br>carbon  | 46.2 GW h | 2.15 MW Cogenerator<br>13 GW h/year Electricity<br>1.4 MW Cogenerator                                | 50%      | [15,43,93]      |
|   | FL, US            | 33  | Sludge + FOG (2000–6000 dry lbs/yr)   | N/A  | Mesophilic  | N/A  | N/A       | N/A  | N/A      | [15,94,95]      |
|   | GA, US            | 35  | Sludge + FOG  | 1 CSTR   | CSTR-<br>Hydrolysis:<br>53 °C, HRT<br>6 d   | PSA  | 40 GW h   | 2 × 1.75 MW IC Engine  | 40%      | [7,46,57,96,97] |
|   | MCD               |     |   | 2 × 67 m <sup>3</sup> PFR  | Hydrolysis:<br>53 °C, HRT<br>30 min<br>Digestion:<br>37 °C, HRT 15 d  | From sponge + rotary lobe<br>blowers + gas<br>chilling + activated carbon<br>vessels |           | 11 GW h/year Electricity   |          |                 |
| Prague Central WWTP   | Czech<br>Republic | 42  | Mixed PS + WAS<br>(70 t VS/yr)  | 12 × 4800 m <sup>3</sup>   | 2-Stage<br>Thermophilic<br>HRT 25 d   | N/A  | 115 GW h  | 3 × 1 MWe <sup>105</sup> + 2 × 1.2 MWe 94%   | 94%      | [62,63,98]      |
|   | CA, US            | 44  | Sludge + Dairy manure (Food waste<br>(80/20) = 1.53–3.10 kg VS/m <sup>3</sup> /d)                   | N/A  | 3-Stage AG-<br>MTM<br>1st Stage:<br>37 °C, HRT<br>3 d<br>2nd Stage:<br>55 °C, HRT<br>10 d<br>3rd Stage:<br>37 °C, HRT<br>15 d   | PSA-water stripper   | 60 GW h   | 37.6 GW h/year Electricity<br>2.8 MW Fuel cell +<br>4.2 MBTU Heat recovery<br>system                 | 80%      | [99,100]        |
|   | MCD               |     |   |  |   |  |           |  |          |                 |
| Average Flow Rate < 100 MGD<br>Des Moines MWRA<br>WWTP  | IA, US            | 59  | Sludge + FOG + HSW = 0.5 MGD  | 6 × 10,000 m <sup>3</sup>  | Mesophilic  | PSA  | 90 GW h   | 73 GW h/year Electricity<br>42 GW h/year Sale Cargill<br>9 GW h/year Heat                            | 75%      | [15,43]         |
|   | Switzer-<br>land  | 67  | Sludge (18,000) + FOG (5000) =<br>23,000 t VS/yr  | 4 × 7250 m <sup>3</sup>  | HRT 33 d<br>Mesophilic  | N/A  | 41.4 GW h | High-efficiency Cogenerator  | 100%     | [101, 102]      |
|   | CA, US            | 70  | Sludge + FOG (Food waste) HSW   | 12 × 7500 m <sup>3</sup>   | Mesophilic  | Activated carbon   | 90 GW h   | 3 × 2.1 MW IC<br>Engines + 4.6 MW Turbine<br>= 11 MW   | 100%     | [103, 104]      |
|   | MCD               |     |   |  |   |  |           |  |          |                 |
| Gryaab WWTP   | Sweden            | 92  | Sludge (430,000) + FOG (5000) +<br>HSW (4000) = 439,000 t/yr  | 2 × 11,400 m <sup>3</sup>  | Mesophilic  | Amine absorption (COOAP <sup>TM</sup><br>Process)                                    | 60 GW h   | 55 GW h/year Electricity<br>(10 GW h/year Sale)  | Sale 20% | [105]           |
|   | Hungary           | 93  | Mixed PS + WAS from BMR Process   | Thermophilic:<br>17,000 m <sup>3</sup><br>Mesophilic:<br>6300 m <sup>3</sup> | 1st Stage:<br>55 °C, HRT 12 d<br>Easy <sup>TM</sup><br>Hydrolysis:<br>165 °C, HRT<br>30 min<br>2nd Stage:<br>37 °C, HRT<br>15 d | N/A  | 55 GW h   | Biogas sold to Göteborg<br>Energi Co. for upgrading<br>39 GW h/year Electricity<br>20 GW h/year Heat | 65%      | [54]            |
|   | MCD               |     |   |  |   |  |           |  |          |                 |
| Average Flow Rate < 500 MGD<br>Village Creek WRF, Fort<br>Worth   | TX, US            | 110 | Sludge + FOG + HSW (food processing<br>waste, glycerol/organics acids from<br>biorefinery facility) | 14 × 4500 m <sup>3</sup>   | Mesophilic  | N/A  | 62 GW h   | 2 × 5.2 MW Turbines<br>2 Steam Turbines  | 75%      | [106–109]       |
|   | MCD               |     |   |  |   |  |           |  |          |                 |
| Annacis Island WWTP,<br>Vancouver   | Canada            | 130 | Sludge (0.69) + FOG (0.07) = 0.76<br>MGD  | 4 × 12,000 m <sup>3</sup>  | Thermophilic  | N/A  | 132 GW h  | IC Engines   | 50%      | [83, 101, 111]  |

| Plant                                       | Location | Flow rate | Feedstock (Loading rate)                                  | Digester capacity          | Digester operation   | Biogas cleanup/upgrading technology                 | Annual biogas production | Biogas utilization (CHP technology)  | Energy self-sufficiency | Reference(s) |
|---|----------|-----------|---|----------------------------|--|---|--------------------------|--|-------------------------|--------------|
| Point Loma WWTP                             | CA, US   | 175 MGD   | Mixed PS+WAS (1 MGD)                                      | 8 × 13,600 m <sup>3</sup>  | Mesophilic HRT 30 d  | PSA   | 193 GW h                 | 2 × 2.25 MW IC Engines<br>34.3 GW h/year Electricity<br>53.5 GW h/year Heat<br>Excess biogas upgraded and sold to power off-site<br>4.5 MW fuel cells                      | 100%                    | [46,112,113] |
| Dayhulme WWTP, Manchester                   | England  | 200 MGD   | Mixed PS+WAS  | 2 × 7500 m <sup>3</sup>    | Gambi™ Hydrolysis: 165 °C, HRT 20 min<br>Digestion: 40 °C, HRT 18–19 d | N/A   | 238 GW h                 | 12 MWe IC Engines  | 96%                     | [114–116]    |
| Joint Water Pollution Control Plant, Carson | CA, US   | 300 MGD   | Sludge (91%)+Food waste (9%)=4.84 MGD<br>(91,000 t TS/yr) | 24 × 14,200 m <sup>3</sup> | Mesophilic HRT 20 d  | Venturi scrubbers+coalescing filter + cooling coils | 484 GW h                 | 87.6 GW h/year Electricity<br>3 × 10 MW Turbines<br>175 GW h/year Electricity<br>Upgraded biogas injection to CNG fueling facility<br>(300,000 GGE)<br>3 × 4.6 MW Turbines | 97%                     | [117,118]    |
| Blue Plains AWWTP, Washington DC            | DC, US   | 375 MGD   | Mixed PS+WAS  | 4 × 14,200 m <sup>3</sup>  | Gambi™ Hydrolysis: 165 °C, HRT 20 min                                  | N/A   | 360 GW h                 | 103 GW h/year Electricity  | 33%                     | [52,76]      |