



Universitatea *Dunărea de Jos* din Galați  
Str. Domnească, nr. 47, 800008 Galați  
Tel.: 0236 414112, Fax: 0236 461353  
e-mail: [rectorat@ugal.ro](mailto:rectorat@ugal.ro) [http: www.ugal.ro](http://www.ugal.ro)

**Grant CEEEX – MENER nr. 717/24.07.2006**

**Îmbunătățirea indicatorilor calitativi la tratarea  
biologică a apelor reziduale din industria alimentară  
pe baza unor sisteme de conducere avansată – APEPUR  
(Etapa I)**

**Raport științific de etapă**

Director proiect,  
Prof. dr. ing. **Sergiu CARAMAN**

Galați, 2006

## Grant CEEEX – MENER nr. 717/24.07.2006

### Îmbunătățirea indicatorilor calitativi la tratarea biologică a apelor reziduale din industria alimentară pe baza unor sisteme de conducere avansată – APEPUR (Etapa I)

## Raport științific de Etapă

### Rezumat

În concordanță cu obiectivele grantului CEEEX – MENER, nr. 717/24.07.2006, Etapa I, au fost abordate și realizate obiectivele și activitățile prevăzute, după cum urmează:

**Obiectivul 1.** Analiza prin măsurări directe a proceselor din industria alimentară (ex. din industria laptelui, berii etc.) și corelarea compoziției apelor reziduale cu fazele procesului tehnologic; determinarea de modele matematice pentru diverse tipuri de ape prin simulare numerică.

**Activitatea I.1.** Colectarea de ape reziduale de la agenți economici din industria alimentară: s-au făcut prelevări de ape reziduale de la o fabrică de bere, o fabrică de prelucrare a laptelui și o secție de fabricație drojdie de panificație.

**Activitatea I.2.** Identificarea substanțelor poluante care trebuie eliminate din apele reziduale din industria berii, laptelui și drojdiei de panificație – sunt prezentate succint sursele de poluanți care contaminează apele reziduale în aceste fabrici și valori limită ale încărcăturii poluante a acestor ape.

**Activitatea I.3.** Realizarea de analize și măsurători ale concentrațiilor de substanțe poluante în vederea modelării matematice a proceselor de epurare biologică. Pentru apele prelevate s-au efectuat determinări ale următorilor parametri:

- temperatura apei reziduale (pentru aducere la valoarea necesară efectuării determinărilor);
- pH-ul, exprimat în unități pH;
- conținutul de materii în suspensie, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ ;
- consumul biochimic de oxigen,  $\text{CBO}_5$ , în  $\text{mgO}_2 / \text{dm}^3$ ;
- consumul chimic de oxigen, în  $\text{mgO}_2 / \text{dm}^3$ ;
- conductivitatea, în  $\text{mS}/\text{cm}$ ;
- azotul total, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ ;
- fosforul total, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ ;
- analiza microbiologică cu determinarea numărului total de unități formatoare de colonii și a numărului de coliformi /  $\text{dm}^3$ .

În raport rezultatele sunt prezentate grafic și analizate.

**Activitatea I.4.** Determinarea de modele matematice pentru procese de epurare biologică a apelor uzate din industria berii și laptelui. În cadrul acestei activități s-a realizat un studiu sistematic al modelelor proceselor de epurare biologică a apelor uzate, existente în literatura de specialitate, plecând de la un model simplu, propus de Nejjari (4 variabile de stare) și ajungând la modelul ASM1 (varianta de bază – 13 variabile de stare și o variantă simplificată), model propus de Henze. Au fost determinate și simulate diverse alte variante de modele (pentru eliminare substrat organic, pentru eliminarea mai multor componente de substrat, eliminare amoniu etc.). Pentru toate modele prezentate au fost realizate programe de simulare, programe care se găsesc în anexa CD a acestui raport. De asemenea, s-a utilizat metoda RGA pentru analiza influențelor dintre canale (procesul de epurare fiind multivariabil), această analiză fiind extrem de utilă în proiectarea legilor de control, în etapele ulterioare ale proiectului. S-a realizat un program de identificare (anexa CD), program care va fi utilizat la identificarea proceselor de epurare, experimentate pe stația pilot în etapa 2 a proiectului.

## Echipa de cercetare

Director de proiect:	Prof. dr. ing. Sergiu CARAMAN
Responsabil de proiect CO-UNI1:	Conf. dr. ing. Maria TURTOI
Membri colectiv:	Prof. dr. ing. Emil CEANGĂ Conf. dr. ing. Laurențiu FRANGU Prof. dr. ing. Viorel MÎNZU Prof. dr. ing. Adrian FILIPESCU Conf. dr. ing. Rustem POPA Prof. dr. ing. Gabriela BAHIRM Conf. dr. Rodica DINICĂ Șef lucr. drd. Bianca FURDUI Șef lucr. dr. ing. Iuliana BANU As. ing. Marian BARBU Drd. ing. Florin ȘOPTICĂ Prep. drd. ing. Iulia BLEOANCĂ (IONIȚĂ) Prep. drd. ing. Leonard RÎPĂ Student George DUMITRAȘCU Student Iulian BANAGA Diana ANGHELE Mihai VIOREL
Responsabil de proiect P1-UNI2:	Prof. dr. ing. Emil PETRE
Membri colectiv:	Prof. dr. ing. Vladimir RĂSVAN Prof. dr. ing. Constantin MARIN Prof. dr. ing. Eugen BOBAȘU Prof. dr. ing. Dan POPESCU Conf. dr. ing. Dan SELIȘTEANU Șef lucr. drd. ing. Dorin ȘENDRESCU Drd. ing. Monica Gabriela POPA Drd. ing. Virginia FINCA Ing. Gabriela CĂNURECI

## Cuprins

Rezumat .....	2
Echipe de cercetare .....	4
<b>I.0. Introducere: prezentarea proceselor de epurare a apelor uzate .....</b>	<b>7</b>
<i>Bibliografie</i> .....	11
<b>I.1. Colectarea de ape reziduale de la agenți economici</b>	
<b>din industria alimentară .....</b>	<b>12</b>
I.1.1. Principii generale .....	14
I.1.2. Alegerea echipamentelor de prelevare .....	14
I.1.3. Stabilirea punctelor de prelevare .....	14
I.1.4. Stabilirea frecvenței, momentului și duratei prelevării .....	18
I.1.5. Alegerea metodei de prelevare .....	18
I.1.6. Conservarea, transportul și depozitarea probelor .....	18
I.1.7. Concluzii la colectarea de ape reziduale de la agenți economici din industria alimentară .....	18
<i>Bibliografie</i> .....	18
<b>I.2. Identificarea substanțelor poluante care trebuie eliminate</b>	
<b>din apele reziduale .....</b>	<b>19</b>
I.2.1. Indicatorii de apreciere a poluării apei .....	21
I.2.2. Caracteristici ale apelor reziduale din câteva ramuri ale industriei alimentare .....	22
I.2.2.1. Ape reziduale din industria malțului și berii .....	22
I.2.2.2. Ape reziduale din industria de prelucrare a laptelui .....	23
I.2.2.3. Ape reziduale din industria drojdiei de panificație .....	25
I.2.3. Condiții de deversare a apelor reziduale în cursuri de apă .....	25
I.2.4. Importanța proceselor biologice în epurarea apelor reziduale .....	29
<i>Bibliografie</i> .....	30
<b>I.3. Realizarea de analize și măsurători ale concentrațiilor de substanțe poluante</b>	
<b>în vederea modelării matematice a proceselor de epurare biologică .....</b>	<b>32</b>
I.3.1. Determinări efectuate .....	34
I.3.2. Materiale și metode de determinare .....	34
I.3.2.1. Materiale și aparatură .....	34
I.3.2.2. Metode de analiză .....	37
I.3.2.2.1. Determinarea pH-ului .....	37
I.3.2.2.2. Determinarea conținutului de materii în suspensie .....	37
I.3.2.2.3. Determinarea consumului biochimic de oxigen .....	38

I.3.2.2.4. Determinarea consumului chimic de oxigen .....	40
I.3.2.2.5. Determinarea conductivității .....	41
I.3.2.2.6. Determinarea azotului total .....	41
I.3.2.2.7. Determinarea fosforului total .....	42
I.3.2.2.8. Analize microbiologice .....	43
I.3.3. Rezultate experimentale și discuții .....	44
I.3.3.1. Indicatori obținuți pentru apele reziduale prelevate de la fabrica de bere A .....	44
I.3.3.2. Indicatori obținuți pentru apele reziduale prelevate de la fabrica de prelucrare a laptelui B .....	54
I.3.3.3. Indicatori obținuți pentru apele reziduale prelevate de la secția de drojdie de panificație C .....	60
I.3.4. Concluzii asupra măsurătorilor efectuate .....	65
<i>Bibliografie</i> .....	66
<b>I.4. Determinarea de modele matematice pentru procese de epurare biologică a apelor uzate din industria berii și laptelui .....</b>	<b>67</b>
I.4.1. Introducere privind modelarea matematică a proceselor de tratare a apelor uzate cu nămol activ.....	69
I.4.2. Modelarea matematică a instalației de reducere a materiei organice din apa uzată prin tratare cu nămol activ .....	70
I.4.3. Modelarea matematică a procesului de tratare a apelor uzate cu nămol activ ce include și eliminarea azotului .....	82
I.4.4. Analiza proceselor de epurare biologică a apelor uzate prin metoda RGA (Relative Gain Array).....	98
I.4.4.1 Prezentarea metodei RGA .....	98
I.4.4.2 Metoda de analiza RGA. Studiu de caz nr. 1 .....	101
I.4.4.3 Metoda de analiza RGA. Studiu de caz nr. 2.....	104
<i>Bibliografie</i> .....	108
<b>Concluzii finale .....</b>	<b>109</b>

## **I.0. Introducere: prezentarea proceselor de epurare a apelor uzate**

Toate formele de viață sunt dependente de apă. Imensa cantitate de apă ce acoperă 70% din suprafața Pământului măsoară un volum de aproximativ  $1.4 \cdot 10^9$  km<sup>3</sup>. Doar 0,3% din totalul resurselor de apă este însă accesibil pentru consumul uman. În comparație cu alte forme de viață, omul are o mare influență asupra calității apei din jurul său, influența omului fiind atât pozitivă, cât și negativă. Poluarea, distrugerea rezervelor de apă și deteriorarea condițiilor de trai ale altor forme de viață sunt produsul societății omului modern. Mecanismele de "autocurățare" ale naturii au fost adoptate de către om pentru a trata reziduurile generate de societatea tot mai puternic industrializată. Cu cât rezervele de apă curată devin din ce în ce mai rare, nevoia de a proteja aceste rezerve devine din ce în ce mai acută.

Nevoia de a gestiona și curăța reziduurile activității umane este veche de sute de ani. Epidemiile, cum ar fi ciuma din Evul Mediu, au arătat vulnerabilitatea omului în fața condițiilor igienice deficitare. Introducerea toaletelor și a sistemului de canalizare a dus la o reducere semnificativă a problemelor de igienă, dar a creat o nouă problemă: imensa cantitate de ape uzate generată de nevoile umane. Astăzi, orașele moderne utilizează un vast sistem de canalizare pentru a colecta și transporta diferitele tipuri de ape uzate la centrele de purificare a acestei ape. Odată ajunsă la instalația de purificare, apa este supusă unor procese ce au ca scop îndepărtarea surselor de poluare.

Prin apă reziduală (uzată) se înțelege apa rezultată în urma activităților societății umane, fie că provine din activități industriale, fie uz casnic, sau orice altă activitate ce duce la degradarea apei din starea ei inițială. Înainte de a putea fi repusă în circuitul natural, apa reziduală trebuie supusă unui proces de epurare, proces ce are loc în stații de tratare. Tratamentul apelor uzate urmărește reducerea cantităților de materie organică și materiale solide în suspensie din apă.

În contextul integrării României în UE se impune luarea unor măsuri urgente și eficiente în domeniul protecției mediului, printre acestea numărându-se și acelea legate de tratarea, prin diverse metode, a apelor reziduale colectate de la agenți economici, colectivități rurale sau urbane etc.

Acest lucru este întărit de legislația europeană în domeniu, care are la bază numeroase directive, precum: ape de suprafață – directivele 75/440/EEC și 79/869/EEC (Surface Water Directive), apa potabilă – directiva 80/778/EEC/15 iulie 1980 și directiva 98/83/EEC/3 noiembrie 1998, tratamentul apelor reziduale orășenești – directiva 91/271/EEC etc. Este foarte cunoscut faptul că dezvoltarea comunităților are un impact negativ asupra mediului și, în special asupra resurselor de apă, prin deversarea continuă de ape reziduale (ape ce conțin substanțe poluante peste o concentrație admisibilă).

Un loc aparte în poluarea mediului îl ocupă apele reziduale provenite din industria alimentară. Există diverse categorii de ape reziduale din industria alimentară, clasificarea lor fiind făcută, în special după proveniență: de la fabricarea amidonului, din industria zaharului, din industria uleiurilor / grăsimilor, din industria conservelor de fructe și legume, din industria laptelui etc. Pentru fiecare tip de apă reziduală există limitări ale nivelului substanțelor poluante, limitări prevăzute prin standarde.

Stațiile de tratare a apelor uzate au fost introduse în urmă cu aproximativ un secol, încercându-se, în timp, diferite metode de epurare. Utilizarea nămolului activ este cea mai răspândită metodă de tratare a apelor uzate și ea va fi considerată în continuare, în cadrul prezentei lucrări. Schema generală a unei stații de tratare a apelor uzate cu nămol activ, ce deservește o comunitate urbană, este prezentată în figura I.0.1 (Vrecko *et al.*, 2006). Din figură se observă că stația de tratare este alimentată direct de la sistemul de canalizare, iar ieșirea stației de canalizare este conectată la un râu, lac etc., de aici și rolul foarte important al stației de tratare. Elementele principale ale stației de tratare sunt: decantorul primar (cu rol în tratamentul mecanic al apelor uzate), bioreactoare cu nămol activ (în care are loc tratamentul biologic al apelor uzate), decantor secundar (cu rol în separarea nămolului activ de apa uzată) și ansamblul format din elementul de îngroșare, stația de digestie anaerobă și stația de deshidratare (cu rol în tratarea nămolului excedentar). Stația pentru digestia anaerobă poate primi și încărcături adiționale de la entități neconectate la sistemul general de canalizare.

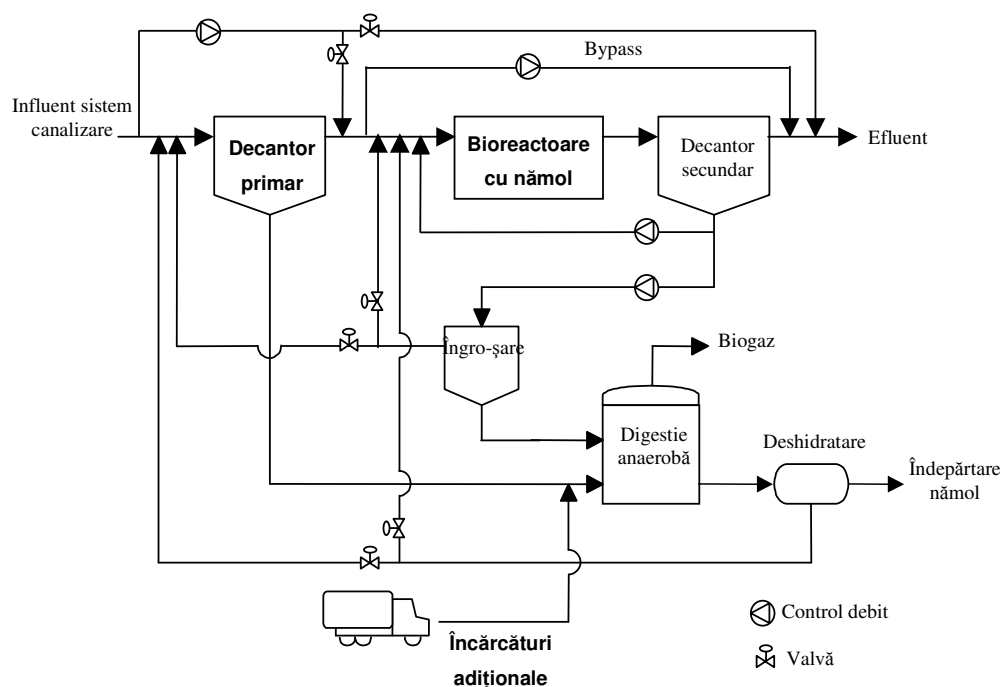


Figura I.0.1. Schema generală a unei stații de tratare a apelor uzate

### Etapele procesului de tratare a apelor uzate cu nămol activ

În vederea epurării apelor uzate se parcurg trei pași importanți: tratamentul mecanic, tratamentul biologic și tratamentul chimic. În continuare se explică rolul și procesele ce au loc în cadrul fiecărui pas (Ingildsen, 2002):

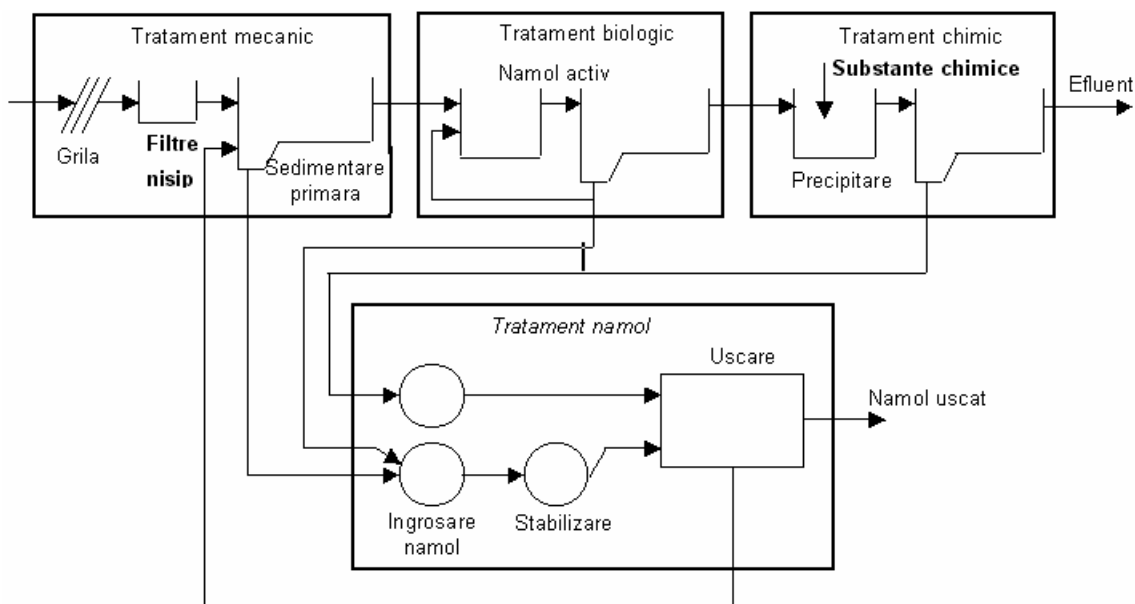
**Tratamentul mecanic:** Apa uzată trece printr-o serie de site cu rol de a filtra obiectele de dimensiuni mari, filtre aerate cu rol de a elimina nisipul și o unitate de sedimentare cu rol de reducere a cantității de solide în suspensie. Această unitate primară de sedimentare poate contribui și la îndepărtarea unei considerabile cantități de materie organică, care, altfel, ar trebui eliminată mai târziu, în etapa tratamentului biologic.



**Tratamentul biologic:** În cadrul acestei etape se desfășoară procesele biotehnologice de tratare a apelor uzate. Acest tratament se poate realiza în două moduri:

- *tratament aerob:* cultura de microorganisme utilizează poluanții organici ca sursă de hrană și energie în prezența oxigenului dizolvat existent în apă;
- *tratament anaerob:* în acest caz, microorganismele obțin oxigenul necesar susținerii vieții din oxigenul disponibil în sărurile organice.

Marea majoritate a instalațiilor industriale existente utilizează metoda tratamentului aerob, în care microorganismele, numite nămol activ, sunt dezvoltate în apa uzată, în așa-numitele reactoare cu nămol activ. Tratamentul apelor uzate cu nămol activ mai conține un pas suplimentar, și anume, tratamentul nămolului activ devenit excedentar. O schemă generală a procesului de tratare a apelor uzate cu nămol activ este prezentată în figura I.0.2 (Halvarsson, 2003).



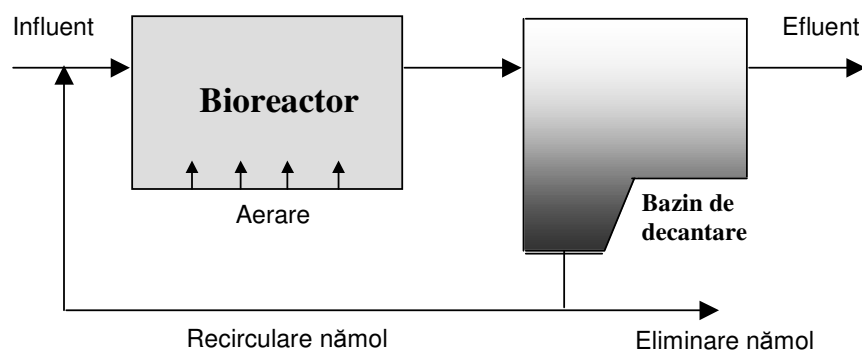
**Figura I.0.2.** Schema generală a procesului de tratare a apelor uzate cu nămol activ

Scopul tratamentului biologic cu nămol activ a fost, inițial, doar acela de a reduce materia organică, realizându-se și eliminarea unor cantități limitate a substanțelor nutritive (azot și fosfor). Schema unei instalații de tratare a apelor uzate, configurată pentru eliminarea biologică a materiei organice, este prezentată în figura I.0.3. Instalația constă dintr-un bioreactor în care are loc, în condiții aerobe, tratamentul biologic cu nămol activ al apelor uzate și un bazin de decantare, cu rol în sedimentarea nămolului.

De-a lungul timpului, rolul tratamentului biologic a evoluat, el fiind implicat și în îndepărtarea biologică a azotului și fosforului.

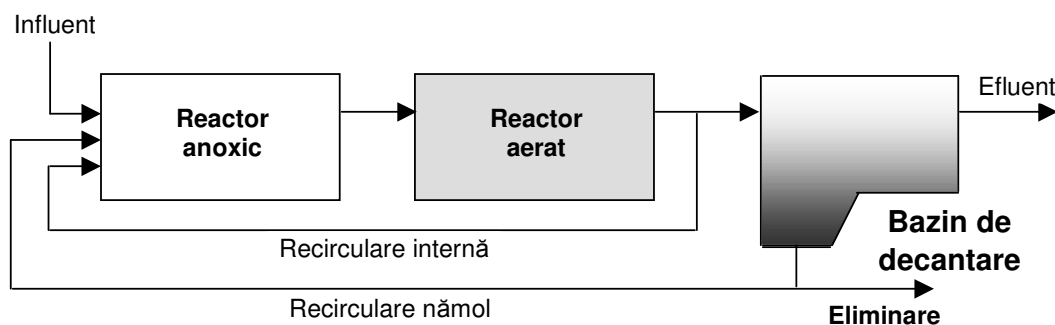
Procesul îndepărtării azotului necesită atât condiții aerobe cât și anaerobe și constă dintr-o etapă de nitrificare (în condiții aerobe microorganismele autotrofe consumă carbon solubil, amoniu și oxigen dizolvat, producând biomasă și nitrat) și o etapă de denitrificare (în condiții

anaerobe microorganisme heterotrofe utilizează nitratul ca o sursă de oxigen, producând biomasă și azot gazos, ce este eliminat din apă în aerul atmosferic).



**Figura I.0.3.** Schema instalației de tratare a apelor uzate cu nămol activ configurată pentru îndepărtarea biologică a substratului organic

Schema unei instalații de tratare a apelor uzate configurată pentru eliminarea biologică a azotului este prezentată în figura I.0.4. În figură se observă existența unui circuit de recirculare internă a apei uzate, suplimentar celui de recirculare a nămolului activ. Circuitul de recirculare internă are rolul de a asigura prezența nitrului în primul reactor, cel anoxic.



**Figura I.0.4.** Schema instalației de tratare a apelor uzate configurată pentru eliminarea biologică a azotului

Procesul îndepărtării fosforului este mult mai complex, fiind realizat de o serie de organisme capabile să acumuleze fosfor. Aceste organisme elimină fosfat în condiții anaerobe și acumulează fosfați în condiții aerobe. Cum acumularea este cu mult mai mare decât eliminarea, rezultă că procesul duce la o eliminare a fosforului din apă.

Schema instalației de tratare a apelor uzate configurată pentru eliminarea biologică a fosforului este similară cu cea pentru eliminarea azotului. Suplimentar există un reactor anaerobic BIO-P (*biological phosphorous reactor*), situat înaintea celui anoxic, cu rol în eliberarea fosforului.

**Tratarea nămolului** (etapă existentă în cazul stațiilor de tratare a apelor uzate cu nămol activ): Scopul acestei etape este acela de a pregăti nămolul pentru eliminarea din sistem. Digestia anaerobă este probabil una din cele mai utilizate tehnici pentru reducerea cantității de nămol. În același timp, digestia anaerobă produce gaz, ce constituie o importantă sursă de

energie, utilizată de obicei în cadrul stației de tratare a apei uzate. Tratarea nămolului implică diferite procedee de uscare, prin care se reduce conținutul de apă al nămolului, reducându-se pe această cale atât volumul, cât și greutatea acestuia. Depozitarea nămolului rezultat constituie o problemă importantă, existând o preocupare deosebită în această direcție.

Se încearcă prelucrarea nămolului activ în exces în vederea folosirii acestuia în alte activități industriale, în special ca îngrășământ în agricultură.

**Tratamentul chimic:** această etapă constă în îmbunătățirea calității efluentului și în dezinfectare. În scopul îmbunătățirii calității efluentului se folosesc: micro-site, terenuri de iarbă, straturi de pietriș și filtre de nisip.

Dezinfectarea se face folosind metode chimice (pe bază de clor sau ozon) sau, mai recent, se folosesc metode fizice (utilizarea radiațiilor ultraviolete, ionizante sau a ultrasunetelor).

Înainte de apariția procedurii de îndepărtare biologică a fosforului din apa reziduală, această etapă cuprindea și eliminarea fosforului prin precipitare chimică. Procedul constă în adăugarea unei substanțe chimice în apa uzată (de obicei o sare de aluminiu sau fier), substanță ce are rolul de a concentra (precipita) moleculele de fosfor sub forma unei substanțe ce poate fi îndepărtată prin sedimentare. După sedimentare, fosforul este îndepărtat prin intermediul nămolului.

## ***Bibliografie***

- Halvarsson, B., 2003, *Applications of Coupling Analysis on Bioreactor Models*, MSc Thesis, Uppsala University.
- Ingildsen, P., 2002, *Realising Full-Scale Control in Wastewater Treatment Systems Using In Situ Nutrient Sensors*, Ph.D. Thesis, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund University.
- Vrecko, D., Gernaey, K.V., Rosen, C., Jeppsson, U., 2006, Benchmark simulation model No 2 in Matlab-Simulink: towards plant-wide WWTP control strategy evaluation, *IWA World Water Congress*, China.

## **Obiectivul I. Activitatea I.1**

### **Colectarea de ape reziduale de la agenți economici din industria alimentară**

## **Raport tehnic de activitate**

## **I.1. Colectarea de ape reziduale de la agenți economici din industria alimentară**

### **Cuprins**

I.1.1. Principii generale .....	14
I.1.2. Alegerea echipamentelor de prelevare .....	14
I.1.3. Stabilirea punctelor de prelevare .....	14
I.1.4. Stabilirea frecvenței, momentului și duratei prelevării .....	18
I.1.5. Alegerea metodei de prelevare .....	18
I.1.6. Conservarea, transportul și depozitarea probelor .....	18
I.1.7. Concluzii la colectarea de ape reziduale de la agenți economici din industria alimentară .....	18
<i>Bibliografie</i> .....	18

### **I.1.1. Principii generale**

Pentru caracterizarea corectă a apelor reziduale este necesară stabilirea unui program de prelevare în conformitate cu standardele în vigoare.

Astfel, programul de prelevare a fost stabilit respectând SR ISO 5667-10.

Au fost parcurse următoarele etape:

- alegerea echipamentelor de prelevare;
- stabilirea punctelor din care se va face prelevarea;
- stabilirea frecvenței, momentului și duratei prelevării;
- alegerea metodei de prelevare;
- conservarea, transportul și depozitarea probelor.

### **I.1.2. Alegerea echipamentelor de prelevare**

Pentru prelevare s-a folosit un echipament de prelevare manuală format dintr-un flacon cu gât larg, prevăzut cu mâner cu lungime adecvată și cu volum de 1 litru.

Flaconul folosit a fost din sticlă. Înainte de prelevare el a fost curățat prin spălare cu apă și detergent, și apoi clătit cu apă.

Înainte de utilizare echipamentul de prelevare a apelor reziduale ce urmau a fi analizate fizico-chimic a fost clătit cu apa din care s-a efectuat prelevarea, cu scopul de a reduce la minimum riscurile contaminării.

Prelevarea apelor reziduale folosite pentru efectuarea analizelor microbiologice s-a realizat în flacoane sterilizate. Pentru acestea nu s-a efectuat clătirea cu apă de analizat deoarece exista posibilitatea introducerii de erori în rezultatele analizelor.

### **I.1.3. Stabilirea punctelor de prelevare**

După examinarea planurilor unităților de producție au fost identificate și apoi inspectate punctele de evacuare ale apelor reziduale din secții.

Prelevarea s-a realizat din canalele de scurgere amplasate în curtea unităților de producție, înainte ca aceste ape reziduale să fie deversate în sistemul municipal de colectare.

Înainte de prelevarea probelor au fost curățate amplasamentele canalizărilor și ale sistemelor de curgere astfel încât să se elimine de pe suprafața interioară a locurilor orice urmă de crustă, nămol, peliculă biologică.

În timpul inspectării s-a constatat prezența turbulenței în curgerea respectivă, ceea ce înseamnă că se asigura o bună amestecare a apelor reziduale.

Au fost efectuate prelevări de ape reziduale de la o fabrică de bere, o fabrică de prelucrare a laptelui și o secție de drojdie de panificație.

Pentru respectarea confidențialității agenților economici de la care s-au făcut prelevările de ape reziduale, la cererea expresă a acestora, acestea sunt denumite astfel:

- fabrica de bere A;
- fabrica de prelucrare a laptelui B;
- secția de drojdie de panificație C.

La fabrica de bere A prelevările de ape reziduale au fost efectuate din canalizările în care sunt deversate apele reziduale de la următoarele secții de producție:

- secția de Fierbere;
- secția de Fermentare;
- secția de Îmbuteliere;
- secțiile de Fermentare + Filtrare + Îmbuteliere – canalizare centralizată.

În figura I.1.1 este reprezentată schematizat poziția punctelor de prelevare pe teritoriul fabricii de bere A.

La fabrica de prelucrare a produselor lactate prelevările s-au efectuat din canalizările în care sunt deversate apele reziduale de la următoarele secții:

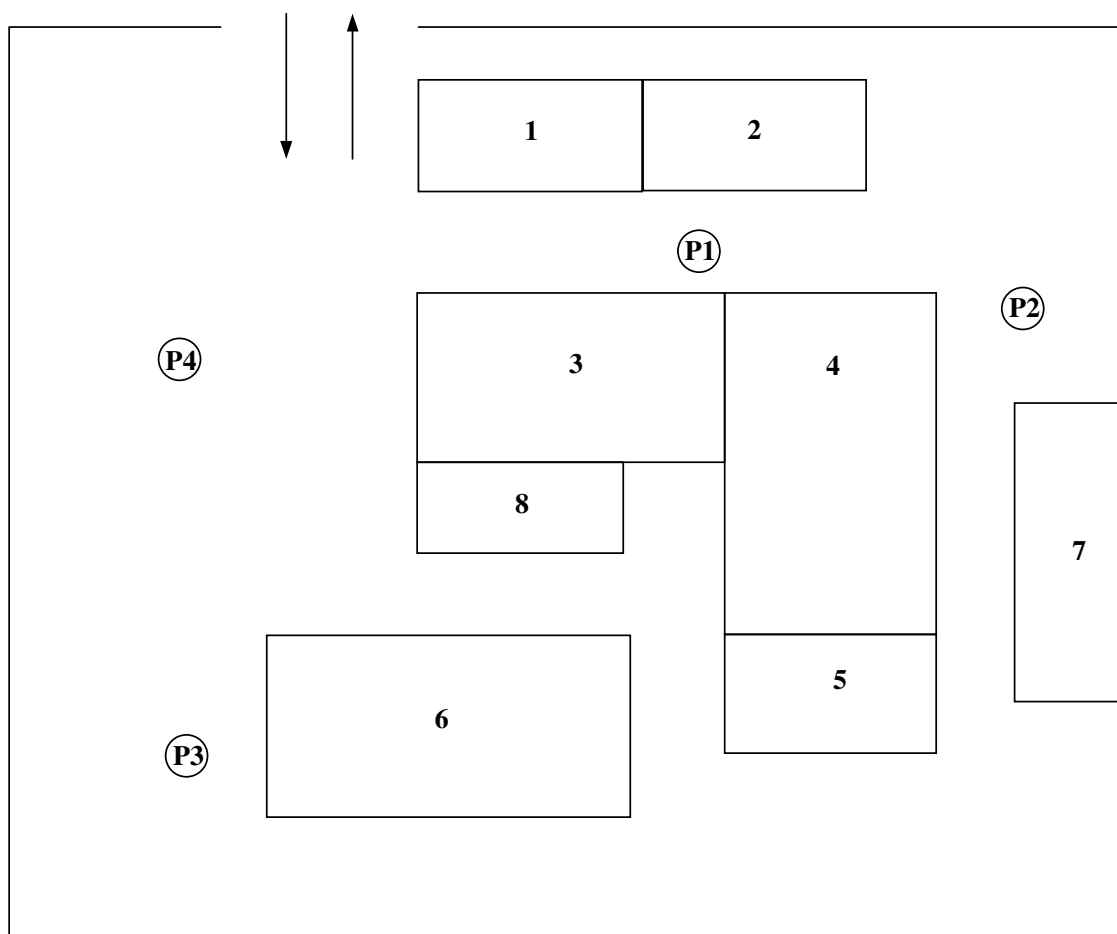
- recepția laptelui;
- fabricarea untului;
- efluent total.

În figura I.1.2 este prezentată schematizat poziția punctelor de prelevare pe teritoriul fabricii de prelucrare a laptelui B.

La secția de obținere a drojdiei de panificație C au fost efectuate prelevări de ape reziduale la intrarea și la ieșirea din stația de epurare cu care este dotată această secție pentru a realiza o epurare parțială astfel încât apele reziduale să poată fi deversate în cursuri de apă curgătoare.

S-au utilizat probe medii zilnice, și s-a făcut o medie lunară.

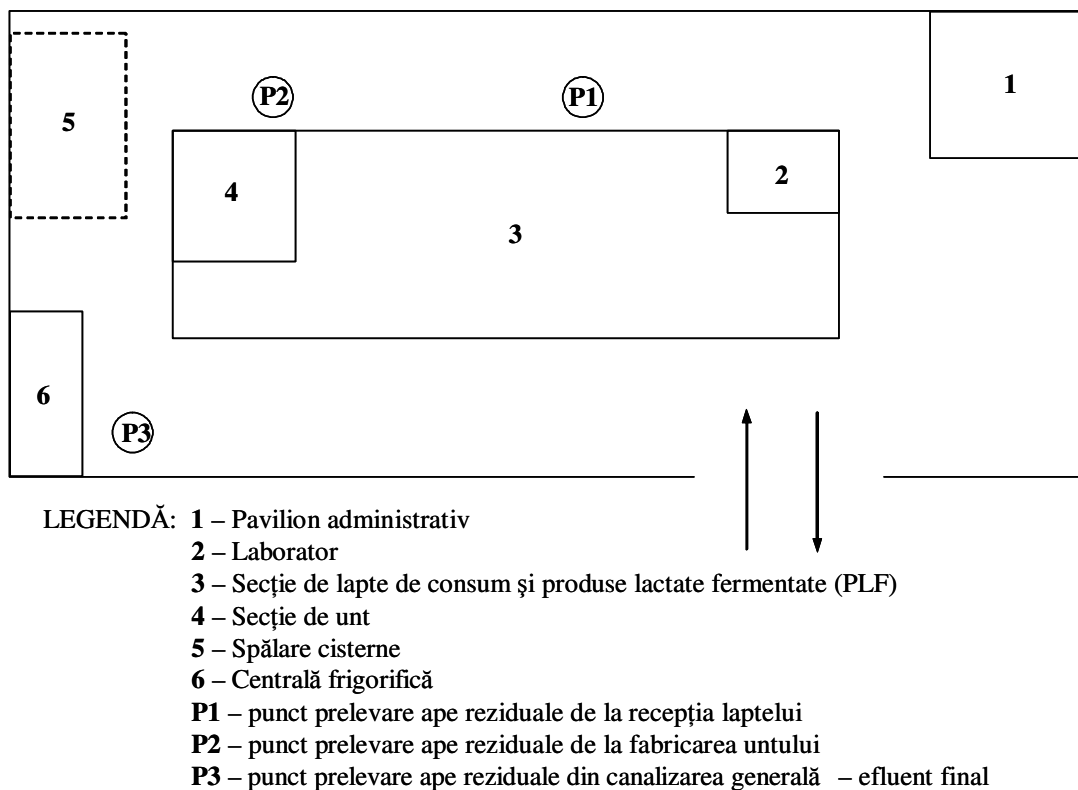
Poziția punctelor de prelevare la secția de obținere a drojdiei de panificație este reprezentată în figura I.1.3.



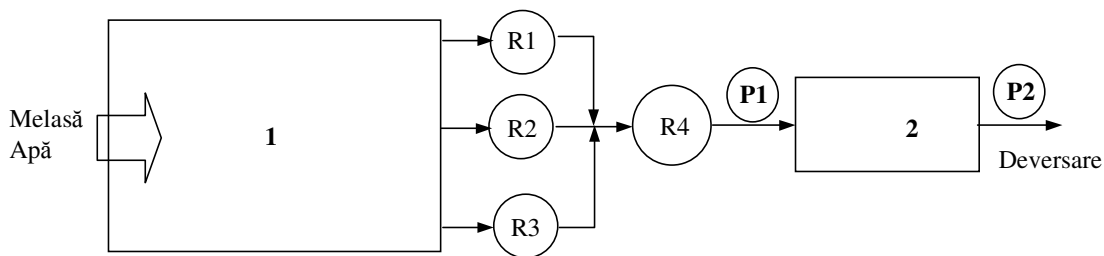
- LEGENDĂ:
- 1 – Pavilion administrativ
  - 2 – Laborator central
  - 3 – Secție de fierbere
  - 4 – Secție de fermentare și maturare
  - 5 – Secție de filtrare și limpezire
  - 6 – Secție de îmbuteliere
  - 7 – Centrală frigorifică
  - 8 – Centrală termică
  - P1 – punct prelevare ape reziduale de la secția Fierbere
  - P2 – punct prelevare ape reziduale de la secția Fermentare
  - P3 – punct prelevare ape reziduale de la secția Îmbuteliere
  - P4 – punct prelevare ape reziduale din canalizarea comună a secțiilor Fermentare + Filtrare + Îmbuteliere

*Figura I.1.1.* Localizarea punctelor de prelevare a apelor reziduale la fabrica de bere A.





**Figura I.1.2.** Localizarea punctelor de prelevare a apelor reziduale la fabrica de prelucrare a laptelui B.



- LEGENDĂ: 1 - Secție de producție drojdie de panificație  
 2 - Stație de epurare  
 R1, R2, R3 - rezervoare de stocare ape reziduale  
 R4 - rezervor de amestecare / egalizare  
 P1 - punct prelevare probe ape reziduale înainte de stația de epurare  
 P2 - punct prelevare probe după stația de epurare

**Figura I.1.3.** Localizarea punctelor de prelevare a apelor reziduale la secția de drojdie de panificație C.

#### **I.1.4. Stabilirea frecvenței, momentului și duratei prelevării**

Prelevarea probelor s-a realizat în zilele în care secțiile unităților de producție funcționau la capacitate maximă.

Au fost prelevate probe săptămânal, pe parcursul a 3 luni (august, septembrie, octombrie) la fabricile de bere A și de prelucrare a laptelui B, respectiv probe zilnice pe parcursul unei luni (septembrie) la secția de drojdie de panificație C.

Durata totală a prelevării unei probe medii a fost de 2 ore.

#### **I.1.5. Alegerea metodei de prelevare**

Au fost prelevate mai multe probe punctuale, de volum constant – 250 ml, prelevate la intervale de timp constante.

Prin amestecarea probelor punctuale s-au obținut probe medii.

#### **I.1.6. Conservarea, transportul și depozitarea probelor**

Probele prelevate au fost răcite la 0...4°C și transportate cu o geantă frigorifică la laboratorul de analize de la Facultatea Știința și Ingineria Alimentelor.

Conservarea probelor s-a realizat prin răcire la 0...4°C.

#### **I.1.7. Concluzii la colectarea de ape reziduale de la agenți economici din industria alimentară**

Procedurile de prelevare a probelor de ape reziduale de la agenții economici precizați mai sus au respectat cerințele standardului de prelevare a apelor reziduale SR ISO 5667-10.

#### ***Bibliografie***

Horan, N.J., 1989. *Biological wastewater treatment systems. Theory and operation*, John Wiley & Sons, Chichester, GB.

Nyhuis, G., 1994. Treatment of dairy waste water (Behandlung der Abwaesser von Molkereibetrieben), *Deutsche Milchwirtschaft*, 45 (11): 502-506.

Rosenwinkel, K.H. and Seyfried, C.F., 1985. Purification of brewery effluents, *Brauwelt Intl.*, II, p. 219-231.

SR ISO 5667-10 Calitatea apei – prelevare. Partea 10. Ghid pentru prelevarea apelor uzate.

## **Obiectivul I. Activitatea I.2**

**Identificarea substanțelor poluante  
care trebuie eliminate din apele reziduale**

**Raport științific**

## **I.2. Identificarea substanțelor poluante care trebuie eliminate din apele reziduale**

### **Cuprins**

I.2.1. Indicatorii de apreciere a poluării apei .....	21
I.2.2. Caracteristici ale apelor reziduale din câteva ramuri ale industriei alimentare .....	22
I.2.2.1. Ape reziduale din industria malțului și berii .....	22
I.2.2.2. Ape reziduale din industria de prelucrare a laptelui .....	23
I.2.2.3. Ape reziduale din industria drojdiei de panificație .....	25
I.2.3. Condiții de deversare a apelor reziduale în cursuri de apă .....	25
I.2.4. Importanța proceselor biologice în epurarea apelor reziduale .....	29
<i>Bibliografie</i> .....	30

### I.2.1. Indicatorii de apreciere a poluării apei

Poluarea apelor reziduale poate fi de origine minerală, organică sau microbiologică.

Dintre poluanții minerali cel mai mare efect îl au nisipul, particulele de pământ, sărurile minerale și acizii și bazele dizolvate.

Poluarea organică este de natură vegetală sau animală. Cea mai frecventă poluare de natură organică a apelor reziduale din industria alimentară este cea vegetală, dată de resturi de plante, fructe, legume, textile, hârtie, uleiuri vegetale, al căror element de bază este carbonul. Poluarea organică de origine animală este dată de resturi de țesuturi animale, acizi organici, excremente etc. al căror principal indicator este azotul (Edeline, 1988).

Poluarea microbiologică este produsă în special de microorganisme vii cum sunt drojdiile, mucegaiurile și diferite bacterii, având ca proveniență microflora epifită a materiilor prime, sau fiind rezultate din materiile de dejecție ale organismelor vii.

Gradul de poluare al unei ape reziduale se urmărește înainte și după epurare prin determinarea următoarelor caracteristici:

- **pH**-ul (SR ISO 10523:1997);
- **suspensiile solide** fixe și volatile și substanțele dizolvate (STAS 6953-81);
- **CBO**: **CBO<sub>5</sub>** **CBO<sub>21</sub>** – consumul biochimic de oxigen la 5 zile, respectiv după 21 de zile, în mg/L, necesar pentru oxidarea biochimică a materiilor organice la o temperatură de 20°C și în condiții de întuneric (STAS 6560-82);
- **CCO**, consumul chimic de oxigen, în mg/L, necesar pentru oxidarea sărurilor minerale oxidabile și a substanțelor organice, determinat prin:  
metoda cu permanganat de potasiu, **CCO-Mn** (STAS 9887-74);  
metoda cu bicromat de potasiu, **CCO-Cr** (SR ISO 6060:1996).

Între cei doi indicatori există următoarele corelații:

$$CCO = CBO_{21}$$

$$CCO \cong 1,46 \times CBO_5$$

iar pentru prezența în apă a substanțelor nebiodegradabile  $CCO > CBO_{21}$ ;

- **prezența azotului** (STAS 7312-83), întâlnit sub formă de amoniu (SR ISO 7150-1:2001), amoniac liber (STAS 8683-70), azot organic, nitrați (STAS 8900/1-71) și nitriți (STAS 8900/2-71);
- **prezența sărurilor**: sulfiți (STAS 7661-89), sulfăți (STAS 8601-70), sulfuri (SR ISO 10530:1997), cloruri (STAS 8663-70);
- **prezența metalelor**: cupru (STAS 7795-80), crom (SR ISO 9174:1998), nichel (STAS 7987-67), mercur (STAS 8045-79), argint (STAS 8190-68), cobalt (STAS 8288-69), zinc (STAS

8314-87), sodiu și potasiu (STAS 8295-69), siliciu (STAS 9375-73), aluminiu (STAS 9411-83), cadmiu (STAS 7852-80), mangan (SR ISO 6333:1997) etc.;

- **prezența substanțelor organice greu biodegradabile:** cianuri (SR ISO 6703-1:1998), toluen (STAS 8484-69), anilină (STAS 8507-70), benzen (STAS 8508-70), naftalină (STAS 8562-70), furfural (STAS 8685-70), chinoleină (STAS 8716-70), compuși hidroaromatici (STAS 8891-71) etc.;
- **prezența microorganismelor** de diverse tipuri, unele contribuind la procesul de epurare, iar altele putând produce îmbolnăviri ale oamenilor și animalelor; prezența acestora din urmă impune necesitatea dezinfectării apei la ieșirea din stația de epurare (STAS 3001-91).

## **I.2.2. Caracteristici ale apelor reziduale din câteva ramuri ale industriei alimentare**

### **I.2.2.1. Ape reziduale din industria malțului și berii**

Apele reziduale din industria malțului provin în special de la golirea linurilor de înmuiere (apele de spălare a orzoaicei sau orzului), apele de spălare și curățare a spațiilor de producție, a spațiilor anexe și a utilajelor și apele de răcire și condensare. Ele au volum și compoziție variabile în funcție de procedeul de malțificare și de recirculare a apelor de înmuiere.

Din punct de vedere compozițional apele reziduale proaspete de la mălțării sunt soluții diluate de glucide, protide solubilizate și săruri minerale, îndeosebi fosfați, în care se găsesc în suspensie particule de pământ, praf, fragmente de grăunțe etc. Aceste ape intră repede în faza de fermentare acidă, cu producere de acizi: lactic, butiric, formic, urmată de putrefacție (Hough, 1985; Wilderer și Fedder, 1985; Bloor *et al.*, 1995; Muñoz *et al.*, 2006).

Din industria berii rezultă ape reziduale concentrate de la diferite operații ale procesului tehnologic și ape reziduale mai diluate, constituite din apele de spălare a încăperilor, rezervoarelor, conductelor și ambalajelor. Astfel, apele reziduale concentrate, care reprezintă maximum 0,5 % din debitul total de apă evacuat, conțin cca. 24 % din încărcarea organică exprimată prin CBO<sub>5</sub>.

Din cauza conținutului ridicat în materii organice degradabile, cât și a microorganismelor antrenate, aceste ape suportă o descompunere rapidă a materiei organice, asociată cu o acidulare sau putrefacție (Rosenwinkel și Seyfried, 1985; Vriens *et al.*, 1990; Eyben *et al.*, 1995; Alvarez-Ahedo, 1993; Liu *et al.*, 2002; Fillaudeau *et al.*, 2006).

Îndepărtarea etichetelor la spălarea sticlelor recirculate mărește mult cantitatea de materii în suspensie în apele reziduale. Efectele dăunătoare ale deversării acestor ape sunt asemănătoare cu cele ale apelor reziduale menajere.

În tabelul I.2.1 sunt prezentate caracteristicile medii ale apelor reziduale provenite din industria malțului și berii.

**Tabelul I.2.1.** Caracteristicile apelor reziduale din industria malțului și berii

Indicatori	Unități de măsură	Ape reziduale din industria:	
		malțului	berii
Volum de ape reziduale		1,9 - 2,7 m <sup>3</sup> /t	3-5 - 40-60 m <sup>3</sup> /hl
pH	-	6,0 - 7,7	3,7 - 12,8
Materii în suspensie	mg/L	220	560 - 900
CBO <sub>5</sub>	mg/L	700 - 1600	24 - 4 820
CCO	mg/L	820 - 1400	128 - 8 420
Azot	mg/L	30 - 80	100
Fosfor	mg/L	15 - 35	20

Epurarea apelor reziduale de la mălțării și fabricarea berii constă în trecerea lor prin sită și decantor, urmată de neutralizarea acizilor cu var. Aceste ape pot fi folosite la irigații sau după amestecare cu ape reziduale orășenești pot fi supuse epurării biologice folosind procedee de purificare aerobe cu nămol activ sau anaerobe (Edeline, 1988; Horan, 1989; Long, 1996).

### **I.2.2.2. Ape reziduale din industria de prelucrare a laptelui**

În cursul proceselor tehnologice de prelucrare a laptelui au loc pierderi importante de substanță uscată în apele evacuate. Datorită compoziției lor (proteine, lipide, lactoză), apele reziduale nu pot fi deversate la rețeaua de canalizare înainte să se realizeze purificarea lor, deoarece simpla deversare ar contribui la poluarea mediului înconjurător.

Apele reziduale din fabricile de prelucrare a laptelui sunt formate din ape reziduale industriale, poluate, ape reziduale menajere provenind de la grupuri sanitare și ape reziduale convențional curate (de răcire, încălzire și de condensare), nepoluante.

În fabricile de produse lactate acide și în fabricile de ambalare a laptelui de consum, apele reziduale industriale se compun numai din ape de spălare și de curățire rezultate la recepția laptelui sau la umplerea recipientelor, la curățirea camioanelor cisternă, a pasteurizatoarelor și a vaporizatoarelor etc. Aceste ape conțin urme de lapte și uneori de substanțe chimice utilizate pentru curățire și dezinfecție. Apele reziduale industriale includ și apele de spălare rezultate de la fabricarea untului (zara). De obicei primele ape de spălare a untului, datorită conținutului lor de lipide și de săruri nutritive, se folosesc în scop furajer.

În multe situații, îndeosebi în fabricile de capacitate mică, zerul obținut la fabricarea brânzeturilor este evacuat cu apele reziduale reprezentând un factor important de poluare, motiv pentru care se recomandă utilizarea lui pentru hrana animalelor sau valorificarea pe alte căi.

Celelalte componente ale apelor reziduale industriale rezultate într-o fabrică de prelucrare a laptelui sunt aproape exclusiv ape de spălare și curățire a aparatelor și recipientelor și a sălilor de fabricație. O atenție deosebită trebuie acordată, din punct de vedere igienic, apelor de spălare a sălii de primire a laptelui și a bidoanelor, ca și a sedimentului de la bactofugare, întrucât acestea sunt prezintă riscul de a conține microorganisme patogene (Orhon *et al.*, 1993).

Din punct de vedere biochimic, apele reziduale de la fabricile de lapte ocupă o poziție deosebită, întrucât pot trece foarte repede în stadiul de fermentație acidă datorită conținutului lor în lactoză. În acest proces lactoza poate fi transformată în acid lactic, acid butiric, acid propionic și gaze: dioxid de carbon, hidrogen.

Apele reziduale devin acide, valoarea pH-ului scăzând la valori sub 3, când se produce o precipitare a proteinelor. Procesele fermentative sunt accelerate de temperatura relativ ridicată a apelor reziduale (28...35°C).

Volumul apelor reziduale industriale produse într-o fabrică de prelucrare a laptelui este funcție de tipul de produs lactat ce urmează a fi obținut, de capacitatea de prelucrare, de gradul de reutilizare a apei etc. De exemplu, la fabricarea brânzeturilor, laptelui praf și laptelui concentrat se produc volume mai mari de ape reziduale decât la pasteurizarea laptelui (tabelele I.2.2 și I.2.3).

**Tabelul I.2.2.** Compoziția medie a apelor reziduale rezultate de la o fabrică de prelucrare a laptelui

Tipul de apă reziduală	Reziduu, mg/L		Proteine	Lipide	Lactoză	pH
	Total	Fix	mg/L	mg/L	mg/L	upH
Primire lapte	1500-4600	500-1700	200-1000	300-1100	200-1400	8,3-10,1
Fabricare unt	400-7500	300-2100	20-2900	100-600	20-1600	6,5-9,7
Fabricare brânzeturi	1200-16200	400-2900	400-2000	300-500	100-9400	4,3-7,9
Ape reziduale totale	1200-3100	700-1800	340-380	240-350	350-920	7,4-9,4

**Tabelul I.2.3.** Indicatorii medii ai poluării pe categorii de întreprinderi de prelucrare a laptelui

Tipul întreprinderii	Indicatori de poluare							
	Debit m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	CCO mg/L	CBO <sub>5</sub> mg/L	Suspensii mg/L	Lipide mg/L	Azot mg/L	Fosfor mg/L	Cloruri mg/L
Produse lactate	15,0	8 000	4 200	2 600	720	180	120	400
Lapte și unt	15,7	15 100	6 500	5 200	2 600	300	70	680
Brânzeturi (telemea și produse proaspete)	41,0	62 500	30 200	31 400	4 900	1 600	650	14 700

Epurarea urmărește mai întâi separarea grăsimilor (separatoare), urmată de o tratare cu coagulanți și substanțe dezinfectante. Apele reziduale cu conținut de acid lactic sunt neutralizate cu var până la pH = 7,6 - 7,8. Epurarea biologică se poate realiza în mod natural (folosirea pentru irigații) sau dirijat în biofiltre sau bazine de aerare cu nămol activ în care apele reziduale se introduc după diluare cu ape de răcire, dacă acestea nu sunt refoosite (Huber și Metzner, 1986; Henck *et al.*, 1993; Barnett *et al.*, 1994; Nyhuis, 1994; Strydom *et al.*, 1995; He *et al.*, 2005; Arbeli *et al.*, 2006; Loperena *et al.*, 2007).



### I.2.2.3. Ape reziduale din industria drojdiei de panificație

Apele reziduale de la fabricarea drojdiei de panificație sunt diferențiate în funcție de materia primă folosită în procesul tehnologic (melasă, borhoturi, leșii sulfite, zer, hidrolizate de lemn etc.), dar au și caracteristici comune (tabelul I.2.4).

Astfel, toate aceste ape au un caracter acid ( $pH = 4-5$ ) și conțin în stare dizolvată glucide, rășini, gume, acizi organici). Încărcarea organică destul de mare produce consumarea oxigenului din apa receptoare, cu degajare de mirosuri neplăcute și dezvoltare microbiană. Apele reziduale au și efecte toxice asupra peștilor din cauza conținutului de furfural, rășini și substanțe tanante. Efectul eutrofizant este sporit de prezența sărurilor de amoniu și fosfați adăugați în procesul tehnologic pentru obținerea mediului nutritiv corespunzător dezvoltării drojdiilor și neconsumate în totalitate (van der Merwe, M. and Britz, T.J.,1993; Kida *et al.*, 1995; Deveci and Çiftçi, 2001).

**Tabelul I.2.4.** Caracteristicile apelor reziduale din industria drojdiei de panificație

Indicatori	Unități de măsură	Ape reziduale din industria drojdiei de panificație	
		după prima separare a drojdiei	final
Culoare	-	galben închis	galben închis
pH	-	6,0	4,1
Reziduu uscat	mg/l	9 178	1 696
CBO <sub>5</sub>	mg/l	8 300	1 100
Azot total	mg/l	271	42
Sulfați	mg/l	938	113

Apele de spălare sunt epurate prin metode fizico-chimice (sedimentare, filtrare etc.), iar celelalte ape și biologic. Se poate folosi epurarea biologică naturală dacă este posibil, tratarea în biofiltre sau bazine cu nămol activ sau biofiltre cu aerare artificială.

Epurarea în bazine cu nămol activ prezintă dezavantajul separării unui nămol care conține gaze și care poate forma o spumă densă în cazul apelor reziduale cu conținut de borhot.

### I.2.3. Condiții de deversare a apelor reziduale în cursuri de apă

Apele reziduale deversate în cursurile de apă receptoare trebuie să aibă un asemenea grad de puritate astfel încât să nu pericliteze viața acvatică și să poată fi folosită pentru scopuri industriale și chiar ca apă potabilă în anumite situații. Concentrația maximă admisă se stabilește în fiecare țară în funcție de condițiile specifice.

Condițiile de deversare a apelor reziduale în cursurile de apă receptoare naturale (lacuri, râuri etc.) în România sunt reglementate prin STAS 4706-88 și prezentate în tabelul I.2.5. Ele sunt diferențiate pe categorii de bazine receptoare ale apelor de suprafață:

- **categoria I:** bazine naturale pentru alimentări centrale cu apă potabilă;
- **categoria a II-a:** bazine pentru alimentarea cu apă a industriei alimentare, centrelor piscicole;
- **categoria a III-a:** bazine numai pentru agrement sau scopuri arhitectonice.

**Tabelul I.2.5.** Condițiile de deversare a apelor reziduale în cursuri de apă

Caracteristici	Unitate de măsură	Categorii de bazine receptoare ale apelor de suprafață			
		I	II	III	
Condiții pentru regimul oxigenului					
Oxigen dizolvat	mg/l	6	5	4	
CBO <sub>5</sub>	mg/L, maximum	5	7	12	
CCO-Mn	mg/L, maximum	10	15	25	
CCO-Cr	mg/L, maximum	10	20	30	
Condiții de mineralizare					
Cloruri	mg/L, maximum	250	300	300	
Sulfați	mg/L, maximum	200	400	400	
Calciu	mg/L, maximum	150	200	300	
Magneziu	mg/L, maximum	50	100	200	
Reziduu uscat la 105°C	mg/L, maximum	750	1 000	1 200	
Materii în suspensie în apele reziduale înainte de deversare – în funcție de gradul de diluție					
Gradul de diluție	0 - 20	mg/L, maximum	20 - 40	25 - 60	30 - 100
	20 - 50	mg/L, maximum	40 - 100	60 - 150	100 - 250
	50 - 150	mg/L, maximum	100 - 300	150 - 450	250 - 750
	150 - 500	mg/L, maximum	300 - 1 000	450 - 1 500	750 - 2 500
Condiții senzoriale și bacteriologice					
Culoare	-	fără culoare			
Miros	-	fără miros			
Coliformi	nr./l, maximum	100 000	nu se normează		
Indicatori chimici					
pH	unități pH	6,5 - 8,5			
Amoniac liber	mg/L, maximum	0,1	0,3	0,5	
Clor rezidual liber	mg/L, maximum	0,005			
Cupru	mg/L, maximum	0,05			
Detergenți anionici	mg/L, maximum	0,05			
Dioxid de carbon liber	mg/L, maximum	50			
Fier total	mg/L, maximum	0,3	1	1	

**Tabelul I.2.5.** Condițiile de deversare a apelor reziduale în cursuri de apă (*continuare*)

Caracteristici	Unitate de măsură	Categorii de ape de suprafață		
		I	II	III
Fenoli antrenabili cu vapori de apă (monofenoli)	mg/L, maximum	0,001	0,02	0,05
Fluor	mg/L, maximum	0,5		
Fosfor	mg/L, maximum	–		
Furfurol	mg/L, maximum	5	5	5
H <sub>2</sub> S și sulfuri	mg/L, maximum	lipsă		0,1
Mangan	mg/L, maximum	0,1	0,3	0,8
Nitrați	mg/L, maximum	13	30	-
Pesticide - erbicide - insecticide	mg/L, maximum	0,001		
		0,0001		
Plumb	mg/L, maximum	0,05		
Țiței și produse derivate	mg/L, maximum	0,1	0,1	0,1

Pentru a corespunde acestor condiții de deversare, apele reziduale provenite din industria alimentară trebuie mai întâi să fie epurate. De obicei în industria alimentară se practică doar o preepurare a apelor reziduale, care apoi sunt deversate în rețeaua de canalizare.

La deversarea apelor reziduale în rețeaua de canalizare se ține seama de influența exercitată de ape asupra rețelei de canalizare, asupra posibilităților de epurare ulterioară a apelor reziduale orășenești și asupra condițiilor de microclimat. În general, aceste ape trebuie să nu conțină substanțe cu acțiune agresivă asupra rețelei de canalizare (ape cu pH acid sau puternic alcalin), substanțe toxice, suspensii care pot înfundă canalele, materiale în descompunere care pot degaja mirosuri neplăcute.

Tabelul I.2.6. prezintă componenții care pot fi prezenți în apele reziduale din industria alimentară și acțiunile agresive pe care le pot exercita asupra rețelei de canalizare.

Temperatura apelor reziduale evacuate în canalizarea orășenească trebuie să fie sub 40°C, pentru a se evita înmuierea mufelor etanșate cu smoală sau accelerarea proceselor de descompunere a apelor reziduale orășenești.

În funcție de influența exercitată de apele reziduale din industria alimentară asupra epurării ulterioare a apelor reziduale orășenești se disting următoarele clase de ape reziduale industriale:

- **clasa I:** ape cu compoziție similară apelor reziduale orășenești (apele de la fabricile de produse zaharoase, de ulei, conserve, etc.);
- **clasa a II-a:** ape cu conținut pur organic, ce pot fi amestecate cu apele orășenești, în debite și diluții convenabile (efluentii de la fabricile de produse lactate, bere, drojdie presată, etc.);
- **clasa a III-a:** ape care pot fi deversate în canalizarea orășenească, după o prealabilă pretratare (ape de la abatoare, fabrici de spirt, distilerii de vin, unele fabrici de produse lactate, etc.);

- **clasa a IV-a:** ape a căror deversare în canalizarea orășenească nu este admisă (ape fierbinți, ape cu miros urât, de putrefacție etc.).

**Tabelul I.2.6.** Componenți ai apelor reziduale din industria alimentară și acțiuni ale acestora

Caracterizarea acțiunii	Componenții activi	Rezultatul acțiunii
Dizolvanță (înmuierea betonului)	Apă distilată (de condens) Dioxid de carbon Acid lactic Acizi (HCl, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , HNO <sub>3</sub> ) Zahăr	formare de Ca(OH) <sub>2</sub> formare de bicarbonat de Ca formare de lactat de Ca dizolvarea cimentului formare de zaharat de Ca
Antrenantă (spală betonul)	Săruri ale acizilor sulfuric, sulfuros, sulfhidric	Formarea gipsului și a sulfoaluminului de Ca
Dizolvanță și antrenantă	Grăsimi, uleiuri, acizi organici	Formarea de săpunuri de Ca și săruri de Ca ale acizilor organici

Apele reziduale de la abatoare, fabrici de produse lactate, spirt, bere, margarină, zahăr, amidon etc., conțin substanțe proteice, glucide, lipide și săruri minerale în proporții variabile în funcție de proveniență. Acest conținut le face să fie favorabile dezvoltării microorganismelor, provocând contaminarea bacteriană a apelor receptoare, cu implicații igienico-sanitare nefavorabile.

Apele reziduale din industria alimentară pot fi cauza unui consum mărit de oxigen dizolvat în apa receptoare, provocând astfel moartea peștilor și distrugerea faunei acvatice, fenomen cunoscut sub denumirea de eutrofizare. Ele pot, de asemenea, să influențeze ritmul de autoepurare din apa râului în care s-ar deversa fără tratament prealabil sau fără a fi diluate corespunzător.

Astfel, aspectele mai importante de care se ține seama sunt:

- reducerea nocivității apelor reziduale prin modificarea proceselor tehnologice;
- extragerea și valorificarea unor componente ale apelor reziduale și utilizarea lor în scopuri corespunzătoare;
- recircularea apelor sau reutilizarea lor, cu sau fără o tratare prealabilă.

### **I.2.4. Importanța proceselor biologice în epurarea apelor reziduale**

Scopul epurării apelor reziduale este acela de a reduce conținutul de impurități sub limita tolerată de receptor. Impuritățile sunt reprezentate de suspensii, substanțe oxidabile, diverși compuși chimici dizolvați, microorganisme etc.

Metodele aplicate pentru epurarea apelor reziduale sunt metode mecano-chimice (decantarea, clorinarea etc.) și metode biologice. Epurarea mecano-chimică, numită și treapta primară de epurare, are ca scop eliminarea cât mai eficientă a materiilor în suspensie, pentru a reduce cât mai mult încărcarea apelor reziduale, fie în vederea evacuării, fie pentru epurarea biologică.

În principiu, se realizează în mod similar tratării apelor naturale pentru a îndeplini condițiile de potabilitate normale, adică decantare prin sedimentare, cu sau fără coagulare, utilajele necesare fiind asemănătoare.

Epurarea biologică a apelor reziduale urmărește reducerea conținutului de substanțe oxidabile cu ajutorul microorganismelor prezente în apă în mod natural sau introduse în acest scop.

Tratabilitatea apelor reziduale reprezintă posibilitatea acestora de a fi epurate biologic și stabilește condițiile fizico-chimice admise ale apei, capacitatea compușilor organici de a fi degradați pe cale microbiană, durata de realizare a procesului.

Ea se exprimă prin eliminarea substanțelor organice asimilabile din apă (determinate prin  $CBO_5$ ) sau prin eliminarea substanțelor organice totale (determinate prin CCO sau carbon total).

O primă indicație asupra tratabilității se obține din raportul  $CBO_5/CCO$ . Astfel un raport de 0,5 - 1 indică o bună tratabilitate, un raport inferior necesită măsuri de ameliorare a activității microorganismelor în apa reziduală, în timp ce un raport de 0,1 - 0,01 indică netratabilitatea.

Raportul dintre încărcarea organică a apelor reziduale și sărurile nutritive existente în mediu, sau adăugate în scopul intensificării activității biologice, trebuie să respecte în general valoarea  $CBO : N : P = 100 : 5 : 1$ .

Apele reziduale din multe industrii alimentare conțin cantități însemnate de substanțe organice, a căror concentrație o poate depăși de zeci de ori pe cea din apele menajere. Eliminarea completă a acestor poluanți este posibilă numai prin epurare biologică.

Procesele biochimice ale epurării apelor reziduale industriale sunt aceleași ca în cazul epurării apelor menajere, dar viteza de degradare este mai mică, în special dacă apele conțin substanțe toxice pentru desfășurarea proceselor biologice.

Epurarea biologică artificială (dirijată) se realizează în condiții controlate, folosind culturi de microorganisme mixte în care rolul principal îl au bacteriile. Descompunerea substanțelor organice se poate realiza pe cale aerobă, anaerobă sau mixtă.

Epurarea biologică aerobă decurge în prezența oxigenului, fiind realizată de microorganisme aere (bacterii, drojdii, mușcăiuri).

Epurarea biologică anaerobă presupune doar participarea unor bacterii facultative și anaerobe care descompun substanțele organice până la acizi organici într-o primă etapă, urmând ca în etapa următoare să transforme acești acizi, cu obținere de biogaz (metan și dioxid de carbon).

Importanța proceselor biologice, în general, rezultă în primul rând din faptul că nu transferă problema poluării unui alt proces, așa cum se întâmplă, de exemplu, în cazul arderii, unde gazele rezultate în urma arderii deșeurilor poluează aerul atmosferic.

În cazul tratamentului biologic al apelor reziduale se obține apă tratată cu indicatori de calitate care să-i permită deversarea în cursurile de apă sau reutilizarea, în funcție de proveniența apei reziduale și de procedeul de purificare folosit, respectiv de instalația de purificare.

De asemenea, din procesele aerobe, rezultă o cantitate deloc neglijabilă de nămol secundar, iar din cele anaerobe biogaz. Nămolul secundar poate fi folosit, după un tratament preliminar, la fertilizarea solului sau ca adaos în hrana animalelor, atunci când nu reprezintă un pericol potențial pentru acestea (conținut de patogeni etc.).

Biogazul poate fi folosit pentru producerea de căldură necesară menținerii temperaturii optime în fermentatorul anaerob sau pentru producerea de electricitate. Astfel că, nu numai că se obține apă purificată, dar și subprodusele rezultate din procesele de tratare pot fi folosite în diverse scopuri.

## ***Bibliografie***

- Alvarez-Ahedo, J., 1993. Treatment of waste waters in the brewing industry, *Alimentacion Equipos y Tecnologia*, 12 (5): 79-83.
- Arbeli, Z., Brenner, A. and Abeliovich, A., 2006. Treatment of high-strength dairy wastewater in an anaerobic deep reservoir: Analysis of the methanogenic fermentation pathway and the rate-limiting step, *Water Research*, 40(19), p. 3653–3659
- Barnett, J.W., Kerridge, G.J. and Russell, J.M., 1994. Effluent treatment systems for the dairy industry, *Australasian Biotechnology*, 4: 26-30.
- Bloor, J.C., Anderson, G.K. and Willey, A.R., 1995. High rate aerobic treatment of brewery wastewater using the jet loop reactor, *Wat. Res.*, 29 (5): 1217-1223, Elsevier Sci. Ltd., UK.
- Deveci, N. and Çiftçi, G., 2001. A mathematical model for the anaerobic treatment of Baker's yeast effluents, *Waste Management*, 21(1), p. 99–103.
- Edeline, F., 1988. *L'épuration biologique des eaux résiduaires*, Cebedoc, Liège, France.
- Eyben, D., Gerards, R. and Vriens, L., 1995. Biological nitrogen and phosphorus removal from brewery waste water, *Technical Q. Master Brewers' Assoc. Americas*, 32 (3): 142-146.
- He, Y., Xu, P., Li, C. and Zhang, B., 2005. High-concentration food wastewater treatment by an anaerobic membrane bioreactor, *Water Res.*, 39(17):4110-4118.
- Henck, M., Puhán, Z. and Gallmann, P., 1993. Potential treatment processes for dairy processing waste (Potentielle Aufbereitungsverfahren fuer Molkereiprozessloesungen), *DMZ Lebensmittel-industrie und Milchwirtschaft*, 114 (38): 1104-1106, 1108-1109.
- Horan, N.J., 1989. *Biological wastewater treatment systems. Theory and operation*, John Wiley & Sons, Chichester, GB.
- Hough (1985). *The biotechnology of malting and brewing*, Cambridge University Press, UK.

- Huber, L. and Metzner, G., 1986. *Examples of industrial waste water treatment*, cap. 6 în *Biotechnology*, vol. 8, Weinheim, RFG, Chemie Verlag.
- Jianlong Wang and Can Chen, 2006. Biosorption of heavy metals by *Saccharomyces cerevisiae*: A review, *Biotechnology Advances*, 24(5), 427–451.
- Kida, K., Morimura, S., Abe, N. and Sonoda, Y., 1995. Biological treatment of shochu distillery wastewater, *Process Biochemistry*, 30 (2): 125-132.
- Kunze, W., 1999. *Technology Brewing and Malting*, 2<sup>nd</sup> revised edition, VLB Berlin.
- Long, D., 1996. Brewing in the right environment, *Brewer*, 82 (981): 295-302.
- Loperena, L., Ferrari, M.D., Saravia, V. Murro, D. Lima, C., Ferrando, L. Fernández, A. and Lareo C., 2007. Performance of a commercial inoculum for the aerobic biodegradation of a high fat content dairy wastewater, *Bioresource Technology*, 98(5), p 1045-1051.
- Luc Fillaudeau, Pascal Blanpain-Avet and Georges Daufin, G., 2006. Water, wastewater and waste management in brewing industries, *Journal of Cleaner Production*, 14(5), p 463–471.
- Muñoz, P., Drizo, A. and Hession, W.C. (2006). Flow patterns of dairy wastewater constructed wetlands in a cold climate, *Water Research*, 40(17), p. 3209–3218.
- Nyhuis, G. (1994) Treatment of dairy waste water (Behandlung der Abwaesser von Molkereibetrieben), *Deutsche Milchwirtschaft*, 45 (11): 502-506.
- Orhon, D., Görgün, E., Germirli, F. and Artan, N., 1993. Biological treatability of dairy wastewaters, *Wat. Res.*, 27 (4): 625-633.
- Rosenwinkel, K.H. and Seyfried, C.F., 1985. Purification of brewery effluents, *Brauwelt Intl.*, II, p. 219-231.
- Strydom, J.P., Mostert, J.F. and Britz, T.J., 1993. Effluent production and disposal in the South African dairy industry: a postal survey, *Water-SA*, 19 (3): 253-258.
- Tetra Pak, 2003. *Dairy processing handbook*, 2<sup>nd</sup> revised edition, Tetra Pak Processing System, Teknotext AB, Malmö, Sweden
- Van der Merwe, M. and Britz, T.J., 1993. Anaerobic digestion of baker's yeast factory effluent using an anaerobic filter and a hybrid digester, *Bioresource Technology*, 43(2), 1993, p. 169–174.
- Vriens, L., Van Soest, H. and Verachtert, H., 1990. *Biological treatment of malting and brewing effluents*, cap. 1 în *Critical Reviews in Biotechnology*, vol. 10.
- Wen-Tso Liu, On-Chim Chan and Herbert H. P. Fang, Characterization of microbial community in granular sludge treating brewery wastewater, *Water Research*, 36(7), 2002, p 1767–1775.
- Wilderer, P.A. and Fedder, K., 1985. Biological treatment of malthouse wastewater, *Brauwelt Intl.*, nr. II, p. 100-107.

## **Obiectivul I. Activitatea I.3**

**Realizarea de analize și măsurători  
ale concentrațiilor de substanțe poluante  
în vederea modelării matematice  
a proceselor de epurare biologică**

**Raport științific**



## **I.3. Realizarea de analize și măsurători ale concentrațiilor de substanțe poluante în vederea modelării matematice a proceselor de epurare biologică**

### **Cuprins**

I.3.1. Determinări efectuate .....	34
I.3.2. Materiale și metode de determinare .....	34
I.3.2.1. Materiale și aparatură .....	34
I.3.2.2. Metode de analiză .....	37
I.3.2.2.1. Determinarea pH-ului .....	37
I.3.2.2.2. Determinarea conținutului de materii în suspensie .....	37
I.3.2.2.3. Determinarea consumului biochimic de oxigen .....	38
I.3.2.2.4. Determinarea consumului chimic de oxigen .....	40
I.3.2.2.5. Determinarea conductivității .....	41
I.3.2.2.6. Determinarea azotului total .....	41
I.3.2.2.7. Determinarea fosforului total .....	42
I.3.2.2.8. Analize microbiologice .....	43
I.3.3. Rezultate experimentale și discuții .....	44
I.3.3.1. Indicatori obținuți pentru apele reziduale prelevate de la fabrica de bere A .....	44
I.3.3.2. Indicatori obținuți pentru apele reziduale prelevate de la fabrica de prelucrare a laptelui B .....	54
I.3.3.3. Indicatori obținuți pentru apele reziduale prelevate de la secția de drojdie de purificație C .....	60
I.3.4. Concluzii asupra măsurătorilor efectuate .....	65
<i>Bibliografie</i> .....	66

### I.3.1. Determinări efectuate

Au fost efectuate prelevări de ape reziduale de la trei fabrici de industrie alimentară, așa cum este precizat și în capitolul A.1. al prezentului raport:

- A – fabrică de bere;
- B – fabrică de prelucrare a laptelui;
- C – secție de drojdie de panificație.

Pentru apele prelevate s-au efectuat determinări ale următorilor parametri:

- temperatura apei reziduale (pentru aducere la valoarea necesară efectuării determinărilor);
- pH-ul, exprimat în unități pH;
- conținutul de materii în suspensie, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ ;
- consumul biochimic de oxigen,  $\text{CBO}_5$ , în  $\text{mgO}_2 / \text{dm}^3$ ;
- consumul chimic de oxigen,  $\text{CCO}$ , în  $\text{mgO}_2 / \text{dm}^3$ ;
- conductivitatea, în  $\text{mS}/\text{cm}$ ;
- azotul total, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ ;
- fosforul total, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ ;
- analiza microbiologică cu determinarea numărului total de unități formatoare de colonii și a numărului de coliformi /  $\text{dm}^3$ .

### I.3.2. Materiale și metode de determinare

#### I.3.2.1. Materiale și aparatură

##### ➤ Soluții și reactivi

**Pentru determinarea indicilor de calitate ai apelor reziduale sunt necesare următoarele soluții și reactivi:**

**Reactivi pentru ajustarea pH-ului** (pentru determinarea CBO):

- acid sulfuric, soluție n;
- albastru de bromtimol, soluție 0,1 %;
- hidroxid de sodiu, soluție n.

**Reactivi pentru pregătirea probelor de apă (pentru determinarea CBO):**

- acid acetic: se diluează cu apă acid acetic glacial ( $d = 1,049$ ) în raport 1 : 1;
- amidon (indicator), soluție 1 %;
- iodură de potasiu, soluție 10 %;
- iod, soluție standard: se dizolvă 1,27 g iod și 20 g iodură de potasiu în apă într-un balon cotat de 1 000  $\text{cm}^3$  și se aduce la semn cu apă. Soluția se lasă în repaus 24 ore înainte de întrebuințare și se păstrează în sticlă brună. 1  $\text{cm}^3$  soluție standard de iod corespunde la 0,08 mg  $\text{O}_2$ .
- Sulfid de sodiu, soluție 0,01 n: 1,26 g sulfid de sodiu se dizolvă în apă în balon cotat de 1 000  $\text{cm}^3$  și se aduce la semn cu apă. Soluția se utilizează proaspăt preparată.

**Reactivi pentru prepararea apei de diluție (pentru determinarea CBO):**

- clorură de calciu, soluție: 27,5 g clorură de calciu anhidră ( $CaCl_2$ ) se dizolvă în apă în balon cotat de 1 000 cm<sup>3</sup> și se aduce la semn cu apă distilată;
- clorură de fier (III) soluție: 0,25 g  $FeCl_3 \cdot 6H_2O$  se dizolvă în apă în balon cotat de 1 000 cm<sup>3</sup> și se aduce la semn cu apă distilată. Pentru a se evita precipitarea fierului sub formă de hidroxid, soluției i se adaugă acid sulfuric cu  $d = 1,84$  g/cm<sup>3</sup> până la o valoare a pH-ului  $\geq 2$ .
- Fosfați, soluție tampon: 8,5 g  $KH_2PO_4$  + 21,75 g  $K_2HPO_4$  + 33,4 g  $Na_2HPO_4 \cdot 7H_2O$  + 1,7 g  $NH_4Cl$  se dizolvă în apă distilată într-un balon cotat de 1 000 cm<sup>3</sup> și se aduce la semn cu apă distilată. Această soluție trebuie să aibă pH-ul de 7,2.
- Sulfat de magneziu, soluție: 22,5 g  $MgSO_4 \cdot 7H_2O$  se dizolvă în apă distilată într-un balon cotat de 1 000 cm<sup>3</sup> și se aduce la semn cu apă.

**Apă de diluție (pentru determinarea CBO):**

La 1 000 cm<sup>3</sup> apă distilată cu temperatura de  $20 \pm 1$  °C se adaugă câte 1 cm<sup>3</sup> din fiecare din reactivii pentru prepararea apei de diluție, apoi se aduce pH-ul soluției la 7 – 7,2 cu reactivii pentru ajustarea pH-ului. Prin soluție se barbotează aer curat până la saturare cu oxigen (concentrația oxigenului la saturație pentru 20 °C este circa 9 mg/dm<sup>3</sup>). Apa de diluție se prepară în ziua folosirii și se păstrează ferită de lumină, într-un vas curat, utilizat numai în acest scop.

**Reactivi pentru determinarea CCO-Cr:**

- Apă proaspăt distilată;
- Acid sulfuric  $d = 1,84$ ;
- Sulfat de argint soluție: 10 g sulfat de argint dizolvate în acid sulfuric  $\rho = 1,84$  g/cm<sup>3</sup>, într-un balon cotat de 1 000 cm<sup>3</sup>.
- Sulfat de mercur (produs toxic);
- o-Fenantrolină feroasă (feroină) soluție indicator: 1,485 g ortofenantrolină monohidrat ( $C_{12}H_8N_2 \cdot H_2O$ ) și 0,695 g sulfat de fier (II) heptahidrat ( $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ ) se dizolvă în apă distilată și se diluează la 100 cm<sup>3</sup>;
- dicromat de potasiu, soluții:
  - a) soluție 0,25 n: într-un balon cotat de 1 000 cm<sup>3</sup> se introduc 12,259 g  $KCr_2O_4$ , uscat în prealabil la 103 °C timp de 2 ore, se dizolvă și se aduce la semn cu apă distilată;
  - b) soluție 0,025 n: într-un balon cotat de 1 000 cm<sup>3</sup> se introduc 100 cm<sup>3</sup> soluție 0,25 n de  $KCr_2O_4$  și se diluează la semn cu apă distilată;
  - c) soluție 0,1 n (de titrare): într-un balon cotat de 1 000 cm<sup>3</sup> se dizolvă 39 g sulfat de fier (II) și amoniu hexahidrat,  $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ , cu apă distilată. Se adaugă cu atenție 20 cm<sup>3</sup> acid sulfuric  $d = 1,84$ , se răcește conținutul la temperatura camerei și se aduce la semn cu apă distilată. Factorul soluției se determină înainte de fiecare folosire, cu ajutorul soluției 0,25 n  $KCr_2O_4$ .

### Reactivi pentru determinarea azotului:

- apă distilată liberă de amoniac;
- acid sulfuric concentrat 1 – 3 n și 0, 02 n;
- fier redus pulbere p.a.;
- soluție de hidroxid de sodiu;
- indicator mixt de soluție: se amestecă două volume roșu de metil soluție 0,2 % în alcool etilic 95 % cu un volum albastru de metilen soluție 0,2 % în alcool etilic 95 % - culoarea virează de la violet în mediu acid la verde în mediu bazic – este stabilă 30 de zile;
- acid boric soluție 2 %: 20 g acid boric se dizolvă în apă distilată, se adaugă 10 cm<sup>3</sup> indicator mixt și se completează la 1 000 cm<sup>3</sup> cu apă distilată liberă de amoniac – soluția este stabilă 30 de zile;
- acid boric soluție 2 % preparată ca mai sus, dar fără adaos de indicator mixt.

### Reactivi pentru determinarea fosforului:

- soluții etalon de fosfați:  
Soluție etalon de fosfat A: 0,1433 g KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> în prealabil uscat la 105°C până la masă constantă se dizolvă în apă distilată într-un balon cotat de 1000 cm<sup>3</sup>, se aduce la semn cu apă distilată și se omogenizează.  
Soluție etalon de fosfat B: 100 cm<sup>3</sup> soluție etalon A se introduc într-un balon cotat de 1000 cm<sup>3</sup>, se aduce la semn cu apă distilată și se omogenizează.
- Reactiv de colorare cu pH-ul 1,3 – 2,5: se prepară zilnic din reactivi amestecați în proporția indicată mai jos, menținuți până la folosire la întuneric și la rece (maximum 4°C):
  - 25 cm<sup>3</sup> acid sulfuric 5 n;
  - 10 cm<sup>3</sup> molibdat de amoniu, soluție 3 %;
  - 5 cm<sup>3</sup> soluție de tartrat de stibiu și potasiu: 0,68 g tartrat de stibiu și potasiu se introduc într-un balon cotat de 1000 cm<sup>3</sup>, se aduce la semn cu apă distilată și se omogenizează;
  - 10 cm<sup>3</sup> soluție de acid ascorbic: 5,4 g acid ascorbic se introduc într-un balon cotat de 1000 cm<sup>3</sup>, se dizolvă și se aduce la semn cu apă distilată; soluția se păstrează la întuneric și la rece (maximum 5 °C).
- acid sulfamic;
- acid sulfuric n și 6 n;
- apă de brom;
- clorură de bariu, soluție 2 %;
- complexon III, soluție 0,1 m;
- hidroxid de sodiu, soluție 4 n
- fenolftaleină, soluție 0,5 %: 0,5 g fenolftaleină se dizolvă în 80 cm<sup>3</sup> alcool etilic 96 %, se neutralizează cu hidroxid de sodiu soluție 0,1 % până la colorație roz și se completează apoi cu alcool etilic 96 % vol. până la 100 cm<sup>3</sup>;
- iodură de potasiu;
- persulfat de potasiu.

### ➤ Aparatură și materiale

Pentru determinarea indicilor de calitate ai apelor reziduale sunt necesare:

- Etuvă termoreglabilă la temperatura de  $105 \pm 3$  °C;
- Spectrofotometru cu filtre pentru 650 nm și cuve cu grosimea stratului de 0,5 – 3 cm;
- pH-metru;
- Fiole de cântărire din sticlă;
- Hârtie de filtru cu porozitate mică;
- Cilindru gradat de sticlă, de 1 000 cm<sup>3</sup> (folosit pentru ape cu conținut mare de materii sedimentabile);
- Tijă cu mâner și disc pentru omogenizare;
- Flacoane de termostatare, din sticlă, cu dop șlefuit, de 150 cm<sup>3</sup>, cu volumul determinat cu o precizie de 0,1 cm<sup>3</sup>;
- Termostat reglat pentru temperatura de  $20 \pm 1$  °C, în care nu pătrunde lumina;
- Tuburi de sifonare, din sticlă sau cauciuc;
- Vase de sticlă cu diferite capacități pentru recoltarea probelor de ape reziduale;
- Pipete gradate de 1, 10 și 25 cm<sup>3</sup>;
- Cilindru gradat de 50 cm<sup>3</sup>;
- Biurete de 50 cm<sup>3</sup>;
- Baloane cotate de 1 000 cm<sup>3</sup>;
- Vase Erlenmayer de 250 cm<sup>3</sup>, cu gât șlefuit;
- Refrigerent cu reflux, cu lungime de 300 mm, cu extremitate adaptabilă la vasele cu gât șlefuit;
- Pară de cauciuc cu vârf moale.

### I.3.2.2. Metode de analiză

#### I.3.2.2.1. Determinarea pH-ului

Valoarea pH-ului poate da informații legate de capacitatea de coroziune a apelor reziduale produse.

Se determină cu ajutorul unui pH-metru care este în prealabil calibrat cu soluții tampon de ftalat de potasiu cu pH = 4,006 (la 25°C), fosfat cu pH = 6,865 (la 25°C) și borax cu pH = 9,18 (la 25°C).

#### I.3.2.2.2. Determinarea conținutului de materii în suspensie

Conținutul de materii în suspensie din apele uzate se determină conform STAS 6953-81.

### Determinarea conținutului de materii totale în suspensie

**Principiul metodei:** Separarea materiilor în suspensie prin filtrare sau centrifugare, urmată de uscarea și cântărirea rezidului, până la masă constantă. (1h /  $105 \pm 3$  °C).

Filtrarea se execută, de preferință, prin hârtie de filtru, în cazul apelor cu un conținut mare de materii în suspensie.

**Modul de lucru:** Proba de apă, omogenizată în prealabil și care conține o cantitate de min.10 mg materii totale în suspensie se filtrează pe hârtie de filtru. Reziduul de pe hârtia de filtru se spală cu apă distilată până la îndepărtarea sărurilor solubile (verificare în filtrat, cu reactivul specific, în funcție de natura sărurilor). Precipitatul se usucă în etuvă, la  $105 \pm 3$  °C, se răcește și se cântărește. Operațiile de uscare, răcire și cântărire se repetă până la masă constantă.

**Calcul:** Conținutul de materii totale în suspensie se exprimă în  $\text{mg}/\text{dm}^3$  și se calculează cu relația:

$$\text{Materii totale în suspensie} = \frac{m_2 - m_1}{V} \times 1000 \text{ (mg}/\text{dm}^3) \quad (\text{I.3.1})$$

în care:

$m_1$  este masa fiolei cu hârtie de filtru, în mg;

$m_2$  – masa fiolei cu hârtia de filtru cu reziduu, în mg;

$V$  – volumul probei de apă luat pentru analiză, în ml.

### I.3.2.2.3. Determinarea consumului biochimic de oxigen

Consumul biochimic de oxigen se determină conform STAS 6560-82.

Consumul biochimic de oxigen dă indicații asupra conținutului aproximativ de substanțe organice, degradabile pe cale biologică, prezente în apă, respectiv indică gradul de impurificare al apelor uzate.

Consumul biochimic de oxigen, notat CBO reprezintă cantitatea de oxigen consumată pentru descompunerea biochimică în condiții aerobe a substanțelor organice conținute într-un mililitru de apă, în condiții standard de temperatură și de timp (20°C, 5 zile  $\pm$  6ore).

Astfel, s-a stabilit convențional ca determinarea consumului biochimic de oxigen să se efectueze pentru o perioadă de termostatare de mai multe zile (CBO<sub>n</sub>), de regulă de 5 zile  $\pm$  6 ore. CBO<sub>5</sub> se exprimă în mg/L.

Testul exploatează abilitatea microorganismelor de a oxida materiile organice până la  $\text{CO}_2$  și  $\text{H}_2\text{O}$ , utilizând oxigenul molecular ca agent de oxidare. Reacția se desfășoară într-un vas închis și astfel cantitatea de oxigen utilizată în timpul reacției poate fi ușor măsurată (Horan, 1989).

Metoda se aplică atât apelor de suprafață și apelor uzate care conțin microorganisme, cât și celor care nu conțin microorganisme; în acest din urmă caz se impune însămânțarea probelor de apă cu microorganisme.

Determinarea CBO trebuie efectuată imediat după prelevarea probei de apă, în special dacă aceasta conține microorganisme. Dacă proba de apă nu poate fi analizată imediat, ea trebuie păstrată la o temperatură de 0 ... 4°C, dar pe o perioadă nu mai mare de 24 ore.

Nu se admite adăugarea de substanțe pentru conservarea probelor de apă (inhibitori ai proceselor biochimice).

Pentru prepararea soluțiilor și efectuarea analizelor se folosesc reactivi de calitate pentru analiză (p.a.) sau de calitate echivalentă. De asemenea, pentru prepararea soluțiilor și a apei de diluție se folosește apă distilată cu următoarele caracteristici:

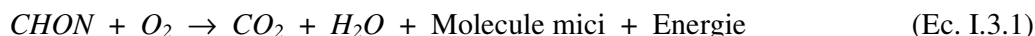
- total lipsită de substanțe organice;
- practic lipsită de clor activ și substanțe inhibitoare;
- concentrația ionilor de cupru max. 0,01 mg/L.

**Principiul metodei:** Consumul biochimic de oxigen rezultă din diferența între concentrația oxigenului dizolvat în proba supusă analizei la începutul și la sfârșitul perioadei de termostatare. Termostatarea probelor de apă ca atare, saturate în oxigen sau a probelor diluate în proporții convenabile cu apă de diluție saturată în oxigen și însămânțate (dacă este cazul), se realizează la temperatura de  $20 \pm 1^\circ\text{C}$  și la întuneric pe o perioadă de 5 zile  $\pm 6$  ore.

Diluarea probei se face în cazul apelor cu conținut mare de substanțe organice, respectiv pentru care s-ar înregistra în cele 5 zile de termostatare un consum biochimic de oxigen mai mare decât 70 % din concentrația de oxigen dizolvat la saturație, existentă inițial în proba analizată (STAS 6560-82).

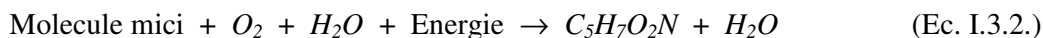
Procesul de oxidare a compușilor carbonici ce are loc în probele supuse analizei, poate fi descris prin câteva ecuații:

a) Catabolism :



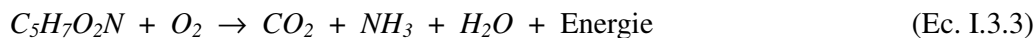
Compușii carbonici sunt oxidați la molecule mai mici pentru a furniza energie. Aceasta va fi utilizată ulterior în procesul de sinteză a materialului celular.

b) Anabolism :



Moleculele mici sunt resintetizate sub formă de componenți celulari necesari creșterii microorganismelor, utilizând energia generată în prima reacție.

c) Metabolism endogen :



Spre sfârșitul perioadei de termostatare, când conținutul în substanțe organice biodegradabile este foarte mic, multe microorganisme suferă un proces de "înfometare". În această situație are loc oxidarea propriului material carbonic celular în vederea obținerii de energie necesară menținerii viabilității.

d) Oxidarea azotului



La apele uzate ce au un conținut important de  $\text{NH}_4^+$ , se observă o creștere rapidă a cantității de oxigen consumată între a cincea și a douăsprezecea zi. Acest lucru este rezultatul activității bacteriilor nitrificatoare ce oxidează ionii de amoniu la nitriți și nitrați, conform reacției de mai sus.

Amoniu este, însă, un compus anorganic, iar această reacție va influența rezultatul testului CBO. Bacteriile nitrificatoare pot fi inhibitate de o serie de substanțe ce nu influențează capacitatea oxidativă a bacteriilor non-nitrificatoare. De aceea, testul CBO se desfășoară, de regulă, în prezența unui astfel de inhibitor, cum ar fi ATU = 1 alil-2-tiourea.

Pentru ca oxidarea biochimică să aibă un start rapid, se practică însămânțarea probei care să asigure un număr de bacterii suficient de mare. Materialul de însămânțare nu trebuie să introducă în proba de apă o cantitate semnificativă de substanțe organice, care să denatureze  $\text{CBO}_5$  al probei.

Calcul:

$$\text{CBO}_5 = (\text{OD}_0 - \text{OD}_5) - \frac{V_i}{1000} \times \text{CBO}_5^i \quad (\text{mg/dm}^3) \quad (\text{I.3.2})$$

în care:

$\text{OD}_0$  este concentrația de oxigen dizolvat a probei, la începutul perioadei de termostatare, în  $\text{mg/dm}^3$ ;

$\text{OD}_5$  – concentrația de oxigen dizolvat a probei, la sfârșitul perioadei de termostatare, în  $\text{mg/dm}^3$ ;

$V_i$  – volumul de material de însămânțare adăugat probei de analizat, în  $\text{cm}^3/\text{dm}^3$ ;

$\text{CBO}_5^i$  – consumul biochimic de oxigen al materialului de însămânțat, în  $\text{mg/dm}^3$ .

Determinarea CBO se efectuează pe probe de apă ca atare, atunci când valoarea acestui consum este până la  $6 \text{ mg/dm}^3$ .

În cazul probelor de apă cu valori ale CBO mai mari, probele se diluează corespunzător.

#### I.3.2.2.4. Determinarea consumului chimic de oxigen

Presupune determinarea cantității de oxigen consumat de către substanțele oxidabile prezente în apele uzate, în concentrație de  $4 \dots 25 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$ .

Determinarea consumului chimic de oxigen prin metoda cu dicromat de potasiu ( $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ) se efectuează în conformitate cu prevederile SR ISO 6060:1996.

**Definiție:** Consumul chimic de oxigen determinat cu dicromat de potasiu (CCO-Cr) reprezintă concentrația masică de oxigen echivalentă cu cantitatea de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  consumată de materiile dizolvate și în suspensie. Cu cât cantitatea de material organic din probă este mai mare, cu atât mai mult  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  va fi redus la crom.

**Principiul metodei:** Se fierbe cu refluxare pe o durată determinată, o soluție cunoscută de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ , în prezența unui catalizator de argint în mediu puternic acidulat cu acid sulfuric, astfel încât o parte din  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  este redus de materiile oxidabile prezente. Se titrează excesul



de  $K_2Cr_2O_7$  cu o soluție de  $FeSO_4$  și amoniu. Se calculează valoarea CCO-Cr plecând de la cantitatea de  $K_2Cr_2O_7$  redus.

*Observație:* Sulfatul de argint se adaugă pentru a se reduce interferența clorurilor.

Mod de calcul:

$$CCO-Cr = \frac{8000 \cdot c \cdot (V_1 - V_2)}{V_o}, \text{ mg } O_2/\text{dm}^3 \quad (\text{I.3.3})$$

în care:

$c$  este concentrația cantității de substanță a soluției de  $FeSO_4$  și amoniu;

$V_o$  – volumul probei de analizat, înainte de diluție (dacă s-a efectuat), în  $\text{cm}^3$ ;

$V_1$  – volumul soluției de  $FeSO_4$  și  $NH_4^+$ , folosit pentru titrarea probei martor, în  $\text{cm}^3$ ;

$V_2$  – volumul soluției de  $FeSO_4$  și  $NH_4^+$ , folosit pentru titrarea probei de analizat, în  $\text{cm}^3$ ;

8000 - masa molară a  $\frac{1}{2}$  oxigen, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ .

Unele substanțe organice foarte volatile pot scăpa oxidării datorită evaporării.

Această metodă se aplică probelor al căror CCO este cuprins între 30 – 700 mg/l.

Pentru a obține un rezultat real este preferabil ca valoarea CCO să fie cuprinsă între 300 – 600 mg/l (SR ISO 6060-96).

### I.3.2.2.5. Determinarea conductivității

Conductivitatea se determină cu un conductometru prevăzut cu un electrod care întâi este calibrat cu o soluție de clorură de potasiu p.a. 0,001 mol/l la temperatura de 25°C.

Proba supusă determinării trebuie adusă în prealabil la aceeași temperatură, adică 25°C apoi se introduce electrodul în paharul Berzelius cu probă, iar pe afișajul electronic al aparatului se citește valoarea conductivității, în mS/cm.

### I.3.2.2.6. Determinarea azotului total

Determinarea se referă la azotul total aflat în apele de suprafață și reziduale sub formă de amoniac, nitriți și nitrați.

Determinarea azotului se efectuează în atmosferă lipsită de amoniac sau de vapori acizi.

Analiza trebuie efectuată imediat după recoltarea probelor.

În caz că nu se poate efectua imediat, probele de apă se conservă prin adaosul de acid sulfuric concentrat în proporție de 1  $\text{cm}^3$  la 1  $\text{dm}^3$  apă.

**Principiul metodei:** În mediu acid și în prezența fierului pulbere, azotiții și azotații sunt reduși la amoniac, apoi compușii organici sunt mineralizați prin încălzire cu acid sulfuric concentrat, în prezența unui catalizator, iar azotul este fixat sub formă de sulfat de amoniu. După alcalinizare, amoniacul este distilat și absorbit în soluție de acid boric.

Azotul total se determină prin titrare cu acid sulfuric, în cazul unui conținut de peste 1  $\text{mg}/\text{dm}^3$  apă sau prin metoda calorimetrică, în cazul unui conținut sub 1  $\text{mg}/\text{dm}^3$ .

**Calcul:**

– pentru un conținut de peste 1 mg/dm<sup>3</sup>:

$$\text{Azot total (N)} = \frac{(V_1 - V_2) \cdot 0,28}{V} \cdot 1000 = \frac{(V_1 - V_2) \cdot 280}{V}, \text{ în mg/dm}^3 \quad (\text{I.3.4})$$

– pentru un conținut sub 1 mg/dm<sup>3</sup>:

$$\text{Azot total (N)} = \frac{c_N \cdot V_2}{V_1 \cdot 50} \cdot 1000, \text{ în mg/dm}^3 \quad (\text{I.3.5})$$

în care:

$c_N$  este concentrația de azot în soluția colorimetrică, în mg/cm<sup>3</sup>;

$V_1$  – volumul probei de apă luat pentru determinare, în cm<sup>3</sup>;

$V_2$  – volumul total al distilatului, în cm<sup>3</sup>;

50 – volumul distilatului luat pentru determinare, în cm<sup>3</sup>.

### I.3.2.2.7. Determinarea fosforului total

Metoda de determinare se aplică fosfaților prezenți în apele de suprafață și uzate sub diferite forme: ortofosfați, polifosfați și fosfați legați organic, în concentrație cuprinsă între 0,01 – 0,6 mg  $PO_4^{3-}$ /dm<sup>3</sup>. Pentru ape care au un conținut mai mare de fosfați se recurge la diluarea probelor de apă.

**Principiul metodei:** Fosfații reacționează în mediu acid cu molibdatul de amoniu și tartratul de stibiu și potasiu formând un heteropoliacid care este redus de către acidul ascorbic la albastru de molibden, a cărui intensitate de culoare este direct proporțională cu concentrația ionilor de fosfat și se măsoară fotometric.

**Mod de lucru:** Se introduc 50 cm<sup>3</sup> probă într-un balon Kjeldahl sau balon prevăzut cu refrigerent cu reflux și se adaugă 0,5 cm<sup>3</sup> acid sulfuric 6 n și 0,2 g persulfid de potasiu. Proba se fierbe timp de 90 minute, având grijă să se mențină volumul între 30 și 40 cm<sup>3</sup> prin adăos de apă distilată. Se răcește și se transvazează într-un balon cotat de 100 cm<sup>3</sup> spălând cu apă distilată balonul în care a avut loc fierberea. Proba se tratează cu soluție de hidroxid de sodiu în prezența fenolftaleinei, până la colorație roz pal. Apoi se neutralizează cu soluție de acid sulfuric n până la incolor. Se adaugă 10 cm<sup>3</sup> reactiv de colorare și se aduce la semn cu apă distilată, apoi se colorimetrează după 30 minute la 650 nm, față de o probă martor preparată din apă distilată și tratată la fel ca proba de analizat.

**Calcul:**

$$\text{Fosfați } (PO_4^{3-}) = \frac{c}{V} \cdot 1000, \text{ în mg/dm}^3 \quad (\text{I.3.6})$$

în care:

$c$  este conținutul de fosfați ( $PO_4^{3-}$ ) în soluția colorimetrată, în mg;

$V$  – volumul probei luate pentru determinare, în cm<sup>3</sup>.

### **I.3.2.2.8. Analize microbiologice**

#### **Determinarea microbiotei aerobe psihrotolerante**

Din microbiota aerobă mezofilă fac parte microorganismele care se dezvoltă bine pe medii obișnuite, care exclud dezvoltarea unui număr apreciabil de bacterii: bacterii filamentoase, sulfuroase și feruginoase, bacterii anaerobe. Simultan se poate dezvolta marea majoritate a florei banale și patogene. Realizarea numărării la 20 și 37°C permite creșterea unei game mari de microorganisme.

Numărul bacteriilor depinde de originea apei și de tratamentul pe care aceasta l-a suferit. Numărarea devine importantă dacă permite urmărirea evoluției în timp a microbiotei. Un număr de bacterii constant indică faptul că pânda de apă este protejată față de contaminări. O variație mare este un semnal de fragilitate a protecției și a posibilității de contaminare a pânzei freactice.

În cazul apelor utilizate în tratamente industriale, determinarea numărului de bacterii aerobe mezofile indică gradul de contaminare, direct legat de riscurile întâlnite la nivelul etapelor de fabricație.

Determinarea clasică a microbiotei aerobe mezofile presupune numărarea pe mediu solid în plăci Petri, după însămânțare în masă. Se pot utiliza medii diverse, în acest caz s-a folosit bulion de carne cu agar (BCA). Două serii de cutii Petri (experimente duble pentru fiecare diluție) sunt însămânțate cu câte 1 cm<sup>3</sup> din diferite diluții. După repartizarea mediului cu agar, plăcile sunt termostatate timp de 72 h, la 20°C. Se numără apoi coloniile.

#### **Determinarea bacteriilor de contaminare fecală**

Acest studiu este important în cazul apei pentru că el permite evaluarea riscului prezenței enterobacteriilor patogene, a virusilor (enterovirusi, adenovirusi, retrovirusi) și a paraziților prezenți uneori în apele captate. Clorul liber poate distruge în mare parte aceste microorganisme patogene, distrugerea fiind paralelă cu distrugerea coliformilor și a bacteriei *Escherichia coli*. Se consideră adesea că o apă tratată, conținând clor liber, va fi lipsită de virusi activi, dacă este lipsită de coliformi. Acest lucru nu este complet adevărat, absența *Escherichiei coli* nefiind tradusă neapărat prin absența enterovirusilor, protozoarelor sau a altor paraziți, care, cu siguranță, sunt mult mai rezistenți.

Trebuie menționat că originea fecală a coliformilor termotoleranți și a coliformilor totali nu este totdeauna sigură. Coliformii sunt un bun indicator de calitate după tratarea apelor.

Determinarea prezumtivă a numărului de coliformi se realizează prin metoda standard, pe bulion lactozat cu tub Durham. Pentru o analiză clasică este necesar să se inoculeze minimum 3 eprubete cu bulion lactozat cu 1 cm<sup>3</sup> din fiecare diluție disponibilă. După 48 h de termostatare la 37°C, se examinează eprubetele. Cele în care lactoza a fost fermentată cu producere de gaz și apare tulburarea mediului sunt prezumtiv pozitive. Precizia determinării poate fi crescută prin mărirea numărului de eprubete inoculate din aceeași diluție. Bulionul lactozat poate fi înlocuit cu bulion laurilsulfat- triptoză. Rezultatele acestei cultivări trebuie să fie confirmate, deoarece pot exista reacții false cauzate de bacterii din genurile *Bacillus* și *Clostridium* și de alte bacterii capabile să fermenteze lactoza, diferite de coliformi.

Prezența coliformilor este confirmată plecând de la eprubetele cu bulion lactozat (laurilsulfat) pozitive, prin subcultivare la 37°C pe un mediu mai specific, mediul BLBVB. Creșterea bacteriilor pe aceste medii cu degajare de gaz și virarea culorii indicatorului de la verde la galben (modificarea pH-ului de la valori neutre la acide) constituie confirmarea că sunt bacterii coliforme.

Calcularea numărului de coliformi presupune, într-o primă etapă, stabilirea cifrei caracteristice, un număr din trei cifre, reprezentând numărul eprubetelor pozitive a trei diluții succesive, începând de la ultima diluție în care toate probele inoculate în paralel sunt pozitive. Evaluarea numărului de coliformi se realizează folosind tabelele Mac Crady pentru a calcula cel mai probabil număr. Ținându-se cont de cifra caracteristică și numărul eprubetelor inoculate în paralel se obține din tabel numărul probabil de microorganisme (NPM). Raportarea la 1 cm<sup>3</sup> se face prin înmulțirea NPM cu coeficientul de diluție corespunzător primei cifre caracteristice (k). Se stabilește intervalul de încredere, luând în considerare și un coeficient (m), care depinde de numărul eprubetelor inoculate în paralel:

$$\text{NPM}/m > M < \text{NPM} \cdot m \quad (\text{I.3.7})$$

### I.3.3. Rezultate experimentale și discuții

#### I.3.3.1. Indicatori obținuți pentru apele reziduale prelevate de la fabrica de bere A

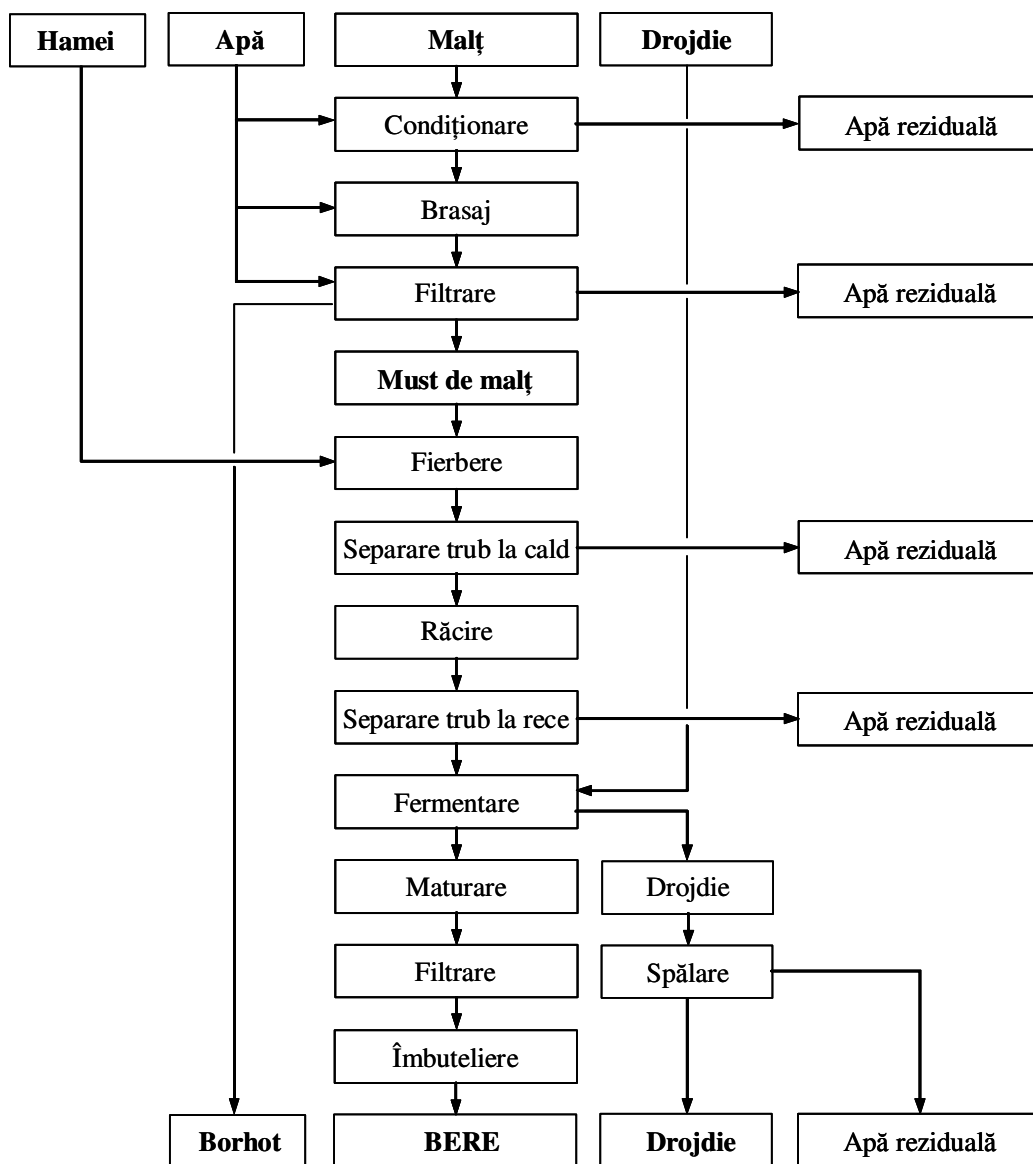
Fabrica de bere A produce beri blonde din malț, apă, drojdie și hamei, cu adaos de cereale nemaltificate la unele sortimente: orz și / sau porumb, acestea din urmă nefiind menționate în schema bloc care cuprinde principalele operații ale procesului tehnologic de fabricare a berii (fig. I.3.1).

Apele reziduale de la această fabrică sunt alcătuite din:

- ape de la condiționarea malțului în cazul măcinării umede;
- ape de spălare a borhotului rezultat la filtrare (numai ultima apă este reziduală, restul adăugându-se la primul must pentru obținerea mustului filtrat);
- apă reziduală de la separarea trubului la cald, respectiv la rece;
- apă reziduală de la spălarea drojdiei în vederea reutilizării acesteia;
- apă de răcire de la diferite operații care, în mod normal se recirculă dar, la anumite intervale este înlocuită;
- ape de spălare a utilajelor, în special a cazanelor de plămădire – zaharificare, filtrare, fierbere, separatoarelor de trub la cald și la rece, răcitoarelor, fermentatoarelor, filtrelor, rezervoarelor de liniștire, pompelor, mașinii de îmbuteliere etc.;
- ape de la spălarea spațiilor de producție aferente: fierbere, fermentare, filtrare, îmbuteliere;
- ape de răcire și condensare;
- ape menajere de la grupurile sociale.

Aceste ape au concentrație diferențiată în funcție de secția de proveniență, prin urmare prelevările s-au efectuat din mai multe canalizări pentru a evidenția acest aspect. Probele au fost notate astfel (a se vedea fig. I.1.1):

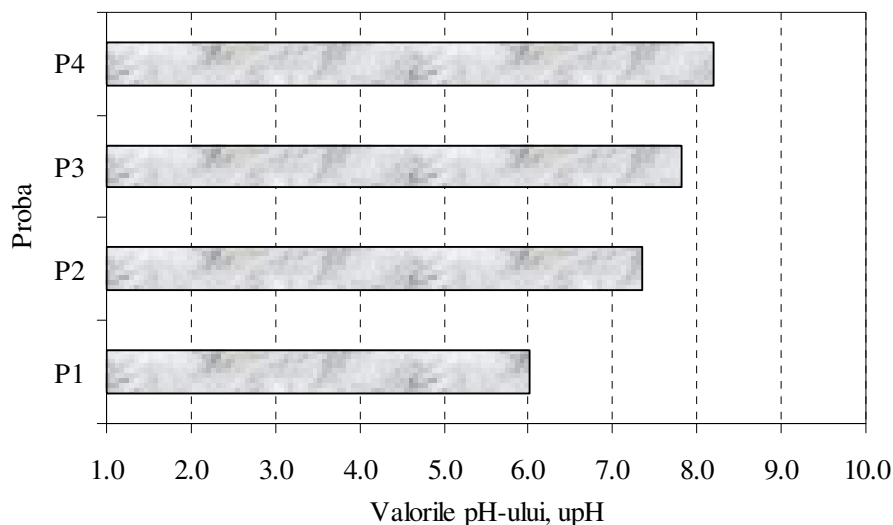
- P1** – punct prelevare ape reziduale de la secția Fierbere;
- P2** – punct prelevare ape reziduale de la secția Fermentare;
- P3** – punct prelevare ape reziduale de la secția Îmbuteliere;
- P4** – punct prelevare ape reziduale din canalizarea comună a secțiilor Fermentare + Filtrare + Îmbuteliere.



**Fig. I.3.1.** Schema bloc generală a procesului tehnologic de obținere a berii cu evidențierea operațiilor din care rezultă ape reziduale cu încărcătură medie și mare.

În continuare sunt prezentate rezultatele medii obținute pentru întreaga perioadă în care s-au făcut prelevările, comparativ pentru cele patru puncte de recoltare, pentru fiecare parametru luat în analiză.

În fig. I.3.2 este prezentată variația  $pH$ -ului exprimată în unități de  $pH$  pentru apele reziduale colectate.



**Fig. I.3.2.** Variația  $pH$ -ului pentru apele reziduale analizate de la fabrica de bere A.

Se observă că acest parametru variază în limite apropiate în jurul valorii de  $pH$  neutru, încadrându-se în limitele 3,7 – 12,8 prezentate în tabelul I.2.1 pentru ape reziduale. În ceea ce privește comparația cu valorile  $pH$ -ului pentru ape ce pot fi deversate (6,5 - 8,5 în tabelul I.2.5),  $pH$ -ul probei P1 (apa reziduală de la fierbere) este mai mică.

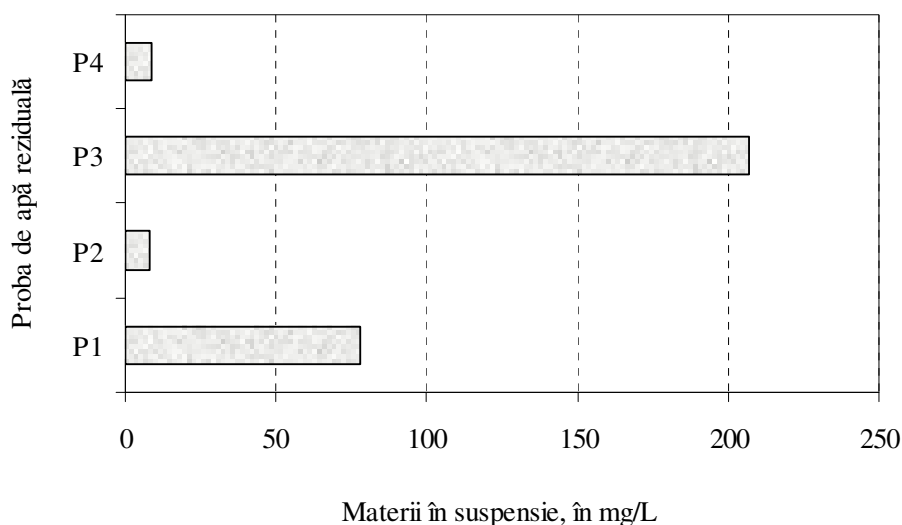
Valoarea mai scăzută pentru proba P1 ( $pH \approx 6$ ) sugerând o contaminare mai mare cu material organic, printre care și acizi, iar valorile mai ridicate pentru probele P3 ( $pH \approx 7,8$ ) și P4 ( $pH \approx 8,2$ ) reflectând aportul substanțial al soluțiilor de spălare alcaline utilizate la mașinile de spălat sticle din secția de îmbuteliere.

În fig. I.3.3 este prezentată variația materiilor în suspensie ca valori medii pentru probele de apă analizate, acestea fiind toate mai mici decât valorile (560 – 900  $mg/dm^3$ ) prezentate în tabelul I.2.1. Valoarea relativ mare pentru proba P1 (circa 75–80) se explică prin proveniența apelor reziduale de la fierbere, mai exact de la spălarea utilajelor: cazane de plămădire – zaharificare, filtrare (inclusiv ultima apă de spălare a borhotului) și fierbere, separator de trub la cald, răcitor, separator de trub la rece, apa conținând particule fine de măcinătură, plămadă sau substanțe din mustul de malț îndepărtate din utilaje la curățirea lor.

Pentru proba P3 prelevată de la îmbuteliere se înregistrează o valoare mult mai mare decât pentru proba P1 (cca. 205–210  $mg/dm^3$ ) aceasta putând fi explicată prin aportul substanțial al materialului celulozic provenit de la etichetele îndepărtate în mașina de spălat de pe buteliile de sticlă. În mod normal mașinile de spălat sunt prevăzute cu filtre cu site rotative pentru reținerea etichetelor din soluția de spălare și evacuarea lor separată, dar dacă hârtia din care

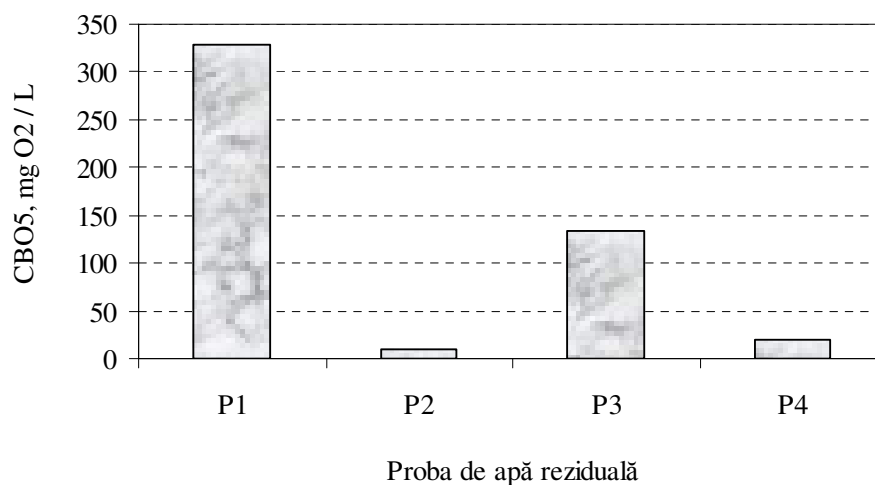
sunt confecționate etichetele este de calitate inferioară acestea pot fi parțial dezintegrate, cantități destul de mari de fibrile celulozice putând ajunge în apele reziduale.

Valorile mici ale materiilor în suspensie obținute pentru apele reziduale colectate din punctele P2 și P3 se explică prin volumul mare de apă utilizat în secțiile de fermentare și filtrare pentru răcire și spălarea spațiilor de producție, astfel că se realizează o diluare puternică, aceste ape putând fi deversate fără probleme în rețeaua de canalizare orășenească.



**Fig. I.3.3.** Variația materiilor în suspensie pentru apele reziduale analizate de la fabrica de bere A.

Un indicator important care evidențiază încărcarea cu material organic este  $CBO_5$  ale cărui valori medii pentru cele patru categorii de ape reziduale sunt prezentate în fig. I.3.4.



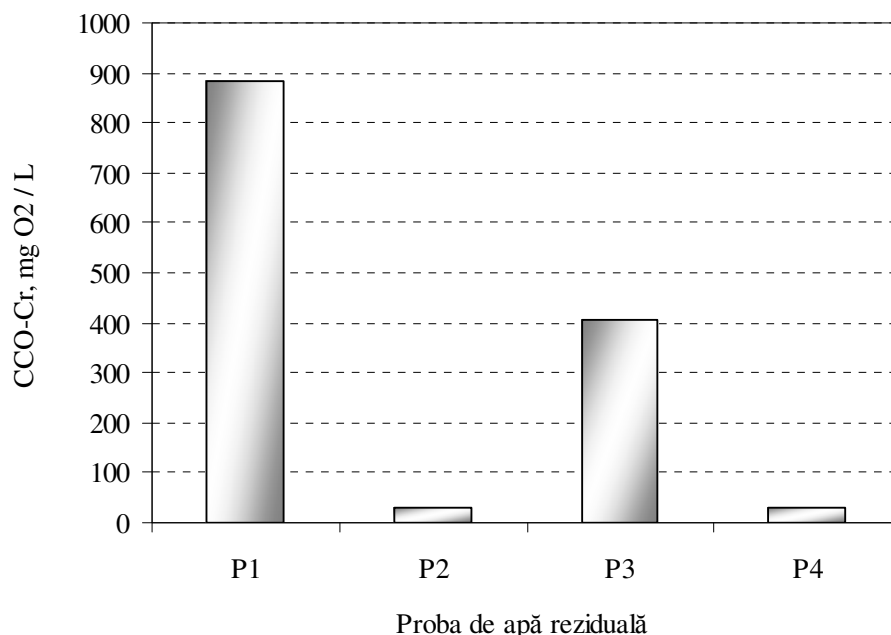
**Fig. I.3.4.** Variația  $CBO_5$  pentru apele reziduale analizate de la fabrica de bere A – capacitatea de oxidare biochimică a substanțelor poluante din apă

Toate probele sunt caracterizate de  $CBO_5$  mult mai mici decât limita maximă prezentată în tabelul I.2.1 de  $4\,820\text{ mg/dm}^3$ , pentru probele P2 și P4 fiind chiar mai mici decât limita minimă de  $24\text{ mg/dm}^3$ .

Comparația cu indicatorii de calitate prezentați în tabelul I.2.5 evidențiază că doar apa reziduală de la fermentare corespunde, fiind mai mică de  $12\text{ mg/dm}^3$ .

Valorile obținute pentru acest indicator au o variație diferită de conținutul de materii în suspensie. Astfel, apele reziduale de la secția de fierbere au o încărcătură organică mare, o medie de circa  $330\text{ mg/dm}^3$  în comparație cu apele reziduale de la îmbuteliere ( $135\text{ mg/cm}^3$ ), fapt datorat provenienței substanțelor poluante din materia primă în cazul apelor reziduale de la fierbere.

Consumul chimic de oxigen  $CCO-Cr$  prezintă aceeași evoluție cu  $CBO_5$  pentru probele de apă reziduală analizate (fig. I.3.5), valori mari fiind obținute pentru apele reziduale de la fierbere, P1 (o medie de circa  $880\text{ mg/dm}^3$ ), urmate de apele reziduale de la secția de îmbuteliere cu cca.  $400\text{ mg/dm}^3$ .

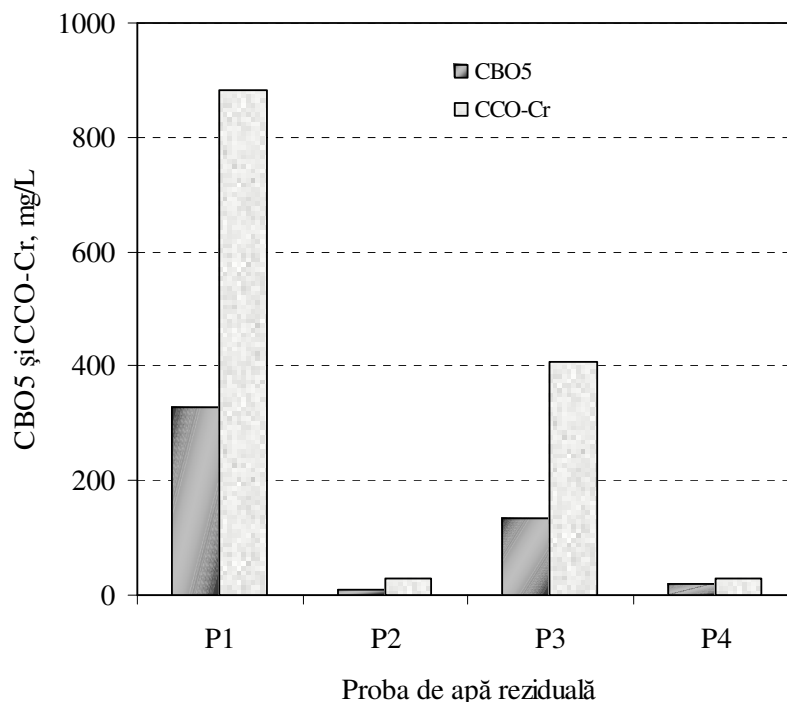


**Fig. I.3.5.** Variația  $CCO-Cr$  pentru apele reziduale analizate de la fabrica de bere A – capacitatea de oxidare chimică a substanțelor chimice din apă.

Și valorile  $CCO$  sunt mult mai mici decât limita maximă de  $8\,420\text{ mg/dm}^3$  (tabelul I.2.1), pentru probele P2 și P4 fiind mai mici decât limita minimă din același tabel ( $128\text{ mg/dm}^3$ ), respectiv mai mici decât condiția de calitate de  $30\text{ mg/dm}^3$  (tabelul I.2.5).

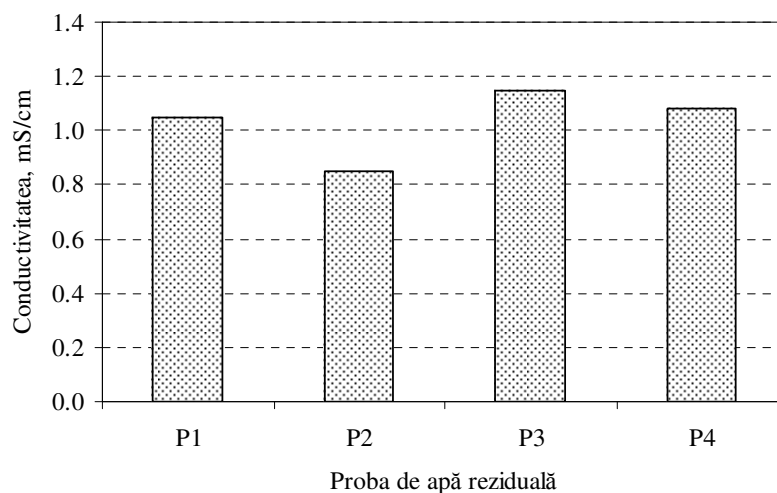
În fig. I.3.6 este prezentată o comparație între valorile  $CBO_5$  și  $CCO-Cr$  din care rezultă un raport  $CCO : CBO_5$  de 3 pentru apele reziduale de la fierbere, respectiv de la fermentare, de 2,7 pentru apele reziduale de la îmbuteliere și de numai 1,5 pentru prelevările din canalizarea în care deversează apele reziduale de la mai multe secții, acestea având o compoziție mai echilibrată.





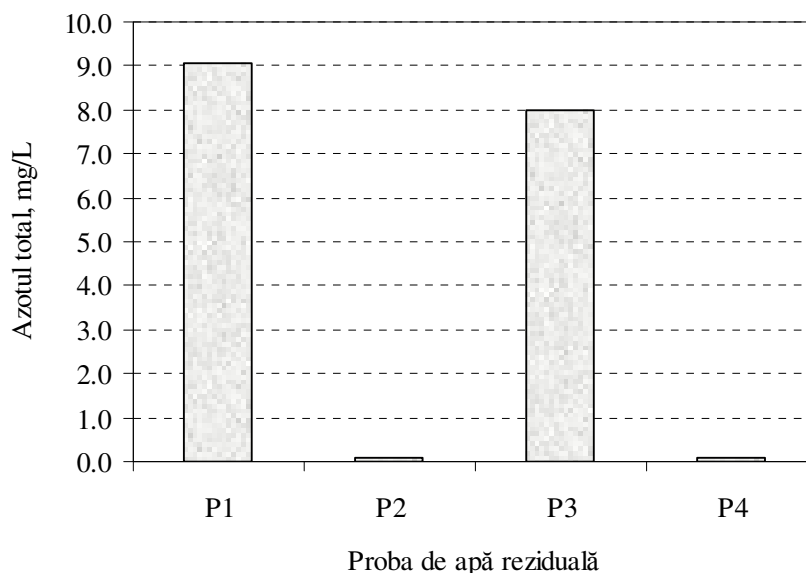
**Fig. I.3.6.** Comparație între CBO<sub>5</sub> și CCO-Cr pentru apele reziduale analizate de la fabrica de bere A – capacitatea de oxidare biochimică și chimică a substanțelor organice din apă

În fig. I.3.7 este prezentată variația conductivității pentru toate probele analizate – valorile medii sunt relativ apropiate.



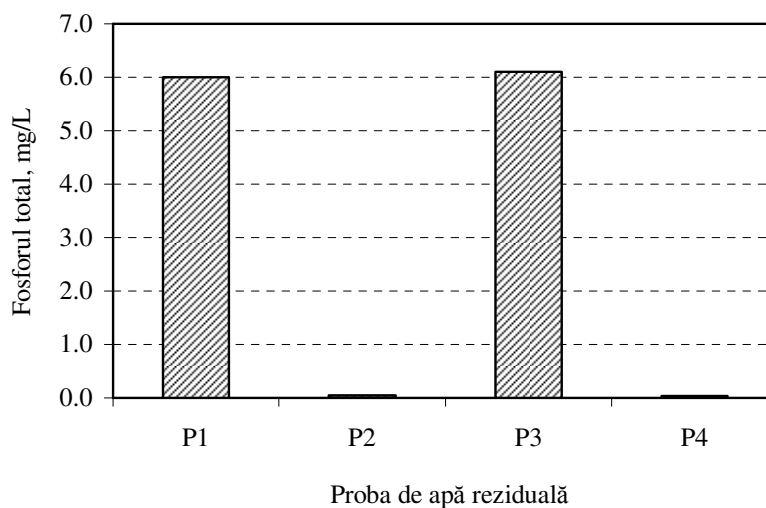
**Fig. I.3.7.** Variația conductivității pentru apele reziduale analizate de la fabrica de bere A.

În fig. I.3.8 este prezentată evoluția valorilor medii ale conținutului de azot total din probele analizate, toate fiind mai mici de cel puțin 10 ori pentru probele P1 și P3 decât valoarea de 100 mg/dm<sup>3</sup> (tabelul I.2.1) respectiv nesemnificative pentru celelalte două probe. Valorile pentru azotul total sunt desigur corelate atât cu conținutul de materii în suspensie, cât și cu valorile parametrilor CBO<sub>5</sub> și CCO pentru fiecare probă.



**Fig. I.3.8.** Variația conținutului în azot total pentru apele reziduale analizate de la fabrica de bere A.

Variația valorilor medii ale conținutului de fosfor total pentru probele de apă reziduală analizate este prezentată în fig. I.3.9 și urmează aceeași evoluție: valori mai mari pentru probele P1 și P3, dar mai mici de 3 – 3,5 ori față de 20 mg/dm<sup>3</sup> (tabelul I.2.1) și valori aproape neglijabile pentru probele P2 și P4.



**Fig. I.3.9.** Variația conținutului în fosfor total pentru apele reziduale analizate de la fabrica de bere A.

Examinarea parametrilor analizați demonstrează că apele reziduale de la secțiile de fierbere și îmbuteliere au o încărcătură poluantă mare și trebuie supuse epurării parțiale înainte de deversare într-o apă curgătoare sau în rețeaua de canalizare orășenească.

Valorile sunt, însă, mai mici decât cele normal posibile atât datorită unei discipline tehnologice riguros menținută, cât și unui consum mare de apă pentru curățirea utilajelor și a

spațiilor de producție, conducând la diluarea apelor reziduale rezultate și reducerea valorii indicatorilor de calitate ai acestor ape.

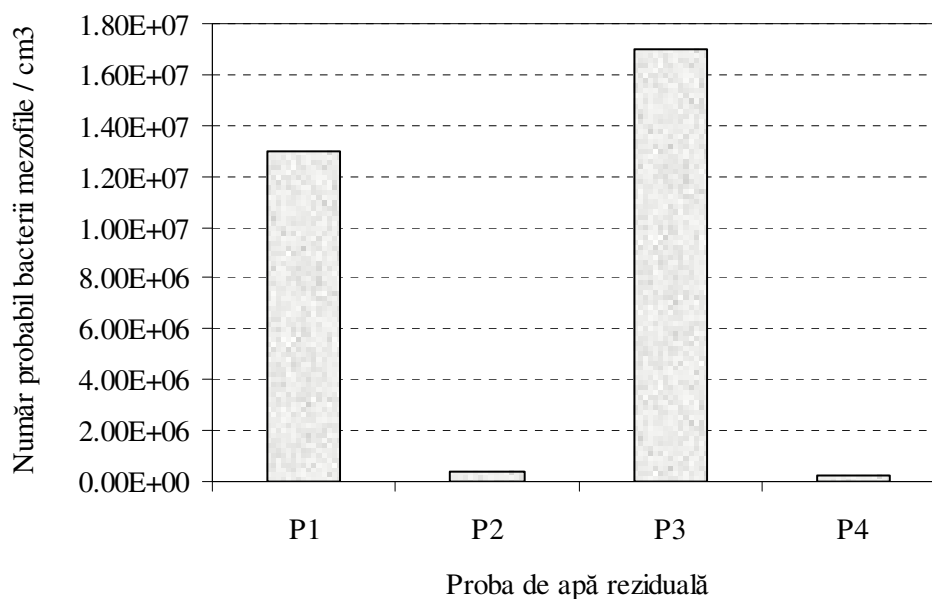
Prețul încă mic al apei reci potabile în România și legislația încă insuficientă în ceea ce privește protecția mediului fac posibil acest lucru. Astfel, mulți producători, pentru a scăpa de amenzi pe care le-ar plăti pentru deversarea unor ape reziduale cu indicatori de calitate peste valorile normate recurg la diluare și consumă cantități impresionante de apă potabilă, în loc să investească în stații de tratare preliminară a apelor reziduale.

Evaluarea încărcăturii microbiologice a apelor reziduale analizate s-a efectuat în paralel cu analizele chimice. Pentru interpretarea rezultatelor s-au avut în vedere seturile de probe recoltate, adică P1, P2, P3 și P4. Pentru analiza microbiologică s-au respectat condițiile aseptice de recoltare, precum și condițiile de transport și păstrare a probelor până în momentul analizei impuse de normele de analiză microbiologică.

Ca parametri microbiologici s-au avut în vedere:

- Numărul total de bacterii aerobe mezofile, indicatorul ce reflectă gradul de contaminare organică a apelor reziduale.
- Numărul total de bacterii coliforme, inclusiv coliformi fecali, indicator de reflectă contaminarea apelor cu materii fecale.

Pentru probe recoltate simultan din mai multe puncte de evacuare a apelor reziduale (probele P1–P4) gradul de contaminare cu bacterii aerobe mezofile este diferit (fig. I.3.10).



**Fig. I.3.10.** Gradul de contaminare cu bacterii aerobe mezofile al apelor reziduale recoltate din zone diferite de evacuare.

Numărul bacteriilor aerobe mezofile poate fi corelat cu indicatorul CBO<sub>5</sub> care indică intensitatea proceselor de biodegradare a substanțelor poluante de natură organică (Fig. I.3.4).

Pe de altă parte, raportul  $CBO_5/CCO$  dă indicații asupra biodisponibilității poluanților organici de a fi transformați prin activitatea metabolică a microbiotei prezente în apa reziduală, asociată poluării organice.

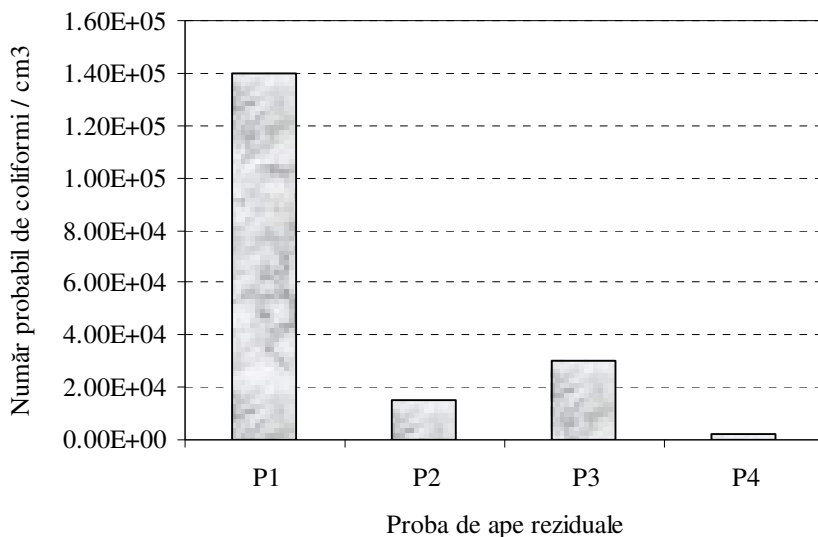
Se consideră că valori ale raportului  $CBO_5/CCO$  mai mici decât 0,3 indică implicațiile pozitive ale microbiotei în procesul de biodegradare (tabelul I.3.1).

**Tabelul I.3.1.** Corelația proceselor biologice de transformare a poluanților organici din apele reziduale în funcție de gradul de poluare și activitatea microbiotei zimogene

Proba	P1	P2	P3	P4
$CBO_5/CCO-Cr$	0,37	0,33	0,33	0,63

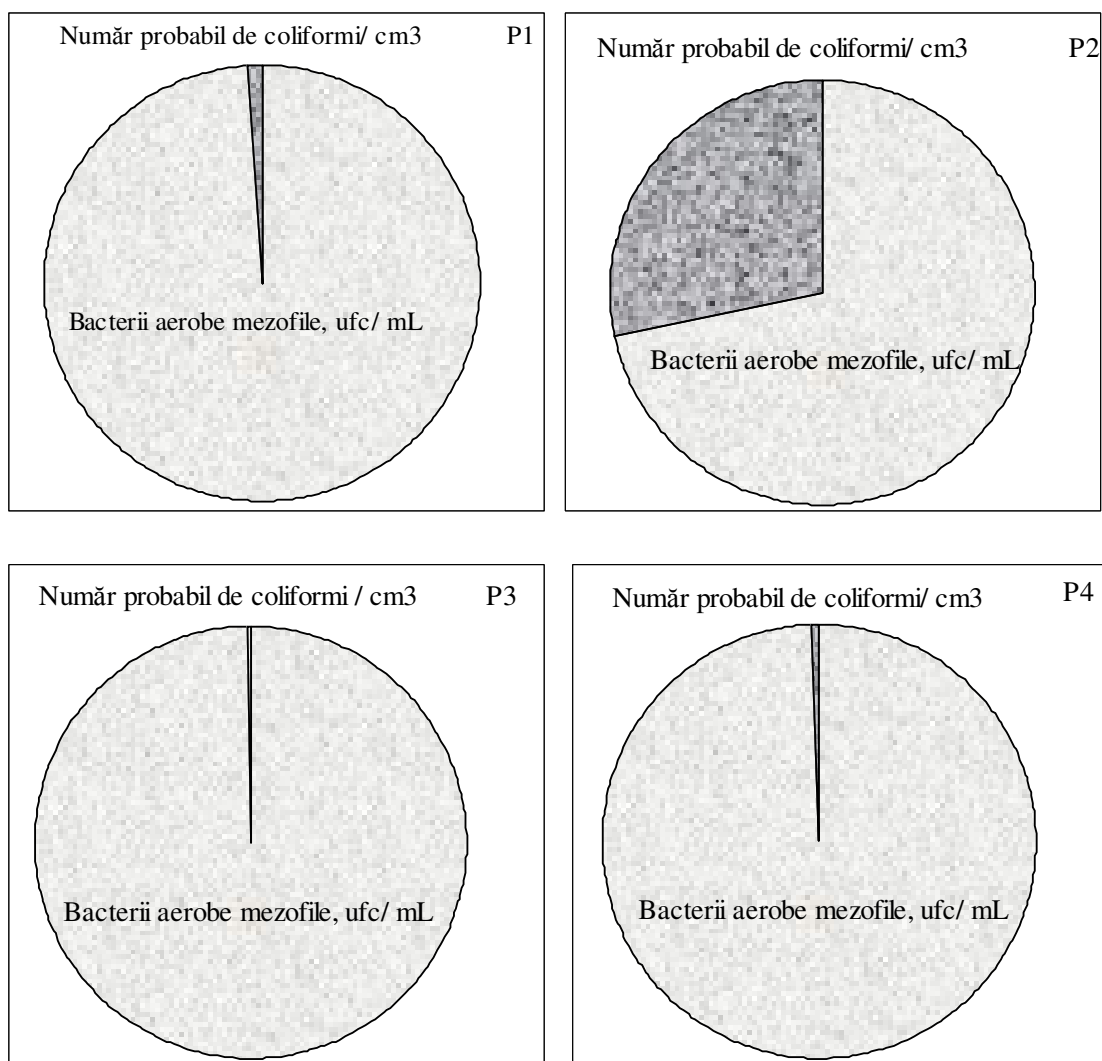
Analizând datele din tabelul I.3.1 și fig. I.3.4 se observă că pentru proba P4, la care raportul  $CBO_5/CCO$  are valoarea cea mai mare, numărul de bacterii mezofile este foarte redus.

Spectrul de contaminare a apelor analizate cu bacterii coliforme este diferit de cel al bacteriilor aerobe mezofile (Fig. I.3.11).



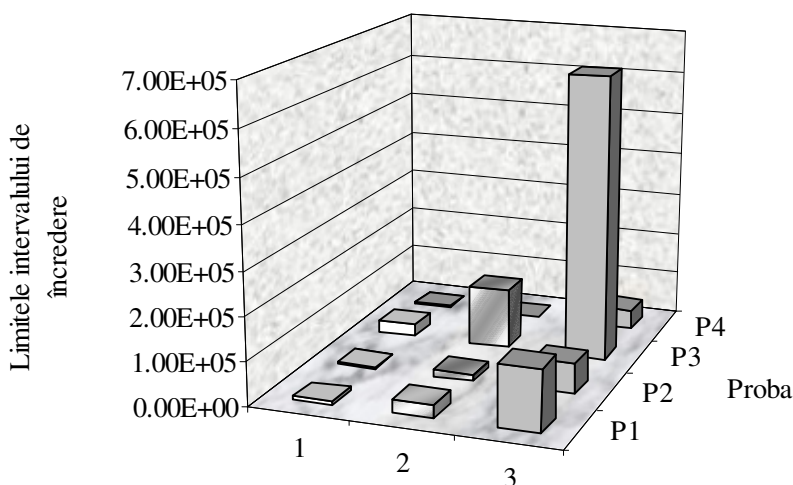
**Fig. I.3.11.** Gradul de contaminare cu bacterii coliforme a apelor reziduale din industria berii

Datele prezentate în fig. I.3.12 indică pentru probele P1 și P3 asocierea microbiotei mezofile cu bacterii coliforme, ceea ce denotă starea igienico-sanitară a apelor reziduale în punctele analizate.



**Fig. I.3.12.** Raportul bacterii aerobe mezofile/ bacterii coliforme în probele de apă reziduală din industria berii analizate

Luând în considerare intervalul de încredere în care se situează numărul probabil de coliformi (fig. I.3.13) este certificată variabilitatea gradului de contaminare a apelor reziduale cu bacterii de origine fecală, care este dependent de diverși factori, printre care condițiile igienico- sanitare de producție, starea de igienă a ambalajelor și calitatea apei de la rețeaua publică.



**Fig. I.3.13.** Limitele de variație a contaminării cu bacterii coliforme a probelor de apă reziduală analizate

Analizând comparativ numărul de bacterii aerobe mezofile și numărul cel mai probabil de bacterii coliforme din probele analizate, după cum se observă din fig. I.3.13. contaminarea cu coliformi este redusă, mai puțin în cazul apei deversate de la secția de fermentare.

**Concluzii:**

Contaminarea apelor reziduale din industria berii cu bacterii zimogene este asociată cu încărcătura organică și biodisponibilitatea poluațiilor organici în procesul de biodegradare.

Prezența bacteriilor coliforme de origine fecală în apele colectate din diferite puncte denotă starea igienico-sanitară a apelor de spălare, corelată cu igiena spațiilor de producție, a apei și a ambalajelor.

**I.3.3.2. Indicatori obținuți pentru apele reziduale prelevate de la fabrica de prelucrare a laptelui B**

Fabrica de bere B prelucrează lapte pentru a produce lapte de consum și unt, iar când sunt cerințe, produce și produse lactate fermentate (fig. I.3.14).

Apele reziduale de la această fabrică sunt alcătuite din:

- ape de la recepția laptelui: ape de spălare a utilajelor din linia de recepție (furtun, dezaerator, filtru, răcitor, pompe, rezervoare de depozitare temporară) și din linia de curățire – degresare – omogenizare - pasteurizare;
- ape de la obținerea untului: ape de spălare a utilajelor de prelucrare a smântânii cu obținerea untului, în condiții normale zara nu trebuie deversată în apele reziduale;
- ape de la spălarea spațiilor de producție;
- ape menajere de la grupurile sociale.

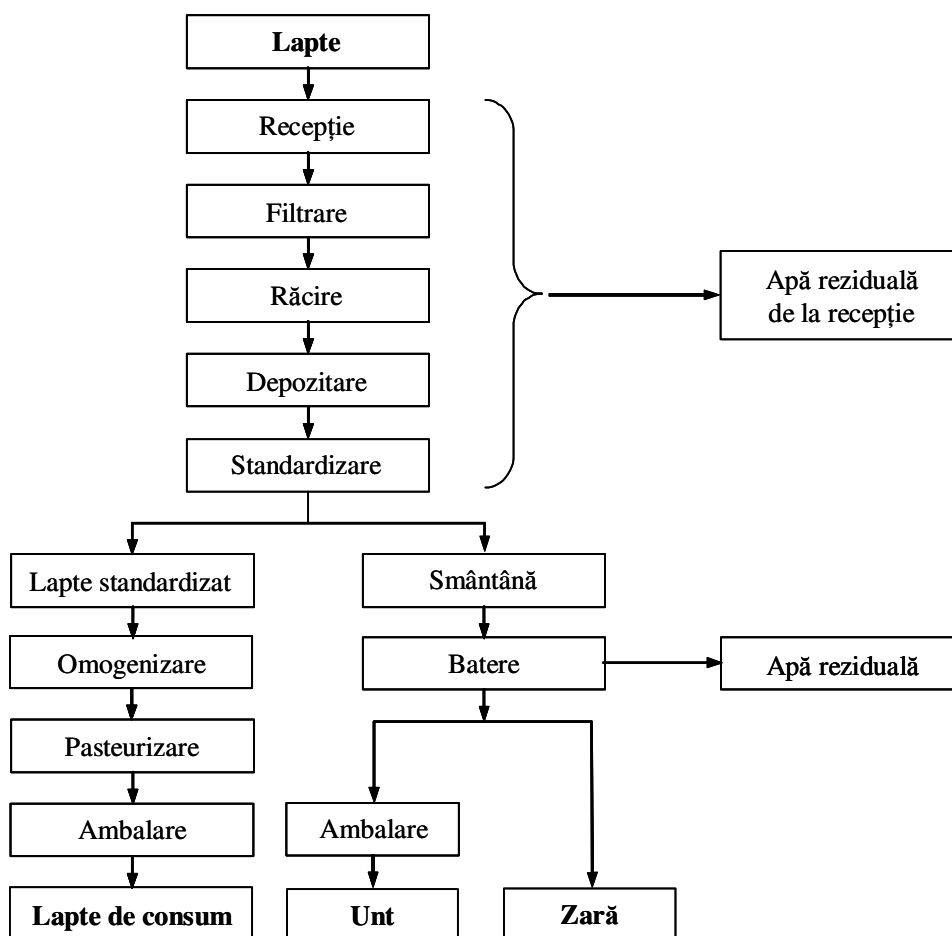


Fig. I.3.14. Schema pe operații pentru procesul tehnologic de prelucrare a laptelui cu obținere lapte de consum pasteurizat și unt.

S-au realizat analize chimice pentru probe recoltate din următoarele puncte:

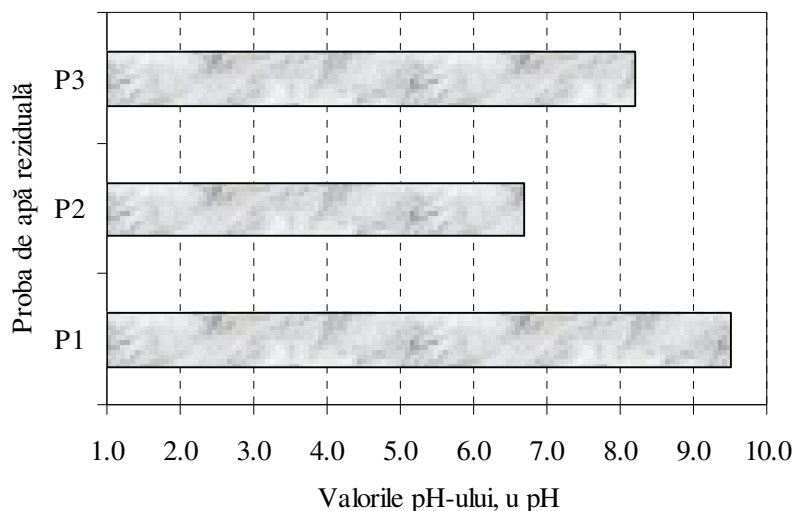
- P1** – punct prelevare ape reziduale de la recepția laptelui
- P2** – punct prelevare ape reziduale de la fabricarea untului
- P3** – punct prelevare ape reziduale din canalizarea finală (efluent total).

S-au determinat următorii parametri fizico-chimici semnificativi, care se regăsesc și în legislația Uniunii Europene:

- pH-ul, exprimat în unități pH;
- materiile în suspensie, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ ;
- consumul biochimic de oxigen,  $\text{CBO}_5$ , în  $\text{mgO}_2/\text{dm}^3$ ;
- consumul chimic de oxigen,  $\text{CCO}$ , în  $\text{mgO}_2/\text{dm}^3$ ;
- azotul total, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ ;
- fosforul total, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ .

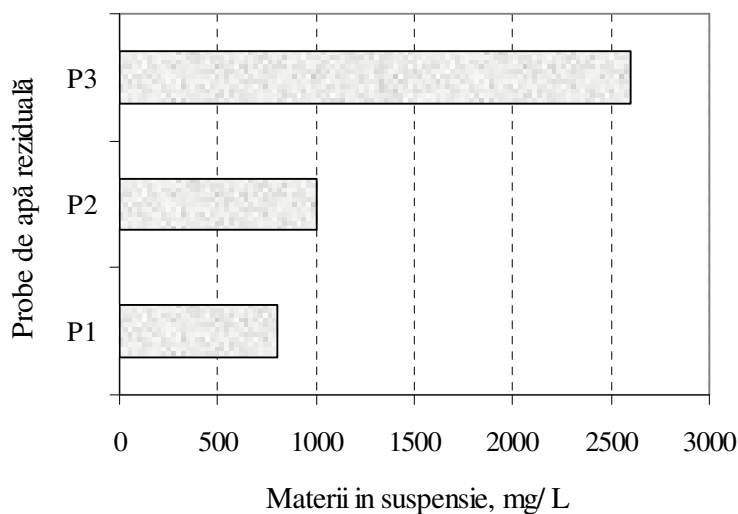
În cele ce urmează sunt prezentate rezultatele medii obținute pentru întreaga perioadă în care s-au făcut prelevările, comparativ pentru cele trei puncte de recoltare, pentru fiecare parametru luat în analiză.

În fig. I.3.15 este prezentată variația valorilor medii ale pH-ului în perioada analizată pentru cele trei probe de ape reziduale analizate, observându-se că acestea se încadrează în limitele prezentate în tabelul I.2.2 ( $pH = 8,3-10,1$  pentru apele reziduale de la recepție,  $pH = 6,5-9,7$  pentru apelor reziduale de la fabricarea untului și  $pH = 7,4-9,4$  pentru apele reziduale totale).



**Fig. I.3.15.** Variația pH-ului pentru apele reziduale analizate de la fabrica de prelucrare a laptelui B.

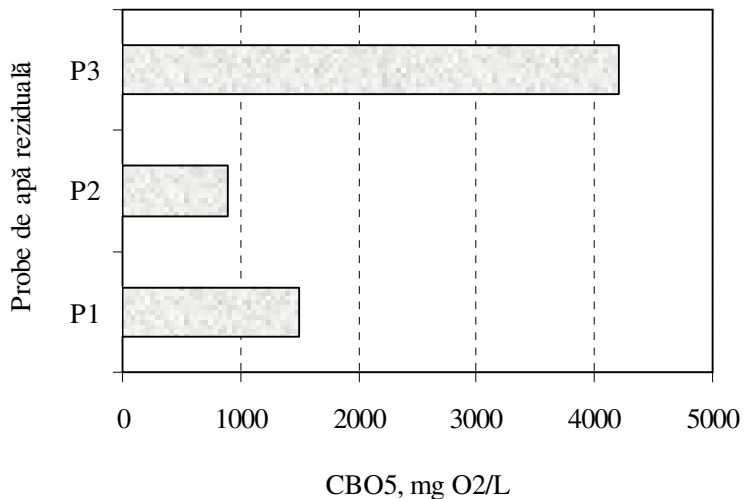
Conținutul de materii în suspensie al apelor analizate este prezentat în fig. I.3.16, remarcându-se valori mai mari decât pentru apele reziduale de la fabricarea berii, dar sub limitele admise pentru ape reziduale de la prelucrarea laptelui (tabelele I.2.2 și I.2.3).



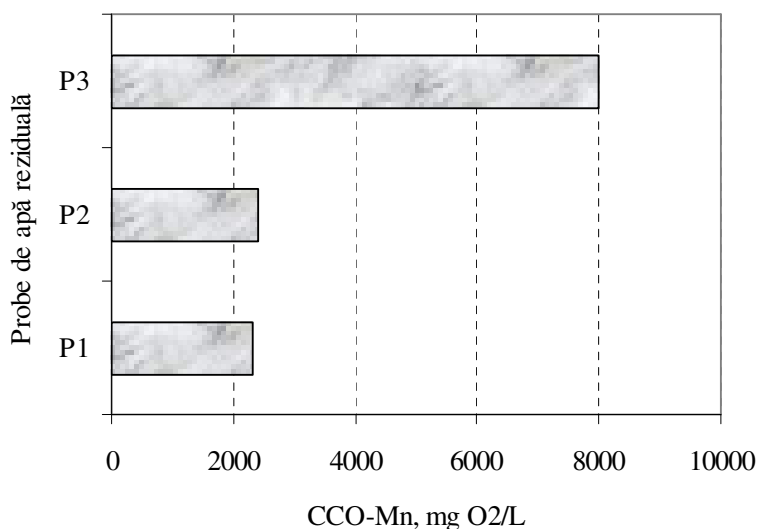
**Fig. I.3.16.** Variația materiilor în suspensie pentru apele reziduale analizate de la fabrica de lapte B.



În fig. I.3.17 și I.3.18 sunt prezentate capacitățile de oxidare biochimică (CBO<sub>5</sub>), respectiv chimică (CCO-Mn). Trebuie remarcat că și valorile pentru acești parametri se situează sub limitele admise pentru ape reziduale de la prelucrarea laptelui (tabelele I.2.2 și I.2.3)

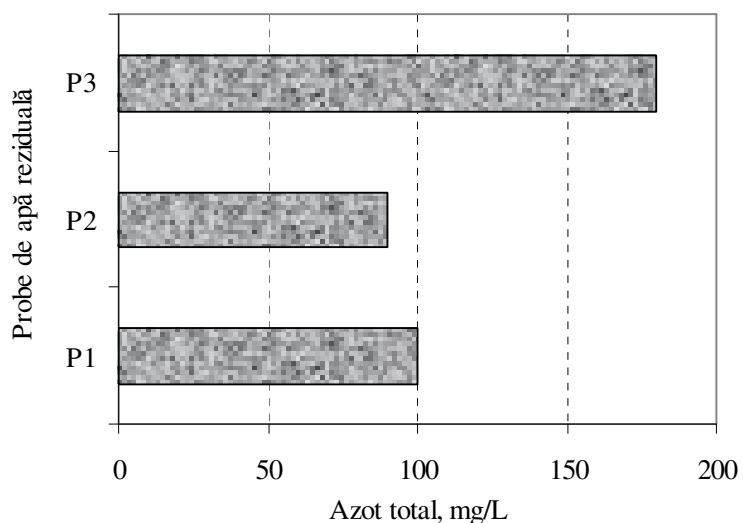


**Fig. I.3.17.** Capacitatea de oxidare biochimică (CBO<sub>5</sub>) a substanțelor poluante din apa reziduală de la fabrica de prelucrare a laptelui B.

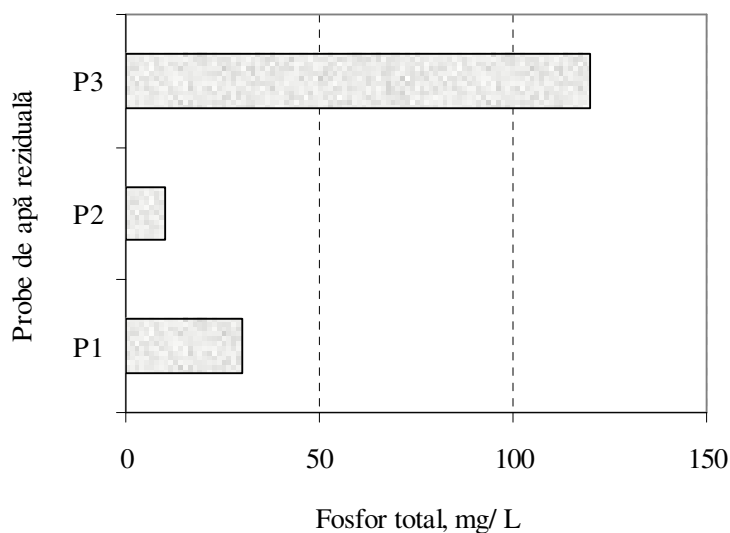


**Fig. I.3.18.** Capacitatea de oxidare chimică (CCO-Mn) a substanțelor poluante din apa reziduală de la fabrica de prelucrare a laptelui B.

Evoluția valorilor medii ale conținutului de azot total din probele analizate este prezentată în fig. I.3.19, iar pentru fosforul total în fig. I.3.20. Așa cum era de așteptat, ținând seama de cele prezentate anterior, apele reziduale analizate, deși sunt puternic poluate, conțin azot total și fosfor total sub limitele indicate în documentare (tabelele I.2.2 și I.2.3).



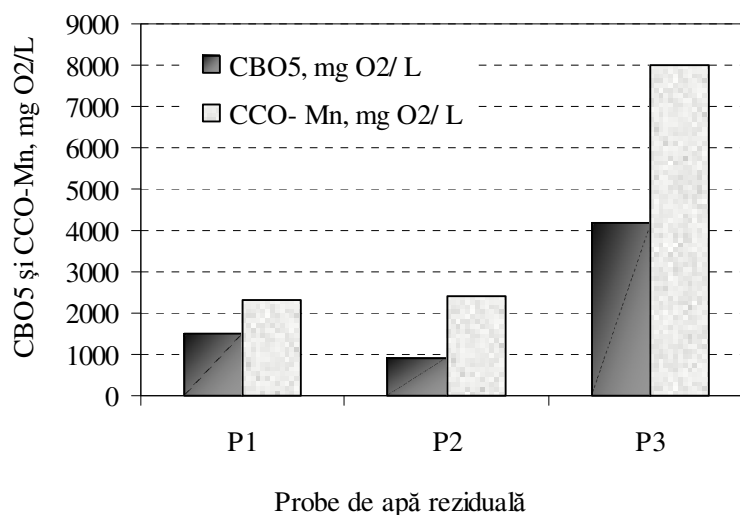
**Fig. I.3.19.** Variația conținutului în azot total pentru apele reziduale analizate de la fabrica de lapte B.



**Fig. I.3.20.** Variația conținutului în fosfor total pentru apele reziduale analizate de la fabrica de prelucrare a laptelui B.

Analizând gradul de poluare și capacitatea de oxidare biochimică și chimică a compușilor organici (fig. I.3.15 – I.3.20), rezultă un potențial de biodegradare ridicat pentru proba P3 (ape reziduale-efluent total), ceea ce explică disponibilitatea poluanților organici de a fi oxidați pe cale biologică și potențialul microbiotei zimogene de a transforma poluanții organici (fig. I.3.21).

Valoarea mică a  $CBO_5$  pentru proba P2 comparativ cu celelalte valori poate fi explicată prin faptul că în procesul tehnologic de fabricare a untului există doar microorganisme lipolitice, cu potențial biodegradabil limitat.



**Fig. I.3.21.** Comparație între capacitatea de oxidare biochimică (CBO<sub>5</sub>) și chimică (CCO-Mn) a substanțelor organice din apele reziduale analizate de la fabrica de prelucrare a laptelui B.

Acest lucru reiese și din calculul raportului CBO<sub>5</sub>/ CCO-Mn (tabelul I.3.2). Cauza poate fi prezența unui număr de microorganisme cu potențial biodegradabil limitat sau existența unor condiții de mediu nefavorabile desfășurării proceselor degradative (substrat, prezența sau absența oxigenului, temperaturi scăzute sau valori ale pH-ului în afara limitelor optime pentru dezvoltare).

**Tabelul I.3.2.** Gradul de oxidare biochimică a poluanților organici din apele reziduale din industria laptelui în raport cu oxidarea chimică

Proba	P1	P2	P3
CBO <sub>5</sub> / CCO-Mn	0,65	0,37	0,53

Valoarea mare a raportului CBO<sub>5</sub>/ CCO pentru probele P1 și P3 este determinată probabil de viteza redusă a reacțiilor de oxidare biochimică ca urmare a afectării microbiotei zimogene, formată preponderent din bacterii lactice de valorile alcaline ale pH-ului (pH<sub>P1</sub>=9,5, pH<sub>P3</sub>=8,2)

Pentru proba P2 raportul CBO<sub>5</sub>/CCO are valorile cele mai scăzute ceea ce explică specificitatea microbiotei de a transforma substratul, corelat și cu pH-ul apelor reziduale (pH<sub>P2</sub>= 6,7) care facilitează activitatea fiziologică a microorganismelor zimogene (bacterii lactice, fungi).

#### **Concluzii:**

Apele reziduale din industria laptelui variază din punct de vedere compozițional în funcție de zona de colectare.

Biodisponibilitatea poluanților organici și potențialul de biodegradare a microbiotei zimogene sunt corelate cu variabilitatea calitativă și cantitativă a microbiotei și cu factorii fizico-chimici de mediu (pH, temperatură, oxigen dizolvat etc).

### I.3.3.3. Indicatori obținuți pentru apele reziduale prelevate de la secția de drojdie de panificație

Apele reziduale rezultate de la fabricarea drojdiei sunt caracterizate de o încărcătură organică foarte mare. Materiile organice, compuse majoritar din glucide, se regăsesc în cea mai mare parte în stare dizolvată. Unitatea de producție la care s-au efectuat măsurătorile folsește drept materie primă melasa rezultată la fabricarea zahărului. În consecință, în apele uzate acumulate se regăsesc melanoidinele din compoziția melasei, compuși care imprimă o culoare specifică destul de intensă (de caramel).

Din procesul tehnologic de obținere a drojdiei de panificație ape uzate rezultă în urma unor operații precum: filtrarea, spălarea drojdiei înainte de ultima fază de multiplicare și înainte de filtrare, igienizarea utilajelor și suprafețelor, și condiționarea melasei. Un tip aparte de apă reziduală este reprezentat de mediul de cultură epuizat (vinasă) rezultat în urma separării biomasei de drojdie. În figura I.3.22 este prezentată o schemă de principiu a procesului tehnologic aplicat în unitatea de producție la care s-au efectuat investigațiile, cu evidențierea etapelor la care se formează ape uzate.

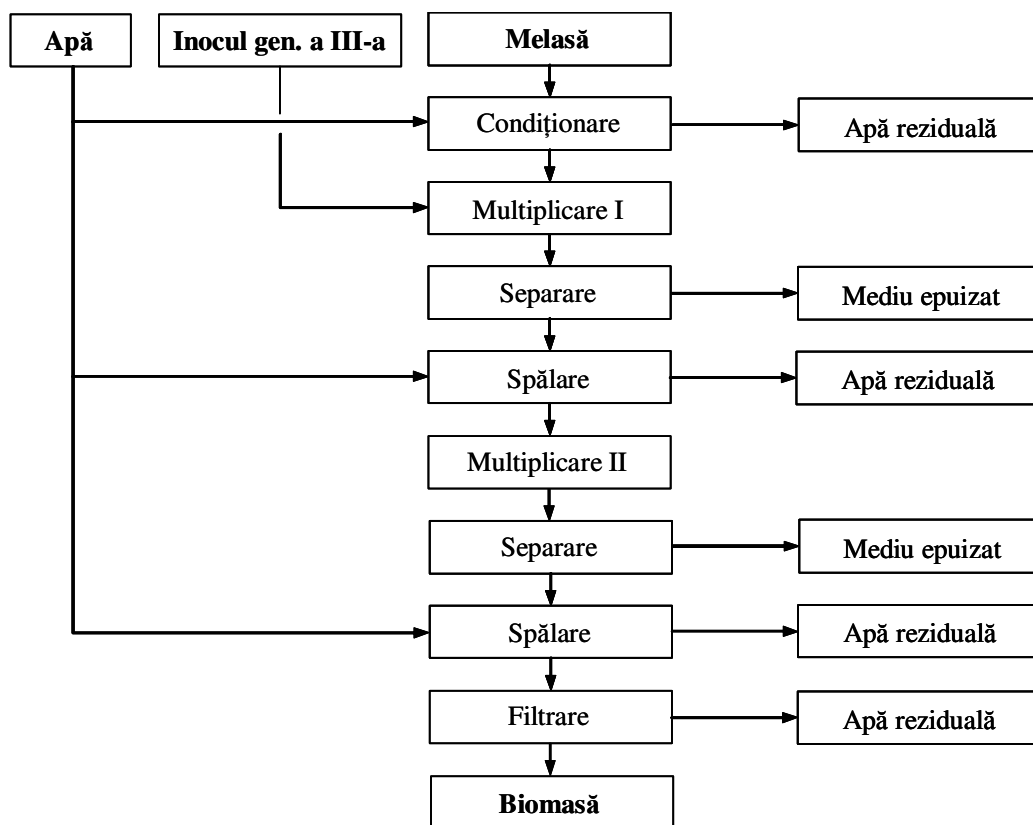


Fig. I.3.22. Schema bloc pentru fabricarea drojdiei de panificație – schemă simplificată în care se evidențiază operațiile în urma cărora rezultă cantități apreciable de apă reziduală.

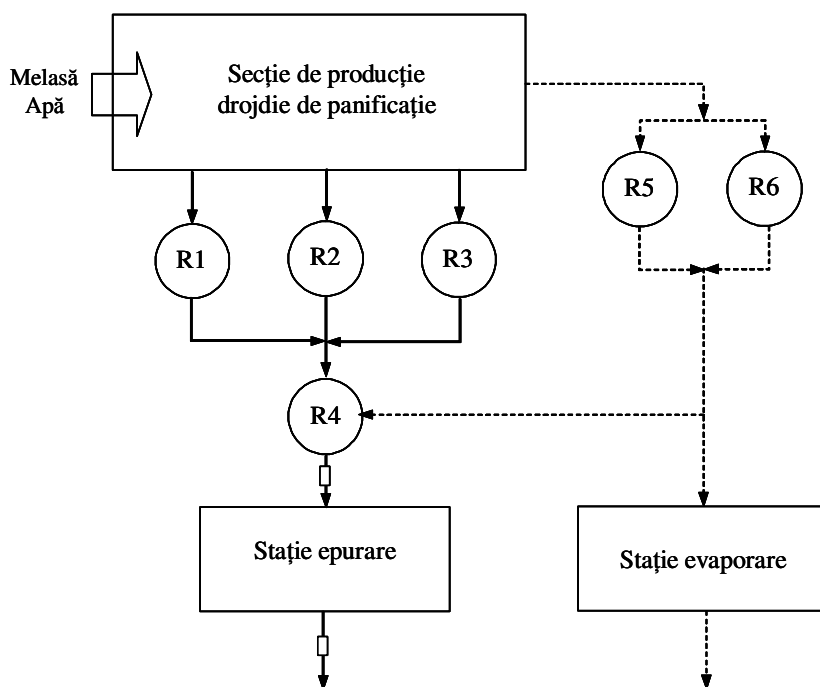
Unitatea de producție are în dotare o stație de epurare parțială a apelor uzate. Efluenții sunt tratați astfel încât să respecte normele NTPA 002/2002 (indicatori de calitate ai apelor uzate

evacuate în rețelele de canalizare ale localităților), întrucât sunt deversați în sistemul municipal de canalizare. Există planuri de *upgrade* al stației pilot existente, întrucât producția a crescut de la realizarea acesteia, iar în prezent îndepărtarea eficientă a poluanților organici se realizează cu mare dificultate.

Stația funcționează cu debite mai mici decât cele avute în vedere la proiectare – soluție de compromis impusă pentru a se asigura reducerea încărcăturii organice.

Astfel, stația a fost proiectată pentru un debit de alimentare de 166,7 m<sup>3</sup>/h și încărcări organice de 1 792 mg O<sub>2</sub>/L (COD). Însă valoarea medie a COD pentru apa reziduală formată este mult mai mare (3 800 mg O<sub>2</sub>/L), și, prin urmare, se impune reducerea debitului pentru a se efectua îndepărtarea materiilor organice până la valorile impuse de legislație.

Trebuie precizat faptul că mediul de cultură epuizat (vinasa) nu este supus procesului de epurare biologică, decât într-o mică măsură (cca. 18 m<sup>3</sup>/zi), întrucât are un conținut extrem de mare în substanțe organice (valori COD cuprinse între 16 000 și 26 000 mgO<sub>2</sub>/L); este concentrat prin evaporare de la 5 la 63°Bx, și este comercializat ca fertilizator agrotehnic, nu cu mare succes. Continuitatea debitului se asigură prin stocarea apelor reziduale acumulate în 3 tancuri (fig. I.3.23).



LEGENDĂ: R1, R2, R3 - rezervoare de stocare ape reziduale  
 R4 - rezervor de amestecare / egalizare  
 R5, R6 – rezervoare stocare mediu epuizat  
 P1 - punct prelevare probe ape reziduale înainte de stația de epurare  
 P2 - punct prelevare probe după stația de epurare

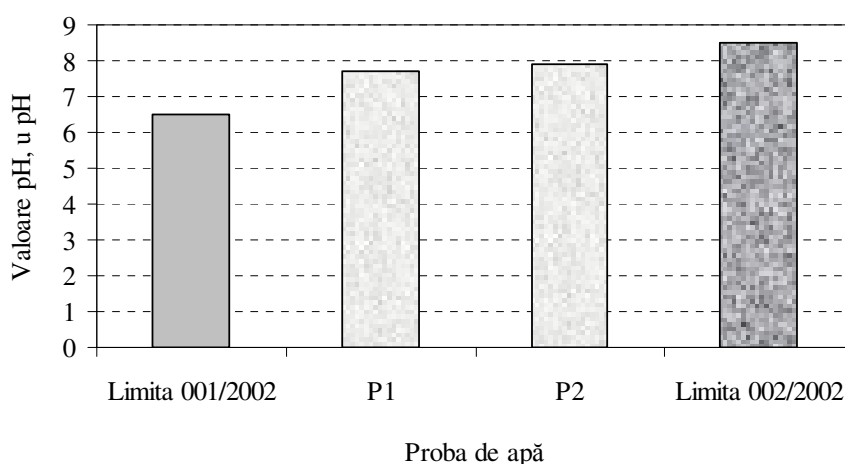
**Fig. I.3.23.** Circuitele apelor uzate rezultate în urma procesului de obținere a drojdiei de panificație.

Punctele A și B reprezintă siturile (convenționale) de prelevare a probelor pentru care s-au făcut determinările: la intrare și la ieșire din stația de epurare

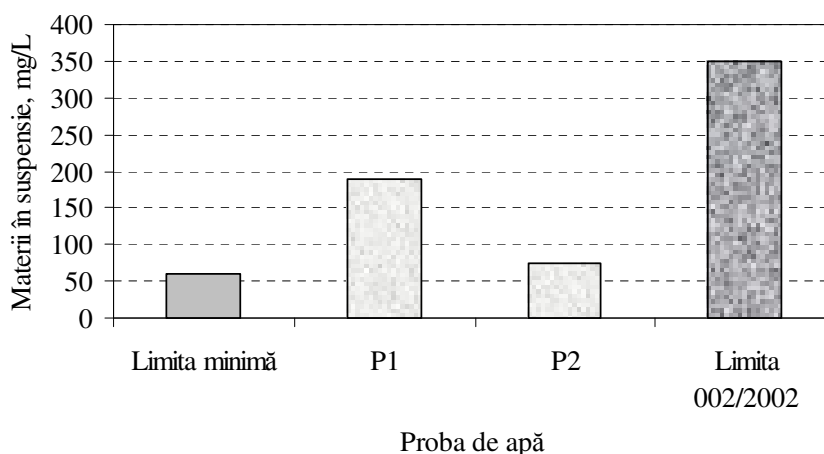
Din acestea, apa este amestecată într-un alt tanc cu o parte din vinasă. Se dorește ca pe viitor, după reproiectarea stației, cea mai mare parte din vinasă rezultată să fie supusă procesului de epurare, întrucât acest procedeu este mult mai rentabil din punct de vedere economic.

Au fost făcute determinări pentru probe prelevate la intrarea în stația de epurare și la ieșire. Valorile reprezintă media unor determinări zilnice pe o perioadă de 30 zile. Volume constante de apă, prelevate la fiecare 2 ore, au fost amestecate într-un tanc tampon cu temperatura de 4°C; determinările s-au făcut după 24 h de prelevări, obținându-se astfel o probă medie zilnică.

Rezultatele obținute sunt prezentate în graficele din fig. I.3.24 – I.3.30, împreună cu valorile specificate în normele NTPA 001/2002\* și 002/2002\*\*, utilizate pentru comparație.



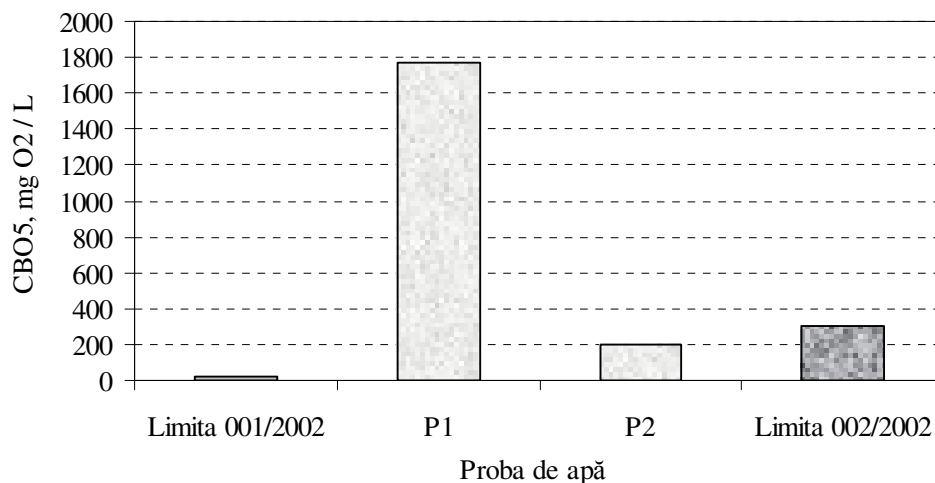
**Fig. I.3.24.** Variația pH-ului apelor reziduale de la secția de drojdie C înainte și după epurare preliminară.



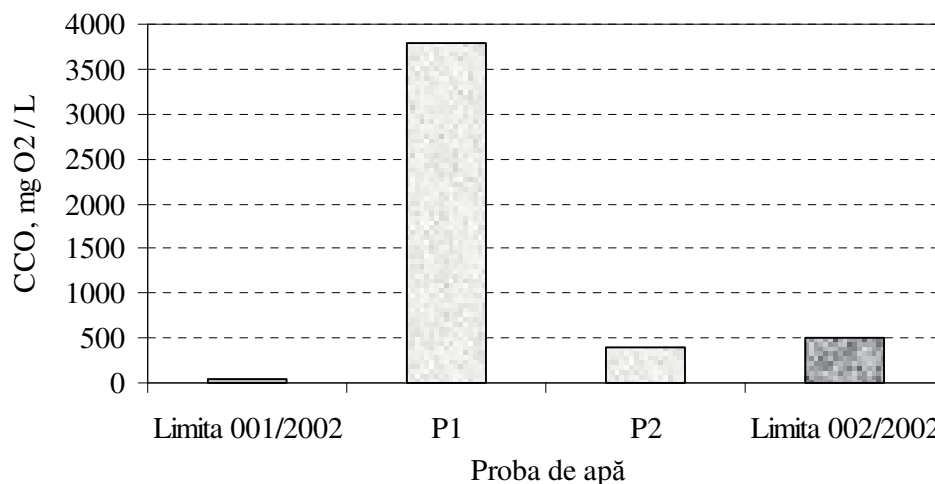
**Fig. I.3.25.** Variația materiilor în suspensie din apa reziduală de la secția de drojdie C înainte și după epurare preliminară.

\* Limite de încărcare cu poluanți a apelor uzate evacuate în resursele de apă.

\*\* Limite de încărcare cu poluanți a apelor uzate evacuate în rețelele de canalizare ale localităților.



**Fig. I.3.26.** Capacitatea de oxidare biochimică (CBO<sub>5</sub>) a substanțelor poluante din apa reziduală de la secția de drojdie C înainte și după epurare preliminară.

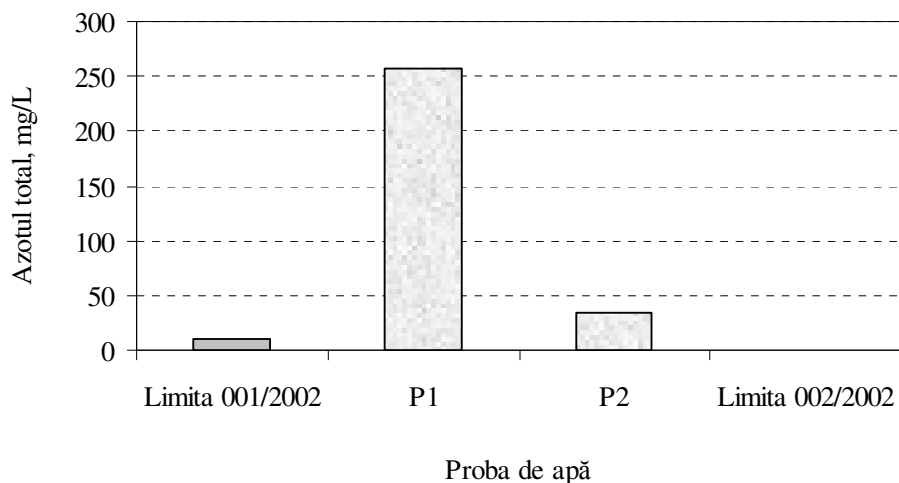


**Fig. I.3.27.** Capacitatea de oxidare chimică (CCO) a substanțelor poluante din apa reziduală de la secția de drojdie C înainte și după epurare preliminară.

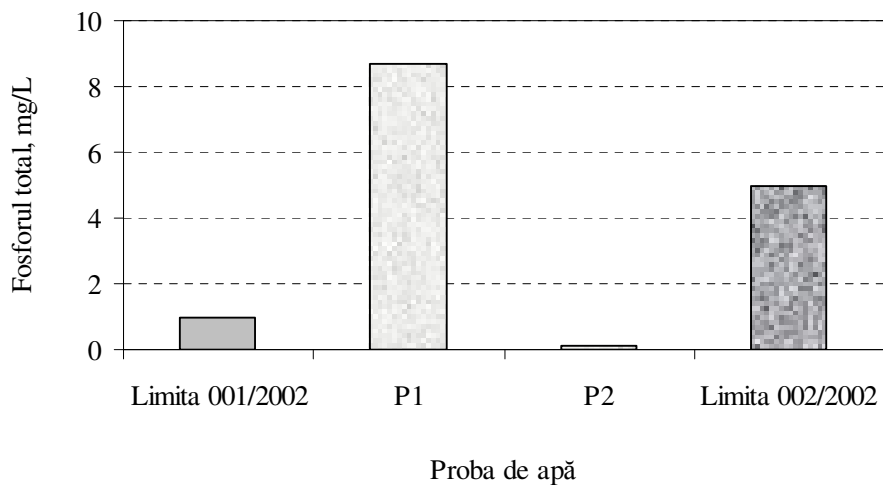
Se poate observa că valorile parametrilor la ieșire se încadrează în limitele impuse de normele NTPA 002/2002. Însă trebuie să se țină cont că reușita este asigurată de o suită de compromisuri tehnologice cu impact asupra rentabilității economice (de exemplu, cea mai mare parte a vinasei este concentrată prin evaporare și nu epurată biotehnologic, stația nu funcționează la valorile proiectate ale debitelor, fiind necesară stocarea unor cantități mari de apă reziduală, fapt ce duce uneori la un grad avansat de anerobioză în tancurile de depozitare, cu efecte negative asupra operațiilor din aval).

Se asigură o reducere semnificativă a încărcăturii organice (89,47 % pentru COD și 84,49 % pentru BOD): fig. I.3.26 și fig. I.3.27.

De asemenea, azotul total este eliminat în proporție de 86,38 % (fig. I.3.28), iar materiile totale în suspensie sunt reduse cu 61,05 % (fig. I.3.29). Valoarea la ieșire pentru fosforul total este foarte mică (chiar sub limita NTPA 001/2002), întrucât acesta se află în cantitate redusă în apa uzată supusă tratamentului de epurare, fiind necesară chiar adăugarea în mediu de acid fosforic pentru reușita procesului biotehnologic.



**Fig. I.3.28.** Variația conținutului de azot total din apa reziduală de la secția de drojdie C înainte și după epurare preliminară.

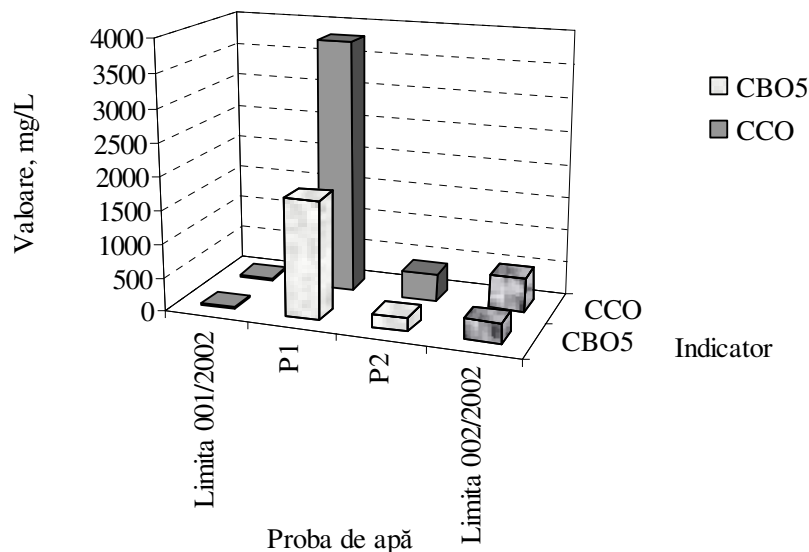


**Fig. I.3.29.** Variația conținutului de fosfor total din apa reziduală de la secția de drojdie C înainte și după epurare preliminară.

Valoarea  $pH$ -ului nu ridică nicio problemă (fig. 3.24), încadrându-se în limite întrucât pe parcursul derulării bioprocesului de obținere a drojdiei de panificație valoarea  $pH$ -ului este menținută la 7 prin adăugare de acid sulfuric.



Valorile parametrilor la intrare în stația pilot indică o încărcătură organică destul de mare a efluenților rezultați de la fabricarea drojdiei de panificație ( $CCO = 3\ 800\ \text{mgO}_2/\text{dm}^3$ ). Mai mult, trebuie să se țină cont de faptul că mediul epuizat se amestecă într-o proporție destul de mică cu ceilalți efluenți, acesta având o concentrație de substanțe organice mult mai mare ( $CCO = 16\ 000 - 26\ 000\ \text{mgO}_2/\text{dm}^3$ ).



**Fig. I.3.30.** Comparație între capacitatea de oxidare biochimică ( $CBO_5$ ) și chimică ( $CCO$ ) pentru apele reziduale de la secția de drojdie C înainte și după epurare preliminară.

### I.3.4. Concluzii asupra măsurătorilor efectuate

Examinarea parametrilor analizați demonstrează că apele reziduale de la agenții economici A, B și C au o încărcătură poluantă mare.

- Apele reziduale de la fabrica de bere A au indicatori de calitate cu valori mai mici decât cele limită atât datorită unei discipline tehnologice riguros menținută, cât și unui consum mare de apă pentru curățirea utilajelor și a spațiilor de producție, conducând la diluarea apelor reziduale rezultate și reducerea valorii indicatorilor de calitate ai acestor ape. Contaminarea apelor reziduale din industria berii cu bacterii zimogene este asociată cu încărcătura organică și biodisponibilitatea poluanților organici în procesul de biodegradare, iar prezența bacteriilor coliforme de origine fecală în apele colectate din diferite puncte denotă starea igienico-sanitară a apelor de spălare, corelată cu igiena spațiilor de producție, a apei și a ambalajelor.
- Apele reziduale din industria laptelui variază din punct de vedere compozițional în funcție de zona de colectare. Biodisponibilitatea poluanților organici și potențialul de biodegradare a microbiotei zimogene sunt corelate cu variabilitatea calitativă și cantitativă a microbiotei și cu factorii fizico-chimici de mediu ( $pH$ , temperatură, oxigen dizolvat etc).

- Apele reziduale de la secția de drojdie de panificație C, întrucât sunt supuse unui proces de epurare parțială, sunt caracterizate de valori ale indicatorilor de calitate care se încadrează în limitele impuse de normele NTPA 002/2002, cu toate că aceasta sedatorează și unor compromisuri tehnologice cu impact asupra rentabilității economice (de exemplu: concentrarea prin evaporare a unei părți însemnate a vinasei, stocarea unor cantități mari de apă reziduală datorită capacității insuficiente a stației de epurare etc.). Reducerea CBO<sub>5</sub> este de 84,49 %, iar a CCO de 89,47 %.

În concluzie, cele trei categorii de ape reziduale trebuie supuse epurării printr-un tratament biologic aerob, mult mai eficient datorită încărcăturii organice medii a acestora.

## ***Bibliografie***

- Barnett, J.W., Kerridge, G.J. and Russell, J.M., 1994. Effluent treatment systems for the dairy industry, *Australasian Biotechnology*, 4: 26-30.
- Behmel, U. and Meyer, R., 1995. Anaerobic treatment of waste water in breweries: methods, opportunities and risks (Anaerobe Abwasserreinigung im Brauereibetrieb: Technologien - Chancen - Risiken) *Weihenstephaner*, 63 (1): 86-90.
- Fillaudeau, L., Blanpain-Avet, P. and Daufin, G., 2006. Water, wastewater and waste management in brewing industries, *Journal of Cleaner Production*, 14(5), p 463–471.
- Horan, N.J., 1989. *Biological wastewater treatment systems. Theory and operation*, John Wiley & Sons, Chichester, GB.
- Muñoz, P., Drizo, A. and Hession, W.C., 2006. Flow patterns of dairy wastewater constructed wetlands in a cold climate, *Water Research*, 40(17), p. 3209–3218.
- Rosenwinkel, K.H. and Seyfried, C.F., 1985. Purification of brewery effluents, *Brauwelt Intl.*, II, p. 219-231.
- STAS 6953-81 – Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea conținutului de materii în suspensie, a pierderii la calcinare și a reziduului la calcinare.
- SR ISO 6060:1996 – Calitatea apei. Determinarea consumului chimic de oxigen.
- STAS 10 064-75 – Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea fosfaților.
- SR EN 1899-1:2002 – Calitatea apei. Determinarea consumului biochimic de oxigen după n zile (CBO<sub>n</sub>) Partea 2: Metoda prin diluare și însămânțare cu aport de alitiouree.
- SR EN 1899-2:2002 – Calitatea apei. Determinarea consumului biochimic de oxigen după n zile (CBO<sub>n</sub>) Partea 2: Metoda pentru probe nediluate.

## **Obiectivul I. Activitatea I.4**

**Determinarea de modele matematice pentru procese  
de epurare biologica a apelor uzate din industria  
berii și laptelui**

**Raport științific**

## **I.4. Determinarea de modele matematice pentru procese de epurare biologica a apelor uzate**

### **Cuprins**

I.4.1. Introducere privind modelarea matematică a proceselor de tratare a apelor uzate cu nămol activ.....	69
I.4.2. Modelarea matematică a instalației de reducere a materiei organice din apa uzată prin tratare cu nămol activ .....	70
I.4.3. Modelarea matematică a procesului de tratare a apelor uzate cu nămol activ ce include și eliminarea azotului .....	82
I.4.4. Analiza proceselor de epurare biologica a apelor uzate prin metoda RGA (Relative Gain Array) .....	98
I.4.4.1. Prezentarea metodei RGA .....	98
I.4.4.2. Metoda de analiza RGA. Studiu de caz nr. 1 .....	101
I.4.4.3. Metoda de analiza RGA. Studiu de caz nr. 2.....	104
<i>Bibliografie</i> .....	108

## **I.4. Determinarea de modele matematice pentru procese de epurare biologică a apelor uzate**

În această secțiune se realizează o prezentare sistematică a fenomenelor care caracterizează procesele de epurare biologică a apelor uzate și a modelelor matematice utilizate în modelarea acestor procese. De asemenea, cum procesele de tratare a apelor uzate cu nămol activ sunt procese multivariabile intrare-ieșire, este realizată și o analiză a influențelor dintre canale, în vederea implementării unor structuri de conducere adecvate. În această fază a proiectului au fost implementate programe de simulare numerică a modelelor și a fost realizat un program, cu ajutorul căruia va fi realizată identificarea modelelor adecvate proceselor dezvoltate pe stația pilot, ce urmează a fi achiziționată în etapa următoare (anexa CD).

### **I.4.1. Introducere privind modelarea matematică a procesului de tratare a apelor uzate cu nămol activ**

A existat o lungă tranziție între adoptarea metodei de tratare a apelor uzate cu nămol activ și stabilirea unui cadru teoretic care să ofere o descriere precisă a procesului. Cauzele principale ale acestei întârzieri au fost natura conflictuală a multor ipoteze privind explicarea mecanismelor procesului, precum și dificultatea exprimării acestora în modele matematice (Buswell and Long, 1923), (Goodman and Englands, 1974). În 1983, IWA (International Water Association) a format un grup de lucru, care urma să promoveze și să faciliteze aplicarea modelelor practice pentru proiectarea și operarea sistemelor de tratare biologică a apelor uzate. Rezultatul final al acestui grup a fost prezentarea, în 1987, a modelului cu nămol activ ASM1 (Activated Sludge Model 1) (Henze *et al.*, 1987). Rezultatul obținut a fost un model care cuprindea eliminarea carbonului organic și a azotului și care utiliza 13 variabile de stare. Modelul a fost ulterior extins, de către același grup de lucru, prin includerea procesului biologic de îndepărtare a fosforului (modelul ASM2) (Henze *et al.*, 1995). De asemenea, au mai fost propuse două dezvoltări ulterioare ale modelului ASM2, și anume: ASM2d și ASM3 (Henze *et al.*, 2000). Principala deficiență a modelului ASM1 o reprezintă complexitatea acestuia, ceea ce îl face greu utilizabil în probleme de conducere automată.

O variantă simplificată a modelului ASM1 a fost obținută prin considerarea variabilelor semnificative pe o scală medie de timp (de la câteva ore la câteva zile). De aceea variabilele cu o variație lentă în timp sunt considerate constante, iar cele cu o variație rapidă vor fi neglijate (Jeppsson, 1996). Aceste simplificări au permis utilizarea modelului ASM1 în probleme de conducere automată. În cadrul IWA, în ultima perioadă, au apărut două direcții noi de cercetare:

- modelarea proceselor de tratare a apelor uzate rezultate în urma diverselor activități industriale: industria celulozei și hârtiei, ferme agricole, industria fibrei de sticlă etc. Se încearcă modelarea individuală a fiecărui tip de proces, în funcție de substanțele implicate în proces. Dacă în cazul tratării apelor uzate menajere dezvoltarea populațiilor de microorganisme folosite pentru epurare are loc natural, în cazul proceselor industriale sunt cultivate populații de microorganisme, uneori modificate genetic, în scopul epurării unui tip special de substrat organic (Langergraber *et al.*, 2003), (Choi *et al.*, 2003).
- prelucrarea nămolului activ în exces în vederea folosirii acestuia în alte activități industriale, în special ca îngrășământ în agricultură (Kroiss, 2003), (Novak and Park, 2003).

## I.4.2. Modelarea matematică a instalației de reducere a materiei organice din apa uzată prin tratare cu nămol activ

Mai întâi se consideră cazul unei instalații de tratare a apelor uzate cu nămol activ în care are loc doar reducerea materiei organice. Astfel de instalații se folosesc de obicei în cazul apelor industriale ce nu conțin cantități mari de azot și fosfor. Instalația, prezentată schematic în Figura I.0.3, constă din:

- un bioreactor în care are loc, în condiții aerobe, tratamentul biologic cu nămol activ al apelor uzate. Bioreactorul conține un amestec de lichid și substanțe solide. Conținutul organic al amestecului existent în bioreactor asigură dezvoltarea populației de microorganisme (nămolul activ), în condițiile asigurării unei concentrații corespunzătoare de oxigen dizolvat. Concentrația de oxigen dizolvat este modificată prin aerare mecanică.
- un bazin de decantare, cu rol în sedimentarea nămolului. În cadrul acestui bazin are loc, pe baza gravitației, separarea nămolului de efluent. Din bazinul de decantare are loc extragerea, în mod continuu, a efluentului și a nămolului decantat. O parte din nămolul decantat este recirculat, pentru a asigura concentrația necesară de biomasă în bioreactor, în timp ce nămolul excedentar este eliminat din instalație.

### *Modelarea matematică a proceselor din bioreactorul aerat*

Biomasa (nămolul activ) este formată din sute de specii sălbatice (200-500) care se dezvoltă în bazinul de aerare, a căror structură numerică și pe specii este necunoscută și variabilă în timp. O specie de microorganisme are rol în consumarea unui anumit tip de substanță organică sau de a inhiba dezvoltarea altor specii de microorganisme, a căror dezvoltare excesivă ar putea pune în pericol echilibrul existent. De asemenea, substratul organic are o compoziție complexă și care poate diferi în timp. În aceste condiții, în vederea obținerii unui model care să descrie dinamica globală a procesului de tratare a apelor uzate, se impune utilizarea ecuațiilor de bilanț material (Katebi *et al.*, 1999). Astfel, se utilizează ecuația fundamentală de bilanț material:

*acumulare = intrare +/- reacție – ieșire*

unde produsul de reacție apare cu semnul + sau -, după cum contribuie la acumularea sau consumul mărimii de stare respective.

### *Ecuația de bilanț material a biomasei*

Rata de variație a biomasei este descrisă de următoarea ecuație de bilanț:

*Viteza de variație a biomasei = Creșterea de biomasă + Biomasa din influent – Biomasa din efluent*

în care:

$$\text{Viteza de variație a biomasei} = \frac{d}{dt}(X(t) \cdot V) = V \frac{dX(t)}{dt}$$

$$\text{Creșterea de biomasă} = \mu(t) \cdot X(t) \cdot V$$

$$\text{Biomasa din influent} = F_{in} \cdot X_{in}(t)$$

$$\text{Biomasa din efluent} = F_{out} \cdot X(t)$$

cu următoarele notatii:  $X(t)$  – biomasa (concentrația nămolului activ în bazinul de aerare),  $V$  – volumul bioreactorului aerat,  $\mu$  – viteză specifică de creștere a microorganismelor,  $X_{in}(t)$  – biomasă (concentrația nămolului activ în bioreactorul aerat),  $F_{in}$  – fluxul de intrare în bioreactor și  $F_{out}$  – fluxul de ieșire din bioreactor.

În aceste condiții, viteza de variație a biomasei este dată de ecuația:

$$\frac{dX(t)}{dt} = \mu(t) \cdot X(t) + \frac{F_{in}}{V} X_{in}(t) - \frac{F_{out}}{V} X(t) \quad (\text{I.4.1})$$

Viteza specifică de creștere este parametrul cheie al descrierii dezvoltării biomasei. Ea este o funcție complexă, dependentă de numeroși factori biologici și fizico-chimici, cum ar fi: concentrația de biomasă, concentrația de substrat, concentrația de oxigen dizolvat, temperatură, pH etc. Dintre multiplele parametrizări existente în cazul proceselor de tratare a apelor uzate, cea mai utilizată este cea propusă de Olsson, având la bază legea de tip Monod (Olsson, 1976):

$$\mu(t) = \mu_{max} \frac{S(t)}{K_s + S(t)} \frac{DO(t)}{K_{DO} + DO(t)} \quad (\text{I.4.2})$$

unde:  $\mu_{max}$  – viteza maximă de creștere,  $K_s$  – constanta de saturație în raport cu substratul,  $K_{DO}$  – constanta de saturație în raport cu oxigenul dizolvat,  $S(t)$  – substratul organic,  $DO(t)$  – concentrația de oxigen dizolvat.

### *Ecuația de bilanț material a substratului*

În bioreactorul aerat are loc producerea de biomasă pe baza consumului de substrat organic. Producerea biomasei raportată la unitatea de consum a substratului organic este dată de coeficientul de producție,  $Y_x$ . Acesta este definit astfel:

$$Y_x = \frac{\text{masa de biomasă formată}}{\text{masa de substrat consumată}} = \frac{\mu(t) \cdot X(t)}{S(t)} \quad (\text{I.4.3})$$

Viteza de variație a substratului va fi descrisă de următoarea ecuație de bilanț:

*Viteza de variație a substratului = – Consumul de substrat utilizat la dezvoltarea biomasei + Substratul din influent – Substratul din efluent*

în care:

$$\text{Viteza de variație a substratului} = \frac{d}{dt}(S(t) \cdot V) = V \frac{dS(t)}{dt}$$

$$\text{Consumul de substrat} = \frac{\mu(t) \cdot X(t)}{Y_x} \cdot V$$

$$\text{Substratul din influent} = F_{in} \cdot S_{in}(t)$$

$$\text{Substratul din efluent} = F_{out} \cdot S(t)$$

unde:  $S_{in}$  – concentrația substratului în influent.

În aceste condiții, viteza de variație a substratului este:

$$\frac{dS(t)}{dt} = -\frac{\mu(t) \cdot X(t)}{Y_x} + \frac{F_{in}}{V} S_{in}(t) - \frac{F_{out}}{V} S(t) \quad (\text{I.4.4})$$

### *Ecuția de bilanț material a oxigenului dizolvat*

Ecuția de bilanț material corespunzătoare oxigenului dizolvat este următoarea:

*Viteza de variație a oxigenului dizolvat = – Consumul de oxigen dizolvat utilizat la dezvoltarea biomasei + Oxigenul dizolvat din influent – Oxigenul dizolvat din efluent + Oxigenul dizolvat asigurat prin aerare*

în care:

$$\text{Viteza de variație a oxigenului dizolvat} = \frac{d}{dt}(DO(t) \cdot V) = V \frac{dDO(t)}{dt}$$

$$\text{Consumul de oxigen dizolvat} = K_0 \frac{\mu(t) \cdot X(t)}{Y_x} \cdot V$$

$$\text{Oxigenul dizolvat din influent} = F_{in} \cdot DO_{in}(t)$$

$$\text{Oxigenul dizolvat din efluent} = F_{out} \cdot DO(t)$$

cu următoarele notatii:  $DO_{in}$  – concentrația a oxigenului dizolvat în influent,  $K_0$  – constantă de model.

Oxigenul dizolvat asigurat prin aerare poate fi modelat pe baza transferului de masă. În aerarea submersă transferul de oxigen se realizează ca urmare a deplasării ascensionale a bulelor de aer introduse la baza sistemului de aerare. Transferul de masă poate fi descris de următoarea ecuație (Olson and Newell, 1999):

$$r_a(t) = K_L \cdot a \cdot (DO_{max} - DO(t)) \quad (\text{I.4.5})$$

unde:  $r_a(t)$  – viteza de transfer a oxigenului (și reprezintă oxigenul asigurat prin aerare),  $K_L$  – coeficientul de transfer de masă,  $a$  – aria suprafeței de contact aer-apă,  $DO_{max}$  – concentrația maximă de oxigen dizolvat (concentrația de saturație a  $DO(t)$ ).



Termenii  $K_L$  și  $a$  depind de viteza fluxului de aer. Astfel se poate presupune o dependență liniară a acestora de forma:

$$K_L \cdot a = \alpha \cdot W \quad (\text{I.4.6})$$

unde:  $\alpha$  – viteza transferului de oxigen;  $W$  – viteza fluxului de aer.

Ținând cont de ecuațiile (I.4.5) și (I.4.6), ecuația de bilanț material corespunzătoare oxigenului dizolvat devine:

$$\frac{dDO(t)}{dt} = -\frac{K_0 \cdot \mu(t) \cdot X(t)}{Y_x} + \frac{F_{in}}{V} DO_{in}(t) - \frac{F_{out}}{V} DO(t) + \alpha \cdot W \cdot (DO_{max} - DO(t)) \quad (\text{I.4.7})$$

### Modelarea matematică a bazinului de decantare

În cadrul bazinului de decantare au loc două fenomene: un fenomen de ascensiune a apei cu o viteză depinzând de volumul influentului și un fenomen de depunere a nămolului activ, determinat de forța gravitațională. Dacă viteza de depunere este mai mare decât viteza de ascensiune, atunci are loc depunerea nămolului activ. În caz contrar, are loc fenomenul de „wash-out”. În timp au fost propuse diverse modele matematice pentru modelarea vitezei de depunere a particulelor de nămol activ, cel mai cunoscut fiind cel prezentat în (Takacs *et al.*, 1991).

În continuare, se va utiliza un model mai simplu pentru bazinul de decantare. Acest model se poate obține prin considerarea următoarelor ipoteze (Nejjari *et al.*, 1991):

- în bazinul de decantare nu au loc reacții între nămol și substanțe organice (substratul este foarte scăzut în acest bazin, presupunându-se că acesta este consumat în bazinul de aerare);
- se consideră analiza staționară a bazinului de decantare, ignorându-se dinamica acestuia.

Pe baza acestor ipoteze, bazinul de decantare poate fi modelat prin următoarea ecuație de bilanț material:

*Viteza de variație a biomasei recirculate = Biomasa din efluent – Biomasa recirculată în instalație – Biomasa eliminată din instalație*

în care:

$$\text{Viteza de variație a biomasei recirculate} = \frac{dX_r(t)}{dt}$$

$$\text{Biomasa din efluent} = \frac{F_{out}}{V} \cdot X(t)$$

$$\text{Biomasa recirculată în instalație} = \frac{F_r}{V} \cdot X_r(t)$$

$$\text{Biomasa eliminată din instalație} = \frac{F_\beta}{V} \cdot X_r(t)$$

unde:  $X_r(t)$  – biomasă recirculată (concentrația nămolului activ recirculat),  $F_r$  – fluxul de recirculare a nămolului activ în bioreactor;  $F_\beta$  – fluxul de eliminare nămol excedentar din bioreactor.

Viteza de variație a biomasei recirculate este dată de următoarea ecuație:

$$\frac{dX_r(t)}{dt} = \frac{F_{out}}{V} \cdot X(t) - \frac{F_r}{V} \cdot X_r(t) - \frac{F_\beta}{V} \cdot X_r(t) \quad (I.4.8)$$

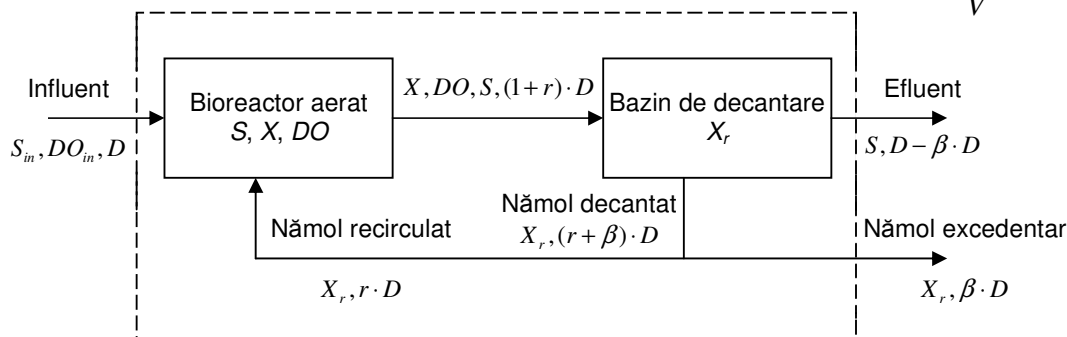
În aceste condiții, procesul de tratare a apelor uzate cu nămol activ este descris de ecuațiile (I.4.1), (I.4.4), (I.4.7), (I.4.8), la care se adaugă ecuația de parametrizare a vitezei specifice de creștere (I.4.2).

### Modelul matematic al instalației de reducere a materiei organice din apa uzată prin tratare cu nămol activ

Modelul matematic considerat este derivat din modelele prezentate în paragrafele anterioare și a fost propus în (Nejjari *et al.*, 1991). El are la bază următoarele ipoteze suplimentare:

- sistemul se consideră a fi în regim staționar:  $F_{in} = F_{out} = F$ ;
- fluxul de recirculare a nămolului activ în bioreactor se consideră a fi proporțional cu fluxul din proces ( $F$ ):  $F_r = r \cdot F$ , unde:  $r$  – rata de nămol recirculat;
- fluxul de eliminare nămol excedentar din bioreactor se consideră a fi proporțional cu fluxul din proces ( $F$ ):  $F_\beta = \beta \cdot F$ , unde  $\beta$  – rata de nămol excedentar (eliminat);
- se consideră că nu există substrat sau oxigen dizolvat în fluxul de recirculare a nămolului activ în bioreactor;
- fluxul la ieșirea bioreactorului aerat se consideră a fi egal cu suma dintre fluxul de ieșire din bioreactor și fluxul de recirculare a nămolului activ în bioreactor.

Aceste ipoteze sunt exemplificate în figura I.4.1. Ținând cont că volumul  $V$  este constant, în prezentarea modelului s-a preferat măririi flux utilizarea vitezei de diluție  $D$  ( $D = \frac{F}{V}$ ).



**Fig. I.4.1.** Reprezentare schematică a instalației de reducere a materiei organice din apa uzată prin tratare cu nămol activ

În aceste condiții, modelul procesului considerat este dat de următoarele ecuații:

$$\frac{dX}{dt} = \mu(t) X(t) - D(t)(1+r) X(t) + rD(t) X_r(t) \quad (I.4.9)$$

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{\mu(t)}{Y} X(t) - D(t)(1+r) S(t) + D(t) S_{in} \quad (I.4.10)$$

$$\frac{dDO}{dt} = -\frac{K_o \mu(t) X(t)}{Y} - D(t)(1+r) DO(t) + \alpha W (DO_{max} - DO(t)) + D(t) DO_{in} \quad (I.4.11)$$

$$\frac{dX_r}{dt} = D(t)(1+r) X(t) - D(t)(\beta+r) X_r(t) \quad (I.4.12)$$

$$\mu(t) = \mu_{max} \frac{S(t)}{K_s + S(t)} \frac{DO(t)}{K_{DO} + DO(t)} \quad (I.4.13)$$

În continuare sunt prezentate mărimile de intrare și de ieșire ale procesului:

- mărimi de intrare: viteza de aerare  $W$  [ $m^3/h^{-1}$ ], viteza de diluție  $D$  [ $h^{-1}$ ] și rata de nămol recirculat  $r$ ;
- mărimi de ieșire (mărimi considerate măsurabile): concentrația substratului organic din efluent  $S$  [ $mg/l$ ] și concentrația oxigenului dizolvat din bazinul aerat  $DO$  [ $mg/l$ ].

Mărimile de calitate este concentrația substratului organic din efluent. Scopul structurii de control este obținerea unui efluent având concentrația substratului sub limita standard impusă prin lege (sub 20  $mg/l$ ). În figura I.4.2 se prezintă schema sistemică a procesului de epurare biologică dat de ecuațiile (I.4.9) – (I.4.13).

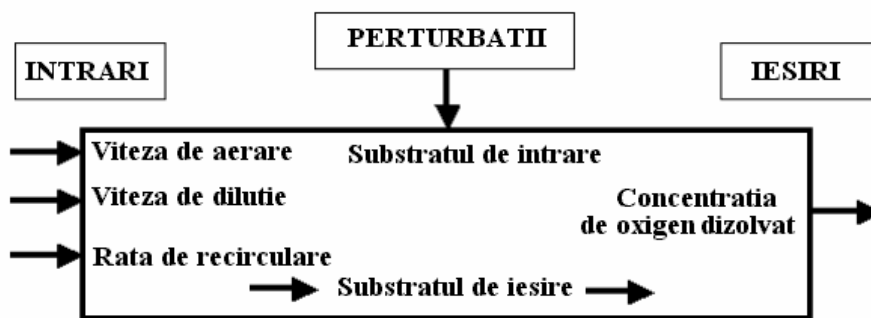


Fig. I.4.2. Schema sistemică a procesului de epurare biologică

Simularea modelului descris de ecuațiile (I.4.9) - (I.4.13) s-a făcut considerând următoarele valori ale parametrilor:

$$\mu_{max} = 0.15 \text{ mg/l}; K_s = 100 \text{ mg/l}; K_{DO} = 2 \text{ mg/l}; Y = 0.65; K_o = 0.5; \alpha = 0.018; DO_{max} = 10 \text{ mg/l}; \beta = 0.2.$$

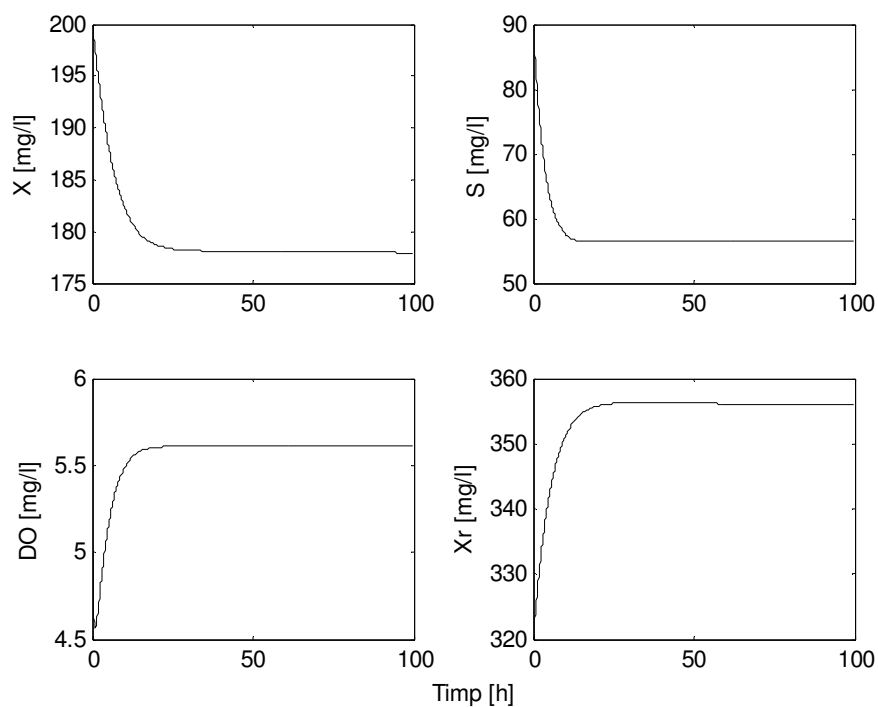
În Figura I.4.3 sunt prezentate rezultatele simulării privind dinamicile libere ale modelului prezentat anterior. Simularea a fost realizată în următoarele condiții inițiale:

$$X(0) = 200 \text{ mg/l}, S(0) = 90 \text{ mg/l}, DO(0) = 5 \text{ mg/l}, X_r(0) = 320 \text{ mg/l}.$$

De asemenea, s-a considerat că:

$$D = 0.1 \text{ h}^{-1}, W = 80 \text{ m}^3/\text{h}, r=0.6, DO_{in} = 0.5 \text{ mg/l}, S_{in} = 200 \text{ mg/l}.$$

Programul de simulare este dat în anexa-CD (Integrare\_Model\_Nejjari).

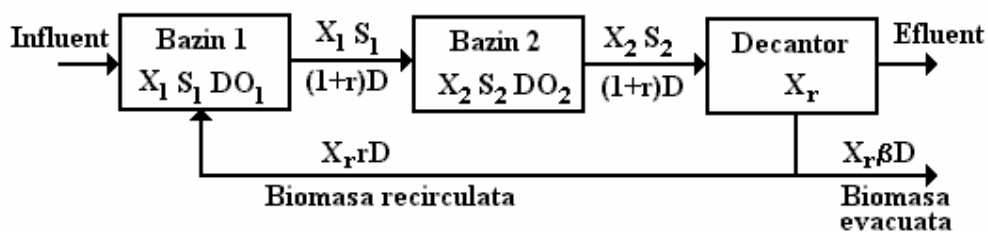


**Fig. I.4.3:** Rezultatele simulării modelului în buclă deschisă

Variante ale modelului dat de ecuațiile (4.9) – (4.13):

a). Modelul procesului de epurare biologică în două trepte de aerare:

Schema de principiu, din care rezultă ecuațiile modelului, este prezentată în figura I.4.4.



**Fig. I.4.4:** Schema de principiu corespunzătoare modelului procesului de epurare biologică în două trepte

$$\frac{dX_1(t)}{dt} = \mu_1(t)X_1(t) - D(t)(1+r)X_1(t) + rD(t)X_r(t) \quad (\text{I.4.14})$$

$$\frac{dX_2(t)}{dt} = \mu_2(t)X_2(t) - D(t)(1+r)X_2(t) + D(t)(1+r)X_1(t) \quad (\text{I.4.15})$$

$$\frac{dS_1(t)}{dt} = -\frac{\mu_1(t)}{Y_1}X_1(t) - D(t)(1+r)S_1(t) + D(t)S_{in} \quad (\text{I.4.16})$$

$$\frac{dS_2(t)}{dt} = -\frac{\mu_2(t)}{Y_2}X_2(t) - D(t)(1+r)S_2(t) + D(t)(1+r)S_1(t) \quad (\text{I.4.17})$$

$$\frac{dDO_1(t)}{dt} = -\frac{K_{O1}}{Y_1}\mu_1(t)X_1(t) - D(t)(1+r)DO_1(t) + \alpha_1W_1(DO_{\max} - DO_1(t)) + D(t)DO_{in1} \quad (\text{I.4.18})$$

$$\frac{dDO_2(t)}{dt} = -\frac{K_{O2}}{Y_2}\mu_2(t)X_2(t) - D(t)(1+r)DO_2(t) + \alpha_2W_2(DO_{\max} - DO_2(t)) + D(t)(1+r)DO_1(t) \quad (\text{I.4.19})$$

$$\frac{dX_r}{dt} = D(t)(1+r)X_2(t) - D(t)(\beta+r)X_r(t) \quad (\text{I.4.20})$$

$$\mu_1(t) = \mu_{\max 1} \frac{S_1(t)}{K_{S1} + S_1(t)} \frac{DO_1(t)}{K_{DO1} + DO_1(t)} \quad (\text{I.4.21})$$

$$\mu_2(t) = \mu_{\max 2} \frac{S_2(t)}{K_{S2} + S_2(t)} \frac{DO_2(t)}{K_{DO2} + DO_2(t)} \quad (\text{I.4.22})$$

unde :

$X_1(t)$  - biomasa - concentrația nămolului activ în primul bazin aerat;

$X_2(t)$  - biomasa - concentrația nămolului activ în cel de-al doilea bazin aerat;

$S_1(t)$  - concentrația substratului în primul bazin aerat;

$S_2(t)$  - concentrația substratului în cel de-al doilea bazin aerat;

$DO_1(t)$  - concentrația oxigenului dizolvat în primul bazin aerat;

$DO_2(t)$  - concentrația oxigenului dizolvat în cel de-al doilea bazin aerat;

$X_r(t)$  - concentrația biomasei recirculate;

$DO_{\max}$  - concentrația maximă de oxigen dizolvat;

$D(t)$  - viteza de diluție - debit/volumul bazinului;

$\mu_1(t)$  - viteza de creștere specifică a microorganismelor în primul bazin aerat;

$\mu_2(t)$  - viteza de creștere specifică a microorganismelor în cel de-al doilea bazin aerat;

$Y_1, Y_2$  - coeficienți (de producție);

$\alpha_1, \alpha_2$  – coeficienți de transfer al oxigenului între aer și apă în bazinul 1, respectiv bazinul 2;

$\beta$  – rata de nămol eliminat;

$\mu_{max1}$  - rata maximă de creștere a biomasei în primul bazin aerat;

$\mu_{max2}$  - rata maximă de creștere a biomasei în cel de-al doilea bazin aerat;

$K_{S1}, K_{S2}$  - constante de model privind influența substratului;

$K_{DO1}, K_{DO2}$  - constante de model privind influența oxigenului;

$K_{O1}, K_{O2}$  - constante de model;

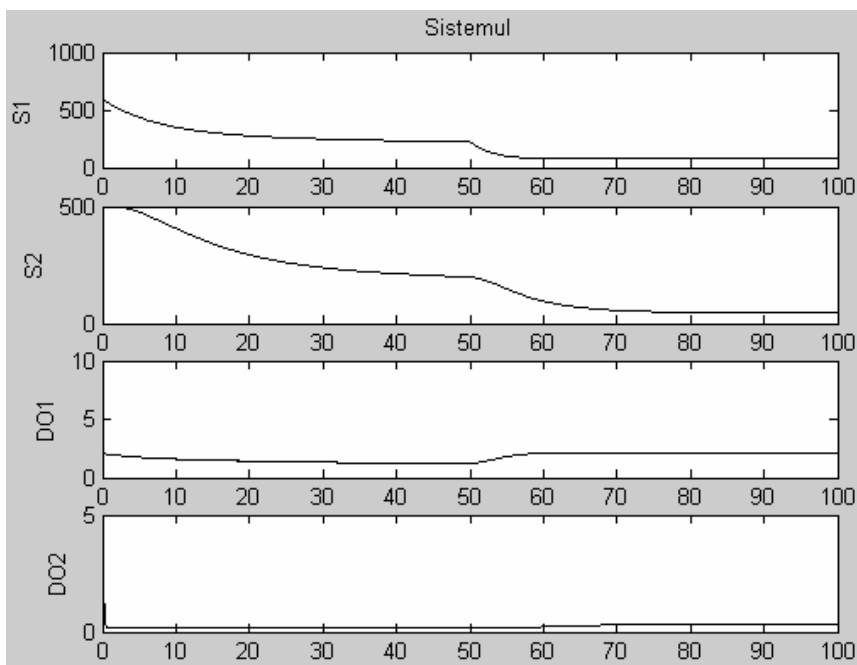
$W_1$  – rata fluxului de aerare în primul bazin aerat;

$W_2$  – rata fluxului de aerare în cel de-al doilea bazin aerat;

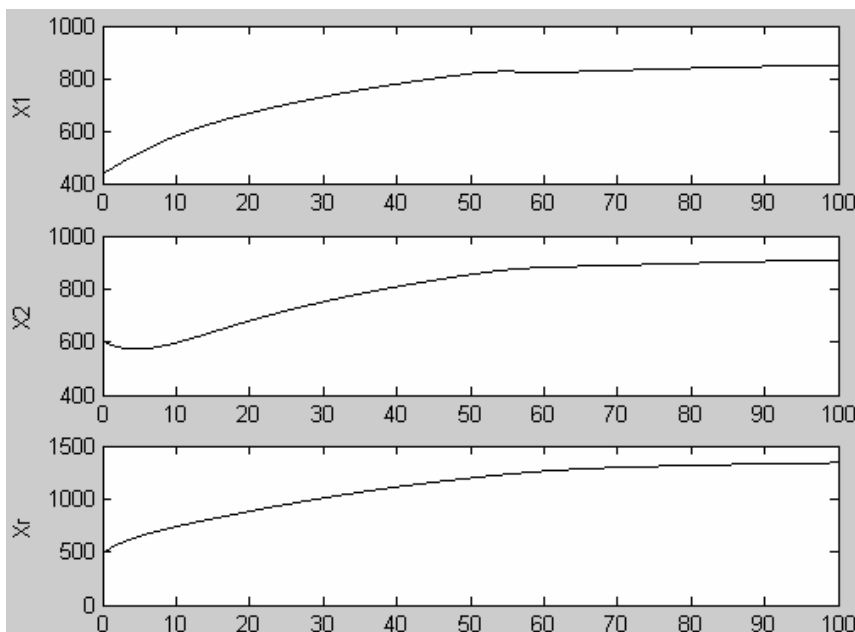
$S_{in}$  – concentrația substratului în fluxul de intrare;

$DO_{in}$  - concentrația oxigenului dizolvat în fluxul de intrare;

$r$  – rata de nămol recirculat;



**Fig. I.4.5a:** Rezultatele simulării modelului procesului de epurare în două trepte de aerare (evoluții substrat organic în bazinele 1 și 2, oxigen dizolvat în bazinele 1 și 2)



**Fig. I.4.5b:** Rezultatele simulării modelului procesului de epurare în două trepte de aerare (evoluții biomasă în bazinele 1 și 2, biomasa recirculată)

Modelul (I.4.14) – (I.4.22) a fost simulat în următoarele condiții:

$K_{o1} = 0.5$ ;  $K_{o2} = 0.5$ ;  $K_{s1} = 100$ ;  $K_{s2} = 100$ ;  $K_{do1} = 2$ ;  $K_{do2} = 2$ ;  $\mu_{max1} = 0.298$ ;  $\mu_{max2} = 0.24$ ;  $Y_1 = 0.342$ ;  $Y_2 = 1.943$ ;  $\alpha_1 = 0.13$ ;  $\alpha_2 = 0.003$ ;  $\beta = 0.478$ ;  $X_1(0) = 433$ ;  $X_2(0) = 589$ ;  $S_1(0) = 600$ ;  $S_2(0) = 500$ ;  $DO_1(0) = 7$ ;  $DO_2(0) = 5$ ;  $Xr(0) = 492$ ;  $DO_{max} = 10$ ;  $r = 0.6$ ;  $DO_{in} = 0.5$ ;  $D = 0.1$ ;  $W_1 = 80$ ;  $W_2 = 80$ .

Rezultatele simulărilor sunt prezentate în figurile I.4.5a și b.

Programul de simulare este dat în anexa-CD (Integrare\_sist\_2trepte).

b). Modelul procesului de epurare biologică în care sunt reduse două substraturi organice:

Ecuțiile modelului sunt următoarele:

$$\frac{dX(t)}{dt} = \mu(t)X(t) - D(t)(1+r)X(t) + rD(t)X_r(t) \quad (I.4.23)$$

$$\frac{dS_1(t)}{dt} = -\frac{\mu(t)}{Y_1}X(t) - D(t)(1+r)S_1(t) + D(t)S_{in1} \quad (I.4.24)$$

$$\frac{dS_2(t)}{dt} = -\frac{\mu(t)}{Y_2}X(t) - D(t)(1+r)S_2(t) + D(t)S_{in2} \quad (I.4.25)$$

$$\frac{dDO(t)}{dt} = -K_o(\mu(t)/Y_1 + \mu(t)/Y_2)X(t) - D(t)(1+r)DO(t) + \alpha W(DO_{max} - DO(t)) + D(t)DO_{in} \quad (I.4.26)$$

$$\frac{dX_r}{dt} = D(t)(1+r)X(t) - D(t)(\beta+r)X_r(t) \quad (\text{I.4.27})$$

$$\mu(t) = \mu_{\max} \frac{S_1(t)}{K_{S1} + S_1(t)} \frac{S_2(t)}{K_{S2} + S_2(t)} \frac{DO(t)}{K_{DO} + DO(t)} \quad (\text{I.4.28})$$

cu următoarele notații:

$X(t)$  - biomasa - concentrația nămolului activ în bazinul aerat;

$S_1(t)$  - concentrația primului substrat organic în bazinul aerat;

$S_2(t)$  - concentrația celui de-al doilea substrat organic în bazinul aerat;

$DO(t)$  - concentrația oxigenului dizolvat în bazinul aerat;

$X_r(t)$  - concentrația biomasei recirculate;

$DO_{\max}$  - concentrația maximă de oxigen dizolvat;

$D(t)$  - viteza de diluție - debit/volumul bazinului;

$\mu(t)$  - viteza de creștere specifică a microorganismelor;

$Y_1, Y_2$  - coeficienți (de producție);

$\alpha$  - coeficient de transfer al oxigenului între aer și apă în bazinul aerat;

$\beta$  - rata de nămol eliminat;

$\mu_{\max}$  - viteza specifică maximă de creștere a biomasei;

$K_{S1}, K_{S2}$  - constante de model privind influența substraturilor;

$K_{DO}$  - constantă de model privind influența oxigenului;

$K_O$  - constantă de model;

$W$  - rata fluxului de aerare în bazinul aerat;

$S_{in}$  - concentrația substratului în fluxul de intrare;

$DO_{in}$  - concentrația oxigenului dizolvat în fluxul de intrare;

$r$  - rata de nămol recirculat;

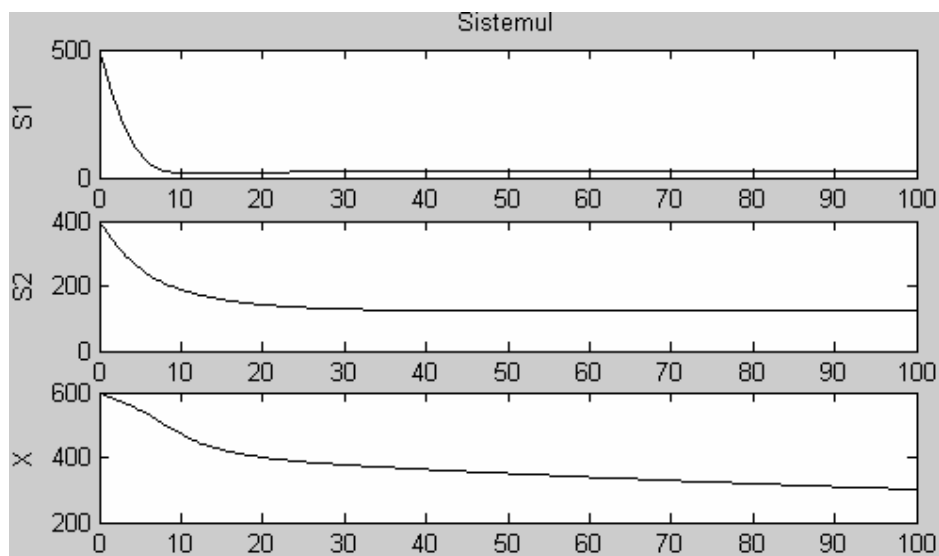
Modelul (I.4.23) – (I.4.28) a fost simulat în următoarele condiții:



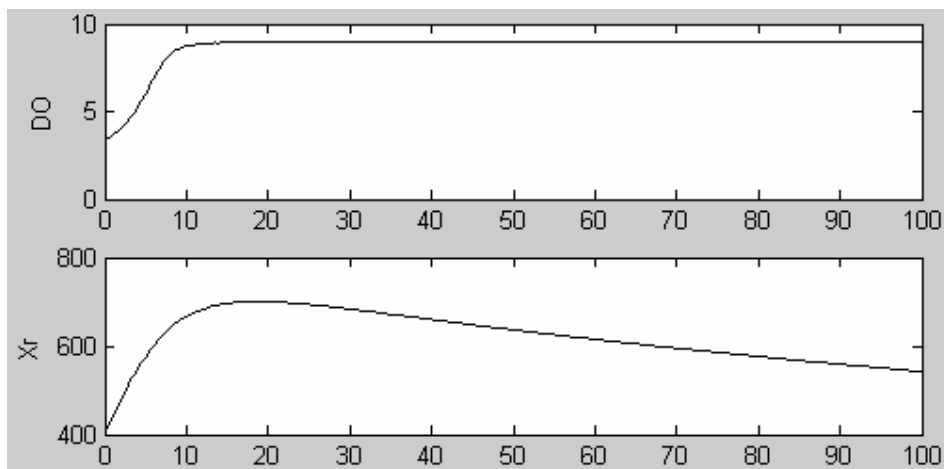
$K_o = 0.5$ ;  $K_{s1} = 100$ ;  $K_{s2} = 100$ ;  $K_{do} = 2$ ;  $\mu_{max} = 0.15$ ;  $Y_1 = 0.5$ ;  $Y_2 = 5$ ;  $\alpha = 0.09$ ;  $\beta = 0.2$ ;  $X(0) = 1000$ ;  $S_1(0) = 300$ ;  $S_2(0) = 600$ ;  $DO(0) = 5$ ;  $Xr(0) = 400$ ;  $DO_{max} = 10$ ;  $r = 0.6$ ;  $DO_{in} = 0.5$ ;  $D = 0.065$ ;  $W = 70$ .

Programul de simulare este dat în anexa-CD (Integrare\_sist\_2substraturi).

Rezultatele simulărilor sunt prezentate în figurile I.4.6a și b.



**Fig. I.4.6a:** Rezultatele simulării modelului procesului de epurare în care sunt reduse două substraturi organice (evoluții  $S_1$ ,  $S_2$  și  $X_r$ )



**Fig. I.4.6b:** Rezultatele simulării modelului procesului de epurare în care sunt reduse două substraturi organice (evoluții  $DO$  și  $X_r$ )

### I.4.3. Modelarea matematică a procesului de tratare a apelor uzate cu nămol activ ce include și eliminarea azotului

În cazul stațiilor de tratare a apelor uzate menajere instalația este configurată astfel încât să asigure și eliminarea biologică a azotului. În acest scop se utilizează o instalație precum cea descrisă în Figura I.0.4, ce conține, suplimentar, un bazin anoxic, mecanismul de eliminare a azotului fiind descris anterior.

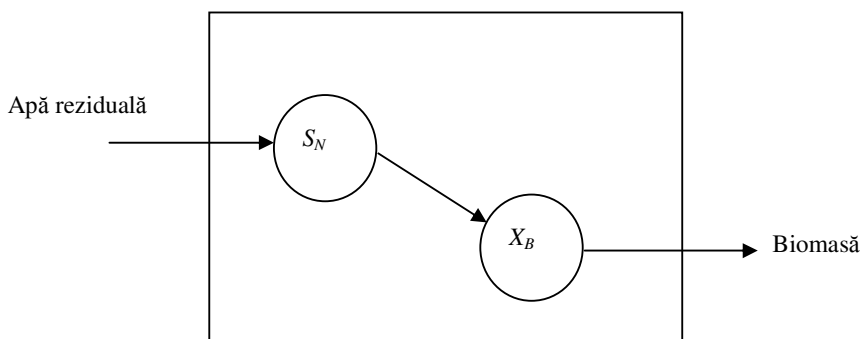
În continuare, se vor folosi notațiile stabilite prin convenție de IWA:  $S$  pentru componentele dizolvate în apa uzată, iar  $X$  pentru componentele solide.

#### *Modelarea eliminării unei singure substanțe nutritive*

Se consideră mai întâi cel mai simplu tratament biologic al apelor uzate, în care sunt implicate trei componente: apa, substanța nutritivă și biomasa (Figura I.4.7). Microorganismele consumă substanța nutritivă în scopul creșterii și producerii de biomasă. Dacă se consideră un bazin cu volum constant și densitate constantă, atunci ecuația de bilanț masic pentru apa uzată este:

$$q_{out} = q_{in} \quad (I.4.29)$$

unde  $q_{in}$  și  $q_{out}$  reprezintă debitele de intrare și, respectiv, de ieșire (megalitri/zi).



**Fig. I.4.7:** Eliminarea unei singure substanțe nutritive

Ecuția de bilanț pentru biomasă este:

$$\frac{d}{dt}(VX_B) = q_{in}X_{B,in} - q_{out}X_{B,out} + r_B V \quad (I.4.30)$$

unde  $V$  este volumul rezervorului,  $X_B$  este concentrația de biomasă (mg/L), iar  $r_B$  este viteza de creștere a biomasei (mg/L/zi).

Ecuția de bilanț pentru substanța nutritivă este:

$$\frac{d}{dt}(VS_N) = q_{in}S_{N,in} - q_{out}S_{N,out} + r_N V \quad (I.4.31)$$

unde  $S_N$  este concentrația de substanță nutritivă (mg/L), iar  $r_N$  este viteza de consum a substanței nutritive (mg/L/zi).

Se poate considera un bazin cu un amestec omogen, astfel încât:

$$X_{B,out} = X_B \quad (I.4.32)$$

$$S_{N,out} = S_N \quad (I.4.33)$$

Modelul devine complet prin definirea vitezelor de creștere și de consum. Cineticile nămolului activ sunt de tip Monod și sunt prezentate în mod convențional sub forma Tabelului I.4.1.

**Tabelul I.4.1:** Cineticile eliminării unei singure substanțe nutritive

Proces	Componente		Cinetici
	Substanța nutritivă $N$	Biomasa $B$	
Creșterea heterotrofică aerobă	$-\frac{1}{Y_B}$	1	$\hat{\mu} \left( \frac{S_N}{K_N + S_N} \right) X_B$

Expresiile vitezelor de reacție se obțin prin însumarea tuturor termenilor din coloana respectivă, după multiplicarea cu expresia cinetică din ultima coloană. În acest caz, viteza de creștere și cea de consum au următoarele expresii:

$$r_B = \hat{\mu} \left( \frac{S_N}{K_N + S_N} \right) X_B \quad (I.4.34)$$

$$r_N = -\frac{1}{Y_B} \hat{\mu} \left( \frac{S_N}{K_N + S_N} \right) X_B \quad (I.4.35)$$

### Modelarea eliminării carbonului

Se consideră un exemplu de tratare biologică a apei uzate care implică patru componente: apă, carbon, oxigen și biomasă heterotrofică. Substanța nutritivă carboniferă și oxigenul dizolvat sunt absorbiți de microorganisme care cresc pentru a produce biomasă, eliberând dioxidul de carbon (Figura I.4.8).

Ecuția de bilanț pentru biomasă heterotrofică este:

$$\frac{d}{dt}(VX_H) = q_{in}X_{H,in} - q_{out}X_{H,out} + r_H V \quad (I.4.36)$$

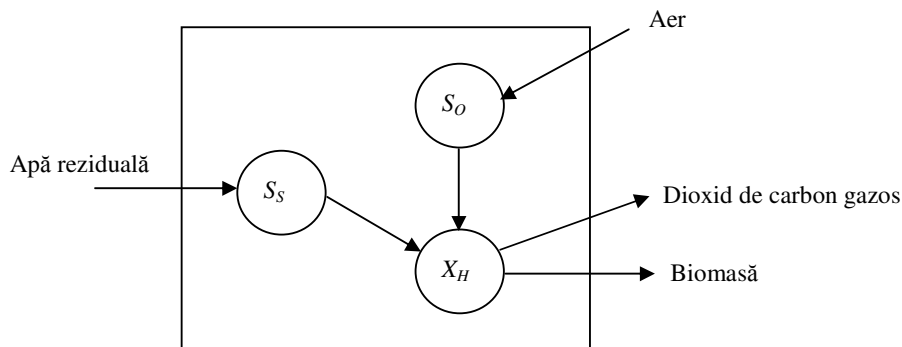
unde:  $X_H$  este concentrația de biomasă heterotrofică (mg/L), iar  $r_H$  este viteza de creștere a biomasei heterotrofice (mg/L/zi).

Ecuția de bilanț pentru carbon este:

$$\frac{d}{dt}(VS_S) = q_{in}S_{S,in} - q_{out}S_{S,out} + r_S V \quad (I.4.37)$$

unde:  $S_S$  este concentrația de carbon solubil (mg/L) exprimat prin COD (Chemical Oxygen

Demand) solubil sau TOC (Total Oxygen Demand), iar  $r_s$  este viteza de consum a carbonului solubil (mg/L/zi).



**Fig. I.4.8:** Eliminarea carbonului solubil

Ecuția de bilanț pentru oxigen este:

$$\frac{d}{dt}(VS_O) = q_{in}S_{O,in} - q_{out}S_{O,out} + r_oV + K_L a(S_{O,sat} - S_O)V \quad (I.4.38)$$

unde:  $S_O$  este concentrația de oxigen (mg/L);  $r_o$  este viteza de consum a oxigenului (mg/L/zi).

Se consideră un bazin amestecat omogen, astfel încât:

$$X_{H,out} = X_H \quad (I.4.39)$$

$$S_{S,out} = S_S \quad (I.4.40)$$

$$S_{O,out} = S_O \quad (I.4.41)$$

Modelul devine complet prin definirea vitezelor de creștere și de consum, conform Tabelului I.4.2.

**Tabelul I.4.2:** Cineticile eliminării carbonului

Proces	Componente			Cinetici
	Substanța nutritivă	Oxigen	Biomasă	
Creșterea heterotrofică aerobă	$-\frac{1}{Y_H}$	$\frac{Y_H - 1}{Y_H}$	1	$\hat{\mu}_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) X_H$
Descompunerea heterotrofilor	$1 - f_p$		-1	$b_H X_H$

Din Tabelul I.4.2 se deduc formulele vitezelor de reacție:

$$r_H = \hat{\mu}_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) X_H - b_H X_H \quad (I.4.42)$$

$$r_s = -\frac{1}{Y_H} \hat{\mu}_H \left( \frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \left( \frac{S_o}{K_{OH} + S_o} \right) X_H - (1 - f_p) b_H X_H \quad (I.4.43)$$

$$r_o = \frac{Y_H - 1}{Y_H} \hat{\mu}_H \left( \frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \left( \frac{S_o}{K_{OH} + S_o} \right) X_H \quad (I.4.44)$$

### Modelarea eliminării azotului

Prezența azotului în apă în cantități mici și sub diverse forme (amoniu, nitrat sau nitrit) ajută la dezvoltarea organismelor vii. Prezența acestuia în apă în cantități mari poate cauza însă o serie de probleme. Unul din cele mai întâlnite fenomene în râurile poluate cu cantități mari de azot este eutroficarea. Nitrații stimulează creșterea planctonului, care este principala sursă de hrană pentru pești. Totuși, excesul de azot pot cauza o producție prea mare de plancton, și, pe măsură ce acesta moare, se descompune consumând oxigenul din apă. Acest fapt poate conduce la moartea celorlalte organisme dependente de oxigen. Azotul este unul din cele mai importante componente ale apei reziduale provenite din uzul casnic, netratatarea corespunzătoare a acestora putând avea efecte negative în timp.

Se consideră un exemplu de eliminare biologică a carbonului și azotului din apa uzată. Procesul implică existență a șapte componente: apă, carbon solubil, oxigen, biomasă heterotrofică, amoniu (NH) și nitrat (NO). Eliminarea azotului se face în doi pași (Figura I.4.9). Mai întâi are loc dezvoltarea aerobă a autotrofilor ce consumă carbon solubil, amoniu și oxigen dizolvat pentru producerea de biomasă și nitrați în soluție. Cel de al doilea pas este dezvoltare anoxică a heterotrofilor ce folosesc nitratul, obținut în prima etapă, ca o sursă de oxigen și produc biomasă și azot gazos.

Ecuatiile de bilanț pentru biomasa heterotrofică, carbon solubil și oxigen sunt identice cu ecuațiile prezentate în paragraful anterior. Ecuția de bilanț pentru biomasa autrofică este:

$$\frac{d}{dt}(VX_A) = q_{in} X_{A,in} - q_{out} X_{A,out} + r_A V \quad (I.4.45)$$

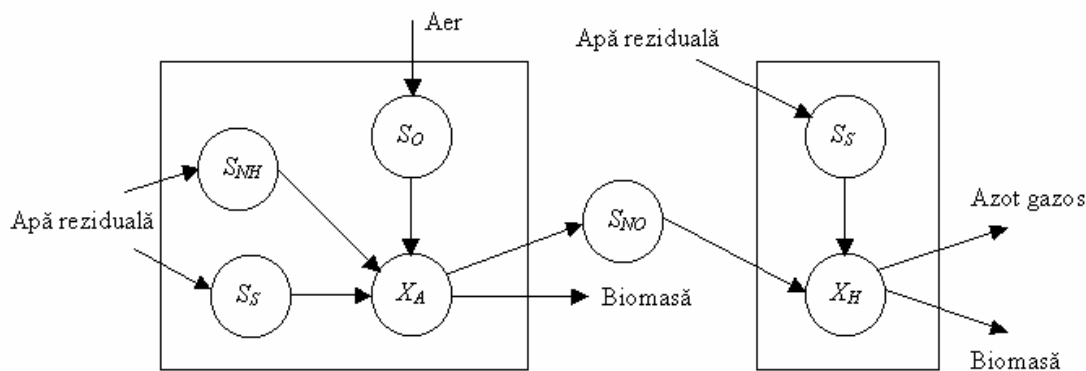


Fig. I.4.9: Eliminarea carbonului solubil și a azotului

Ecuțiile de bilanț pentru amoniu și nitrat sunt:

$$\frac{d}{dt}(VS_{NH}) = q_{in}S_{NH,in} - q_{out}S_{NH,out} + r_{NH}V \quad (I.4.46)$$

$$\frac{d}{dt}(VS_{NO}) = q_{in}S_{NO,in} - q_{out}S_{NO,out} + r_{NO}V \quad (I.4.47)$$

Se consideră un bazin amestecat omogen, astfel încât:

$$X_{BA,out} = X_{BA} \quad (I.4.48)$$

$$S_{NH,out} = S_{NH} \quad (I.4.49)$$

$$S_{NO,out} = S_{NO} \quad (I.4.50)$$

Vitezele de reacție prezentate în Tabelele I.4.3 și I.4.4 completează modelul de eliminare biologică a carbonului solubil și a azotului.

**Tabelul I.4.3:** Cineticile eliminării carbonului și azotului

Proces	Componente					
	Carbon	Oxigen	Amoniu	Nitrat	Biomasă heterotrofică	Biomasă autotrofică
Creșterea heterotrofică aerobă	$-\frac{1}{Y_H}$	$\frac{Y_H - 1}{Y_H}$	$-i_{XB}$		1	
Creșterea heterotrofică anoxică	$-\frac{1}{Y_H}$		$-i_{XB}$	$\frac{Y_H - 1}{2.86Y_H}$	1	
Creșterea autotrofică aerobă		$\frac{Y_A - 4.57}{Y_A}$	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$		1
Descompunerea heterotrofilor	$1 - f_p$		$i_{XB} - f_p i_{XP}$		-1	
Descompunerea autotrofilor	$1 - f_p$		$i_{XB} - f_p i_{XP}$			-1

**Tabelul I.4.4:** Cineticile eliminării carbonului și azotului

Proces	Cinetici
Creșterea heterotrofică aerobă	$\hat{\mu}_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) X_H$
Creșterea heterotrofică anoxică	$\hat{\mu}_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_g X_H$
Creșterea autotrofică aerobă	$\hat{\mu}_A \left( \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left( \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} \right) X_A$
Descompunerea heterotrofilor	$b_H X_H$
Descompunerea autotrofilor	$b_A X_A$

*Modelul ASM1 (Activated Sludge Model No. 1)*

În cazul proceselor de tratare a apelor uzate ce includ eliminarea carbonului și a azotului, modelul cel mai cunoscut în literatura de specialitate este ASM1, model propus de o echipă din cadrul IWA, în 1987 (Henze *et al.*, 1987). Modelul este deosebit de complex, surprinde un număr de opt fenomene care au loc în cadrul reactorului anoxic și a celui aerat:

- $P_1$  Creșterea aerobă a heterotrofilor – procesul convertește substratul rapid biodegradabil, oxigenul dizolvat și amoniul în biomasa heterotrofică;
- $P_2$  Creșterea anoxică a heterotrofilor – procesul convertește substratul rapid biodegradabil, nitratul și amoniul în biomasă heterotrofică;
- $P_3$  Creșterea aerobă a autotrofilor – procesul convertește oxigenul dizolvat și amoniul în biomasă autotrofică și nitrat;
- $P_4$  Descompunerea heterotrofilor – biomasa heterotrofică este descompusă în substrat lent biodegradabil și alte particule;
- $P_5$  Descompunerea autotrofilor – biomasa autotrofică este descompusă în substrat lent biodegradabil și alte particule;
- $P_6$  Amonificarea – azotul organic biodegradabil este transformat în amoniu;
- $P_7$  Hidroliza materiei organice – substratul lent biodegradabil este convertit în substrat rapid biodegradabil;
- $P_8$  Hidroliza azotului organic – azotul organic biodegradabil solid este transformat în azot organic biodegradabil solubil.

și conține un număr de 13 variabile de stare;

- $S_I$  Materia organică inertă solubilă;

- $S_S$  Substratul rapid biodegradabil solubil;
- $X_I$  Diferite particule independente de materie organică inertă și alte particule;
- $X_{S_5}$  Substratul solubil rapid biodegradabil;
- $X_{B,H}$  Biomasa heterotrofică activă;
- $X_{B,A}$  Biomasa autotrofică activă;
- $X_P$  Diferite particule rezultate din descompunerea biomasei;
- $S_O$  Oxigenul dizolvat;
- $S_{NO}$  Nitratul solubil;
- $S_{NH}$  Amoniul solubil;
- $S_{ND}$  Azotul organic biodegradabil solubil;
- $X_{ND}$  Diferite particule de azot organic biodegradabil;
- $S_{ALK}$  Alcalinitatea.

Modelul ASM1 este prezentat sub formă tabelară în figurile I.4.10 și I.4.11. În cadrul tabelului I.4.5 este prezentată semnificația simbolurilor utilizate în cadrul ASM1.

Componentă	$i$	1	3	3	4	5	6	7	8	9
		$S_1$		$X_t$	$X_s$	$X_{B,H}$	$X_{B,A}$	$X_p$	$S_O$	$S_{ND}$
	Proces	Materie organică inertă solubilă	Substrat ușor biodegradabil	Materie organică inertă moleculară	Substrat greu biodegradabil	Biomasă heterotrofică activă	Biomasă autotrofică activă	Produse moleculare derivate din descompunerea biomasei	Oxigen	Nitrat
1	Creșterea aerobică a heterotrofilor		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$	
2	Creșterea anoxică a heterotrofilor		$-\frac{1}{Y_H}$			1				$-\frac{1-Y_H}{2.86Y_H}$
3	Creșterea aerobică a autotrofilor						1		$-\frac{4.57}{Y_A} + 1$	$\frac{1}{Y_A}$
4	Descompunerea heterotrofilor				$1-f_p$	-1		$f_p$		
5	Descompunerea autotrofilor				$1-f_p$		-1	$f_p$		
6	Amonificarea azotului organic solubil									
7	Hidroliza materialelor organice		1		-1					
8	Hidroliza azotului organic									

Fig. I.4.10: Modelul ASM1 sub formă tabelară



i	10	11	12	13	Cinetică ( $\rho_j$ )
	$S_{NH}$ $NH_4 + NH_3$	$S_{ND}$ Azot organic biodegradabil solubil	$X_{ND}$ Particule de azot organic biodegradabil	$S_{ALK}$ Alcalinitate	
1	$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\mu_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{B,H}$
2	$-i_{XB}$			$\frac{1 - Y_H}{14 \cdot 2.86 \cdot Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\mu_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_B X_{B,H}$
3	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$			$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7 \cdot Y_A}$	$\mu_H \left( \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) X_{B,A}$
4			$i_{XB} - f_p \cdot i_{XB}$		$b_H X_{B,H}$
5			$i_{XB} - f_p \cdot i_{XB}$		$b_A X_{B,A}$
6	1	-1		$\frac{1}{14}$	$k_a S_{ND} X_{B,H}$
7					$k_b \frac{X_S / X_{B,H}}{K_X + (X_S / X_{B,H})} \left[ \left( \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) + \eta_A \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right]$
8		1	-1		$\rho_7 (X_{ND} / X_S)$

Fig. I.4.11: Modelul ASM1 sub formă tabelară

Tabelul I.4.5: Semnificația simbolurilor utilizate în cadrul modelului ASM1

Simbol	Unitate de măsură	Explicație
$S_{NH}$	[mg/L sau gN/m <sup>3</sup> ]	Concentrația de amoniu
$S_{NO}$	[mg/L sau gN/m <sup>3</sup> ]	Concentrația de nitrat și nitriți
$S_O$	[mg/L sau gCOD/m <sup>3</sup> ]	Concentrația de oxigen dizolvat (DO)
$S_S$	[mg/L sau gCOD/m <sup>3</sup> ]	Concentrația de substrat rapid biodegradabil
$Q$	[m <sup>3</sup> /zi]	Rata de curgere a influentului
$Q_i$	[m <sup>3</sup> /zi]	Rata de curgere a debitului intern recirculat
$V_1$	[m <sup>3</sup> ]	Volumul rezervorului 1, rezervorul anoxic
$V_2$	[m <sup>3</sup> ]	Volumul rezervorului 2, rezervorul aerat
$\eta_g$	adimensional	Factorul de corecție pentru creșterea anoxică a heterotrofilor
$i_{XB}$	[g N(g COD) <sup>-1</sup> ]	Raportul dintre masa de azot și masa de COD (chemical oxygen demand)
$K_{NH}$	[g NH <sub>4</sub> -N m <sup>-3</sup> ]	Coeficientul de saturare pe jumătate a autotrofilor
$K_{NO}$	[g NO <sub>3</sub> -N m <sup>-3</sup> ]	Coeficientul de saturare pe jumătate a heterotrofilor
$K_{O,A}$	[g O <sub>2</sub> m <sup>-3</sup> ]	Coeficientul de saturare pe jumătate a oxigenului pentru biomasa autotrofică
$K_{O,H}$	[g O <sub>2</sub> m <sup>-3</sup> ]	Coeficientul de saturare pe jumătate a oxigenului pentru biomasa heterotrofică
$K_S$	[g COD m <sup>-3</sup> ]	Coeficientul de saturare pe jumătate pentru biomasa autotrofică
$\mu_A$	[zile <sup>-1</sup> ]	Rata maximă de creștere a biomasei autotrofice
$\mu_H$	[zile <sup>-1</sup> ]	Rata maximă de creștere a biomasei heterotrofice
$X_{B,A}$	[mg/L]	Concentrația de biomasă autotrofică
$X_{B,H}$	[mg/L]	Concentrația de biomasă heterotrofică
$Y_A$	[g X <sub>BA</sub> COD format] (gN utilizat) <sup>-1</sup>	Randamentul masei autotrofice
$Y_H$	[g X <sub>BH</sub> COD format] (gN utilizat) <sup>-1</sup>	Randamentul masei heterotrofice

Așa cum a fost precizat, procesul de tratare va fi modelat ca un sistem cu două bazine, unul anoxic și unul aerat. Se face mențiunea că indicele 1 se referă la bazinul anoxic, iar indicele 2 se referă la bazinul aerat. În continuare sunt prezentate explicit ecuațiile modelului ASM1:

VITEZE DE REACȚIE PROCES BAZIN 1:

$$r_1(1) = \mu_H \left( \frac{S_S(1)}{K_S + S_S(1)} \right) \left( \frac{S_O(1)}{K_{O,H} + S_O(1)} \right) X_{B,H}(1) \quad (\text{I.4.51})$$

$$r_2(1) = \mu_H \left( \frac{S_S(1)}{K_S + S_S(1)} \right) \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O(1)} \right) \left( \frac{S_{NO}(1)}{K_{NO} + S_{NO}(1)} \right) \eta_g X_{B,H}(1) \quad (\text{I.4.52})$$

$$r_3(1) = \mu_A \left( \frac{S_{NH}(1)}{K_{NH} + S_{NH}(1)} \right) \left( \frac{S_O(1)}{K_{O,A} + S_O(1)} \right) X_{B,A}(1) \quad (\text{I.4.53})$$

$$r_4(1) = b_H X_{B,H}(1) \quad (\text{I.4.54})$$

$$r_5(1) = b_A X_{B,A}(1) \quad (\text{I.4.55})$$

$$r_6(1) = k_A S_{ND}(1) X_{B,H}(1) \quad (\text{I.4.56})$$

$$r_7(1) = k_h \frac{X_S(1) / X_{B,H}(1)}{K_X + (X_S(1) / X_{B,H}(1))} \left[ \left( \frac{S_O(1)}{K_{O,H} + S_O(1)} \right) + \eta_h \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O(1)} \right) \left( \frac{S_{NO}(1)}{K_{NO} + S_{NO}(1)} \right) \right] X_{B,H}(1) \quad (\text{I.4.57})$$

$$r_8(1) = r_7(1) \left( \frac{X_{ND}(1)}{X_S(1)} \right) \quad (\text{I.4.58})$$

VITEZE DE REACȚIE BAZIN 2:

$$r_1(2) = \mu_H \left( \frac{S_S(2)}{K_S + S_S(2)} \right) \left( \frac{S_O(2)}{K_{O,H} + S_O(2)} \right) X_{B,H}(2) \quad (\text{I.4.59})$$

$$r_2(2) = \mu_H \left( \frac{S_S(2)}{K_S + S_S(2)} \right) \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O(2)} \right) \left( \frac{S_{NO}(2)}{K_{NO} + S_{NO}(2)} \right) \eta_g X_{B,H}(2) \quad (\text{I.4.60})$$

$$r_3(2) = \mu_A \left( \frac{S_{NH}(2)}{K_{NH} + S_{NH}(2)} \right) \left( \frac{S_O(2)}{K_{O,A} + S_O(2)} \right) X_{B,A}(2) \quad (\text{I.4.61})$$

$$r_4(2) = b_H X_{B,H}(2) \quad (\text{I.4.62})$$

$$r_5(2) = b_A X_{B,A}(2) \quad (\text{I.4.63})$$

$$r_6(2) = k_A S_{ND}(2) X_{B,H}(2) \quad (I.4.64)$$

$$r_7(2) = k_h \frac{X_S(2) / X_{B,H}(2)}{K_X + (X_S(2) / X_{B,H}(2))} \left[ \left( \frac{S_O(2)}{K_{O,H} + S_O(2)} \right) + \eta_h \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O(2)} \right) \left( \frac{S_{NO}(2)}{K_{NO} + S_{NO}(2)} \right) \right] X_{B,H}(2) \quad (I.4.65)$$

$$r_8(2) = r_7(2) \left( \frac{X_{ND}(2)}{X_S(2)} \right) \quad (I.4.66)$$

MODEL BAZIN 1:

$$\frac{dS_I(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} S_{I,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} S_I(1) + \frac{Q_i}{V_1} S_I(2) \quad (I.4.67)$$

$$\frac{dS_S(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} S_{S,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} S_S(1) + \frac{Q_i}{V_1} S_S(2) - \frac{1}{Y_H} (r_1(1) + r_2(1)) + r_7(1) \quad (I.4.68)$$

$$\frac{dX_I(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} X_{I,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} X_I(1) + \frac{Q_i}{V_1} X_I(2) \quad (I.4.69)$$

$$\frac{dX_S(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} X_{S,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} X_S(1) + \frac{Q_i}{V_1} X_S(2) + (1-f_p)(r_4(1) + r_5(1)) - r_7(1) \quad (I.4.70)$$

$$\frac{dX_{B,H}(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} X_{B,H,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} X_{B,H}(1) + \frac{Q_i}{V_1} X_{B,H}(2) + r_1(1) + r_2(1) - r_4(1) \quad (I.4.71)$$

$$\frac{dX_{B,A}(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} X_{B,A,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} X_{B,A}(1) + \frac{Q_i}{V_1} X_{B,A}(2) + r_3(1) - r_5(1) \quad (I.4.72)$$

$$\frac{dX_P(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} X_{P,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} X_P(1) + \frac{Q_i}{V_1} X_P(2) + f_p (r_4(1) + r_5(1)) \quad (I.4.73)$$

$$\frac{dS_O(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} S_{O,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} S_O(1) + \frac{Q_i}{V_1} S_O(2) - \frac{1-Y_H}{Y_H} r_1(1) - \frac{4.57-Y_A}{Y_A} r_3(1) \quad (I.4.74)$$

$$\frac{dS_{NO}(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} S_{NO,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} S_{NO}(1) + \frac{Q_i}{V_1} S_{NO}(2) - \frac{1-Y_H}{2.86Y_H} r_2(1) + \frac{1}{Y_A} r_3(1) \quad (I.4.75)$$

$$\frac{dS_{NH}(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} S_{NH,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} S_{NH}(1) + \frac{Q_i}{V_1} S_{NH}(2) - i_{XB} (r_1(1) + r_2(1) + r_3(1)) - \frac{1}{Y_A} r_3(1) + r_6(1) \quad (I.4.76)$$

$$\frac{dS_{ND}(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} S_{ND,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} S_{ND}(1) + \frac{Q_i}{V_1} S_{ND}(2) - r_6(1) + r_8(1) \quad (I.4.77)$$

$$\frac{dX_{ND}(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} X_{ND,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} X_{ND}(1) + \frac{Q_i}{V_1} X_{ND}(2) + (i_{XB} - f_p i_{XP}) (r_4(1) + r_5(1)) - r_8(1) \quad (I.4.78)$$

## MODEL BAZINUL 2:

$$\frac{dS_I(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} S_I(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} S_I(2) \quad (\text{I.4.79})$$

$$\frac{dS_S(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} S_S(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} S_S(2) - \frac{1}{Y_H} (r_1(2) + r_2(2)) + r_7(2) \quad (\text{I.4.80})$$

$$\frac{dX_I(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} X_I(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} X_I(2) \quad (\text{I.4.81})$$

$$\frac{dX_S(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} X_S(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} X_S(2) + (1-f_p)(r_4(2) + r_5(2)) - r_7(2) \quad (\text{I.4.82})$$

$$\frac{dX_{B,H}(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} X_{B,H}(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} X_{B,H}(2) + r_1(2) + r_2(2) - r_4(2) \quad (\text{I.4.83})$$

$$\frac{dX_{B,A}(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} X_{B,A}(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} X_{B,A}(2) + r_3(2) - r_5(2) \quad (\text{I.4.84})$$

$$\frac{dX_P(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} X_P(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} X_P(2) + f_p (r_4(2) + r_5(2)) \quad (\text{I.4.85})$$

$$\frac{dS_O(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} S_O(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} S_O(2) - \frac{1-Y_H}{Y_H} r_1(2) - \frac{4.57-Y_A}{Y_A} r_3(2) + K_{La} (S_{O,sat} - S_O(2)) \quad (\text{I.4.86})$$

$$\frac{dS_{NO}(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{NO}(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{NO}(2) - \frac{1-Y_H}{2.86Y_H} r_2(2) + \frac{1}{Y_A} r_3(2) \quad (\text{I.4.87})$$

$$\frac{dS_{NH}(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{NH}(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{NH}(2) - i_{XB} (r_1(2) + r_2(2) + r_3(2)) - \frac{1}{Y_A} r_3(2) + r_6(2) \quad (\text{I.4.88})$$

$$\frac{dS_{ND}(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{ND}(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{ND}(2) - r_6(2) + r_8(2) \quad (\text{I.4.89})$$

$$\frac{dX_{ND}(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} X_{ND}(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} X_{ND}(2) + (i_{XB} - f_p i_{XP}) (r_4(2) + r_5(2)) - r_8(2) \quad (\text{I.4.90})$$

## DATE INIȚIALE:

$$\begin{aligned} S_I(1)(0) &= 60 \text{ g/m}^3; S_S(1)(0) = 140 \text{ g/m}^3; X_I(1)(0) = 50 \text{ g/m}^3; X_S(1)(0) = 200 \text{ g/m}^3; \\ X_{B,H}(1)(0) &= 30 \text{ g/m}^3; X_{B,A}(1)(0) = 0.5 \text{ g/m}^3; X_P(1)(0) = 0 \text{ g/m}^3; S_O(1)(0) = 0 \text{ g/m}^3; \\ S_{NO}(1)(0) &= 0 \text{ g/m}^3; S_{NH}(1)(0) = 30 \text{ g/m}^3; S_{ND}(1)(0) = 7 \text{ g/m}^3; X_{ND}(1)(0) = 10 \text{ g/m}^3; \\ S_I(2)(0) &= 30 \text{ g/m}^3; S_S(2)(0) = 70 \text{ g/m}^3; X_I(2)(0) = 40 \text{ g/m}^3; X_S(2)(0) = 150 \text{ g/m}^3; \\ X_{B,H}(2)(0) &= 25 \text{ g/m}^3; X_{B,A}(2)(0) = 1 \text{ g/m}^3; X_P(2)(0) = 0 \text{ g/m}^3; S_O(2)(0) = 2 \text{ g/m}^3; \\ S_{NO}(2)(0) &= 10 \text{ g/m}^3; S_{NH}(2)(0) = 20 \text{ g/m}^3; S_{ND}(2)(0) = 7 \text{ g/m}^3; X_{ND}(2)(0) = 10 \text{ g/m}^3 \end{aligned}$$

PARAMETRI INFLUENT:

$$S_{I,in} = 30 \text{ g/m}^3; S_{S,in} = 69.5 \text{ g/m}^3; X_{I,in} = 51.2 \text{ g/m}^3; X_{S,in} = 202.32 \text{ g/m}^3;$$

$$X_{B,H,in} = 28.17 \text{ g/m}^3; X_{B,A,in} = 0 \text{ g/m}^3; X_{P,in} = 0 \text{ g/m}^3; S_{O,in} = 0 \text{ g/m}^3;$$

$$S_{NO,in} = 0 \text{ g/m}^3; S_{NH,in} = 31.56 \text{ g/m}^3; S_{ND,in} = 6.95 \text{ g/m}^3; X_{ND,in} = 10.95 \text{ g/m}^3;$$

PARAMETRI PROCES:

$$Y_A = 0.24[\text{gX}_{B,A} \text{ COD format}](\text{gNutilizat})^{-1}; Y_H = 0.67[\text{gX}_{B,A} \text{ COD format}](\text{gNutilizat})^{-1};$$

$$f_p = 0.08; i_{XB} = 0.086[\text{gN}(\text{gCOD})^{-1}]; i_{XP} = 0.06[\text{gN}(\text{gCOD})^{-1}]; \mu_H = 4[\text{zile}^{-1}]; \mu_A = 0.5[\text{zile}^{-1}];$$

$$K_S = 10[\text{gCOD m}^{-3}]; K_{O,H} = 0.2[\text{gO}_2 \text{ m}^{-3}]; K_{O,A} = 0.4[\text{gO}_2 \text{ m}^{-3}]; K_{NH} = 1[\text{gNH}_3\text{-N m}^{-3}];$$

$$K_{NO} = 0.5[\text{gNO}_3\text{-N m}^{-3}]; b_H = 0.3[\text{zile}^{-1}]; b_A = 0.05[\text{zile}^{-1}]; \eta_g = 0.8; \eta_h = 0.8; SO_{sat} = 10 \text{ g / m}^3;$$

$$k_a = 0.05[\text{m}^3 \cdot \text{COD}](\text{g} \cdot \text{zile})^{-1}; K_X = 0.1[\text{gX}_S \text{ COD}](\text{gcelCOD} \cdot \text{zile})^{-1}; k_h = 3[\text{gX}_S \text{ COD}](\text{gcelCOD})^{-1}$$

PARAMETRI INSTALAȚIE:

$$V_1 = 2000 \text{ m}^3; V_2 = 3999 \text{ m}^3; Q = 18446 \text{ m}^3 / \text{zile}; Q_i = 3999 \text{ m}^3 / \text{zile}; K_L a = 5 \text{ g / m}^3$$

Rezultatele simulării modelului ASM1 general sunt prezentate în figurile I.4.12a – d.

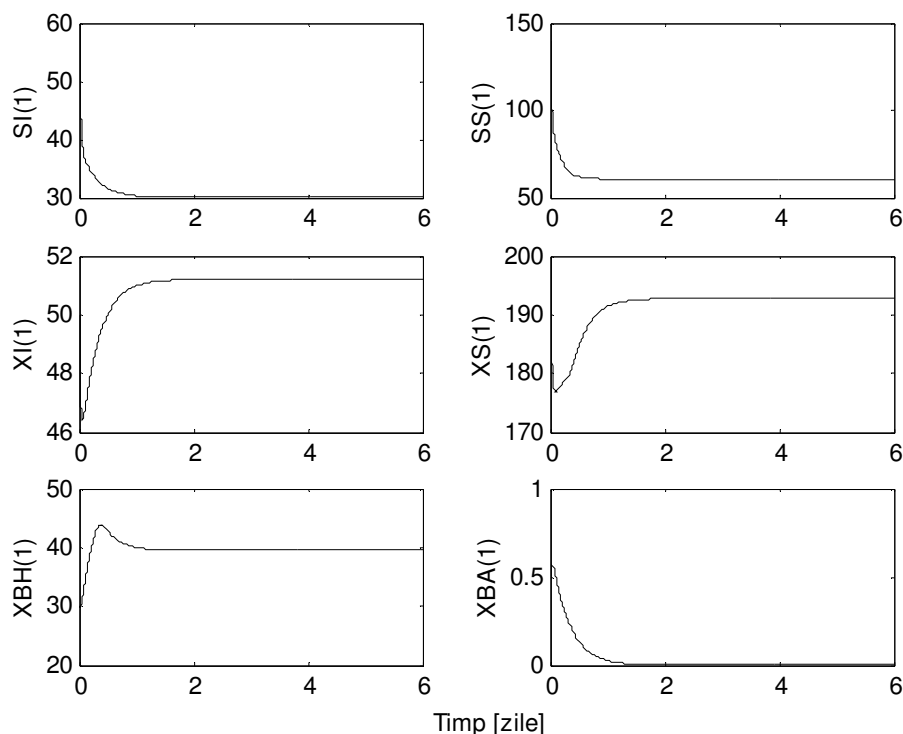
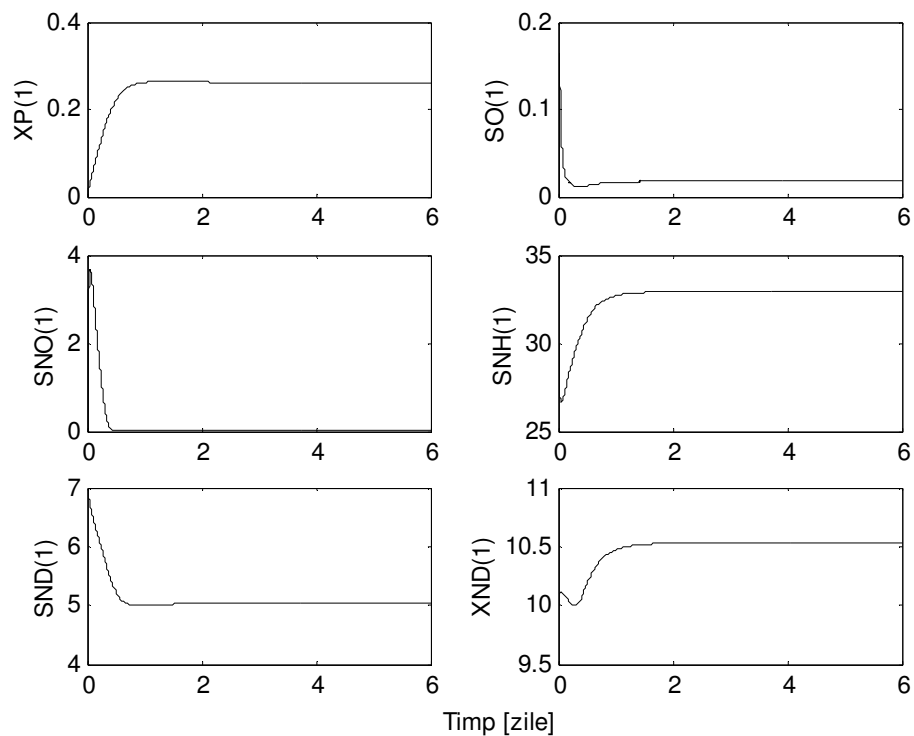
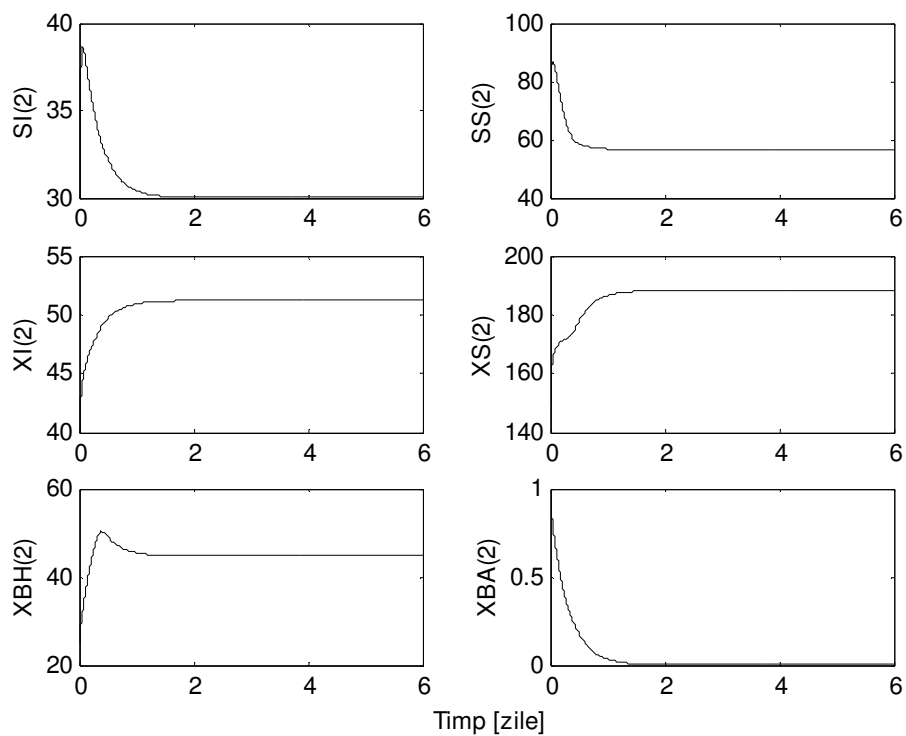


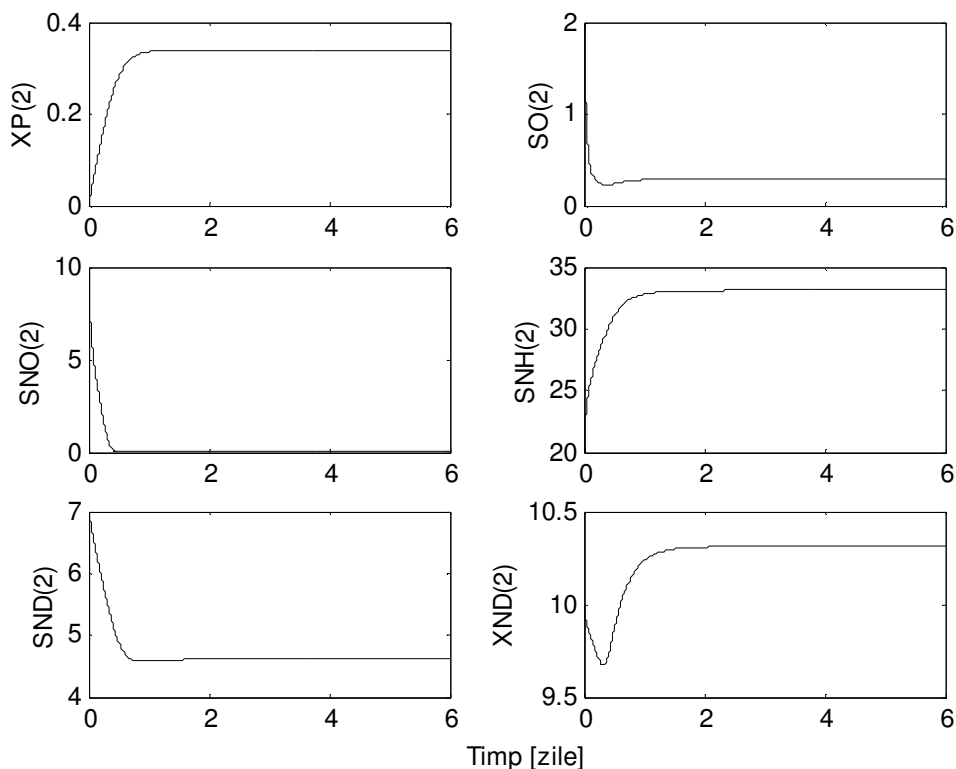
Fig. I.4.12 a: Simulări model ASM1 general



**Fig. I.4.12 b:** Simulări model ASM1 general



**Fig. I.4.12 c:** Simulări model ASM1 general



**Fig. I.4.12 d:** Simulări model ASM1 general

Programul de simulare este prezentat în anexa-CD (Integrare\_asm1).

Principala deficiență a modelului ASM1 o reprezintă complexitatea acestuia, ceea ce îl face practic inutilizabil în probleme de conducere automată. O variantă simplificată a modelului ASM1 este propusă în (Jeppsson, 1996). Astfel, în această variantă sunt considerate numai variabile semnificative pe o scală medie de timp (de la câteva ore la câteva zile). De aceea, variabilele cu o variație lentă în timp sunt considerate constante, iar cele cu o variație rapidă vor fi neglijate. Pornind de la aceste considerente, procesele de creștere a microorganismelor autotroifice și heterotroifice sunt privite ca evenimente lente, deci procesele notate cu  $P_4$  și  $P_5$  sunt excluse din model. De asemenea, procesele de amonificare și hidroliză ( $P_6$ ,  $P_7$ ,  $P_8$ ) vor fi și ele neglijate, deoarece în condiții normale de lucru toate aceste procese au o evoluție constantă. În urma simplificărilor, din cele opt procese modelate inițial de ASM1, modelul redus va utiliza doar trei.

Procesul de tratare va fi modelat tot ca un sistem cu două bazine, unul anoxic și unul aerat. Se face presupunerea că valoarea concentrației de oxigen dizolvat din bazinul anoxic este egală cu zero:  $S_o(1) = 0$ . În aceste condiții, modelul ASM1 simplificat este descris de următoarele ecuații:

$$\frac{dS_{NH}(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} S_{NH,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} S_{NH}(1) + \frac{Q_i}{V_1} S_{NH}(2) - i_{XB} P_2(1) \quad (I.4.91)$$

$$\frac{dS_{NH}(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{NH}(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{NH}(2) - i_{XB} P_1(2) - \left( i_{XB} + \frac{1}{Y_A} \right) P_3(2) \quad (I.4.92)$$

$$\frac{dS_{NO}(1)}{dt} = -\frac{Q+Q_i}{V_1} S_{NO}(1) + \frac{Q_i}{V_1} S_{NO}(2) - \frac{1-Y_H}{2.86Y_H} P_2(1) \quad (I.4.93)$$

$$\frac{dS_{NO}(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{NO}(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} S_{NO}(2) + \frac{1}{Y_A} P_3(2) \quad (I.4.94)$$

$$\frac{dS_S(1)}{dt} = \frac{Q}{V_1} S_{S,in} - \frac{Q+Q_i}{V_1} S_S(1) + \frac{Q_i}{V_1} S_S(2) - \frac{1}{Y_H} P_2(1) \quad (I.4.95)$$

$$\frac{dS_S(2)}{dt} = \frac{Q+Q_i}{V_2} S_S(1) - \frac{Q+Q_i}{V_2} S_S(2) - \frac{1}{Y_H} P_1(2) \quad (I.4.96)$$

$$P_1(1) = \mu_H \frac{S_S(1)}{K_S + S_S(1)} \frac{S_O(1)}{K_{O,H} + S_O(1)} X_{B,H} \quad (I.4.97)$$

$$P_1(2) = \mu_H \frac{S_S(2)}{K_S + S_S(2)} \frac{S_O(2)}{K_{O,H} + S_O(2)} X_{B,H} \quad (I.4.98)$$

$$P_2(1) = \mu_H \frac{S_S(1)}{K_S + S_S(1)} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O(1)} \frac{S_{NO}(1)}{K_{NO} + S_{NO}(1)} \eta_g X_{B,H} \quad (I.4.99)$$

$$P_2(2) = \mu_H \frac{S_S(2)}{K_S + S_S(2)} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O(2)} \frac{S_{NO}(2)}{K_{NO} + S_{NO}(2)} \eta_g X_{B,H} \quad (I.4.100)$$

$$P_3(1) = \mu_A \frac{S_{NH}(1)}{K_{NH} + S_{NH}(1)} \frac{S_O(1)}{K_{O,A} + S_O(1)} X_{B,A} \quad (I.4.101)$$

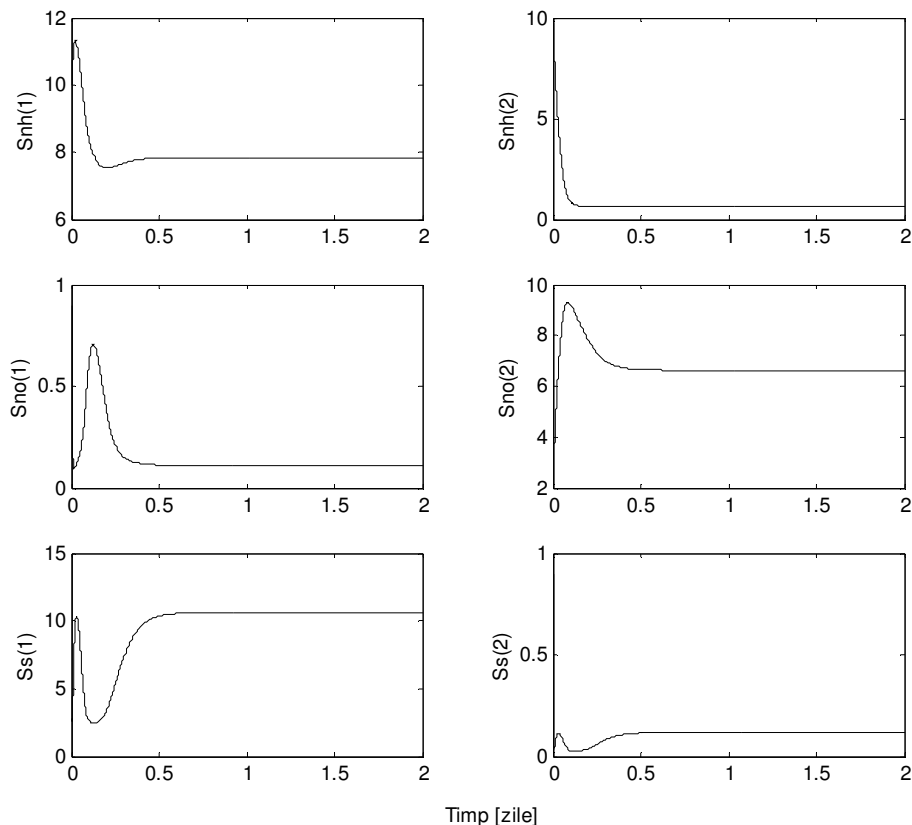
$$P_3(2) = \mu_A \frac{S_{NH}(2)}{K_{NH} + S_{NH}(2)} \frac{S_O(2)}{K_{O,A} + S_O(2)} X_{B,A} \quad (I.4.102)$$

În continuare sunt prezentate mărimile de intrare și ieșire ale procesului:

- mărimi de intrare: debitul intern recirculat  $Q_i$ , concentrația de oxigen dizolvat din bazinul aerat  $S_O(2)$  și dozajul extern de carbon  $S_S$  dozaj.
- mărimi de ieșire (mărimi considerate măsurabile): concentrația de amoniu la ieșire  $S_{NH}(2)$  (este egală cu concentrația de amoniu din bazinul aerat) și concentrația de nitrat la ieșire  $S_{NO}(2)$  (este egală cu concentrația de nitrat din bazinul aerat).

Cele două mărimi de ieșire sunt și mărimile de calitate ale procesului. Astfel, scopul structurii de control va fi obținerea unui efluent având concentrația de amoniu la ieșire sub  $1 \text{ gN/m}^3$  și concentrația de nitrat la ieșire sub  $6 \text{ gN/m}^3$ , limite standard impuse prin lege.





**Fig. I.4.13:** Rezultatele simulării modelului ASM1 în buclă deschisă

Pentru modelul descris de ecuațiile (5.91) - (5.102) se consideră următorii parametri:

$V_1=2000 \text{ m}^3$ ,  $V_2=3999 \text{ m}^3$ ,  $Q=18446 \text{ m}^3/\text{zi}$ ,  $S_{NH,in}=30 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{S,in}=115+S_{Sdozaj} \text{ gCOD/m}^3$ ,  $\eta_s=0.8$ ,  $i_{XB}=0.08$ ,  $K_{NH}=1 \text{ gNH}_3\text{-N/m}^3$ ,  $K_{NO}=0.5 \text{ gNO}_3\text{-N/m}^3$ ,  $K_{O,H}=0.2 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ ,  $K_{O,A}=0.4 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ ,  $K_S=10 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $\mu_A=0.6 \text{ zi}^{-1}$ ,  $\mu_H=5 \text{ zi}^{-1}$ ,  $X_{B,A}=110 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $X_{B,H}=2200 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $Y_A=0.24$ ,  $Y_H=0.67$ .

În Figura I.4.13 sunt prezentate rezultatele simulării privind dinamicile libere ale modelului ASM1. Simularea a fost făcută considerând următoarele condiții inițiale:  $S_{NH}(1)(0)=10 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{NH}(2)(0)=9.7 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{NO}(1)(0)=0.9 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{NO}(2)(0)=2.15 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_S(1)(0)=2.8 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_S(2)(0)=0.9 \text{ gCOD/m}^3$ . Valori intrărilor considerate în cadrul simulării sunt:  $S_o(2)=1.5 \text{ mg/l}$ ,  $Q_i=40000 \text{ m}^3/\text{zi}$ ,  $S_{Sdozaj}=40 \text{ gCOD/m}^3$ .

Programul de simulare este prezentat în anexa-CD (Intgrare\_asm1s).

## I.4.4. Analiza proceselor de epurare biologica a apelor uzate prin metoda RGA (Relative Gain Array)

În principiu, procesele de epurare biologica a apelor uzate, sunt multivariabile întreare/iesire, având numărul intrărilor mai mare decât al ieșirilor. De aceea, pentru proiectarea unei structuri de control a unui astfel de proces este necesară o analiză cantitativă a influențelor existente între canalele de intrare și cele de ieșire. Această analiză trebuie să conducă la o apreciere exactă a influenței fiecăreia din mărimile de comandă, aflate la dispoziție, asupra ieșirilor procesului și selectarea canalelor de comandă ce vor fi utilizate în cadrul strategiei de conducere multivariabilă. În lucrarea de față, se va utiliza metoda RGA (Relative Gain Array) pentru cazul sistemelor nepătratic. Rezultatele obținute în urma analizei vor fi utilizate în stabilirea canalelor de comandă ce vor fi utilizate, precum și a tipului strategiei de control ce poate fi adoptată (cu decuplare sau considerând canalele decuplate).

### I.4.4.1 Prezentarea metodei RGA

#### Definirea RGA

Cea mai utilizată măsură a interacțiunilor pentru un sistem liniar MIMO este metoda Relative Gain Array (RGA), introdusă în 1966 de către Bristol (Bristol, 1966). Pentru un proces pătratic se definește matricea RGA prin relația:

$$RGA(G) = G(0) \cdot * (G(0)^{-1})^T \quad (I.4.103)$$

unde:  $G(0)$  este matricea de transfer în regim staționar, iar „ $\cdot *$ ” reprezintă produsul Schur (multiplicarea element cu element). În continuare se demonstrează că metoda RGA oferă informații relevante în selecția canalelor de comandă intrare-ieșire (Halvarsson, 2003).

Fie un sistem pătratic de ordinul  $n$  cu matricea de transfer  $G(s)$  având elementele  $[G(s)]_{ij} = g_{ij}(s)$  unde intrarea  $j$  este reprezentată de  $u_j$  și ieșirea  $i$  reprezentată prin  $y_i$ :

$$\begin{pmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \\ \vdots \\ Y_n(s) \end{pmatrix} = G(s) \cdot \begin{pmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \\ \vdots \\ U_n(s) \end{pmatrix} \quad (I.4.104)$$

Câștigul în buclă deschisă între intrarea  $u_j$  și ieșirea  $y_i$ ,  $g_{ij}(0)$ , poate fi obținut prin considerarea tuturor celorlalte intrări, exceptând  $u_j$ , ca fiind constante:

$$g_{ij}(0) = \left( \frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_{u_k = \text{constanta}, \forall k \neq j} \quad (I.4.105)$$

Similar, câștigul în buclă închisă,  $\hat{g}_{ij}(0)$  se obține prin menținerea tuturor celorlalte ieșiri, exceptând  $y_i$ , la valori constante, prin utilizarea controlului în buclă închisă.

$$\hat{g}_{ij}(0) = \left( \frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_{y_k = \text{constanta}, \forall k \neq i} \quad (I.4.106)$$

În mod ideal dacă nu ar exista interacțiuni între bucle, câștigul între intrarea  $u_j$  și ieșirea  $y_i$  ar rămâne același când alte bucle sunt închise, deci câștigul relativ ar fi  $\frac{g_{ij}(0)}{\hat{g}_{ij}(0)} = 1$ . Pe de altă parte, dacă există interacțiuni între buclele sistemului, atunci  $g_{ij}(0)$  și  $\hat{g}_{ij}(0)$  vor avea valori diferite. În aceste condiții putem utiliza ca măsură a interacțiunii următoarea valoare:

$$\lambda_{ij}(0) = \frac{g_{ij}(0)}{\hat{g}_{ij}(0)} \quad (\text{I.4.107})$$

Astfel, se poate defini matricea RGA cu elementele  $[\Lambda(G)]_{ij} = \lambda_{ij}(0)$ . Ținând cont de faptul că  $u = G^{-1} \cdot y$  și  $g_{ij}(s) = [G(s)]_{ij}$ , se obține relația:

$$\frac{1}{\hat{g}_{ij}(0)} = \left( \frac{\partial u_j}{\partial y_i} \right)_{y_k = \text{constanta}, \forall k \neq i} = [G^{-1}(0)]_{ji} \quad (\text{I.4.108})$$

În aceste condiții, fiecare element al matricei RGA poate fi calculat utilizând formula:

$$\lambda_{ij}(0) = \frac{g_{ij}(0)}{\hat{g}_{ij}(0)} = [G(0)]_{ij} [G^{-1}(0)]_{ji} \quad (\text{I.4.109})$$

ceea ce conduce la relația (5.103).

### Proprietăți algebrice ale RGA

Metoda RGA prezintă o serie de proprietăți algebrice, dintre care cele mai importante sunt prezentate în continuare (Skogestad and Postlethwaite, 1996):

1.  $\Lambda(G^{-1}) = \Lambda(G^T) = \Lambda(G)^T$ ;
2. Dacă liniile și coloanele sunt permutate în matricea de transfer  $G(s)$ , atunci liniile și coloanele în matricea RGA sunt permutate în același fel;
3. Metoda RGA este independentă față de scalarea intrărilor și ieșirilor;
4. Suma elementelor fiecărei coloane, respectiv fiecărei linii din matricea RGA este egală cu 1:  $\sum_{i=1}^n \lambda_{ij} = \sum_{j=1}^n \lambda_{ij} = 1$ ;
5. Norma sumă a matricei RGA,  $\|\Lambda\|_{\text{sum}}$ , este foarte apropiată de numărul de condiționare minim  $\gamma^*$ . Aceasta înseamnă că sistemele având matricea RGA cu elemente care au valori mari sunt întotdeauna prost-condiționate (reciproca nu este întotdeauna adevărată);
6. Matricea RGA este matricea identitate dacă  $G(s)$  este triunghiulară superior sau inferior.

Pe baza proprietății 6, rezultă că matricea RGA oferă o măsură foarte bună a interacțiunii canalelor de comandă. Astfel, alegerea canalelor de comandă poate fi caracterizată cu ajutorul unui scalar, și anume numărul RGA. Acesta se definește ca fiind:

$$\text{Numar RGA} = \|\text{RGA}(G) - I\|_{\text{sum}} \quad (\text{I.4.110})$$

Numărul RGA măsoară gradul de dominanță al diagonalei principale din matricea RGA. O alegere corectă a canalelor de comandă implică un număr RGA apropiat de 0.

### Extensia dinamică a RGA

Metoda propusă de Bristol utilizează pentru calculul matricei RGA doar câștigul sistemului în regim staționar,  $G(0)$ . Ulterior, o extensie dinamică a RGA a fost propusă (Kinnart, 1995):

$$\Lambda(G(j\omega)) = G(j\omega) * (G(j\omega)^{-1})^T \quad (\text{I.4.111})$$

Această definiție este aceeași ca în cazul metodei RGA inițiale, cu excepția faptului că, acum, câștigul procesului,  $G$ , este permis să fie măsurat la orice frecvență  $\omega$ . Versiunea dinamică a metodei RGA posedă aceleași proprietăți ca și varianta pentru starea staționară. În aceste condiții, ambele variante ale metodei RGA vor fi notate ca:  $\Lambda(G)$ . În analiza unui sistem este recomandată utilizarea variantei dinamice a metodei RGA în domeniul frecvențial de interes.

### Metoda de analiză RGA nepătratic

Metoda de analiză RGA a fost generalizată și la cazul sistemelor multivariabile nepătratice (Skogestad and Postlethwaite, 1996). În cazul acestor sisteme metoda de analiză are un scop suplimentar: transformarea sistemului nepătratic într-un sistem pătratic prin eliminarea intrărilor/ieșirilor cu cea mai mică influență în sistem.

Pentru un sistem multivariabil descris prin matricea de transfer  $A$  de dimensiune  $l \times m$ , matricea RGA se definește astfel:

$$\Lambda(A) = A \times (A^\dagger)^T \quad (\text{I.4.112})$$

unde  $A^\dagger$  este pseudoinversa matricea  $A$ .

În cazul sistemelor nepătratice metoda RGA prezintă următoarele proprietăți:

1. Dacă sistemul este de rang linie:  $\text{rang}(A) = l$  (numărul intrărilor este mai mare sau cel puțin egal cu al ieșirilor, iar ieșirile sunt liniar independente), atunci  $AA^\dagger = I$  și avem următoarele proprietăți:

- a. Matricea RGA este independentă de scalarea ieșirilor, adică:  $\Lambda(D \cdot A) = \Lambda(A)$ ;
- b. Suma elementelor fiecărei linii a matricea RGA este egală cu 1, adică:  $\sum_{j=1}^m \lambda_{ij} = 1$ .

În cazul acestor sisteme după determinarea matricei RGA, se calculează suma coloanelor acestei matrice eliminându-se  $m-l$  intrări, având suma coloanelor cea mai mică. Se obține astfel un sistem pătratic de ordinul  $l$ .

2. Dacă sistemul este de rang coloană:  $\text{rang}(A) = m$  (numărul ieșirilor este mai mare sau cel puțin egal cu al intrărilor, iar intrările sunt liniar independente), atunci  $A^\dagger A = I$  și rezultă următoarele proprietăți:

- a. Matricea RGA este independentă de scalarea intrărilor, adică:  $\Lambda(A \cdot D) = \Lambda(A)$ ;
- b. Suma elementelor fiecărei coloane din matricea RGA este egală cu 1, adică:  $\sum_{i=1}^l \lambda_{ij} = 1$ .

În cazul acestor sisteme după determinarea matricei RGA, se calculează suma liniilor acestei matrice eliminându-se  $l-m$  ieșiri, având suma liniilor cea mai mică. Se obține astfel un sistem pătratic de ordinul  $m$ .

### Scalarea sistemului

Spre deosebire de analiza RGA aplicată în cazul sistemelor pătratice, în cazul sistemelor nepătratice, pentru a putea trage o concluzie utilă, este necesară scalarea intrărilor și/sau ieșirilor sistemului.

Scalarea unui model se face introducând variabilele scalate date de (Halvarsson, 2003):

$$u = D_u^{-1}u^0 \quad (\text{I.4.113})$$

$$y = D_y^{-1}y^0 \quad (\text{I.4.114})$$

modelul original fiind dat de ecuația:

$$y^0(t) = G^0(s) \cdot u^0(t) \quad (\text{I.4.115})$$

unde  $G^0(s)$  este matricea de transfer originală între intrarea  $u^0(t)$  și ieșirea  $y^0(t)$ , iar  $D_u$  și  $D_y$  sunt matrice diagonale de scalare. În aceste condiții, modelul scalat devine:

$$G(s) = S_1 \cdot G^0(s) \cdot S_2 \quad (\text{I.4.116})$$

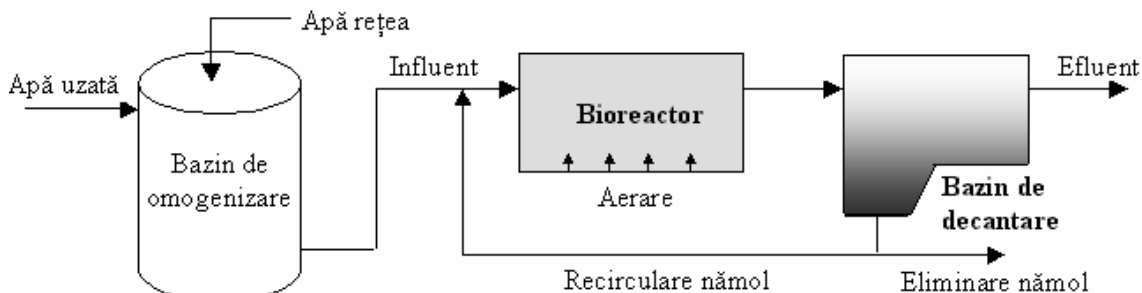
unde matricele de scalare sunt:  $S_1 = D_u$  și  $S_2 = D_y^{-1}$ .

Alegerea unei scalări „corespunzătoare” nu este ușoară, deoarece nu există proceduri generale de scalare. În general, se preferă o scalare care să ia în considerare proprietățile fizice ale procesului, matricele de scalare fiind alese în concordanță cu importanța relativă a diferitelor variabile.

## I.4.4.2 Metoda de analiza RGA. Studiu de caz nr. 1

### Analiza modelului instalației de reducere a materiei organice din apa uzată prin tratare cu nămol activ utilizând metoda RGA

De obicei, în cazul stațiilor de tratare a apelor uzate industriale, în fața bioreactorului există un bazin de omogenizare (Figura I.4.14). Acesta are rolul de a asigura la intrarea stației de tratare un influent de concentrație constantă în timp, variind doar debitul de apă uzată ce trebuie tratată.



**Fig. I.4.14:** Instalație de tratare biologică cu bazin de omogenizare

Metoda de analiză RGA necesită ca modelul procesului să fie liniar și, ținând cont că majoritatea proceselor fizice sunt neliniare, pentru utilizarea acestor metode se obțin modele liniarizate în jurul unor puncte de funcționare. Astfel, au fost identificate trei puncte de funcționare principale în care se poate afla procesul. Aceste puncte de funcționare, determinate de debitul de la ieșirea bazinului de omogenizare, sunt:

- Regim *Debit\_Mare*: descris de următoarele valori ale mărimilor de intrare:  $W = 80 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $D = 1/20 \text{ h}^{-1}$ ,  $r=0.7$ ;
- Regim *Debit\_Mediu*:  $W = 60 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $D = 1/35 \text{ h}^{-1}$ ,  $r=0.6$ ;
- Regim *Debit\_Mic*:  $W = 20 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $D = 1/50 \text{ h}^{-1}$ ,  $r=0.5$ .

Procesul liniar multivariabil, obținut în urma liniarizării procesului neliniar descris de ecuațiile (5.9) - (5.13), are următoarea formă:

$$\begin{bmatrix} S \\ DO \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{D-S} & G_{W-S} & G_{r-S} \\ G_{D-DO} & G_{W-DO} & G_{r-DO} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} D \\ W \\ r \end{bmatrix} \quad (\text{I.4.117})$$

Sistemul a fost liniarizat utilizând funcția MATLAB<sup>®</sup> *linmod*, și, în felul acesta, a fost obținută matricea de transfer a modelului liniar pentru cele trei puncte de funcționare. Astfel, în cazul regimului *Debit\_Mare* au fost obținute următoarele funcții de transfer:

$$G_{D-S}(s) = \frac{166.8s^3 + 302.9s^2 + 36.69s + 0.239}{s^4 + 2.22s^3 + 0.9304s^2 + 0.08724s + 0.0004734} \quad (\text{I.4.118})$$

$$G_{W-S}(s) = \frac{-0.01673s^2 - 0.002175s - 1.422 \cdot 10^{-5}}{s^4 + 2.22s^3 + 0.9304s^2 + 0.08724s + 0.0004734} \quad (\text{I.4.119})$$

$$G_{r-S}(s) = \frac{-0.9765s^3 - 2.012s^2 - 0.7401s - 0.00569}{s^4 + 2.22s^3 + 0.9304s^2 + 0.08724s + 0.0004734} \quad (\text{I.4.120})$$

$$G_{D-DO}(s) = \frac{-10.94s^3 - 34.28s^2 - 4.281s - 0.02263}{s^4 + 2.22s^3 + 0.9304s^2 + 0.08724s + 0.0004734} \quad (\text{I.4.121})$$

$$G_{W-DO}(s) = \frac{0.0589s^3 + 0.0326s^2 + 0.003292s + 1.789 \cdot 10^{-5}}{s^4 + 2.22s^3 + 0.9304s^2 + 0.08724s + 0.0004734} \quad (\text{I.4.122})$$

$$G_{r-DO}(s) = \frac{-0.3364s^3 - 0.1971s^2 - 0.01373s - 0.0001114}{s^4 + 2.22s^3 + 0.9304s^2 + 0.08724s + 0.0004734} \quad (\text{I.4.123})$$

ceea ce conduce la următoarea matrice a coeficienților statici de transfer:

$$G(0) = \begin{bmatrix} 0.239/0.0004734 & -1.422e-005/0.0004734 & -0.00569/0.0004734 \\ -0.02263/0.0004734 & 1.789e-005/0.0004734 & -0.0001114/0.0004734 \end{bmatrix} \quad (\text{I.4.124})$$

Considerând ca matrice de scalare matricea diagonală a valorilor de intrare:

$$D_u = \begin{bmatrix} 0.05 & 0 & 0 \\ 0 & 80 & 0 \\ 0 & 0 & 0.7 \end{bmatrix} \quad (\text{I.4.125})$$

atunci rezultă următoarea matrice RGA:

$$\Lambda_1 = \begin{bmatrix} 0.880 & -0.063 & 0.183 \\ 0.013 & 0.969 & 0.018 \end{bmatrix} \quad (\text{I.4.126})$$

Făcând suma pe coloane se observă că cea mai mică valoare o are coloana 3, deci mărimea de comandă cu cea mai mică influență în sistem este rata de recirculare a nămolului  $r$ . Ținând cont de valorile  $\lambda_{11} = 0.880$  și  $\lambda_{22} = 0.969$ , apropiate de valoarea 1, rezultă că pot fi stabilite următoarele canale de comandă: Viteza de diluție – Substrat ( $D-S$ ) și Viteza de aerare – Oxigen dizolvat ( $W-DO$ ). În același timp, cum  $\lambda_{12} = -0.063$  și  $\lambda_{21} = 0.013$ , sunt valori apropiate de 0, rezultă că între celelalte două canale, Viteza de aerare – Substrat ( $W-S$ ) și Viteza de diluție – Oxigen dizolvat ( $D-DO$ ), există o slabă interacțiune.

În mod similar se calculează matricele RGA pentru celelalte două regimuri de funcționare:

$$\Lambda_2 = \begin{bmatrix} 0.844 & -0.053 & 0.209 \\ 0.047 & 0.937 & 0.016 \end{bmatrix} \quad (\text{I.4.127})$$

$$\Lambda_3 = \begin{bmatrix} 1.032 & -0.243 & 0.211 \\ -0.144 & 1.13 & 0.014 \end{bmatrix} \quad (\text{I.4.128})$$

matrice ce conduc la rezultate similare.

În aceste condiții, mărimea de intrare, rata de nămol recirculat, va fi considerată ca un parametru al modelului având o valoare fixă. În același timp, analiza indică faptul că se poate adopta o structură de control prin bucle nedecuplate, considerând canalele principale - canale de comandă, iar cele secundare - canale de perturbație.

În continuare a fost liniarizat sistemul pătratic obținut anterior în jurul celor trei puncte de funcționare prezentate anterior. Funcțiile de transfer obținute au fost simplificate prin analiza în frecvență, rezultând următoarele funcții de transfer, ce vor fi utilizate la implementarea structurii de control:

- Regim *Debit\_Mare*:  $W = 80 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $D = 1/20 \text{ h}^{-1}$ :

$$G_{D-s}(s) = \frac{162.54(s + 0.007085)}{(s + 0.3558)(s + 0.005936)} \quad (\text{I.4.129})$$

$$G_{W-s}(s) = \frac{-0.019}{(s + 1.694)(s + 0.3558)} \quad (\text{I.4.130})$$

$$G_{D-DO}(s) = \frac{-9.84(s + 2.893)}{(s + 1.694)(s + 0.3558)} \quad (\text{I.4.131})$$

$$G_{W-DO}(s) = \frac{0.058(s + 0.3893)}{(s + 1.694)(s + 0.3558)} \quad (\text{I.4.132})$$

- Regim *Debit\_Mediu*:  $W = 60 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $D = 1/35 \text{ h}^{-1}$ :

$$G_{D-s}(s) = \frac{177.79(s + 0.004053)}{(s + 0.4299)(s + 0.00374)} \quad (\text{I.4.133})$$

$$G_{W-s}(s) = \frac{-0.008}{(s + 1.246)(s + 0.4299)} \quad (\text{I.4.134})$$

$$G_{D-DO}(s) = \frac{-11.06(s + 3.969)}{(s + 1.246)(s + 0.4299)} \quad (\text{I.4.135})$$

$$G_{W-DO}(s) = \frac{0.049(s + 0.4725)}{(s + 1.246)(s + 0.4299)} \quad (\text{I.4.136})$$

- Regim *Debit\_Mic*:  $W = 20 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $D = 1/50 \text{ h}^{-1}$ :

$$G_{D-s}(s) = \frac{169.87(s + 0.002834)}{(s + 0.303)(s + 0.002671)} \quad (\text{I.4.137})$$

$$G_{W-s}(s) = \frac{-0.027}{(s + 0.7115)(s + 0.2455)} \quad (\text{I.4.138})$$

$$G_{D-DO}(s) = \frac{-6.58(s + 6.115)}{(s + 0.7115)(s + 0.2455)} \quad (\text{I.4.139})$$

$$G_{W-DO}(s) = \frac{0.1(s + 0.4349)}{(s + 0.7115)(s + 0.2455)} \quad (\text{I.4.140})$$

### I.4.4.3 Metoda de analiza RGA. Studiu de caz nr. 2

#### Analiza modelului ASM1 simplificat utilizând metoda RGA

În cazul instalațiilor de tratare municipale, apele uzate provin din activități de uz casnic și din precipitațiile captate prin intermediul sistemului de canalizare. Astfel, majoritatea instalațiilor



sunt prevăzute la intrare cu un bazin de stocare cu rol în nivelarea variațiilor diurne ale influentului (Figura I.4.15). De asemenea, datorită capacității limitate a bazinului de stocare și pentru a nu influența negativ bazinul de decantare, pe durata precipitațiilor abundente pot apărea situații de deversare a apelor din sistemul de canalizare, fără tratarea acestora. Aceste situații sunt cunoscute sub numele de CSO (*Combined Sewer Overflows*) și, deși efectul pe termen scurt este nesemnificativ, în timp, prin efect de acumulare, au un efect negativ important asupra mediului înconjurător (Barbu *et al.*, 2006).

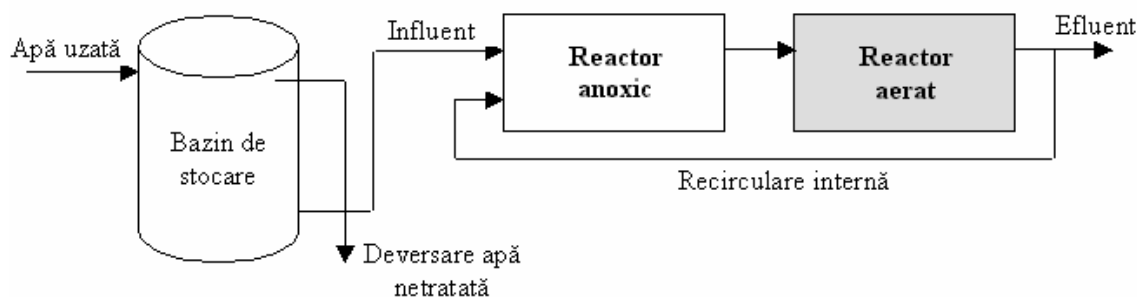


Fig. I.4.15: Instalație de tratare biologică cu bazin de stocare

În aceste condiții, se va considera că la intrarea stației de tratare avem un debit constant, iar concentrația influentului diferă în funcție de regimul pluviometric. Astfel, pot fi considerate următoarele trei puncte de funcționare principale în care se poate afla procesul. Aceste puncte de funcționare sunt:

- Regim *Ploaie*: descris de următoarele valori:  $S_{NH,in}=25 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{S,in}=100+S_{Sdozaj} \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_{Sdozaj}=30 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_o(2)=1 \text{ mg/l}$ ,  $Q_i=30000 \text{ m}^3/\text{zi}$ ;
- Regim *Normal*:  $S_{NH,in}=30 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{S,in}=115+S_{Sdozaj} \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_{Sdozaj}=40 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_o(2)=1.5 \text{ mg/l}$ ,  $Q_i=40000 \text{ m}^3/\text{zi}$ ;
- Regim *Secetă*:  $S_{NH,in}=35 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{S,in}=130+S_{Sdozaj} \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_{Sdozaj}=50 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_o(2)=2 \text{ mg/l}$ ,  $Q_i=50000 \text{ m}^3/\text{zi}$ .

Procesul liniar multivariabil, obținut în urma liniarizării procesului neliniar descris de ecuațiile (5.89) - (5.100)), are următoarea formă:

$$\begin{bmatrix} NH(2) \\ NO(2) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{S_o(2)-NH(2)} & G_{Q_i-NH(2)} & G_{S_{Sdozaj}-NH(2)} \\ G_{S_o(2)-NO(2)} & G_{Q_i-NO(2)} & G_{S_{Sdozaj}-NO(2)} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} S_o(2) \\ Q_i \\ S_{Sdozaj} \end{bmatrix} \quad (\text{I.4.141})$$

Sistemul a fost liniarizat utilizând funcția MATLAB<sup>®</sup> *linmod* și a fost obținută matricea de transfer a modelului liniar pentru cele trei puncte de funcționare. Astfel, în cazul regimului *Ploaie* au fost obținute următoarele funcții de transfer:

$$G_{S_o(2)-NH(2)}(s) = \frac{-24.63s^5 - 6223s^4 - 4.095 \cdot 10^7 s^3 - 2.318 \cdot 10^9 s^2 - 4.365 \cdot 10^{10} s - 2.575 \cdot 10^{11}}{s^6 + 2711s^5 + 2.048 \cdot 10^6 s^4 + 2.89 \cdot 10^8 s^3 + 1.231 \cdot 10^{10} s^2 + 2.026 \cdot 10^{11} s + 1.11 \cdot 10^{12}} \quad (\text{I.4.142})$$

$$G_{Q_i-NH(2)}(s) = \frac{0.001861s^5 + 4.564s^4 + 2832s^3 + 9736s^2 + 76070s - 1204}{s^6 + 2711s^5 + 2.048 \cdot 10^6 s^4 + 2.89 \cdot 10^8 s^3 + 1.231 \cdot 10^{10} s^2 + 2.026 \cdot 10^{11} s + 1.11 \cdot 10^{12}} \quad (\text{I.4.143})$$

$$G_{S_{Sdozaj}-NH(2)}(s) = \frac{-7377s^3 - 9.844 \cdot 10^6 s^2 - 3.488 \cdot 10^8 s - 2.748 \cdot 10^9}{s^6 + 2711s^5 + 2.048 \cdot 10^6 s^4 + 2.89 \cdot 10^8 s^3 + 1.231 \cdot 10^{10} s^2 + 2.026 \cdot 10^{11} s + 1.11 \cdot 10^{12}} \quad (I.4.144)$$

$$G_{S_o(2)-NO(2)}(s) = \frac{22.62s^5 + 5875s^4 + 3.982 \cdot 10^7 s^3 + 2.251 \cdot 10^9 s^2 + 3.6 \cdot 10^{10} s + 9.776 \cdot 10^{10}}{s^6 + 2711s^5 + 2.048 \cdot 10^6 s^4 + 2.89 \cdot 10^8 s^3 + 1.231 \cdot 10^{10} s^2 + 2.026 \cdot 10^{11} s + 1.11 \cdot 10^{12}} \quad (I.4.145)$$

$$G_{Q_i-NO(2)}(s) = \frac{-0.001634s^5 - 4.197s^4 - 2815s^3 - 16520s^2 - 8.519 \cdot 10^6 s - 1.47 \cdot 10^8}{s^6 + 2711s^5 + 2.048 \cdot 10^6 s^4 + 2.89 \cdot 10^8 s^3 + 1.231 \cdot 10^{10} s^2 + 2.026 \cdot 10^{11} s + 1.11 \cdot 10^{12}} \quad (I.4.146)$$

$$G_{S_{Sdozaj}-NO(2)}(s) = \frac{-298.3s^3 - 1.089 \cdot 10^6 s^2 - 9.554 \cdot 10^8 s - 2.244 \cdot 10^{10}}{s^6 + 2711s^5 + 2.048 \cdot 10^6 s^4 + 2.89 \cdot 10^8 s^3 + 1.231 \cdot 10^{10} s^2 + 2.026 \cdot 10^{11} s + 1.11 \cdot 10^{12}} \quad (I.4.147)$$

ceea ce conduce la următoarea matrice a coeficienților statici de transfer:

$$G(0) = \begin{bmatrix} -2.575 \cdot 10^{11} / 1.11 \cdot 10^{12} & -1204 / 1.11 \cdot 10^{12} & -2.748 \cdot 10^9 / 1.11 \cdot 10^{12} \\ 9.776 \cdot 10^{10} / 1.11 \cdot 10^{12} & -1.47 \cdot 10^8 / 1.11 \cdot 10^{12} & -2.244 \cdot 10^{10} / 1.11 \cdot 10^{12} \end{bmatrix} \quad (I.4.148)$$

Considerând ca matrice de scalare matricea diagonală a valorilor de intrare:

$$D_u = \begin{bmatrix} 0 & 30000 & 0 \\ 0 & 0 & 30 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (I.4.149)$$

atunci rezultă următoarea matrice RGA:

$$\Lambda_1 = \begin{bmatrix} 0.9082 & -0.0000 & 0.0918 \\ 0.0010 & 0.9774 & 0.0216 \end{bmatrix} \quad (I.4.150)$$

Făcând suma pe coloane se observă că cea mai mică valoare o are coloana 3, deci mărimea de comandă cu cea mai mică influență în sistem este dozajul extern de carbon  $S_{Sdozaj}$ . Ținând cont de valorile  $\lambda_{11} = 0.9082$  și  $\lambda_{22} = 0.9774$ , foarte apropiate de valoarea 1, rezultă că pot fi stabilite următoarele canale de comandă: Concentrația de oxigen dizolvat din bazinul aerat – Concentrația de amoniu la ieșire ( $S_o(2) - NH(2)$ ) și Viteza de recirculare – Concentrația de nitrat la ieșire ( $Q_i - NO(2)$ ). În același timp, cum  $\lambda_{12} \approx 0$  și  $\lambda_{21} = 0.0010$ , sunt valori foarte apropiate de 0, rezultă că între celelalte două canale, Viteza de recirculare – Concentrația de amoniu la ieșire ( $Q_i - NH(2)$ ) și Concentrația de oxigen dizolvat din bazinul aerat – Concentrația de nitrat la ieșire ( $S_o(2) - NO(2)$ ), există o slabă interacțiune.

În mod similar se calculează matricile RGA pentru celelalte două regimuri de funcționare:

$$\Lambda_2 = \begin{bmatrix} 0.844 & -0.053 & 0.209 \\ 0.047 & 0.937 & 0.016 \end{bmatrix} \quad (I.4.151)$$

$$\Lambda_3 = \begin{bmatrix} 1.032 & -0.243 & 0.211 \\ -0.144 & 1.13 & 0.014 \end{bmatrix} \quad (I.4.152)$$

matrice ce conduc la rezultate similare.

În aceste condiții, mărimea de intrare, dozajul extern de carbon, va fi considerată ca un parametru al modelului având o valoare fixă. În același timp, analiza indică faptul că se poate adopta o structură de control prin bucle nedecuplate, considerând canalele principale - canale de comandă, iar cele secundare - canale de perturbație.

În continuare, sistemul pătratic obținut anterior a fost liniarizat în jurul celor trei puncte de funcționare prezentate anterior. Funcțiile de transfer obținute au fost simplificate prin analiza în frecvență, rezultând următoarele funcții de transfer:

- Regim *Ploaie*:  $S_{NH,in}=25 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{S,in}=100+S_{Sdozaj} \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_{Sdozaj}=50 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_o(2) = 1 \text{ mg/l}$ ,  $Q_i=30000 \text{ m}^3/\text{zi}$ ;

$$G_{S_o(2)-NH(2)}(s) = \frac{-23.664}{s+115} \quad (\text{I.4.153})$$

$$G_{Q_i-NH(2)}(s) = \frac{0.00158(s-0.01622)}{(s+115)(s+22.56)} \quad (\text{I.4.154})$$

$$G_{S_o(2)-NO(2)}(s) = \frac{21.085(s+3.392)(s+32.95)}{(s+115)(s+11.82)(s+22.56)} \quad (\text{I.4.155})$$

$$G_{Q_i-NO(2)}(s) = \frac{-0.00149(s^2+36.03s+2596)}{(s+115)(s+11.82)(s+22.56)} \quad (\text{I.4.156})$$

- Regim *Normal*:  $S_{NH,in}=30 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{S,in}=115+S_{Sdozaj} \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_{Sdozaj}=50 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_o(2) = 1.5 \text{ mg/l}$ ,  $Q_i=40000 \text{ m}^3/\text{zi}$ ;

$$G_{S_o(2)-NH(2)}(s) = \frac{-15.036}{s+115.4} \quad (\text{I.4.157})$$

$$G_{Q_i-NH(2)}(s) = \frac{0.00168(s-0.01493)}{(s+115.4)(s+26.92)} \quad (\text{I.4.158})$$

$$G_{S_o(2)-NO(2)}(s) = \frac{13.136(s+40.51)(s+3.33)}{(s+115.4)(s+13.75)(s+26.92)} \quad (\text{I.4.159})$$

$$G_{Q_i-NO(2)}(s) = \frac{-0.00156(s^2+41.81s+2924)}{(s+115.4)(s+13.75)(s+26.92)} \quad (\text{I.4.160})$$

- Regim *Secetă*:  $S_{NH,in}=35 \text{ gN/m}^3$ ,  $S_{S,in}=130+S_{Sdozaj} \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_{Sdozaj}=50 \text{ gCOD/m}^3$ ,  $S_o(2) = 2 \text{ mg/l}$ ,  $Q_i=50000 \text{ m}^3/\text{zi}$ .

$$G_{S_o(2)-NH(2)}(s) = \frac{-11.32}{s+109.6} \quad (\text{I.4.161})$$

$$G_{Q_i-NH(2)}(s) = \frac{0.00168(s-0.01359)}{(s+109.6)(s+29.13)} \quad (\text{I.4.162})$$

$$G_{S_o(2)-NO(2)}(s) = \frac{8.6175(s+48.05)(s+3.291)}{(s+109.6)(s+13.68)(s+29.13)} \quad (\text{I.4.163})$$

$$G_{Q_i-NO(2)}(s) = \frac{-0.00149(s^2+42.66s+2584)}{(s+109.6)(s+13.68)(s+29.13)} \quad (\text{I.4.164})$$

## ***Bibliografie***

- Barbu M., Pradzynska D., Papageorgiou M. (Editors), 2006. *Control Report*, Technical University of Crete, 224 pp. incl. annexes, EU research training network: Wastewater and System Engineering (contract HPRN-CT-2001-00200, coordinator: R. Katebi).
- Bristol, E.H., 1966. On a New Measure of Interactions for Multivariable Process Control, *IEEE Transaction on Automatic Control*, AC-11.
- Buswell, A.M., Long, H.L., 1923. Microbiology and Theory of Activated Sludge, *Journal of American Pollution Wks. Assn.*, Vol. 10, No.2.
- Choi, E., *et al.*, 2003. High strength nitrogen removal from nightsoil and piggery wastes, *Proceedings of the 6th IWA Speciality Symposium on Strong Nitrogenous and Agro-Wastewater*, Seoul, June 11.
- Goodman, B.L., Englande, A.J., 1974. A Unified Model of the Activated Sludge Process, *Journal of Water Pollution Control Fed.*, Vol. 46, Pp. 312-332.
- Halvarsson, B., 2003. *Applications of Coupling Analysis on Bioreactor Models*, MSc Thesis, Uppsala University.
- Henze, M., *et al.*, 1987. *Activated Sludge Model No. 1*, IAWQ Scientific and Technical Report No. 1, IAWQ, London.
- Henze, M., *et al.*, 1995. *Activated Sludge Model No. 2*, IAWQ Scientific and Technical Report No. 3, IAWQ, London.
- Henze, M., *et al.*, 2000. *Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*, IWA Publishing, London.
- Jeppsson, U., 1996. *Modelling aspects of wastewater treatment processes*, Ph.D. thesis, Dept. of Industrial Electrical Eng. and Automation, Lund University.
- Katebi, M.R., Johnson, M.A., Wilke, J., 1999. *Control and Instrumentation for Wastewater Treatment Plant*, Springer-Verlag, London.
- Kinnaert, M., 1995. Interaction measures and pairing of controlled and manipulated variables for multiple-input multiple-output systems: A survey, *Journal A*, 36 (4), 15-23.
- Kroiss, H., 2003. *What is the potential for utilizing the resources in sludge*, *Water Science and Technology*, Vol. 49, No. 10, pp. 1-10, 2003
- Langergraber, G., *et al.*, 2003. Monitoring of a paper mill wastewater treatment plant using UV/VIS spectroscopy, *Water Science & Technology*, Vol. 49, No. 1, Pp. 9-14.
- Nejjari, F., *et al.*, 1999. Non-linear multivariable adaptive control of an activated sludge wastewater treatment process, *International Journal of Adaptive Control and Signal Processing*, Vol. 13, Issue 5, Pp. 347-365.
- Novak, J.T., Park, C., 2003. Chemical Contioning of Sludge, *Proc. of International Conference on Wastewater Sludge as a Resource - Biosolids 2003*, Trondheim, Norway, 23-25 June.
- Olsson, G., 1976. State of the art in sewage treatment plant control, *A.I.Ch.E. Symp. Ser.* 72, 52}76.
- Olsson, G., Newell, B., 1999. *Wastewater treatment systems – modelling, diagnosis and control*, IWA Publishing, London.
- Skogestad, S. and Postlethwaite, I., 1996. *Multivariable Feedback Control – Analysis and Design*, Wiley.
- Takács I., Patry G.G., Nolasco D., 1991. A dynamic model of the clarification thickening process, *Water Research*, 25, 1263-1271.

## I.5. Concluzii finale

În concluzie, în prima etapă a proiectului au fost îndeplinite toate obiectivele și activitățile prevăzute în planul de realizare a proiectului. Rezultatele obținute în această etapă pot fi grupate în două categorii, după cum urmează:

1. realizarea unei caracterizări a apelor reziduale din industria alimentară (din industria berii, laptelui și drojdiei) din punct de vedere al conținutului de poluanți și al concentrațiilor acestora. Au fost colectate ape de la firme de profil din industriile amintite și au fost realizate măsurători a principalilor parametrii, în conformitate cu metodologiile și STAS-urile existente.
2. realizarea unui studiu a modelelor din literatura de specialitate, pentru procesele de epurare biologică a apelor uzate, modele ce vor fi identificate pe baza datelor experimentale obținute prin experimentări pe stația pilot, ce va fi achiziționată în etapa 2 a proiectului.

Rezultatele incluse în prima categorie au fost obținute în urma primelor trei activități prevăzute în planul de realizare a proiectului și au constat în: alegerea echipamentelor de prelevare, stabilirea punctelor de prelevare a probelor, stabilirea frecvenței, momentului și duratei prelevării, alegerea metodei de prelevare, conservarea, transportul și depozitarea probelor, precizarea indicatorilor de apreciere a poluării apei, precizarea caracteristicilor apelor reziduale din câteva ramuri ale industriei alimentare (ape reziduale din industria malțului și berii, ape reziduale din industria de prelucrare a laptelui și ape reziduale din industria drojdiei de panificație), precizarea condițiilor de deversare a apelor reziduale în cursuri de apă. De asemenea, au fost precizate materialele utilizate și metodele de măsurare și analiză a concentrațiilor substanțelor poluante (pentru determinarea pH-ului, determinarea conținutului de materii în suspensie, determinarea consumului biochimic de oxigen, determinarea consumului chimic de oxigen, determinarea conductivității, determinarea azotului total, determinarea fosforului total).

În final sunt prezentați indicatorii pentru apele reziduale prelevate de la fabrica de bere A, de la fabrica de prelucrare a laptelui, B și de la secția de drojdie de panificație C.

Pentru realizarea acestor activități au fost achiziționate materiale și vase unde s-au efectuat analize chimice (reactanți chimici și recipiente de laborator).

Valorile determinate pentru indicatorii de calitate ai probelor prelevate și analizate au demonstrat că apele reziduale de la agenții economici A, B și C au o încărcătură poluantă mare. Astfel:

- Apele reziduale de la fabrica de bere A au indicatori de calitate cu valori mai mici decât cele limită atât datorită unei discipline tehnologice riguros menținută, cât și unui consum mare de apă pentru curățirea utilajelor și a spațiilor de producție, conducând la diluarea apelor reziduale rezultate și reducerea valorii indicatorilor de calitate ai acestor ape. Contaminarea apelor reziduale din industria berii cu bacterii zimogene este asociată cu încărcătura organică și biodisponibilitatea poluanților organici în procesul de biodegradare,

iar prezența bacteriilor coliforme de origine fecală în apele colectate din diferite puncte denotă starea igienico-sanitară a apelor de spălare, corelată cu igiena spațiilor de producție, a apei și a ambalajelor.

- Apele reziduale din industria laptelui variază din punct de vedere compozițional în funcție de zona de colectare. Biodisponibilitatea poluanților organici și potențialul de biodegradare a microbiotei zimogene sunt corelate cu variabilitatea calitativă și cantitativă a microbiotei și cu factorii fizico-chimici de mediu (*pH*, temperatură, oxigen dizolvat etc).
- Apele reziduale de la secția de drojdie de panificație C, întrucât sunt supuse unui proces de epurare parțială, sunt caracterizate de valori ale indicatorilor de calitate care se încadrează în limitele impuse de normele NTPA 002/2002, cu toate că aceasta sedatorează și unor compromisuri tehnologice cu impact asupra rentabilității economice (de exemplu: concentrarea prin evaporare a unei părți însemnate a vinasei, stocarea unor cantități mari de apă reziduală datorită capacității insuficiente a stației de epurare etc.). Reducerea  $CBO_5$  este de 84,49 %, iar a  $CCO$  de 89,47 %.

În concluzie, cele trei categorii de apele reziduale trebuie supuse epurării printr-un tratament biologic aerob, mult mai eficient datorită încărcăturii organice medii a acestora.

În cadrul activității 4 s-a realizat un studiu sistematic al modelelor proceselor de epurare biologică a apelor uzate, existente în literatura de specialitate, plecând de la un model simplu, propus de Nejjari (4 variabile de stare) și ajungând la modelul ASM1 (varianta de bază – 13 variabile de stare și o variantă simplificată), model propus de Henze. Au fost determinate și simulate diverse alte variante de modele (pentru eliminare substrat organic, pentru eliminarea mai multor componente de substrat, eliminare amoniu etc.). De asemenea, s-a utilizat metoda RGA pentru analiza influențelor dintre canale (procesul de epurare fiind multivariabil), această analiză fiind extrem de utilă în proiectarea legilor de control, în etapele ulterioare ale proiectului.

Pentru realizarea acestei activități s-a achiziționat un sistem de calcul, care va fi utilizat și în etapele ulterioare ale proiectului. La acest raport a fost atașat un CD cu programele realizate în cadrul etapei I a proiectului.