

Acest dosar este prezentat exclusiv pentru informare.

Stimate cititor!

Daca DVS doriți sa copiați acest dosar, el urmează a fi inlaturat fara intirziere, imediat dupa ce ati făcut cunoștința cu conținutul lui.

Copiind si pastrind dosarul in cauza,

DVS va asumați toata responsabilitatea in conformitate cu legislația in vigoare.

Toate drepturile de autor asupra dosarului dat se păstrează dupa deținătorul de drept.

Orice utilizare in scopuri comerciale sau alte scopuri, cu excepția utilizării in scopuri de informare prealabila este interzisa.

Publicarea acestui document nu atrage dupa sine nici un fel de cistig comercial.

Insa astfel de documente contribuie rapid la ridicarea profesionalismului si spiritualității cititorilor si servește drept reclama a edițiilor de hirtie a acestor documente.

**MINISTERUL EDUCAȚIEI, CERCETĂRII ȘI TINERETULUI**  
**UNIVERSITATEA TEHNICĂ DE CONSTRUCȚII BUCUREȘTI**  
**FACULTATEA DE HIDROTEHNICĂ**  
Catedra de Inginerie Sanitară și Protecția Apelor

Biolog Angela CĂLIN

**EPURAREA AVANSATĂ A APELOR UZATE**

**Stații compacte de capacitate mică**

**TEZĂ DE DOCTORAT**

Conducător științific,  
Prof. Univ. Dr. Ing Marin Sandu

-București 2008-

## PREFATA

Lucrarea cu titlul „**EPURAREA AVANSATĂ A APELOR UZATE - Stații compacte de capacitate mică**” a apărut dintr-o necesitate obiectivă privind epurarea apelor uzate din comunitățile cu un număr mic de locuitori. Atenția acordată calității mediului și noile cerințe, din ce în ce mai restrictive, atât cu privire la emisiile de substanțe poluante, cât și la controlul acestora, impune ca aceste stații compacte să realizeze parametrii conform normativele în vigoare.

Lucrarea are la bază sinteza cercetărilor efectuate pe plan mondial privind procesele de epurare avansată (nitrificare, denitrificare și eliminarea fosforului) a apei uzate precum și cercetările “in situ” efectuate pe trei stații compacte de capacitate mică.

Pentru stabilirea performanțelor stațiilor de epurare compacte am urmărit funcționarea stațiilor compacte cu peliculă fixată, folosite în aplicații diferite:

- epurarea apelor uzate rurale;
- epurarea apelor uzate din Parcurile industriale;
- epurarea apelor uzate de la o fabrică de țigarete unde stația compactă este folosită ca treaptă de epurare avansată.

Doresc să îmi exprim mulțumirea și recunoștința față de domnul prof. univ. dr. ing. Marin SANDU care mi-a oferit un sprijin deosebit pe parcursul elaborării tezei de doctorat. Mulțumesc colegilor din catedra Inginerie Sanitară și Protecția Apelor pentru sprijinul moral.

Mulțumesc conducerii firmei DANEX Consult pentru permisiunea de a efectua experimentările „in situ” pe stațiile de epurare și de-a folosi datele în teză. Mulțumesc în mod deosebit domnului Director General Dan Dumitrescu pentru tot sprijinul oferit în obținerea datelor tehnico-economice.

Angela CĂLIN

---



---

# C U P R I N S

	<b>Pag.</b>
<b>1. OBIECTIVELE LUCRĂRII</b> .....	5
1.1. Necesitatea obiectivă.....	5
1.2. Obiectivele studiilor și cercetărilor.....	6
1.3. Reglementări legislative.....	7
<b>2. CALITATEA APELOR UZATE</b> .....	12
2.1. Caracteristicile calitative ale apelor uzate menajere.....	12
2.1.1. Caracteristici fizice.....	12
2.1.2. Caracteristici chimice.....	13
2.1.3. Caracteristici bacteriologice.....	15
2.1.4. Caracteristici biologice.....	16
2.2. Caracteristicile apelor uzate provenite de la colectivități mici.....	16
2.3. Metode de determinare a principalilor indicatori de calitate ai apelor uzate.....	18
2.3.1. Determinarea consumului biochimic de oxigen (CBO <sub>5</sub> ).....	18
2.3.2. Determinarea consumului chimic de oxigen CCO).....	19
2.3.3. Determinare materiilor totale în suspensie (MTS).....	20
2.3.4. Determinare azot Kjeldahl.....	21
2.3.5. Determinare fosfor total.....	23
2.4. Efectele nutrienților asupra resurselor de apă.....	25
2.4.1. Efectele eutrofizării asupra mediului.....	27
2.4.1.1. Influențele asupra ecositemului.....	27
2.4.2.2 Influențele asupra microbiotei acvatice.....	27
<b>3. PROCESE ȘI TEHNOLOGII DE EPURARE AVANSATĂ</b> .....	32
3.1. Procese biochimice folosite pentru îndepărtarea azotului din apele uzate.....	32
3.1.1. Procese de nitrificare.....	32
3.1.1.1. Fundamentele nitrificării.....	32
3.1.1.2. Metabolism și stoichiometrie.....	32
3.1.1.3. Cinetica nitrificării.....	35
3.1.1.4. Factori care influențează nitrificarea.....	38
3.1.1.4.1. Temperatura.....	38
3.1.1.4.2. Concentrația de oxigen dizolvat.....	38
3.1.1.4.3. pH – ul.....	39
3.1.1.4.4. Inhibitori.....	39

3.1.2. Procesele de denitrificare.....	39
3.1.2.1. Introducere.....	39
3.1.2.2. Microbiologie și căi metabolice.....	39
3.1.2.3. Ecuatiile teoretice stoichiometrice.....	41
3.1.2.4. Denitrificarea heterotrofă.....	42
3.1.2.5. Denitrificarea autotrofă.....	44
3.1.2.6 Cinetica denitrificării.....	45
3.1.2.7. Factori care influențează procesul de denitrificare.....	47
3.2. Procese folosite pentru îndepărtarea fosforului din apele uzate.....	49
3.2.1. Procese biochimice folosite pentru îndepărtarea fosforului din apele uzate.....	49
3.2.1.1. Procesele metabolice.....	49
3.2.1.2. Cinetica procesului de eliminare a fosforului pe cale biologică.....	52
3.2.2. Procese chimice folosite pentru îndepărtarea fosforului din apele uzate.....	56
3.2.2.1. Precipitarea chimică.....	56
3.2.2.2. Precipitarea fosforului cu var.....	57
3.2.2.3. Precipitarea fosforului cu aluminiu.....	57
3.2.2.4. Precipitarea fosforului cu fier.....	58
3.3. Tehnologii de epurare avansata.....	59
3.3.1. Tehnologii de îndepătare a azotului.....	59
3.3.1.1. Preanoxică.....	59
3.3.1.2. Postanoxică.....	64
3.3.1.3. Nitrificare/Denitrificare simultană.....	67
3.3.1.4. Tehnica de epurare biologică în trepte (STEP-FEED).....	68
3.3.1.5. Tehnica de cascadă.....	70
3.3.2. Tehnologii de îndepărtare a fosforului.....	73
3.3.2.1. Tehnologii de îndepărtare biologică a fosforului.....	73
3.3.2.2. Tehnologii de îndepărtare biologică combinată a azotului și fosforului.....	79
<b>4. STADIUL ACTUAL AL EPURĂRII AVANSATE CU STAȚII COMPACTE.....</b>	<b>85</b>
4.1. Stație de epurare compactă cu epurare biologică Resetilovs.....	85
4.1.1. Schema tehnologică.....	85
4.1.2. Alegerea tipului de stație.....	92
4.2. Stație de epurare cu namol activat tip "ADIPUR".....	98
4.2.1. Obiectele tehnologice din stația de epurare.....	98
4.2.2. Filiera tehnologică.....	99
4.2.3. Fluxul tehnologic.....	99
4.3. Stații de epurare a apelor uzate tip BIO CLEANER.....	101

---

4.3.1. Elemente componente.....	101
4.3.2. Fluxul tehnologic.....	101
4.4. Stație de epurare mecano-biologică cu nămol activate și filtrare prin membrane, (DAUSER).....	107
4.4.1. Fluxul tehnologic.....	107
4.4.1.1. Treapta de epurare mecanica.....	107
4.4.1.2. Treapta de epurare biologica.....	107
4.4.1.3. Treapta de tratare a namolului.....	110
<b>5. EXPERIMENTĂRI „IN SITU” A STAȚIILOR DE EPURARE AVANSATĂ COMPACTE.....</b>	<b>112</b>
5.1. Experimentări „in situ”.....	112
5.1.1. Obiectivele cercetărilor experimentale.....	112
5.1.2. Stația de epurare “Parc Industrial SA Valenii de Munte”.....	115
5.1.3. Stația de epurare Comuna ORLAT, jud. Sibiu.....	119
5.1.4. Stația de epurare de la fabrica de țigarete Philip Morris.....	124
5.2. Interpretarea rezultatelor experimentale.....	131
5.2.1. Stația de epurare “Parc Industrial SA Valenii de Munte”.....	131
5.2.2. Stația de epurare ORLAT, jud. Sibiu.....	140
5.2.3. Stația de epurare Philip Morris.....	148
<b>6. OPERAREA STAȚIILOR DE EPURARE COMPACTE. ....</b>	<b>158</b>
6.1. Monitorizarea stațiilor de epurare compacte de capacitate mică.....	158
6.2. Măsurile pentru remedierea defecțiunilor care apar în stațiile de epurare compacte de caăpacitate mică.....	162
6.3. Indicatori tehnico-economici.....	168
<b>7. CONCLUZII.....</b>	<b>172</b>
7.1. Conținutul lucrării.....	172
7.2. Elemente originale în lucrare.....	175
7.3. Perspectiva dezvoltării Stațiilor compacte.....	176
<b>BIBLIOGRAFIE.....</b>	<b>178</b>

## OBIECTIVELE LUCRĂRII

### 1.1. Necesitatea obiectivă

În perioada actuală, pe fondul dezvoltării zonelor de locuit, inclusiv în zone izolate, necesitatea epurării apelor uzate din comunități reduse a impus folosirea unor stații de epurare compacte de capacitate mică. Atenția acordată calității mediului și noile cerințe din ce în ce mai restrictive, atât cu privire la emisiile de substanțe poluante, cât și la controlul acestora, impune ca aceste stații compacte să realizeze parametrii impuși pentru evacuarea apelor uzate conform normativele în vigoare.

Necesitatea abordării lucrării intitulată „**EPURAREA AVANSATĂ A APELOR UZATE- Stații compacte de capacitate mică**” este dată și de obligațiile din Capitolul 22 „Mediu”. Ca urmare a acestor negocieri au rezultat pentru România o serie de angajamente ce implică investiții considerabile în sectorul de apă și apă uzată în decursul unor perioade de tranziție relativ scurte. În conformitate cu Tratatul de Aderare, România a obținut perioade de tranziție pentru conformarea cu aquis-ul comunitar pentru colectarea, descărcarea și epurarea apelor uzate: până în 2015 pentru 263 de aglomerări mai mari de 10.000 locuitori echivalenți (l.e) și până în 2018 pentru 2346 de aglomerări între 200 și 10.000 locuitori echivalenți.

Respectarea acestor angajamente presupune investiții de aproximativ 19 miliarde Euro în infrastructura de apă, presiunea cea mai mare fiind în următorii 6 - 7 ani din cauza termenelor de conformare foarte stringente.

“Extinderea și modernizarea sistemelor de apă și apă uzată” reprezintă domeniul prioritar de finanțare din Programul Operațional Sectorial Mediu (POS Mediu), document strategic care stă la baza finanțării europene a investițiilor de mediu în perioada 2007- 2013. Pentru axa prioritară 1 contribuția financiară a Uniunii Europene poate ajunge până la 85% din necesarul de finanțare calculat la nivelul proiectului, cofinanțarea fiind asigurată din bugetul național și local.

Prin adoptarea aquis-ul de mediu, România și-a stabilit ca obiectiv colectarea, până în 2015, a 69% din apele deversate, ceea ce reprezintă o dublare a capacității disponibile la nivelul anului 2004.

## 1.2. Obiectivele studiilor și cercetărilor

Lucrarea intitulată „**EPURAREA AVANSATĂ A APELOR UZATE- Stații compacte de capacitate mică**”, prezintă diferite procese, procedee și tehnologii folosite în stațiile de epurare compacte de capacitate mică și pune accentul pe reținerea compușilor de azot și de fosfor din apele uzate în vederea obținerii unor performanțe deosebite în privința calității efluenților.

Prezenta lucrare are la bază documentarea în domeniul epurării apelor uzate și cercetările "in situ" efectuate de autoare în perioada *septembrie 2005 – iulie 2008* pe stații de epurare compacte de capacitate mică ce funcționează în țara noastră.

Folosirea stațiilor de epurare compacte este impusă de necesitatea epurării apelor uzate produse în folosințe cu un număr mic de l.e. cum sunt: școli, tabere, campinguri, hoteluri, moteluri, hanuri, cabane, case particulare, parcuri industriale, localități până la 10.000 locuitori și care nu sunt încorporate unei aglomerări care dispune de o stație de epurare. În categoria stațiilor de epurare de capacitate mică sunt cuprinse două categorii: stații de epurare foarte mici:  $Q_{u\text{ zi max}} \leq 5 \text{ l/s}$  și stații de epurare mici:  $Q_{u\text{ zi max}} = 5 \text{ l/s} \dots 50 \text{ l/s}$ .

Toate stațiile de epurare compacte prezentate au în componență tehnologii de epurare avansată pentru eliminarea azotului și fosforului și o serie de obiecte tehnologice: grătare rare și/sau dese, cu/fără compactor de rețineri; deznisipatoare - separatoare de grăsimi; bazine de egalizare-omogenizare, toate acestea asigurând pre-epurarea și condițiile unei epurări biologice cu eficiență sporită.

Epurarea biologică în stațiile compacte se realizează fie cu masă biologică în suspensie (nămol activat) fie cu masă biologică fixată (peliculă biologică). În treapta de epurare biologică se urmărește îndepărtarea substanțelor organice, a azotului prin procese de nitrificare – denitrificare și a fosforului prin procese biologice. O parte din stațiile de epurare compacte nu au prevăzută decantarea secundară (Resetilovs) deoarece în treapta de epurare biologică se produce o cantitate foarte mică de masă biologică în exces, altele prevăd decantor secundar clasic (Bio Cleaner, Adipur) iar alte tehnologii realizează separarea masei biologice de apă epurată prin filtrare pe membrane (Dauser).

*Avantajele* folosirii stațiilor de epurare compacte sunt:

- ocupă o suprafață mică de teren de la 10 m<sup>2</sup> la 500-600 m<sup>2</sup>, în funcție de capacitatea stației;
- timp de utilizare îndelungat, datorită materialelor de construcție anticorozive (oțel inox, PVC, PP, etc.) ;



- stațiile de epurare sunt containerizate ;
- consum redus de energie, între 0,45 și 1,45 kWh/m<sup>3</sup> apă epurată ;
- complet automatizate;
- necesită personal redus de exploatare; 1- 2 persoane.

*Dezavantajele* folosirii stațiilor de epurare compacte de capacitate mică sunt:

- pentru stațiile de epurare de capacitate foarte mică nu este avantajos, din punct de vedere economic, să se prevadă deshidratarea nămolului. În lipsa deshidratării nămolului (primar și secundar), acesta este îndepărtat din stație prin vidanjarie;
- costuri de investiție/m<sup>3</sup> apă uzată mai mari decât la stațiile de capacitate mare.

Pentru stabilirea performanțelor stațiilor de epurare compacte am urmărit funcționarea stațiilor compacte cu peliculă fixată folosite pentru epurarea apelor uzate în aplicații diferite:

- epurarea apelor uzate comunale;
- epurarea apelor uzate dintr-un parc industrial;
- epurarea apelor uzate de la o fabrică de țigarete unde modulul biologic cu peliculă fixată este folosit ca treaptă de epurare avansată.

Concluziile monitorizării acestor stații pe perioade diferite de timp sunt prezentate în lucrarea de față.

### **1.3. Reglementări legislative**

Date fiind problemele complexe pe care le ridică existența poluanților în efluenții stațiilor de epurare, descărcați în emisarii naturali și eforturile financiare deosebite pe care le presupune rezolvarea lor, sunt impuse o serie de condiții, reglementate la nivel local prin „Normele Tehnice privind colectarea, epurarea și evacuarea apelor uzate orășenești, NTPA - 011/2002” [126] și prin „Normativul privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanți a apelor uzate industriale și orășenești la evacuarea în receptorii naturali, NTPA - 001/2005” [125]. Limitele maxime admisibile stabilite prin aceste normative corespund directivelor 91/271/EEC [132] și 91/276/EEC , elaborate de Comisia Comunității Economice Europene.

În tabelul nr. 1.1. sunt prezentate normele tehnice, hotărârile și standardele naționale ce reglementează condițiile de descărcare în mediu natural a apelor uzate.

*Tabel 1.1. - Norme tehnice, hotărâri și standarde naționale care reglementează condițiile de descărcare în mediul natural a apelor uzate*

NTPA 002/2005	Normativ privind condițiile de evacuare a apelor uzate orășenești; aprobate prin H.G. nr.188-2002, cu modificările ulterioare.
NTPA 001/2005	Normativ privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanți a apelor uzate industriale și orășenești la evacuarea în receptorii naturali
NTPA 011/2005	Norme tehnice privind colectarea, epurarea și evacuarea apelor uzate orășenești
Hotărârea Guvernului nr. 188-2002	Norme privind condițiile de descărcare în mediu acvatic a apelor uzate
Hotărârea Guvernului nr. 352/2005	Hotărârea de Guvern privind modificarea și completarea Hotărârii de Guvern nr. 188/2002 pentru aprobarea unor norme privind condițiile de descărcare în mediu acvatic a apelor uzate
Ordonanța de urgență nr. 152/2005	Ordonanța de urgență privind prevenirea și controlul integrat al poluării

Valorile limită de încărcare cu poluanți a apelor uzate industriale și orășenești evacuate în receptorii naturali conform NTPA 001/2005 sunt prezentate în tabelul nr. 1.2. și se aplică tuturor categoriilor de efluenți proveniți sau nu din stațiile de epurare.

*Tabel nr. 1.2. - Valorile limită de încărcare cu poluanți a apelor uzate industriale și urbane evacuate în receptorii naturali*

<b>Nr. crt</b>	<b>Indicatorul de calitate</b>	<b>U:M:</b>	<b>Valorile limită admisibile</b>
<b>A. Indicatori fizici</b>			
1	Temperatura	°C	35
<b>B. Indicatori chimici</b>			
2	pH	unități pH	6,5-8,5
3	Materii în suspensie (MS)	mg/dm <sup>3</sup>	35,0 (60,0)
4	Consum biochimic de oxigen la 5 zile(CBO <sub>5</sub> )	mg O <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup>	20 (25,0)
5	Consum chimic de oxigen - metoda cu dicromat de potasiu (CCO-Cr)	mg O <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup>	70 (125,0)
6	Azot amoniacal (NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	2,0 (3,0)
7	Azot total (N)	mg/dm <sup>3</sup>	10,0 (15,0)
8	Azotați (NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	25,0 (37,0)
9	Azotiți (NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	1 (2,0)

<b>Nr. crt</b>	<b>Indicatorul de calitate</b>	<b>U:M:</b>	<b>Valorile limită admisibile</b>
10	Sulfuri și hidrogen sulfurat (S <sub>2</sub> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,5
11	Sulfizi (SO <sub>3</sub> <sup>2-</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	1,0
12	Sulfați (SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	600,0
13	Fenoli antrenabili cu vapori de apă (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> OH)	mg/dm <sup>3</sup>	0,3
14	Substanțe extractibile cu solvenți organici	mg/dm <sup>3</sup>	20,0
15	Produse petroliere	mg/dm <sup>3</sup>	5,0
16	Fosfor total (P)	mg/dm <sup>3</sup>	1,0 (2,0)
17	Detergenți sintetici	mg/dm <sup>3</sup>	0,5
18	Cianuri totale (CN)	mg/dm <sup>3</sup>	0,1
19	Clor rezidual liber (Cl <sub>2</sub> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,2
20	Cloruri (Cl <sup>-</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	500,0
21	Fluoruri (F <sup>-</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	5,0
22	Reziduu filtrat la 105 <sup>0</sup> C	mg/dm <sup>3</sup>	2.000
23	Arsen (As <sup>+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,1
24	Aluminiu (Al <sup>3+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	5,0
25	Calciu (Ca <sup>2+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	300,0
26	Plumb (Pb <sup>2+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,2
27	Cadmium (Cd <sup>2+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,2
28	Crom total (Cr <sup>3+</sup> + Cr <sup>6+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	1,0
29	Crom hexavalent (Cr <sup>6+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,1
30	Fier total ionic (Fe <sup>2+</sup> , Fe <sup>3+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	5,0
31	Cupru (Cu <sup>2+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,1
32	Nichel (Ni <sup>2+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,5
33	Zinc (Zn <sup>2+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,5
34	Mercur (Hg <sup>2+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,05
35	Argint (Ag <sup>+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,1
36	Molibden (Mo <sup>2+</sup> )	mg/dm <sup>3</sup>	0,1

Nr. crt	Indicatorul de calitate	U:M:	Valorile limită admisibile
37	Seleniu ( $\text{Se}^{2+}$ )	mg/dm <sup>3</sup>	0,1
38	Mangan total (Mn)	mg/dm <sup>3</sup>	1,0
39	Magneziu ( $\text{Mg}^{2+}$ )	mg/dm <sup>3</sup>	100,0
40	Cobalt ( $\text{Co}^{2+}$ )	mg/dm <sup>3</sup>	1,0

Referitor la concentrațiile nutrienților în efluenții stațiilor de epurare din România, prin Normele Tehnice de Protecția Apelor nr. 011 și 001 adoptate în anul 2005 și directiva 91/271/EEC, se impun limitele prezentate în tabelul 1.3. [131][132 ]

Tabel nr. 1.3. *Prescripții referitoare la evacuările provenite din stațiile de epurare a apelor uzate (se aplică valorile de concentrație sau procente de reducere)*

Indicatori/Parametrii de calitate	Concentrație (mg/dm <sup>3</sup> )	Procentul minim de reducere (%)
Consum biochimic de oxigen ( $\text{CBO}_5$ ), fără nitrificare	25 mg O <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup>	70 - 90
Consum chimic de oxigen (CCO-Cr)	125 mg O <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup>	75
Materii în suspensii	35 mg /dm <sup>3</sup>	90

Evacuările din stațiile de epurare a apelor uzate orășenești în zonele sensibile supuse eutrofizării, identificate ca atare, trebuie să îndeplinească suplimentar prescripțiile din tabelul 1.4.

Tabelul 1.4. *Prescripțiile referitoare la evacuările din stațiile de epurare a apelor uzate orășenești în zonele sensibile supuse eutrofizării*

Indicatori/Parametrii de calitate	Concentrație (mg/dm <sup>3</sup> )	Procentul minim de reducere (%)
Fosfor total	2 mg /dm <sup>3</sup> (10.000 – 100.000 l.e.)	80
	1 mg /dm <sup>3</sup> (10.000 – 100.000 l.e.)	

Indicatori/Parametrii de calitate	Concentrație (mg/dm <sup>3</sup> )	Procentul minim de reducere (%)
Azot total	15 mg /dm <sup>3</sup> (10.000 – 100.000 l.e.)	70 -80
	10 mg /dm <sup>3</sup> (10.000 – 100.000 l.e.)	

## CALITATEA APELOR UZATE

### 2.1. Caracteristicile calitative ale apelor uzate menajere

Caracteristicile calitative ale influentului (apele uzate brute care sunt admise în stația de epurare) se stabilesc astfel:

- Pe baza studiilor hidrochimice efectuate înainte de proiectarea stațiilor noi;
- Prin analiza bazei de date (rezultatele rapoartelor de monitorizare) pentru stațiile de epurare existente care necesită extindere sau re tehnologizare;
- Prin asimilarea valorilor indicatorilor de calitate înregistrați la alte stații de epurare care deserveșc localități cu sistem de canalizare, dotări edilitare, activități sociale și industriale similare și un număr apropiat de locuitori;
- Prin calculul principalilor indicatori de calitate pe baza încărcărilor specifice de poluant (g/om,zi).

Substanțele poluante care se găsesc în apele uzate determină caracteristicile calitative ale acestora. Principalii indicatori de calitate sunt clasificați în 4 categorii : fizice, chimice, bacteriologice și biologice.

#### 2.1.1. Caracteristici fizice

Caracteristicile fizice ale apelor uzate sunt : turbiditatea, culoarea, mirosul și temperatura.

*Turbiditatea* apelor uzate indică în mod grosier conținutul de materii în suspensie. Turbiditatea se exprimă în grade NTU. Turbiditatea nu este o analiză curentă a apelor uzate.

*Culoarea* apelor uzate proaspete este gri deschis, apele uzate în care substanțele organice au intrat în fermentație au culoarea gri închis. Apele uzate care au culori diferite de cele de mai sus indică pătrunderea în rețea a unor cantități importante de ape uzate industriale, care pot da culori diferite apei, în funcție de natura și proveniența impurificatorilor.

*Mirosul* apelor uzate proaspete este un miros specific aproape insesizabil. Mirosul de ouă clocite (datorită H<sub>2</sub>S) sau alte mirosuri indică că materia organică din apa uzată a intrat în descompunere sau existența unor substanțe chimice din ape uzate industriale.

*Temperatura* este caracteristica fizică cea mai importantă care influențează cele mai multe reacții chimice și biologice care se produc în apele uzate. Temperatura apelor uzate este de obicei mai ridicată decât a apelor de alimentare, cu 2 – 3°C. La temperaturi mai mari viteza de descompunere a substanțelor organice este mai mare, pe de altă parte, odată cu creșterea

temperaturii conținutul de oxigen scade și respectiv procesele de descompunere își încetinesc ritmul.

### 2.1.2. Caracteristici chimice

Apele uzate orășenești prezintă caracteristici diferite de la un oraș la altul, acestea trebuie să fie determinate pentru fiecare locație prin analize de detaliu.

Principalele caracteristici chimice ale apelor uzate sunt :

*Materiile solide totale.* Materiile solide totale precum și cele două componente ale acestora : materiile solide în suspensie și materiile solide dizolvate, sunt caracteristici importante, care servesc la stabilirea eficienței procesului de epurare în diferite etape. Materiile solide în suspensie, pot fii separabile prin decantare ( $> 100 \mu$ ) și materii coloidale (între 1 și  $100 \mu$ ).

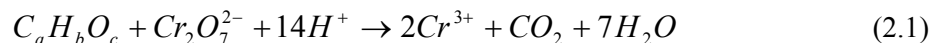
Materiile solide în suspensie separabile prin decantare constituie nămolul din decantoarele primare. Materiile solide dizolvate minerale nu sunt afectate de procesele de epurare mecanice. Materiile organice coloidale sunt eliminate în instalațiile de epurare biologice.

*Oxigenul dizolvat.* Apele uzate conțin oxigen dizolvat în cantități reduse. Când sunt proaspete sau după epurarea biologică pot conține  $1-2 \text{ mg/dm}^3$ .

*Consumul biochimic de oxigen (CBO).* Consumul biochimic de oxigen al unei ape este cantitatea de oxigen consumată pentru descompunerea biochimică în condiții aerobe a materiilor organice biodegradabile la temperatura și timpul standard. Timpul standard se consideră 5 zile, iar temperatura  $20^\circ\text{C}$ .

*Consumul chimic de oxigen (CCO)* sau oxidabilitatea apei, reprezintă cantitatea de oxigen, în  $\text{mg/dm}^3$ , necesară pentru oxidarea tuturor substanțelor organice oxidabile.

CCO se poate determina prin metoda cu permanganat de potasiu (CCO-Mn), sau prin metoda cu bicromat de potasiu (CCO-Cr), după cum apa uzată are o încărcare în poluanți mai mică sau mai mare. Metoda cu bicromat de potasiu este mai exactă și se bazează pe următoarele reacții redox :



CCO – Cr reflectă consumul de oxigen al unei ape, pentru oxidarea aproape în totalitate a substanțelor organice solubile în apă, cu excepția unei serii de compuși ai azotului și a unor hidrocarburi puțin solubile în apă.

*Carbonul organic total (COT)* pune în evidență cantitatea de materii organice din apele uzate prin conversia lor în dioxid de carbon. Metoda este simplă și rapidă (durează câteva minute) și constă în oxidarea substanțele organice la  $CO_2$ , într-un aparat special, prevăzut cu un tub de combustie, urmată de determinarea cantitativă a gazului format.

Pentru apele uzate urbane, valorile principalilor indicatori, în  $\text{mg}/\text{dm}^3$ , variază astfel :

- $\text{CBO}_5$  ( $\text{mg O}_2/\text{l}$ ): 110 - 400 ;
- $\text{CCO}$  ( $\text{mg O}_2/\text{l}$ ) : 250 - 1000 ;
- $\text{COT}$  ( $\text{mg}/\text{l}$ ) : 80 - 290.

În normativul NTPA 003/1997 se precizează că din totalul substanțelor organice determinate prin  $\text{CCO}$ , numai o anumită fracție este reprezentată de substanțele organice biodegradabile ( $\text{CBO}_5$ ), fapt pentru care raportul concentrațiilor  $\text{CBO}_5/\text{CCO}$  reprezintă o primă și importantă informație a tratabilității biologice.

Astfel:

- dacă raportul  $\text{CBO}_5/\text{CCO} < 0,2$  apa uzată este netratabilă sau cu tratabilitate biologică slabă;

- dacă raportul  $\text{CBO}_5/\text{CCO} = 0,2 \dots 0,4$  apă uzată cu tratabilitate medie;

- dacă raportul  $\text{CBO}_5/\text{CCO} > 0,4$  apa uzată este ușor tratabilă biologic.

Nici un proces biologic nu este capabil să reducă, în totalitate, impuritățile organice; o parte din acestea sunt rezistente la atacul microorganismelor, iar în procesul de biodegradare este posibil să se formeze o serie de metaboliți persistenți.

Indicatorii de calitate ai apelor uzate evacuate în rețelele de canalizare publice sunt stabiliți în NTPA- 002/2005, iar cei ai apelor uzate epurate care se evacuează în resursele de apă sunt stabiliți în NTPA – 001/2005, indicatori prezentați în tabelul de mai jos.

*Tabel nr. 2.1.- Valori maxime admisibile pentru apele uzate menajere și apele uzate epurate*

Nr. crt	Indicatorul de calitate	U.M.	NTPA/002 Valori maxime admisibile	NTPA/001 Valori maxime admisibile
1	Temperatura	$^{\circ}\text{C}$	40	30
2	PH		6,5-8,5	6,5-8,5
3	Materii în suspensie	$\text{mg}/\text{dm}^3$	350	60
4	Consumul biochimic la 5 zile ( $\text{CBO}_5$ )	$\text{mgO}_2/\text{dm}^3$	300	20
5	Consum chimic de oxigen ( $\text{CCO-Cr}$ )	$\text{mgO}_2/\text{dm}^3$	500	70
6	Azot amoniacal ( $\text{NH}_4^+$ )	$\text{mg}/\text{dm}^3$	30	2,0
7	Fosfor total (P)	$\text{mg}/\text{dm}^3$	5,0	1,0
8	Cianuri totale (CN)	$\text{mg}/\text{dm}^3$	1,0	0,05
9	Sulfuri și hidrogen sulfurat ( $\text{S}^{2-}$ )	$\text{mg}/\text{dm}^3$	1,0	0,1
10	Sulfizi ( $\text{SO}_3^{2-}$ )	$\text{mg}/\text{dm}^3$	2,0	1,0
11	Sulfazi ( $\text{SO}_4^{2-}$ )	$\text{mg}/\text{dm}^3$	600	
12	Fenoli antrenabili cu vapori de apă	$\text{mg}/\text{dm}^3$	30	0,05
13	Substanțe extractibile cu solvenți organici	$\text{mg}/\text{dm}^3$	30	5,0
14	Detergenți sintetici biodegradabili	$\text{mg}/\text{dm}^3$	25	0,5
15	Plumb ( $\text{Pb}^{2+}$ )	$\text{mg}/\text{dm}^3$	0,5	0,2



Nr. crt	Indicatorul de calitate	U.M.	NTPA/002 Valori maxime admisibile	NTPA/001 Valori maxime admisibile
16	Cadmium ( $\text{Cd}^{2+}$ )	$\text{mg/dm}^3$	0,3	0,1
17	Crom total ( $\text{Cr}^{3+} + \text{Cr}^{6+}$ )	$\text{mg/dm}^3$	1,5	0,1
18	Crom hexavalent ( $\text{Cr}^{6+}$ )	$\text{mg/dm}^3$	0,2	0,1
19	Cupru ( $\text{Cu}^{2+}$ )	$\text{mg/dm}^3$	0,2	0,1
20	Nichel ( $\text{Ni}^{2+}$ )	$\text{mg/dm}^3$	1,0	0,1
21	Zinc ( $\text{Zn}^{2+}$ )	$\text{mg/dm}^3$	1,0	0,5
22	Mangan total (Mn)	$\text{mg/dm}^3$	2,0	1,0
23	Clor rezidual liber ( $\text{Cl}_2$ )	$\text{mg/dm}^3$	0,5	0,05

### 2.1.3. Caracteristici bacteriologice

Stabilirea caracteristicilor bacteriologice ale apei au drept scop determinarea genului, numărului și condițiile de dezvoltare a bacteriilor în efluentul stației de epurare și în emisar.

În apele uzate se deosebesc următoarele categorii de bacterii ;

- banale, care nu sunt dăunătoare organismelor vii ;
- coliforme, care în număr redus sunt inofensive, dar în număr mare indică murdărirea apei cu reziduuri umane sau animale și, în asemenea cazuri, în apă se găsește enterococul *Streptococcus faecalis* și bacteria *Clostridium perfringens* ;
- bacterii saprofite, prezente în apele bogate în substanțe organice, deci și în cele uzate ;
- bacterii patogene, care sunt dăunătoare organismului uman și care produc boli hidrice (febra tifoidă, holera, dezinteria).

Prin **NTPA – 001/2005** (normativ privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanți a apelor uzate evacuate în resursele de apă) sunt prevăzute și caracteristicile bacteriologice pe care trebuie să le îndeplinească apele uzate epurate înainte de deversarea în emisar.

*Tabel 2.2.- Indicatori bacteriologici conform NTPA 001/2005*

Nr. crt	Indicatori	UM	Valoare
1	Bacterii coliforme totale	nr/100ml	1.000.000
2	Bacterii coliforme fecale	nr/100ml	10.000
3	Streptococi fecali	nr/100ml	5.000
4	Salmonella	nr/100ml	absent nr/100ml

### 2.1.4. Caracteristici biologice

În apele uzate se întâlnesc diferite organisme, de regulă microscopice. Dintre acestea amintim: virusuri, bacterii, ciuperci, protozoare, rotiferi, larve de insecte, viermi.

Absența organismelor din apă poate indica prezența unor substanțe toxice.

Variatatea organismelor în apele uzate influente în stația de epurare este mult mai redusă decât în treapta de epurare biologică unde se creează condiții prielnice de dezvoltare pentru unele dintre acestea (bacterii saprofite, protozoare și rotiferi).

### 2.2. Caracteristicile apelor uzate provenite de la colectivități mici

Apele uzate provenite de la folosințele temporare (zone turistice, tabere, sanatorii), prezintă în general caracteristici diferențiate, funcție de tipul folosinței și de gradul de confort. În tabelul nr. 2.3. sunt prezentate încărcările specifice ( $CBO_5$ ) pentru diferite tipuri de folosințe. Se constată că această încărcare organică are valori cuprinse între 10 g  $CBO_5$ /om,zi (campinguri pentru corturi) și 110 g/om,zi (tabere, spitale, sanatorii).

Încărcările specifice pentru obiectivele turistice alpine (montane) prezintă variații mari, concentrația în  $CBO_5$  g/om,zi este de la 5g  $CBO_5$ /om,zi până la 150 g  $CBO_5$ /om,zi, în funcție de perioada de ședere și gradul de confort al locațiilor.

*Tabel nr.2.3- Valori estimate pentru încărcarea organică specifică g $CBO_5$ /om,zi, în zonele montane*

Nr. crt.	Tip condiții confort Ocupare	Condiții de confort					
		Inexistente	Superficiale	Moderate	Medii	Bune	Foarte bune
1	Oaspeți permanenți	25 – 30	25 – 30	55 – 60	60	60 – 75	60 – 90
2	Oaspeți pentru 24 ore	25 – 30	25 – 30	55 – 60	60	60 – 90	90 – 150
3	Oaspeți pentru o noapte	20 – 35	25	50 – 55	55 – 60	60 – 90	75 – 150
4	Oaspeți în timpul zilei/ședere lungă	5 – 10	10	15 – 20	15 – 20	15 – 20	20– 30
5	Oaspeți în timpul zilei/ședere scurtă	5	5 – 10	10 – 15	10 – 15	10 – 15	10 – 15

Caracteristicile apelor uzate provenite de la reședințe individuale din localități mici sunt prezentate în tabelul nr. 2.4.

*Tabel nr. 2.4. - Încărcarea organică specifică gCBO<sub>5</sub>/om,zi, pentru reședințele individuale*

Nr. crt.	Parametru	Încărcarea specifică (g/om,zi)
1	Consumul biochimic de oxigen (CBO <sub>5</sub> )	81,6
2	Materii totale în suspensii (MTS)	90,7
3	Amoniu (NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	3,17
4	Azot organic (N <sub>org</sub> )	9,07
5	Azot Kjeldhal (TKN)	12,24
6	Fosfor organic (P <sub>org</sub> )	1,36
7	Fosfor anorganic (P <sub>anorg</sub> )	2,72

Pentru micile colectivități din țara noastră se recomandă valori ale restituției specifice de apă uzată între 80 și 150 l/locuitor, zi, restituție recomandată pentru stații cu un debitul zilnic maxim al apelor uzate sub 50 l/s, ceea ce corespunde la 23.000 locuitori.

*Tabel nr.2.5.- Încărcări specifice la stații de epurare rurale din România [137]*

Nr. crt.	Parametru	Încărcarea specifică (g/om,zi)
1	Consumul biochimic de oxigen (CBO <sub>5</sub> )	30 - 40
2	Consul chimic de oxigen (CCO-Cr)	55 - 75
3	Materii totale în suspensii (MTS)	30 - 50
4	Amoniu (NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	3 - 6
5	Azot organic (N <sub>org</sub> )	1 - 2
6	Azot total (N <sub>T</sub> )	4 - 8
7	Fosfor total (P <sub>T</sub> )	1,36

## 2.3. Metode de determinare a principalilor parametri de calitate ai apelor uzate

### 2.3.1. Determinarea Consumului biochimic de oxigen la n zile ( $CBO_n$ )

Determinarea consumului biochimic de oxigen din apele uzate se realizează în conformitate cu standardul *SR EN 1889-2 :2003. Determinarea consumului biochimic de oxigen după n zile ( $CBO_n$ ). Partea 2: Metoda pentru probe nediluate*. Partea a doua stabilește determinarea consumului biochimic de oxigen din probe de apă nediluate și se aplică tuturor tipurilor de apă cu un consum biochimic de oxigen mai mare sau egal cu limita de determinare de 0,5 mgO<sub>2</sub>/l și care nu depășește 6 mg O<sub>2</sub>/l.

Analiza poate fi influențată de prezența diferitelor substanțe. Cele care sunt toxice pentru microorganisme, de exemplu substanțele bactericide, metalele sau clorul liber inhibă oxidarea biochimică. Prezența algelor sau a microorganismelor nitrificatoare poate determina valori mari. În aceste situații metoda se modifică.

*Definiție.* Consum biochimic de oxigen după n zile ( $CBO_n$ ): concentrația masică de oxigen dizolvat consumat în condiții specifice prin oxidarea biochimică a substanțelor organice și/sau anorganice din apă.

*Principiu.* Echilibrarea probei de apă care urmează să fie analizată la temperatura de 20°C urmată de aerare, dacă este necesar. Incubarea la 20°C pentru o perioadă de timp, 5 zile sau 7 zile la întuneric, în flacoane umplute complet și închise etanș. Determinarea concentrației de oxigen înainte și după incubare. Calculul masei de oxigen consumat pe litru de probă.

*Mod de lucru.* Pentru fiecare probă se umplu două flacoane de incubare care se lasă să deverseze ușor. În timpul operației de umplere trebuie luate măsuri de prevenire a modificării concentrației de oxigen din mediu. Se elimină bulele de aer care sunt aderente pe pereți. Se astupă etanș flacoanele astfel încât să se evite prinderea bulelor de aer. Flacoanele se împart în două serii, fiecare conținând câte un flacon din fiecare probă. Se introduce o serie de flacoane în incubator și se lasă la întuneric n zile  $\pm$  4 h.

În cea de-a doua serie de flacoane se măsoară concentrația de oxigen dizolvat din fiecare flacon la momentul zero după 15 minute, conform metodei EN 25813 cu adăugare de azidă în reactivul alcalin.

După incubare se determină concentrația de oxigen dizolvat în fiecare din flacoanele din prima serie, conform metodei din EN 25813.

*Exprimarea rezultatelor.* Consumul biochimic de oxigen după n zile ( $CBO_n$ ), exprimat în miligrame O<sub>2</sub> la litru de oxigen, se calculează folosind ecuația

$$CBO_n = (c_1 - c_2) \quad (2.2.)$$

în care:

$c_1$  - concentrația de oxigen dizolvat din proba de analizat în momentul inițial, miligrame la litru;

$c_2$  - concentrația de oxigen dizolvat din proba de analizat după  $n$  zile, în miligrame la litru.

### 2.3.2. Determinarea consumului chimic de oxigen

Determinarea consumului chimic de oxigen din apele uzate se realizează în conformitate cu standardul *SR ISO 6060:1996. Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea consumului chimic de oxigen.*

Metoda se aplică probelor al căror CCO este cuprins între  $30 \text{ mg/dm}^3$  și  $700 \text{ mg/dm}^3$ . Metoda poate fi folosită și în cazul apelor cu un conținut de CCO mai mare de  $700 \text{ mg/dm}^3$ , diluând corespunzător probele de apă.

*Definiție.* Consumul chimic de oxigen este definit ca fiind concentrația masică de oxigen echivalentă cu cantitatea de dicromat de potasiu consumată de materiile dizolvate și în suspensie ;

*Principiul* determinării constă în fierberea sub reflux, pe o durată determinată, a unei probe de apă în amestec cu sulfat de mercur (II), cu o cantitate cunoscută de dicromat de potasiu, în prezența unui catalizator de argint dizolvat în mediu de acid sulfuric concentrat, astfel încât o parte din dicromatul de potasiu este redus de materiile oxidabile prezente. Se titrează excesul de dicromat de potasiu cu o soluție titrată de sulfat de fier (II) și amoniu. Se calculează valoarea CCO plecând de la cantitatea de dicromat de potasiu redus. Un mol de dicromat de potasiu ( $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ ) este echivalent cu 1,5 moli de oxigen ( $\text{O}_2$ ).

*Mod de lucru.* Se transvazează 3 ml probă pentru analiză (diluată dacă este necesar) în fiola de fierbere și se adaugă în probă: 0,1 g sulfat de mercur(II), 1,5 ml  $\pm 0,01$ ml soluție dicromat de potasiu 0,04 mol/l, și se agită cu grijă. Se adaugă încet și cu precauție 4,5 ml sol de acid sulfuric-sulfat de argint și se introduce în reactor (acesta este în prealabil încălzit la  $150^\circ\text{C}$ ). Se aduce amestecul de reacție la fierbere în 10 minute și se continuă fierberea încă 110 min. Temperatura amestecului de reacție trebuie să fie  $148 \pm 3^\circ\text{C}$ . Se lasă fiola să se răcească. Într-un pahar de 100 ml se adaugă 10 ml de apă distilată, se transvazează conținutul fiolei și aceasta se clătește cu 15 ml de apă distilată. Se răcește la temperatura ambiantă sau se răcește fiecare vas cu jet de apă.

Se adaugă 1 picătură de feroină și se titrează excesul de bicromat cu sulfat de fier (II) și amoniu de la portocaliu-galben la vișiniu –caramiziu (după ce trece prin culoarea verde).

În paralel se efectuează și o probă martor, în aceleași condiții, înlocuind proba de analizat cu apă distilată și o probă de referință (control), prin analizarea a 3 ml soluție etalon, urmând același mod de lucru ca și pentru proba de analizat. Teoretic CCO-ul soluției este de 500 mg/l.

Dacă proba are un conținut în cloruri de peste 1000 mg/l, interferența acestora se reduce prin :

- folosirea de sulfat de mercur (II), care se introduce în proba de analizat înainte de fierberea sub reflux, când se formează clorura de mercur (II) solubilă ;
- când nu se dispune de sulfat de mercur (II) pentru blocarea clorurilor, interferența acestora se poate corecta prin calcul (acestea se determină separat și se corectează valoarea CCO-ului, ținând seama că : 1mg Cl<sup>-</sup> corespunde la 0,225 mg O) ;
- diluarea probei.

*Exprimarea rezultatelor.* Consumul chimic de oxigen (CCO) se exprimă în miligrame oxigen pe litru și se calculează cu formula :

$$\text{Consumul chimic de oxigen(CCO)} = \frac{8000 \cdot c(V_1 - V_2)}{V_0} \quad (\text{mg / l}) \quad (2.3)$$

în care

8000 – masa molară a ½ O<sub>2</sub> în mg/l

c – concentrația cantității de substanță a soluției de fier (II) și amoniu

V<sub>0</sub> – volumul probei de analizat (în ml), înainte de diluție (dacă s-a efectuat);

V<sub>1</sub> - volumul (în ml) de soluție de sulfat de fier (II) și amoniu folosit pentru titrarea probei martor.

V<sub>2</sub> – volumul (în ml) al soluției de sulfat de fier (II) și amoniu folosit pentru titrarea probei de analizat

Rezultatul obținut se exprimă în mg/l. Valorile CCO mai mici de 30mg/l trebuie să se noteze " <30mg/l ".

### 2.3.3. Determinarea materiilor totale în suspensie (MTS)

Conținutul de materii în suspensie din apele uzate se determină în conformitate cu standardul STAS 6953-81 *Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea conținutului de materii în suspensie, a pierderii la calcinare și a rezidului la calcinare.*

*Definiție.* Materiile în suspensie reprezintă substanțe insolubile în apă, care se pot separa prin filtrare, centrifugare sau sedimentare (cu dimensiuni de maxim 2 mm).

*Principiul.* Separarea materiilor în suspensie prin filtrare sau centrifugare, urmată de uscare și cântărirea rezidului până la masă constantă.

Filtrarea se execută prin hârtie de filtru, de preferință în cazul apelor cu un conținut mare în suspensii. În cazul apelor cu un conținut mic de suspensii, filtrarea se execută prin creuzet filtrant tip G4, cu strat de azbest.

*Mod de lucru.* Proba de apă, omogenizată în prealabil și care conține o cantitate de minim 10 mg materii totale în suspensie, se filtrează prin hârtie de filtru. Rezidul 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). Hârtia de filtru cu suspensii se usucă la  $105 \pm 3^{\circ}$ , se răcește și se cântărește. Operațiile de uscare, răcire și cântărire se repetă până la constant.

*Calcul și exprimarea rezultatelor.* Conținutul în materii totale în suspensie se exprimă în  $\text{mg/dm}^3$  și se calculează cu formula :

$$MTS = \frac{m_2 - m_1}{V} \times 1000 \text{ (mg / dm}^3\text{)} \quad (2.4.)$$

în care:

$m_1$  - masa fiolei cu hârtia de filtru, în mg

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

V - volumul probei de apă luată pentru analiză, în  $\text{cm}^3$

#### 2.3.4. Determinarea azotului Kjeldahl

Determinarea conținutului de azot Kjeldahl din ape de suprafață și din ape uzate se realizează în conformitate cu standardul *SR EN 25663 :2000. Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea conținutului de azot Kjeldahl. Metoda după mineralizare cu seleniu.*

*Definiție.* Azot Kjeldahl - azotul organic și amoniacal conținut de probă și determinat după mineralizare ; nu sunt incluși azotiții și azotații;

*Principiul metodei:* - mineralizarea probei, pentru formarea sulfatului de amoniu, eliberarea și distilarea amoniacului, urmată de determinarea titrimetrică; - transformarea în sulfat de amoniu a compușilor de azot, care se determină prin mineralizarea probei cu acid sulfuric, cu o concentrație mare de sulfat de potasiu, pentru creșterea punctului de fierbere al amestecului, în prezența catalizatorului de seleniu ; - eliminarea amoniacului din sulfatul de

amoniu, prin adăugarea unei baze și distilarea într-o soluție de acid boric cu indicator ; - determinarea titrimetrică a ionului amoniu în mineralizat, conform unei variante, prin spectrometrie la lungimea de undă de 655 nm.

*Mod de lucru.* Proba de analizat: dacă se cunoaște concentrația aproximativă a probei, volumul probei de analizat se poate alege conform tabelului :

Concentrație de azot Kjeldahl, $\rho_N$ , mg/l	Volumul probei de analizat, V, ml
Până la 10	250
De la 10 până la 20	100
De la 20 până la 50	50
De la 50 până la 100	25

*Proba martor.* Se procedează conform modului de lucru, utilizându-se 250 ml apă.

*Determinare.* Se introduce proba de analizat în balonul Kjeldahl și se adaugă, cu ajutorul unei pipete gradate, 10 ml acid sulfuric și 5,0 g  $\pm$  0,5g amestec catalizator. Se adaugă bucăți de regulator de fierbere și se pune balonul în digestor. Gazele rezultate sunt captate în scrubber. Volumul conținutului descrește în timpul fierberii, până la apariția unui fum alb.

După dispariția fumului alb, se observă de regulă mineralizarea și, atunci când soluția s-a limpezit și a devenit incoloră sau brună, se continuă încălzirea timp de 60 min.

După mineralizare, se lasă balonul să se răcească la temperatura ambiantă. În acest timp, se prelevează 50ml  $\pm$  5ml indicator și se introduce în flaconul receptor al aparatului de distilare. Se asigură că extremitatea refrigerentului se află sub suprafața soluției de acid boric.

Se adaugă, cu precauție, 250ml  $\pm$  50ml apă în balonul de mineralizare, în același timp cu câteva bucăți de regulator de fierbere. Cu o pipetă gradată se adaugă 50ml soluție de hidroxid de sodiu și se conectează imediat balonul la aparatul de distilare.

Se încălzește balonul de distilare astfel încât să se colecteze distilatul cu un debit de 10ml/min. Distilarea se oprește atunci când se colectează 200 ml. Se titrează distilatul cu o soluție de acid clorhidric, până la virajul la roșu și se notează volumul utilizat.

*Exprimarea rezultatelor.* Concentrația de azot Kjeldahl,  $\rho_N$ , exprimată în miligrame la litru, se calculează cu relația :

azot Kjeldahl:

$$\rho_N = (V_1 - V_2)/V_0 \times c \times 14,01 \times 100 \quad (2.5.)$$



in care :

$V_0$  = volumul probei de analizat, în mililitri ;

$V_1$  = Volumul soluției de acid clorhidric utilizate pentru titrare, în mililitri ;

$V_2$  = Volumul soluției de acid clorhidric utilizate pentru titrarea probei martor, în mililitri ;

$c$  = concentrația acidului clorhidric utilizat pentru titrare, în moli la litru ;

14,01 = masa atomică relativă a azotului.

### 2.3.5. Determinarea fosforului total

Determinarea fosforului total se realizează în conformitate cu standardul *SR EN ISO 6878 :2005 Calitatea apei. Determinarea conținutului de fosfor. Metoda spectrometrică cu molibdat de amoniu.*

*Modul de lucru.* Se introduc, cu ajutorul unei pipete, maximum 40 ml probă de încercare într-un balon Kjeldahl. Se adaugă, cu precauție, 2 ml acid sulfuric și se omogeniază. Se adaugă temporizatori de fierbere și se încălzește moderat, până la apariția unui fum alb. Se lasă să se răcească și se adaugă picătură cu picătură, cu grijă, 0,5 ml acid azotic  $\rho=1,4$  g/ml sub agitare continuă, și se încălzește, până când nu se mai degajă fum roșcat. Se lasă să se răcească și se continuă tratarea, dacă este necesar, până la obținerea unei soluții limpezi și incolore. Se răcește și se adaugă, cu precauție, 10 ml apă, sub agitare continuă și se încălzește până la apariția unui fum alb. După răcire se adaugă, cu precauție, 20 ml apă sub agitare continuă. Se lasă să se răcească și, sub agitare continuă, se adaugă soluție hidroxid de sodiu, după care se corectează soluția până la un pH de 3 până la 10. După răcire, se transferă soluția într-un balon volumetric de 50 ml. Se clătește balonul Kjeldahl cu puțină apă și se adaugă apele de spălare la conținutul volumetric

*Proba martor.* În paralel cu determinarea, se efectuează o verificare cu probă martor, urmând același mod de lucru și utilizând aceleași cantități de reactivi ca la determinare, dar folosind apă în locul probei de analizat.

*Pregătirea soluțiilor de etalonare.* Se transferă cu ajutorul unei pipete, volume corespunzătoare, de exemplu 1 ml; 2 ml; 3 ml; 4 ml; 5 ml; 6 ml; 7 ml; 8 ml ; 9 ml și 10 ml soluție ortofosfat, soluție etalon,  $\rho = 2$  mg/l în baloane Kjeldahl. Aceste soluții reprezintă concentrații în ortofosfați  $\rho = 0,04$  mg/l până la 0,4 mg/l. Se adaugă, cu precauție, 2 ml acid sulfuric și se omogenizează. Se adaugă temporizatori de fierbere și se încălzește moderat până la apariția unui fum alb. Se lasă să se răcească și se adaugă picătură cu picătură, cu grijă, 0,5 ml acid azotic  $\rho = 1,4$  g/ml sub agitare continuă, și se încălzește, până când nu se mai

degajă fum roșcat. Se lasă să se răcească și se continuă tratarea, dacă este necesar, până la obținerea unei soluții limpezi și incolore. Se răcește și se adaugă cu precauție, 10 ml apă sub agitare continuă și se încălzește până la apariția unui fum alb. După răcire se adaugă, cu precauție, 20 ml apă sub agitare continuă. Se lasă să se răcească și, sub agitare continuă, se adaugă soluție hidroxid de sodiu, după care se corectează soluția până la un pH de 3 până la 10. După răcire se transferă soluția într-un balon volumetric de 50 ml. Se clătește balonul Kjeldahl cu puțină apă și se adaugă apele de spălare la conținutul volumetric.

*Dezvoltarea culorii.* Se adaugă în fiecare balon de 50 ml, sub agitare, 1ml acid ascorbic, soluție,  $\rho = 100 \text{ g/l}$  și după 30 s, 2 ml soluție de molibdat acid. Se aduce la semn și se omogenizează

*Măsurători spectrometrice.* Se măsoară absorbanta fiecărei soluții într-un interval de timp de 10 min până la 30 min, utilizând un spectrometru la lungimea de undă de 880 nm, dacă se admite o pierdere de sensibilitate la lungimea de undă de 700 nm. În cuva de referință se utilizează apă.

*Trasarea curbei de etalonare.* Se trasează o curbă de etalonare cu absorbanta (axa ordonatelor), în funcție de concentrația în fosfor (axa absciselor), exprimată în miligram la litru, a soluției etalon. Relația între concentrație și absorbantă este liniară. Se determină panta curbei.

Se verifică liniaritatea curbei de etalonare din timp în timp, în special când se utilizează un lot nou de reactivi chimici. Pentru fiecare serie de măsurare a probelor se analizează o soluție etalon preparată independent

*Exprimarea rezultatelor.* Concentrația în fosfor total, exprimată în miligrame la litru, se calculează cu relația :

$$P_p = \frac{(A - A_0)V_{\max}}{f \times V_s} \quad (2.6.)$$

în care:

A = absorbanta probei de analizat

$A_0$  = absorbanta probei martor

f = panta curbei de etalonare, în litri la miligram

$V_{\max}$  = volumul de referință al probei de analizat, (50 ml) probei de analizat

$V_s$  = volumul probei de analizat.

## 2.4. Efectele nutrienților asupra resurselor de apă

Intervenția complexă a omului în transformarea naturii face să dispară delimitările existente între noțiunile de surse naturale de încărcare a apelor cu substanțe eutrofizante și surse condiționate de activitatea umană. Sursele de îmbogățire a apelor cu nutrienți sunt multiple. Din punct de vedere practic, al posibilităților de control al acestor surse, ele pot fi împărțite în punctiforme (organizate) și difuze.

În prima categorie intră apele care sunt colectate prin sistemele de canalizare din așezările omenești și de la agenții economici. Aceste surse pot fi controlate prin tehnologii care permit reducerea azotului din apele deversate, prin diferite procedee fizico – chimice și biologice.

Substanțele nutritive prezente în apele uzate urbane provin fie din dejecțiile umane și animale, fie din apele uzate rezultate de la cantine, bucătării, spălătorii, băi etc, care conțin concentrații importante de detergenți.

Detergenții sunt amestecuri care, în afara produsului activ propriu zis, conțin și diferite adausuri, ca polifosfați, carbonați, silicați, perborati. Deoarece fosfații și polifosfații au efect sinergic asupra capacității de spălare, în unele preparate aceștia se găsesc în cantități apreciabile (între 5 și 20 g  $PO_4^{3-}/100g$  produs brut). Chiar dacă nu întreaga cantitate de fosfor ajunge în apele uzate, consumul în continuă creștere al detergenților contribuie în bună măsură la mărirea concentrației în ape a fosforului direct asimilabil de către alge.

Cantitățile estimate de fosfor ce revin pe cap de locuitor în raport cu producția de detergenți sintetici în diferite țări sunt prezentate în tabelul de mai jos [34,35].

*Tabel nr. 2.6. Cantitățile estimate de fosfor în diferite țări [35]*

Nr. crt	Țara	Producția de detergenți (t/an)	Fosfor (g/ loc./zi)
1	Belgia	50.260	1,30
2	Danemarca	20.000	1,10
3	Germania	230.000	1,10
4	Marea Britanie	320.000	0,65
5	Franța	220.500	1,25
6	Italia	102.800	0,45
7	Olanda	26.500	0,45
8	Norvegia	7.110	0,50
9	Austria	20.000	0,75

Nr. crt	Țara	Producția de detergenți (t/an)	Fosfor (g/ loc./zi)
10	Spania	15.000	0,15
11	Suedia	34.400	1,20
12	Elveția	1.192.200	1,70
13	S.U.A.	13.800	0,60

Cantitatea medie de substanțe organice din apele uzate menajere este de aproximativ 100g/zi/om. Această cantitate conține 1-2% P și 5 – 10% N. *Emisiile de nutrienți pe locuitor/an sunt estimate la 3-4 kg N și 0,6- 0,7 kg P.*

Numeroase categorii de ape uzate industriale conțin cantități, uneori importante, de substanțe eutrofizante. Principala sursă o constituie producția de acid fosforic, având ca deșeu fosfogipsul. Evacuările medii de fosfor se situează la 8 kg P/tonă P<sub>2</sub>O<sub>3</sub> producție (circa 2% pierderi în mediu de fosfor). Pe lângă aceasta, apele provenite din industria alimentară (fabrici de drojdie de bere, sucuri, preparate de carne) și textilă conțin N în concentrații ce variază între 50 și 1400 mg/l, iar P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> în concentrații de 20 – 180 mg/l.

Sursele difuze. Calitatea apelor de suprafață este dependentă de caracteristicile pedologice ale teritoriilor bazinelor hidrografice. Prezența anumitor cantități de substanțe minerale reprezintă unul din factorii principali de care depinde fenomenul de eutrofizare al apelor de suprafață. Apele bogate în carbonați sunt mai puțin susceptibile de a se eutrofiza, ionii de calciu fiind capabili să blocheze cantitățile mici de fosfați sau să anihileze chiar efectele substanțelor eutrofizante. Apele ușor acide, în prezența elementelor nutritive, devin extrem de productive în organisme acvatice.

În a doua categorie, cu efect direct asupra poluării difuze a apelor prin scurgerile superficiale de pe terenurile agricole sunt:

- creșterea nivelului de nutrienți ca rezultat al suprafertilizării în agricultură (atât îngrășăminte minerale cât și cele organice);
- depășirea capacității de asimilare de către culturi a dozelor de nutrienți aplicate precum și la nivelul administrării de hrană cu aditivi bogați în azot și fosfor în zootehnie ;
- amplificarea proceselor de eroziune a solurilor bogat alimentate cu fertilizanți.

Contribuția de fosfor din agricultură variază între 15-34% la nivelul Uniunii Europene iar cea de la fermele zootehnice (dejecții animaliere) este de 18 – 36%. Cele de azot atât din agricultură cât și din zootehnie sunt de 50%.

## 2.4.1. Efectele eutrofizării asupra mediului

### 2.4.1.1. Influențele asupra ecosistemului

Procesul de eutrofizare produce modificări importante ale ecosistemelor acvatice și a folosințelor [16][135]:

- **cantitative**: reducerea transparenței apei, formațiuni plutitoare dense, colmatarea filtrelor la captări;
- **chimice**: modificarea nivelelor de oxigen, dioxid de carbon, pH, apariția condițiilor anaerobe, alterarea gustului și mirosului prin putrefacție și degajarea de gaze;
- **biologice**: modificarea structurii biocenozei, dezvoltarea unor alge albastre cu toxicitate mare.

Eutrofizarea creează mari dificultăți la nivelul instalațiilor de tratare în scop potabil și industrial a apelor de suprafață, prin:

- colmatarea sistematică a filtrelor și, în consecință, scăderea eficienței treptei de filtrare;
- precipitarea fierului și a manganului, a căror prezență în apă produce disconfort;
- coroziunea instalațiilor de înmagazinare și de distribuire a apei;
- alterarea proprietăților organoleptice ale apei distribuite populației.

Ca urmare a prelucrării nesatisfăcătoare a apelor eutrofizate, în apa distribuită consumatorilor se constată prezența unui conținut ridicat de materii organice solubile, care în rețeaua de distribuție favorizează dezvoltarea bacteriilor. De asemenea, pentru îndepărtarea mirosului și a gustului neplăcut, se impun măsuri suplimentare de tratare.

### 2.4.2.2 Influențele asupra microbiotei acvatice

Modificarea adesea bruscă și brutală a concentrației diferiților nutrienți, în special cu N și P, determină o perturbare profundă a ciclului trofic normal, cu repercursiuni asupra microorganismelor acvatice. După Campell (1977), fosfații stimulează multiplicarea cianobacteriilor și algelor verzi, iar asocierea N+P favorizează dezvoltarea în exces a bacteriilor, a algelor și a protozoarelor [16][87][88].

Dezvoltarea excesivă a microorganismelor fotosintetizante duce la « înfloriri », care sunt urmate de consumul masiv al nutrienților disponibili. Moartea organismelor lipsite de nutrienți este urmată de eliberarea bruscă a unei mari cantități de constituenți celulari, care pot declanșa o nouă înflorire. La concentrații mari de nutrienți, populațiile de microorganisme sunt atât de dense încât devin ele însele limitante pentru dezvoltare. Biomasa microbiotei este mare, însă productivitatea per organism este mică. Apa devine tulbure, colorată și rău

mirositoare și descompunera masivă este asociată cu consumul de O<sub>2</sub>, apariția anaerobiozei, care încetinește viteza de degradare și, frecvent, determină moartea animalelor din bazinul astfel modificat.

Înfloririle sunt manifestări ale eutrofizării determinate de creșterea explozivă a numărului de cianobacterii sau al algelor într-o anumită regiune. Fenomenul poate apărea anual, sezonier sau sporadic în funcție de condiții. Ele pot afecta diferite tipuri de bazine acvatice, inclusiv mările.

Sunt puțin cunoscuți factorii care amorsează « înfloririle », reglează mărimea și compoziția speciilor de microorganisme și controlează succesiunea lor.

« Înfloririle » apelor dulci pot fi produse de cianobacterii sau de diferite tipuri de alge, în funcție de condițiile de mediu.

Cianobacteriile sunt rare în lacurile oligotrofe și mai dense în cele eutrofe. « Înfloririle » se produc în funcție și de coordonatele geografice, primăvara și toamna sau vara și sunt limitate inițial în stratul superficial al apei (1-2 m), dând apei o culoare verzuie. În cazurile extreme pot invada întreg epilimnonul (Rheinheimer, 1985).

Speciile cel mai frecvent implicate sunt : *Anabaena flos-aquae*, *Anabaenopsis sp.*, *Aphanizomenon flos-aquae*, *Gloeotrichia echinulata*, *Microcystis aeruginosa*, *Microcystis flos-aquae*, *Oscillatoria rubescens*, *Synechococcus planteticus*, *Synechococcus parvula* etc.

« Înfloririle » produse de cianobacterii au un impact negativ major datorită capacității lor de a sintetiza toxine puternice (Carmichael, 1981) și substanțe inhibitoare pentru dezvoltarea altor microorganisme. Toxicogeneza a fost observată prima dată în Australia, încă din anul 1878, după consumul apei dintr-un lac cu « înfloriri » cianobacteriene care au determinat moartea mai multor mii de oi.

Bishop (1959) a izolat de la *Microcystis aeruginosa* un polipeptid ciclic cu proprietăți endotoxice pentru șoarece, numit « factorul de moarte rapidă » *FDF* (Fast death factor). Ulterior, Goham și colab. (1964) au izolat de la *Anabaena flos-aquae* o toxină diferită, numită *VFDF* (Very fast death factor), care produce moartea foarte rapidă a animalelor expuse acțiunii ei. A urmat descoperirea succesivă a unui număr mare de toxine de acest gen, active pe diferite categorii de animale terestre sau acvatice.

Un rol important pentru echilibrul microbiotei acvatice îl au diferitele substanțe de tip antibiotic produse de cianobacterii. Ele pot determina diminuarea bacterioplanctonului sau chiar dispariția algelor care se dezvoltau înainte de « înflorire ». Un exemplu tipic este *muscorina*, antibiotic de tip dihidroxichinonic produs de *Nostoc muscorum*, activ pe bacterii, levuri și alge.

Moartea cianobacteriilor în « înfloriri » este deosebit de importantă din punct de vedere practic, deoarece este adesea asociată cu eliberarea bruscă și masivă a constituenților intracelulari și cu apariția fenomenelor toxice (Shilo, 1973).

Datele de laborator pledează pentru intervenția cianofagilor și a unor bacterii – Lysobacteria- capabile să determine liza cianobacteriilor. Padan și Shilo (1973) consideră că rolul acestora în natură ar fi mai degrabă nesemnificativ.

Condițiile de mediu prezente în regiunile calde, în special tropicale și subtropicale, pledează pentru moartea fotooxidativă a comunităților de cianobacterii. Ea ar fi consecința unei iluminări foarte intense, într-un mediu cu o mare concentrație de oxigen dizolvat (suprasaturat) în straturile superficiale menite să asigure o rezistență crescută la fotooxidare.

Fenomenul a fost confirmat de Steinitz (1976), în condițiile unui lac din Israel, asupra unei tulpini de *Microcystis marginata*. Rezistența foarte mare la fotooxidare a acestei tulpini este determinată de prezența unei superoxid dismutaze specifice, superoxid dismutaza manganică (MnSOD), care pot reprezenta până la 95% din totalitatea SOD (superoxid dismutazele – SOD - sunt enzime cu rol protector, având capacitatea de a distruge în mod specific ionul  $O_2^-$ , derivat din  $O_2$ , în cursul reacțiilor biologice de reducere a  $O_2$ ). Prin contrast, superoxid dismutaza care conține Fe(FeSOD) este caracteristică tulpinilor sensibile la fotooxidare.

«*Înfloririle algale*» ale apelor dulci sunt mai rare și neasociate cu producerea de toxine.

Dezvoltarea masivă și ulterior descompunerea acestei mase de organisme determină apariția unui miros și gust caracteristice apei, precum și a unei anumite colorații (verde, verde - albastră, brună, roșie etc.), după cum s-a dezvoltat în exces o specie sau alta de organisme. Exemple de alge care imprimă un miros și gust caracteristice sunt prezentate în tabelul nr. 2.7.

Tabel nr. 2.7. Efectele înfloririi apelor asupra gustului și mirosului apei

Nr. crt.	Tip alge	Caracteristica miros și gust
1	<i>Alge albastre</i>	
2	<i>Anabaena cicalis</i>	septic

Nr. crt.	Tip alge	Caracteristica miros și gust
3	Anabaena planctonica	septic
4	Anacystis cyanea	septic
5	Aphanizomenon flos-aquae	septic
6	<i>Diatomee</i>	
7	Asterionella gracillima	pește
8	Cyclotella compta	pește, picant
9	Diatoma vulgare	aromatic
10	Fragilaria construens	iarbă
11	Synedra ulna	iarbă, mușcagii
12	Tabellaria fenestrata	pește
13	<i>Alge verzi</i>	
14	Chara vulgaris	usturoi, putregai
15	Scenedesmus abundans	iarbă
16	Spiriogira majuscula	iarbă
17	<i>Flagelate</i>	
18	Dinobryon divergens	pește
19	Synura uvella	pește
20	Volvox aureus	pește

« **Înfloririle** » *apelor marine*, care se pot extinde pe suprafețe mari (uneori km<sup>2</sup>), sunt caracterizate prin modificări ale culorii apelor în roșu-brun, determinate de acumularea unor microorganisme pigmentate. Fenomenul a fost descris sub denumirea de « marea roșie » (Red tide sau Discolored water).

În cazul cianobacteriilor care conțin vacuole cu gaze se poate observa concentrarea lor la suprafața apei sub formă de « spumă » sub acțiunea vântului, a curenților de convecție sau datorită plutirii. Frecvent, filamentele cianobacteriilor bătrâne (Aphanizomenon flos-aquae) se concentrează la suprafața apelor lipsite de valuri, sub formă de flocoane care conțin mii de filamente, colonizate de bacterii (micrococi, bacili, Nocardia), microfungi, alge (Navicula sp. și Chlorella sp.), protozoare (amibe, flagelate și ciliate), celule



degradate, materiale neanimate etc., care pot rămâne ca atare câteva săptămâni. Numărul bacteriilor și a protozoarelor este de aproximativ de 10.000 de ori mai mare decât în masa apei.

Rheinheimer (1985) consideră că acest microcosmos complex este important pentru fertilizarea mării. Carbonul organic fixat prin fotosinteză de cianobacterii este transferat în lanțul trofic prin intermediul bacteriilor, devenind în ultimă instanță, nutrient pentru pești.

Microorganismele cel mai frecvent implicate sunt algele (*Dinoflagellatae* și *Peridinales*). În mare cel mai frecvent întâlnite sunt *Gymnodinium*, *Gonyalax*, *Exuviella*, *Peridinium* și *Ceratium*, iar în apele salmastre *Prymnesium parvum*.

În Marea Neagră « înfloririle » algale au fost determinate de *Exuviella cordata* și *Gonyalax polygrama*. « Înfloririle » de acest tip au numeroase efecte nocive legate de scăderea concentrației de oxigen, dar mai ales, de producerea de toxine cu efecte nocive pentru animalele marine și chiar pentru om.

*Gonyalax catenella* produce o toxină puternică ( $DL_{50}$  pentru șoarece = 8  $\mu\text{g}/\text{kg}$ ) numită saxitoxină (deoarece a fost izolată inițial din *Saxidomus giganteus*). Datorită acesteia, moluștele care se hrănesc cu microorganisme prin filtrarea apei de mare, acumulează concentrații mari de saxitoxină și devin toxice pentru consum, determinând intoxicații grave la om. Sousa și Silva (1964) au stabilit o corelație directă între toxicitatea stridiilor dintr-o lagună și densitatea algelor *Gonyalax* și *Gymnodinium*. În mod asemănător, toxina produsă de *Prymnesium saltans* este foarte toxică pentru pești, dar inofensivă pentru chironomide și crustacee, ceea ce demonstrează existența unui efect selectiv.

Fenomene similare “marelor roșii” pot fi produse de unele cianobacterii (*Trichodesmium erytraeum*), de unele bacterii (*Thiobacteriales*) și mai rar de ciliate (*Cyclotrichium meunierii*, *Mesodinium pulex*) (Pourriot, 1966).

## PROCESE ȘI TEHNOLOGII DE EPURARE AVANSATĂ

### 3.1.Procese biochimice folosite pentru îndepărtarea azotului din apele uzate

#### 3.1.1. Procese de nitrificare

##### 3.1.1.1.Fundamentele nitrificării

Nitrificarea reprezintă procesul de oxidare biologică a amoniului. Procesul de nitrificare este realizat de o populație bacteriană specifică, aceasta oxidând în mod consecvent amoniu la nitrat, cu forma intermediară nitrit. Principalele două specii de bacterii cunoscute a realiza acest proces sunt *Nitrosomonas* și *Nitrobacter* [14]. Ambele specii sunt clasificate ca organisme autotrofe, deoarece obțin energia pentru creștere și dezvoltare pe baza oxidării compușilor de azot anorganic. O altă particularitate a bacteriilor autotrofe este aceea că folosesc carbonul anorganic ( $\text{CO}_2$ ) pentru sinteză, mai degrabă decât pe cel organic.

Cele două specii de bacterii nitrificatoare sunt deosebite una față de cealaltă prin abilitatea de a oxida numai anumiți compuși ai azotului. În timp ce *Nitrosomonas* poate oxida amoniul la nitrit, dar nu poate sfârși oxidarea la nitrat, *Nitrobacter* se limitează la oxidarea nitritului la nitrat.

În afară de *Nitrosomonas*, mai sunt cunoscute și alte specii de bacterii nitrificatoare capabile să oxideze amoniul la nitrat cum ar fi : *Nitrosococcus*, *Nitrosopira*, *Nitrosovibrio* și *Nitrosolobus* [90]. De asemenea în afară de *Nitrobacter* capabile să oxideze nitritul la nitrat; există și alte genuri de bacterii cum sunt: *Nitrospira*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* și *Nitrocystis* [90].

Deoarece nitrificarea completă este o reacție continuă, sistemele procesului în care se dorește realizarea nitrificării trebuie proiectate astfel încât să asigure un mediu adecvat pentru dezvoltarea ambelor specii de bacterii nitrificatoare.

##### 3.1.1.2. Metabolism și stoechiometrie

La nivel biochimic procesul de nitrificare implică mai mult decât o oxidare continuă a amoniului la nitrit de către *Nitrosomonas* și a nitritului la nitrat de către *Nitrobacter*. Sunt implicate numeroase și variate reacții intermediare și enzime. Este important de cunoscut comportarea organismelor nitrificatoare în diferite condiții de mediu. Cunoașterea condițiilor optime de dezvoltare a bacteriilor nitrificatoare duce la realizarea unor sisteme ingineresti optime, în care acestea își pot realiza eficient activitatea lor metabolică.

Ecuția stoichiometrică pentru oxidarea amoniului la nitrit de către *Nitrosomonas* este:



Mai mulți cercetători au estimat că energia eliberată din această reacție, în condiții specifice celulelor bacteriene este cuprinsă între 58 și 84 kcal/mol de amoniu.

Reacția de oxidare a nitritului la nitrat de către Nitrobacter este :

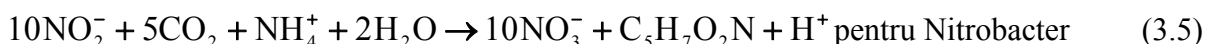
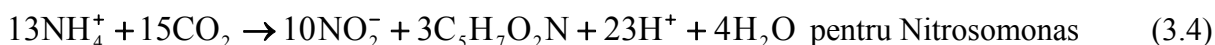


Această reacție s-a estimat că eliberează 15,4 – 20,9 kcal/mol de nitrit, în condițiile specifice găsite în interiorul celulei bacteriene. În acest fel Nitrosomonas obține mai multă energie/mol de azot oxidat decât Nitrobacter. Dacă se consideră cantitatea de masă celulară direct proporțională cu gradul energiei eliberate, atunci trebuie să fie o masă celulară mai mare formată de Nitrosomonas decât de Nitrobacter per mol de azot oxidat.

Expresia oxidării amoniului la nitrat, de ambele specii este obținută combinând ecuațiile 3.1 și 3.2.



Ecuțiile pentru sinteză ale bacteriilor Nitrosomonas și Nitrobacter sunt date de expresiile 3.4 și 3.5, presupunând că formula empirică a celulei bacteriene este  $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$  [109]:



Celulele bacteriene se dezvoltă pe baza reacțiilor ce produc energie (ecuațiile 3.1 și 3.2) cu acelea care implică sinteza celulară (ecuațiile 3.4 și 3.5).

Eficiența poate fi măsurată în termenii producției determinate, exprimată ca producție de masă celulară/masă substrat utilizat. Producția este specificată ca fiind masa celulară (suspensii solide volatile) produsă / masa de amoniu sau de nitrit oxidat.

Producțiile de biomasă (randamentele) calculate din relația energiei eliberate teoretic sunt 0,29 g masă celulară/g  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  și 0,084 g masă celulară /g  $\text{NO}_2^- - \text{N}$ .

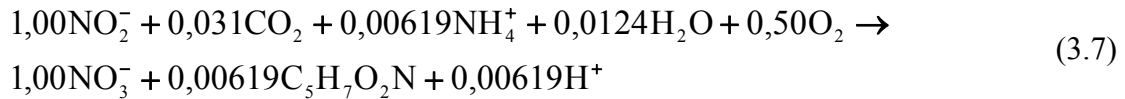
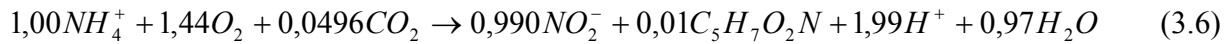
Producțiile determinate experimental sunt mult mai mici decât producțiile teoretice, deoarece o fracțiune a energiei eliberată prin oxidare este folosită pentru a menține funcțiile bacteriene.

Producția totală a bacteriilor nitrificatoare, când nitrificarea se consideră ca un proces într-o singură etapă, de la amoniu la nitrat este 0,06 – 0,20 g masă celulară /g NH<sub>4</sub><sup>+</sup> – N oxidat.

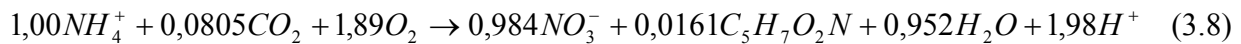
Producțiile înregistrate vor varia cu schimbările condițiilor de mediu înconjurător și cu schimbările vitezei de creștere a celulelor bacteriene.

Producția determinată este producția netă a celulelor bacteriene, luând în considerație și procesul de descompunere endogenă. Efectul descompunerii endogene asupra producției nete este însă considerat ne semnificativ.

Ecuatiile pentru sinteza bacteriilor Nitrosomonas și Nitrobacter, utilizând randamente de 0,08 g masă celulară /g NH<sub>4</sub><sup>+</sup> - N și 0,05 g masă celulară /g NO<sub>2</sub><sup>-</sup> – N , sunt următoarele:



Combinând aceste ecuații, reacția generală care descrie complet nitrificarea este [9]:



Reacțiile cuprinse în ecuația (3.8) sunt semnificative în proiectarea sistemelor cu nitrificare. Coeficienții stoechiometrici impun că per mol de amoniu înlăturat, procesul de nitrificare are nevoie de o cantitate semnificativă de oxigen, produce o cantitate mică de biomasă și rezultă scăderea substanțială a alcalinității prin producerea ionilor de hidrogen. De exemplu, calculând după ecuația 3.8, sinteza și oxidarea a 20 mg/dm<sup>3</sup> azot amoniacal (echivalent cu 25,7 mg/dm<sup>3</sup> amoniu) aceasta va avea ca rezultat consumul a 86,4 mg/dm<sup>3</sup> oxigen, producerea a 2,6 mg/dm<sup>3</sup> organisme nitrificatoare și reducerea a 141,4 mg/dm<sup>3</sup> CaCO<sub>3</sub>, care conduce la reducerea alcalinității. Valorile coeficienților pentru utilizarea oxigenului, producția de biomasă și reducerea compușilor alcalini, valori care în general sunt acceptate în practică pentru proiectarea sistemelor de nitrificare sunt prezentate în tabelul 3.1 [109].

Coeficientul privind utilizarea oxigenului este de 4,6, constant. Acest lucru reflectă doar consumul din reacția energetică (ecuația 3.3), nu este luat în calcul azotul utilizat pentru sinteza celulară.

Tabel 3.1. Coeficienții acceptați pentru proiectarea sistemelor de nitrificare privind utilizarea oxigenului, producția de biomasă și reducerea alcalinității

<i>Nr. crt.</i>	<i>Parametru</i>	<i>Ecuția</i>	<i>Coeficient</i>
1	Consumul oxigenului	$\frac{\text{g O}_2 \text{ necesar}}{\text{g NH}_4^+ - \text{N}}$	4,6
2	Producția de biomasă (Randamentul)	$\frac{\text{g masa celulara produsa (nitrificatori)}}{\text{g NH}_4^+ - \text{N}}$	0,1
3	Modificare alcalinitate	$\frac{\text{g alcalinitate (CaCO}_3\text{)}}{\text{g NH}_4^+ - \text{N}}$	7,1

Este important de precizat că în sistemele cu nitrificare a apelor uzate sunt prezenți și alți compuși biodegradabili, în afara amoniului. Acești compuși vor avea influență asupra oxigenului, producției de biomasă și a alcalinității.

Producerea acidului liber ( $\text{H}^+$ ) și consumul dioxidului de carbon ( $\text{CO}_2$ ), descrise de ecuațiile (3.4) și (3.5), vor avea impact asupra pH-ului.

### 3.1.1.3. Cinetica nitrificării

Reducerea amoniului în procesul de nitrificare are loc prin sinteză bacteriană conform ecuațiilor (3.6) și (3.7). Expresiile cinetice pot fi dezvoltate pentru descrierea vitezei de creștere a bacteriilor nitrificatoare și oxidarea amoniului, luând în considerare influența și altor factori ai mediului înconjurător asupra reacțiilor.

#### *Cinetica dezvoltării biomasei și utilizarea amoniului*

Descrierea oxidării amoniului și nitritului se poate realiza examinând dezvoltarea cinetică a bacteriilor nitrificatoare: Nitrosomonas și Nitrobacter. Dezvoltarea bacteriei Nitrosomonas este limitată de concentrația amoniului, în timp ce dezvoltarea bacteriei Nitrobacter este limitată de concentrația nitritului. Ecuația cinetică propusă *de Monod* este folosită pentru a descrie cinetica dezvoltării biologice atât pentru Nitrosomonas cât și pentru Nitrobacter.

$$\mu = \mu^* \frac{S}{K_S + S} \quad (3.9)$$

unde :

$\mu$  = viteza specifică de creștere a microorganismelor, ( $zi^{-1}$ );

$\mu^*$  = viteza specifică maximă de creștere a microorganismelor, ( $zi^{-1}$ );

$K_S$  = constanta (coeficientul) de semisaturație, ( $mg/dm^3$ ); este egal numeric cu concentrația substratului pentru care viteza specifică de creștere este jumătate din valoarea maximă ;

$S$  = concentrația substratului ce limitează dezvoltarea în bazinul de nitrificare, ( $mg/dm^3$ ).

În mod normal nitritul nu se acumulează în cantități mari în sistemele de nitrificare biologică sub regim permanent, deoarece viteza specifică maximă de creștere a bacteriei Nitrosomonas este considerabil mai mare decât viteza maximă de creștere a bacteriei Nitrobacter. Valorile  $K_S$  pentru ambele organisme sunt mai mici pentru  $1 \text{ mg N}/dm^3$  la temperaturi mai mici de  $20^\circ C$ . Din acest motiv, viteza creșterii bacteriilor nitrificatoare poate fi modelată pe baza ecuației (3.9), utilizând conversia amoniului la nitrit ca treaptă de limitare a vitezei :

$$\mu_N = \mu^*_N \frac{N}{K_N + N} \quad (3.10)$$

unde :

$\mu_N$  = viteza specifică de creștere a Nitrosomonas, ( $zi^{-1}$ );

$\mu^*_N$  = viteza specifică maximă de creștere a Nitrosomonas , ( $zi^{-1}$ );

$K_N$  = constanta (coeficientul) de semisaturație pentru Nitrosomonas, ( $mg \text{ NH}_4^+ - \text{N}/dm^3$ );

$N$  = concentrația în  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ , ( $mg \text{ NH}_4^+ - \text{N}/dm^3$ ).

Viteza oxidării amoniului este controlată de creșterea bacteriei Nitrosomonas și este raportată la creștere de coeficientul de randament al Nitrosomonas. Relația dintre viteza de oxidare și viteza creșterii Nitrosomonas poate fi exprimată prin expresia :

$$q_N = \frac{\mu_N}{\gamma_N} = q'_N \frac{N}{K_N + N} \quad (3.11)$$

unde :

$q_N$  = viteza oxidării amoniului, g  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  oxidat/g VSS/zi ;

$q'_N$  = viteza maximă de oxidare a amoniului ;

$N$  = coeficientul creșterii organismelor, g Nitrosomonas dezvoltate (VSS)/g  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  înlăturat.

Datorită vitezei lente de creștere a nitrifcătorilor este necesar un timp suficient de retenție, pentru a menține o populație corespunzătoare a acestor organisme.

Timpul de retenție pentru sistemele biologice este în mod normal definit ca :

$$\theta_c = \text{masa totală a nămolului minus masa totală a nămolului efluent din sistem/zi} \quad (3.12)$$

unde:  $\theta_c$  = timpul de retenție a solidelor (sau timpul de retenție a celulelor), (zi).

La un regim stabil, nămolul care iese din sistem va fi egal cu nămolul produs. Prin urmare, viteza de creștere și timpul de retenție sunt legate conform relației:

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu_N - b_N = \mu'_N \quad (3.13)$$

unde :

$\mu'_N$  = viteza netă specifică de creștere a nitrifcătorilor, ( $\text{zi}^{-1}$ ) ;

$b_N$  = coeficientul descompunerii endogene pentru nitrifcători, ( $\text{zi}^{-1}$ ) .

La organismele nitrifcătoare,  $b_N$  este considerat neglijabil ( $b_N = 0$ ), în acest caz viteza specifică de creștere  $\mu_N$  este aceeași cu viteza netă specifică de creștere  $\mu'_N$  .

Valorile pentru rata maximă specifică de creștere a Nitrosomonas și coeficienții corespunzători sunt prezentați în tabelul 3.2 [9].

Tabel nr. 3.2. Valorile vitezei maxime specifice de creștere și coeficientul de semisaturație pentru Nitrosomonas la temperatură constantă (20°C)

$\mu'_N$ ( $\text{zi}^{-1}$ )	$K_N$ ( $\text{mg/dm}^3 \text{NH}_4^+ - \text{N}$ )
1,32	3,6
0,84	1,0
1,62	0,6

Coeficientul vitezei maxime specifice de creștere a Nitrosomonas este strâns dependent de componentele apei și trebuie determinat experimental.

### 3.1.1.4. Factori care influențează nitrificarea

#### 3.1.1.4.1. Temperatura

Procesul de nitrificare are loc la temperaturi cuprinse între 4-45°C, cu o temperatură optimă de 35°C pentru Nitrosomonas și o temperatură optimă de 35-42°C pentru Nitrobacter. Cercetările au arătat că procesul nitrificării este dependent de temperatură, dar cuantificarea efectelor acesteia este foarte dificilă. Estimările privind viteza maximă de creștere a Nitrosomonas în intervalul 10-30 °C sunt prezentate în tabelul 3.3 [8][48] [109].

Tabel 3.3 Valorile vitezei maxime specifice de creștere pentru Nitrosomonas în funcție de temperatură

Temperatură °C	$\mu'_{N}, zi^{-1}$
10	0,3
20	0,65
30	1,2

Valorile din tabelul 3.3 sunt în acord cu ecuația van'Hoff Arrhenius, care prevede dublarea vitezei de creștere la fiecare 10°C a temperaturii.

În proiectare este acceptată o expresie tip Arrhenius care cuprinde și efectul temperaturii asupra vitezei maxime de creștere a Nitrosomonas în intervalul 5 - 30 °C, aceasta fiind:

$$\mu'_{N} = 0,47e^{0,098(T-15)} \quad (3.14)$$

unde: T = temperatura, °C.

#### 3.1.1.4.2. Concentrația de oxigen dizolvat

Concentrația oxigenului dizolvat are un efect semnificativ asupra vitezelor de creștere a bacteriilor nitrificatoare. Viteza de creștere a bacteriilor Nitrosomonas nu este limitată la concentrații ale oxigenului dizolvat de peste 1,0 mg O<sub>2</sub>/l, dar în practică pot fi necesare concentrații mai mari de 2,0 mg O<sub>2</sub>/l ( este recomandabil să fie menținut un nivel minim al concentrației de oxigen dizolvat de 2,0 mg O<sub>2</sub>/l) [90].



#### **3.1.1.4.3. pH – ul**

Echilibrul pH-ului va fi dictat de alcalinitate. Reducerea teoretică a alcalinității este de 7,1 mg (exprimat în  $\text{CaCO}_3/\text{mg NH}_4^+ - \text{N}$ ). Pe măsură ce pH-ul tinde spre domeniul acid, viteza oxidării amoniului scade. Este recomandabil ca pH-ul să fie menținut în intervalul 6,5-8.

#### **3.1.1.4.4. Inhibitori**

Activitatea bacteriilor nitrificatoare poate fi inhibată de diverși compuși organici (tiosulfat de carbon, etilamine, fenol) precum și de compuși anorganici și metale (perclorat, zinc, nichel, flor, hidrazină).

### **3.1.2. Procesele de denitrificare**

#### **3.1.2.1. Introducere**

Denitrificarea biologică implică reducerea cu ajutorul bacteriilor, în mai multe etape, a nitratului la azot gazos. Nitratul înlocuiește oxigenul dizolvat din respirația bacteriană în această reacție, astfel, denitrificarea este de obicei concepută să se producă numai în absența oxigenului molecular. Condițiile optime pentru denitrificare sunt: absența oxigenului dizolvat și prezența nitratului[5].

Deoarece azotul gazos este inert biologic, denitrificarea transformă azotul dintr-o formă potențial inacceptabilă (nitrat) într-o formă care nu are efecte semnificative asupra mediului înconjurător (azot gazos).

#### **3.1.2.2. Microbiologie și căi metabolice**

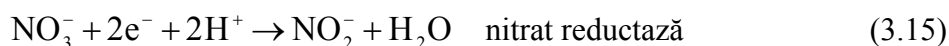
Spre deosebire de nitrificare (proces realizat de bacterii specifice), denitrificarea este realizată de un număr mare de specii bacteriene. Denitrificatorii sunt omniprezenți în cele mai multe medii, acest lucru se datorează faptului că aceste bacterii sunt facultativ anaerobe-aerobe, pot utiliza atât oxigenul cât și nitratul ca sursă de electroni.

Cele mai cunoscute genuri de bacterii care cuprind și bacterii denitrificatoare sunt prezentate în tabelul 3.4 [11].

Tabel nr. 3.4. Tipurile de bacterii care includ specii denitrificatoare

1	Achromobacter	5	Chromobacterium	9	Pseudomonas
2	Acinetobacter	6	Desulfovibrio	10	Rhizobium
3	Alcaligenes	7	Neisseria	11	Thiobacillus
4	Bacillus	8	Propionibacterium	11	Vibrio

Denitrificarea este un proces în care nitratul ( $\text{NO}_3^-$ ) este secvențial redus la nitrit ( $\text{NO}_2^-$ ), oxid nitric ( $\text{NO}$ ), oxid nitros ( $\text{N}_2\text{O}$ ) și azot gazos. Reacțiile sunt catalizate de enzime specifice, după cum urmează [90]:



Oxidul nitric ( $\text{NO}$ ), oxidul nitros ( $\text{N}_2\text{O}$ ) și azotul gazos ( $\text{N}_2$ ) sunt compuși de natură gazoasă ce se eliberează în atmosferă. În timp ce azotul gazos nu are un efect semnificativ asupra mediului, oxidul nitric ( $\text{NO}$ ) și oxidul nitros ( $\text{N}_2\text{O}$ ) sunt compuși implicați în distrugerea stratului de ozon și în încălzirea globală [53].

Având în vedere că oxidul nitric și oxidul nitros au fost rar detectați în procesul de denitrificare, datorită vitezelor de reducere mult mai mari ale acestora decât ale nitratului și nitritului, procesul de denitrificare a fost redus la doar două etape:



În procesul de denitrificare, nitritul și nitratul funcționează ca ioni acceptori de electroni (în lanțul de transport respirator) în același mod ca și oxigenul. Acest transport în lanț este mecanismul fundamental prin care celulele generează energie. Procesul implică transferarea electronilor de la ionul donor redus (substrat) la ionul acceptor oxidat (oxigen, nitrit, nitrát). Nitritul sau nitrátul pot servi ca substituenți pentru oxigen în acest lanț, cu doar mici modificări în sistemul metabolic al bacteriilor. Prin utilizarea nitrátului sau nitritului în locul oxigenului în lanțul electronilor se produce mai puțină energie.

Sistemele de control ce există la nivel individual cât și al populației indică ce formă de energie să fie folosită, astfel încât, să se obțină o eficiență maximă. Astfel, dacă oxigenul este prezent el va fi folosit preferențial față de nitrát, dacă oxigenul lipsește, nitrátul va fi folosit preferențial decât sulfatul. Deoarece bacteriile care reduc sulfatul (sulfobacteriile) nu pot

concura în mod efectiv cu reducătorii de nitrat pentru materia organică disponibilă, reducerea sulfatului la sulfid și deci apariția de mirosuri neplăcute nu este posibilă în sistemele anoxice unde nitratul este prezent.

Mecanismul de control al denitrificării ce le permite acestor bacterii să treacă de la oxigen la nitrat se petrece în două faze.

Prima fază este sinteza enzimelor necesare pentru denitrificare. În culturi pure s-a determinat că oxigenul inhibă sinteza acestor enzime. Timpul necesar pentru trecerea de la oxigen dizolvat la nitrat este de 2-3 ore, timp necesar de fapt pentru sintetizarea enzimelor necesare denitrificării.

A doua fază la care are loc controlul denitrificării este la nivelul activității enzimatică. Oxigenul inhibă activitatea enzimelor denitrificatoare. Concentrația maximă a oxigenului la care se oprește denitrificarea a fost determinată la 0,2 mg/dm<sup>3</sup>, în culturi pure [109].

În funcție de natura electronului donor (substratului) folosit pentru energia și/sau sinteza celulară a bacteriilor denitrificatoare, electron donor ce poate fi de natură organică sau de natură anorganică, bacteriile denitrificatoare implicate în proces pot fi bacterii denitrificatoare heterotrofe sau bacterii denitrificatoare autotrofe [11].

Bacteriile denitrificatoare heterotrofe necesită o sursă de carbon organic pentru respirație și dezvoltare. Cele mai comune specii de bacterii denitrificatoare heterotrofe aparțin genurilor de bacterii *Pseudomonas*, *Alcaligenes* și *Flavobacterium*. Dacă în apă nu sunt cantități suficiente de substanțe organice dizolvate se folosesc substanțe de adaus: metanol, etanol, acid acetic. [14].

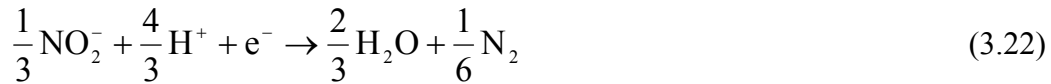
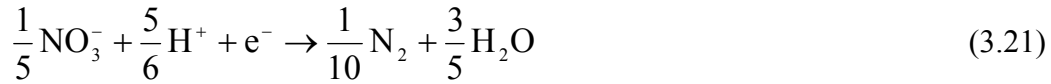
Bacteriile denitrificatoare autotrofe nu au nevoie de o sursă de carbon organic externă pentru a reduce nitratul. În denitrificarea autotrofă, hidrogenul sau specii reduse de sulf servesc ca substrat, iar ca sursă de carbon pentru sinteza celulară este folosit dioxidul de carbon sau bicarbonatul.

Sulfur și derivații săi sunt utilizați de bacterii din genul *Thiobacillus*, în timp ce denitrificatorii *Paracoccus* utilizează hidrogen.

### 3.1.2.3. Ecuatiile teoretice stoichiometrice

Ecuatiile teoretice stoichiometrice se pot utiliza pentru a aprecia masa de ioni donori (substratul), de ioni acceptori (oxigen, nitrit, nitrat) și masa celulară produsă în timpul acestui proces biologic. Ecuatiile de semireacție pentru oxigen, nitrat și nitrit ca acceptori de electroni sunt:





O comparație a ecuației 3.21 și 3.22 indică faptul că 8 g de oxigen ( $1/4 \times 32 \text{ g O}_2/\text{mol}$ ) este echivalent cu 2,86 g de azot nitrat ( $1/5 \times 14 \text{ g N/mol}$ ). Pornind de aici, reducerea a 1 g de azot nitrat este echivalent cu reducerea a 2,86 g de oxigen.

#### 3.1.2.4. Denitrificarea heterotrofă

Microorganismele denitrificatoare heterotrofe pot utiliza o varietate de surse de carbon organic pentru respirație și creștere. Alegerea sursei de carbon este o problemă tehnico-economică.

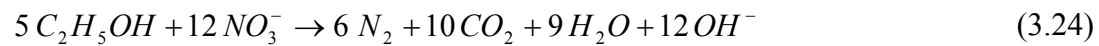
Sursele de carbon cele mai utilizate sunt metanolul, etanolul și acidul acetic.

Ecuațiile stoichiometrice ce implică folosirea ca substrat metanolul, etanolul și acidul acetic pot fi scrise după cum urmează (Gayle și al., 1998) [14]:

Metanol



Etanol

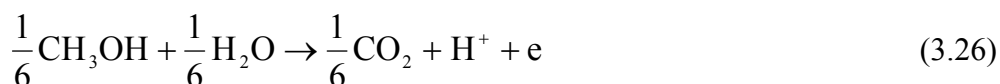


Acid acetic

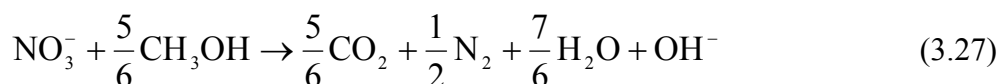


În timp ce ecuațiile de mai sus arată cantitățile stoichiometrice de metanol, etanol și acid acetic necesare pentru desasimilația nitratului, pentru sinteză celulară (asimilație) este necesară o cantitate suplimentară de substrat organic.

Ecuația reacției parțiale când se folosește metanolul ca ion donor este:

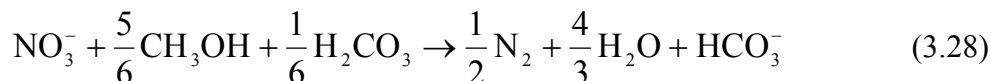


Combinarea ecuațiilor 3.21 și 3.26 conduce la:



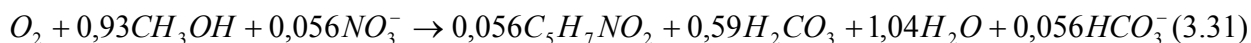
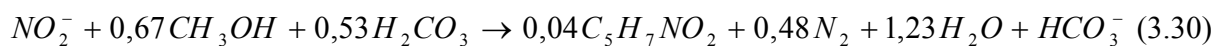
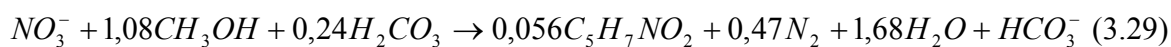
Potrivit acestei relații, 1,9 g de metanol (2,86 când se exprimă în CCO) sunt necesare pentru un g de azot nitrat redus.

În apele naturale, acidul carbonic este componentul anorganic dominant al apei. În același timp prin procesul denitrificării se produc ioni  $\text{OH}^-$  care vor reacționa cu acidul carbonic și se vor produce ioni bicarbonat (alcalinitate bicarbonat):



Deoarece substratul organic este folosit nu numai pentru obținerea energiei ci și pentru crearea de masă celulară nouă, în procesul de denitrificare este nevoie de o cantitate mai mare de ioni donori decât este prezentată în ecuația 3.27.

Experimentările efectuate de Mc Carty și alții, au dus la formularea ecuațiilor stoichiometrice pentru consumul metanolului, încorporând în reacțiile prezentate mai sus și producția de biomasă determinată. Aceste ecuații sunt:



Ecuația 3.29. arată că prin transformarea în masă celulară 2,47 g metanol sunt necesare pentru a reduce 1 g azot nitrat. Experimental raportul metanol/nitrat este între 2,5 și 3,0 g metanol/g azot nitrat. Metanolul poate fi de asemenea necesar pentru reducerea nitriților și oxigenului prezent. Următoarea ecuație poate fi utilizată pentru descrierea necesarului de metanol [109]:

$$M = 2,47(\text{NO}_3^- - \text{N}) + 1,53(\text{NO}_2^- - \text{N}) + 0,87\text{OD} \quad (3.32)$$

unde:

$M$  = metanol necesar, ( $\text{mg}/\text{dm}^3$ );

$\text{NO}_3^- - \text{N}$  = azot nitrat redus, ( $\text{mg}/\text{dm}^3$ );

$\text{NO}_2^- - \text{N}$  = azot nitrit redus, ( $\text{mg}/\text{dm}^3$ );

OD = oxigenul dizolvat redus, (mg/dm<sup>3</sup>).

Punctul de plecare pentru necesarul de metanol din ecuația 3.18 este cel datorat variațiilor privind cantitatea producției de nămol din sistem.

O altă metodă ce poate fi utilizată pentru a obține o estimare brută a necesarului de substrat organic este necesarul de oxigen într-un sistem dat de substrat organic și transformarea în nitrat echivalent, bazându-ne pe un factor de 2,86 mg oxigen/mg azot nitrat.

Pentru etanol reacția biochimică globală (sinteză celulară + respirație) poate fi scrisă astfel:



Pentru determinarea cantității necesare de etanol, Philipot și Patte (1982) au definit următoarea relație, ținând cont și de concentrația oxigenului dizolvat :

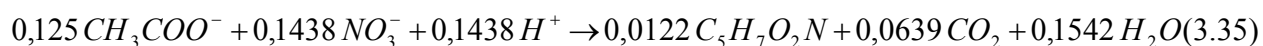
$$C = [\Delta N - NO_3^-] \times 1,96 + [O_2] \times 0,55 \quad (3.34)$$

unde:  $[\Delta N - NO_3^-]$  = azot nitrat redus, (mg/l);

$[O_2]$  = concentrația oxigenului dizolvat din apă, (mg/l);

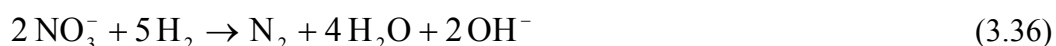
C = cantitatea necesară de etanol, (g/m<sup>3</sup> de apă de tratat).

Pentru acetat reacția biochimică globală poate fi scrisă astfel [8]:



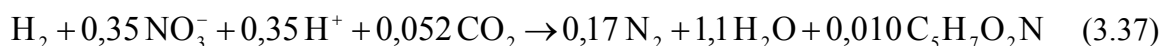
### 3.1.2.5. Denitrificarea autotrofă

Reacția care implică denitrificarea autotrofă cu hidrogen este următoarea (Kurt și al., 1987):



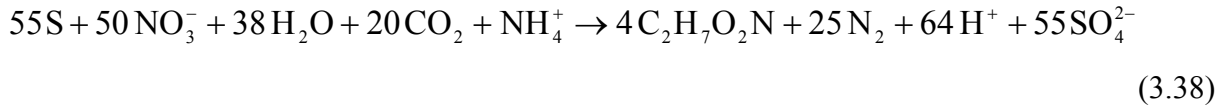
Stoichiometric, 0,35 mg/l de H<sub>2</sub> sunt necesare pentru o completă denitrificare a 1,0 mg/l de NO<sub>3</sub> – N .

Reacția biochimică globală pentru hidrogen poate fi scrisă astfel [28]:

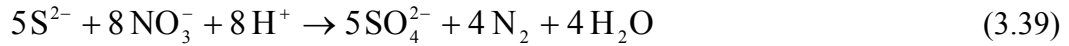


Reacțiile stoichiometrice pentru sulf și compuși reduși de sulf sunt raportate după cum urmează (Gayle și al, 1989; Green și Shelef, 1994) [1]:

Sulf



Sulfit



Tiosulfat



Raportul S:N exercită o influență puternică asupra procesului de denitrificare (Mateju și al., 1992). La un raport scăzut S:N, se petrece acumulare de nitrit, dar nu și atunci când raportul S:N este suficient.

### 3.1.2.6 Cinetica denitrificării

#### *Creșterea biomasei și utilizarea nitratului*

Cinetica denitrificării poate fi descrisă utilizând ecuații care au aceeași formă ca acelea pentru alte reacții microbiene. Dezvoltarea și stabilirea unor expresii cinetice care să acopere în general topica proiectării denitrificării nu este posibilă. Expresiile folosite vor fi deseori în funcție de tipul reactorului utilizat, de substratul folosit în proces și de necesitățile celui care le folosește.

Expresiile de tip Monod au fost primele dezvoltate pentru a ilustra conceptul general al cineticii denitrificării. Aceste expresii sunt deseori aplicabile reactoarelor separate de denitrificare cu suplimentare de substrat.

Expresia tip Monod utilizată pentru viteza de creștere a microorganismelor denitrificatoare funcție de concentrația în nitrat este:

$$\mu_D = \mu_D^* \left( \frac{D}{k_D + D} \right) \quad (3.41)$$

unde:

$\mu_D$  = viteza specifică de dezvoltare a denitrificatorilor, ( $\text{zi}^{-1}$ );

$\mu_D^*$  = viteza specifică maximă de dezvoltare a denitrificatorilor, ( $\text{zi}^{-1}$ );

D = concentrația în azot- nitrat, ( $\text{mg}/\text{dm}^3$ );

$K_D$  = constanta de semisaturație, ( $\text{mg}/\text{dm}^3$ ).

O astfel de expresie se transformă într-o expresie de ordinul 0 ( $\mu_D = \mu_D^*$ ) dacă valoarea  $k_D$  este considerabil mai mică decât  $D$  și într-o expresie de ordinul întâi

$$\left[ \mu_D = \left( \frac{\mu_D^*}{k_D} \right) \times D \right] \text{dacă } D \text{ este semnificativ mai mic decât } k_D.$$

Viteza netă specifică de creștere a microorganismelor în sistem este inversul timpului de retenție.

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu^* \quad (3.42)$$

unde:

$\theta_c$  = timpul de retenție, (zi);

$\mu$  = viteza netă specifică de creștere, ( $\text{zi}^{-1}$ ).

Viteza de reducere a nitratului poate fi legată de viteza de creștere a organismelor utilizând producția de masă celulară ca factor de conversie:

$$q_D = \frac{\mu_D}{Y_D} = q_D^* \left( \frac{D}{k_D + D} \right) \quad (3.43)$$

unde:

$q_D$  = viteza de reducere a nitratului,  $\text{gNO}_3^- \text{-N}/\text{g}$  masă celulară/zi;

$Y_D$  = coeficientul efectiv de producție a biomasei,  $\text{g}$  biomasă produsă/  $\text{gNO}_3^- \text{-N}$  redus;

$q_D^*$  = viteza maximă de reducere a nitratului,  $\text{gNO}_3^- \text{-N}/\text{g}$  biomasă /zi.

Timpul de retenție poate fi legat de viteza de reducere a nitratului într-o formă similară:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y_D q_D - b_d \quad (3.44)$$

unde:

$b_d$  = coeficientul descompunerii denitrificatorilor,  $\text{zi}^{-1}$ .

Concentrația substratului organic va afecta de asemenea viteza de reducere a nitratului. Astfel, viteza de reducere a nitratului poate fi exprimată în funcție de concentrația substratului organic:

$$q_D = q_D' \left( \frac{S}{k_S + S} \right) \quad (3.45)$$

unde:

$S$  = concentrația substratului organic,  $\text{mg}/\text{dm}^3$ ;



$k_s$  = constanta de semisaturației, mg/dm<sup>3</sup>.

Deoarece atât concentrația în nitrat cât și a ionului donor poate limita viteza denitrificării, o expresie mai exactă pentru viteză este expresia de tip Monpod dublă (sau multiplă):

$$q_D = q'_D \left( \frac{S}{k_s + S} \right) \left( \frac{D}{k_D + D} \right) \quad (3.46)$$

Impactul oxigenului asupra denitrificării poate fi de asemenea adăugat la expresia vitezei de denitrificare după cum urmează:

$$q_D = q'_D \left( \frac{S}{k_s + S} \right) \left( \frac{D}{k_D + D} \right) \left( \frac{k_o}{k_o + S_o} \right) \quad (3.47)$$

unde:

$k_o$  = constanta de semisaturație pentru oxigen, mg/dm<sup>3</sup>;

$S_o$  = concentrația de oxigen dizolvat, mg/dm<sup>3</sup>.

Termenul  $k_o/(k_o+S_o)$  poate acționa ca o funcție de comutare a procesului (pornind sau stopând denitrificarea).

Pentru  $k_o$  s-au sugerat valori de 0,1 mg/dm<sup>3</sup>.

Pentru dimensionarea reactoarelor de denitrificare cu adăugare suplimentară de substrat se pot folosi diferite metode. Metoda aleasă va fi în funcție de datele cinetice disponibile și de tipul de reactor folosit.

### 3.1.2.7 Factori care influențează procesul de denitrificare

Factorii principali care influențează procesul de denitrificare sunt: temperatura, pH-ul, raportul electron donor/nitrat, fosforul.

#### 3.1.2.7.1. Efectele temperaturii

Ca orice activitate microbiană, viteza de reducere a nitratului poate fi afectată semnificativ de temperatură. Datele din literatură sugerează ca viteza este influențată de scăderea temperaturii sub 20°C.

Impactul temperaturii asupra sistemelor biologice este descris de o funcție de tip – Arrhenius:

$$q_{D,T} = q_{D,20} \theta^{(T-20)} \quad (3.48)$$

unde:

$q_{D,T}$  = viteza denitrificării la temperatura T°C (g NO<sub>3</sub><sup>-</sup> -N/g masă celulară/zi);

$q_{D,20}$  = viteza denitrificării la 20°C (g NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N/g masă celulară/zi);

$\theta$  = constanta de temperatură Arrhenius.

Procesul de denitrificare poate fi măsurat și la temperaturi scăzute 0 – 10°C. În general se consideră că o tehnologie bazată pe procesul de denitrificare este greu de implementat dacă temperatura este mai mică de 7 - 8°C [21], deși au fost raportate rezultate satisfăcătoare și la temperaturi de 2°C.

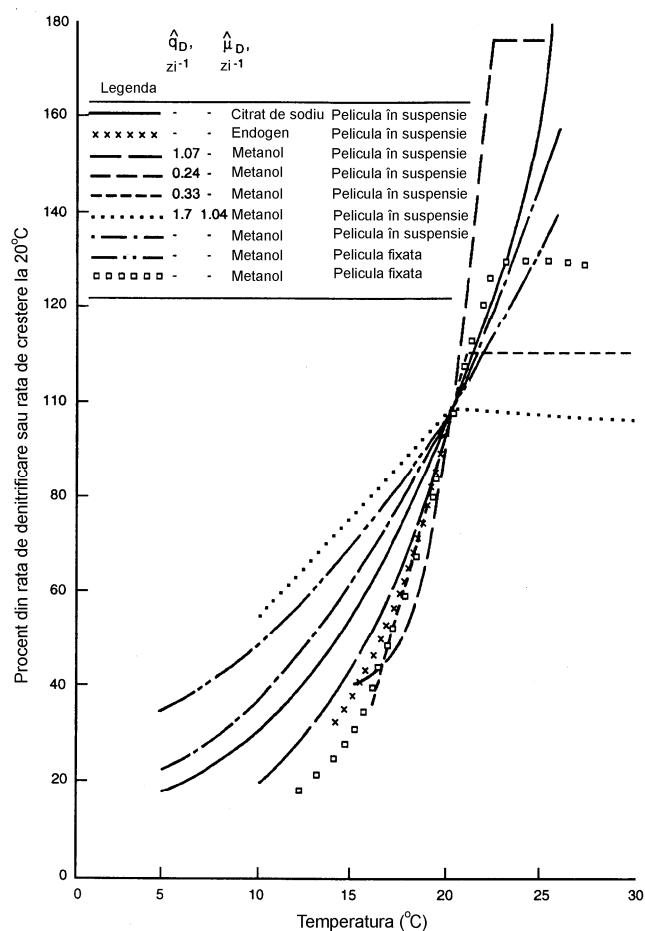


Fig.3.1. Efectul temperaturii asupra denitrificării

### 3.1.2.7.2. Efectele pH-ului și alcalinității

În procesul de denitrificare se produc bicarbonați care dau alcalinitate bicarbonat. Alcalinitatea bicarbonică este de 3,57 mg alcalinitate exprimată în CaCO<sub>3</sub> produsă pe mg azot nitrat redus la azot gazos [109].

Determinările experimentale au confirmat că producția de alcalinitate este aceeași cu cea teoretică. Deoarece în procesul denitrificării se formează substanțe alcaline, pH-ul poate crește în funcție de cantitatea de nitrat înlăturat.

În general denitrificarea este mult mai puțin sensibilă la pH decât nitrificarea. Deși bacteriile denitrificatoare nu sunt în mod special sensibile la pH, valori ale pH-ului în afara intervalului optim 7-8, pot conduce la acumulări de produși intermediari ( $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NO}$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ).

#### **3.1.2.7.3 Raportul electron donor / azot**

Procesele biologice de denitrificare operează cu subdozare de electron donor, element care asigură înlăturarea completă a electronului donor dar lasă o concentrație mică de nitrat rezidual în apa produsă (Hall și Croll, 1993). Subdozarea are de asemenea ca rezultat acumularea de produși intermediari (cantități mari de nitrit în apă,  $\text{NO}$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ) [11].

#### **3.1.2.7.4 Fosforul**

Pentru a obține balanța dezvoltării biologice, pe lângă sursa de carbon trebuie adăugat și fosfor. După Rogalla și al. (1990), necesarul de fosfor poate fi determinat utilizând următoarea formulă [11]:

$$P(\text{mg/l}) = (d - \text{NO}_3^-) \times 2,26 \times 10^{-3} \quad (3.49)$$

unde:

$$d - \text{NO}_3^- = \text{nitrat redus (mg/l)}$$

#### **3.1.2.7.5. Efectul inhibitorilor**

Bacteriile denitrificatoare sunt mai puțin sensibile la compușii inhibitori decât bacteriile nitrificatoare [109]. Trebuie luată în considerare abilitatea biomasei de aclimatizare la concentrații ridicate de compuși inhibitori.

## **3.2. Procesele îndepărtării fosforului din apele uzate**

### **3.2.1. Procese biochimice folosite pentru îndepărtarea fosforului din apele uzate**

#### **3.2.1.1. Procesele metabolice**

Formele sub care se găsește fosforul în apa uzată sunt: ortofosfații, polifosfații și fosforul legat organic. Polifosfații și fosforul legat organic, reprezintă  $\approx 70\%$  din fosforul influent [38]; aceștia sunt transformați prin activitatea microbiană în ortofosfați care sunt reduși prin preluarea lor de către bacterii specializate ce posedă calitatea de a putea stoca cantități mari de ortofosfat în celulele lor. Fosforul este utilizat de către bacterii în sinteza celulară și ca energie de transport, astfel încât în treapta de epurare biologică clasică se reduce o cantitate de fosfor reprezentând între 10 și 30 % din cantitatea de fosfor influent.

Eliminarea pe cale biologică a compușilor pe bază de fosfor presupune metabolizarea ortofosfaților, polifosfaților și a fosforului organic și transformarea lui în material celular nou și substanțe macroergice.

Procesul îndepărtării biologice a fosforului se bazează pe expunerea microorganismelor la condiții de mediu alternativ: anaerobe și aerobe. Această expunere la condiții de mediu alternante determină suprasolicitarea micro-organismelor, depășindu-se limitele normale ale capacității lor de adsorbție. Fosforul nu este utilizat numai pentru supraviețuire, sinteză și energie, ci este stocat și folosit ulterior de către microorganisme.

Reducerea pe cale biologică a fosforului necesită atât bazine în care sunt create condiții anaerobe, cât și bazine care lucrează în condiții aerobe (sau compartimente delimitate în cadrul aceluiași bazin). Expunerea la condiții anaerobe / aerobe conduce la o utilizare competitivă a substratului și la selectarea microorganismelor care stochează fosforul. Organismele implicate în reducerea biologică a fosforului aparțin speciei *Acinetobacter* [67], [110], [117].

În condiții anaerobe și în prezența acizilor grași volatili existenți în apa uzată influentă, aceste microorganisme eliberează fosforul pe care l-au stocat. Graficul din figura 3.2 arată scăderea concentrației acetatului și creșterea concentrației în ortofosfat în condiții anaerobe, funcție de timp [123].

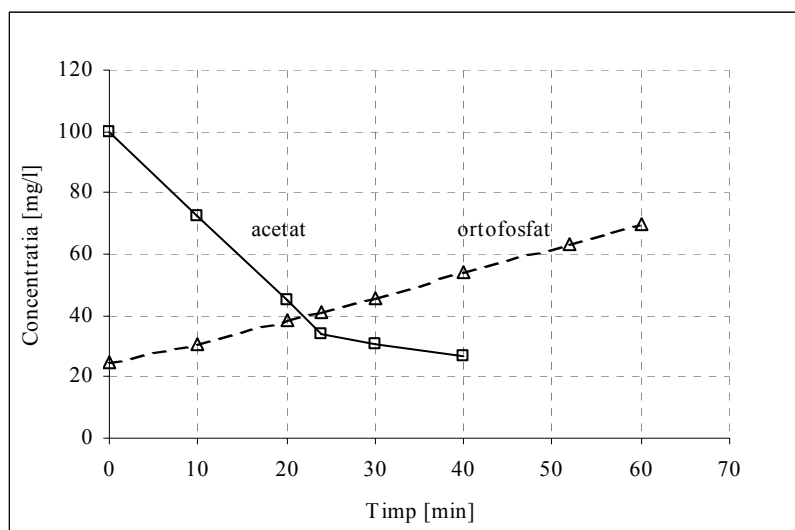


Figura 3.2. Asimilarea acetatului și eliberarea fosforului în condiții anaerobe, funcție de timp [110]

Acizii grași volatili reprezintă un substrat solubil rapid biodegradabil important pentru *Acinetobacter*, în competiția cu bacteriile heterotrofe. În flocoanele biologice existente în zona anaerobă, se înmagazinează produși de tipul carbohidraților, cel mai cunoscut fiind

polihidroxibuteratul (PHB), care se formează în celule în condiții anaerobe din acetoacetat, acesta servind drept acceptor de hidrogen. În celulele bacteriene, acetatul poate fi transformat în acetyl-CoA (considerând că energia necesară este asigurată) iar acetyl-CoA este transformată în acetoacetat. În condiții oxidative, PHB-ul este transformat în acetyl-CoA. Oxidarea PHB-ului nu se produce până când nu se consumă tot carbonul endogen.

Acetatul și alți produși de fermentare rezultă din reacțiile de fermentare produse de organismele existente în zona anaerobă. Producții de fermentație derivați din fracția solubilă de substanță organică biodegradabilă influentă (pentru că nu există timp suficient pentru hidroliza și transformarea CBO influent în produși de hidroliză) sunt fermentați rapid și stocați de către microorganisme. Asimilarea și stocarea sunt realizate datorită energiei eliberate prin hidroliza polifosfaților stocați în perioada de anaerobie. Polifosfații stocați asigură energia pentru transportul activ al substratului și formarea acetoacetatului, care este transformat apoi în PHB. Faptul că microorganismele reducătoare de fosfor pot asimila producții de fermentare arată că acestea au un avantaj competitiv comparativ cu alte microorganisme care se găsesc în mod normal în sistemele cu nămol activat. De aceea, în zona anaerobă se realizează atât selectarea populației bacteriene, cât și dezvoltarea microorganismelor care stochează fosforul; fără existența acestei zone, *Acinetobacteriile* s-ar găsi într-un număr restrâns în sistemele cu nămol activat convenționale [38][110].

În zona aerată sunt consumați produșii stocați, este preluat fosforul solubil iar cantitățile în exces sunt stocate ca polifosfați. Ca rezultat al utilizării substratului, sporește populația de bacterii care stochează fosfor.

Mecanismul de reducere a fosforului arată că nivelul reducerii biologice a fosforului este legat în mod direct de cantitatea de substrat care poate fi fermentat de către microorganismele existente în mod obișnuit în zona anaerobă, ulterior asimilat și stocat ca produși de fermentație prin microorganismele reducătoare de fosfor, de asemenea în zona anaerobă.

Reprezentarea schematică a mecanismului de eliminare biologică a fosforului este redată în figura 3.3.

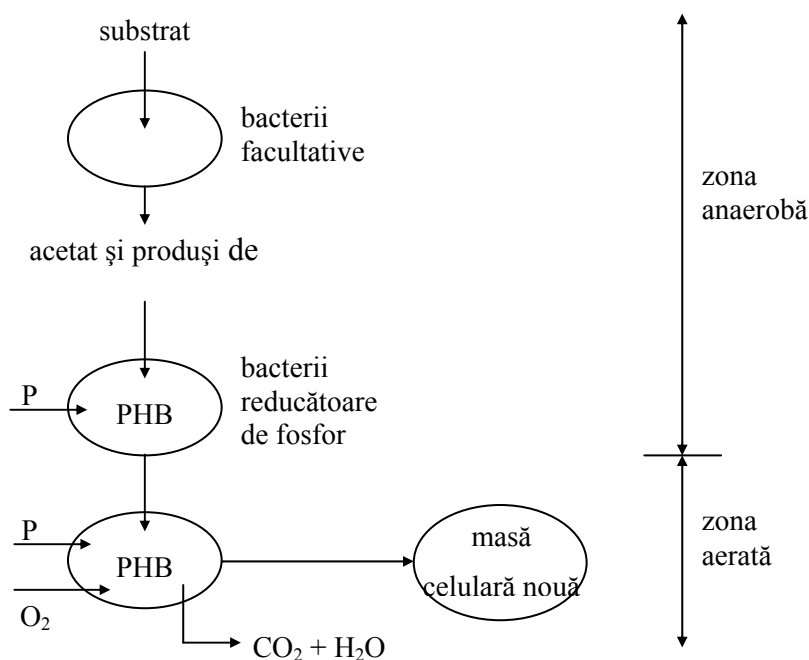


Figura 3.3. Reprezentarea schematică a mecanismului de eliminare a fosforului pe cale biologică [110]  
 PHB – polihidroxibuterat, P - fosfor

### 3.2.1.2. Cinetica procesului de eliminare a fosforului pe cale biologică

Îndepărtarea biologică a fosforului este un proces complex, dependent de dezvoltarea organismelor specializate acumuloare de fosfat (OAF), care stochează fosforul ca polifosfat. Aceste organisme au capacitatea metabolică de a stoca mari cantități de fosfați anorganici ca polifosfați, permițând astfel eliminarea fosforului din apa uzată prin biomasa realizată.

Cinetica și stoechiometria procesului de îndepărtare biologică a fosforului sunt cele ale proceselor de preluare și eliberare a fosforului de către organismele acumuloare de fosfat. La ora actuală există două modele conceptuale de bază care explică funcționarea acestor organisme [38], [84]: modelul Comeau – Wentzel și modelul Mino.

#### a. Modelul Comeau - Wentzel

Datorită reacțiilor de fermentare care au loc în colectoarele de canalizare, o parte din substanța organică solubilă din apa uzată menajeră se găsește sub formă de acetat sau de lanțuri scurte de acizi grași. Când apa uzată este introdusă într-un bazin biologic care lucrează în condiții anaerobe, prin reacțiile de fermentare care au loc în prezența organismelor

facultativ heterotrofe, se formează cantități suplimentare de acizi grași. Prin difuzie pasivă, acetatul este transportat prin membrana celulară ca acid acetic nedisociat, însă, o dată intrat în interior, este activat la acetil-CoA prin hidroliza adenozin-trifosfatului (ATP) cuplat, rezultând adenozin difosfat (ADP). ATP-ul este de asemenea utilizat pentru a menține forța motrică a protonului, pierdută prin transportul protonilor asociați acidului acetic nedisociat. Celula bacteriană răspunde la scăderea raportului ATP/ADP prin stimularea resintezei ATP-ului din polifosfatul stocat. O parte din acetil-CoA este metabolizată prin ciclul acidului tricarboxilic, pentru a asigura puterea de reducere necesară pentru sinteza PHB-ului. Cantitatea de acetil – CoA rămasă este transformată în PHB, în acest polimer fiind stocat  $\approx 90$  % din carbonul acetat. Fără prezența polifosfatului pentru a asigura energia necesară resintezei ATP-ului, acetatul s-ar dezvolta în celulă, fără a exista însă și transportul acestuia, deci nu s-ar mai forma PHB. Hidroliza polifosfatului pentru formarea ATP-ului crește concentrația intracelulară a fosfatului anorganic care este eliberat în soluție în același timp cu cationii, pentru a se păstra echilibrul de schimb [38] [84].

Când apa uzată și biomasa asociată intră în zona aerată, conținutul în substanță organică solubilă al apei uzate este scăzut, însă organismele acumuloare de fosfat conțin rezerve mari de PHB. Mai mult, apa uzată este bogată în fosfat anorganic, în timp ce organismele acumuloare de fosfat au niveluri scăzute de polifosfat. Deoarece în zona aerată există oxigenul, ca acceptor de electroni, aceste organisme își îndeplinesc funcția metabolică de dezvoltare prin utilizarea PHB-ului stocat ca sursă proprie de carbon și energie, generând ATP prin transportul de electroni. Creșterea raportului ATP/ADP stimulează sinteza polifosfatului, reducând astfel fosfatul și cationii asociați din soluție și regenerând polifosfatul stocat în celule. Datorită cantității mari de energie furnizate prin metabolismul aerob al PHB stocat, organismele acumuloare de fosfat sunt capabile să preia tot fosforul eliberat în zona anaerobă, plus fosfatul original, existent în apa uzată [38][88].

Circulația continuă dintre zonele anaerobe și aerobe conferă organismelor acumuloare de fosfat un avantaj competitiv spre deosebire de organismele heterotrofe obișnuite, în sensul că fără capacitatea de a produce și a utiliza polifosfatul, organismele heterotrofe nu pot consuma substanța organică din zona anaerobă.

#### *b. Modelul Mino*

Modelul Mino este similar modelului Comeau - Wentzel, diferența majoră apărând din considerarea rolului glicogenului, un polimer de stocare a carbohidraților. În acest model, în zona anaerobă, energia de reducere necesară pentru sinteza PHB-ului din acetil-CoA provine din metabolismul glucozei eliberată din glicogen. Glucoza este oxidată la piruvat, asigurându-se o parte din ATP-ul necesar pentru a transforma acetatul în acetil-CoA și o parte

din energia de reducere necesară pentru sinteza PHB-ului. Piruvatul este decarboxidat oxidativ în acetyl-CoA și dioxid de carbon, iar electronii eliberați sunt de asemenea utilizați în sinteza PHB-ului [38], [84][95].

În condiții anaerobe organismele acumuloare de fosfat nu se dezvoltă, dar stochează acidul acetic ca PHB, prin scindarea polifosfaților, eliberând fosfat solubil.

Rata de consum a acidului acetic,  $r_{SA}$  este [33]:

$$r_{SA} = -\hat{q}_A \cdot \left( \frac{S_A}{K_A + S_A} \right) \cdot \left[ \frac{X_{PP}/X_{B,P}}{K_{PP} + (X_{PP}/X_{B,P})} \right] \cdot X_{B,P} \quad (3.50)$$

unde:  $\hat{q}_A$  - rata specifică maximă de consum a acidului acetic, [ $h^{-1}$ ];

$S_A$  - concentrația acidului acetic, exprimată în unități CCO, [mg/l];

$K_A$  - coeficient de semisaturație pentru acidul acetic, [mgCCO/l];

$X_{PP}$  - concentrația polifosfaților în biomasă, [mg P/l];

$K_{PP}$  - coeficient de semisaturație pentru polifosfați, [mg P/mg organisme acumuloare de fosfat-CCO];

$X_{B,P}$  - concentrația organismelor acumuloare de fosfat din biomasă, exprimată în unități de CCO, [mg/l].

Stoichiometria reacției arată că pentru fiecare mg de acid acetic consumat se formează 1 mg de PHB-CCO în biomasă [38]. Astfel, expresia ratei de formare a PHB,  $r_{XPHB}$ , este:

$$r_{XPHB} = -r_{SA} \quad (3.51)$$

Pentru fiecare unitate de acid acetic stocată ca CCO, sunt eliberate  $Y_P$  unități de fosfat solubil; concentrația în fosfat solubil,  $S_P$ , crește cu o cantitate egală cu descreșterea concentrației în polifosfați stocați. Astfel,

$$r_{SP} = -r_{XPP} = Y_P \cdot r_{XPHB} \quad (3.52)$$

Conform literaturii de specialitate, valoarea lui  $Y_P$  este 0,40 mg P/mg CCO; pentru  $K_A$  și  $K_{PP}$  se consideră valorile de 4,0 mg CCO/l și respectiv 0,01[mg P/mg organisme acumuloare de fosfat - CCO] [38] [95].

În condiții aerobe, organismele acumuloare de fosfat se dezvoltă pe baza PHB-ului stocat ca sursă proprie de carbon și de energie. PHB-ul stocat este singura lor sursă de substrat pentru dezvoltare, chiar dacă aceste organisme se pot dezvolta și pe baza substratului solubil (care se găsește oricum într-o cantitate foarte mică). Deoarece procesul are loc numai în condiții aerobe, expresia ratei de dezvoltare a organismelor acumuloare de fosfat conține un termen care joacă rol de comutator funcție de nivelul oxigenului; această funcție face ca rata să tindă la zero când oxigenul este absent:



$$r_{XBP} = \hat{\mu}_P \cdot \left[ \frac{X_{PHB}/X_{B,P}}{K_{PHB} + (X_{PHB}/X_{B,P})} \right] \cdot \left( \frac{S_P}{K_P + S_P} \right) \cdot \left( \frac{S_O}{K_O + S_O} \right) \cdot X_{B,P} \quad (3.53)$$

unde:  $\hat{\mu}_P$  - rata de dezvoltare specifică maximă pentru organismele acumuloare de fosfat;

$X_{PHB}$  - concentrația în PHB stocat [mg CCO/l];

$S_P$  - concentrația în fosfat solubil, [mg P/l];

$K_P$  - coeficient de semisaturație pentru fosfatul solubil, [mg P/l];

$S_O$  - concentrația în oxigen dizolvat, [mg O<sub>2</sub>/l];

$K_O$  - coeficient de semisaturație pentru oxigenul dizolvat, [mg O<sub>2</sub>/l].

Deoarece PHB-ul disponibil nu se găsește într-o formă liberă în mediu, ci este stocat în biomasă,  $K_{PHB}$  se exprimă în [mg PHB – CCO/mg organisme acumuloare de fosfat, CCO] [32], [33].

Conform literaturii de specialitate, valorile uzuale ale coeficienților de semisaturație sunt: 0,01 [mg PHB-CCO/mg organisme acumuloare de fosfat-CCO] pentru  $K_{PHB}$ ; 0,20 mg P/l pentru  $K_P$  și 0,20 mg O<sub>2</sub>/l pentru  $K_O$  [38], [95].

Relația dintre  $r_{XBP}$ ,  $r_{XPHB}$  și  $r_{SO}$  (în unități CCO) este:

$$\frac{r_{XPHB}}{\left( -\frac{1}{Y_{OAF}} \right)} = \frac{r_{SO}}{(-1) \cdot \left[ -\left( \frac{1 - Y_{OAF}}{Y_{OAF}} \right) \right]} = \frac{r_{XBP}}{1} \quad (3.54)$$

unde:  $Y_{OAF}$  - coeficient de productivitate pentru dezvoltarea organismelor acumuloare de fosfat pe baza PHB-ului stocat; valoarea uzuală a acestui coeficient este 0,63 [mg organisme acumuloare de fosfat – CCO/mg PHB – CCO] [32], [33].

În condiții aerobe se produce și stocarea polifosfaților, energia necesară pentru acest proces derivând tot din utilizarea PHB-ului stocat. Stocarea polifosfaților se oprește când concentrația în organisme acumuloare de fosfat devine foarte mare; pentru acest motiv, rata de stocare a polifosfaților conține un termen care scade rata de stocare a polifosfaților la atingerea valorii maxime admisibile a concentrației organismelor acumuloare de fosfat:

$$r_{XPP} = \hat{q}_{PP} \cdot \left[ \frac{X_{PHB}/X_{B,P}}{K_{PHB} + (X_{PHB}/X_{B,P})} \right] \cdot \left( \frac{S_P}{K_P + S_P} \right) \cdot \left( \frac{S_O}{K_O + S_O} \right) \cdot \left[ \frac{K_{PMAX} - (X_{PP}/X_{B,P})}{K_{IPP} + K_{PMAX} - (X_{PP}/X_{B,P})} \right] \cdot X_{B,P} \quad (3.55)$$

unde:  $\hat{q}_{PP}$  - rata specifică maximă de stocare a polifosfaților; valoarea uzuală este 0,06 [mg P/mg organisme acumuloare de fosfat-CCO, h] la temperatura de 20 °C [32], [33];

$K_{IPP}$  - coeficient de inhibare pentru stocarea polifosfaților; valoarea uzuală este 0,02 [mg P/mg organisme acumuloare de fosfat-CCO] [2][3][38].

Relația dintre  $r_{XPHB}$ ,  $r_{SO}$ ,  $r_{SP}$  și  $r_{XPP}$  este:

$$\frac{r_{XPHB}}{-Y_{PHB}} = \frac{r_{SO}}{(-1) \cdot (-Y_{PHB})} = \frac{r_{SP}}{-1} = \frac{r_{XPP}}{1} \quad (3.56)$$

unde:  $Y_{PHB}$  - necesarul de PHB pentru stocarea polifosfaților; valoarea uzuală este 0,20 [mg PHB-CCO/mg P] [38].

În expresia de mai sus, ratele pierderii de PHB și consumului de oxigen sunt asociate numai stocării polifosfaților. Fosforul este un nutrient necesar și pentru sinteza biomasei; dacă  $i_{P/XB}$  este cantitatea de fosfor înglobată în materialul celular pe unitatea de organisme acumuloare de fosfat formată, rata totală de reducere a fosforului solubil prin organismele acumuloare de fosfat este:

$$r_{SP} = -(i_{P/XB} \cdot r_{XBP}) - r_{XPP} \quad (3.57)$$

iar  $r_{XBP}$  este dată de ecuația (2.63). Biomasa celulară conține  $\approx 2,5\%$  P, iar  $i_{P/XB}$  are o valoare de  $\approx 0,02$  mg/mg biomasă – CCO [4] [38]. Dacă în sistem se dezvoltă și organisme autotrofe și heterotrofe, acestea vor consuma și ele fosfor solubil, pentru înglobarea în biomasă, cu aceeași stoechiometrie.

### 3.2.2. Procese chimice folosite pentru îndepărtarea fosforului din apele uzate

#### 3.2.2.1. Precipitarea chimică

În aplicațiile legate de epurarea avansată a apelor uzate, precipitarea chimică implică adaosul de reactivi chimici pentru alterarea formei fizice a substanțelor coloidale și în suspensie și îmbunătățirea reducerii lor prin sedimentare. În anumite situații, distrugerea particulelor coloidale este înceată iar reducerea este împiedicată chiar prin blocarea coagulantului într-un precipitat voluminos. Reactivii cei mai des utilizați în precipitarea chimică sunt: *sulfatul de aluminiu hidratat* [ $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$  și  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$ ], *clorura ferică* [ $FeCl_3$ ], *sulfatul feric* [ $Fe_2(SO_4)_3$  și  $Fe_2(SO_4)_3 \cdot 3H_2O$ ], *sulfatul feros* [ $Fe(SO_4) \cdot 7H_2O$ ] și *varul* [ $Ca(OH)_2$ ].

Pentru aplicațiile epurării avansate, precipitarea chimică este cel mai adesea folosită pentru îndepărtarea compușilor pe bază de fosfor din apa uzată. Eliminarea fosforului din apa uzată prin utilizarea reactivilor chimici constă în încorporarea fosfatului în interiorul



Un mol de aluminiu reacționează cu un mol de fosfat iar raportul masic Al/P este 27/31, deci 0,87/1 [65]. Uzual, aluminiul se folosește în precipitarea fosforului sub forma *sulfatului de aluminiu hidratat*. Reacția sulfatului de aluminiu cu fosfatul este următoarea:



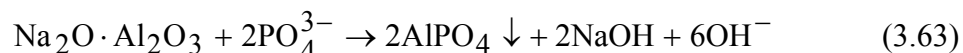
Un mol de sulfat de aluminiu (594 g) reacționează cu doi moli de fosfat (190 g), conținând 62 g de fosfor și rezultă doi moli de fosfat de aluminiu (244 g). Raportul masic este 9,6/1 [67]. Aceste valori sunt teoretice. În practică, datorită reacțiilor complementare care au loc, cantitățile de sulfat de aluminiu sunt mai mari. Factorii care influențează cantitatea de sulfat de aluminiu necesară pentru precipitarea fosforului din apa uzată sunt: alcalinitatea, pH-ul, constituenții ionici (sulfați, fluoruri, sodiu), cantitatea și natura suspensiilor, microorganismele și condițiile fizice existente în obiectele tehnologice din stația de epurare.

În calculele de proiectare se utilizează reacția:



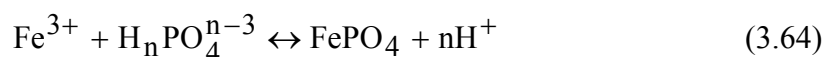
pH-ul optim pentru reținerea fosforului prin adaos de sulfat de aluminiu se situează în domeniul 5,5 ... 6,5 [38], [67], [110], [117]. Scăderea pH-ului datorită adaosului de sulfat de aluminiu depinde de alcalinitatea apei uzate și de dozajul de sulfat. Dacă alcalinitatea apei este foarte scăzută, poate fi necesar adaosul de reactivi chimici pentru a compensa scăderea pH-ului datorată adaosului de sulfat. Cu toate că se pot utiliza acizi puternici pentru aducerea pH-ului în domeniul optim, se preferă introducerea unor doze mai mari de sulfat de aluminiu.

Pentru precipitarea fosfatului se mai utilizează *aluminatul de sodiu*, cu următoarele formule generale:  $\text{Na}_2\text{Al}_2\text{O}_4$  și  $\text{NaAlO}_2$ . Trihidratul granular comercial este  $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ . Reacția între aluminatul de sodiu și fosfat este:



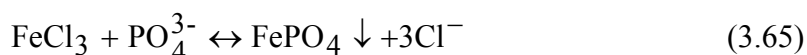
Ca produs de reacție, hidroxidul de sodiu va tinde să crească pH-ul apei uzate, deci aluminatul de sodiu poate fi utilizat pentru apele uzate cu alcalinitate scăzută, în care utilizarea sulfatului de aluminiu ar cauza scăderea suplimentară a pH-ului. Raportul molar Al/P este 1/1 iar raportul masic este 0,87/1; raportul masic aluminat de sodiu/fosfor este 3,6/1 [67], [117].

### 3.2.2.4. Precipitarea fosforului cu fier



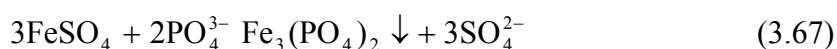
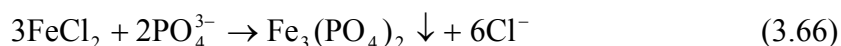
Sărurile de fier utilizate în precipitarea chimică a fosforului sunt: *clorura ferică*, *sulfatul feric*, *clorura feroasă* și *sulfatul feros*, ultimele două fiind disponibile ca lichide de decapare, provenind din oțelării; lichidele de decapare pot conține cantități mari de acid hidrocloric sau de acid sulfuric care pot cauza distrugerea alcalinității și scăderea pH-ului.

Reacția între clorura ferică și fosfat este:



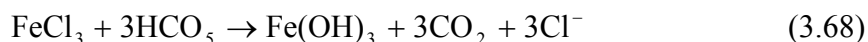
Raportul molar Fe/P este 1/1; raportul masic pentru Fe/P este 1,8/1 iar pentru FeCl<sub>3</sub>/P este 5,2/1 [67], [110], [117].

Reacțiile între sărurile feroase (clorura feroasă și sulfatul feros) sunt:



În realitate, mecanismul de reacție este mult mai complex decât o arată reacțiile prezentate.

Adaosul de săruri de fier conduce la distrugerea alcalinității:



Experiența practică a demonstrat că sărurile de fier sunt cele mai eficiente în precipitarea fosforului iar pH-ul optim pentru aceasta este situat în domeniul 4,5 ... 5. S-a constatat totuși că se poate realiza o reținere semnificativă a fosforului și la valori mai mari ale pH-ului. Pentru ionul feros, Fe<sup>2+</sup>, pH-ul optim este aproximativ 8. De asemenea, se poate obține o reducere satisfăcătoare a fosforului la un pH situat în domeniul 7 ... 8.

Procedeele de epurare bazate pe procesul de precipitare chimică sunt capabile să reducă 50-70 % din azotul organic, 20-30 % din azotul total și 70-90 % din fosforul total.

### 3.3. Tehnologii de epurare avansată

#### 3.3.1. Tehnologii de îndepătare a azotului

##### 3.3.1.1. Preanoxică

###### a. Ludzack-Ettinger

Schema care stă la baza procesului preanoxic a fost dezvoltată de Ludzack-Ettinger. Conform acestei scheme (figura 3.4), influentul este introdus într-o zonă anoxică, care este urmată de o zonă aerobă. Principiul de bază al procesului se bazează pe faptul că nitrații formați în zona aerobă sunt recirculați la zona anoxică sub forma nămolului activat de recirculare. Deoarece nitrații se regăsesc numai în nămolul activat de recirculare, procesul de denitrificare este mult dependent de coeficientul de recirculare al nămolului activat. În această schemă, de regulă se utilizează coeficienți de recirculare mari pentru a se evita nămolul plutitor datorită denitrificării care poate apărea în decantorul secundar [48][109][110].

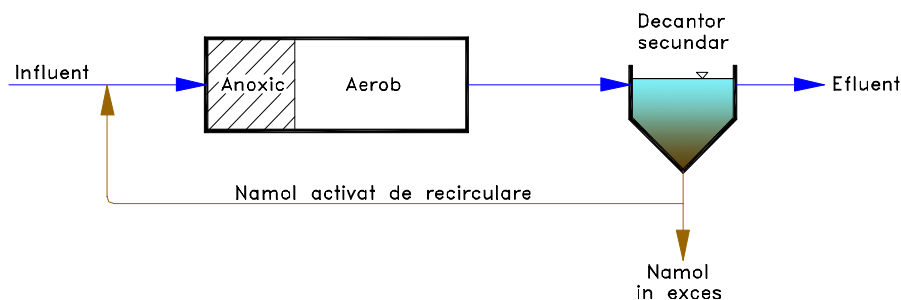


Fig. 3.4 - Schema de epurare Ludzack-Ettinger

###### b. Ludzack-Ettinger Modificată

La baza acestei scheme de epurare stă schema Ludzack-Ettinger cu deosebirea că nitrații sunt furnizați zonei anoxice direct din avalul zonei aerobe, prin prevederea unei recirculări interne (figura 3.3). Prin aceasta s-a obținut atât creșterea eficienței globale de reținere a azotului cât și creșterea ratei denitrificării. Coeficientul de recirculare internă (definit ca raportul dintre debitul recirculat și cel influent) variază în mod obișnuit între 2÷4. Procesul este adaptabil stațiilor de epurare cu nămol activat existente și realizează în mod obișnuit valori ale azotului total sub 10 mg/l.

În general un raport CBO/TKN de 4:1 în apa uzată influentă este suficient pentru reducerea nitraților în cadrul proceselor preanoxice. Timpul de retenție al unui bazin anoxic pentru procesul Ludzack-Ettinger modificat variază între (2÷4) h. Când zona anoxică este împărțită în 3 sau 4 trepte în serie, ratele denitrificării cresc, iar timpul de retenție necesar se reduce la circa 50÷70% din cel aferent schemei cu o singură treaptă.

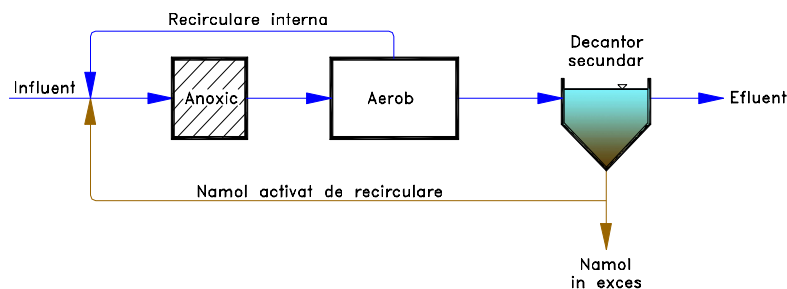


Fig. 3.3 - Schema de epurare Ludzack-Ettinger modificată

### c. Microfiltrare în bazinul cu nămol activat

Una dintre cele mai performante tehnologii de epurare biologică o constituie utilizarea microfiltrării direct în bazinul cu nămol activat (figura 3.5). Astfel, din ansamblul clasic al treptei biologice, alcătuit din bazin cu nămol activat și decantor secundar, se renunță la acesta din urmă, rolul lui (de separarea solide-lichide) fiind preluat de microfiltrele introduse în bazinul cu nămol activat. Aceste microfiltre sunt configurate sub forma unor pachete de micro-filtrare prinse la ambele capete și racordate la o conductă vidată. Prin crearea vidului în interiorul fibrelor, apa penetrează membrana datorită gradientului de presiune, din bazin în interiorul fibrelor, lăsând în bazin materia în suspensie, respectiv nămolul activat. În acest caz, evacuarea nămolului în exces se face direct din bazinul cu nămol activat. Se pot obține concentrații de până la 12.000 - 15.000 mg/l, cu efecte directe asupra vârstei nămolului, respectiv asupra dimensionării bazinului cu nămol activat. De asemenea, aerarea apei, pe lângă rolul important de a asigura oxigenul necesar desfășurării proceselor biologice din bazin, asigură și menținerea nămolului în suspensie, astfel încât apa să poată fi separată din amestecul lichid.

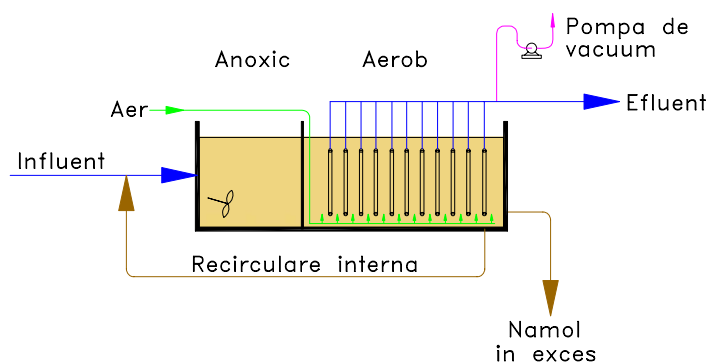


Fig. 3.5 – Schema de epurare cu Microfiltrare în bazinul cu nămol activat

Avantajul acestei tehnologii îl constituie eliminarea decantorului secundar (economisire de spațiu) și a liniei de recirculare a nămolului. Nu este însă eliminată recircularea internă în partea amonte a compartimentului de denitrificare. Din punct de vedere al performanțelor, în efluentul treptei biologice se obțin valori pentru  $CBO_5 < 5 \text{ mg/l}$ , pentru azotul amoniacal  $\leq 0,5 \text{ mg/l}$  iar pentru fosfor total  $\leq 0,1 \text{ mg/l}$  [136]. De asemenea, au un efect semnificativ și asupra coliformilor totali  $< 100 \text{ cfu/100 ml}$  și coliformi fecali  $< 10 \text{ cfu/100 ml}$  [23].

#### d. *Step-Feed*

Conceputul de preanoxic este utilizat la schemele de epurare cu alimentare fracționată (step feed). Procesul Step Feed este utilizat la bazinele de aerare existente cu multiple treceri, se pot adopta trepte anoxic/aerobic simetrice (figura 3.6). Uneori se utilizează trepte nesimetrice cu trepte anoxic/aerob mai mici ce prezintă avantajul unei concentrații ridicate de nămol activat în primele trepte, datorită diluției scăzute a nămolului activat de recirculare, rezultând o capacitate de epurare sporită. Utilizând o distribuție clasică a debitului influent care este 15%/35%/30%/20% la sistemele cu 4 treceri, fracțiunea finală de debit la ultima treaptă anoxic/aerob este critică deoarece nitrării produși aici (zona aerobă) nu vor mai fi reduși, dictând concentrația de  $NO_3^- - N$  din efluent. Concentrația de  $NO_3^- - N$  din efluent poate atinge valori mai mici de 8 mg/l.

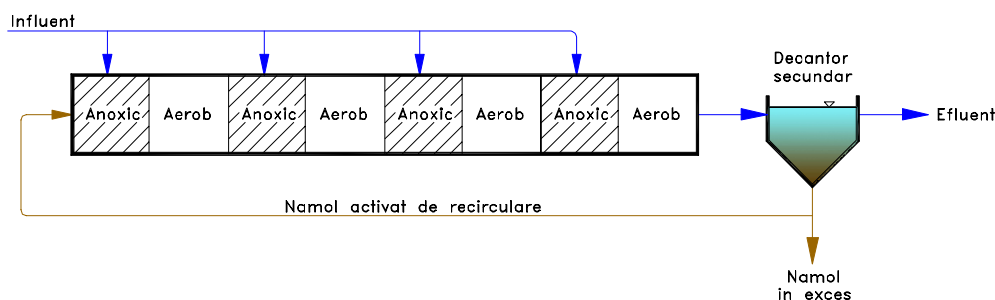


Fig. 3.6 - Schema de epurare Step-Feed

#### e. *Bazine cu funcționare secvențială (Sequencing Batch Reactors-SBR)*

Bazinele cu funcționare secvențială pot fi considerate ca o denitrificare preanoxică. Ea intervine în etapa de "Umplere" (figura 3.7) în care contactul dintre debitul de apă uzată influentă și amestecul lichid se face prin mixare. În majoritatea cazurilor, funcție de încărcarea apei uzate influente, respectiv cantități de CBO și un timp de umplere suficient, acestea sunt elementele necesare pentru a elimina aproape toți nitrării existenți în amestecul lichid după treptele de "decantare" și de "evacuare a apei decantate". De asemenea, o parte

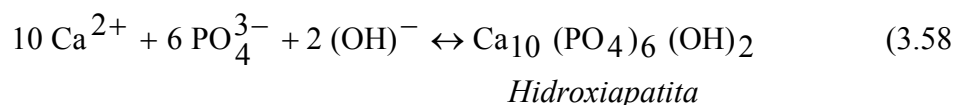
flocoanelor și reținerea ulterioară a acestora. Fosforul poate fi încorporat fie în suspensii biologice (microorganisme) fie în precipitații chimici.

Reactivii chimici cei mai utilizați pentru eliminarea fosforului sunt sărurile metalice și varul. Sărurile metalice cel mai des utilizate sunt clorura ferică și sulfatul de aluminiu. Utilizare mai restrânsă au sulfatul feros și clorura feroasă, reactivi disponibili ca subproduși ai proceselor din oțelării (soluții de decapare) și polimerii în combinație cu sărurile de fier sau de aluminiu; și mai puțin se utilizează varul, datorită creșterii cantității de nămol necesar a fi prelucrat și problemelor de întreținere și funcționare asociate cu manipularea, stocarea și alimentarea cu var.

### 3.2.2.2. Precipitarea fosforului cu var

Calciul se introduce uzual sub forma varului,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . La adăugarea varului în apă, acesta reacționează cu alcalinitatea bicarbonată naturală, pentru a precipita în  $\text{CaCO}_3$ . Abia la valori ale pH-ului către valoarea 10, ionii de Ca în exces reacționează cu fosfatul, pentru a precipita hidroxiapatita,  $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$ .

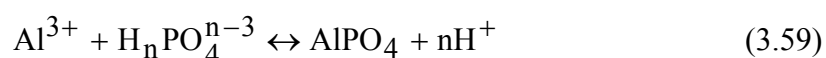
Reacția chimică ce descrie precipitarea fosfatului cu calciu este [67]:



Cantitatea de var necesară depinde în primul rând de alcalinitatea apei uzate și mai puțin de cantitatea existentă de fosfat, aceasta datorită reacției varului cu alcalinitatea apei uzate. Astfel, cantitatea de var necesară pentru precipitarea fosfatului din apa uzată este în general de 1,4 - 1,5 ori alcalinitatea totală a apei uzate respective, exprimată prin  $\text{CaCO}_3$ . Datorită valorii mari a pH-ului necesar pentru precipitarea fosfatului, co-precipitarea nu este eficientă.

În situațiile în care se introduce var în apa uzată brută sau în efluentul secundar, este necesară ajustarea pH-ului înainte ca apa să intre în fluxul de epurare, respectiv înainte de epurarea ulterioară celei secundare. Pentru scăderea valorii pH-ului se practică în general recarbonatarea cu  $\text{CO}_2$ .

### 3.2.2.3. Precipitarea fosforului cu aluminiu



Ionii de aluminiu reacționează cu ionii de fosfat și formează fosfatul de aluminiu:



din azotați sunt reduși în etapele de ”decantare” și de ”evacuare a apei decantate”. Mixarea separată asigură o flexibilitate în exploatare pentru exploatarea aerobă în timpul perioadei de aerare, precum și pentru perioadele anoxice sau anaerobe în timpul fazei de ”umplere”. Mixarea fără aerare în timpul perioadei de umplere este eficientă în îmbunătățirea proprietăților de sedimentare a nămolului, pentru eliminarea azotului. Valoarea concentrației efluente de  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  în cazul bazinelor cu funcționare secvențială atinge valori sub 5 mg/l.

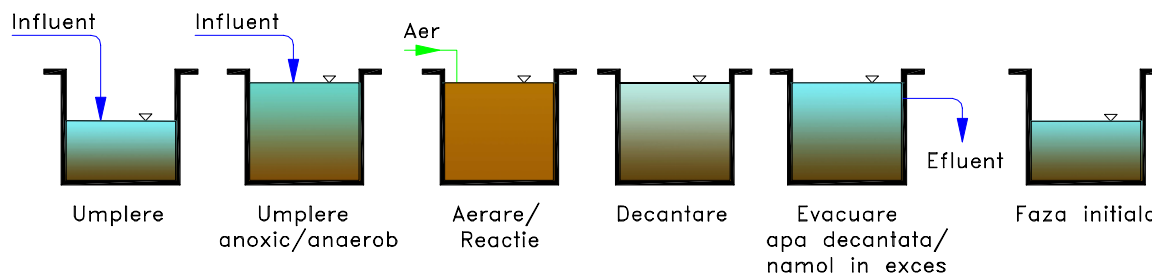


Fig. 3.7. - Schema de epurare cu Bazine cu funcționare secvențială (SBR)

#### f. Bio-denitro

Schema de epurare Bio-denitro (figura 3.8.) are la bază tehnologia șanțurilor de oxidare izolate pe faze. Tehnologia presupune utilizarea a cel puțin două șanțuri de oxidare în serie în care succesiunea de operare a șanțurilor și exploatarea zonelor aerobe și anoxice este alternantă. Pentru anumite faze de exploatare sunt instalate mixere submersibile pentru mixare în perioadele când nu sunt aerate. Bazinul continuă să primească apă uzată influentă și să funcționeze ca o zonă preanoxică. Asemănător ca la bazinele cu funcționare secvențială, nitratul este disponibil de la perioadele de nitrificare aerobă. În plus, denitrificarea în zonele preanoxice, reducerea nitraților este posibilă în perioadele de operare aerobe funcție de concentrația de oxigen dizolvat. Duratele fazelor A, B, C și D sunt în general de 1,5h, 0,5h, 1,5h și 0,5h.

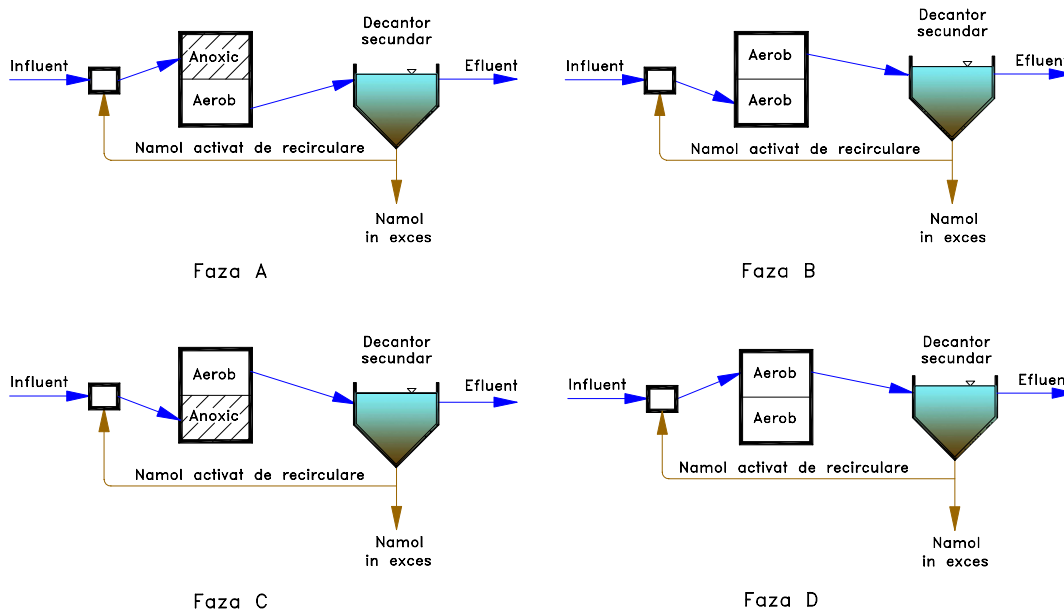


Fig.3.8. - Schema de epurare Bio-denitro

### g. Nitrox

În procesul Nitrox (figura 3.9), exploatarea șanțului de oxidare este schimbată de la o operare aerobă la una anoxică prin oprirea aerării (furnizării aerului) și pornirea unui mixer submersat pentru a menține viteza în canal. Procesul depinde de controlul potențialului de oxido-reducere pentru [29] a determina când concentrația de nitrat este redusă în perioada anoxică și [23][136] a reporni aerarea. La momente stabilite aerarea este oprită iar mixerele sunt pornite. Când nitratul este redus pe perioada când aerarea este oprită, potențialul de oxido-reducere se reduce foarte mult. Valoarea potențialului este transmisă la un calculator de proces care pornește aerarea. O exploatare obișnuită a procesului Nitrox constă în oprirea aerării de două ori pe zi, de regulă dimineața când încărcarea crește și în primele ore ale serii. Timpul necesar pentru reducerea nitraților este de regulă cuprins între 3÷5h, funcție de încărcarea stației și de conținutul de nitrați din șanțul de oxidare. Au fost realizate în multe cazuri concentrații în efluent de  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  și de  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  cuprinse între 1,0÷1,5 mg/l.

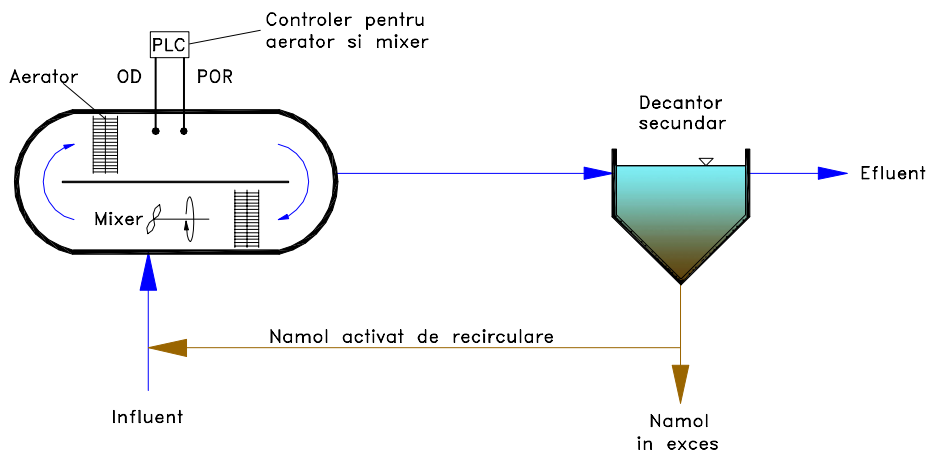


Fig.3.9. - Schema de epurare Nitrox

### 3.3.1.2. Postanoxică

#### h. Treapta unică cu nămol

În procesul Treapă unică cu nămol dezvoltat de Wuhrmann [136], eliminarea azotului este realizată în procesul cu nămol activat prin adăugarea unui bazin anoxic cu mixare după bazinul de nitrificare aerobă (figura 3.10.). Pentru a obține o eficiență ridicată în eliminarea azotului, este necesar să se asigure un timp de retenție mărit în bazinul postanoxic deoarece rata de denitrificare este proporțională cu rata respirației endogene în amestecul lichid din bazin.

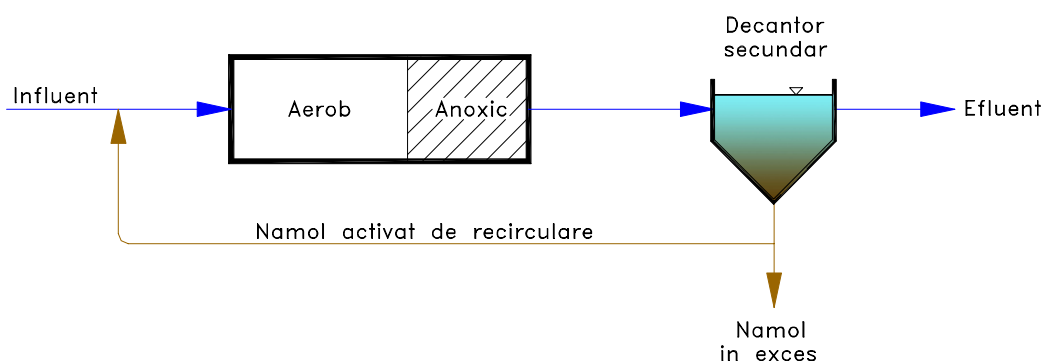


Fig. 3.10. - Schema de epurare cu Treaptă unică cu nămol activat (Wuhrmann)

#### i. Bardenpho (4 trepte)

Procesul de epurare Bardenpho în 4 trepte [48] se caracterizează prin aceea că are incorporat în el atât denitrificare preanoxică cât și postanoxică (figura 3.11.). Timpul de retenție a treptei postanoxice este egal sau mai mare decât cel utilizat pentru zona preanoxică.

În zona postanoxică conținutul de  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  este relativ scăzut de la  $5 \div 7$  mg/l la mai puțin de 3 mg/l. De asemenea, s-a constatat că odată cu eliminarea azotului are loc și reducerea biologică a fosforului.

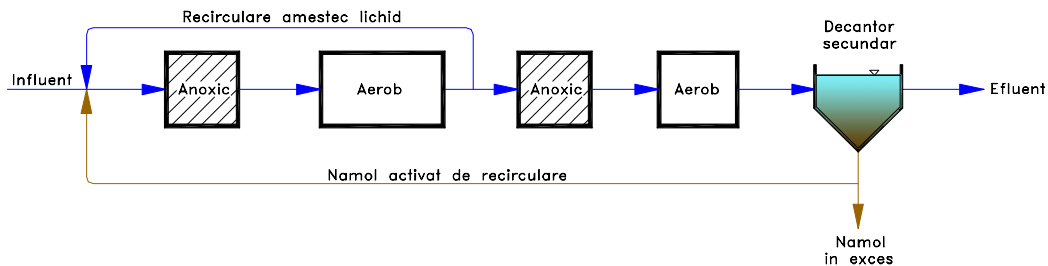


Fig. 3.11. - Schema de epurare Bardenpho în 4 trepte

#### j. Șanțuri de oxidare

La șanțurile de oxidare, funcție de modul de proiectare și de lungimea lor, zonele de denitrificare anoxice pot realiza eliminarea biologică a azotului în același bazin (figura 3.12.). Cum în aval de aerator zona este aerobă, pe măsură ce apa se îndepărtează de aerator, concentrația de oxigen dizolvat scade datorită cantității de oxigen consumate de biomasa din bazin. La un anumit punct, unde concentrația de oxigen dizolvat este suficient de scăzută, în acea porțiune a bazinului se creează o zonă anoxică în care nitratul va fi utilizat pentru respirația endogenă din amestecul lichid, deoarece, majoritatea CBO ușor biodegradabil a fost consumat anterior în zona aerobă. Datorită volumelor mari pe care de regulă șanțurile de oxidare le asigură, precum și datorită timpilor de retenție ai nămolului destul de mari, există o capacitate suficientă de nitrificare și denitrificare. Controlul concentrației de oxigen dizolvat este necesar pentru a menține un volum al zonei anoxice suficient pentru a asigura o reducere corespunzătoare a azotului.

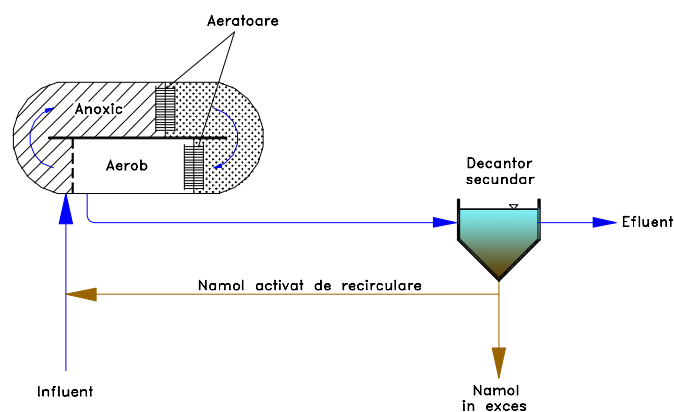


Fig. 3.12.- Schema de epurare cu Șanțuri de oxidare

### k. Treaptă dublă cu nămol și cu sursă externă de carbon

Acest proces se caracterizează prin prevederea unei zone postanoxice cu adăugare externă de carbon, de regulă metanol (figura 3.13.). Zona anoxică cu nămol activat este mixată (cu un timp de retenție de 1÷3 h), fiind urmată de o zonă de aerare scurtă (< 30 min) cu scopul de stripare a azotului gazos (separarea bulelor de gaz de azot de floconul format), pentru a asigura condiții optime de sedimentare în decantorul secundar, adică pentru a evita apariția nămolului plutitor în decantor. Necesitatea asigurării unui substrat organic după treapta de nitrificare apare din faptul că aproape întreaga cantitate de CBO influent în treapta biologică este consumată în procesul de nitrificare. Doza de metanol utilizată în mod obișnuit este de circa 3,0÷4,0 g/g de azot redus funcție de concentrația de oxigen dizolvat în influentul treptei postanoxice și de timpul de retenție al nămolului. Timpuri de retenție mai mari înseamnă cantități mai mari de biomasă oxidată de către respirația endogenă consumatoare de nitrați, conducând astfel la un raport metanol/nitrați mai scăzut.

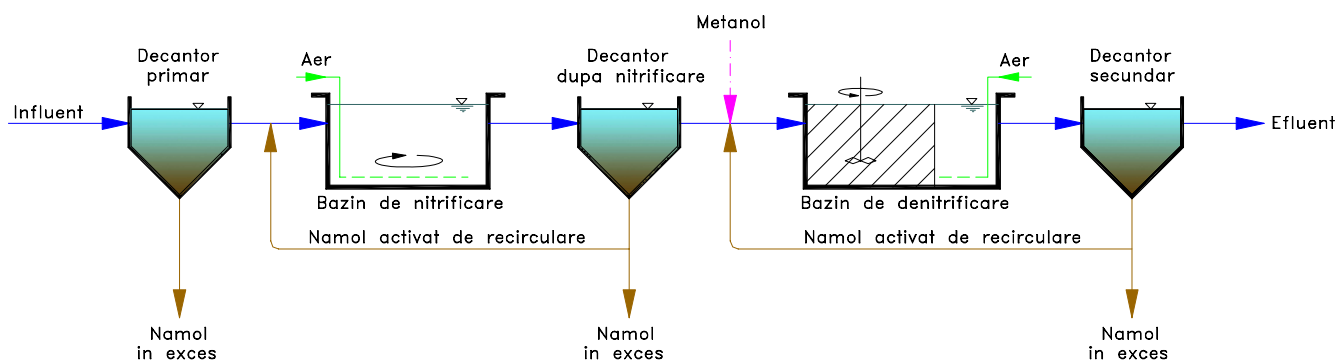


Fig. 3.13. - Schema de epurare cu Treaptă dublă de nămol activat cu sursă externă de carbon

#### 3.3.1.3. Nitrificare/Denitrificare simultană

##### e. Șanțuri de oxidare cu conținut scăzut în oxigen dizolvat

În situațiile în care șanțurile de oxidare au un volum suficient, ele pot asigura atât nitrificarea cât și denitrificarea la rate relativ scăzute și la concentrații de oxigen dizolvat mici (figura 3.14.). Procesul constă în asigurarea unei concentrații de oxigen dizolvat sub 0,5 mg/l prin control automat. În plus pe lângă controlul concentrației de oxigen dizolvat, se pot utiliza alte metode de control prin măsurarea NADH (coenzimei nicotinamide adenine dinucleotide), proces dezvoltat de Trivedi și Heinen (2000) [2]. Conținutul bacterial al formei reduse a enzimei nicotinamide adenine dinucleotide este măsurată prin fluorescența emisă după expunerea la emisii de lumină ultravioletă de către senzorul de NADH. Senzorul de NADH poate fi utilizat în procesul de nitrificare /denitrificare simultană prin (a) monitorizarea

schimbărilor de NADH în nămolul activat și (b) controlând exploatarea sistemelor cu nămol activat la concentrații de oxigen reduse până la zero. Rezultatele obținute prin aplicarea acestui proces au fost de sub 1,0÷3,0 mg/l în ceea ce privește concentrațiile în  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  și de  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ .

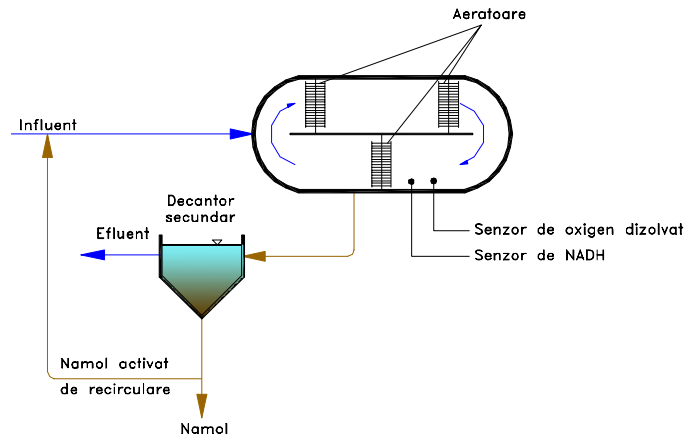


Fig. 3.14.- Schema de epurare cu Șanțuri de oxidare cu conținut scăzut în oxigen dizolvat

**m. Procesul Orbal**

Procesul Orbal constă în exploatarea a trei canale legate în serie (figura 3.15) la care concentrația de oxigen dizolvat este de maxim 0,3 mg/l în primul canal, de 0,5÷1,5 mg/l în cel de-al doilea canal și de 2,0÷3,0 mg/l în cel de-al treilea canal [136]. Apa uzată influentă și nămolul activat de recirculare sunt trimise în primul canal care reprezintă aproximativ jumătate din întregul volum al bazinului. Volumul celui de-al doilea și al treilea canal este circa o treime și respectiv o șesime din întregul volum. Recircularea internă a amestecului lichid la primul canal permite denitrificarea nitraților rezultați din nitrificarea ce are loc în canalele ulterioare. Diverse variante ale acestui proces pot rezulta din opțiunea de a recircula intern sau nu debit (procesul Bionutre) din cel de-al treilea canal la primul canal.

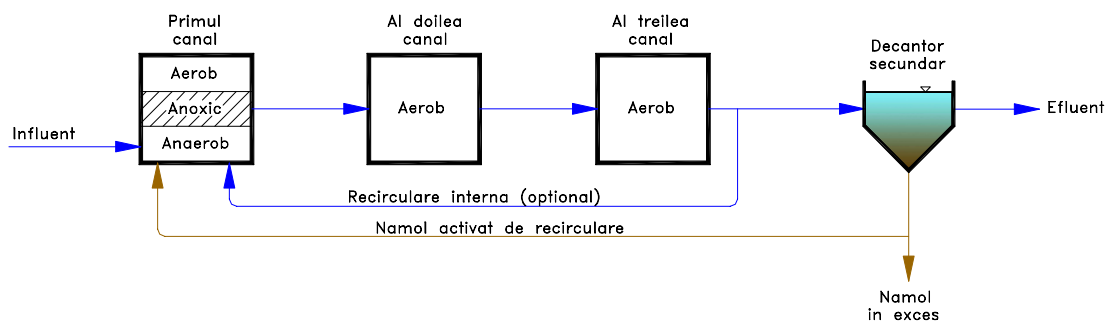


Fig. 3.15.- Schema de epurare Orbal

### 3.3.1.4. Tehnica de epurare biologică în trepte (STEP-FEED)

Prin definiție, procesul de epurare biologică Step-Feed, în care apa uzată decantată primar este introdusă în mai multe puncte în bazinul de aerare cu scopul de egalizare a raportului substrat/biomasă (S/B), se constituie ca o modificare a procesului de epurare convențional tip „piston” (plug flow).

Procesul clasic de epurare biologic de tip ”piston” (Ludzack-Ettinger modificat) prezintă o serie de dezavantaje, dintre care cel mai important îl constituie recircularea internă din avalul nitrificării (N), amonte de denitrificare (DN), în vederea furnizării de nitrați bazinului de denitrificare, recirculare ce poate ajunge la 400% din debitul de calcul (fig. 3.16.).

Astfel, a apărut ideea realizării unei succesiuni de reacții în care apa uzată, conținând substratul (substanță organică pe bază de carbon), este introdusă fracționat în cascadele de denitrificare, repartizarea acesteia putându-se realiza diferit funcție de necesarul de substrat pentru fiecare cascadă. De regulă, pentru un bazin de aerare Step-Feed obișnuit, apa uzată este distribuită câte o treime pentru fiecare cascadă de denitrificare (figura 3.17). În cazul în care distribuția apei se face procentual 70/20/10, atunci epurarea biologică în trepte (Step-Feed) se apropie de condițiile de reacție ale cascadei Plug Flow.

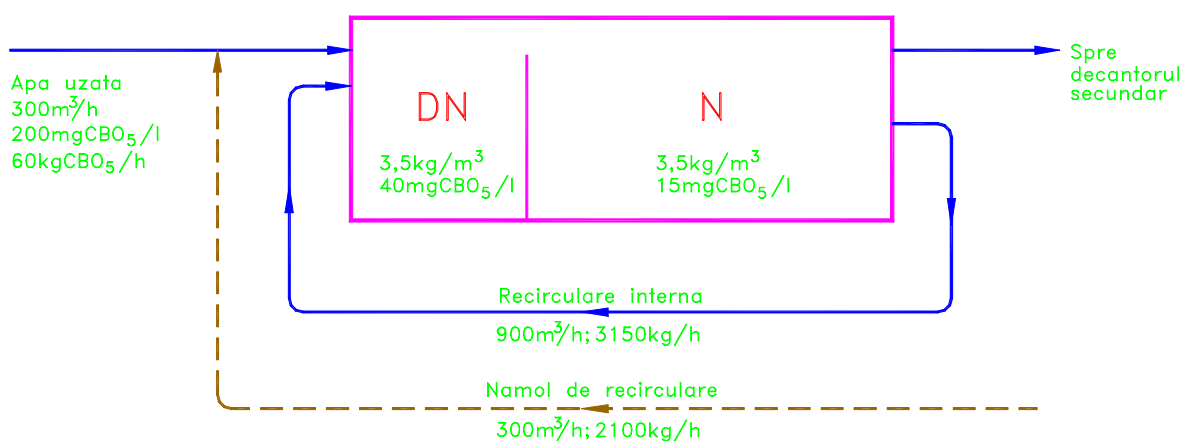


Fig.3.16. - Predenitrificare - Ludzack-Ettinger modificat

DN = denitrificare; N = nitrificare

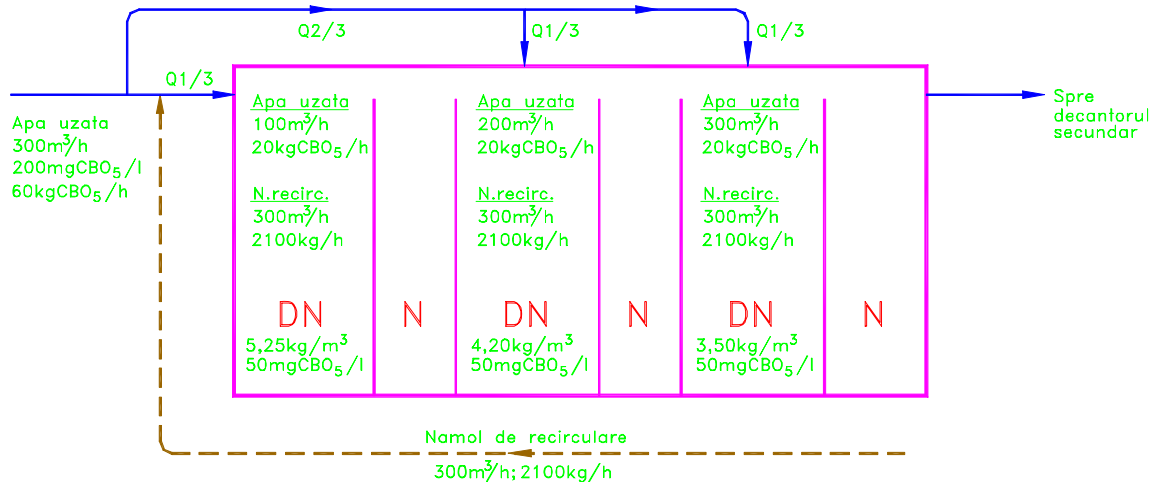


Fig. 3.17. – Proces de epurare biologică Step-Feed

Un dezavantaj al epurării biologice în trepte Step-Feed îl constituie faptul că în cazul unor încărcări hidraulice ridicate, există riscul ca substratul majorat din ultima cascadă să ajungă în efluent. În această situație, când se constată încărcări (hidraulice sau în impurificatori) mult mai mari decât cele luate în considerare la proiectare, se recomandă ca distribuția apei uzate brute să se facă cu o pondere mai mare în partea amonte a bazinului de aerare, micșorându-se în acest fel riscul ca o parte din substrat să ajungă în efluent.

### 3.3.1.5. Tehnica de cascadă

Ideea de bază care stă la baza tehnicii de cascadă este asemănătoare procesului de epurare biologică în trepte Step Feed cu deosebirea că apa uzată influentă nu mai este introdusă fracționat, ci este introdusă integral în prima cascadă din capătul amonte al bazinului (figura 3.18), nămolul de recirculare fiind introdus la același capăt amonte.

În cazul cascadei Plug Flow, gradul de epurare depinde esențial de raportul dintre gradul de impurificare și cantitatea de biomasă din bazinul cu nămol activat. Viteza de transformare depinde, însă, și de concentrația de substanțe nutritive (C, N și P) din bazin. Această concentrație nu este identică cu concentrația existentă în apa uzată influentă, ci depinde de amestecul lichid din bazinul cu nămol activat și de tipul procesului de epurare. Dacă se presupune că în decantorul secundar apa epurată se separă de nămolul activat (biomasa), ar trebui ca la capătul aval al bazinului cu nămol activat concentrația în substanțe organice să fie identică cu concentrația de evacuare. Acest lucru conduce, pentru



microorganismele aferente procesului, la un mediu cu foarte puține substanțe nutritive, deci la un metabolism scăzut.

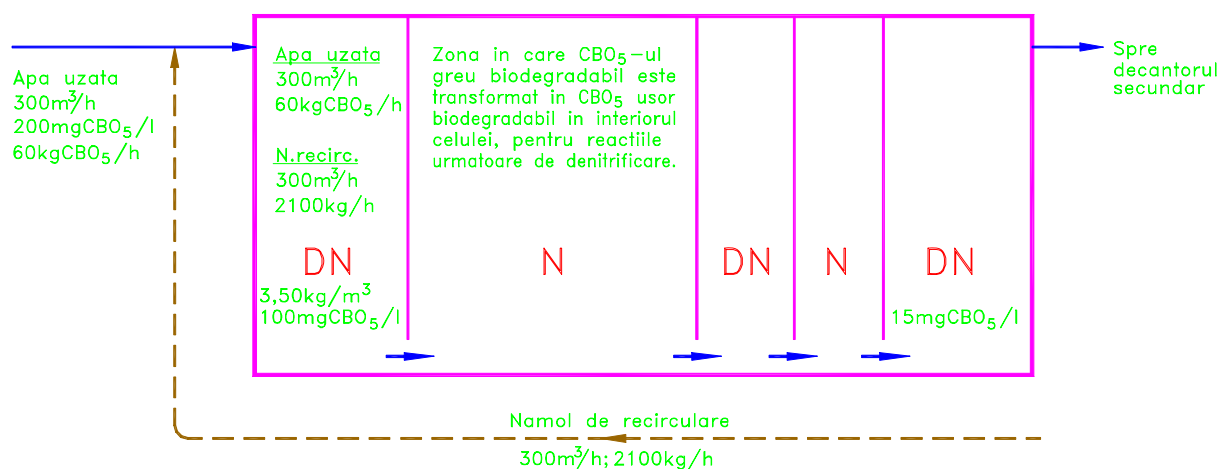


Fig. 3.18 - Cascada Plug Flow

DN = denitrificare; N = Nitrificare

Dacă bazinul se împarte în 4 camere egale (cascade) ce sunt parcurse succesiv, în prima cameră concentrația în substanțe nutritive va fi de 4 ori mai mare, fără a mai lua în considerare aportul dat de nămolul de recirculare. Astfel, în camerele următoare va apărea o reducere a concentrației datorită camerei precedente. La o încărcare egală cu CBO<sub>5</sub> - raportată la întreg volumul de reacție - se vor crea în reactoarele în cascadă, spații cu concentrații diferite de substanțe nutritive și viteze de reacție diferite. Aceași biomasă este supusă în mod continuu la zone inițial cu viteze mari de reacție ca apoi să fie supuse la zone cu viteze reduse de reacție.

Condițiile de reacție în cascade Plug Flow se caracterizează prin următoarele elemente:

- În capătul amonte se prezintă concentrații ridicate la o încărcare totală cu nămol activat scăzut. Aceasta conduce la reacții de ordinul 0 (cu viteze maxime). În continuare vor avea loc reacții de ordinul 1. Pentru ca în zona din amonte să se creeze condițiile necesare obținerii de viteze mari de reacție, este necesar a se asigura condiții de oxigenare maxime.

- Activitatea ridicată de oxigenare (respirație) în primele cascade, conduce la rate de denitrificare superioare.

- Carbonații necesari pentru denitrificarea biologică sunt produși în celulele bacteriene pe măsura creșterii timpului de aerare din cascada precedentă procesului de denitrificare.

#### **Influența concentrației de substrat asupra vitezei de descompunere**

Corelația dintre viteza de reacție (de descompunere) a substanței organice și concentrația de substrat a fost stabilită sub forma unei ecuații de grupul Michaelis-Menten-Gleichung. În urma valorilor înregistrate la stația de epurare Greven, a rezultat graficul din figura 3.19 [40]de mai jos:

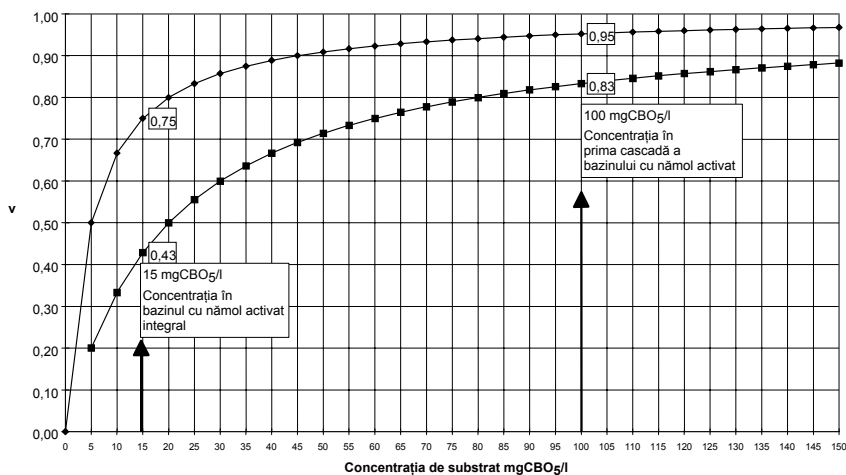


Fig. 3.19 - Viteza de reacție (de descompunere) funcție de concentrația de substrat /viteza de reacție

Din studiul graficului de mai sus se pot desprinde următoarele observații:

- prin introducerea tehnicilor de cascadă Plug Flow pentru eliminarea azotului și a carbonaților, volumul bazinelor poate fi redus cu 30-50% față de bazinele integrale. Reducerea volumelor conduce la concentrații mai mari.

- deoarece în prima cascadă are loc o oxigenare intensivă, în cascada de denitrificare următoare se poate conta pe o capacitate de denitrificare superioară, ceea ce va conduce la o vârstă mai mică a nămolului și respectiv la un volum mai redus al bazinului de denitrificare.

- prin alegerea unei succesiuni de cascade care să urmărească evoluția reacției, în următoarea cascadă de denitrificare vor exista din nou disponibili carbonați ușor de descompus. În acest fel, apare avantajul că acești carbonați se află în interiorul celulei, deci la locul de reacție și nu sunt împiedicați de elemente de reducere a vitezei de reacție, cum ar fi membrana celulei.

O îmbunătățire a procesului de epurare în cascade o constituie prevederea în avalul acestora a încă unui selector cu rol de separare a biomasei funcție de tipul și caracteristicile de decantare ale acesteia (figura 3.20). Realizarea separării se face cu ajutorul unor difuzori special proiectați, care pe lângă transferul de oxigen conferă și caracteristici bune de separare a biomasei.

Astfel, s-a constatat că aerul insuflat prin acești difuzori ajută practic la flotarea flocoanelor mai tinere, mai ușoare (deci cu caracteristici de decantare mai scăzute), care sunt colectate la suprafața lichidului și recirculate amonte. Prin menținerea flocoanelor mai tinere în zonele aerobe s-a observat o creștere a ratelor de reacție cu circa 20÷30%. Debitul de nămol tânăr recirculat este circa 60% din debitul de nămol recirculat în mod normal, restul de 40% fiind recirculat din decantorul secundar. În acest mod, flocoanele mai grele (cu caracteristici de decantare mai bune) sunt trecute în decantorul secundar, acesta fiind mult ”ușurat” de încărcarea pe care în mod obișnuit ar fi primit-o.

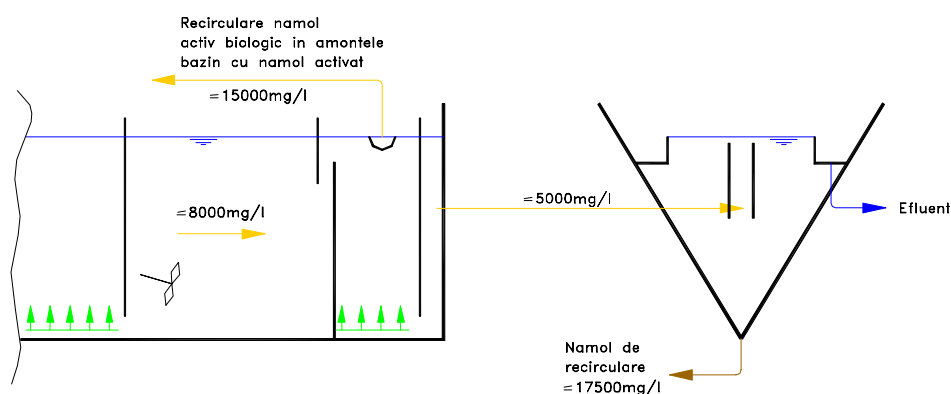


Fig. 3.20. - Sistem de îmbunătățire a separării biomasei pentru procesul de epurare în cascade (propus de firma Aquaconsult, GmbH)

### 3.3.2. Tehnologii de îndepărtare a fosforului

#### 3.3.2.1. Tehnologii de îndepărtare biologică a fosforului

Datorită costurilor ridicate pe care le presupune utilizarea reactivilor chimici pentru eliminarea fosforului din apele uzate orășenești, în ultimii ani atenția specialiștilor din domeniul epurării apelor uzate s-a îndreptat în direcția tehnologiilor bazate pe procese biologice. Astfel, fosforul este reținut chiar în treapta de epurare biologică, prin încorporarea ortofosfaților, polifosfaților și a fosforului legat organic, în țesutul celular, cantitatea totală de fosfor îndepărtată din sistem fiind funcție de cantitatea de flocoane biologice produse efectiv.

Principalele procedee de eliminare pe cale biologică a fosforului sunt:

- procedeul A/O, care presupune eliminarea fosforului din apa uzată pe linia apei, în treapta de epurare biologică;

- procedeul PHOSTRIP, care implică îndepărtarea fosforului pe linia nămolului, prin stripare;
- procedeul Bazinelor cu funcționare secvențială, utilizat pentru debite mici.

### 3.3.2.1.1. Procedeul A/O

Procedeul A/O (Anaerob/Oxic) este folosit pentru oxidarea substanțelor organice și defosforizarea apelor uzate. Sistemul cu biomasă în suspensie, care combină zone anaerobe și aerobe amplasate în serie este prezentat schematic în figura 3.21.

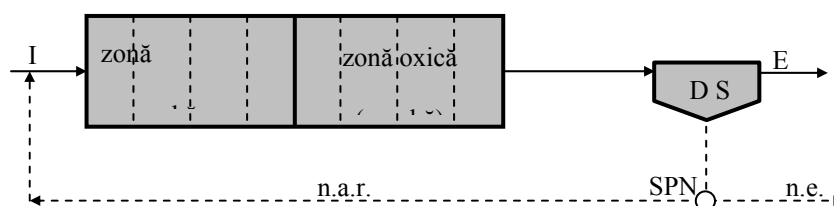


Figura 3.21. Sistemul de eliminare a fosforului, A/O [65]

*I – influent; E – efluent; DS – decantor secundar; SPN – stație de pompare nămol; n.a.r. – nămol activat recirculat; n.e. – nămol în exces*

Nămolul activat recirculat se introduce în capătul amonte al bazinului și se amestecă cu apa uzată influentă. În condiții anaerobe, fosforul conținut în apa uzată și în biomasa recirculată este eliberat ca fosfat solubil. Tot în această zonă se produce parțial și oxidarea substanței organice. Fosforul este preluat de masa celulară în zona aerată și eliminat din sistem odată cu nămolul activat în exces. Concentrația fosforului în efluent depinde în principal de valoarea raportului  $CBO_5/P$  al apei uzate. Experimental s-a constatat că la valori ale raportului de peste 10/1 se pot obține în efluent concentrații sub  $1\text{mgP/l}$ [38],[90],[136]. În cazul în care raportul are valori mai mici și dacă se impun concentrații sub  $1\text{ mg P/l}$  în efluent, este necesar adaosul de săruri metalice.

**Avantajele** acestui procedeu sunt:

- funcționarea simplă a sistemului în comparație cu alte procedee;
- nămolul rezidual, cu un conținut ridicat de fosfor (3-5 %) are valoare fertilizantă;
- necesitatea unui timp de retenție hidraulică redus (0,5 - 1,5 h în zona anaerobă și 1 - 3 h în zona aerată);
- sistemul poate fi combinat cu procesul de nitrificare.

**Dezavantajele** procedurii sunt:

- dificultăți în asigurarea simultană a limitelor concentrațiilor atât la azot cât și la fosfor;

- în perioadele cu temperaturi scăzute eficiența procedeeului se reduce;
- necesitatea unor valori mari ale raportului  $CBO_5/P$ ;
- reducerea timpului de reținere a biomasei în zona aerată necesită dispozitive care să asigure un transfer de oxigen foarte eficient.

#### **3.3.2.1.2.Procedeeul PHOSTRIP**

Procedeeul PhoStrip asigură eliminarea fosforului din sistem prin stripare. Reprezentarea schematică a unui sistem PhoStrip este redată în figura 3.22[67].

În acest sistem, o parte din nămolul secundar este deviat către un bazin în care se realizează striparea anaerobă a fosforului. Timpul de retenție în acest bazin variază între 8 și 12 ore; fosforul eliberat este îndepărtat în supernatant, iar nămolul fără fosfor este returnat în bazinul de aerare. Supernatantul bogat în fosfor este tratat cu var sau cu alt coagulant într-un bazin separat, pentru precipitarea fosforului, și este apoi trimis în decantorul primar sau într-un alt bazin de floculare/ decantare pentru reținerea suspensiilor. Fosforul este eliminat din sistem sub forma de precipitat. Un astfel de sistem corespunzător dimensionat este capabil să producă un efluent cu un conținut de fosfor sub 1,5 mg/l, înainte de filtrare.

**Avantajele** procedeeului PhoStrip sunt:

- fiabilitatea procedeeului (eliminarea fosforului nu depinde de valoarea raportului  $CBO_5/P$ );
- utilizează mai puțini reactivi chimici spre deosebire de precipitarea chimică a fosforului pe linia apei;
- se pot asigura în efluent concentrații ale ortofosfaților sub 1,5 mg/l [67], [95], [136].

**Dezavantajele** procedeeului sunt:

- necesitatea introducerii de var pentru precipitarea fosforului;
- asigurarea unei concentrații ridicate în oxigen dizolvat a amestecului pentru a se evita eliberarea fosforului în decantorul final;
- introducerea unui obiect tehnologic suplimentar, pentru stripare;
- hidroliza varului poate reprezenta o problemă de întreținere în exploatare.

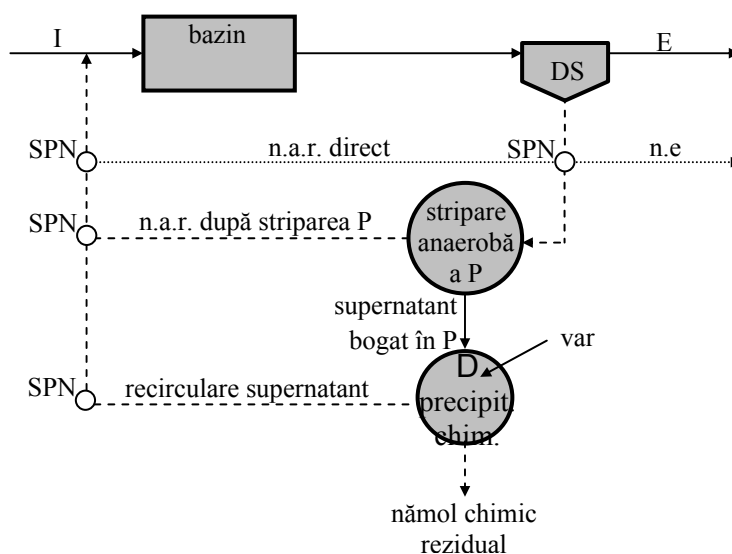


Figura 3.22. Sistemul de eliminare a fosforului, PhoStrip

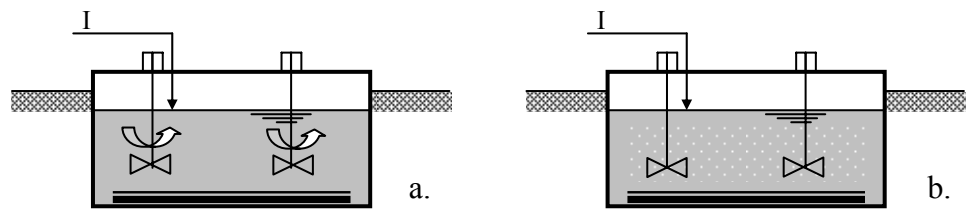
*I – influent; E – efluent; DS – decantor secundar; SPN – stație de pompare nămol;  
 D. precipitat chimic. – bazin de precipitare chimică a fosforului;  
 n.a.r. – nămol activat recirculat; n.e. – nămol în exces*

### 3.3.2.1.2. Procedul cu BAZINE CU FUNCȚIONARE SECVENȚIALĂ

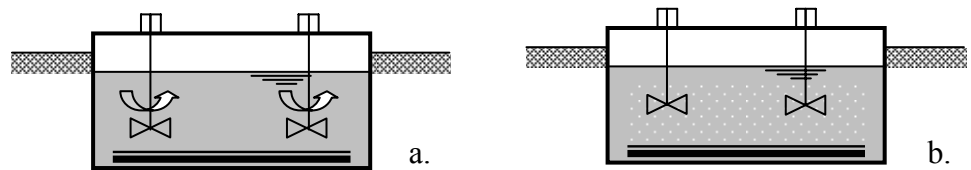
În **bazinele cu funcționare secvențială** se desfășoară toate procesele de epurare biologică: *oxidarea substanțelor organice, nitrificarea, denitrificarea și eliminarea fosforului*, bazinul având posibilitatea să funcționeze alternativ în condiții specifice desfășurării acestor procese. Reprezentarea schematică a succesiunii fazelor de funcționare într-un bazin secvențial este redată în figura 3.22.

Funcționarea bazinului unic începe cu admisia apei uzate, proces care are durate variabile în funcție de obiectivele epurării. În această secvență sunt determinate caracteristicile hidraulice ale bazinului. Dacă perioada de umplere este scurtă, procesul este caracterizat printr-un factor de încărcare instantanee ridicat; în acest caz, biomasa este expusă inițial la concentrații ridicate ale materiei organice și altor constituenți din apa uzată. Dacă perioada de umplere este mai lungă, factorul de încărcare instantanee este mai mic, iar biomasa este expusă unor concentrații scăzute și relativ constante ale constituenților din apa uzată.

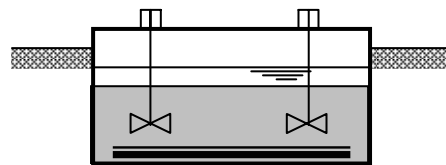
Secvența de umplere a bazinului este urmată de o secvență de dezvoltare a biomasei și de utilizare a substratului. Aceste două procese se desfășoară parțial și în perioada de umplere, motiv pentru care duratele secvențelor 1 și 2 sunt complementare (secvența 1 scurtă, secvența 2 lungă și invers); delimitarea secvențelor 1 și 2 se face pentru optimizarea performanțelor bazinului. Condițiile de mediu stabilite în timpul secvenței de umplere și în faza de reacție,



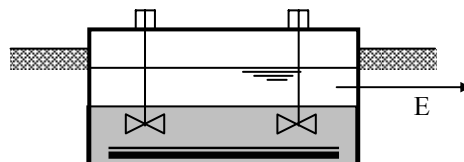
Secvența 2: desfășurare proces biologic – amestec a) sau aerare b)



Secvența 3: proces de sedimentare – oprire amestec și aerare



Secvența 4: golire bazin – evacuare apă epurată biologic



Secvența 5: bazin pregătit de reluarea ciclului funcțional

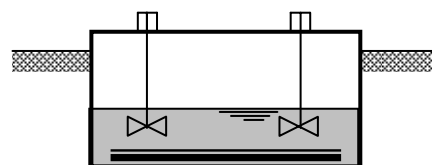


Figura 3.23. Reprezentarea schematică a succesiunii fazelor de funcționare în bazinul cu funcționare secvențială [33]: I – influent; E – efluent

determină procesele biologice care au loc: dacă sunt create condiții aerobe, procesele de epurare se reduc la oxidarea carbonului și nitrificare; dacă se realizează numai agitarea amestecului și dacă există nitrat, are loc procesul de denitrificare a apei uzate. Dacă bazinul cu funcționare secvențială este operat la timpi scurți de retenție a suspensiilor (împiedicând astfel generarea de nitrați), iar în secvențele de umplere și de reacție se realizează condiții de mediu anaerob și agitarea amestecului, este posibilă selectarea organismelor acumulative de fosfat.

După terminarea secvenței de reacție sunt oprite agitarea și aerarea, permițând biomasei să sedimenteze. Efluentul limpezit poate fi deversat direct în emisar, iar cantitatea de lichid și biomasa rămasă în bazin reprezintă biomasa recirculată pentru următorul ciclu funcțional. Între două cicluri funcționale există o perioadă în care bazinul este oprit, secvență caracteristică sistemelor formate din mai multe bazine cu funcționare secvențială.

Timpu total al unui ciclu secvențial poate varia de la 3 la 24 de ore. În faza anoxică este necesară o sursă de carbon pentru sprijinirea denitrificării; necesarul de carbon organic pentru procesul de denitrificare poate fi asigurat fie dintr-o sursă externă fie din respirația endogenă a biomasei existente.

**Avantajele** procedeului cu bazine cu încărcare secvențială sunt:

- procedeul este foarte flexibil în ceea ce privește combinarea proceselor de reținere a azotului și fosforului;

**Dezavantajele** procedeului sunt:

- volume de bazin mai mari.

#### **Tehnologii chimice de îndepărtare a fosforului**

Există trei scheme posibile de adaos al reactivilor chimici pentru precipitarea fosforului [67], respectiv:

- schema cu pre-precipitare;
- schema cu co-precipitare;
- schema cu post-precipitare.

Secvența de reacție se compune la rândul ei din 3 sub-secvențe: agitare în mediu anaerob, agitare în mediu aerob și agitare în mediu anoxic.

##### **a. Schema cu pre-precipitare**

Schema cu pre-precipitare, prezentată în figura 3.24 [136], implică adaosul de reactivi chimici în apa uzată brută, astfel încât precipitarea fosforului să se realizeze în decantorul primar. Fosforul precipitat este reținut împreună cu nămolul primar din decantorul primar.



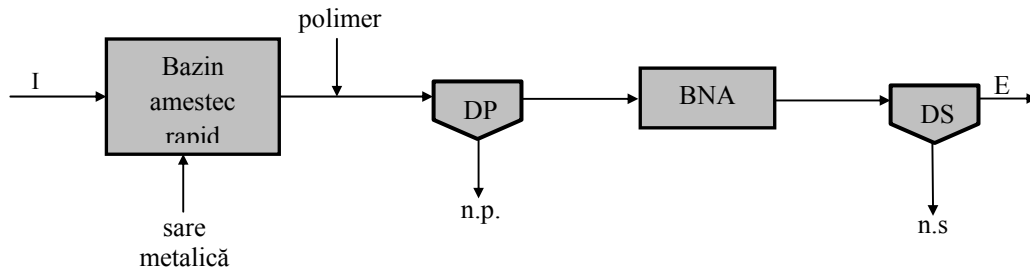


Figura 3.24. Schemă generală pentru eliminarea fosforului prin pre-precipitare  
 I – influent; E – efluent; DP – decantor primar; DS – decantor secundar;  
 BNA – bazin cu nămol activat; n.p. – nămol primar; n.s. – nămol secundar

**b. Schema cu coprecipitare**

Co-precipitarea presupune adăosul de reactivi chimici pentru formarea de precipitați care vor fi eliminați concomitent cu nămolul biologic în exces. În schema cu co-precipitare, reactivii chimici pot fi introduși: în efluentul decantorului primar, direct în bazinul cu nămol activat sau în influentul decantorului secundar.

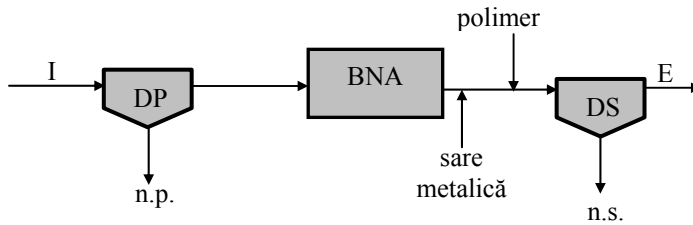


Figura 3.25. Schemă generală pentru eliminarea fosforului prin co-precipitare

I – influent; E – efluent; DP – decantor primar; DS – decantor secundar;  
 BNA – bazin cu nămol activat; n.p. – nămol primar; n.s. – nămol secundar

**c. Schema cu post-precipitare**

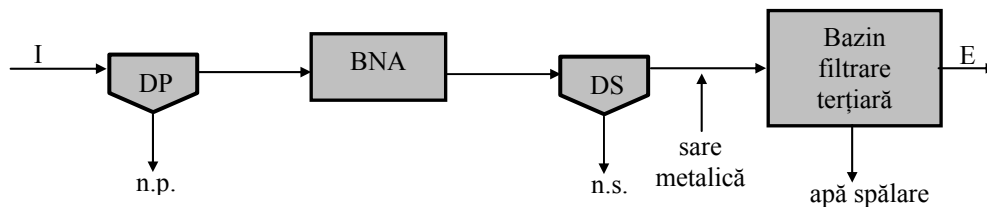


Figura 3.26. Schemă generală pentru eliminarea fosforului prin post-precipitare

I – influent; E – efluent; DP – decantor primar; DS – decantor secundar;  
 BNA – bazin cu nămol activat; n.p. – nămol primar; n.s. – nămol secundar

Schema cu post-precipitare implică adaosul de reactivi chimici în efluentul decantorului secundar și reținerea ulterioară a precipitatelor formate. În acest caz, precipitatele sunt reținuți în bazine de sedimentare sau prin filtrarea efluentului.

Precipitarea chimică a fosforului se realizează prin adaos de săruri ale ionilor metalici multivalenți, care conduc la formarea de precipitate ai fosfaților puțin solubili. Cei mai utilizați ioni metalici polivalenți sunt  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$  și  $\text{Fe}^{3+}$ . Mecanismul chimic de precipitare a fosfaților cu calciu diferă de cel al precipitării cu aliminiu sau fier.

### 3.3.2.2. Tehnologii de îndepărtare biologică combinată a azotului și fosforului

Cele mai multe tehnologii de îndepărtare combinată a azotului și fosforului sunt perfecționări ale sistemelor cu nămol activat, constituite din combinații de zone anaerobe, anoxice și aerobe, sau compartimente special destinate eliminării azotului și fosforului. O parte dintre aceste sisteme au fost inițial destinate eliminării individuale a fosforului sau azotului; ulterior însă au fost îmbunătățite pentru a elimina concomitent atât azotul, cât și fosforul.

Principalele tehnologii utilizate pentru eliminarea simultană a azotului și fosforului sunt:

- procedeul  $\text{A}^2/\text{O}$  (Anaerob/Anoxic/Aerat);
- procedeul BARDENPHO în cinci trepte;
- procedeul UCT (University of Cape Town);
- procedeul VIP (Virginia Initiative Plant).

#### 3.3.2.2.1. Procedeul $\text{A}^2/\text{O}$

Procedeul  $\text{A}^2/\text{O}$  (Anaerob/Anoxic/Oxic) este reprezentat schematic în figura 3.27.

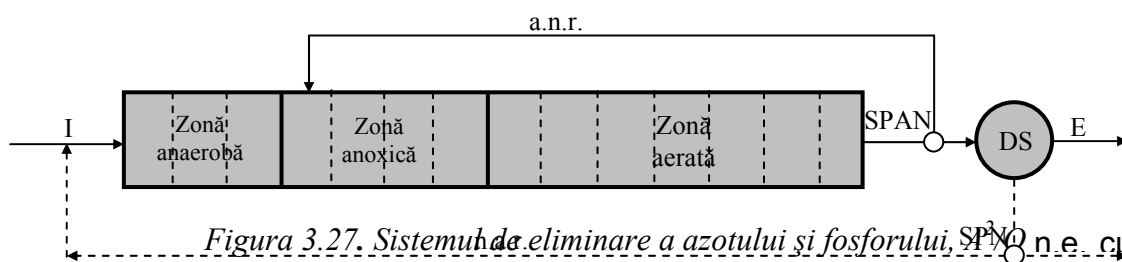


Figura 3.27. Sistemul de eliminare a azotului și fosforului, SPAN n.e. cu P

*I – influent; E – efluent; D – decantor secundar; SPN – stație de pompare nămol; SPAN – stație de pompare amestec nitrificat; a.n.r. – amestec nitrificat recirculat; n.a.r. – nămol activat recirculat; n.e. cu P – nămol în exces conținând fosfor*

Acest procedeu patentat de către *Air Product Inc.* [107], are la bază sistemul A/O pentru eliminarea fosforului; sistemul inițial a fost îmbunătățit pentru a se putea îndepărta din sistem și azotul. La sistemul clasic s-au introdus noi zone, anoxice, în care se realizează denitrificarea apei uzate. În această zonă, perioada de retenție hidraulică este de o oră. Zona anoxică este deficitară în oxigen dizolvat, însă oxigenul legat chimic sub forma nitraților sau nitriților este introdus prin recircularea amestecului nitrificat din zona aerobă. Prin acest procedeu se poate obține fără filtrare un efluent în care concentrația fosforului este sub 2 mg/l. Azotul gazos este eliminat în atmosferă în zona anoxică.

**Avantajele** acestui procedeu sunt:

- nămolul rezultat, cu un conținut ridicat în fosfor (3-5 %) are valoare fertilizantă;
- capacitatea de denitrificare este mai bună decât cea a sistemului A/O.

**Dezavantajul** procedurii se manifestă în perioadele cu temperaturi scăzute când eficiențele de reținere a nutrienților se reduc considerabil.

### 3.3.2.2. Procedul *BARDENPHO*

Procedul **Bardenpho** este un procedeu patentat de către EIMCO, U.S.A. [107] iar reprezentarea sa schematică este redată în figura 3.28. Este o îmbunătățire a unui sistem elaborat pentru reținerea azotului, modificarea constând în adaptarea sa pentru reducerea fosforului. Aceasta s-a realizat prin introducerea unei a cincea trepte - un compartiment cu mediu anaerob.

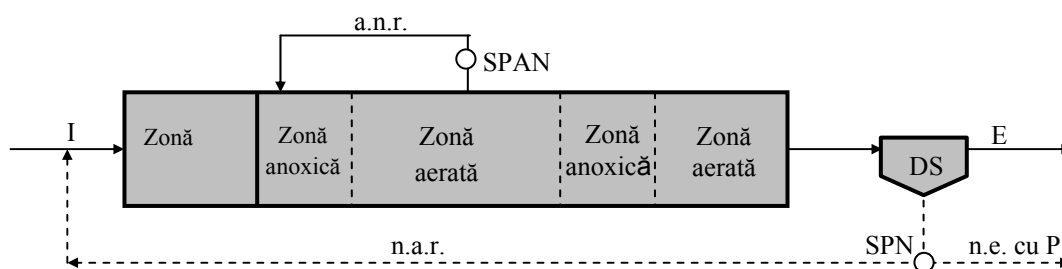


Figura 3.28. Sistemul de eliminare a azotului și fosforului, *Bardenpho*

*I* – influent; *E* – efluent; *DS* – decantor secundar; *SPN* – stație de pompare nămol;  
*SPAN* – stație de pompare amestec nitrificat recirculat; *a.n.r.* – amestec nitrificat recirculat;  
*n.a.r.* – nămol activat recirculat; *n.e. cu P* – nămol în exces conținând fosfor

Sistemul cuprinde o succesiune de zone anaerobe, anoxice și aerate destinate eliminării azotului, fosforului și oxidării substanțelor organice. O a doua zonă anoxică este destinată denitrificării suplimentare, utilizând nitratul produs în zona aerobă ca electron acceptor și carbonul organic endogen ca electron donor. Zona finală aerobă este utilizată pentru strippingul azotului gazos din soluție și pentru a minimiza eliberarea fosforului în decantorul final. Amestecul din prima zonă aerată este recirculat în zona anoxică. Spre deosebire de procedeul anterior, în sistemul BARDENPHO în cinci trepte timpul de retenție a flocoanelor biologice este mare (10 – 40 zile) [33], [65], [122], asigurându-se astfel o mai bună capacitate de oxidare a substanței organice. Azotul gazos este eliberat în atmosferă, în zona anoxică.

**Avantajele** acestui procedeu sunt:

- produce cantități mici de nămol;
- nămolul rezidual are valoare fertilizantă;
- azotul total este redus la concentrații mai reduse decât în orice alt procedeu;
- alcalinitatea sistemului este refăcută, fără adaos de reactivi chimici.

**Dezavantajele** procedeiului includ:

- creșterea energiei de pompare;
- volume de bazin mai mari decât procedeul  $A^2/O$ ;
- necesită valori ridicate ale raportului  $CBO_5/P$  (peste 25 mg  $CBO_5/mg P$ ).

### ***Procedeul UCT***

Procedeul UCT a fost elaborat de către University of Cape Town, U.S.A. și are la bază procedeul  $A^2/O$ , cu două modificări: nămolul activat recirculat este introdus în zona anoxică și nu în zona anaerobă, iar recircularea internă se face din zona anoxică în zona anaerobă. Reprezentarea schematică a unui procedeu UCT este redată în figura 3.29,[48][90].

Prin recircularea nămolului activat în zona anoxică, se evită introducerea nitrului în zona anaerobă, îmbunătățindu-se eliberarea fosforului în această zonă. Alura recirculării interne a amestecului asigură o mai bună utilizare a substanței organice în zona anaerobă, deoarece amestecul din zona anoxică conține substanță organică solubilă în cantități considerabile și puțin nitrat. Recircularea amestecului denitrificat asigură condiții optime pentru fermentare în zona anaerobă. Azotul gazos este eliberat în atmosferă în zona anoxică.

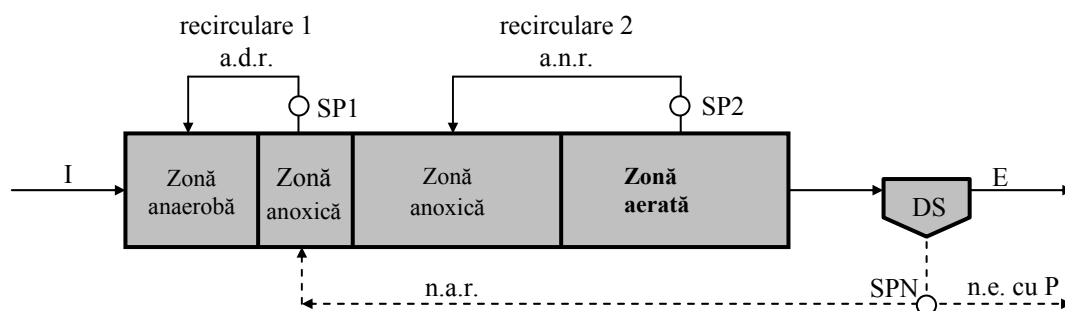


Figura 3.29. Sistemul de eliminare a azotului și fosforului, UCT

*I – influent; E – efluent; DS – decantor secundar; SPN – stație de pompare nămol;  
 SP 1 – stație de pompare amestec denitrificat; SP 2 – stație de pompare amestec nitrificat;  
 a.d.r. – amestec denitrificat recirculat; a.n.r. – amestec nitrificat recirculat;  
 n.a.r. – nămol activat recirculat; n.e. cu P – nămol în exces conținând fosfor.*

**Avantajele** acestui procedeu sunt:

- recircularea amestecului denitrificat din zona anoxică elimină recircularea nitraților și asigură mediul anaerob de eliminare a fosforului;
- necesită volume mai mici decât procedeul Bardenpho.

**Dezavantajele** procedeuului includ:

- creșterea energiei de pompare și a costurilor de întreținere datorită recirculării interne;
- necesită valori ridicate ale raportului  $CBO_5/P$  (15 – 20 mg  $CBO_5/mg P$ );

### **Procedeul VIP**

Apa uzată intră în bazinul anaerob unde este amestecată cu debitul recirculat din zona anoxică situată în aval. Amestecul rezultat supus condițiilor anaerobe intră apoi în bazinul anoxic, unde este combinat cu amestecul nitrificat recirculat din zona aerată aflată în aval și cu nămolul activat recirculat. Amestecul obținut este supus condițiilor anoxice și apoi este trecut în zona aerată.

Avantajele procedeuului VIP sunt:

- recircularea nitratului în zona anoxică reduce cerințele de oxigen și consumul de alcalinitate;
- recircularea efluentului zonei anoxice în zona anaerobă reduce încărcarea în nitrați a zonei anaerobe;

- sistemul se poate adapta pentru reducerea P pe tot parcursul anului și sezonier a azotului, asigurând o bună reducere a azotului și fosforului din apa uzată;
- conduce la volume de bazin mai reduse decât alte procedee.

Procedeul VIP (Virginia Initiative Plant) este reprezentat schematic în figura 3.30[90].

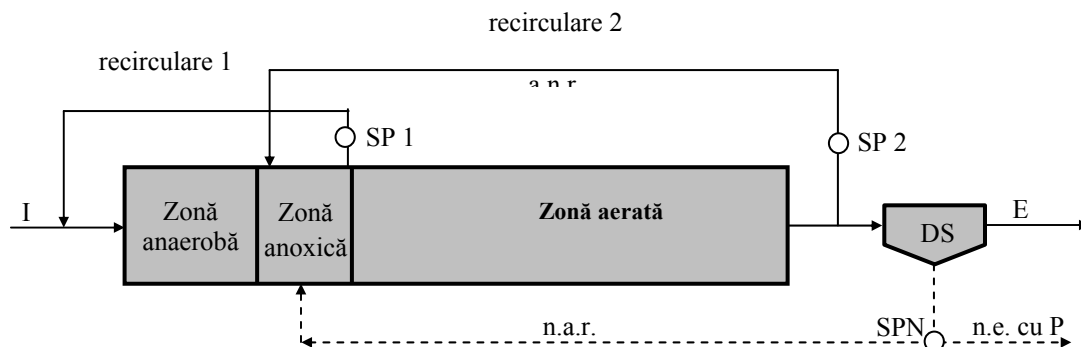


Figura 3.30. Sistemul de eliminare a azotului și fosforului, VIP

*I – influent; E – efluent; DS – decantor secundar; SPN – stație de pompare nămol;  
 SP 1 – stație de pompare amestec denitrificat; SP 2 – stație de pompare amestec nitrificat;  
 a.d.r. – amestec denitrificat recirculat; a.n.r. – amestec nitrificat recirculat;  
 n.a.r. – nămol activat recirculat; n.e. cu P – nămol în exces conținând fosfor*

Dezavantajele procedeei sunt:

- datorită recirculării interne masive, energia de pompare și necesitățile de întreținere sunt mari;
- temperaturile scăzute reduc eficiențele procedeei în eliminarea azotului.

În tabelul 3.5 sunt prezentați principalii parametri de proiectare ai procedeei biologice de îndepărtare combinată a azotului și fosforului.

Urmărirea parametrilor tehnologici din tabelul 3.5. pune în evidență o plajă foarte largă a parametrilor în diferite tehnologii:

- timpul de retenție al suspensiilor variază de la 4 la 40 zile;
- concentrațiile de nămol activat: 2000 – 5000 mg/l;
- timpul de retenție hidraulică: 4,5 – 22 h;
- rata de recirculare internă: 100% - 600%.

La baza aplicării și adoptării unei tehnologii trebuie să se afle:

- studiul caracteristicilor apelor uzate cu aprofundare privind interacțiunile între diverse comunități microbiene;

- determinarea răspunsului fiecărei tehnologii, prin calcul și experimentări pilot la variațiile calitative ale influentului, condițiile de mediu și poluările accidentale;
- elemente impuse de limitări sociale (investiții, operare, consumuri energetice) și exigențele privind protecția resurselor.

*Tabel nr. 3.5. Valori uzuale ale parametrilor de proiectare pentru procedeele biologice de reținere combinată a azotului și fosforului*

Nr crt	PARAMETRU DE PROIECTARE	U.M.	PROCEDEU			
			A <sup>2</sup> /O	Bardenpho	UCT	VIP
1	Raport substrat / microorganisme	g CBO/ g MLVSS,zi	0,15 – 0,25	0,1 – 0,2	0,1 – 0,2	0,1 – 0,2
2	Timp de retenție a suspensiilor	zile	4 – 27	10 – 40	10 – 30	5 – 10
3	MLVSS	mg/l	3000 - 5000	2000 - 4000	2000 - 4000	1500 - 3000
4	Timp de retenție hidraulică					
	- zona anaerobă	h	0,5 – 1,5	1 – 2	1 – 2	1 – 2
	- zona anoxică 1	h	0,5 – 1,0	2,0 – 4,0	2,0 – 4,0	1 – 2
	- zona aerobă 1	h	3,5 – 6,0	4,0 – 12,0	4,0 – 12,0	2,5 – 4,0
	- zona anoxică 2	h	-	2,0 – 4,0	2,0 – 4,0	-
	- zona aerobă 2	h	-	0,5 – 1,0	-	-
5	Grad de recirculare a nămolului	% din influent	20 – 50	50 – 100	50 – 100	50 – 100
6	Grad de recirculare internă	% din influent	100 – 300	400	100 – 600	200 – 400

## STADIUL ACTUAL AL EPURĂRII AVANSATE CU STAȚII COMPACTE

Stațiile de epurare sunt clasificate după mai multe criterii: debit influent, numărul de locuitori echivalenți, cantitatea de substanțe organice (CBO<sub>5</sub>) din influentul stației de epurare. Noțiunea de locuitor echivalent (LE) a fost introdusă de către Uniunea Europeană odată cu Directiva 271/EEC, în anul 1991, din nevoia de a stabili o unitate de măsură comparativă a capacității stațiilor de epurare universal valabilă, care să țină seama riguros de particularitățile fiecărei stații (populație echivalentă, 1 LE = 60 mg CBO<sub>5</sub>/zi conform Directivei 271/EEC). Clasificarea stațiilor de epurare în funcție de capacitatea acestora, respectiv debitul zilnic maxim, cuprinde patru categorii[137]:

Nr. crt.	Tipul de stație	Debit	Locuitori echivalenți
1	Stații de epurare foarte mici	Quz zi max $\leq 5$ l/s	$\leq 2.500$
2	Stații de epurare mici	Quz zi max = 5 l/s...50 l/s	2.500 ... 25.000
3	Stații de epurare medii	Quz zi max = 55 l/s . . .250 l/s	30.000 ... 125.000
4	Stații de epurare mari	Quz zi max $> 250$ l/s	$> 125.000$

### 4.1. Stație de epurare compactă cu epurare biologică Resetilovs

Stațiile de epurare compacte TIP "RESETILOVS" construite din oțel inoxidabil, epurează ape uzate menajere pentru : localități pînă la 10.000 l.e., cartiere de locuințe școli, tabere, campinguri, hoteluri,moteluri, zone rezidențiale[127].

Tehnologiile abordate pentru epurarea biologică (figurile nr. 4.1.a – 4.1.k) sunt diverse în funcție de calitatea apelor influente și cerințele impuse apei epurate. Timpii hidraulici de retenție (THR) sunt diferiți în funcție de procesele biochimice ce se realizează în stația de epurare: îndepărtarea substanțelor organice, a azotului (prin procese de nitrificare-denitrificare) și a fosforului.

Domeniul parametrilor de calitate apei uzate care determină alegerea tipului de stație de epurare este prezentat în tabelul 4.1.

#### 4.1.2. Schema tehnologică a stației de epurare tip RESETILOVS (figurile 4.2. și 4.3.)

Pentru încărcări peste 200 mg O<sub>2</sub>/l pentru CBO<sub>5</sub> se asigură procesul de epurare în două trepte:

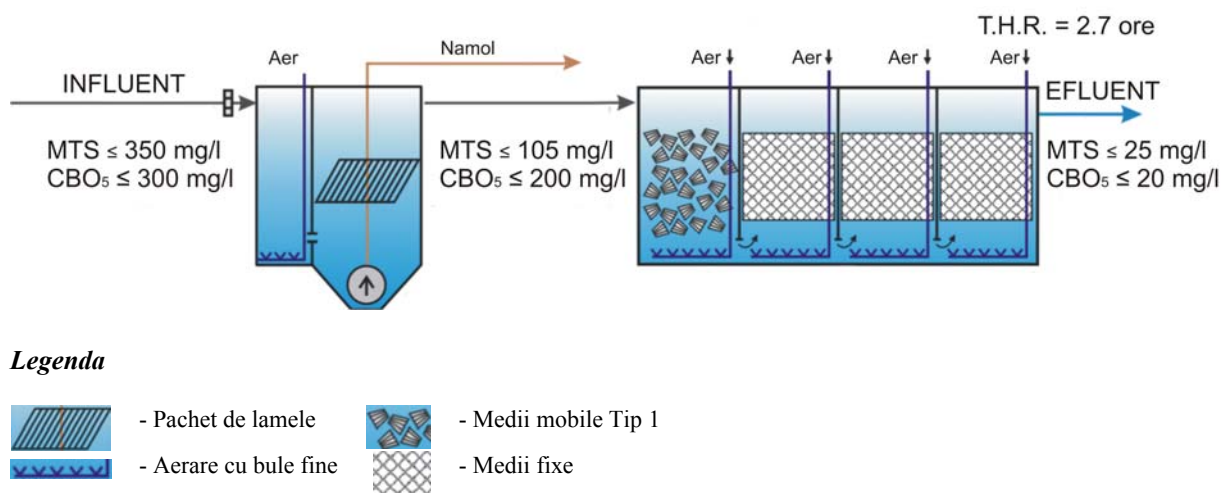


- Treapt I - decantare primară (cu sau fără coagulare chimică) completată cu un sistem de flotație în amonte pentru eliminarea grăsimilor și uleiurilor;
- Treapta II – epurare biologică avansată în trepte succesive (4 – 5 trepte) dotate diferențiat în funcție de rezultatul cerut (fig. 4.4.).

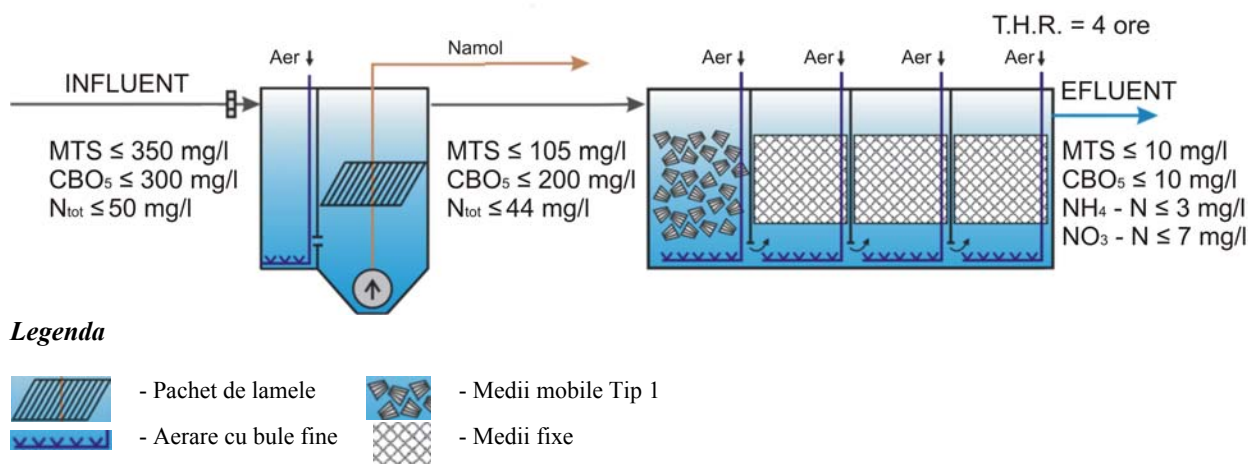
Tabel 4.1 - Parametrii apelor uzate utilizați la alegerea stației de epurare

Nr.	Descrierea parametrilor	Unități de măsură	Valoare		Valoare tolerată	
			calculat	*tolerată	pe zi	pe oră
1.	Temperatura apei uzate	°C	13÷17	10÷25	±2°C	2÷3°C
2.	pH		7	6,5÷7,5	±0,1÷0,2	±0,3
3.	Încărcarea hidraulică					
	- Q <sub>zi max</sub>	m <sup>3</sup> /zi	100%	30÷100%	-	-
	- Q <sub>or. max</sub>	m <sup>3</sup> /oră	8			
	- pe oră , maxim**	m <sup>3</sup> /oră	4			
4.	CBO <sub>5</sub>	mg/l	300	100÷300	± 10%	±20%
5.	CCO -Cr	mg/l	550	100÷550	± 10%	±20%
6.	Materii totale în suspensie	mg/l	350	0÷350	± 10%	±20%
7.	N - Azot (THK):	mg/l	50	5÷50	± 10%	±20%
	NH <sub>4</sub> → N amoniac	mg/l	31	3÷31	± 10%	±20%
8.	P - fosfor, inclusiv:		10	1÷10	± 10%	±20%
	- P <sub>organic</sub>	mg/l	5,2	1÷5,2	± 10%	±20%
	-P <sub>anorganic</sub>	mg/l	4,8	1÷4,8	± 10%	±20%
9.	Cloruri	mg/l	50	30÷300	± 10%	±20%
10.	Detergenți (oxidabili)	mg/l	12,5	0÷12,5	± 10%	±20%
11.	Sulfai	mg/l	30	0÷50	± 10%	±20%
12.	Alcalinitate	mg/l	100	50÷100	± 10%	±20%
13.	Substanțe grase	mg/l	50	0÷50	± 10%	±20%
14.	Coli- index	Nr.bacterii/ ml	10 <sup>6</sup>	10 <sup>6</sup> ÷10 <sup>8</sup>	± 10%	±20%
15.	Reziduu fix	mg/l	1000	500÷2000	±10%	±20%

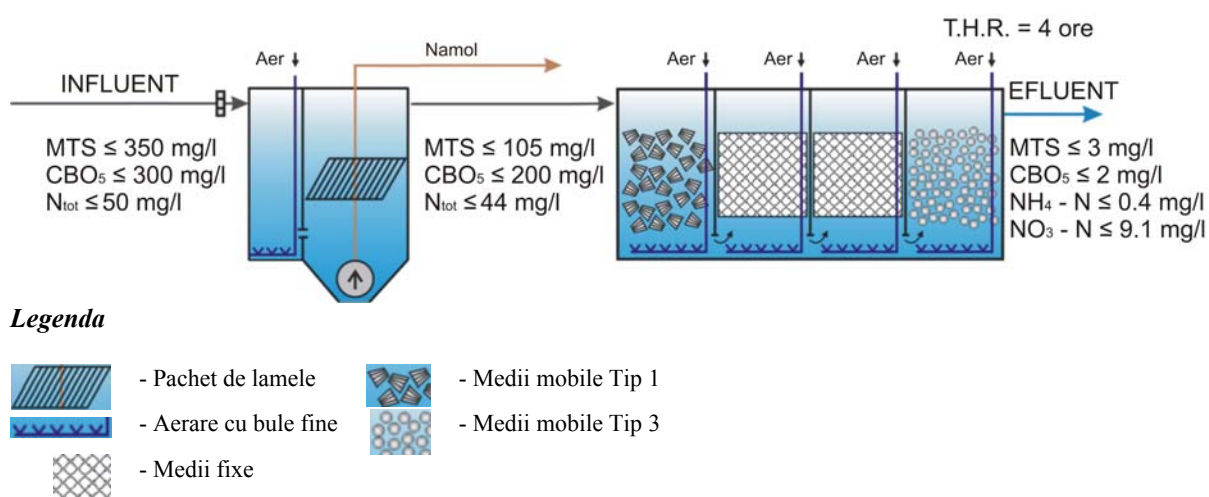
\*\* interval de realizare Quz.max orar<2/3 ore



**Fig. 4.1. a –Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs - 1.B**



**Fig. 4.1. b - Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 1.N**



**Fig. 4.1. c - Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 2.N**

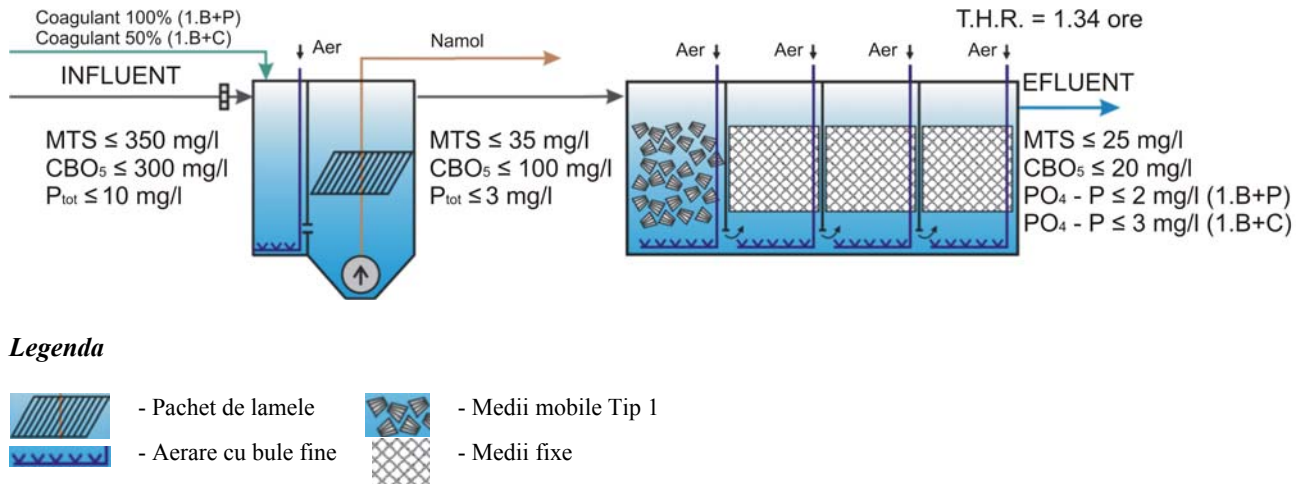


Fig. 4.1. d Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 1.B+ (1.B+C)

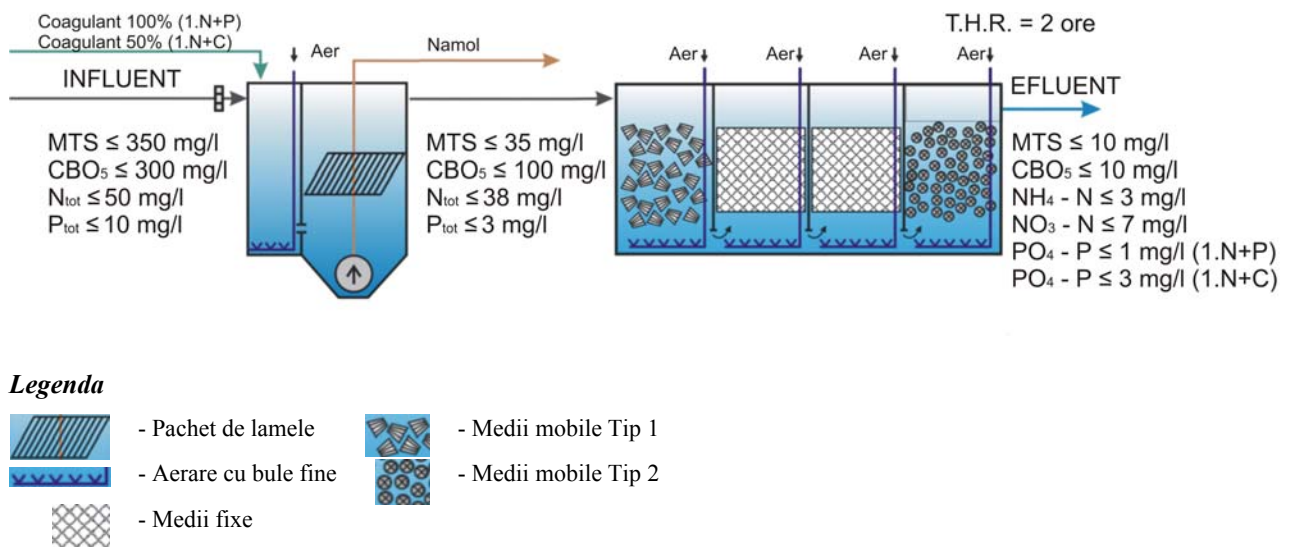


Fig. 4.1. e Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 1.N + P (1.N + C)

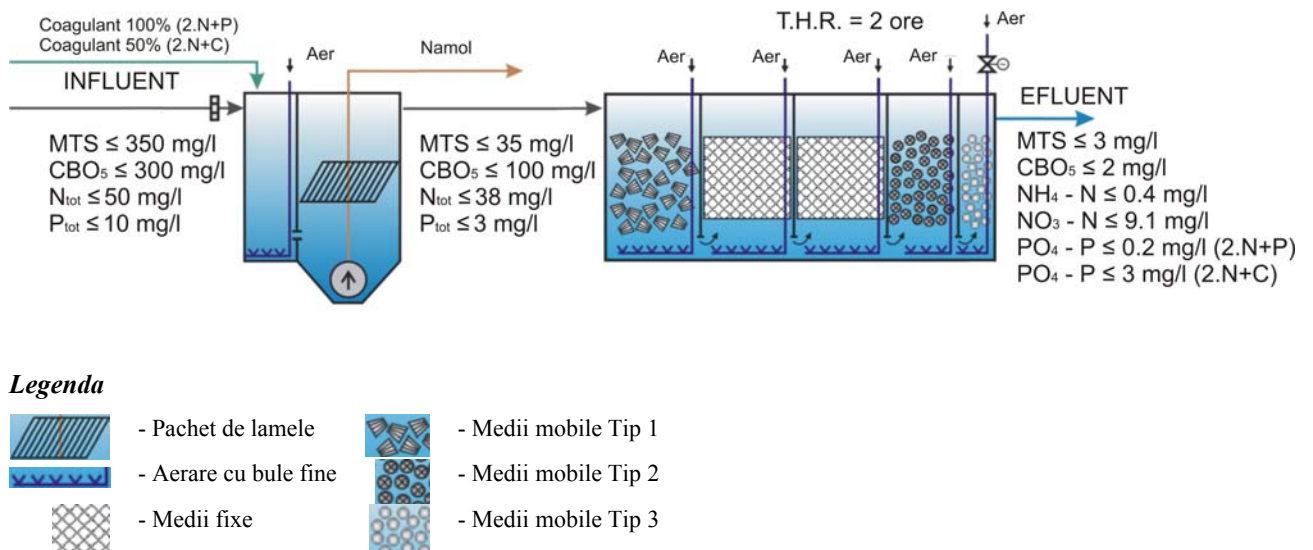
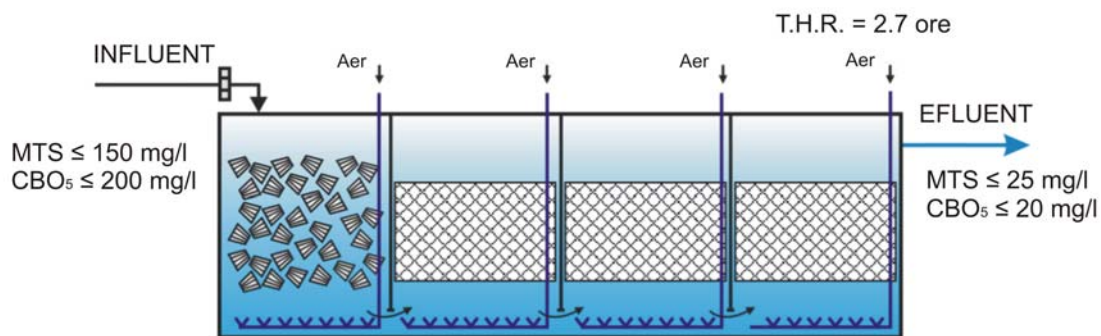


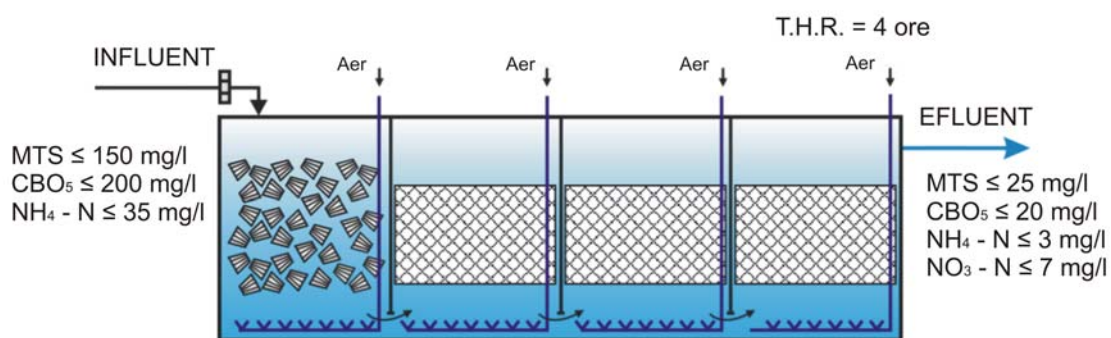
Fig. 4.1. f Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 2.N + (2.N + C)



**Legenda**

-  - Aerare cu bule fine
-  - Medii mobile Tip 1
-  - Medii fixe

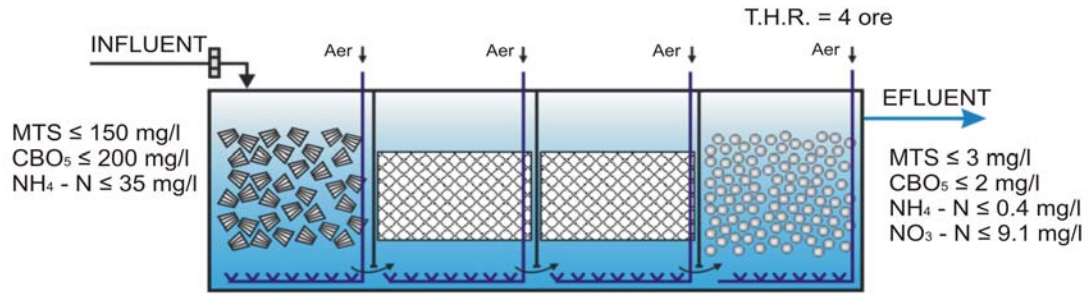
**Fig. 4.1.g - Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 1.B**



**Legenda**

-  - Aerare cu bule fine
-  - Medii mobile Tip 1
-  - Medii fixe

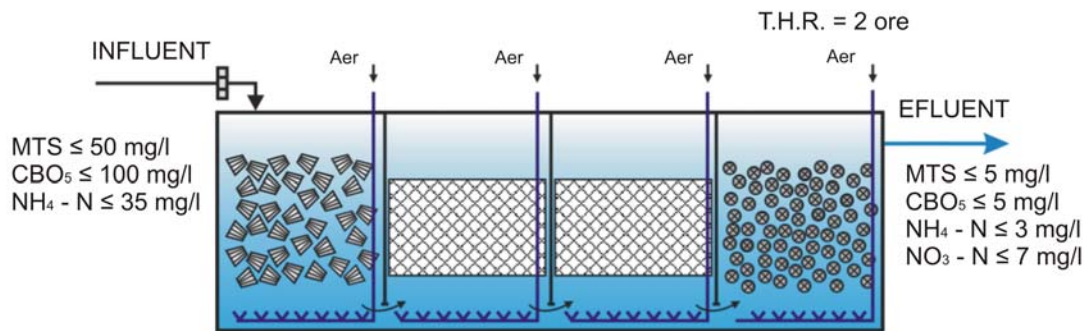
**Fig. 4.1. h - Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 1.N**







**Legenda**

-  - Aerare cu bule fine
-  - Medii fixe
-  - Medii mobile Tip 1
-  - Medii mobile Tip 3

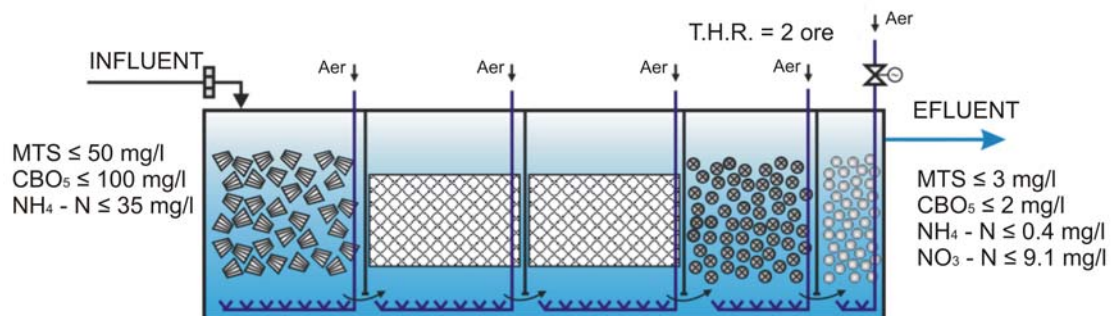
**Fig. 4.1. i - Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 2.N**








**Legenda**

-  - Aerare cu bule fine
-  - Medii fixe
-  - Medii mobile Tip 1
-  - Medii mobile Tip 2

**Fig. 4.1.j - Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 11.N**



**Legenda**

-  - Aerare cu bule fine
-  - Medii fixe
-  - Medii mobile Tip 1
-  - Medii mobile Tip 2
-  - Medii mobile Tip 3

**Fig. 4.1. k - Schema tehnologică a Stației de epurare tip Resetilovs 12.N**

#### 4.1.2.1. Treapta I

Este formată dintr-un compartiment aerat (cameră de reacție) și un decantor lamelar cu autocurățire ( $\alpha = 60^\circ$ ); nămolul reținut la partea inferioară în conul central este pompat în bazinul de colectare și stabilizare nămol.

Eficiența treptei I de epurare este stabilită pe baza indicatorilor de calitate admiși în treapta de epurare biologică și variază:

- de la 70% la 90% pentru materii totale în suspensie (MTS);
- de la 50% la 66% pentru consumul biochimic de oxigen (CBO<sub>5</sub>);
- de la 12% la 24% pentru azot total (N<sub>T</sub>);
- de 70% pentru fosfor total (P<sub>T</sub>).

Pentru încărcări la materii totale în suspensie sub 150 mg/l și CBO<sub>5</sub> sub 200 mg/l se renunță la treapta I de epurare.

#### 4.1.2.2 Treapta II- Eprarea biologică

Tehnologia utilizează microorganisme fixate (biofilm, peliculă biologică) formate pe un suport special din plastic. Biocenoza din bazinul de aerare are caracteristicile uzuale ale unui sistem biologic organizat. Biocenozele mențin echilibrul dinamic atât al biomasei cât și al compoziției calitative în funcție de fluctuațiile parametrilor apelor uzate (în cadrul limitelor ratelor optime de adaptare și valorilor permise ale sarcinilor calculate); în acest mod procesul de epurare este stabil și se auto-reglează.

La modificarea condițiilor de: temperatură, grad de mineralizare, concentrația și proporția de substanțe nutritive din apele reziduale, - biocenoza își modifică independent structura cantitativă și calitativă, adaptându-se la noile condiții.

În cazul sarcinilor de șoc de durată scurtă, sistemul se regenerează singur.

Funcționarea permanentă în condiții în care parametrii depășesc limitele stabilite prin proiect, se intervine cu adaus de biopreparate (bacterii selecționate pentru sistemele de epurare).

Prin dotările de automatizare și datorită adaptării independente și auto-echilibrării, procesul se desfășoară fără intervenția operatorului, ceea ce permite ca stația să fie comandată de la distanță.

#### 4.1.2.3. Hidrobiologia și biochimia procesului de epurare

Substanțele organice din apele uzate sunt mineralizate cu ajutorul biocenzelor fixate pe suporturile (medii) din plastic în fiecare bazin. Alimentarea cu oxigen și amestecul turbulent se realizează prin aerare cu bule fine.

Datorită schimbării ratei de oxidare pentru fiecare etapă, aceasta fiind mare în primele etape și mică la ultimele etape, tipul biocenozei și saprobitatea apei variază de la o valoare mare până la o valoare mică, în mod corespunzător.

**Prima etapă** a procesului are loc într-un mediu reducător, care favorizează dezvoltarea de organisme facultativ anaerobe - aerobe, care folosesc metode alternative de respirație. Ele asigură hidroliza și fermentația substanțelor organice.

**Etapa a doua** are loc într-un mediu oxidant-reducător. În aceste condiții, se formează biocenoza de microorganisme cu conținut mare de reprezentanți ai nivelului trofic 1 și unele specii de nivelul trofic 2 cu lanț de hrană detritus.

Odată cu aceasta, este necesar să fie remarcată eficiența înaltă a nitrificării și denitrificării heterotrofe care are loc simultan datorită condițiilor specifice create în stratul de peliculă biologică (biofilm) și relațiilor metabolice ale microorganismelor.

**Etapa a treia** a procesului are loc într-un mediu oxidant-reducător (mai mult oxidant). În aceste condiții, se formează biocenoza cu dominanță a organismelor de nivelul trofic 2, fiind prezenți și reprezentanți ai nivelelor 1 și 3.

În această etapă, azotul suferă o oxidare și o reducere, datorită nitrificării și denitrificării simultane, heterotrofă și autotrofă ce are loc în pelicula biologică (biofilm).

În **ultima etapă** a procesului, nivelul de oxigen dizolvat este apropiat de saturația. În aceste condiții, se formează o biocenoza cu dominanță a reprezentanților nivelului 3 trofic și o mare varietate de organisme multicelulare "de pradă" - reprezentanți ai nivelului trofic 4. Nitrificarea este completă.

Condițiile care sunt determinate de construcția unității de nitrificare și denitrificare permit să fie generate biocenoze în regim dinamic, fără vreo influență din exterior.

Marea varietate de protozoare, în special reprezentanți ai genului *Peritricha* (infuzori cu cili), din biocenoze, determină o bună eficiență a decantării și eliminarea bacteriei *E. coli* și a altor forme de bacterii care sunt periculoase pentru sănătatea omului.

#### **4.1.2. Alegerea tipului de stație RESETILOVS**

Alegerea tipului de stație RESETILOVS se efectuează pe bază:

- încărcărilor debitului influent de ape uzate : pe domenii de CBO<sub>5</sub>, MTS, azot total și fosfor total ;
- condițiilor impuse efluentului Stației de epurare funcție și de tipul de preluare în mediu natural.

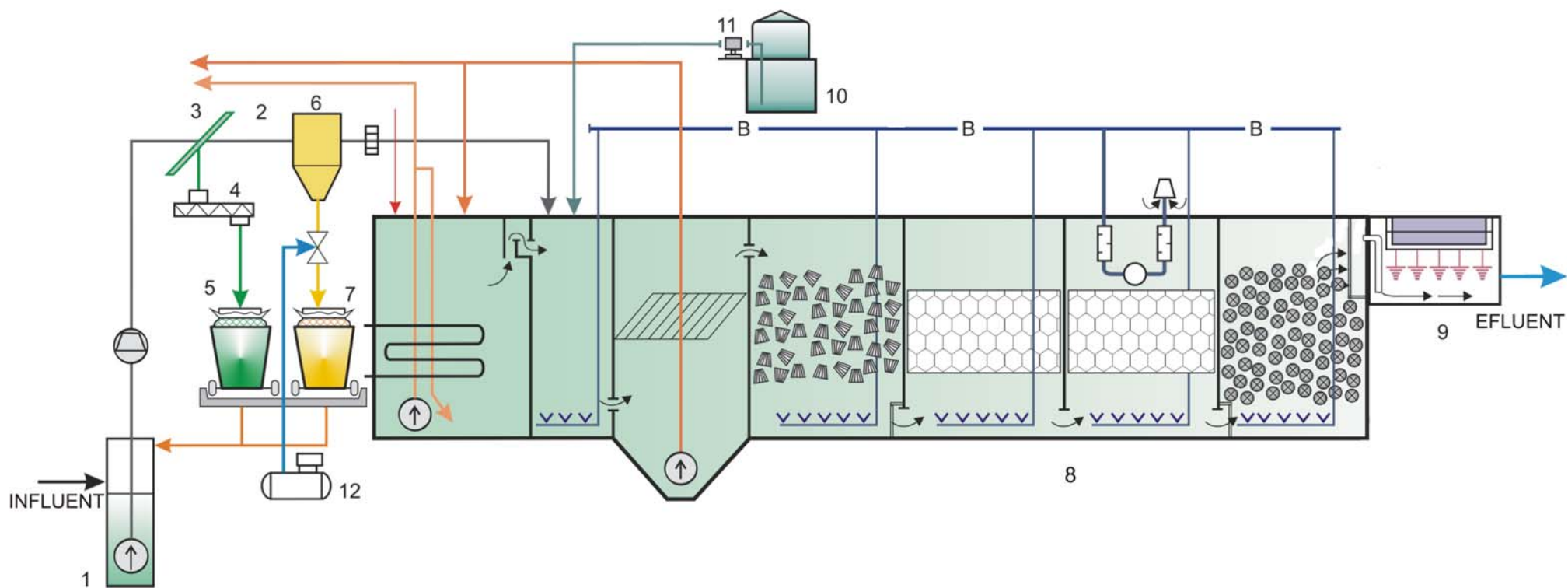
În tabelul nr. 4.2. se prezintă variantele tehnologice adaptate pe domenii de încărcări și indicatori condiționați pentru efluent.

Tabel nr. 4.2. Variante tehnologice adaptate pe domenii de încărcare și indicatori condiționați pentru efluent pentru tipul de stație RESETILOVS

Nr. Crt.	Tipul tehnologiei	Figura	Încărcări influent	Concentrații după treapta primară	CMA efluent	Valori efluent	Timpul de retenție (h)
1	1. B	4.1.a	MTS <sub>≤</sub> 350 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 300 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 105 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 200 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 35 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 25 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 25 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 20 mg/l	2,7
2	1.N	4.1.b	MTS <sub>≤</sub> 350 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 300 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 50 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 105 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 200 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 44 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 35 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 25 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 15 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 10 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 10 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 11 mg/l	4
3	2.N	4.1.c	MTS <sub>≤</sub> 350 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 300 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 50 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 105 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 200 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 44 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 35 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 25 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 15 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 3 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 2 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 9,5 mg/l	4
4	1. B +P(1.B+C)	4.1.d	MTS <sub>≤</sub> 350 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 300 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 10 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 35 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 100 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 3mg/l	MTS <sub>≤</sub> 35 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 25 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 2 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 3 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 2 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 2 mg/l	1,34
5	1. N +P(1.N+C)	4.1.e	MTS <sub>≤</sub> 350 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 300 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 50 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 10 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 35 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 100 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 38 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 3mg/l	MTS <sub>≤</sub> 35 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 25 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 15 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 2 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 3 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 2 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 10 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 1 mg/l	2
6	2. N +P(1.N+C)	4.1.f	MTS <sub>≤</sub> 350 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 300 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 50 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 10 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 35 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 100 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 38 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 3mg/l	MTS <sub>≤</sub> 35 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 25 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 15 mg/l	MTS <sub>≤</sub> 3 mg/l CBO5 <sub>≤</sub> 2 mg/l N <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 9,5 mg/l P <sub>T</sub> <sub>≤</sub> 0,2mg/l	2











Nr. Crt.	Tipul tehnologiei	Figura	Încărcări influent	Concentrații după treapta primară	CMA efluent	Valori efluent	Timpul de retenție (h)
7	1.B	4.1.g	MTS $\leq$ 150 mg/l CBO5 $\leq$ 200 mg/l	-	MTS $\leq$ 35 mg/l CBO5 $\leq$ 25 mg/l	MTS $\leq$ 25 mg/l CBO5 $\leq$ 20 mg/l	2,7
8	1.N	4.1.h	MTS $\leq$ 35 mg/l CBO5 $\leq$ 25 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 35 mg/l	-	MTS $\leq$ 35 mg/l CBO5 $\leq$ 25 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 3 mg/l NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> - N $\leq$ 35 mg/l	MTS $\leq$ 10 mg/l CBO5 $\leq$ 10 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 3 mg/l NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> - N $\leq$ 7 mg/l	4
9	2.N	4.1.i	MTS $\leq$ 35 mg/l CBO5 $\leq$ 25 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 35 mg/l	-	MTS $\leq$ 35 mg/l CBO5 $\leq$ 25 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 3 mg/l NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> - N $\leq$ 35 mg/l	MTS $\leq$ 3 mg/l CBO5 $\leq$ 2 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 0,4 mg/l NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> - N $\leq$ 9,1 mg/l	4
10	11.N	4.1.j	MTS $\leq$ 35 mg/l CBO5 $\leq$ 25 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 35 mg/l	-	MTS $\leq$ 35 mg/l CBO5 $\leq$ 25 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 3 mg/l NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> - N $\leq$ 35 mg/l	MTS $\leq$ 5 mg/l CBO5 $\leq$ 5 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 3 mg/l NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> - N $\leq$ 7 mg/l	2
11	12.N	4.1.k	MTS $\leq$ 35 mg/l CBO5 $\leq$ 25 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 35 mg/l	-	MTS $\leq$ 35 mg/l CBO5 $\leq$ 25 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 3 mg/l NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> - N $\leq$ 35 mg/l	MTS $\leq$ 3 mg/l CBO5 $\leq$ 2 mg/l NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N $\leq$ 0,4 mg/l NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> - N $\leq$ 9,1 mg/l	2



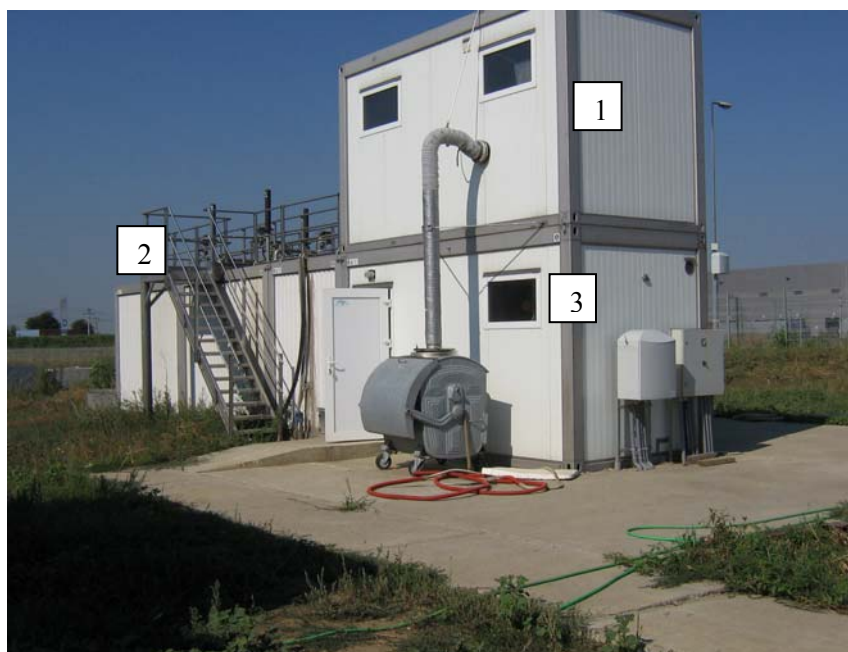
**LEGENDA :**

- 1. Stația de pompare
- 2. Blocul de tratare mecanic
- 3. Gratar mecanic
- 4. Compactor rețineri
- 5. Container reziduuri
- 6. Desnisipator
- 7. Deshidratare

- 8. Modul epurare biologică
- 9. Unitate U.V.
- 10. Stocare coagulant
- 11. Pompa dozatoare
- 12. Compresor aer

- Lamele decantor primar
- Mediu mobil tip 1
- Mediu mobil tip 2
- Medii fixe
- Aerare
- Pompa
- Debitmetru
- Vana cu activare pneumatica

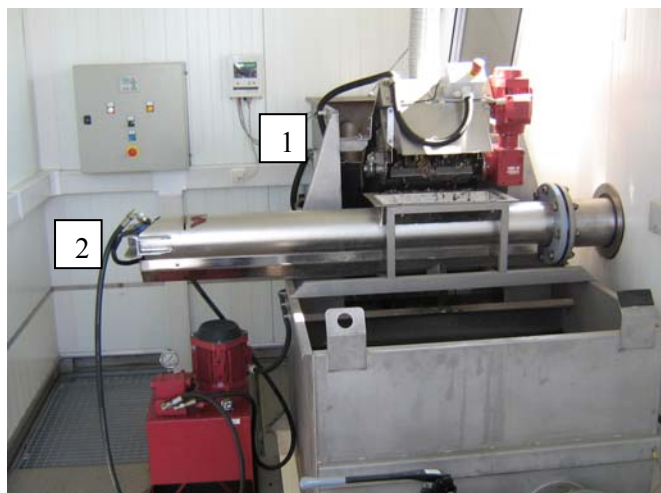
**Fig. 4.2. Schema tehnologică - RESETILOVS**



*Fig.nr.4.3. Stație de epurare Resetilovs: 1. container grătar; 2. modul biologic, 3. container deznisipator*



*Fig.nr.4.4. Stație de epurare Resetilovs: 1. modul biologic 2. bazin retenție apă epurată*



*Fig.nr.4.5. Stație de epurare Resetilovs:  
1. grătar des, 2. compactor*



*Fig.nr.4.6. Stație de epurare Resetilovs:  
unitate deshidratare*

**Avantajele** stației compacte care aplică epurarea biologică utilizând peliculă fixată sunt următoarele:

- acceptă ape cu încărcări organice cu variații mari;
- elimină compuși ai fosforului și azotului;
- cantitate de nămol redusă (până la de 10 ori mai mică față de epurarea cu nămol activ);
- ocupă spații mici (utilizează medii de fixare a biomasei fixe și mobile cu suprafețe active mari);
- asigură înlăturarea mirosurilor la evacuarea aerului, acesta fiind trecut prin filtrul umed.

## 4.2. Stație de epurare cu namol activ tip "ADIPUR"

Stațiile de epurare compacte TIP "ADIPUR" construite din oțel inoxidabil, în 19 mărimi, epurează ape uzate menajere pentru : școli, tabere, campinguri, hoteluri, moteluri, hanuri, cabane, zone rezidențiale, localități până la 6000 locuitori, precum și ape uzate de la prelucrarea cărnii și laptelui [130].

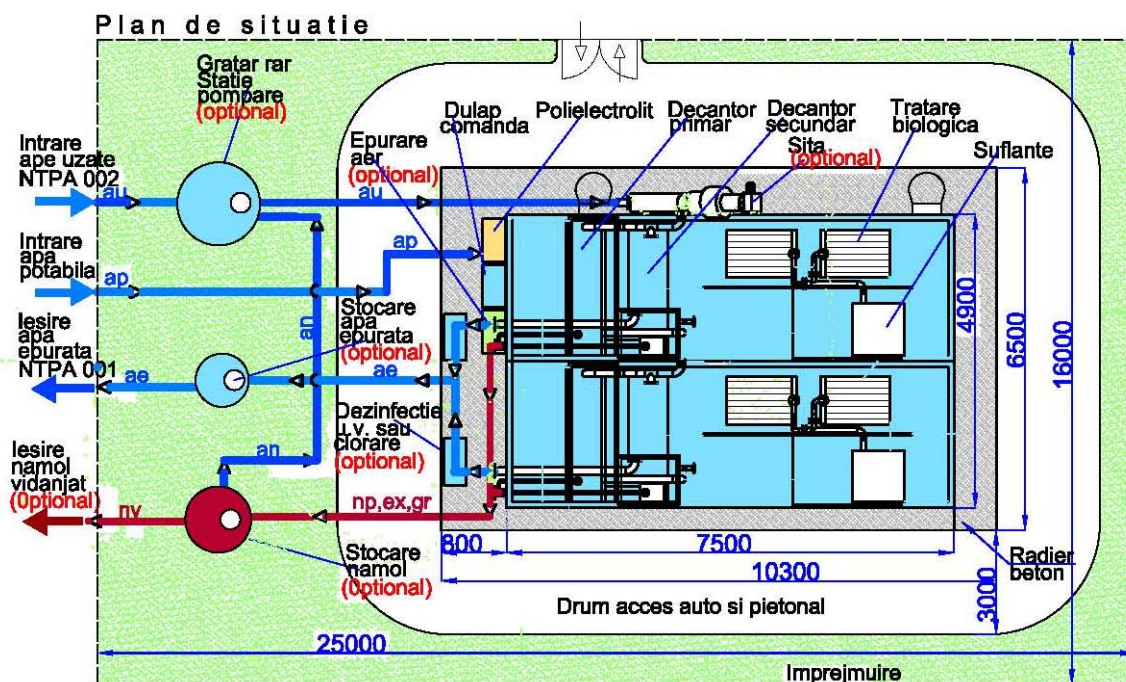


Fig.nr. 4.7. Schema în plan

Stațiile modulare „ADIPUR”, pot avea în componența de baza următoarele echipamente de epurare (fig. nr.4.7.):

### 4.2.1.Obiectele tehnologice din stația de epurare

- Stație de pompare;
- Instalație automată de sitare;
- Decantor primar pentru separare de grăsimi, suspensii și nisip;
- Modul biologic cu nămol activat;
- Decantor secundar;
- Stație de suflante;
- Instalație automată de deshidratat nămol în exces;
- Modul de comandă și deservire stație de epurare;
- Aparatură de măsurare a oxigenului dizolvat și a debitelor.

#### 4.2.2. Filiera tehnologică

- Treapta de **epurare mecanică** are în componență următoarele obiecte tehnologice: instalație automată de sitare ; stație automată de pompare; instalație compactă de pretratare (deznisipare și separare grăsimi ) .
- Treapta de **epurare biologică** cu bazin de defosforizare, bazin de nitrificare - denitrificare simultană, decantor secundar, stație de suflante, stație de măsură parametrii apa epurată;
- Dezinfecție apă epurată cu U.V.;
- Epurare aer din hala de epurare mecanică și îngroșare nămol cu instalație de purificare cu biofiltru;
- Treapta de tratare a nămolului cu unitate de stocare nămol în exces, de deshidratare nămol și opțional instalație de uscare nămol deshidratat.

#### 4.2.3. Fluxul tehnologic

Fluxul tehnologic pe linia apei și a nămolului este prezentat în fig.nr. 4.8.

Apa uzată este pompată direct în sita automată de unde curge gravitațional în decantorul primar. Materialul reținut pe sită este evacuat în container sau saci.

Nămolul reținut în decantorul primar este evacuat prin pompare în bazinul de stocare - îngroșare nămol. Grăsimea flotată este evacuată prin deversare în bazinul de stocare. Nămolul primar se deshidratează împreună cu nămolul în exces.

Apa preepurată din decantorul primar curge gravitațional în bazinul cu nămol activat . În acest bazin se realizează nitrificarea-denitrificarea și defosforizarea biologică.

Aerarea se realizează automat cu instalație de aerare cu bule fine, sursa de aer comprimat fiind asigurată cu suflante comandate de senzorul de O<sub>2</sub>. Pentru denitrificare, bazinul de aerare este împărțit în zone anoxice și aerobe. Amestecul de apă cu nămol activ, curge gravitațional în decantorul secundar, unde are loc separarea solid lichid.

Apa epurată este evacuată gravitațional în emisar, nămolul sedimentat este recirculat în bazinul de aerare parțial, nămolul în exces este evacuat automat și trimis în bazinul de stocare-îngroșare de unde se pompează în instalația de deshidratare.

Evacuarea nămolului deshidratat se face direct în container sau saci.

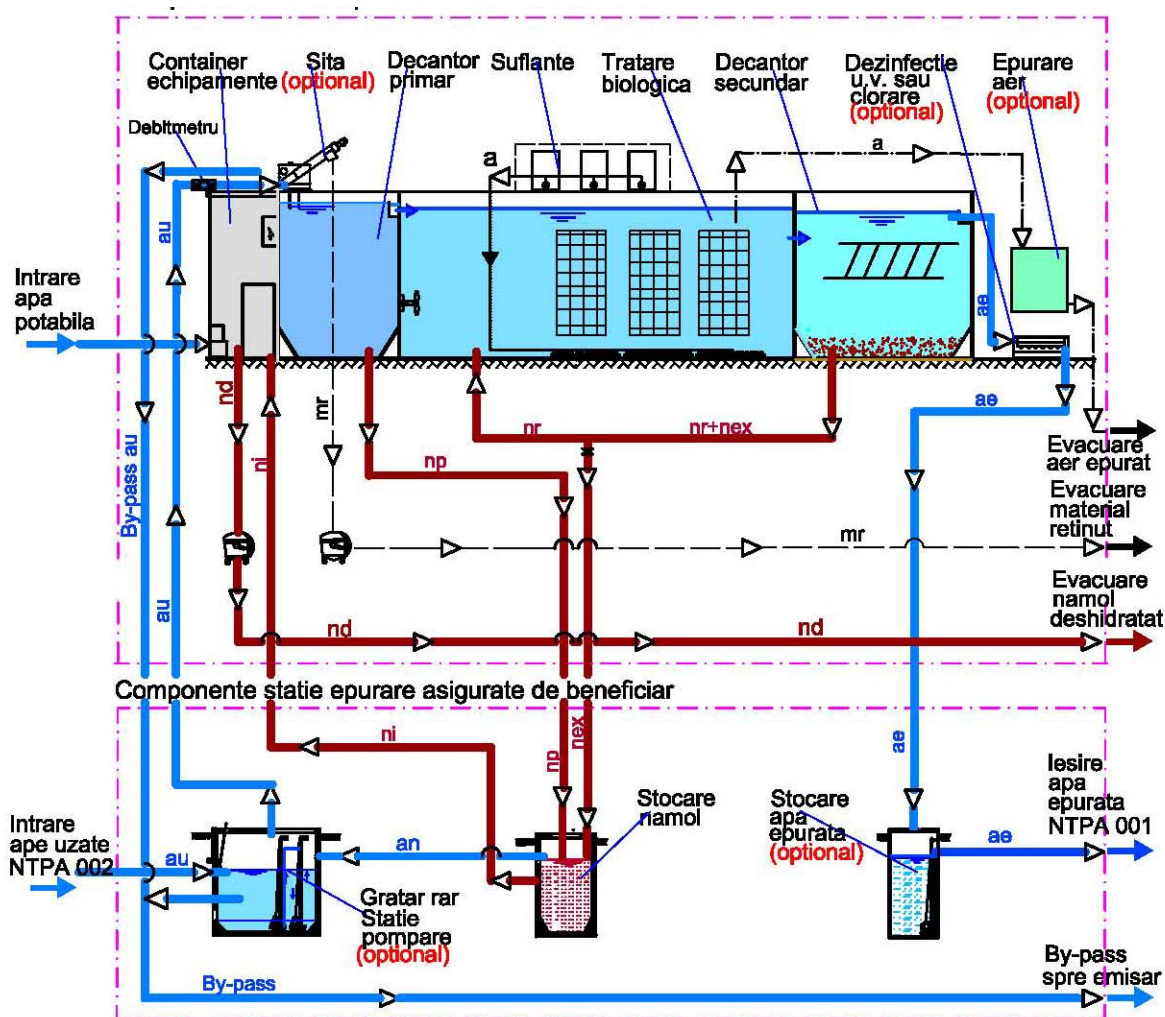


Fig. nr.4.8. Fluxul tehnologic

### Avantaje

- Epurare cu încadrarea în normele NTPA 001/2002 sau NTPA 011/2002;

- Timp de utilizare îndelungat, datorită materialelor de construcție anticorozive (oțel inox, PVC, PP).

Stația de epurare pentru un debit de  $300 \text{ m}^3/\text{zi}$  ocupă o suprafață de  $400 \text{ m}^2$ .

Puterea instalată (kW) -12,8.

### 4.3. Stația de epurare a apelor uzate tip BIO CLEANER

Stațiile de epurare de tip BIO CLEANER sunt destinate epurării apelor uzate cu caracter menajer provenite din case particulare, blocuri de locuințe, pensiuni, instituții de agrement, instituții sociale [128].

#### 4.3.1. Elemente componente

- **grătar coș** (figurile 4.9 și 4.10.a.) pentru reținerea suspensiilor mari;
- **zona de denitrificare** (figurile 4.9, 4.10.a.și 4.11.a) - în compartiment este recirculat nămolul din decantor cu ajutorul unei pompe air-lift; plutitorii din decantor sunt colectați cu ajutorul unei pâlnii. Amestecul apei este asigurat de difuzori cu bule medii;
- **spațiu de activare (AN)** (fig. 4.9) - prevăzut cu element de aerare cu bule fine – RAUBIOXON
- **spațiu de sedimentare (DN)** (figurile 4.9 și 4.10.b.) prevăzut cu pompa air-lift pentru pomparea nămolului în zona de denitrificare, pentru evacuarea impurităților plutitoare de pe suprafața zonei de sedimentare. În această zonă se găsește deversorul (fig. 4.11.b) pentru evacuarea apei epurate.

#### 4.3.2. Fluxul tehnologic (fig. nr.4.9)

Apa uzată este pompată în coș și de aici ajunge în zona de denitrificare. Amestecul apei uzate brute cu nămolul recirculat se realizează cu ajutorul unor difuzori cu bule medii. Cantitatea de aer se reglează astfel încât, în această zonă concentrația de oxigen dizolvat să nu depășească 0,5 mg/l și se crează un mediu anoxic.

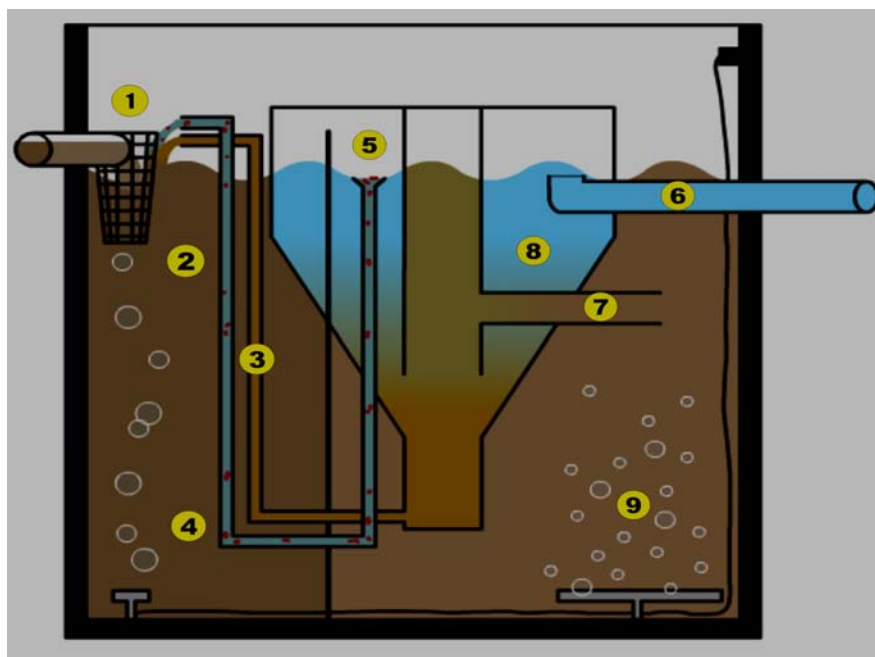
Din zona de denitrificare amestecul de apă trece în zona de nitrificare unde se formează nămol activ cu o biocenoză aerobă. Aerarea se realizează cu tuburi cu membrană ce produc bule fine. Concentrația de oxigen în această zonă este între 0,5 și 2,5 mg/l. În această zonă au loc procesele de oxidare a substanțelor organice și procesele de nitrificare.

Printr-un sistem hidraulic de admisie apa din zona de nitrificare trece în decantor. După decantare apa epurată este evacuată în receptor iar nămolul este recirculat în zona de denitrificare.

Nămolul în exces este evacuat din stația de epurare la o perioadă de 6 luni – 1 an, atunci când nămolul activat ocupă 70% - 80% din capacitatea modulului.



Sistemele de aerare și air-liftul sunt racordate prin intermediul distribuitorului de aer direct la compresorul de aer cu membrană, pentru presiuni joase, a cărei funcționare este intermitentă ceea ce înlesnește optimizarea alimentării cu aer în sistem în funcție de încărcarea stației de epurare.



*Fig. 4.9. Schema stației de epurare compacte BIO CLEANER;*  
 1. – coș; 2. – zonă nitrificare; 3. –conductă recirculare nămol; 4.- aerare bule medii;  
 5. –evacuare plutitori; 6.-conductă evacuare efluent; 7. –conductă admisie în decantor; 8.-  
 decantor; 9.- zonă nitrificare

Funcționarea stației de epurare este dirijată de unitățile de comandă BCC-02, care prin deschiderea și închiderea alimentării cu energie electrică a prizei pentru alimentarea compresorului și prin deschiderea și închiderea valvelor electromagnetice alternează fazele individuale ale funcționării unor programe numerotate de la C1 până la C6. Programele permit funcționarea aerării pe anumite perioade de timp funcție de necesități.

Parametrii tehnici și tehnologici ai seriei de stații de epurare a apelor uzate de tip uz casnic sunt menționați în tabelul 4.4. și 4.5



a



b

Fig. nr.4.10 Stație de epurare compactă BIO CLEANER: a- zona de denitrificare; b- decantor



c



d

Fig. nr.4.11. Stație de epurare compactă BIO CLEANER: c- perete despărțitor între zona de denitrificare și zona de nitrificare; d- deversor



Fig. nr.4.12 Stație de epurare FRF Mogoșoaia - BC 150

 Tabel nr. 4.3.- Caracteristici tehnice ale seriei de stații de epurare tip  
 BIO CLEANER BC 4 – BC 15

<b>Parametru</b>	UM	BIO CLEANER			
		BC 4	BC 8	BC 12	BC 15
Locuitori echivalenți		2-4	7-8	10-12	12-15
Încărcare hidraulică	m <sup>3</sup> /zi	0,6	0,2	1,8	2,3
Diametrul bazin	mm	1400	1600	1700	1900
Înălțimea utilă	mm	1600	1600	2350	2350
Volum util total	m <sup>3</sup>	1,79	2,37	3,55	4,5
Greutatea	kg	150	165	180	230
Volumul util al zonei de denitrificare	m <sup>3</sup>	0,5	0,6	0,9	1,1
Concentrația optimă a O <sub>2</sub> dizolvat în zona de denitrificare	mg/l	0 - 0,5			
Volumul util al zonei de nitrificare	m <sup>3</sup>	1,1	1,4	2,1	2,7
Concentrația optimă a O <sub>2</sub> dizolvat în zona de nitrificare	mg/l	1,5 – 2,5			
Diametrul zonei de sedimentare	mm	600	800	900	1000
Volumul util al zonei de sedimentare	m <sup>3</sup>	0,19	0,37	0,55	0,70
Suprafața decantorului	m <sup>2</sup>	0,28	0,50	0,64	0,76

<u>Parametru</u>	UM	BIO CLEANER			
		BC 4	BC 8	BC 12	BC 15
Consum nominal de energie electrică	W	60-65	90-95	120-140	140-160

#### Avantaje

- Eficiență de epurare ridicată;
- Funcționare fără degajare de mirosuri, deoarece procesul de epurare este unul complet aerob și nu se formează biogaz;
- Montare rapidă;
- Consum de energie redus (stația de capacitate 4 LE consuma 1 kwh/zi);
- Nămolul se evacuează odata la 8-12 luni;
- Timp de folosire îndelungat datorită materialelor cu rezistență ridicată la coroziune : polipropilenă și inox.

Tabel nr. 4.4. - Caracteristici tehnice ale seriei de stații de epurare tip BIO CLEANER

BIO CLEANER	BC 4	BC 8	BC 12	BC 15
Capacitate Locuitori Echivalenti	2-6	7-10	11-14	14-17
Capacitate Debit apa uzata [m <sup>3</sup> /zi]	0.6-0.9	1.2-1.8	1.8-2.7	2.3-3.4
Puterea instalata [W]	42	62	64	92
Diametru [mm]	1400	1600	1700	1900
Inaltime [mm]	1600	1600	2350	2350
Greutate totala [kg]	150	165	180	230

Tabel nr. 4.5. - Caracteristici tehnice ale seriei de stații de epurare tip BIO CLEANER

BIO CLEANER	BC 20	BC 25	BC 35	BC 50	BC 75	BC 100	BC 150
Capacitate Locuitori Echivalenti	15-25	20-30	30-45	45-65	65-90	90-125	12-170
Capacitate Debit apa uzata [m <sup>3</sup> /zi]	3-4.5	3.8-5.6	5.3-7.9	7.5-11.3	11.3-16.9	15-22.5	22.5-33.8
Consumul mediu [W]	230	550	75	750	950	1500	1500
Dimensiuni [m]	2.16 x 2	3 x 2.16	3.5 x 2.16	4 x 2.16	4 x 2.16	5.16 x 2.4	6.16 x 2.4
Inaltime [m]	2.08	2.08	2.08	2.58	3.08	3.08	3.08
Greutate totala [kg]	600	800	1200	1500	2000	2500	3000

#### **4.4. Stație de epurare mecano-biologică cu nămol activat și filtrare prin membrane, (DAUSER)**

Stațiile de epurare de acest tip sunt folosite pentru epurarea apelor uzate menajere orășenești și pot avea capacități între  $25 \text{ m}^3/\text{zi}$  până la  $500 \text{ m}^3/\text{zi}$  [129].

Pentru decizie s-a ales o stație cu un debit  $Q_{\text{uz zi max}} = 300,00 \text{ m}^3/\text{zi} - 2000 \text{ LE}$ ;  
 $Q_{\text{uz or max}} = 25,40 \text{ m}^3/\text{h}$ .

Stația de epurare este constituită din: treapta de epurare mecanică, treapta de epurare biologică și treapta de tratare nămol (fig.4.13 )

##### **4.4.1.Fluxul tehnologic**

###### **4.4.1.1.Treapta de epurare mecanică**

Apa uzată este colectată în stația de pompare (SP) ( $25 \text{ m}^3$  volumul util) și refulată într-un modul compact de degrosare compus din grătar des cu distanța între bare de 3 mm și deznisipator-separator de grasimi aerat având capacitatea de 5-10 l/s. Evacuarea nisipului se face automat într-un container instalat la marginea modulului iar grăsimile sunt colectate într-o pubelă. Reziduurile solide și suspensiile grosiere sunt evacuate prin intermediul unui transportor într-un sistem etanș cu sac montat într-un container standard. Modulul funcționează automat pe baza comenzilor senzorilor de nivel montați în cuva de inox.

###### **4.4.1.2.Treapta de epurare biologică**

Apa pre-epurată este colectată într-un bazin de acumulare-egalizare cu un volum de  $60 \text{ m}^3$  și apoi pompată în modulul de epurare biologică.

Bazinului de acumulare-egalizare asigură compensarea debitelor, precum și omogenizarea apei uzate astfel încât aceasta să aibă caracteristici fizico-chimice uniforme. Timpul de retenție mediu calculat este de circa 1-3 ore.

Bazinul de stocare-omogenizare este dotat cu 1 mixer submersibil cu ax orizontal care are rolul de a menține apa uzată la calitate omogenă, evită depunerile sau materiile în suspensie la suprafața apei.

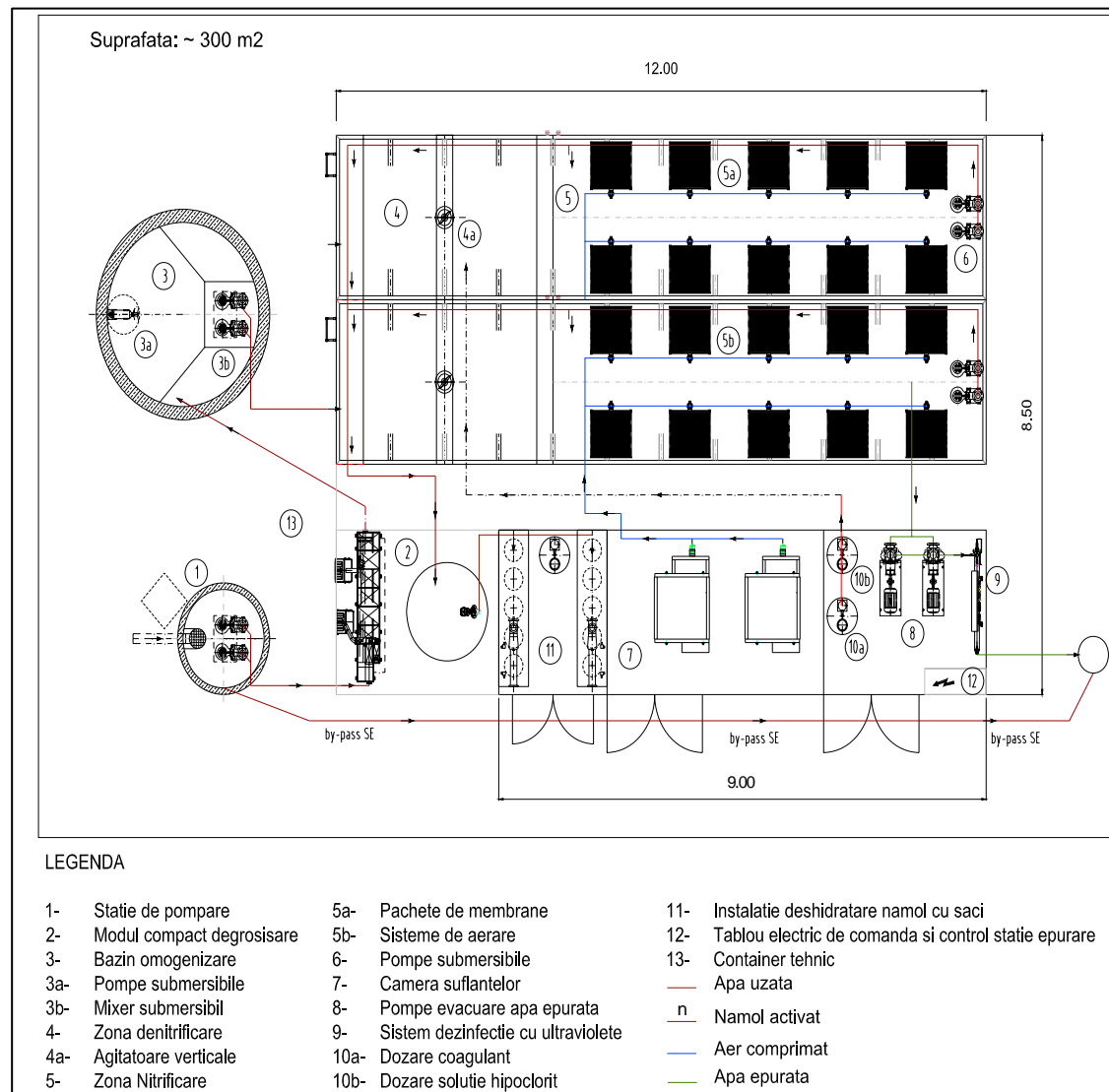


Fig. nr. 4.13. Statie de epurare – Dauser CONARA

Mixerul submersibil funcționează continuu pentru asigurarea omogenizării apei uzate epurată mecanic.

Apa uzată din bazinul de stocare-omogenizare este pompată continuu în reactorul biologic de epurare, cu 1+1 electropompe submersibile, care funcționează corelat cu senzorul de nivel montat în bazin.

Procesul de epurare asigură reducerea substanțelor organice precum și a azotului și fosforului.



**Fig. nr. 4.14. - Sistem de epurare DAUSER CONARA**

Sistemul este construit în 2 containere (fig. nr.4.9) cu radierul plat și partea superioară acoperită cu grătare pietonale și mână curentă. Dimensiunile fiecărui container sunt de  $L \times l \times H = 12 \times 2,5 \times 3$  m. Suprafața ocupată de fiecare container este de  $30 \text{ m}^2$ .

Aerul necesar procesului este furnizat prin intermediul suflantelor montate în containerul tehnic. Aerarea în bazin se realizează cu sisteme de aerare cu bule fine prin tuburi cu membrană. Sistemul de aerare este repartizat pe radierul bazinului în 2 grupuri.

Pe perioada fazei de aerare se crește raportul încărcare organică/masă bacteriană (reduc în prealabil), mărindu-se deci încărcarea organica a nămolului, fapt care îmbunătățește procesul de nitrificare și procesul de stabilizare a nămolului.

Procesul de denitrificare are loc în condiții anoxice.



Pentru separarea nămolului biologic de apă se utilizează module de filtrare cu membrană (U.F.). Acest tip de separare apă/nămol este utilizat pentru obținerea unei eficiențe ridicate privind calitatea apei epurate și de asemenea pentru a obține un nămol biologic ușor deshidratabil.

Funcționarea modulului de epurare biologică tip MBR este complet automatizată controlată de un calculator de proces.

Alimentarea cu aer este controlată și reglată printr-un sistem de măsurare analogică a oxigenului dizolvat din bazin cu limite minim/maxim, presetate.

Nivelul apei în bazin și modul de evacuare a apei uzate către emisar sunt controlate.

Reducerea fosforului se realizează chimic, prin dozare de coagulant (PAX 18) ce asigură precipitarea fosforului, prin intermediul instalației de dozare prevăzută în containerul tehnic.

Înainte de evacuare în emisar, apa epurată este dezinfectată printr-un sistem de dezinfecție cu U.V.. Instalația de dozare cu U.V.este prevăzută cu sistem de curățare automată a lămpilor și este amplasată în containerul tehnic. Funcționarea este automată.

#### ***4.4.1.3. Treapta de tratare a nămolului***

Nămolul activat în exces este pompat prin intermediul unei electropompe submersibile într-o unitate de deshidratare cu saci filtranți. Înainte de instalația de deshidratare, nămolul trece printr-un mixer static unde se amestecă cu polimerul dozat prin instalația de preparare și dozare a polimerului. Amestecul nămol-polimer este introdus în filtrul cu saci sub presiune prin intermediul unui compresor. Sacii cu nămol deshidratat sunt îndepărtați manual cu un cărucior mobil furnizat împreună cu instalația. Concentrația în suspensii solide a nămolului deshidratat este de 20-25 %.

Supernatantul este evacuat gravitațional în bazinul de omogenizare-egalizare sau opțional în stația de pompare.

#### ***Avantajele stației de epurare tip DAUSER sunt impuse de***

- ✓ Stația de epurare este containerizată și compactă;
- ✓ Conducerea proceselor și monitorizarea total automatizată;
- ✓ Asigură calitatea efluentului;

- ✓ Volum redus de lucrări de construcții civile și instalații suplimentare
- ✓ Nu necesită personal permanent de exploatare; 1 inspecție/zi
- ✓ Puterea energetică instalată este de 5,5 kW (0,44 kWh/m<sup>3</sup>)
- ✓ Stația de epurare pentru un debit de 300 m<sup>3</sup>/zi ocupă o suprafață de 300 m<sup>2</sup>.

## 5.1. EXPERIMENTĂRI “IN SITU” A STAȚIILOR DE EPURARE AVANSATĂ COMPACTE

### 5.1.1. Obiectivele cercetărilor experimentale

Prin experimentările efectuate “in situ” am urmărit:

- stabilirea eficiențelor de epurare;
- stabilitatea în timp a proceselor de epurare;
- îmbunătățirea programelor de funcționare, a stațiilor compacte cu peliculă fixată.

Experimentările au fost efectuate pe stații de epurare a căror influent prezintă caracteristici diferite: ape uzate provenite dintr-un Parc industrial, ape uzate menajere provenite de la o localitate cu 2100 locuitori și ape uzate provenite de la o fabrică de țigarete (ape tehnologice și ape menajere) unde modulul compact cu biomasă fixată este folosit ca treaptă de epurare avansată.

### 5.1. 2. Stația de epurare “Parc Industrial SA Valenii de Munte”

Stația este de tip N2 – CM1P – 120 – 911.B, stație supraterană, cu un debit de 120 m<sup>3</sup>/zi.

A fost pusă în funcțiune în noiembrie 2003.

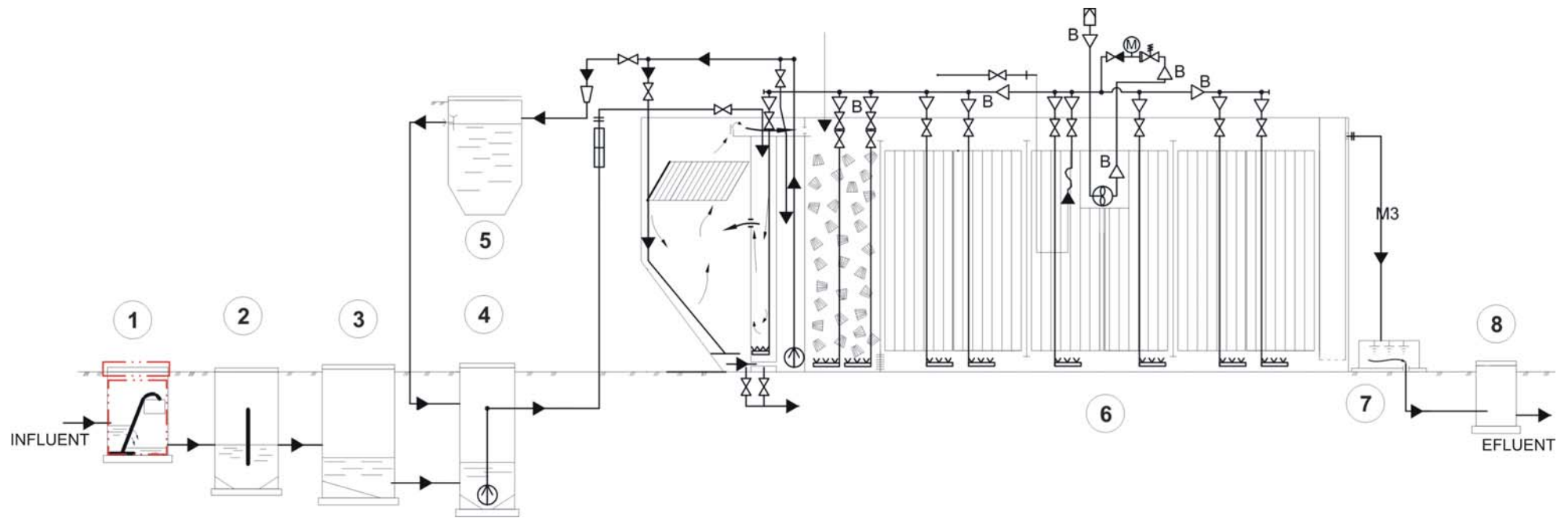
Obiectele și rețelele tehnologice ale stației de epurare sunt prezentate în fig. nr. 5.1. Stația de epurare a fost monitorizată lunar din ianuarie 2006 până în iunie 2008.

Principalele procese de epurare realizate în stația de epurare sunt:

- *Degrosisarea* se realizează cu ajutorul următoarelor obiecte tehnologice:
  - grătar rar cu curățire manuală (fig. 5.3);
  - deznisipator – separator de grăsimi (fig. 5.4.);
- *Omogenizarea* apelor uzate în bazinul de omogenizare – egalizare. În bazin este montat un mixer care funcționează permanent. În bazin sunt montate pompele de alimentare a modulului biologic.
- *Epurare biologică* pentru îndepărtarea substanțelor organice, azotului și a fosforului se realizează în modulul biologic (fig. 5.2.) ce cuprinde patru compartimente cu medii mobile sau fixe.










- *Dezinfecția* apelor uzate epurate cu ajutorul unei unități cu ultraviolete.
- *Colectarea și stabilizarea nămolului.* Nămolul din decantor este pompat în bazinul de nămol (sedimente) unde este stabilizat anaerob. Pentru grăbirea procesului de mineralizare în bazinul de nămol se introduc bacterii anaerobe. Îndepărtarea nămolului stabilizat se realizează prin vidanjare.

Determinările efectuate constant pe influentul și efluentul stației de epurare au fost: pH, CCO-Cr, CBO<sub>5</sub>, azot total și fosfor total. Datele obținute în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008 sunt prezentate în tabelul 5.1.



**LEGENDA :**

1. Gratar rar curatire manuala
2. Deznisipator – Separator grasimi
3. Bazin omogenizare
4. Bazin pompare
5. Bazin namol
6. Modul biologic
7. Unitate U.V.
8. Camin recoltare probe

-  Cadrul instalatiei RESETILOVS
-  Compresor submersibil
-  Pompa
-  Medii fixe
-  Medii mobile
-  Lamele decantor
-  Aerare cu bule fine
-  Indicator de presiune
-  Filtru de aer

**Fig. 5.1** Schema tehnologica



Fig. nr. 5.2 - Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte (modul biologic)



Fig. 5.3. Grătar rar – curățare manuală



Fig. 5.4. Deznisipator – separator de grăsimi

*Tabel 5.1.- Parametrii Stației de epurare a Parcului Industrial Vălenii de Munte*

Nr. determinare	1		2		3		4		5		6		7		8		9		10		11		12	
	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E
pH	8,01	7,25	8,05	7,49	8,12	7,88	8,13	7,38	8,27	7,72	8,03	7,38	7,53	6,67	7,63	7,54	7,08	6,60	7,51	7,73	8,28	7,63	8,12	7,10
CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	203	40	309	45	446	56	146	48	302	57	146	80	203	34	143	44	698	28	1338	45	157	13	165	17
CBO5 (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	97	12	103	10	134	15	76	14	87	14	65	17	72	13	76	14	245	9	465	25	74	4	88	6
NT (mg/dm <sup>3</sup> )	41	11	36	8	78	36	51	19,9	93	15	30	15	73	9	38	14	86	35	105	32	51	9	34	8
PT (mg/dm <sup>3</sup> )	7,2	2,7	7,5	2,3	10,39	4,49	4,33	2,71	5,15	3,52	2,8	2,02	4,04	0,74	3,32	1,93	13,3	3,35	10,10	5,28	3,91	1,18	3,45	0,99

NOTĂ : I- influenț stație de epurare

E – efluent stație de epurare

*Tabel 5.1.- Parametrii Stației de epurare a Parcului Industrial Vălenii de Munte*

*continuare*

Nr. determinare	13		14		15		16		17		18		19		20		21		22		23		24	
	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E
pH	6,73	7,92	8,58	7,25	8,88	7,95	8,89	7,85	7,73	9,71	7,91	7,74	8,67	7,81	7,95	7,86	8,67	8,05	8,84	8,07	8,27	8,03	8,15	8,01
CCO-Cr (mg/dm <sup>3</sup> )	280	27	187	39	444	149	401	47	161	45	201	32	241	13	222	66	432	57	1059	87	197	37	203	38
CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	112	12	110	12	187	32	143	18	76	15	89	11	113	4	98	19	156	21	569	24	85	11	98	11
NT (mg/dm <sup>3</sup> )	32	11	53	12	49	11	35	7	20	1,4	44	11	61	14	49	10	54	11	78	13	36	7	34	7
PT (mg/dm <sup>3</sup> )	6,55	2,60	4,66	3,12	9,32	7,79	4,88	1,31	4,17	0,13	270	1,17	4,85	0,67	5,28	1,37	3,76	1,01	5,79	1,27	3,26	0,46	3,96	0,33

NOTĂ: I- influent stație de epurare

E – efluent stație de epurare



Tabel 5.1.- Parametrii Stației de epurare a Parcului Industrial Vălenii de Munte

continuare

Nr. determinare	25		26		27		28		29		30	
	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E
Parametru												
pH	8,72	8,09	8,94	7,96	8,39	7,90	8,19	7,77	8,68	7,95	8,20	7,88
CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	385	52	557	301	993	114	151	42	214	57	241	69
CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	143	17	198	108	429	67	86	21	94	19	87	23
N <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	55	8	88	19	121	54	18	10	65	13	56	7
P <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	6,22	2,96	9,87	5,53	32,6	3,61	2,02	0,89	7,83	1,53	3,06	1,12

NOTĂ: I- influent stație de epurare

- Efluent stație de epurar

### 5.1. 3. Stația de epurare Comuna ORLAT, jud. Sibiu

Tipul stației: N2 – CA1S – 420 – 931.N + P, supraterană, cu două module (2 x 210 m<sup>3</sup>/zi).

Stația de epurare Orlat ocupă o suprafață de 480 m<sup>2</sup> (fig. 5.5 ) și se află la o distanță de aproximativ 1 km față de localitate. Efluentul este descărcat în râul Cibin.

Stația de epurare a fost monitorizată lunar în anul 2007.

Principalele procese de epurare realizate în stația de epurare (fig.5.6) sunt:

- *Degrosisarea* ce se realizează cu ajutorul următoarelor obiecte tehnologice:
  - grătar rar cu curățare manuală;
  - deznisipator – separator de grăsimi;
  - grătar des cu curățare mecanică, cu colectarea reținerilor automată în container.
- *Omogenizarea* apelor uzate în bazinul de omogenizare – egalizare. În bazin este montat un mixer care funcționează permanent și pompele de alimentare a modulului Resetilovs.
- *Epurare chimică* pentru îndepărtarea fosforului prin precipitare se realizează cu ajutorul următoarelor obiecte tehnologice:
  - rezervor coagulant cu pompă dozatoare;
  - cameră amestec (coagulant +apă uzată);
  - decantor lamelar.
- *Epurare biologică* pentru reducerea substanțelor organice, azotului și o parte din fosfor. Se realizează în modulul biologic care este format din patru compartimente cu medii mobile sau fixe.
- *Dezinfecția* apelor uzate epurate cu ajutorul unei unități cu ultraviolete.
- *Colectarea, stabilizarea și deshidratarea nămolului.* Nămolul din decantor este pompat în bazinul de nămol (sedimente) unde este stabilizat anaerob. Acesta este prevăzut cu un mixer și o pompă. Pentru accelerarea procesului de mineralizare în bazinul de nămol se introduc bacterii anaerobe. Din bazinul de nămol acesta este pompat într-o unitate de deshidratare cu saci. Stația de deshidratare este prevăzută cu:
  - rezervor floculant cu pompă dozatoare;
  - mixer static;
  - instalație de distribuție în saci;

- 3 cărucioare pentru îndepărtarea sacilor ;
- cuve de colectare a filtratului.

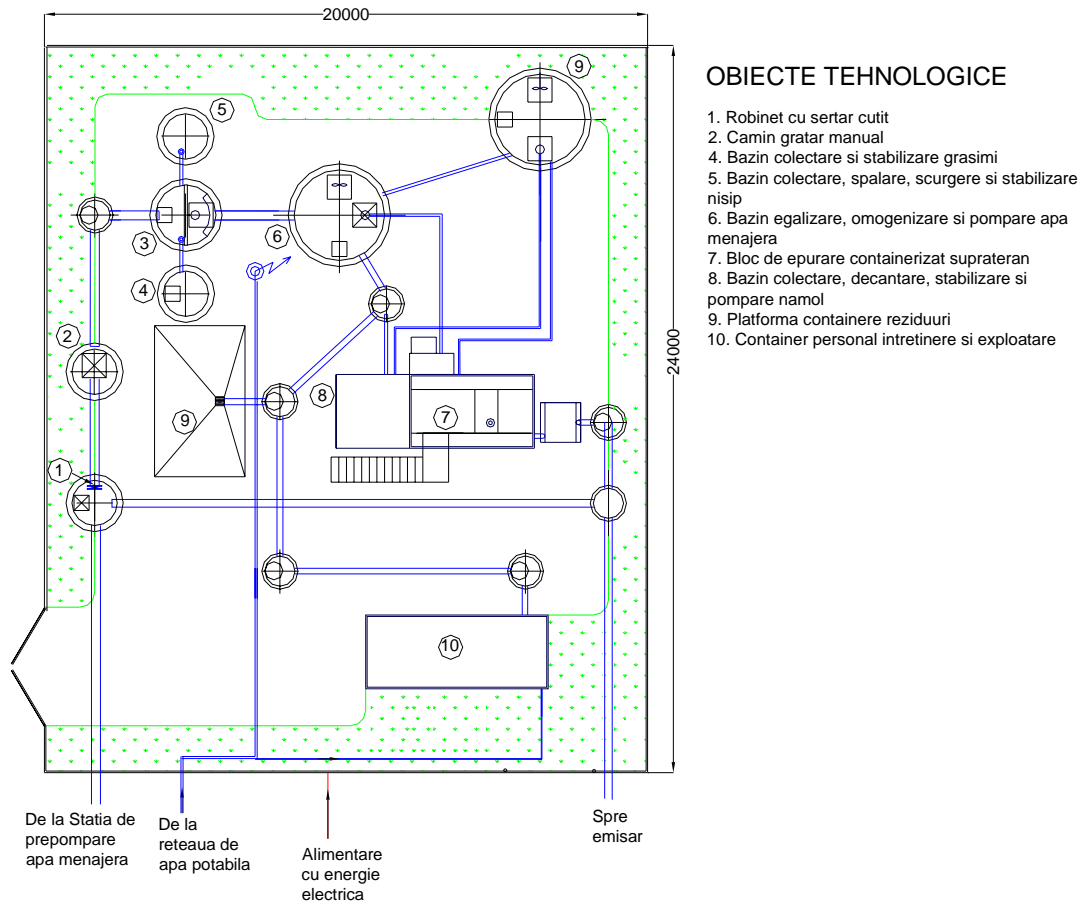


Fig. nr. 5.5. Situația în plan - Stația de epurare ORLAT

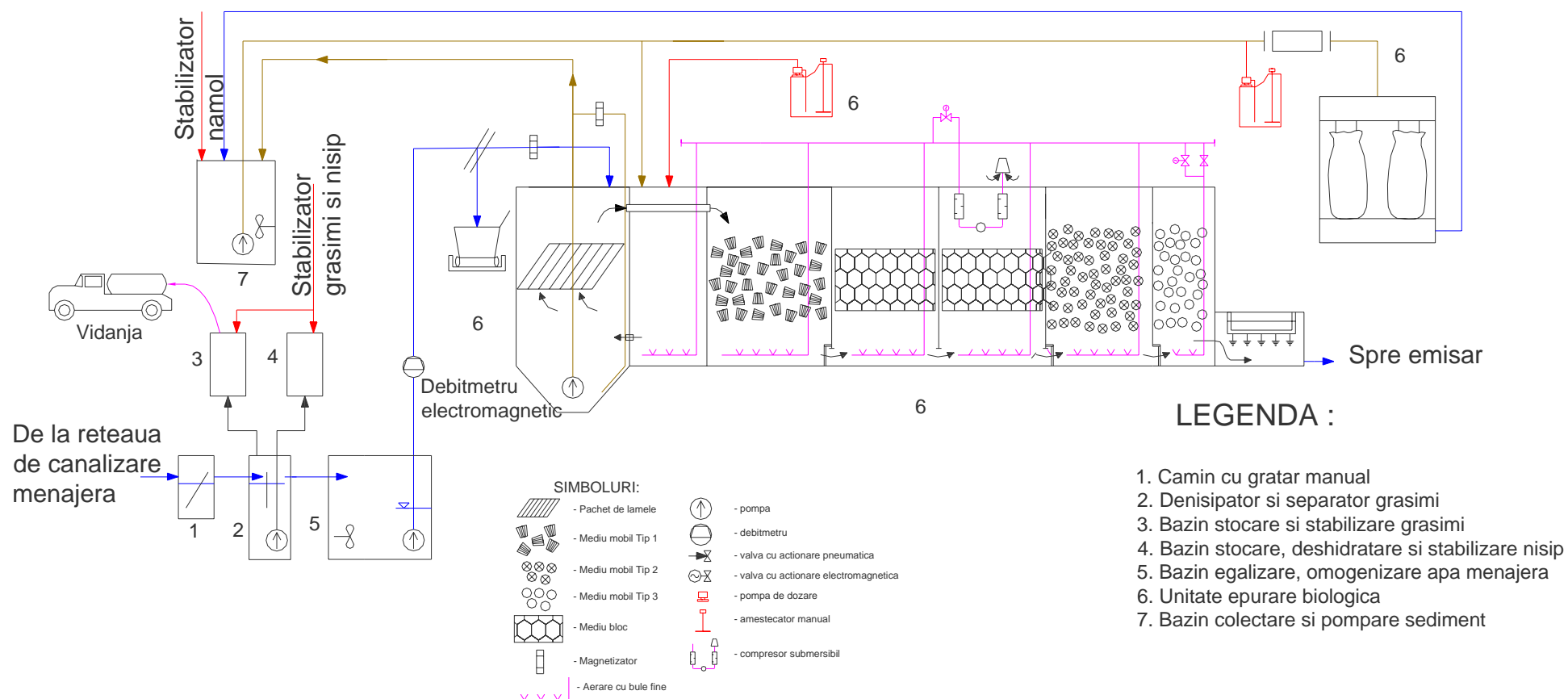


Figura nr.5.6.. Schemă tehnologică – Stația de epurare Orlat

Tabelul 5.2.- Parametrii Stației de epurare a localității ORLAT

Data	16.02.07		13.03.07		17.04.07		20.05.07		18.06.07		23.07.07	
Parametru	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E
pH	7,4	7,8	7,1	7,6	7,5	7,4	7,3	7,5	7,1	7,3	7,4	7,6
CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	132	37	290	54	284	45	321	43	345	54	367	34
CBO <sub>5</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	57	14	98	17	94	18	145	16	154	19	127	17
N <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	27,0	12,0	47,4	15,0	45,3	11,0	36,5	11	67,8	9	48,2	8
P <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	7,49	1,98	9,8	1,66	9,33	0,87	8,76	0,76	7,23	0,79	11,20	1,2 3

NOTĂ: I- influent stație de epurare

E – efluent stație de epurare

Tabelul 5.2.- Parametrii Stației de epurare a localității ORLAT

continuare

Data	14.08.07		24.09.07		15.10.07		20.11.07		11.12.07		17.01.08	
Parametru	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E	I	E
pH	7,3	7,3	7,5	7,6	7,4	7,5	7,2	7,3	7,5	7,4	7,2	7,4
CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	333	47	378	56	345	55	344	40	254	62	267	29
CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	114	16	161	19	134	17	129	17	99	21	143	12
NT (mg/dm <sup>3</sup> )	39,3	9	37,8	9	43,6	10	46,0	10	47,0	9	38	9
PT (mg/dm <sup>3</sup> )	9,12	0,65	8,56	0,79	6,34	0,2 1	7,23	0,58	6,56	0,34	7,25	0,8 7

NOTĂ: I- influent stație de epurare

E – efluent stație de epurare

Stația a fost monitorizată de la punerea în funcțiune timp de un an. S-a urmărit eficiența tehnologică, amorsarea procesului și realizarea parametrilor de evacuare într-un timp cât mai scurt.

#### **5.1.4. Stația de epurare de la fabrica de țigarete PHILIP MORRIS**

La fabrica de țigarete se epurează apele uzate menajere împreună cu apele uzate tehnologice. Apele uzate tehnologice nu se produc continuu, cantitățile cele mai mari fiind produse atunci când se spală instalațiile de producție, după terminarea unui ciclu.

Principalele obiecte tehnologice (fig. nr. 5.7 ) din Stația de epurare a Fabricii de țigarete sunt:

1. Bazin omogenizare și pompare ape uzate;
  - 1.1. Grătar, curățire mecanică și compactor rețineri;
  - 1.2. Mixer submersibil;
  - 1.3. Pompă submersibilă;
2. Bazin aerare apă uzată;
  - 2.1. Suflantă;
  - 2.2. Pompă submersibilă;
3. Decantor secundar;
  - 3.1. Pompă submersibilă ;
4. Bazin acumulare treapta I de epurare;
  - 4.1. Pompă submersibilă;
5. Modul epurare biologic;
  - 5.1. Bloc tancuri;
  - 5.2. Compresor submersibil;
6. Bazin acumulare nămol;
  - 6.1. Pompă submersibilă;
7. Unitate deshidratare nămol;
8. Platformă depozitare saci;
9. Unitate stocare și dozare coagulant;
10. Unitate dezinfectie – tip UV.

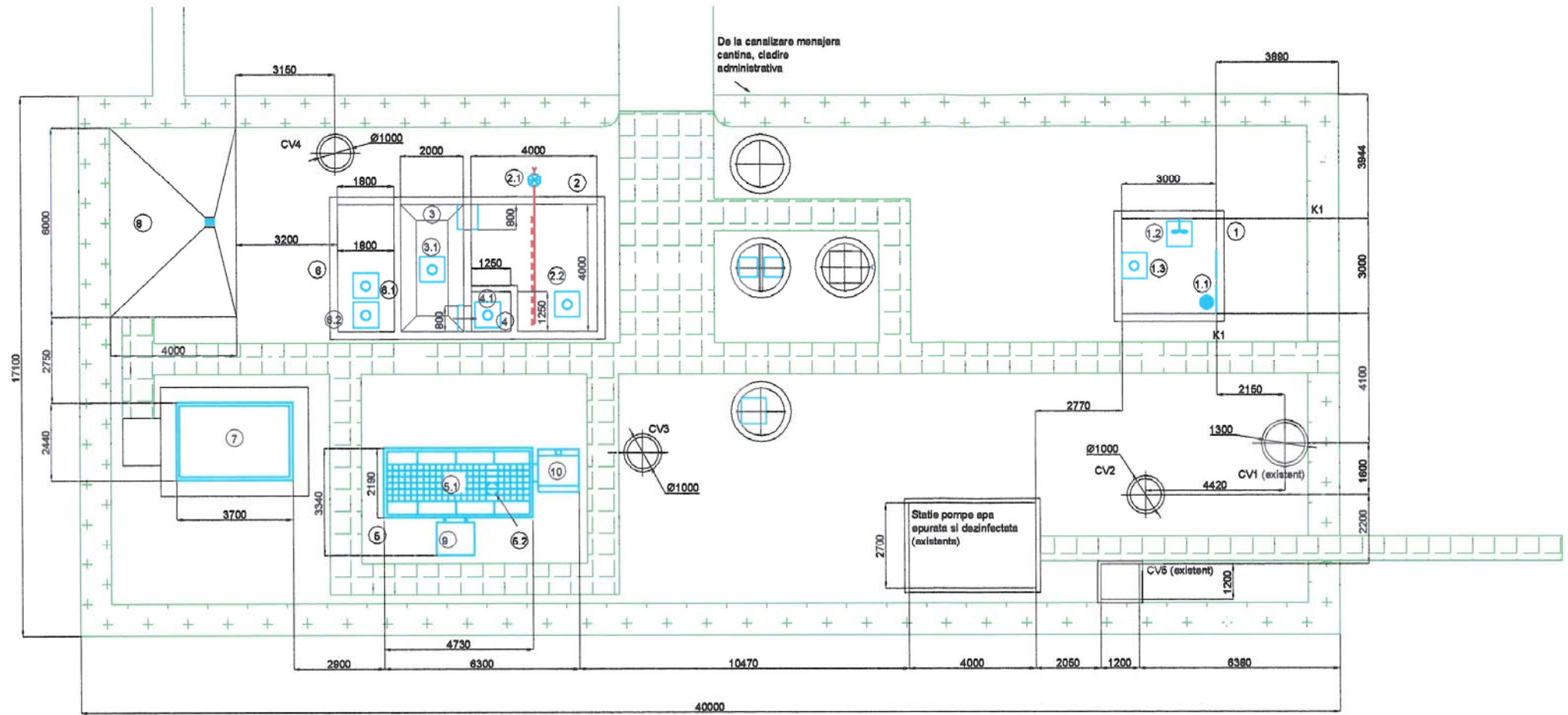
Epurarea se realizează în două trepte: treaptă mecano – biologică și o treaptă de epurare avansată.

- Treapta I de epurare constă din:
  - Grătar, curățire mecanică și compactor pentru rețineri;
  - Bazin de denitrificare cu volumul util de 6 m<sup>3</sup>, prevăzut cu agitator;
  - Bazin de oxidare biologică a compușilor organici și de nitrificare a compușilor de azot cu volumul util de 66 m<sup>3</sup>, echipat cu sistem de aerare pneumatică cu bule fine.
  - Decantor secundar de tip vertical ce asigură reținerea nămolului activ necesar proceselor biologice ce se desfășoară în treapta I biologică, din care se recirculă permanent nămolul în bazinul de denitrificare.
- Treapta II de epurare terțiară (instalație compactă cu epurare biologică cu peliculă biologică) având ca scop reținerea fosforului excedentar și epurarea avansată a poluanților greu biodegradabili existenți în apele uzate tehnologice, treaptă compusă din:
  - Instalație de dozare automată a reactivilor de precipitare a fosforului excedentar în efluentul treptei I biologice;
  - Decantor de tip lamelar ce reține nămolul rezultat din precipitarea fosforului (compartimentul 1 al instalației);
  - Instalație de epurare biologică aerobă alcătuită din 4 compartimente:
    - Compartiment de fermentare- hidroliză
    - Compartiment de nitrificare – denitrificare heterotrofă
    - Compartiment de nitrificare –denitrificare autotrofă
    - Compartiment de filtrare - biosorbție
  - Instalație de dezinfecție efluent de tip UV;

Instalații de colectare a nămolului excedentar din decantorul secundar treapta I și a nămolului din decantorul modulului compact treapta II (bazin de nămol) și de deshidratare a acestuia în saci filtranți (3 saci filtranți cu funcționare în paralel).

Funcționarea stației de epurare se face în regim automatizat prin controlul nivelului apei în diferite bazine de pe fluxul tehnologic de epurare și a unor parametri de exploatare prestabiliți. Astfel, alimentarea cu apa uzată a construcțiilor stației de epurare se face prin pompare între treapta de denitrificare și cea de nitrificare și între efluentul decantorului secundar și treapta II cu comandă automatizată în baza senzorilor de nivel instalați.





**Fig. nr. 5.7.** Stația de epurare Philip Morris – plan: 1-Bazin omogenizare și pompare ape uzate; 2 - Bazin aerare apă uzată; 3-Decantor secundar; 4-Bazin acumulare treapta I de epurare; 5-Modul epurare biologic; 6-Bazin acumulare nămol; 7-Unitate deshidratare nămol; 8- Platformă depozitare saci; 9-Unitate stocare și dozare coagulant; 10- Unitate dezinfecție – tip UV.

Este contorizat on-line:

- debitul apelor uzate influente în epurarea avansată;
- debitul de nămol recirculat din decantorul secundar al treptei I biologice în zona de denitrificare;
- nivelul concentrației oxigenului dizolvat din treapta de nitrificare aerobă (treapta I biologică);
- Durata de funcționare a sursei de aer comprimat din epurarea avansată;
- Dozarea reactivului de precipitare a fosforului în momentul în care se pornește pompa ce alimentează epurarea avansată (instalația compactă) și oprirea în cazul opririi pompei de alimentare.

Este prestabilit prin programul de operare al stației:

- Debitul apelor uzate vehiculate prin stația de epurare -.  $7 \text{ m}^3/\text{h}$ ;
- Debitul de nămol recirculat -  $6 \text{ m}^3/\text{h}$ ;
- Debitul de coagulant introdus pentru precipitarea fosforului excedentar și concentrația soluției de coagulant, funcție de valoarea medie a fosforului prezent în influentul treptei de epurare avansată.
- Durata și perioada de evacuare a nămolului depus în decantorul instalației (în care se realizează precipitarea fosforului excedentar).

Parametrii de funcționare ai stației de epurare se schimbă la modificări importante în fluxul tehnologic de producție când se modifică cantitatea și calitatea apelor uzate influente și în cazul operării la temperaturi scăzute când este necesară o ajustare a parametrilor de funcționare pentru menținerea eficienței de epurare proiectate.

Stația de epurare a fost pusă în funcțiune la începutul anului 2006. Pentru înregistrarea parametrilor de epurare și determinarea eficiențelor de epurare s-a întocmit un program de recoltare probe astfel: în perioada 10.01 – 08.02 2006 la o săptămână, în perioada 08.02. – 17.02.2006. la două zile, în perioada 17.02 – 11.05. 2006 la o săptămână. S-au determinat următorii parametri: pH, substanță organică (CCO –Cr și CBO<sub>5</sub>), azot total (N<sub>T</sub>) și fosfor total (P<sub>T</sub>).

Efluentul trebuie să îndeplinească condițiile NTPA 001-2005.

Rezultatele determinărilor efectuate sunt prezentate în tabelul nr. 5.3

Tabelul 5.3. Parametrii Stației de epurare a Fabricii de țigarete Philip Morris

Data	10.01.2006			19.01.2006			26.01.2006			08.02.2006			10.02.2006			13.02.2006			15.02.2006		
Parametru	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2
pH	6,67	7,78	7,23	7,01	7,86	7,34	6,99	7,87	7,50	6,82	6,92	7,18	6,72	6,92	7,20	6,82	6,99	7,11	7,01	7,55	7,12
CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	776	356	201	508	466	269	654	308	245	1122	424	208	1960	480	188	1405	224	118	1182	205	42
CBO <sub>5</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	421	102	60	245	154	78	304	125	65	856	134	78	897	176	53	769	87	49	859	76	12
N <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	32	17	14	33	15	13	36	19	15	40	22	13	42	20	14	39	19	11	36	16	9
P <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	8,11	5,2	3,2	14,3	5,1	3,6	9,7	5,4	3,9	10,0	6,4	4,9	41,0	20,0	14,3	7,17	5,0	3,2	16,0	6,2	0,9

NOTĂ: I- influent stație de epurare

E1 – efluent treapta 1

E2 – efluent epurare avansată

Tabelul 5.3. Parametrii Stației de epurare a Fabricii de țigarete Philip Morris

continuare

Data	17.02.2006			23.02.2006			03.03.2006			08.03.2006			16.03.2006			23.03.2006			30.03.2006		
Parametru	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2
pH	8,00	8,23	8,20	8,10	8,15	8,05	7,39	6,44	7,44	6,82	6,34	7,18	6,89	7,02	7,00	8,05	8,23	7,67	6,67	7,99	8,01
CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	1355	115	45	786	153	65	879	123	54	1347	243	51	958	275	39	1659	285	49	879	133	42
CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	654	67	21	329	64	26	378	64	20	812	87	19	478	83	15	823	93	15	465	48	14
N <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	46	19	9	38	16	9	37	17	8	33	12	9	36	14	7	34	16	8	36	16	8
P <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	9,2	3,9	0,5	8,6	4,1	0,31	7,3	2,9	0,1	8,7	3,8	0,3	6,9	3,5	0,2	9,8	4,0	0,7	11,0	5,4	0,8

NOTĂ: I- influent stație de epurare

E1 – efluent treapta 1

E2 – efluent epurare avansată

Tabelul 5.3. Parametrii Stației de epurare a Fabricii de țigarete Philip Morris

continuare

Data	05.04.2006			12.04.2006			25.04.2006			03.05.2006			11.05.2006		
Parametru	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2	I	E1	E2
pH	7,39	7,44	7,30	7,12	7,34	7,11	8,26	7,48	7,12	6,81	7,44	7,12	7,56	8,07	8,12
CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	2356	86	23	1490	77	25	1144	112	19	517	86	18	612	89	19
CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	1270	44	12	768	32	14	758	61	11	266	37	11	289	38	10
N <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	54	21	8	37	21	8	33	16	8	25	12	7	28	12	7
P <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	13,1	4,7	0,0	9,5	3,02	0,21	11,2	4,8	0,54	8,37	4,8	0,23	8,45	3,07	0,54

NOTĂ: I- influent stație de epurare

E1 – efluent treapta 1

E2 – efluent epurare avansat

## 5.2. INTERPRETAREA REZULTATELOR EXPERIMENTALE

### 5.2.1. Stația de epurare "Parc Industrial SA Valenii de Munte"

Stația este de tip N2 – CM1P – 120 – 911.B și a fost pusă în funcțiune în noiembrie 2003. Cantitatea și calitatea apelor influente s-a schimbat pe măsură ce spațiile au fost închiriate de firme cu diferite activități.

S-au efectuat determinări pe apele uzate evacuate de la fiecare activitate desfășurată în Parcul Industrial și cele mai poluatoare sunt cele provenite de la o fabrică de confecții pielărie și o fabrică de prelucrare a sticlei. Probele prelevate au fost probe momentane. Valorile determinate sunt prezentate în tabelele 5.1 și 5.2.

*Tabel nr. 5.4.- Parametrii de calitate a apei uzate de la fabrica de confecții pielărie*

Indicatori	Intrare	NTPA 002/2005
pH	5,75	6,5 – 8,5
CCO –Cr (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	1109	500
CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	575	300
N <sub>T</sub> (mg-dm <sup>3</sup> )	212	-
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/dm <sup>3</sup> )	159	30
P <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	48,9	5

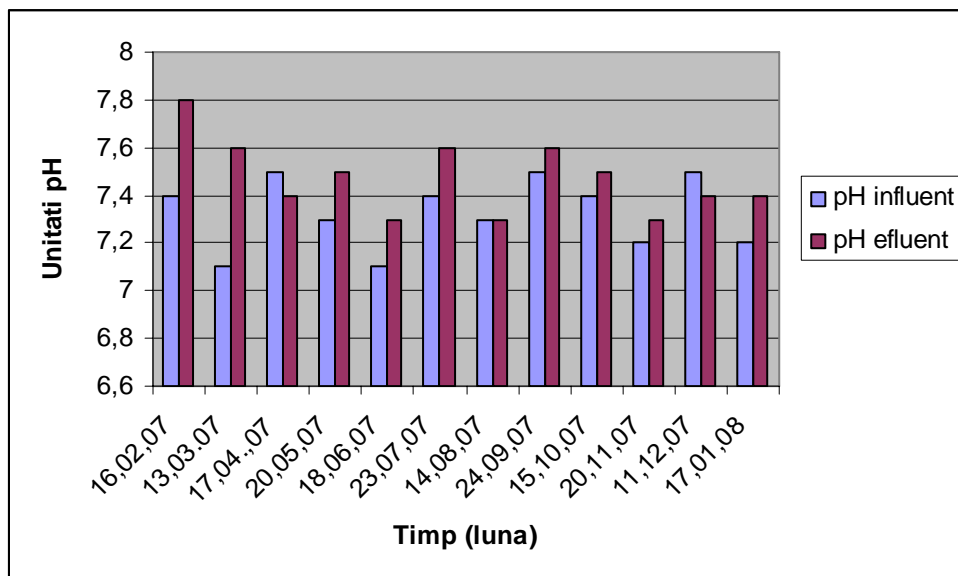
Apele uzate evacuate de la fabrica de confecții pielărie au pH-ul mai mic decât intervalul optim prevăzut în NTPA 002-2005, iar încărcarea în substanțe organice, azot și fosfor sunt de la două ori mai mari până la de 10 ori mai mari (în cazul fosforului) decât valorile maxime prevăzute în NTPA 002/2005.

*Tabel nr. 5.5 - Parametrii de calitate a apei uzate provenite de la fabrica de prelucrare sticlă*

Indicatori	Intrare	NTPA 002/2005
pH	8,88	6,5 – 8,5
CCO –Cr (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	697	500
CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup> )	115	300
N <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	37	-
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/dm <sup>3</sup> )	17	30
P <sub>T</sub> (mg/dm <sup>3</sup> )	3,26	5

Apele evacuate prezintă un pH mai mare decât intervalul optim prevăzut în normativul NTPA 002/2005.

Influentul acestei stații prezintă variații mari la pH, substanțe organice, azot total și fosfor total. Stația de epurare nu are în componență defosforizare chimică.



*Fig. nr. 5.8 Variația pH-ului în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008. Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte*

În fig. 5.8 este prezentată variația pH-ului în influent și efluent, acesta depășește intervalul optim – 6,5-8,5 atât în influent cât și în efluent în anumite perioade.

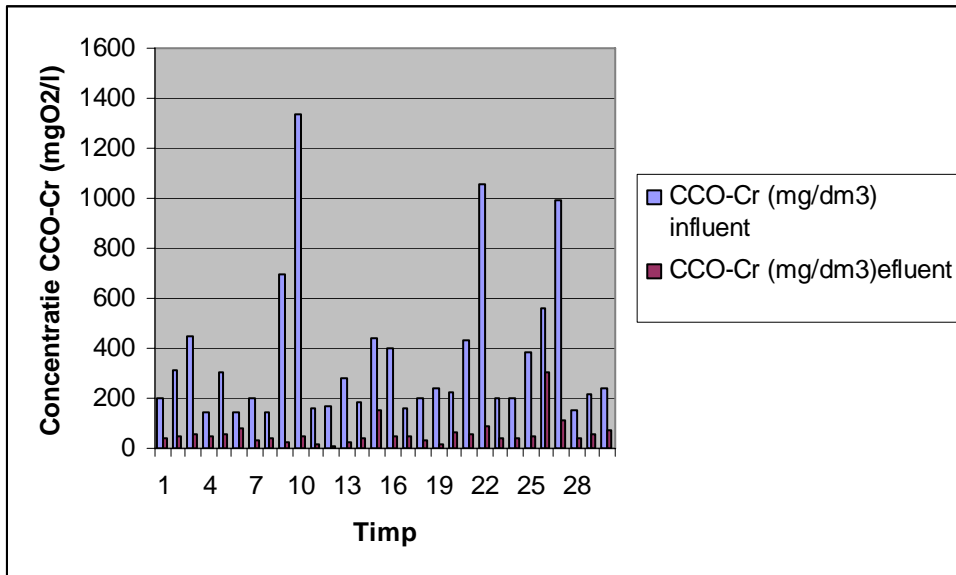


Fig. nr. 5.9 Variația CCO-Cr-ului în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008. Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte

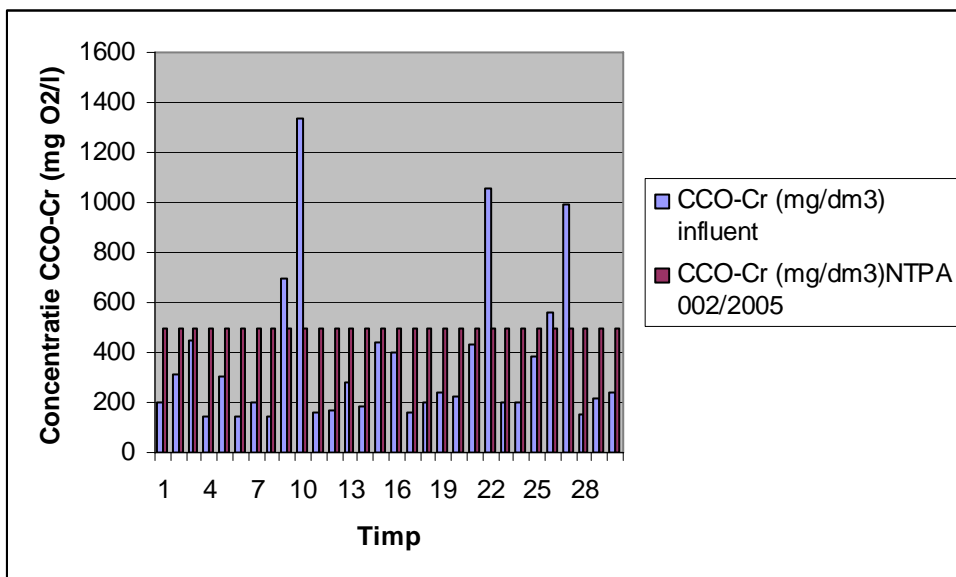


Fig. nr. 5.10 Variația CCO-Cr-ului influent față de NTPA 002-2005, în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008. Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte



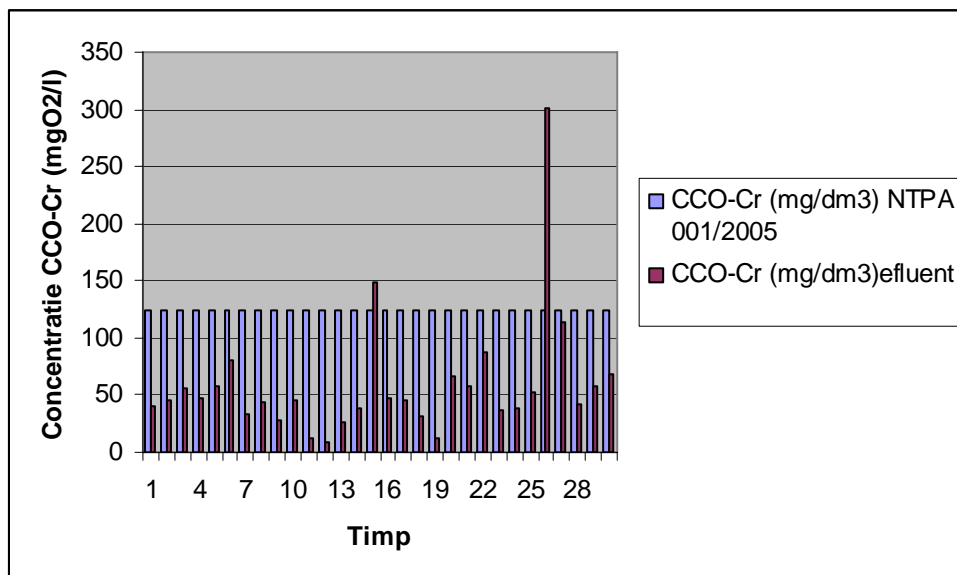


Fig. nr. 5.11. Variația CCO-Cr-ului efluent față de NTPA 001-2005, în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008. Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte

În figurile 5.9. , 5.10 și 5.11 este prezentată variația concentrației de substanțe organice (CCO –Cr) față de valorile maxim admise în normativul NTPA-002-2005 pentru influent și NTPA 001-2005 pentru efluent.

Concentrația de substanțe organice (CCO – Cr ) mg/l, în influent variază între 143 mg/l și 1338 mg/l, cu o medie de 361 mg/l; în efluent variația este între 301mg/l și 13 mg/l cu o medie de 59,5 mg/l. Eficiența de reducere a substanțelor organice este de 83,6%.

În figurile 5.12.și 5.13 este prezentată variația concentrației de substanțe organice biodegradabile (CBO<sub>5</sub>) în influentul și efluentul stației de epurare.

Concentrația de substanțe organice biodegradabile (CBO<sub>5</sub>) mgO<sub>2</sub>/l, în influent variază între 65 mgO<sub>2</sub>/l și 569 mgO<sub>2</sub>/l, cu o medie de 151 mgO<sub>2</sub>/l; în efluent variația este între 67 mgO<sub>2</sub>/l și 4 mgO<sub>2</sub>/l cu o medie de 19,9 mgO<sub>2</sub>/l. Eficiența de reducere a substanțelor organice este de 86,82%.

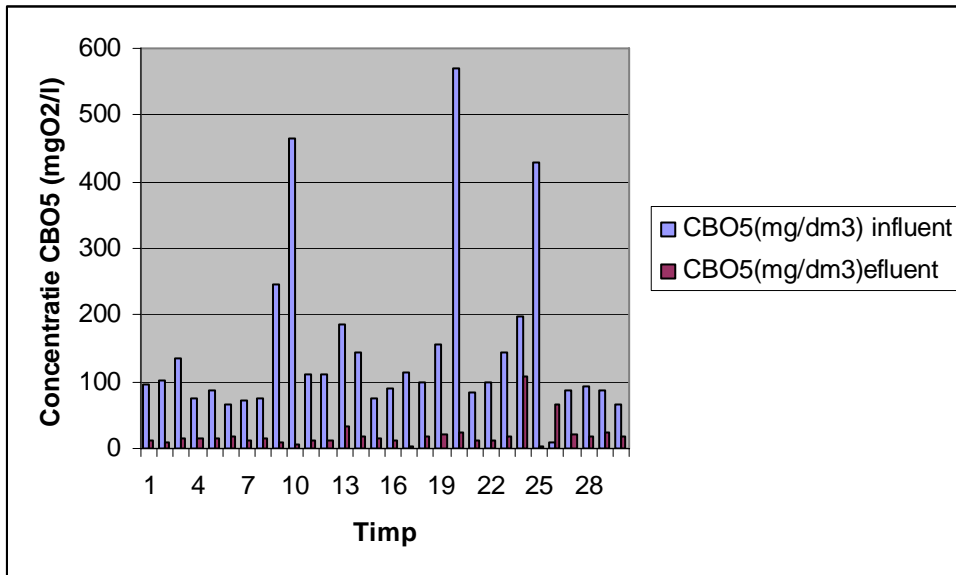


Fig. nr. 5.12 Variația CBO<sub>5</sub> în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008. Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte

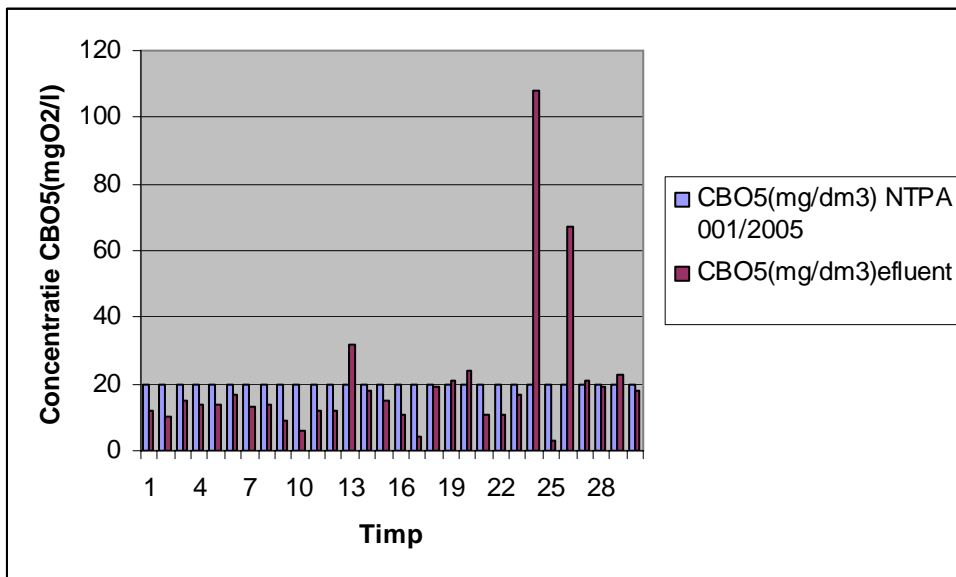


Fig. nr. 5.13 Variația CBO<sub>5</sub> influent față de NTPA 002-2005, în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008. Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte

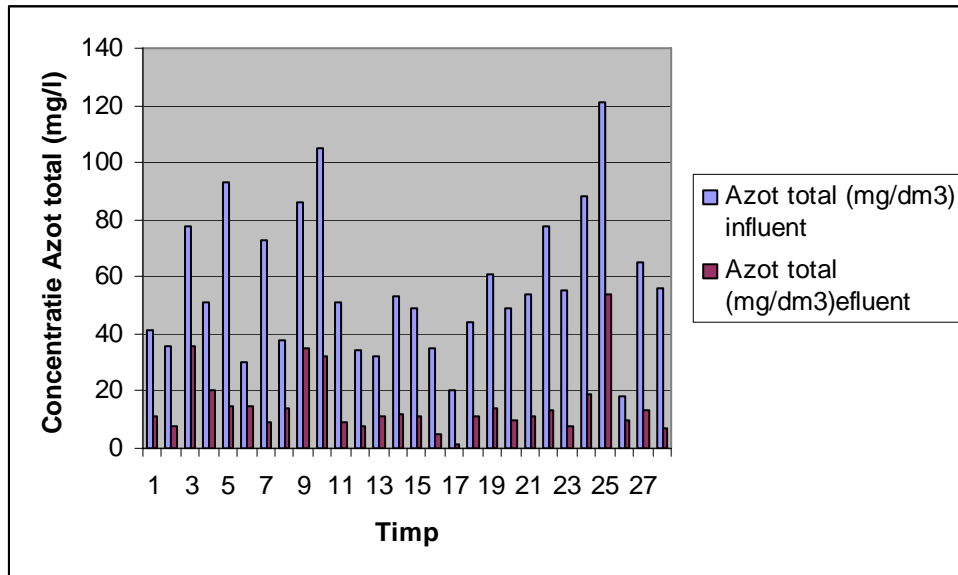


Fig. 5.14. Variația azotului total în influent și efluent în Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte, în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008

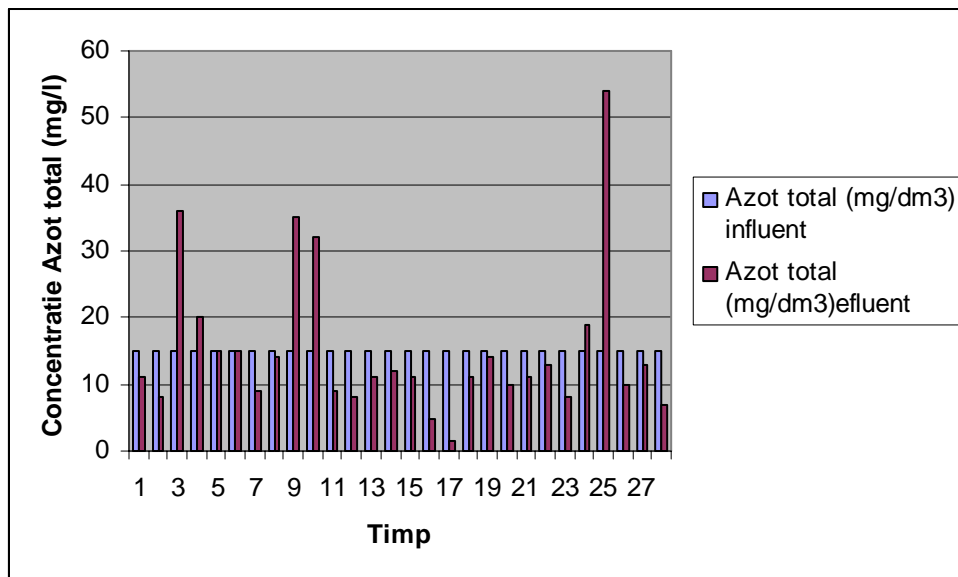


Fig. 5.15 Variația azotului total în efluent față de valoarea maxim admisă în NTPA 001-2005, în stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008

În fig. 5.14 și 5.15 este prezentată variația concentrației de azot total (mg/l).

Valorile azotului total din influent variază între 18 mg/l și 121 mg/l cu o medie de 55,5 mg/l; efluentul are valori între 7 mg/l și 54 mg/l cu o medie de 14,61 mg/l

Eficiența de reducere a azotului este de 76,7%

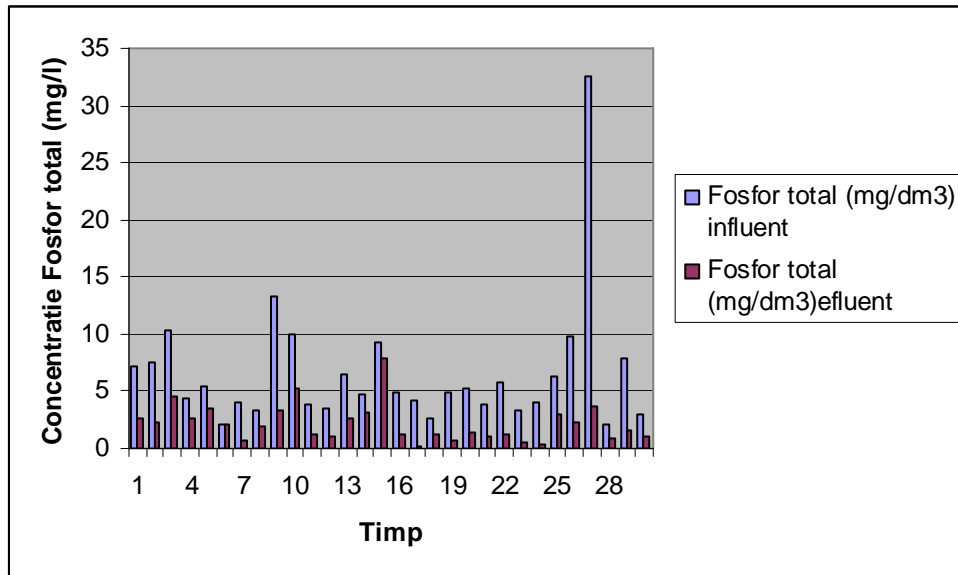


Fig. 5.16. Variația fosforului total în influent și efluent în stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008

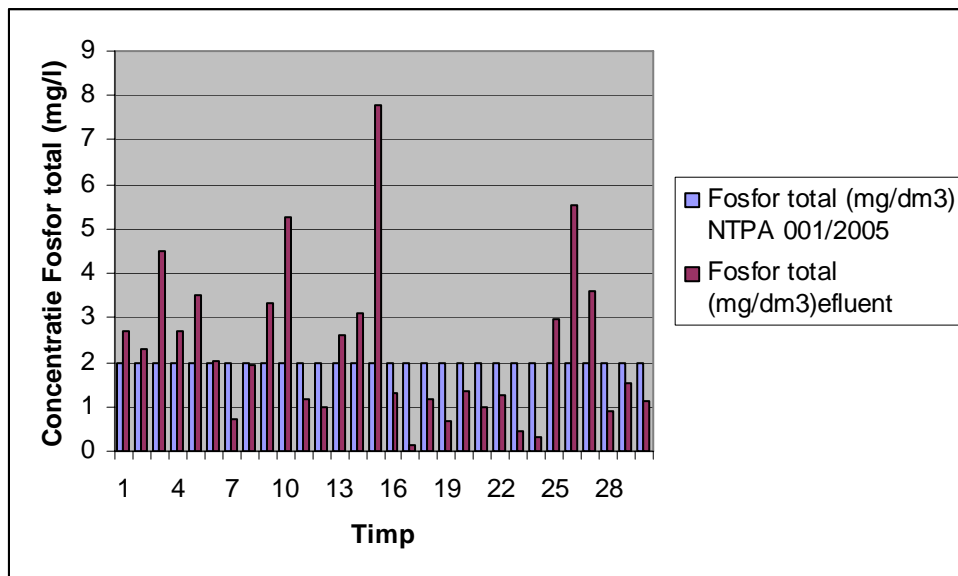


Fig. 5.17. Variația fosforului total în efluent față de valoarea maxim admisă în NTPA 001-2005, în stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte în perioada ianuarie 2006 – iunie 2008

În fig. 5.16 și 5.17 este prezentată variația concentrației de fosfor total (mg/l). Valoarea fosforului din influent a depășit valoarea maximă admisă în NTPA 002/2005 în aproximativ toate probele determinate.

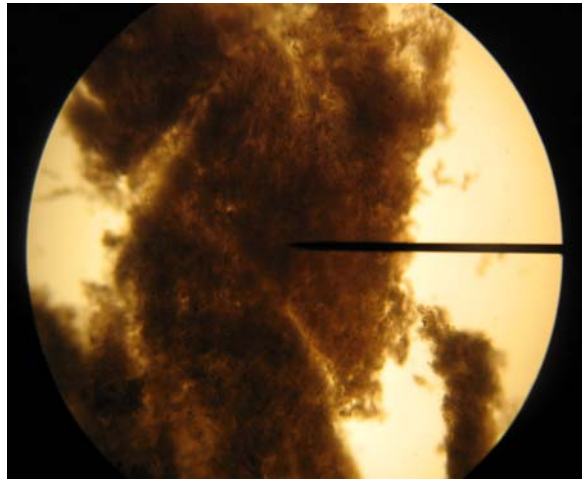
Valorile fosforului total din influent variază între 2,02 mg/l și 32,6 mg/l cu o medie de 6,54 mg/l; efluentul are valori între 0,33 mg/l și 5,53 mg/l cu o medie de 2,27 mg/l.

Eficiența de reducere a fosforului este de 65 %.

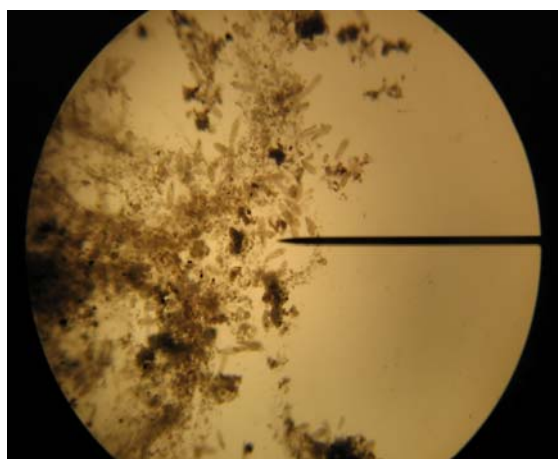
Biocenoza din modulul biologic este prezentată în fig. 5.18, 5.19, 5.20 și 5.21. Aceasta s-a format în funcție de calitatea apei din fiecare compartiment.

În fig. 5.18 este prezentată biocenoza din compartimentul 1 care este formată din organisme facultativ anaerobe - aerobe, acestea folosesc sisteme alternative de respirație. Ele asigură hidroliza și fermentația substanțelor organice, activitatea lor se desfășoară într-un mediu reducător. Pelicula biologică se formează pe mediile mobile. Biocenoza este specifică zonelor polisaprobe.

În fig. 5.19 este prezentată biocenoza din compartimentul 2 care este formată din bacterii aerobe și protozoare libere (Paramecium). Activitatea acestora are loc într-un mediu oxidant-reducător. Pelicula biologică se formează pe mediile fixe. Biocenoza este specifică pentru zonele  $\alpha$ -mezosaprobe.



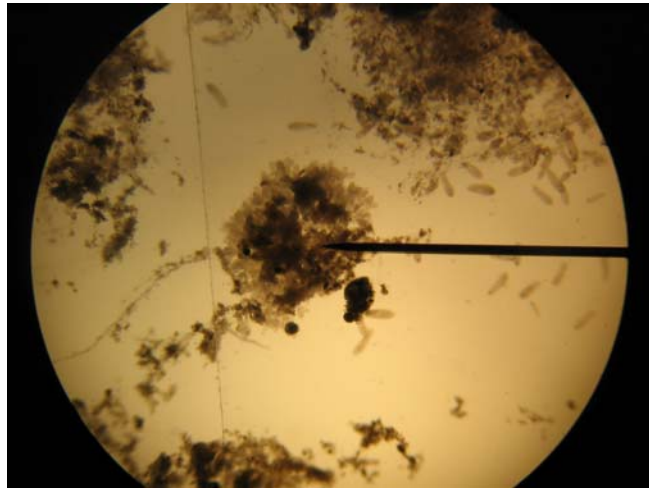
*Fig. 5.18. Biocenoză din modulul biologic - compartiment 1*



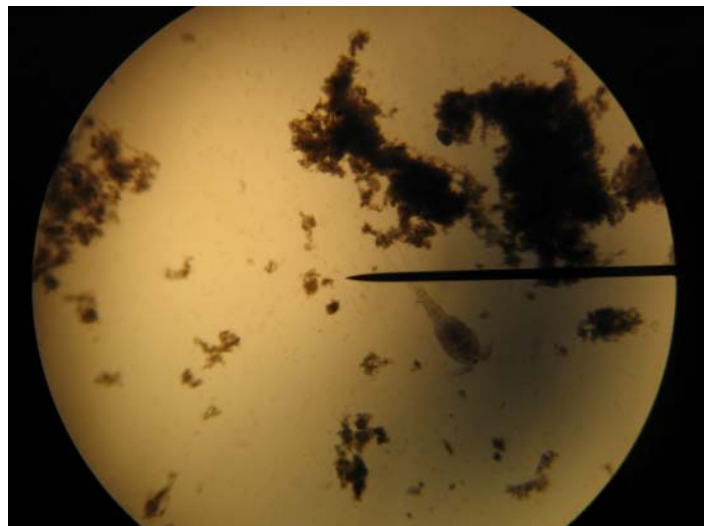
*Fig. 5.19. Biocenoză din modulul biologic- compartiment 2*

În compartimentul 3 biocenoza (fig.5.20) este formată din bacterii heterotrofe aerobe, protozoare libere (Paramecium) și fixate (Epystlis). Procesul are loc într-un mediu oxidant-reducător (mai mult oxidant). Biocenoza este specifică zonelor  $\beta$ -mezosaprobe.

În compartimentul 4 biocenoza (fig. 5.21) este formată din bacterii aerobe, un număr mic de protozoare și crustacei microscopici. Prezența crustaceilor microscopici confirmă calitatea apei epurate deoarece aceștia trăiesc numai în ape cu conținut mic de substanțe organice, bine oxigenate. Biocenoza este specifică zonelor oligosaprobe.



*Fig. 5.20. Biocenoză compartiment.3*



*Fig. 5.21. Biocenoză compartiment4*

Pe baza rezultatelor înregistrate în urma monitorizării pe parcursul a doi ani și jumătate, pot fi elaborate următoarele concluzii:

- Apa uzată brută prezintă o încărcare medie în substanțe organice (CCO – Cr) –de 361 mg/l față de valoarea maximă admisă în NTPA 002/2005 de 500 mg/l; o încărcare mare de fosfor, media fiind de 6,54 mg/l față de maxim 5 mg/l (NTPA 002/2005). Azotul se găsește preponderent sub formă de amoniu, valoarea acestuia depășind valoarea maxim admisă de 30 mg/l. Media azotului total fiind de 55,6 mg/l. pH-ul influentului și efluentului depășește uneori limitele optime 6,5 -8,5.
- Procesul de eliminare a substanțelor organice este eficient, eficiența de reducere a acestora fiind de 84% (CCO-Cr) și 86,82% (CBO<sub>5</sub>).
- Procesul de nitrificare – denitrificare a decurs cu eficiență bună, media fiind 74%, NTPA 011/2005 și 001/2005 prevăd pentru localități sub 10.000 l.e. eficiențe peste 70%.
- Îndepărtarea fosforului se realizează numai pe cale biologică, media fosforului total în influent a fost de 6,54 mg/l iar în efluent de 2,27 mg/. Când valoarea fosforului total influent este mai mică de 5 mg/l valoarea acestuia în efluent este sub 1 mg/l. Eficiența medie a defosforizării în acest caz este de 65%, sub eficiența de 70% prevăzută în NTPA 011-2005 și 001-2005 pentru localități sub 10.000 l.e.

### 5.2.2. Stația de epurare ORLAT, jud. Sibiu

Stația de epurare din localitatea Orlat, jud. Sibiu a fost pusă în funcțiune în ianuarie 2007. Din februarie 2007 și până în ianuarie 2008 a fost monitorizată prin prelevări de probe lunare și în funcție de rezultatele obținute s-au făcut reglajele necesare, astfel încât stația să intre în parametrii proiectați. Pentru reducerea timpului de dezvoltare a biomasei și în special a bacteriilor nitrificatoare s-a introdus în stația de epurare o cultură de bacterii selecționate. În tabelul 5.2 sunt prezentate valorile determinate a principalilor parametrii: pH, CCO-Cr, CBO<sub>5</sub>, azot total și fosfor total, ai apei uzate brute și ai apei uzate epurate.

În fig. 5.22 este prezentată variația pH-ului în influent și efluent, acesta nu depășește intervalul optim – 6,5-8,5 în nicio situație. Se constată o creștere a pH-ului în efluent.

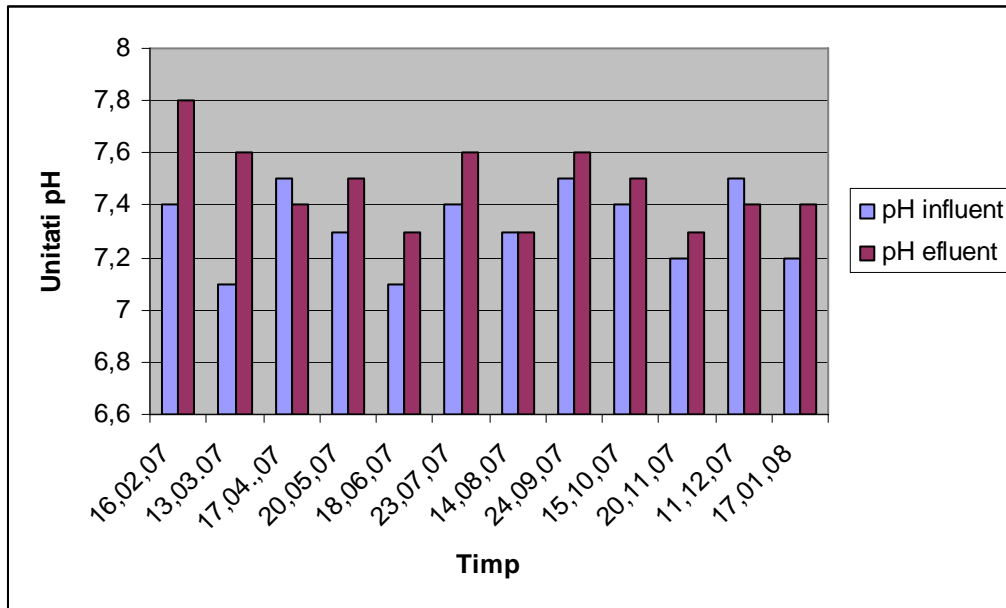


Fig. 5.22. Variația pH-ului în stația de epurare Orlat, în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007

În figurile 5.23 și 5.24 este prezentată variația concentrației de substanțe organice (CCO – Cr) în influent și efluent.

Concentrația de substanțe organice (CCO – Cr, mg/l), în influent variază între 132 mg/l și 378 mg/l, cu o medie de 305 mg/l; în efluent variația este între 37 și 62 mg/l cu o medie de 46,33 mg/l.

Eficiența de reducere a substanțelor organice este de 84,8%.

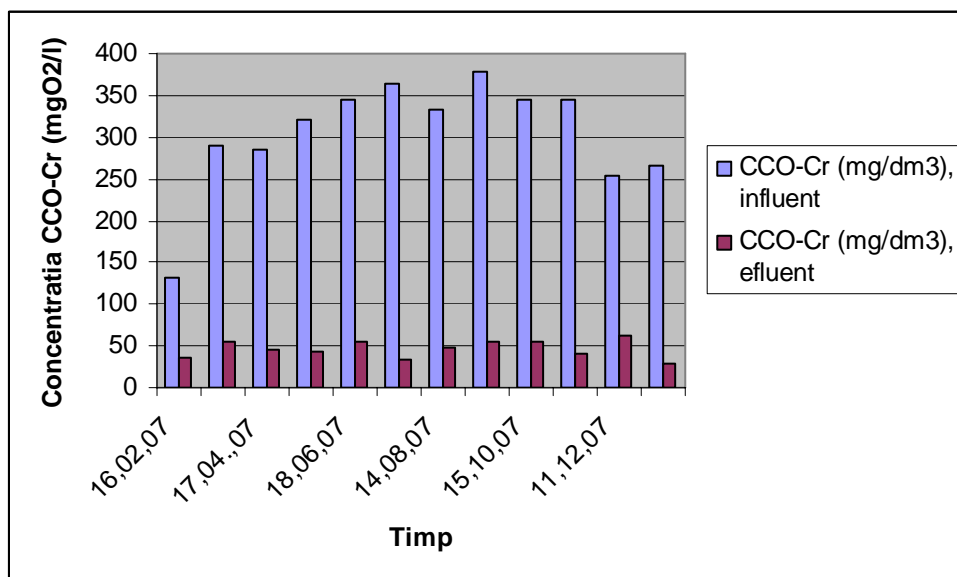


Fig. 5.23. Variația CCO – Cr în stația de epurare Orlat, în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007



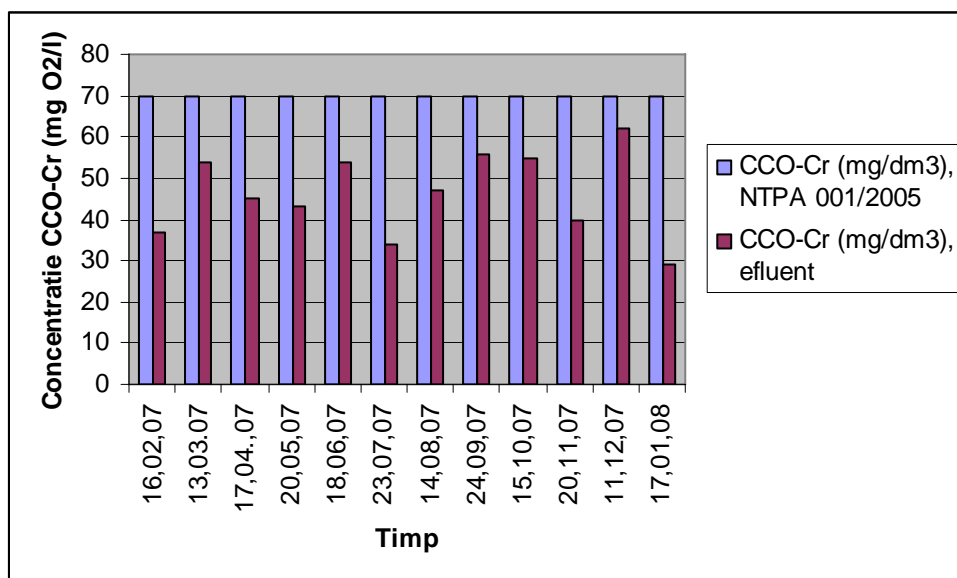


Fig. 5.24. Variația CCO – Cr în efluent față de valoarea maximă admisă în NTPA 001-2005, în stația de epurare Orlat în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007

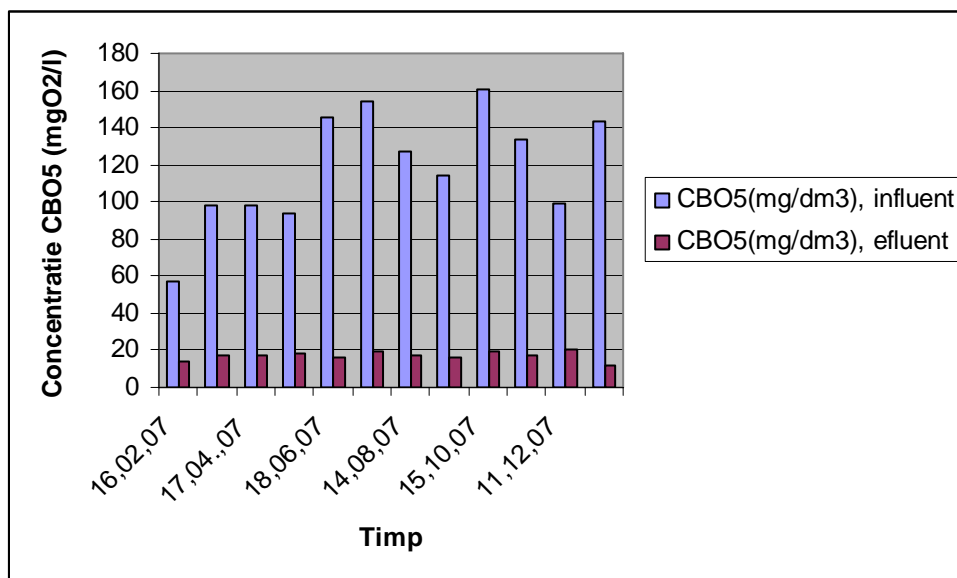


Fig. 5.25. Variația CBO<sub>5</sub> în stația de epurare Orla, t în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007

În figurile 5.25 și 5.26 este prezentată variația concentrației de substanțe organice biodegradabile (CBO<sub>5</sub>) în influent și efluent.

Concentrația de substanțe organice ( $CBO_5$ ,  $mgO_2/l$ ), în influent variază între 57  $mgO_2/l$  și 145  $mgO_2/l$ , cu o medie de 118  $mgO_2/l$ ; în efluent variația este între 12  $mgO_2/l$  și 21  $mgO_2/l$  cu o medie de 16,9  $mgO_2/l$ .

Eficiența de reducere a substanțelor organice este de 85,67%

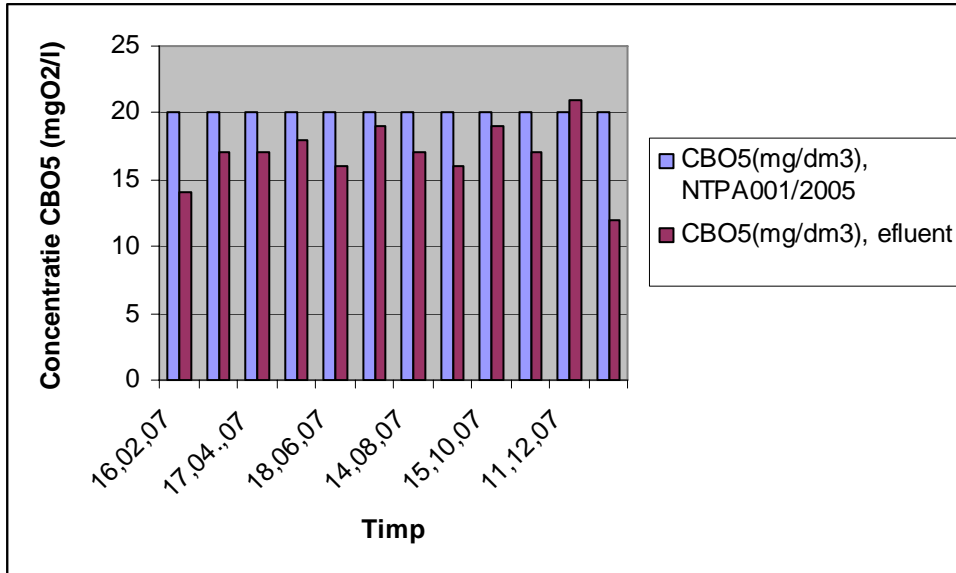


Fig. 5.26. Variația  $CBO_5$  în efluent față de valoarea maximă admisă în NTPA 001-2005, în stația de epurare Orlat în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007

În figurile 5.27 și 5.28 este prezentată variația concentrației de azot total ( $mg/l$ ). Valorile azotului total sunt mari în influent și se găsesc în special sub formă de amoniu. Valoarea amoniului a depășit valoarea maximă admisă în NTPA 002/2005 în cele mai multe cazuri.

Valorile azotului total din influent variază între 27  $mg/l$  și 67,8  $mg/l$  cu o medie de 43,64  $mg/l$ ; efluentul are valori între 8  $mg/l$  și 15  $mg/l$  cu o medie de 10,16  $mg/l$ .

Eficiența de reducere a azotului este de 76,7%.

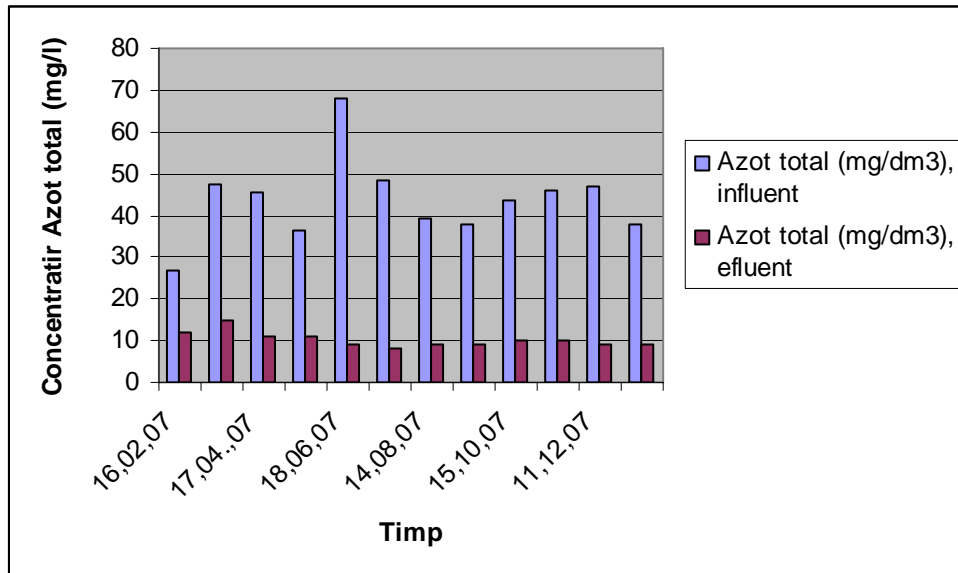


Fig. 5.27. Variația Azotului total în stația de epurare Orlat, în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007

În figurile 5.29, 5.30 și 5.31 este prezentată variația concentrației de fosfor total (mg/l). Valoarea fosforului din influent a depășit valoarea maximă admisă în NTPA 002-2005 în toate probele detreminate.

Valoarea fosforului total din influent variază între 6,34 mg/l și 11,20 mg/l cu o medie de 8,23 mg/l; efluentul are valori între 0,21 mg/l și 1,98 mg/l cu o medie de 0,89 mg/l.

Eficiența de reducere a fosforului este de 89,18 %.

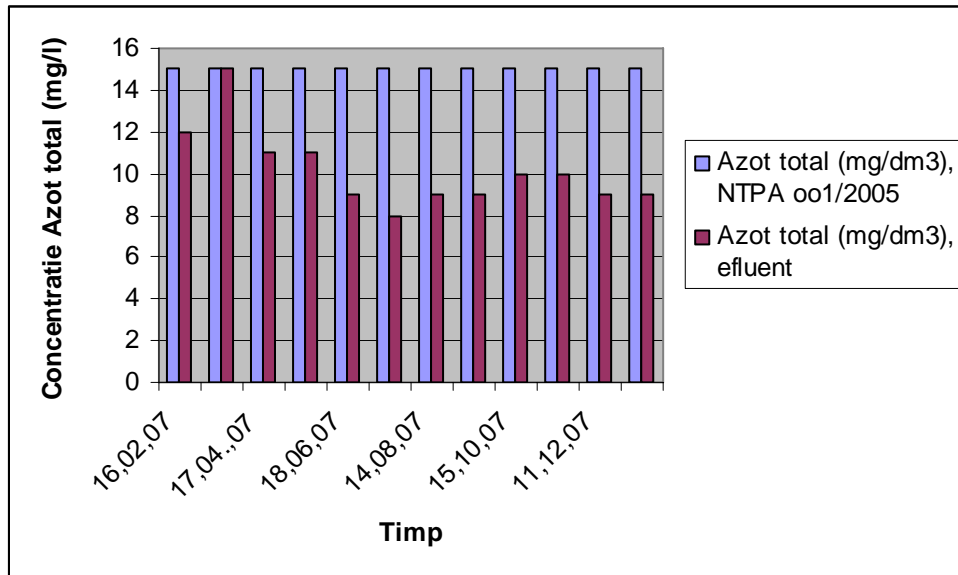


Fig. 5.28. Variația azotului total în efluent față de valoarea maxim admisă în NTPA 001-2005, în stația de epurare Orlat în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007

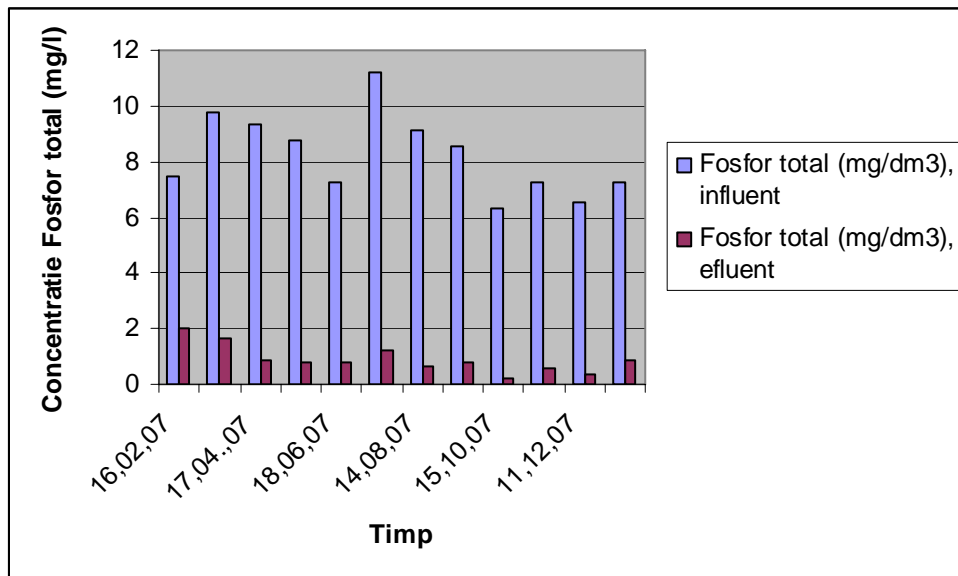


Fig. 5.29. Variația Fosforului total în stația de epurare Orlat, în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007

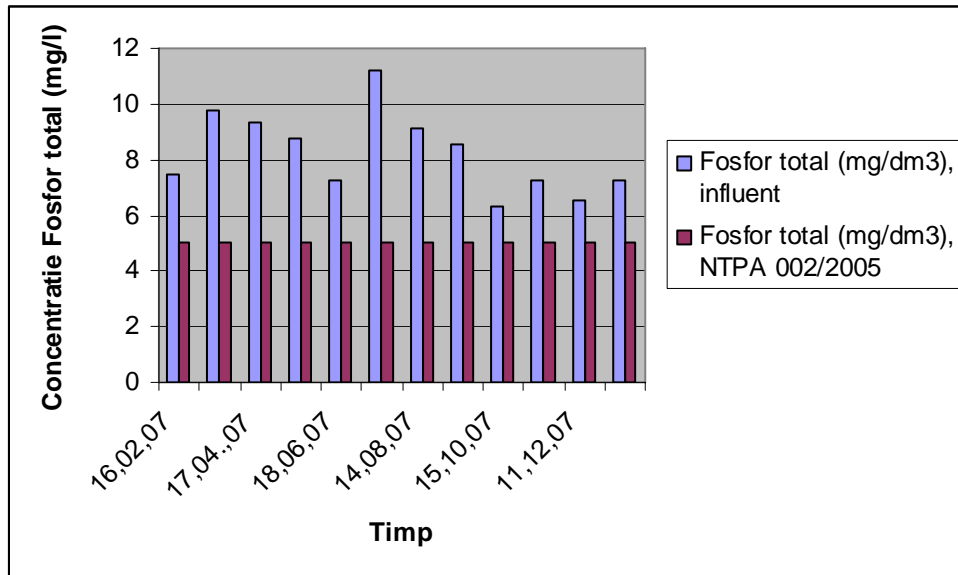


Fig. 5.30. Variația fosforului total în influent față de valoarea maxim admisă în NTPA 002-2005, în stația de epurare Orlat în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007

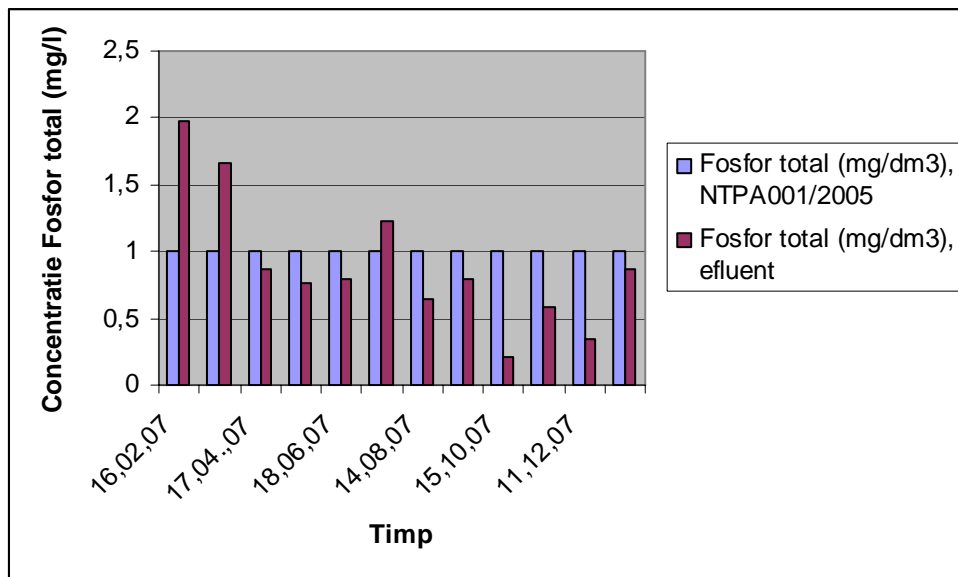
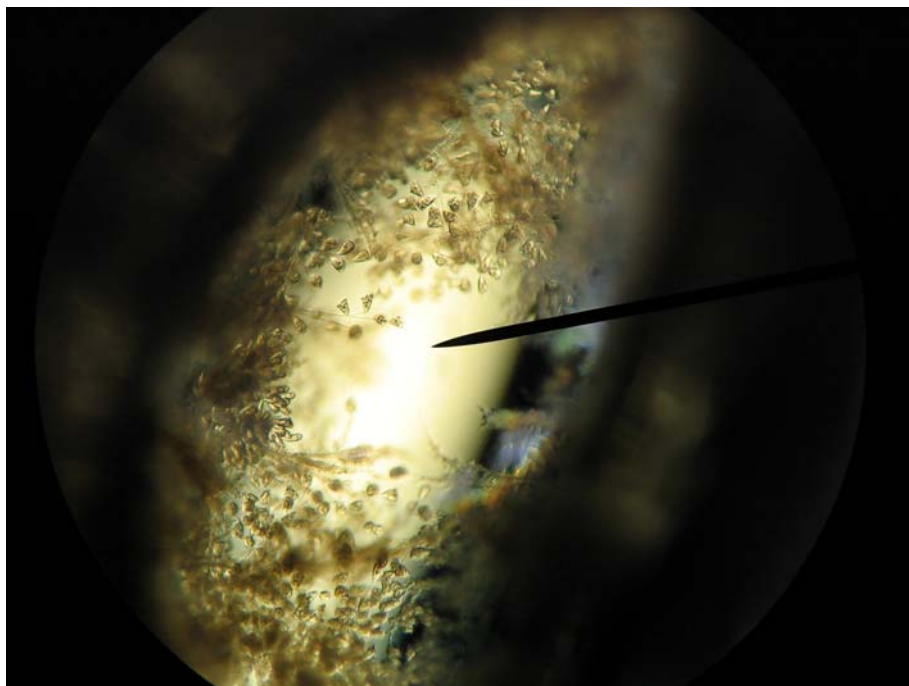


Fig. 5.31. Variația fosforului total în efluent față de valoarea maxim admisă în NTPA 001-2005, în stația de epurare Orlat în perioada 16.02. 2007 – 17.01.2007



*Fig. 5.32. Biocenoza din interiorul suportului mobil - modulul biologic (compatimentul 4):  
Protozoare fixate și rotiferi*

Pentru dezvoltarea biocenozei într-un timp cât mai redus, la punerea în funcțiune s-au adăugat biopreparate în modulul biologic. În perioada amorsării biocenoza s-a dezvoltat conform tehnologiei, cu toate că temperatura apei în modulul biologic a fost cuprinsă între 8 -10°C. La sfârșitul perioadei de amorsare biocenoza era formată din protozoare fixate și rotiferi (fig. 5.32 )

Pe baza rezultatelor înregistrate în urma monitorizării pe parcursul unui an, pot fi elaborate următoarele concluzii:

- Apa uzată brută prezintă o încărcare în substanțe organice (CCO - Cr) – media fiind de 305 mg/l față de valoarea maximă admisă în NTPA 002/2005 de 500 mg/l; o încărcare mare de fosfor, media fiind de 8,23 mg/l față de maxim 5 mg/l (NTPA 002/2005). Azotul se găsește preponderent sub formă de amoniu, valoarea acestuia depășind valoarea maxim admisă de 30 mg/l. pH-ul influentului și efluentului se păstrează în limitele optime respectiv 6,5 -8,5. Se observă o creștere a pH-ului efluent în cele mai multe cazuri. Creșterea pH-ului are loc în procesul de denitrificare și este cu atât mai semnificativă cu cât cantitatea de azotați este mai mare.
- După o lună, procesul de reducere a substanțelor organice devine eficient, concentrația CCO –Cr fiind sub 70 mg/l la fiecare recoltare, media anuală determinată fiind de 46,33 mg/l. Concentrația de substanțe organice biodegradabile

(CBO<sub>5</sub>) în efluent se menține sub 20 mgO<sub>2</sub>/l, media anuală determinată fiind de 16,9 mgO<sub>2</sub>/l.

- Procesul de nitrificare – denitrificare a decurs cu eficiență bună, media fiind peste 70% (76,6%), prevăzută de NTPA 011-2005 și 001-2005 pentru localități sub 10.000 l.e.
- Epurarea chimică a fost pornită la două luni de la punerea în funcțiune. Reducerea chimică a fosforului s-a făcut după ce s-a format suficientă peliculă biologică. Deoarece concentrația de fosfor este mare în efluent, acesta nu a putut fi redusă numai prin procese biologice până la valoarea maxim admisibilă de 1 mg/l. Epurarea chimică a dus la o eficiență de 89,18 % de în ceea ce privește reducerea fosforului.

### 5.2.3. Stația de epurare Philip Morris ( $Q_{uz\ med\ zi} = 120\ m^3$ )

Stația de epurare Philip Morris deservește fabrica de țigarete și epurează apele menajere și cele tehnologice. Epurarea se realizează în două trepte: treaptă mecano – biologică și o treaptă de epurare avansată. Pentru determinarea eficienței fiecărei trepte s-au făcut recoltări după prima treaptă de epurare biologică (efluent1) și din efluentul general (efluent 2). Parametrii prezentați în prezenta lucrare sunt: pH-ul; CCO-Cr; CBO<sub>5</sub>, azot total și fosfor total. Monitorizarea a fost făcută de la punerea în funcțiune – ianuarie 2006, timp de patru luni și jumătate. S-a urmărit amorsarea stației și stabilitatea proceselor în timp. Reducerea fosforului pe cale chimică a fost pornită la o lună după punerea în funcțiune.

Condițiile de evacuare sunt conform NTPA011/2005.

În fig. 5.33 este prezentată variația pH-ului în influent și efluent; acesta se încadrează în intervalul optim – 6,5-8,5.

În figurile 5.34. , 5.35. și 5.36 este prezentată variația concentrației de substanțe organice (CCO –Cr) față de valorile maxim admise în NTPA002-2005 pentru influent și NTPA 001-2005 pentru efluent.

Concentrația de substanțe organice (CCO – Cr ) mg/l, în influent variază între 508 mg/l și 2356 mg/l, cu o medie de 1136 mg/l; în efluent-1 variația este între 77 și 466 mg/l cu o medie de 223 mg/l. În efluent-2 variația este între 18 și 269 mg/l cu o medie de 90 mg/l.

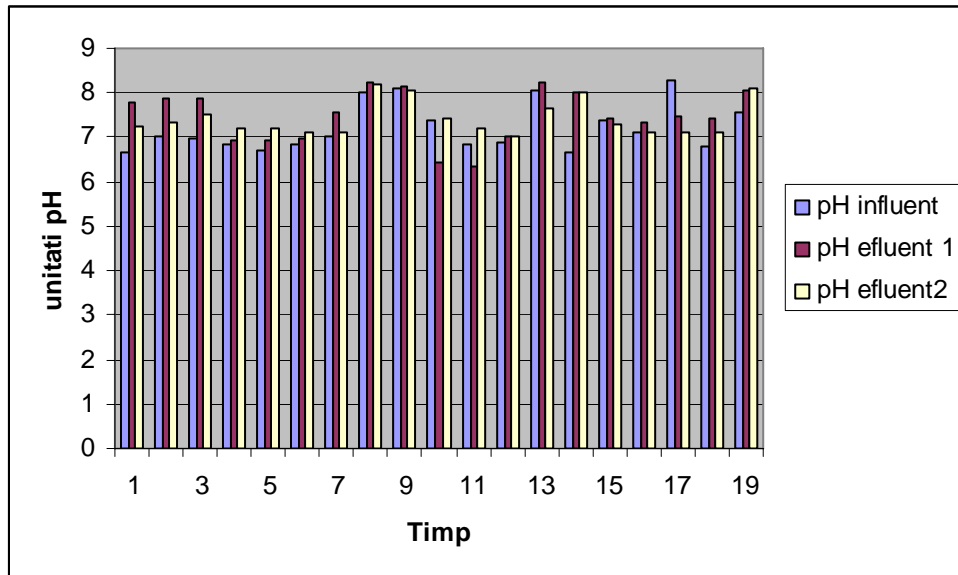


Fig. 5.33. Variația pH-ului în stația de epurare Philip Morris, în perioada 10.01. 2006 – 11.05.2006

Eficiența de îndepărtare a substanțelor organice a primei trepte de epurare este de 80%, a celei de a doua trepte de 59%, eficiența stației fiind de 92%. Valoarea CCO-Cr a efluentului a scăzut după o lună de la punerea în funcțiune sub 70 mg/l, media fiind în jur de 25 mg/l.

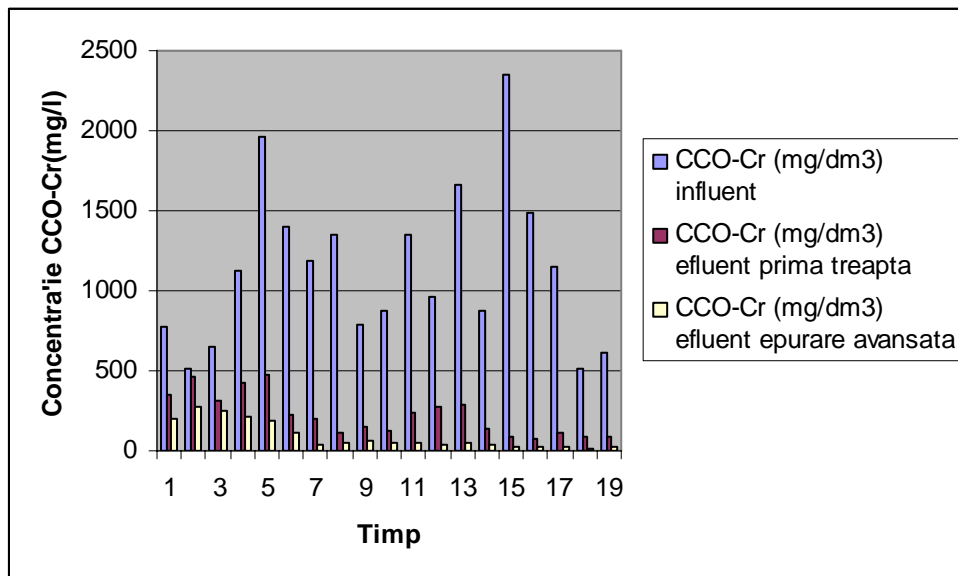


Fig. nr. 5.34. Variația concentrației de CCO-Cr în perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 în Stația de epurare Philip Morris



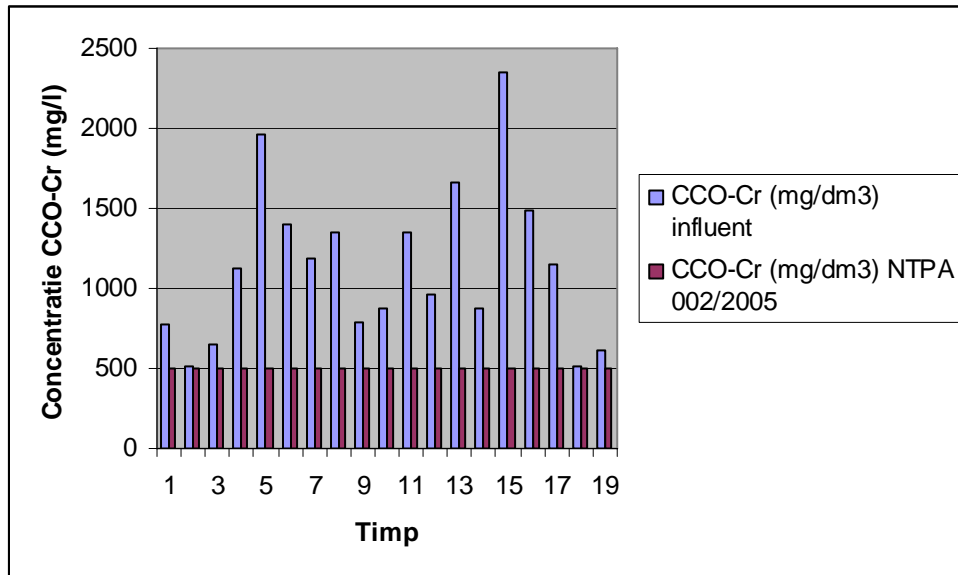


Fig. nr. 5.35. Variația concentrației de CCO–Cr în influent față de NTPA 002-2005 (valoarea maximă admisibilă), perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 - Stația de epurare Philip Morris

În figurile 5.37 și 5.38 este prezentată variația concentrației de substanțe organice biodegradabile ( $CBO_5$ ) în influent și efluent.

Concentrația de substanțe organice biodegradabile ( $CBO_5$ )  $mgO_2/l$ , în influent variază între 266  $mgO_2/l$  și 1270  $mgO_2/l$ , cu o medie de 612,73  $mgO_2/l$ ; în efluent-1 variația este între 37  $mgO_2/l$  și 154  $mgO_2/l$  cu o medie de 92,15  $mgO_2/l$ . În efluent-2 variația este între 11  $mgO_2/l$  și 78  $mgO_2/l$  cu o medie de 30  $mgO_2/l$ . După o lună concentrația medie a substanțelor biodegradabile ( $CBO_5$ ) în efluent a fost de 15,38  $mgO_2/l$ .

Eficiența de reducere a substanțelor organice biodegradabile a primei trepte de epurare este de 84,96%, a celei de a doua trepte de 61,47%, eficiența stației fiind de 94,99%. După perioada de amorsare a stației de epurare și formarea biocenozei, eficiența a crescut la 97,48%. Valoarea  $CBO_5$  a efluentului a scăzut după o lună de la punerea în funcțiune sub 20  $mgO_2/l$ , media fiind în jur de 15  $mgO_2/l$ .

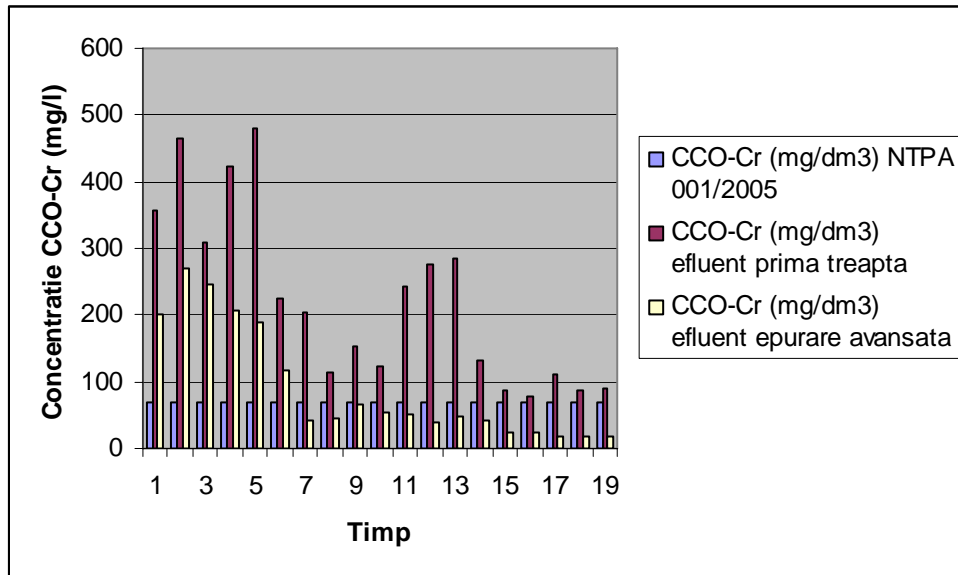


Fig. nr. 5.36. Variația concentrației de CCO –Cr în efluent I și efluent II față de NTPA 001-2005, perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 - Stația de epurare Philip Morris

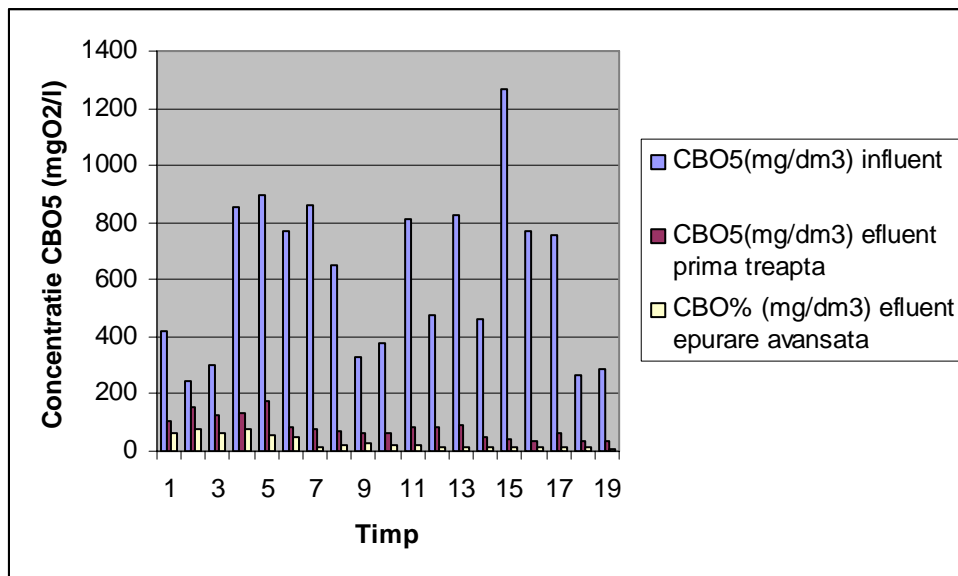


Fig. nr. 5.37. Variația concentrației de CBO<sub>5</sub> în perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 în Stația de epurare Philip Morris

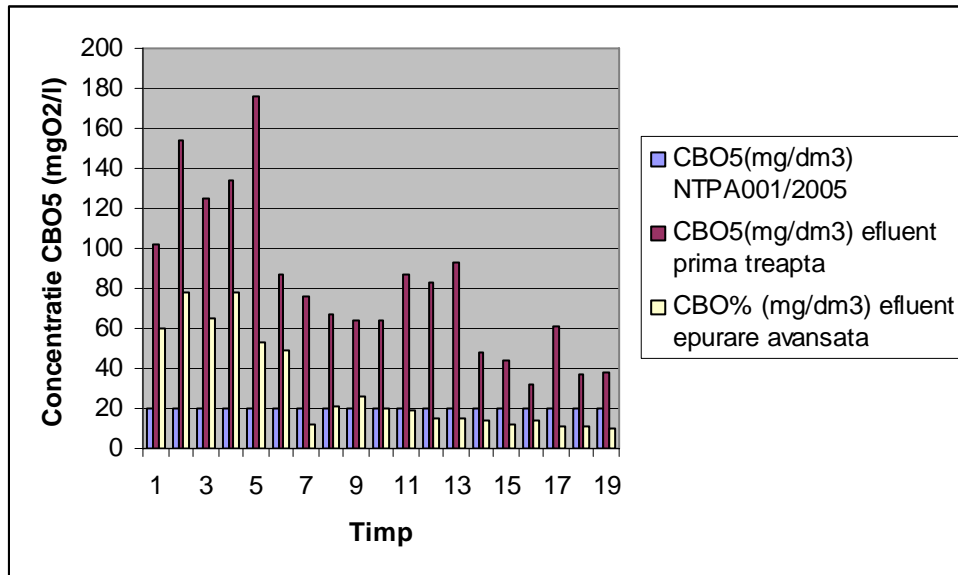


Fig. nr. 5.38. Variația concentrației de CBO<sub>5</sub> în efluent I și efluentII față de NTPA 001-2005, perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 - Stația de epurare Philip Morris

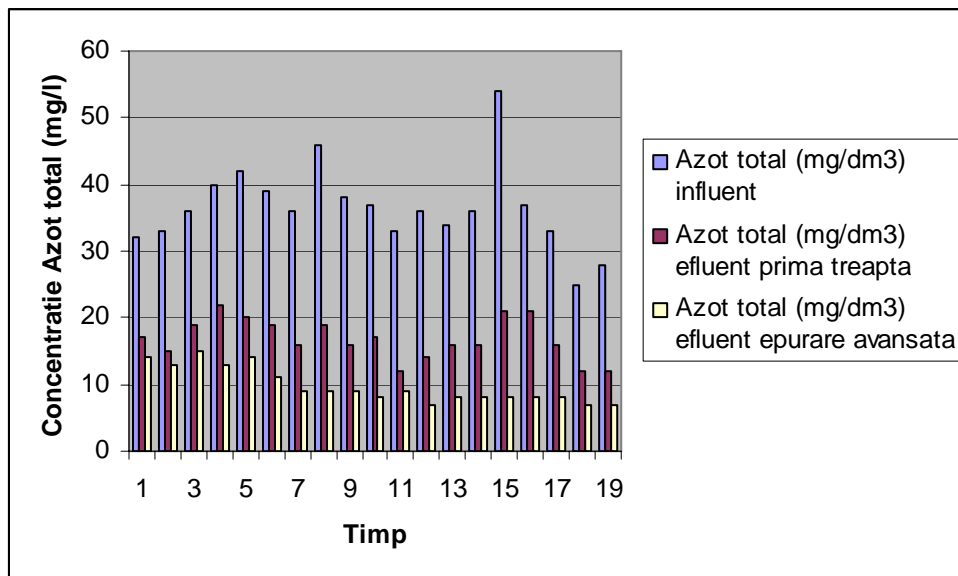


Fig. nr. 5.39. Variația concentrației de Azot total în perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 în Stația de epurare Philip Morris

În fig. 5.39 și 5.40 este prezentată variația concentrației de azot total (mg/l). Valorile azotului total sunt cuprinse între 25 mg/l și 54 mg/l cu o medie de 37,5 mg/l. Eficiența de îndepărtare a azotului total în prima treaptă de epurare biologică cu nămol activat este de 64%, iar în a doua treaptă de epurare biologică cu peliculă fixată este de 38%. Eficiența de îndepărtare a azotului total în stația de epurare este de 78%.

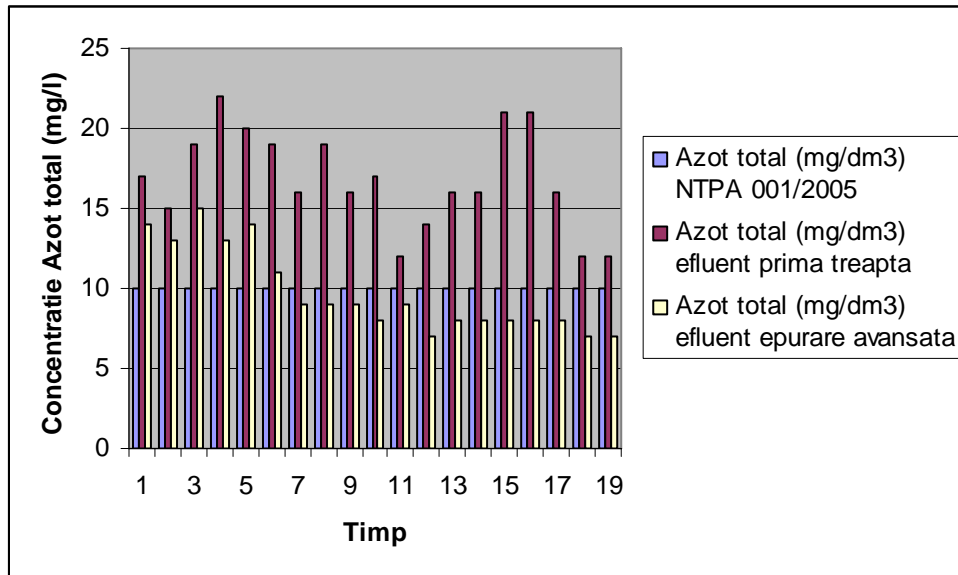


Fig. nr. 5.40. Variația concentrației de Azot total în efluent I și efluent II față de NTPA 001-2005 (valoare maximă admisibilă), perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 - Stația de epurare Philip Morris

În fig. 5.41 și 5.42 este prezentată variația concentrației de fosfor total (mg/l). Valoarea fosforului din influent a depășit valoarea maximă admisă în NTPA 002-2005 în toate probele determinate.

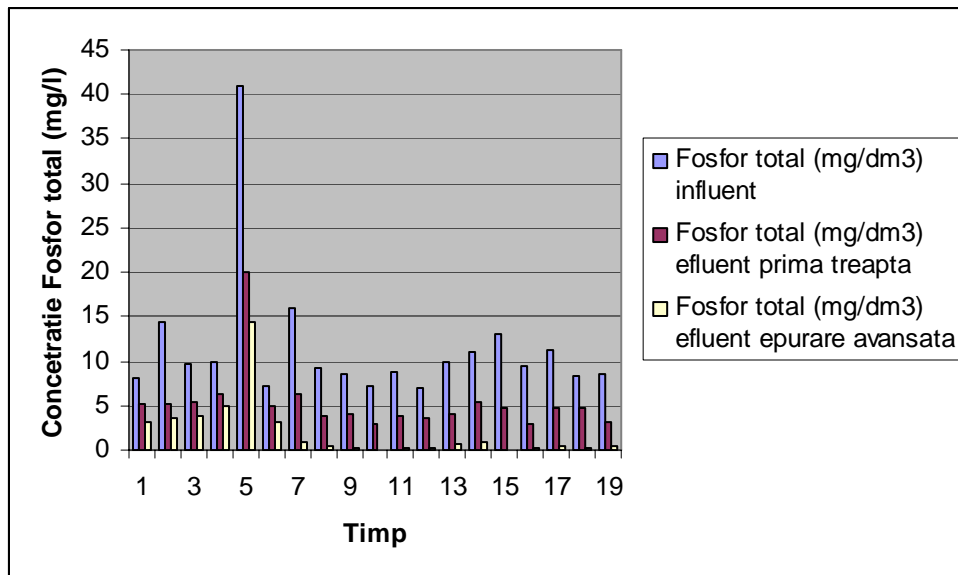


Fig. nr. 5.41. Variația concentrației de Fosfor total în perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 în Stația de epurare Philip Morris

Valorile fosforului total din influent variază între 6,9 mg/l și 41 mg/l cu o medie de 11,49 mg/l. Eficiența de reducere a fosforului în prima treaptă, prin procese biologice, a fost de 53,6% iar în a doua treaptă a fost de 81%, prin procese biologice și chimice.

Eficiența de îndepărtare a fosforului în stația de epurare este de 91 %.

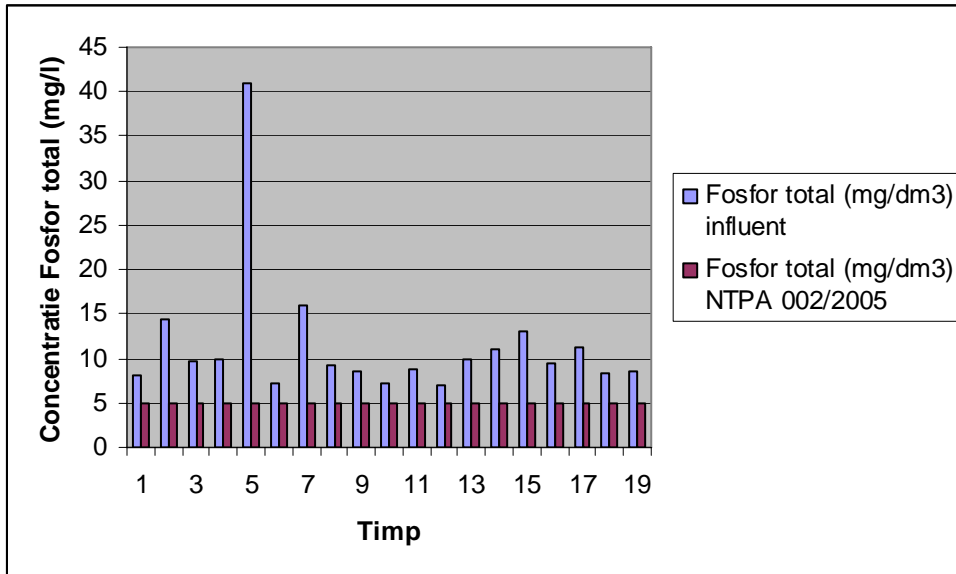


Fig. nr. 5.42. Variația concentrației de Fosfor total în influent față de NTPA 002-2005 (valoarea maximă admisibilă), perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 - Stația de epurare Philip Morris

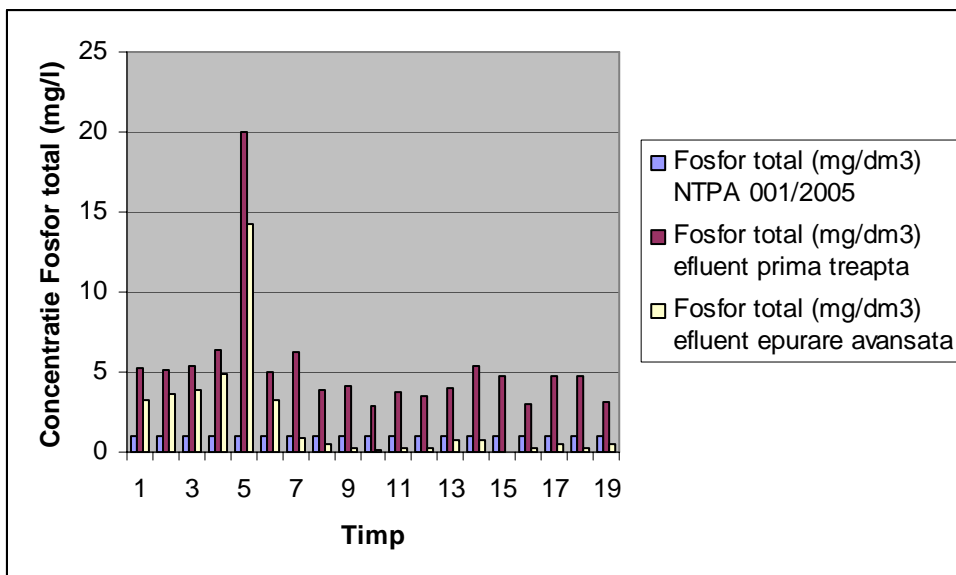


Fig. nr. 5.43. Variația concentrației de Fosfor total în efluent I și efluent II față de NTPA 001-2005 (valoare maximă admisibilă), perioada 10.01.2006 – 11.05.2006 - Stația de epurare Philip Morris

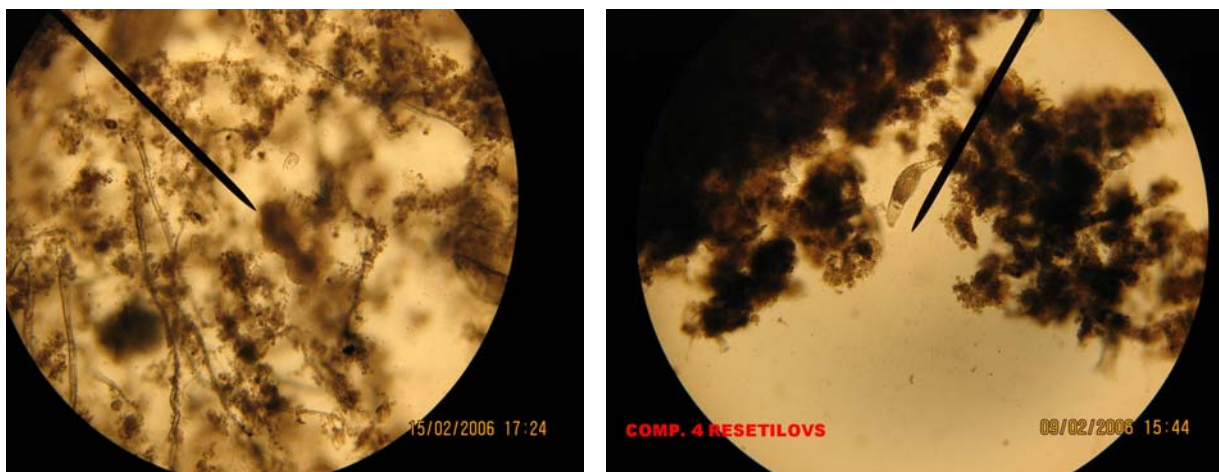


Fig. 5.44. Nămol activat. Treapta I de epurare Fig. 5.45. Peliculă biologică. Treapta II de epurare

În figurile 5.44 și 5.45 sunt prezentate biocenozele din treapta I de epurare, din Bazinul de nămol activat și pelicula biologică din Treapta II de epurare (epurare avansată) compartimentul 4 al modulului. În Bazinul de nămol activat pe lângă flocoanele de nămol se găsesc resturi de tutun (fibre), acestea formează o împâslitură ce deranjează sedimentarea nămolului activat în decantorul secundar. O parte din acest nămol este reținut în decantorul lamelar o dată cu precipitatul de fosfor.

În treapta de epurare avansată pelicula biologică este compactă, bine structurată, predomină rotiferii care sunt indicatori de apă curată și bine oxigenată.

Pe baza rezultatelor înregistrate în urma monitorizării pe parcursul a patru luni, pot fi elaborate următoarele concluzii:

- Stația de epurare de la fabrica de țigarete are în schema tehnologică o treaptă de degrosare (grătar automat cu compactor), două trepte de epurare biologică – prima cu nămol activat, iar a doua cu peliculă fixată, o treptă chimică pentru îndepărtarea fosforului prin precipitare și desinfecție cu UV;
- Stația de epurare a fost monitorizată de la punerea în funcțiune timp de patru luni, prin recoltări la o săptămână și s-a urmărit amorsarea proceselor de epurare și stabilitatea acestora în timp;
- Efluentul s-a încadrat în parametrii conform NTPA 001/2005 după 35 de zile. După această perioadă procesul de epurare a devenit stabil;
  1. Procesul de eliminare a substanțelor organice este eficient, concentrația CCO –Cr în efluent fiind sub 70 mg/l la fiecare recoltare, media pe trei luni fiind de 37 mg/l. Eficiența în prima treaptă de epurare biologică a fost de 80% iar în a doua de 84%. Eficiența totală a fost de 94%;

2. Eficiența de reducere a substanțelor organice biodegradabile ( $CBO_5$ ) a primei trepte de epurare este de 84,96%, a celei de a doua trepte de 61,47%, eficiența stației fiind de 94,99%. După perioada de amorsare a stației de epurare și formarea biocenozei, eficiența a crescut la 97,48%.
3. Procesele de nitrificare – denitrificare au decurs cu eficiență bună, 77,7%, peste 70% cum prevede NTPA 011/2005 și 001/2005 pentru localități sub 10.000 l.e.
4. Epurarea chimică a fost pornită la o lună de la punerea în funcțiune. Eliminarea chimică a fosforului s-a făcut după ce s-a format suficientă peliculă biologică. Deoarece concentrația de fosfor este mare în efluent, aceasta nu a putut fi redusă doar prin procese biologice pînă la valoarea maxim admisibilă de 1 mg/l. Epurarea chimică a dus la o eficiență de 97 % în ceea ce privește reducerea fosforului.

➤ Stațiile compacte cu peliculă fixată pot fi folosite ca treaptă de epurare avansată.

În tabelul 5.6 sunt prezentate eficiențele obținute în Stațiile de epurate studiate precum și valorile minime, maxime și medii în influenți și efluenți.

*Tabel nr. 5.6. Eficiențele obținute în Stațiile de epurare: Parc Industrial Vălenii de Munte; comuna ORLAT și Fabrica de țigarete Philip Morris*

Nr. crt	Stația de epurare	Parametru	Valori determinate						Eficiența obținută (%)	Eficiența cerută de NTPA001/2005 (%)	Observații
			Max		Med		Min				
			I	E	I	E	I	E			
1	Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte	CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /l)	1338	301	361	59,5	143	13	83,5	70-90	(+)
		CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /l)	569	67	151	19,9	65	4	86,82	70	(+ +)
		Azot total(mg/l)	121	54	55,5	14,6	18	7	76,7	70-80	(+)
		Fosfor total(mg/l)	32,6	5,53	6,54	2,27	2,02	0,33	65	>80	(-)
2	Stația de epurare comuna ORLAT, jud. Sibiu	CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /l)	379	62	305	46,3	132	37	84,8	70-90	(+)
		CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /l)	145	21	118	16,9	57	12	85,67	70	(+)
		Azot total(mg/l)	67,8	15	43,6	10,1	27	8	76,8	70-80	(+)
		Fosfor total(mg/l)	11,2	1,98	8,23	0,89	6,34	0,21	89,18	>80	(+)
3	Stația de epurare Fabrica de țigarete Philip Morris	CCO-Cr (mgO <sub>2</sub> /l)	2356	296	1136	269	508	18	92	70-90	(+ +)
		CBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /l)	1270	78	612,7	30	266	11	94,99	70	(+ +)
		Azot total(mg/l)	54	15	37,5	9,7	25	7	74	70-80	(+ +)
		Fosfor total(mg/l)	41	14,3	11,49	0,82	6,9	0,0	92,8	>80	(+ +)

NOTĂ: (+ +) – eficiență foarte bună; (+) – eficiență bună; (-) – eficiență nesatisfăcătoare.



## OPERAREA STAȚIILOR DE EPURARE COMPACTE

### 6.1. Monitorizarea stațiilor de epurare compacte de capacitate mică

Indicatorii de calitate ai apei uzate în influent și efluent sunt variabili și deci pot lua orice valori numerice între anumite limite. Din acest punct de vedere culegerea de date trebuie considerată ca o operație statistică de selecție în vederea estimării unor valori tipice, care să reprezinte cel mai fidel procesele de epurare.

Culegerea datelor de calitate a apei este un proces complex care include două aspecte importante: a) determinarea prin măsurători efective, cu mijloace de măsură manuale sau automate, a indicatorilor de calitate; b) înregistrarea datelor obținute în scopul prelucrării, stocării și valorificării.

Un rol important în aprecierea cât mai corectă a calității apei îl are stabilirea punctelor reprezentative pentru recoltarea probelor. Criteriile de alegere pot diferi de la o situație la alta, dar există o serie de considerații general valabile: a) amplasarea secțiunilor în imediata apropiere a punctelor de măsură a debitelor în scopul corelării datelor calitative cu cele cantitative; b) se aleg numai puncte în care se constată modificări esențiale ale calității apei.

Stațiile de control automat, fixe sau mobile, sunt alcătuite din trei sisteme importante:

- a) sistemul senzorilor;
- b) sistemul de înregistrare – analog, digital sau mixt;
- c) sistemul de transmitere a datelor măsurate.

Principalele avantaje ale folosirii aparaturii de control automat al calității apelor constau în funcționarea continuă, frecvența foarte mare a măsurărilor efectuate în condiții tehnice și fizice identice, înregistrarea și eventual transmiterea simultană a rezultatelor obținute și posibilitatea de alarmare în cazul producerii unor situații critice. Ca dezavantaj principal se menționează costul relativ ridicat al instalației.

Un sistem de control și conducere automată trebuie să asigure realizarea următoarelor obiective:

1. *reducerea costurilor prin:* a) menținerea permanentă a resurselor de producție în condiții de operare optime; b) maximizarea disponibilității echipamentelor datorită facilităților de mentenanță și diagnosticare; c) rezolvarea tuturor cerințelor de manevră;
2. *menținerea calității;* un sistem de control răspunde în timp real tuturor cerințelor procesului și, în special, în fazele sale vulnerabile (încărcări șoc);
3. *operare facilă;* un astfel de sistem poate asigura asistența operatorilor de proces;

4. *protecția mediului*; sistemul este fiabil și sigur datorită utilizării componentelor hardware și software;
5. *protecția investiției pe termen lung*; fiind un sistem în arhitectură deschisă, bazat pe standarde internaționale, poate fi dezvoltat pe toată durata ciclului de viață a instalațiilor.

Pentru menținerea calității efluentului la valorile impuse ale indicatorilor este necesar:

- a) introducerea unor caracteristici dinamice și operaționale încă din timpul fazei de proiectare;
- b) dezvoltarea unei strategii de control pentru stațiile în funcțiune;
- c) perfecționarea și ridicarea calificării personalului operator.

Conducerea automată a proceselor din stația de epurare se face în cadrul unui sistem de restricții astfel încât tehnologia adoptată să conducă la consumuri minime de energie, materii prime (reactivi), cu obținerea performanțelor maxime în ceea ce privește calitatea apelor deversate în emisar.

Controlul și conducerea automată a unei stații de epurare cu ajutorul calculatorului presupune culegerea datelor de calitate a apei de la intrare și respectiv ieșire, precum și cele referitoare la materialele și energia folosită în procesele de epurare.

Cunoașterea on-line a parametrilor este indispensabilă unei utilizări corecte și totale a tehnicii de automatizare. În tehnica epurării apelor uzate nu toți parametri pot fi măsurați în mod continuu - de exemplu CBO<sub>5</sub>. Se recomandă automatizarea tuturor proceselor care se repetă de un număr mare de ori pe zi.

În automatizarea proceselor de epurare se pot folosi două scheme: a) un calculator de proces racordat la mai multe aparate de măsură cu ieșiri în sistem unificat; b) fiecare obiect (grup de obiecte similare) din stație este supravegheat și dirijat de un calculator de proces și ulterior toate aceste unități sunt racordate la un calculator care urmărește, controlează și ia deciziile optime la nivelul stației .

Exploatarea stației de epurare în condiții în care variabila de intrare nu este constantă în timp conduce la un model dinamic. Cunoașterea acestuia conduce la simularea valorilor asupra variabilelor de intrare și respectiv de ieșire.

Pentru fiecare proces unitar sau obiect existent în stația de epurare se va elabora un model teoretic, în cadrul unui sistem de restricții tehnologice și funcționale, ce se va exprima valoric și se va căuta zona în care se va obține un maxim al randamentelor la un minim al costurilor.

Prelevarea probelor și măsurarea debitului sunt parametrii esențiali ale sistemului de supraveghere și control automat al stației. Pentru stațiile foarte mici, existența unui laborator nu este justificat economic datorită costurilor mari ale aparaturii și personalului calificat.

Debitele trebuie măsurate pe influența stației, se măsoară debitul orar și debitul total astfel încât să se poată regla în funcție de capacitatea stației și timpul hidraulic de retenție stabilit prin proiect.

Punctele de monitorizare în care trebuie instalate dispozitive de prelevare a probelor sunt:

- intrare stație de epurare;
- ieșire treaptă primară;
- ieșire treaptă biologică;
- evacuare emisar (după dezinfecție).

Parametrii monitorizați sunt pre-stabiliți de proiectantul stației de epurare pe baza cerințelor autorităților de protecția mediului și se referă în special la indicatorii fizico - chimici și bacteriologici: temperatură, pH, CCO, CBO<sub>5</sub>, azot total, amoniu, azotați, fosfor total, coliformi totali, reprezentativi pentru monitorizarea performanțelor stației de epurare și pentru protecția mediului. În stațiile moderne o parte din parametri sunt mășurați prin folosirea unor senzori specifici. Astfel, concentrația de oxigen poate fi menținută în bazinele cu nămol activat cu ajutorul unui oxigenometru conectat prin tabloul de comandă la suflante. Sunt folosiți senzori pentru determinarea temperaturii, pH-ului, amoniului, azotaților, fosforului, clorului liber.

Tehnologiile moderne monitorizează parametri tehnologici care permit controlul și supravegherea la distanță. În general controlul operării echipamentului stației este posibil :

- manual – folosind comutatoarele pentru modul de operare
- automat – folosind dispozitivul extern de control – controler cu modem, care controlează echipamentul stației, colectează și procesează informații.

Comutarea echipamentelor electrice în orice mod (manual sau automat) este făcută cu ajutorul comutatoarelor de pe panoul de comandă și alimentare cu energie electrică.

Parametrii necesari pentru alimentarea cu energie electrică a stației sunt fixați de controler și afișați.

Monitorizarea operării stației se realizează cu ajutorul comunicațiilor mobile, cum ar fi mesajele SMS transmise în situații de urgență legate de echipamentele electrice, precum și

prin intermediul mesajelor care sunt transmise în cazul verificărilor necesare sau pentru înlocuirea echipamentului electric.

Principalele instalații controlate sunt:

- **Controlul pompei de alimentare cu ape reziduale**

Există o ieșire de releu pe panoul de alimentare cu energie electrică și de control, destinată pentru recepționarea semnalului de la stația de pompare a apelor uzate a clientului, referitor la realizarea sau nerealizarea alimentării (contact închis – se face alimentarea, contact deschis – nu se face alimentarea).

- **Controlul operării compresorului**

Compresorul este pornit în mod manual. După ce lucrările de service sunt încheiate, operatorul trebuie să reseteze contoarele (cu excepția celui comun) de pe tastatura controlorului. Compresorul poate fi verificat prin citirea timpului de funcționare.

- **Controlul și monitorizarea pompei pentru sediment primar**

Îndepărtarea sedimentului din rezervorul pentru sedimentare primară se face cu ajutorul pompei pentru sediment primar și se poate realiza în două moduri:

- automat – controlul pompei se face cu ajutorul dispozitivului extern de control, care dă un semnal de pornire pompei după un anumit timp ( $T_1 = 1-10$  min. pentru stabilizarea sedimentului) de la oprirea alimentării cu apă reziduală. Pompa lucrează o anumită perioadă de timp ( $T_2 = 1-5$  min). Următorul ciclu de pornire a pompei pentru sediment primar are loc după următoarea alimentare cu apă uzată.
- manual – pompa pentru sediment primar funcționează, indiferent de prezența sau absența apei reziduale în conducta de presiune.

- **Controlul și monitorizarea pompei de dozare a coagulantului**

Alimentarea cu coagulant a rezervorului de coagulant este realizată de către pompa pentru dozarea coagulantului. Este posibil ca pompa pentru dozarea coagulantului să se pornească în două moduri:

- automat – controlul pompei se face cu ajutorul dispozitivului extern de control. Pompa pentru dozare intră în funcțiune atunci când începe alimentarea cu apă uzată a stației și este necesară prezența soluției de coagulant în rezervor.

- manual

- **Sistemul pentru controlul nivelului de coagulant**

Există un sistem pentru controlul nivelului coagulantului (senzor de nivel cu flotor). Sistemul pentru controlul nivelului oprește în mod automat pompa pentru dozare în cazul în care este atins nivelul critic al lichidului (coagulant). Aceasta înseamnă că este necesară umplerea rezervorului.

▪ **Controlul operării unității pentru dezinfectarea efluentului**

Unitatea de dezinfectare a efluentului este pornită în mod automat.

Verificarea operării unității pentru dezinfectarea efluentului se realizează cu ajutorul dispozitivului extern de control. După ce lămpile au funcționat timp de 8000 de ore, este necesară înlocuirea lor. Se resetează contorul după înlocuirea lămpilor.

**6.2. Măsurile pentru remedierea defecțiunilor care apar în stațiile de epurare compacte de capacitate mică**

Lucrările periodice de întreținere și defecțiunile apărute trebuie înregistrate în jurnalul tehnic al stației de epurare, completat zilnic de operatorul stației de epurare.

Pentru defecțiunile apărute în cursul funcționării stației și a echipamentului este necesar să se urmărească parametri conform celor ce urmează.

**6.2.1. Parametri fizici**

**6.2.1.1. Nu există apă uzată în interiorul stației:**

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Resturi mari în coșul grătar cu curățare manuală	Curățați grătarul
Nu există alimentare cu energie electrică la stația de pompare	Verificați tabloul electric aferent pompei
Vanele de închidere ale conductei sub presiune sunt închise	Reglați vanele de închidere
Pompa de alimentare cu apă uzată nu funcționează	Verificați tabloul electric aferent pompei Verificați dacă pompa nu este înfundată

**6.2.1.2. Stația de pompare pentru alimentare cu apă uzată este plină, dar stația nu se alimentează cu apă uzată**

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Nu există alimentare cu energie electrică la stația de pompare	Verificați defecțiunile electice apărute
Vanele de închidere ale conductei sub presiune sunt închise	Reglați vanele de închidere

**6.2.1.3 Intensitate scăzută a aerării în bazinul de aerare:**

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Filtrul de admisie al compresorului este înfundat	Curățați sau schimbați filtrul compresorului
Reglare incorectă a vanelor de închidere a conductelor de aer	Reglați vanele de închidere
Conducta de aer sub presiune este deteriorată	Îndepărtați defecțiunea
Stația este supraîncărcată cu poluanți	Asigurați alimentarea cu apa uzată conform parametrilor stabiliți în contract sau creșteți capacitatea stației
Concentrație ridicată de grăsimi și unsori în apa uzată	Utilizați biopreparatul BICHEM DC 2000 GL –adaugă în bazinul de omogenizare
Blocul de mediu este înfundat	Aerați blocul de medii fixe cu ajutorul țevei perforate

**6.2.1.4. Nu există aerare în bazinul de aerare:**

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Compresorul submersibil nu funcționează	Verificați tabloul electric aferent compresorului
Vanele de închidere a conductelor de aer sunt închise	Reglați vanele de închidere
Conducta de aer sub presiune este deteriorată	Îndepărtați defecțiunea
Motorul compresorului nu este conectat în mod corespunzător	Verificați conectarea motorului electric al compresorului

**6.2.1.5. Picături de apă în aer - strălucitoare:**

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Conexiunile de etanșare ale carcasei aeratoarelor sunt deteriorate Membranele de cauciuc ale aeratoarelor sunt deteriorate	Deconectați compresorul, ridicați mediul din plastic, demontați aeratoarele deteriorate, înlocuiți și refaceți echipamentul

**6.2.1.6. Prezența unui miros neplăcut :**

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Blocul de rezervoare este supraîncărcat cu poluanți nutritivi și chimici	Asigurați alimentarea cu apă uzată în concordanță cu parametrii stabiliți prin proiect sau creșteți capacitatea stației
Sistemul de aerare defect	Reglați conform cu manualul de operare
Sediment acumulat	Adăugați biopreparat Bacti-Bio 9500 și BICHEM 1003 conform.”Funcționarea defectuoasă a rezervorului de aerare” din această secțiune. Îndepărtați sedimentul

## 6.2.1.7. Funcționarea defectuoasă a bazinului de aerare :

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Factorii listați mai jos servesc drept indicatori ai funcționării defectuoase a bazinului de aerare, ca rezultat al supraîncărcării, admisie de sediment anaerob și nămol, admisie de unsori și grăsimi sau detergenți:	Opțiuni de restaurare a funcționării normale a bazinului de aerare: Opțiunea I (este posibil să se constate defecțiuni la prima treaptă de epurare). Este necesar să se verifice indicația de folosire și să se execute următoarele acțiuni în baza a ceea ce a fost constatat:
<u>Supraîncărcare</u> Apă gri cu miros specific, slăbirea biofilmului, de culoare gri cu supracreștere puternică.	<u>Supraîncărcare</u> Este necesar să se adauge în prima cameră a rezervorului de aerare biopreparatul BICHEM DC 1008 CB.
<u>Admisie de sediment anaerob și nămol</u> Apă gri cu miros neplăcut, biofilm gri, slăbit, cu supracreștere puternică. Există o scădere a cantității de oxigen dizolvat.	<u>Admisie de sediment anaerob și nămol</u> În camera rezervorului nisip, în rezervorul de sedimente și rezervorul de aerare este recomandat adăugarea biopreparatului Bacti-Bio 9500, sau BICHEM 2008, 1003 <i>Dozare:</i> în bazin - 6 g de biopreparat la 1 m <sup>3</sup> de volum al rezervorului; în rezervorul de aerare – 15 g la 1 m <sup>3</sup> al camerei <i>Preparare:</i> Dizolvați pulberea în apă caldă (temperatura apei 30-40 °C) în proporția 1:100 (pulbere : apă) și mențineți 15 minute. <i>Periodicitate:</i> în rezervoare- odată pe săptămână în bazin aerare – odată la 3 zile <i>Durata de aplicare:</i> în rezervoare – o lună în bazinul de aerare – până la regenerarea completă Este recomandat adăugarea biopreparatelor BICHEM DC 1003 FG și BICHEM NITRAID în bazinul de stocare nămol.
<u>Grăsimi și unsori</u> - apă gri cu miros, biofilm negru, cu urme grase. Pe pereții bazinului de aerare s-au format cruste de grăsimi. Cantitatea de oxigen dizolvat se reduce nesemnificativ	<u>Grăsimi și unsori</u> - este necesar să se pună saci cu biopreparatul BICHEM DC 2000 GL în deznisipator-separator de grăsimi și în primul compartiment al bazinului de aerare.

<b>Deficiențe</b>	<b>Măsuri</b>
<p><u>Grăsimi și unsori</u>- apă gri cu miros, biofilm negru, cu urme grase. Pe pereții bazinului de aerare s-au format cruste de grăsimi. Cantitatea de oxigen dizolvat se reduce ne semnificativ</p>	<p><i>Dozare:</i>  <i>la concentrații de grăsimi <math>\leq 50</math> mg/l</i>                      1 sac (1 kg) la 100 m<sup>3</sup>/zi  <i>la concentrații de grăsimi <math>\geq 50</math> mg/l</i>                      1 sac (1 kg) la 30÷50 m<sup>3</sup>/zi</p> <p><i>Periodicitate</i>  <i>la concentrații de grăsimi <math>\leq 50</math> mg/l</i>                      odată pe lună  <i>la concentrații de grăsimi <math>\geq 50</math> mg/l</i>                      odată la două săptămâni</p> <p><i>Durata de aplicare:</i>  <i>la concentrații de grăsimi <math>\leq 50</math> mg/l</i>                      până la regenerarea completă  <i>la concentrații de grăsimi <math>\geq 50</math> mg/l</i>                      constant</p>
<p><u>Detergenți</u> - spumare intensă la suprafața camerelor rezervorului de aerare. Bacterii filamentoase formează „câlți” care înfundă. Cantitatea de oxigen dizolvat este redusă.</p>	<p><u>Detergenți</u> - este recomandat adăugarea soluției de biopreparat BICHEM DC 1008 CB în primul compartiment al bazinului de aerare.</p> <p><i>Dozare:</i>                      1 g la 1 m<sup>3</sup>/zi</p> <p><i>Preparare:</i>                      Dizolvați pulberea uscată în proporție de 1:100 în apă la temperatura de 30÷40°C.</p> <p><i>Periodicitate:</i>                      odată la 3÷7 zile (în funcție de intensitatea spumării)</p> <p><i>Durata de aplicare:</i>                      până la dispariția spumei                      La concentrații mari de detergenți este recomandat să se aplice biopreparat în mod constant.</p> <p>Opțiunea II - (la deteriorarea funcționării rezervorului de aerare)                      Asigurați degresarea cu aer a mediului bloc cu un furtun special cu tijă de la robinetul liber al colectorului de aer, în timp ce se efectuează alimentarea.</p>



<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Detergenți - spumare intensă la suprafața camerelor rezervorului de aerare. Bacterii filamentoase formează „câlți” care înfundă. Cantitatea de oxigen dizolvat este redusă.	Este necesar să se realizeze următoarele acțiuni: - degresarea celei de-a doua camere la oprirea aerării celei de-a treia și a patra camere - adăugarea biopreparatelor (opțiunea I) - degresarea celei de-a treia camere la oprirea aerării celei de-a patra camere - adăugarea biopreparatelor (opțiunea I)

#### 6.2.1.8. Lipsa sedimentului mineralizat în bazinul de nămol:

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Nu există alimentare cu energie electrică la pompa de sediment	Verificați defecțiunile aparute
Vana de închidere a conductei sub presiune este închisă	Reglați vana de închidere
Pompa de evacuare sediment nu funcționează	Îndepărtați defecțiunea

### 6.2.2. Parametri chimici

#### 6.2.2.1. Concentrații de suspensii $\geq 35$ mg/l în efluent :

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Încărcare hidraulică crescută	Verificați corespondența parametrilor încărcării hidraulice cu cei calculați
Lipsă de oxigen în rezervorul de aerare	Reglați aerarea
Încărcare ridicată cu CCO - Cr	Verificați parametrii în conformitate cu concentrațiile de influent permise pentru stația de epurare biologică

#### 6.2.2.2. Deteriorarea parametrilor de eficiență a proceselor de epurare (reducere $CBO_5$ ):

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Valori ridicate ale indicatorilor de calitate: CCO – Cr; $CBO_5$ ; Suspensii	Verificați corespondența parametrilor pentru influent cu NTPA 002/2005 și a efluentului cu NTPA 001/2005
Lipsă de oxigen în bazinul de aerare	Reglați aerarea
Toxicitate crescută a lichidelor pentru dezinfectarea apelor reziduale	Schimbați-le cu altele care conțin componente biodegradabile
Schimbarea pH-ului: pH < 6,5 pH > 8	Interziceți aplicarea de acizi pentru tratarea conductei și aplicați biopreparate. Înlocuiți detergenții cu alții, care conțin componente biodegradabile.
Șoc osmotic datorită conținutului ridicat în săruri al apei reziduale (NaCl)	Interziceți evacuarea apelor de regenerare ale instalațiilor pentru tratarea apei potabile
Conținut crescut de grăsimi (> 50 mg/l)	Verificați și curățați separatorul de grăsimi

#### 6.2.2.3. Deteriorarea parametrilor epurării (reducere azot):

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Lipsă de oxigen	Reglați aerarea
Schimbarea pH-ului, toxicitate crescută și conținut de grăsimi, schimbare bruscă a concentrației sărurilor	Verificați parametrii apei reziduale și intensitatea aerării
Supraîncărcare, creșterea concentrației nămolului anaerob, a grăsimilor și detergenților.	Vezi p. 1.5 din această tabel

#### 6.2.2.4. Deteriorarea parametrilor epurării (reducere fosfor -P):

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Creșterea concentrației de P în influentul din blocul de rezervoare	Realizați analizele chimice și verificați dozajul coagulantului
Schimbarea parametrilor fizici și chimici ai apei uzate	Realizați testul de control și verificați din nou dozajul coagulantului
Cantitate mare de nămol în decantorul primar	Îndepărtați nămolul

#### 6.2.2.5. Deteriorarea randamentului în evacuarea nămolului primar):

<i>Deficiențe</i>	<i>Măsuri</i>
Creșterea cantității de suspensii în efluent	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. verificați funcționarea pompei de evacuare a nămolului</li> <li>2. verificați alimentarea cu coagulant</li> <li>3. verificați dozarea coagulantului (cu ajutorul unui test de laborator)</li> </ol>
Sedimentul se acumulează în partea de jos a rezervorului de sedimentare	Îndepărtați nămolul prin acționarea pompei pe comanda manual
Flotația sedimentului	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. opriți alimentarea cu apă uzată prin închiderea valvei de lângă jgheab</li> <li>2. spargeți crusta de nămol cu răzuitoarea</li> <li>3. lăsați nămolul să se depună timp de 15-30 min</li> <li>4. deschideți alimentarea cu apă uzată</li> <li>5. treceți pompa de nămol în modul manual</li> <li>6. evacuați nămolul din partea de jos a decantorului</li> <li>7. corectați timpul T2 al ciclului de evacuarea a nămolului</li> </ol>

### 6.3. Indicatorii tehnico – economici

Indicatorii tehnico - economici au fost calculați pentru cele trei stații de epurare compacte tip Resetilovs, experimentate și analizate în prezenta lucrare: Parc Industrial Vălenii de Munte, comuna Orlat și Philip Morris. Rezultatele sunt sintetizați în tanelul nr. 6.1.

Exemplu de calcul se face pentru o stație de epurare compactă tip Resetilovs (N2 –CA1S-420-931 N+P) cu  $Q_{u\text{ med}}$  de 420 m<sup>3</sup>/zi.

#### 6.3.1. Investiție

Cost stație de epurare: 982.800 RON

$$\text{Cost investiție/an} = \frac{982.800}{20 \text{ ani}} = 49140 \text{ RON / an}$$

$$\frac{\text{Amortisment investiție}}{Q_{u\text{ zi med}}} = \frac{49140}{153.300} = 0,32 \text{ RON / m}^3 \text{ apa uzata}$$

#### 6.3.2. Costurile de operare

$$Q_{uz\text{ an med}} = 365 \times 420 = 153.300 \text{ m}^3/\text{an}$$

##### 6.3.2.1. Cheltuieli cu salariile - $C_S$

Pentru Stația de epurare N2 –CA1S-420-931N+P sunt necesare două persoane operate.

Se consideră un salariu brut de 1000 RON/persoană ;

$$\text{Cost salarii pe an} = 2 \text{ persoane} \times 1000 \times 12 \text{ luni} = 24000$$

$$C_S = \frac{12000}{153300} = 0,07 \text{ RON / m}^3 \text{ apa epurata}$$

##### 6.3.2.2. Cheltuieli cu energia electrică- $C_E$

Energia consumată este de 72.960kWh/an

Se consideră prețul mediu pentru 1kWh = 0,5 RON

$$C_S = \frac{72.960}{153.300} \times 0,5 = 0,24 \text{ RON / m}^3 \text{ apa uzata}$$

##### 6.3.2.3. Cheltuieli transport

$$C_{rs}\text{-Cantitate rețineri grătar rar} = 11,76\text{m}^3/\text{an} \times 750 \text{ kg/m}^3 = 8.820 \text{ kg/an};$$

$$C_{rd}\text{-Cantitate rețineri grătar des} = 34,69\text{m}^3/\text{an} \times 750 \text{ kg/m}^3 = 26017 \text{ kg/an} ;$$

$$C_n\text{-Cantitate de nisip} = 11,76\text{m}^3/\text{an} \times 750 \text{ kg/m}^3 = 8.820 \text{ kg/an};$$

$$C_{nd}\text{- Cantitatea de nămol deshidratat} = 92 \text{ m}^3/\text{an} \times 1500\text{kg/m}^3 = 138.000 \text{ kg/an}$$

$$C_{rs} + C_{rd} + C_n + C_{nd} = 8.820 + 26017 + 8.820 + 138.000 = 181657 \text{ kg}$$

Se consideră costul transportului la depozitul ecologic de deșeuri de 120 RON/tona

$$C_T = \frac{181,657}{153.300} \times 120 = 0,035 \text{ RON} / \text{m}^3 \text{ apa uzata}$$

#### 6.3.2.4. Cheltuieli privind materialele consumabile - $C_{cons}$

Biopreparate: 16 kg/an x 28 RON/kg = 448 RON/an

Coagulant PAX 18: 750kg/an x 4 RON/kg = 3000 RON/an

Floculant .54 kg/an x 24/ RON kg = 1296 RON/an

Saci filtranți: 76buc/an x 12 RON/buc. = 912 RON/an

Antispumant: 20 kg/an x 4 RON/kg = 100/an

Cost consumabile = 448 + 3000 + 1296 + 916 + 100 = 5760 RON/an

$$C_{cons} = \frac{5.760}{153.300} = 0,037 \text{ RON/m}^3 \text{ apa uzata}$$

**Cost operare 1 m<sup>3</sup> apă uzata = 0,037 + 0,035 + 0,24 + 0,07 = 0,38 RON/m<sup>3</sup> apa uzata**

#### 6.3.2.5. Costul apei epurate

Cost investitie + cost operare = 0,38 + 0,32 = 0,7 RON/m<sup>3</sup>

Cost- l.e.,lună = (0,7 x 0,2) x 30 = 4,2 RON/l.e.

Tabel nr. 6.1. Costul apei epurate

Nr. crt.	Stația de epurare și tipul tehnologia	Quz med (m <sup>3</sup> /an)	aI (RON/an)	Cost operare (RON/an)	Indicatori	
					RON/m <sup>3</sup> Apă uzată	RON/l.e
1	Parc Industrial Vălenii de Munte N <sub>2</sub> CAI-120 911.B	43.800	2.645	33.726	0,83	4,98
2	Comuna ORLAT N <sub>2</sub> CAI-420 931.N+P	153.300	49.140	58.254	0,7	4,2
3	Philip Morris- epurare avansată N <sub>2</sub> PM1P-120 911.N+P	43.800	3.023	31.098	0,71	4,26

NOTĂ: aI- amortisment investiție; l.e. – locuitor echivalent

## 6.4. Costuri reducere poluanți

Au fost luate în considerație cantitățile de poluanți reduse în stațiile de epurare analizate, pe baza diferențelor între cantitățile influente și efluente (tabelul nr.6.2.)

Costurile rezultate sunt următoarele:

### 6.4.1. Stația de epurare Parc Industrial Vălenii de Munte

$$c = \frac{[aI + \text{cost operare}]}{\sum k_i (CBO_5 + CCO - Cr + N_T + P_T)} = \frac{36371}{20926} = 1,73 \text{ lei / kg} \quad (6.1.)$$

### 6.4.2. Stația de epurare comuna ORLAT, jud. Sibiu

$$c = \frac{[aI + \text{cost operare}]}{\sum k_i (CBO_5 + CCO - Cr + N_T + P_T)} = \frac{107394}{61418} = 1,74 \text{ lei / kg} \quad (6.2.)$$

### 6.4.3. Stația de epurare Philip Morris (Treapta II- Epurare avansată)

$$c = \frac{[aI + \text{cost operare}]}{\sum k_i (CBO_5 + CCO - Cr + N_T + P_T)} = \frac{34121}{12584} = 2,71 \text{ lei / kg} \quad (6.3.)$$

Tabel nr.6.2. Concentrațiile de poluanți influente, efluente și reduse

Nr. crt.	Stația de epurare	Quz (m <sup>3</sup> /an)	Cantități de poluanți (kg/an)											
			CBO <sub>5</sub> (kg/an)			CCO-Cr (kg/an)			Azot total (kg/an)			Fosfor total (kg/an)		
			I	E	k <sub>i</sub>	I	E	k <sub>i</sub>	I	E	k <sub>i</sub>	I	E	k <sub>i</sub>
1	Parc Industrial Vălenii de Munte	43.800	6.614	872	5.742	15.812	2606	13.206	2431	640	1791	287	100	187
2	Orlat	153.300	18.090	2.591	15.499	46.757	7098	39.659	6.684	15.49	5.135	1262	137	1125
3	Philip Morris	43.800	4.037	674	3.363	9.768	1.095	8.673	775	425	350	234	36	198

NOTĂ: k<sub>i</sub> – cantitatea de poluant redusă

## CONCLUZII GENERALE

### 7.1. Conținutul lucrării

Lucrarea intitulată „**EPURAREA AVANSATĂ A APELOR UZATE - Stații compacte de capacitate mică**” este structurată pe 7 capitole și cuprinde: 185 pagini, 89 figuri, 27 tabele și o listă de semnalări bibliografice cu 137 titluri.

În capitolul 1 se prezintă necesitatea obiectivă a abordării subiectului și obiectivele studiului și cercetării stațiilor compacte de capacitate mică. În conformitate cu Tratatul de Aderare la Uniunea Europeană, România a obținut perioade de tranziție pentru conformarea cu aquis-ul comunitar pentru colectarea, descărcarea și epurarea apelor uzate: până în 2018 pentru 2346 de aglomerări între 2000 și 10.000 locuitori echivalenți.

Folosirea stațiilor de epurare compacte este impusă de necesitatea rezolvării problemei în folosință cu un număr mic de l.e. cum sunt: școli, tabere, campinguri, hoteluri, moteluri, hanuri, cabane, case particulare, parcuri industriale, localități până la 10.000 locuitori și care nu sunt încorporate unei aglomerări care dispune de o stație de epurare. În categoria stațiilor de capacitate mică sunt cuprinse două categorii: stații de epurare foarte mici:  $Q_{u\text{ zi max}} \leq 5 \text{ l/s}$  și stații de epurare mici:  $Q_{u\text{ zi max}} = 5 \text{ l/s} \dots 50 \text{ l/s}$ .

Pentru stabilirea performanțelor stațiilor de epurare compacte am urmărit funcționarea stațiilor compacte cu peliculă fixată, folosite pentru epurarea apelor uzate în aplicații diferite:

- epurarea apelor uzate rurale;
- epurarea apelor uzate din Parcurile industriale;
- epurarea apelor uzate de la o fabrică de țigarete unde modului biologic cu peliculă fixată este folosit ca treaptă de epurare avansată.

Sunt prezentate normele tehnice, hotărârile și standardele naționale ce reglementează condițiile de descărcare în mediul natural a apelor uzate epurate.

Capitolul 2 prezintă principalele caracteristici ale apelor uzate, concentrațiile poluanților în diferite surse și metode de determinare a indicatorilor de calitate. S-au analizat în special concentrațiile poluanților din diferite surse de ape uzate ce provin de la un număr mic de locuitori: reședințe individuale, cartiere de locuințe, comunități sătești. În comunitățile sătești sunt considerate următoarele încărcări specifice (g/om,zi):

- Consumul biochimic de oxigen (CBO<sub>5</sub>)      30 -40 g O<sub>2</sub>/om,zi;
- Consumul chimic de oxigen (CCO)              55-75 g O<sub>2</sub>/om,zi;
- Materii totale în suspensii(MTS)              30-50 g/om,zi:
- Azot total (N<sub>T</sub>)                                      4-8 g/om,zi;
- Fosfor total (P<sub>T</sub>)                                    1,36 g/om,zi.

În subcapitolul 2.4. sunt analizate efectele nutrienților în concentrații mari asupra ecosistemelor acvatice luând în considerare elementele :

- *cantitative*: reducerea transparenței apei, formațiuni plutitoare dense, colmatarea filtrelor la captări, stânjenirea navigație;
- *chimice* : modificarea nivelelor de oxigen și dioxid de carbon, a pH-ului, apariția condițiilor anaerobe, alterarea gustului și mirosului prin putrefacție și degajarea de gaze ;
- *biologice* : modificarea structurii biocenozei, dezvoltarea unor alge albastre cu toxicitate mare.

Capitolul 3 prezintă sinteza teoretică a proceselor de reducere a azotului și fosforului din apele uzate și tehnologiile folosite în prezent pe plan internațional pentru realizarea acestora.

Procesele de nitrificare / denitrificare se definesc astfel: prin *nitrificare* azotul amoniacal este transformat în nitrați; procesul se produce în prezența microorganismelor autotrofe de tip *Nitrosomonas* și *Nitrobacter* și este puternic influențat de *temperatură* (temperatura optimă pentru dezvoltarea speciei *Nitrosomonas* este de 35 °C iar pentru specia *Nitrobacter* 35-42 °C), *pH* (pH-ul optim pentru nitrificare este cuprins în domeniul 6,5 ...8), *concentrația oxigenului dizolvat* (concentrația minimă necesară a oxigenului dizolvat este de 2 mg/l) și de *elementele inhibitoare* existente în apa uzată. Analiza cineticii procesului a evidențiat parametrii caracteristici procesului de nitrificare și relațiile de legătură dintre aceștia. Denitrificarea nitratului se realizează prin transformarea în azot gazos în condiții anoxice în prezența unor microorganisme heterotrofe de tipul *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligeni*, *Bacillus*, *Pseudomonas*. Analiza cineticii procesului a evidențiat parametrii caracteristici procesului de denitrificare și relațiile de legătură dintre aceștia. Procesul este influențat în principal de *temperatura apei uzate* (microorganismele denitrificatoare se dezvoltă bine între 5 și 25 °C), de *pH* (domeniul pH-ului optim este 7,0...8) și de *concentrația*



*oxigenului dizolvat* (factor limitator al procesului, rata denitrificării scăzând liniar la 0 când concentrația în oxigen dizolvat crește la 1 mg O<sub>2</sub>/l).

*Îndepărtarea biologică a fosforului* are la bază încorporarea ortofosfaților, polifosfaților și a fosforului legat organic în țesutul celular prin expunerea microorganismelor la condiții de mediu alternativ anaerobe și aerobe. Organismele implicate în procesul de defosforizare biologică aparțin speciei *Acinetobacter*. Modelele conceptuale adoptate proceselor de preluare și eliberare a fosforului de către aceste organisme au fost modelul Comeau-Wentzel și modelul Mino.

Subcapitolul 3.3 prezintă diferite scheme de epurare folosite pentru reducerea azotului din apele uzate prin procese de nitrificare și denitrificare, scheme ce se regăsesc în Stațiile de epurare compacte de capacitate mică. Schemele prezentate sunt următoarele: Schema de epurare Ludzack-Ettinger, Schema de epurare cu Microfiltrare în bazinul cu nămol activat, Schema de epurare Step-Feed, Schema de epurare cu Bazine cu funcționare secvențială (SBR), Schema de epurare Bio-denitro, Schema de epurare Nitrox, Schema de epurare cu Treaptă unică cu nămol activat (Wuhrmann), Schema de epurare Bardenpho în 4 trepte, Schema de epurare cu Șanțuri de oxidare; Schema de epurare cu Treaptă dublă de nămol activat cu sursă externă de carbon; Schema de epurare cu Șanțuri de oxidare cu conținut scăzut în oxigen dizolvat, Schema de epurare Orbal.

Capitolul 4 prezintă patru tipuri de stații de epurare de capacitate mică. Epurarea biologică în toate stațiile compacte prezentate se realizează fie cu masă biologică în suspensie (nămol activat) fie cu masă biologică fixată (peliculă biologică). În treapta de epurare biologică se urmărește îndepărtarea substanțelor organice și a azotului prin procese de nitrificare – denitrificare și a fosforului prin procese chimice. Unele stații de epurare compacte nu au prevăzută decantarea secundară (Resetilovs) deoarece în treapta de epurare biologică se produce o cantitate foarte mică de masă biologică în exces, altele prevăd decantor secundar clasic (Bio Cleaner, Adipur) iar alte tehnologic realizează separarea masei biologice de apa epurată prin filtrare prin membrane (Dauser).

Experimentările “in situ” sunt prezentate în capitolul 5. Acestea au fost efectuate pe stații de epurare în care epurarea biologică se realizează cu peliculă fixată. Principalele obiective urmărite au fost:

- stabilirea eficiențelor de epurare;
- stabilitatea în timp a proceselor de epurare;

- îmbunătățirea programelor de funcționare, a stațiilor compacte cu peliculă fixată.

Rezultatele obținute sunt prezentate în subcapitolul 5.2. și sintetizate în tabelul 5.6. Concluziile experimentărilor “in situ” pentru cele trei aplicații sunt următoarele:

- eficiențele determinate la reducerea substanțelor organice (CCO -Cr) au fost bune și foarte bune, fiind cuprinse între 83,5% și 92%;
- eficiențele determinate la reducerea substanțelor organice biodegradabile (CBO<sub>5</sub>) au fost bune și foarte bune, fiind cuprinse între 85,67% și 94,99%;
- procesele de nitrificare – denitrificare au decurs cu eficiențe bune fiind cuprinse între 74% și 76,7%;
- eficiențele determinate la reducerea fosforului pentru stațiile prevăzute cu eliminarea fosforului prin procese chimice au fost foarte bune fiind cuprinse între 89,18% și 92,8% iar pentru stația de epurare care reduce fosforul numai pe cale biologică eficiența este nesatisfăcătoare, 65%.

Îmbunătățirea programelor de funcționare a stațiilor de epurare este prezentată în subcapitolul 6.2 și sunt analizate măsurile ce se impun în cazul apariției unor defecțiuni în vederea îmbunătățirii parametrilor fizici și chimici ai apei uzate epurate.

În subcapitolul 6.3 sunt prezentați indicatorii tehnico - economici pentru stații de epurare compacte.

## **7.2. Elemente originale ale lucrării**

În lucrare sunt prevăzute elementele teoretice de sinteză privind epurarea avansată (eliminarea azotului și fosforului) a apelor uzate. Reacțiile care realizează aceste procese sunt produse de un amestec de diferite genuri de bacterii care pot fi ori heterotrofe, ori autotrofe funcție de mediul și condițiile în care se dezvoltă. Lucrarea prezintă principalele tehnologii de îndepărtare a azotului și fosforului din apele uzate punând în evidență deficiențele, avantajele și dezavantajele fiecărei tehnologii. Sunt date valorile uzuale ale parametrilor de proiectare pentru procedeele biologice de reținere combinată a azotului și fosforului.

În capitolul 4 din lucrare se analizează elementele tehnologice și configurația a patru tipuri de stații de epurare de capacitate mică (RESETILOVS, ADIPUR, BIO CLEANER, DAUSER).

În lucrare sunt analizate (capitolul 5 și 6) experimentările efectuate „in situ” pe trei stații de epurare compacte, sunt interpretate rezultatele determinărilor și se obțin concluzii asupra funcționării, eficiențelor obținute și a problemelor care intervin în operare.

Experimentările „in situ” sunt efectuate pe parcursul a 3 ani (2006 – 2008) și au pus în evidență:

- capacitatea acestor tehnologii de a obține eficiențe bune și în situațiile unor vârfuri de încărcare care depășesc CMA (concentrațiile maxim admisibile) conform NTPA 002/2005;
- dificultăți în reducerea fosforului prin procese biologice și necesitatea utilizării precipitării chimice;
- obținerea în general a unor eficiențe superioare condițiilor impuse prin NTPA 001/2005 (tabel 5.6.).

În capitolul 6 sunt indicate măsurile necesare a fi adoptate pentru remedierea unor defecțiuni în epurarea stațiilor de epurare de capacitate mică.

Lucrarea stabilește o serie de indicatori tehnico-economici necesari pentru analize de soluții sau pentru determinarea suportabilității beneficiarilor acestui tip de instalație.

Lucrarea se bazează pe o bibliografie amplă și în cea mai mare parte pe determinări „in situ” rezultate din operarea unor instalații de epurare realizate.

### **7.3. Perspectiva dezvoltării Stațiilor de epurare compacte**

Rezolvarea necesarului de lucrări pentru epurarea apelor uzate provenite de la comunități între 2000 și 10.000 l.e. va impune determinarea și implementarea unei mari diversități de tehnologii care să asigure cerințele conformării pentru protecția mediului și resurselor de apă.

Se vor dezvolta studii „in situ” pentru diferite categorii de proveniență a apelor uzate care să permită alegerea celor mai favorabile tehnologii.

În aceste condiții se consideră că se vor impune:

- a) dezvoltarea treptei de epurare mecanică încorporată în module;
- b) instalațiile mobile pentru deshidratarea nămolului din stațiile de epurare de capacitate mică;
- c) realizarea stațiilor compacte pentru pre-epurarea apelor uzate la agenții economici;

- d) dezvoltarea tehnologiilor bazate pe membrane (ultrafiltrare-UF și nanofiltrare-NF), automatizarea totală a funcționării stațiilor de epurare;
- e) sisteme informaționale la nivel regional cu baze de date din stațiile de epurare în vederea realizării unui management eficient de către operatorii regionali.

**BIBLIOGRAFIE**

1. Aneville, O; Ginot, V; Angeli, N. – *Restoration of Lake Geneva: Expected versus observed responses of phytoplankton to decreases in phosphorus*, Lakes & Reservoirs: research and Management 2002 7:67 – 80.
2. Arvin, E. – *Biological Removal of Phosphorus Removal from Wastewater*, CRC Critical Review Environmental Control, 1985
3. Bargman, R. D. et al. – *Continuous Studies in the Removal of Phosphorus by the Activated Sludge Process*, 1970
4. Barnard, J. L. – *A Review of Biological Phosphorus Removal in the Activated Sludge Process*, Water SA, 1976
5. Barnard, J. – *Biological Denitrification*, Journal International Water Pollution Control Federation, 1973
6. Barnard, J. L. – *Cut P and N Without Chemicals*, Water and Wastes Engineering, 1974
7. Barth, E. F. and H. D. Stensel – *International Nutrient Control Technology for Municipal Effluents*, Journal WPCF, 1981
8. Benmoussa, H., G. Martin, Y. Richard, and A. Leprince – *Inhibition of Nitrification by Heavy Metal Cations* - 1986
9. Bayley, R.C.T., Ta, C.J. Sherwin, P.J. Renton – *Traditional and novel reservoir management techniques to enhance water quality for subsequent potable water treatment*; Water Science and Technology: Water Supply Vol 1 no 1, pag 9 – 16; 2001.
10. Benefield, L. D., and C. W. Randall – *Biological Process Design for Wastewater Treatment*, Prentice-Hall, Inc., Englewood Cliffs, NJ, 1980
11. Beszedits, S., Walker, L. – *Nitrate Removal from drinking water supplies*, B&L Information Services, 1998
12. Brodisch, K. E. U. – *Interaction of Different Groups of Microorganisms in Biological Phosphate Removal*, Enhanced Biological Phosphorus Removal from Wastewater, Vol. I, IAWPRC Post Conference Seminar, Paris, France, September 1984
13. Burdick, C. R., D. R. Refling, and H. D. Stensel – *Advanced Biological Treatment to Achieve Nutrient Removal*, Journal WPCF, vol. 54, 1982
14. Canter, L. W. – *Nitrates in groundwater*, CRC Press Inc., 1996
15. Christensen, M. H., and P. Harremoës - *Biological Denitrification in Wastewater Treatment*, Report 2-72, Department of Sanitary Engineering, Technical University of Denmark, 1972
16. Codd, G.A.; Bell S.G.; Brooks W. P – *Cyanobacterial toxins in water*, Water Science and Technology 21, pag. 1 – 13, 1989.

17. Daigger, G. T., G. D. Waltrip, E. D. Romm, and L. M. Morales – *Enhanced Secondary Treatment Incorporating Biological Nutrient Removal*, Journal WPCF, vol. 60, 1988
18. Deakyne, C. W., Patel, M. A. and D. J. Krichen – *Pilot Plant Demonstration of Biological Phosphorus Removal*, Journal WPCF, 1984
19. Deinema, H. M., et al. – *The Accumulation of Polyphosphate in Acinetobacter Spp.*, Microbiology Letters, Federation of Microbiological Societies, 1980
20. Deinema, H., Van Loosdrecht, M. and A. Scholten – *Some Physiological Characteristics of Acinetobacter Spp. Accumulating Large Amounts of Phosphate*, Enhanced Biological Phosphorus Removal from Wastewater, Vol. I IAWPRC Post Conference Seminar, Paris, France, September 1984
21. Degremont - *Memento technique de l'eau*, Paris, 1989
22. Dima, M., Meglei, V., Dima, B. Badea, C. – *Bazele epurării biologice a apelor uzate*, Tehnopress, Iași 2002.
23. Downing, A. L., Painter, H. A., and G. Knowles – *Nitrification in the Activated Sludge Process*, 1964
24. Ekama, G. A., and G. V. R. Marais – *Biological Nitrogen Removal – Theory, Design, and Operation of Nutrient Removal Activated Sludge Processes*, Water Research Commission, 1984
25. Ekama, G. A., Siebritz, I. P. and G. vR. Marais - *Considerations in the Process Design of Nutrient Removal Activated Sludge Processes*, selected Papers on Activated Sludge Process Research at the University of Capetown, Capetown, South Africa, 1982
26. Engber, D. J., and E. D. Schroeder – *Kinetics of Bacterial Denitrification as a Function of Cell Residence Time*, University of California at Davis, 1974
27. Engel, M. S., and M. Alexander – *Growth and Metabolism of Nitrosomonas Europaea*, 1917
28. Ergas, S., Reuss, A., - *Hydrogenotrophic Denitrification of Drinking Water using a Hollow Fibre Membrane Bioreactor*, Journal of Water Supply Research and Technology, 2001
29. Focht, D. D., and A. C. Chang – *Nitrification and Denitrification Processes Related Wastewater Treatment*, 1975
30. Fuhs, G. W. and M. Chen – *Microbial Basis for Phosphate Removal in Activated Sludge Process for the Treatment of Wastewater*, 1975
31. Fukase, T., Shibata, M., and X. Mijayi – *Studies on the Mechanism of Biological Phosphorus Removal*, Japan Journal Water Pollution Research 5, 1982
32. Fukase, T., Shibata, M., and X. Mijayi – *Factors Affecting Biological Removal of Phosphorus*, Enhanced Biological Phosphorus Removal from Wastewater, Vol. I IAWPRC Post Conference Seminar, Paris, France, September 1984
33. Givens, S. W., E. V. Brown, S. R. Gelman, C. P. L. Grady, Jr., and D. A. Skedsvold – *Biological Process Design and Pilot Testing for a Carbon Oxidation, Nitrification and Denitrification System*, 1991

34. Gonay, E ; Lafforgue, M – Une methode de restauration de la qualite des eaux des lacs et rezervoirs : l'aeration par destratification ; L'eau, l'industrie, les nuisances, 186, pag 60-64.
35. Gonay, E ; Lafforgue, M – *Un solution pour lutter contre l'eutrophisation des lacs et des retenues: l'aeration par destratification*; TSM 9, sept. 1997, pag. 33 –
36. Gurung, B. T.; Urabe, J. – *Bacterioplankton production in water column of Lake Biwa, Lakes & Reservoirs: Research and Management* 2002 7: 317-323.
37. Gurung, B. T.; Urabe, J. – *Temporal and vertical difference in factors limiting growth rate of heterotrophic bacteria in Lake Biwa. Limnol. Oceanogr.* 45, 1689 - 1696.
38. Grady, C. P. L., W. Gujer, M. Henze, G. V. R. Marais, and T. Matsuo – *A Model of Single Sludge Wastewater Treatment System*, 1986
39. Greenburg, A. E., Levin, G. and W. J. Kauffman – *Effect of Phosphorus Removal on the Activated Sludge Process*, Sewage and Industrial Wastes, 1955
40. Hahn, H., Hoffmann, E., Ødegaard, H. – *Chemical Water and Wastewater Treatment – IV*, Proceedings of the 7<sup>th</sup> Gothenburg Symposium, Edinburgh, Scotland, 1996
41. Hall, E. R. – *Nitrate-reducing Bacteria*, Microbiology, ed. by D. Schlessinger, American Society for Microbiology, Washington, D.C., 1978
42. Hall, E. R., and K. L. Murphy – *Estimation of Nitrifying Biomass and Kinetics in Wastewater*, 1980
43. Haycock, A. N; Pinay, G; Walker, C. – *Nitrogen Retention in River Corridors: European Perspective*; Ambio Vol 22, Nr. 6, sept 1993, pag 340-346.
44. Hockenbury, M. R., and C. P. L. Grady, Jr. – *Inhibition of Nitrification – Effects of Selected organic Compounds*, Journal WPCF, 1977
45. Hong, S. N. et al. – *A Biological Wastewater Treatment System for Nutrient Removal*, presented at the 54<sup>th</sup> Annual WPCF Conference, Detroit, Michigan, October 4-9, 1981
46. Huang, C. S., and N. E. Hopson – *Nitrification Rate in Biological Process*, 1974
47. Ianculescu, O., Ionescu, Gh., Racovițeanu R. M. – *Canalizări*, Editura MATRIX, 2001
48. Ianuli, S – *Optimizarea instalațiilor pentru nitrificarea și denitrificarea apelor uzate* – Teză de doctorat, 2002
49. Ibrahim, A. M. - *Heavy Metal Inhibition of Resting Nitrifying Bacteria*, Proceeding of the 43<sup>rd</sup> Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, IN, 1989
50. Jeris, J. S., and R. W. Owens – *Pilot Scale High Rate Biological Denitrification*, Journal WPCF, vol. 47, 1975
51. Jones, P. H., Tadwalker, A. and C. L. Hsu – *Studies in the Enhanced Uptake of Phosphorus by Activated Sludge: Effect of Substrate Addition*, Proceedings New Directions and Research in Waste Treatment and Residuals Management, The University of British Columbia, Vancouver, Canada, June 1985

52. Kahru, M; Horstmann; RUD, O. – *Satellite Detection of Increased Cyanobacteria Blooms in the Baltic Sea: Natural Fluctuation or Ecosystem Change?*; *Ambio* Vol 23, Nr. 8, dec 1994, pag 469-472.
53. Krovang, B; Ertebjerg, G; Grant, R; Kristensen, P; Hovmand, M; Kirkegaard, J – *Natiowide Monitoring of Nutrients and Their Ecological Effects: State of the Danish Aquatic Environment*; *Ambio* Vol 22, Nr. 4, iun 1993, pag 176-185.
54. Klein, H.P ; Zimmermann, U - *Reduction of eutrophication in prealpin lakes – an example of successful water protection management*; *XX<sup>th</sup> International water supply Congress – Durban, 1995*.
55. King, D.J. – The rol of carbon in eutrophication. *J. Water Pollut. Control*, 40, 2035 – 2051, 1970
56. Knowles, G., A. L. Downing, and M. J. Barrett – *Determination of Kinetic Constants for Nitrifying Bacteria in Mixed Culture, with the Aid of an Electronic Computer*, 1965
57. Kugelman, I. J., M. Spector, A. Harvilla, and D. Parees – *Aerobic Denitrification in Activated Sludge*. Proceedings of the 1991 Environmental Engineering Specialty Conference, Reno, NV, July, 1991
58. Laudelout, H., R. Lambert, and M. L. Pham – *Influence du pH et de la pression partielle d'oxygene sur la nitrification*, 1976
59. Lawson, E. N. and N. E. Tonhazy – *Changes in Morphology and Phosphate-Uptake Patterns of Acinetobacter Calcoaceticus Strains*, Water SA, 1980
60. Leslie, P. J. – *Design of the Kelowna Pollution Control Centre*, Proceedings of the Seminar on Biological Phosphorus Removal from Municipal Wastewater Treatment, Pentincton, British Columbia, 1985
61. Lesnic, M. – *Municipal Waste Management*, octombrie 1998
62. Levin, G. V., Topol, G. J. and A. G. Tarnay – *Operation of Full Scale Biological Phosphorus Removal Plant*, *Journal WPCF*, vol. 47, 1975
63. Lewandowski, Z. – *Temperature Dependency of Biological Denitrification with Organic Material Addition*, 1982
64. McCarthy, P. L, L. Beck, and P. St. Amant – *Biological Denitrification of Wastewaters by Addition of Organic Materials* , Proceedings of the 24<sup>th</sup> Purdue Industrial Waste Conference, Lafayette, IN, 1969
65. McGhee, J. Terence – *Water Supply and Sewerage*, 2<sup>nd</sup> ed., McGraw-Hill Publishing Company
66. Menar, A. B. and D. Jenkins – *The Fate of Phosphorus in Waste Treatment Process – The Enhanced Removal of Phosphate by Activated Sludge*, Proceedings of the 24<sup>th</sup> Purdue Industrial Waste Conference, Lafayette, IN, 1969
67. Metcalf & Eddy, Inc. – *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse*, 3<sup>rd</sup> ed., McGraw-Hill, New York, 1991
68. Meyerhof, O. – *Untersuchungen uber den atmungsvorgany nitrifizierenden bakterien*, *Pflugers Archges Physiol.*, 1991



69. Milbura, W. F., et al. – *Operation of Conventional Activated Sludge for Maximum Phosphorus Removal*, Journal WPCF, vol. 43, 1971
70. Morris, J. C. – *International Courses in Hydraulic and Sanitary Engineering – Parts 1-2 - Modern Chemical Methods*, Delft
71. Negulescu, M. – *Epurarea apelor uzate orășenești*, Ed. Tehnică București, 1978
72. Neufeld, R. D., J. H. Greenfield, A. J. Hill, C. B. Rieder, and D. O. Adekoya – *Nitrification Inhibition Biokinetics*, EPA/600/2-83/111, Cincinnati, OH, 1983
73. Oldham, W. K. and G. M. Stevens - *Operating Experience with the Kelowna Pollution Control Center*, Proceedings of the Seminar on Biological Phosphorus Removal from Municipal Wastewater Treatment, Pentincton, British Columbia, 1985
74. Painter, H. A. – *A Review of Literature on Inorganic Nitrogen Metabolism in Microorganisms*, Water Resources, 1970
75. Painter, H. A., and J. E. Loveless – *Effect of Temperature and pH Value on the Growth-rate Constants of Nitrifying Bacteria in the Activated Sludge Process*, Water Resources, 1983
76. Painter, H. A., and J. E. Loveless – *The Influence of Metal Ion Concentration and pH Values on the Growth of a Nitrosomonas Strain Isolated from Activated Sludge*, 1968
77. Pantea-Kiser, L., R. F. Wukash, and J. E. Alleman – *The Effect of Inhibitory Compounds on Biological Nitrification*, Proceedings of the 44<sup>th</sup> Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, IN, 1990
78. Paulson, C. – *Nitrification for 90's*. *Water Engineering and Management*, September 1989
79. Plaza, E., B. Hultman, and J. Trela - *Effect of Easily Degradable Carbon Source on Nitrogen Removal Efficiency*, 1990
80. Pokuska, R. A., and J. F. Andrews – *Dynamics of Nitrification in the Activated Sludge Process*, Proceedings of the 29<sup>th</sup> Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, IN, Ann Arbor Science, 1975
81. Qasim, S. R. – *Wastewater Treatment Plants Planning, Design and Operation*, Holt, Rinehart, and Winston, New York, 1985
82. Rabinowitz, B. – *The Role of Specific Substrates in Excess Biological Phosphorus Removal*, Ph.D. Thesis, The University of British Columbia, Vancouver, British Columbia, Canada, October 1985
83. Rabinowitz, B. and W. K. Oldham– *The Use of Primary Sludge Fermentation in the Enhanced Biological Phosphorus Removal Process*, Proceedings, New Directions and Research in Waste Treatment and Residuals Management, The University of British Columbia, Vancouver, B. C. Canada, June 1985
84. Randall, C., Barnard, J., Stensel, D. – *Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal*, 1992
85. Rekolainen, S. – Phosphorus and nitrogen load from forest and agricultural areas in Finlanda. *Aqua* 19, pag 95 – 107, 1989.

86. Reynolds, C.S. - The plant life of pelagic. Verh. Int. Verein. Limnol, 26, 97 – 113, 1996.
87. Reynolds, C.S. – Vegetation Process in the Pelagic: A Model for Ecosystem Theory, Excellence in Ecology, 1997.
88. Reynolds, C.S. – What factors influence the species composition of phytoplankton in lakes of different trophic status?, Hydrobiologia 369/370, 11 – 26, 1998.
89. Rosen, G. – Phytoplankton indicators and their relations to certain chemical and physical factors. Limnological 13, 263 – 290, 1981.
90. Rittman, B., McCarthy, P. – *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*, 2001
91. Senior, P. J. et al. – *The Role of Oxygen Limitation in the Formation of Poly B Hydroxybutyrate during Batch and Continuous Culture of Azotobacter beijerinckii*, Biochem Journal, 1972
92. Shammas, N. K. – *Interactions of Temperature, pH, and Biomass on the Nitrification Process*, Journal WPCF, 1986
93. Shapiro, J., Levin G. V. and Z. G. Humberto – *Anoxically Induced Release of Phosphate in Wastewater Treatment*, Journal WPCF, vol. 39, 1967
94. Shrinath, E. G., R. C. Loehr, and T. B. S. Prakasam – *Nitrifying Organism Concentration and Activity*, 1976
95. Simion, R. M. – Tehnologii și instalații moderne pentru epurarea avansată a apelor uzate orășenești – Teza de doctorat, 2004
96. Simpkin, T. J., and W. C. Boyle - *The Lack of Repression by Oxygen of the Nitrifying Enzymes in Activated Sludge*, 1988
97. Simpkins, M. J. and A. R. McLaren – *Consistence Biological Phosphate and Nitrate Removal in any Activated Sludge Plant*, 1978
98. Soap and Detergent Association – *Principles and Practice on Nutrient Removal from Municipal Wastewater*, 1988
99. Stensel, H. D. – *Fundamental Principles of Biological Phosphorus Removal*, presented at the Workshop on Biological Phosphorus Removal in Municipal Wastewater Treatment, Annapolis, Maryland, June 22-24, 1982
100. Stratton, F. E., and P. L. McCarthy – *Prediction of Nitrification Effects on the Dissolved oxygen Balance of Streams*, 1967
101. Sutton, P. M., B. E. Jank, and D. Vachon - *Nutrient Removal in Suspended Growth Systems Without Chemical Addition*, Journal WPCF, vol. 52, 1980
102. Sutton, P. M., K. L. Murphy, and B. E. Jank – *Nitrogen Control: A Basis for Design with Activated Sludge Systems*, 1977
103. Sutton, P. M., K. Murphy, and R. N. Dawson – *Low Temperature Biological Denitrification of Wastewater*, Journal WPCF, 1975

## BIBLIOGRAFIE

---

104. Tchobanoglous, G. – *Physical and Chemical Processes for Nitrogen Removal-Theory and Application*, Proceedings of the Twelfth Sanitary Engineering Conference, University of Illinois, 1970
105. Tetreault, M. J., A. H. Benedict, C. Kaempher, and E. F. Barth – *Biological Phosphorus Removal: A Technology Evaluation*, Journal WPCF, vol. 58, 1986
106. Timmerman, M. W. – *Biological Phosphate Removal from Domestic Wastewater Using Anaerobic/Aerobic Treatment*, Development in Industrial Microbiology, 1979
107. Tomlison, T. G., A. G. Boon, and C. N. A. Trotman – *Inhibition of Nitrification in the Activated Sludge Process of Sewage Disposal*, 1966
108. U. S. Environmental Protection Agency –*Emerging Technology Assessment of Biological Removal of Phosphorus*, EPA 600/2-85-008, 1985
109. U. S. Environmental Protection Agency –*Nitrogen Control - Manual*, Office of Research and Development, Office of Water, September 1993
110. U. S. Environmental Protection Agency –*Phosphorus Removal – Design Manual*, Office of Research and Development, Cincinnati, EPA/625/1-87/001, September 1987
111. U. S. Environmental Protection Agency – *Process Design Manual for Phosphorus Removal*, Office of Technology Transfer, Washington, D. C. April 1976
112. U. S. Environmental Protection Agency – *Retrofitting POTWs for Phosphorus Removal in the Chesapeake Bay Drainage Basin*, EPA/625/6-87/017, September 1987
113. Vaicum, L. M. – *Epurarea apelor uzate cu nămol activat*, Editura Academiei, 1981
114. Van Handel, A. C., and G. V. R. Marais – *Nitrification and Denitrification Kinetics in the Activated Sludge Process*, Research Report no. W39, University of Capetown, South America
115. VARDUCA, A. – *Hidrochimie și poluarea chimică a apelor*, Editura H\*G\*A\*, București, 1997
116. Zarnea, G – *Tratat de microbiologie generală*, vol. V, Editura Academiei Române, 1994.
117. Water Environment Federation – *Biological and Chemical Systems for Nutrient Removal*, 1998
118. Water Pollution Control Federation – *Nutrient Control – Manual of Practice FD-7*, 1983
119. Water Pollution Control Federation – *Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants*, Manual of Practice No. 11, 2<sup>nd</sup> ed., 1994
120. Water Pollution Control Federation – *Wastewater Treatment Plant Design*, Draft Manual of Practice no. 8, October 1988
121. Weston, Roy F., Inc. – *Advanced Wastewater Treatment Performance Evaluation Summary Report*, USEPA Contract No. 68-03-3019, 1984

## BIBLIOGRAFIE

---

122. Weston, Roy F., Inc. – *Emerging Technology Assessment of PhoStrip, A/O, and Bardenpho Processes for Biological Phosphorus Removal*, USEPA Contract No. 68-03-3055, February 1985
123. Wuhrman, K. – *Nitrogen Relationships in Biological Treatment Processes – III. Denitrification in the Modified Activated Sludge Process*, Water Research, 1969
124. Young, J. C., E. R. Baumann, and D. J. Wall – *Packed –Bed Reactors for Secondary Effluent BOD and Ammonia Removal*, Journal WPCF, vol. 47, 1975
- 125.\*\*\* N.T.P.A. 001/2005
- 126.\*\*\* N.T.P.A. 011/2005
- 127.\*\*\* Documentatie Statie de epurare RESEILOVS, S.C.DANEX CONSULT S.R.L.
- 128.\*\*\* Documentatie Statie de epurare BIO CLEANER, S.C.DANEX CONSULT S.R.L.
- 129.\*\*\* Documentatie Statie de epurare DAUSER, S.C.EDWARDS S.R.L.
- 130.\*\*\* Documentatie Statie de epurare ADIPUR, S.C.ADISS S.R.L.
  
- 131 \*\*\* - 91/676/EEC – Directiva privind protecția apelor împotriva poluării produse de nitrații folosiți în agricultură.
132. \*\*\* - 91/271/EEC – Directiva privind epurarea apelor uzate urbane.
- 133.\*\*\* - 75/440/EEC – Cerințe asupra calității apei de suprafață folosită drept sursă de apă potabilă
- 134.\*\*\* - Normativ privind Obiectivele de referință pentru clasificarea calității apelor de suprafață (Ordin nr. 1146/10.12.2002).
- 135 \*\*\*- OCDE (1982) Eutrophisation des eaux. Methodes de surveillance, d'évaluation et de lutte. Rapport de synthese du programme en cooperation mene par l'OCDE sur l'Eutrophisation. Organisation de Cooperation et de Developpement Economiques.
- 136 \*\*\* - Wastewater treatment, Seminar ARA , Constanta, July 24,25,2008
- 137\*\*\* - Normativ pentru proiectarea construcțiilor și instalațiilor de epurare a apelor uzate orășenești. Partea a Iia : Stații de epurare de capacitate mică.