

ROMÂNIA
MINISTERUL EDUCAȚIEI, CERCETĂRII, TINERETULUI ȘI
SPORTULUI
UNIVERSITATEA "POLITEHNICA" DIN TIMIȘOARA
FACULTATEA DE HIDROTEHNICĂ

Ing. EMILIA VALENTINA PANTEA

*STUDIUL PROCESELOR DE EPURARE A
APELOR REZIDUALE PROVENITE DE LA
UNITĂȚILE ALIMENTARE*

- TEZĂ DE DOCTORAT -

CONDUCĂTOR ȘTIINȚIFIC:

prof. univ. dr. ing. **ION MIREL**

TIMIȘOARA

2010

PREFAȚĂ

Pe fondul dezvoltării industriale a ultimului secol suprapusă cu intervenția omului asupra mediului înconjurător s-a constatat că au fost depășite pragurile limită de regenerare a naturii. Aceste situații au determinat orientarea atenției omenirii înspre protejarea calității mediului. Interesul tot mai mare a societății pentru protejarea mediului a determinat și încercarea de a găsi modalitatea cea mai eficientă de epurare a apelor uzate generate din industria alimentară.

În plus, întărirea restricțiilor emisiilor în aer, controlul mirosului, găsirea unor surse de energie alternativă, gestionarea excesului de nămol eliminat, au determinat unele industrii la implementarea unor moduri inovative de epurare astfel încât să se realizeze un impact minim asupra mediului.

Având în vedere alinierea legislației românești la legislația europeană și importanța protecției calității apei, prezenta lucrare își propune:

- Studiul caracteristicilor apelor uzate generate de industria alimentară; acestea pot fi diferite în funcție de specificul activității, de condițiile de operare, de factorii de mediu;
- Studiul tehnologiilor de epurare aplicate atât apelor uzate menajere cât și celor din industria alimentară;
- Conceperea unor biotehnologii integrative de reducere a poluării prin transformarea reziduurilor agricole, menajere, industriale în substrat energetic și epurarea apelor reziduale conform normelor admise.

Problemele abordate au avut în vedere modernizarea mediului tehnic autohton de ecoremediere, cu implicații pozitive în dezvoltarea sectorială și în corelare cu cerințele ecologice calitative din cadrul Uniunii Europene.

Aduc în mod expres mulțumiri și recunoștință domnului prof. univ. dr. ing. Mirel Ion, care în calitate de coordonator științific, mi-a oferit un sprijin deosebit în toată perioada pregătirii și susținerii examenelor și referatelor de doctorat, precum și pe perioada elaborării tezei de doctorat.

Doresc să le mulțumesc domnilor prof. univ. dr. ing. Sandu Marin, prof. univ. dr. ing. Mănescu Alexandru, prof. univ. dr. ing. Dima Mihai, pentru timpul prețios alocat verificării acestei teze de doctorat.

Mulțumesc tuturor celor care care mi - au oferit un sprijin pe parcursul elaborării tezei.

Familiei mele, mulțumiri și recunoștință pentru înțelegerea și sprijinul moral oferite.

Mai, 2010

Emilia Valentina Pantea

CUPRINS

| | |
|--|-----------|
| CAPITOLUL I. INTRODUCERE | 4 |
| 1.1 Cerințele minime de calitate pentru apele uzate | 7 |
| 1.2. Necesitatea și oportunitatea studiului | 9 |
| 1.3. Obiectivele cercetării | 10 |
| CAPITOLUL II. CARACTERISTICILE APELOR REZIDUALE DE LA UNITĂȚILE INDUSTRIEI ALIMENTARE | 12 |
| 2.1. Caracteristicile apelor uzate din industria alimentară..... | 12 |
| 2.1.1. Ape uzate din industria cărnii și a peștelui..... | 13 |
| 2.1.2. Ape uzate de la colectarea și industrializarea laptelui..... | 17 |
| 2.1.3. Ape uzate de la fabricarea conservelor de legume și fructe | 20 |
| 2.1.4. Ape uzate de la fabricarea băuturilor nealcoolice răcoritoare..... | 21 |
| 2.1.5. Ape uzate de la fabricarea uleiurilor vegetale..... | 22 |
| 2.1.6. Ape uzate de la fabricarea amidonului..... | 23 |
| 2.1.7. Ape uzate de la fabricarea alcoolilor de fermentație | 24 |
| 2.1.8. Ape uzate de la fabricarea spirtului și drojdiilor..... | 24 |
| 2.1.9. Apele reziduale din industria zahărului..... | 25 |
| 2.1.10. Ape uzate de la fabricarea berii..... | 26 |
| 2.1.10.1. Formarea apelor reziduale de la fabricile de bere..... | 28 |
| 2.1.10.2. Caracteristicile apelor uzate provenite din industria berii..... | 30 |
| CAPITOLUL III. TEHNOLOGII DE EPURARE A APELOR REZIDUALE..... | 33 |
| 3.1. Metode de epurare..... | 33 |
| 3.2. Sisteme clasice de epurare..... | 36 |
| 3.2.1. Preepurarea apelor uzate..... | 37 |
| 3.2.2. Epurarea biologică a apelor uzate..... | 38 |
| 3.2.3. Epurarea apelor reziduale provenite din industria cărnii..... | 47 |
| 3.2.4. Epurarea apelor reziduale provenite de la prelucrarea peștelui..... | 51 |
| 3.2.5. Epurarea apelor reziduale provenite de la colectarea și industrializarea laptelui..... | 52 |
| 3.2.6. Epurarea apelor reziduale provenite de la fabricarea conservelor de fructe și legume..... | 55 |
| 3.2.7. Epurarea apelor reziduale provenite de la fabricarea uleiurilor și margarinei..... | 59 |
| 3.2.8. Epurarea apelor reziduale provenite din industria zahărului..... | 60 |
| 3.2.9. Epurarea apelor reziduale provenite de la fabricarea băuturilor nealcoolice răcoritoare..... | 61 |
| 3.3. Tehnologii de epurare a apelor reziduale din industria alimentară cu obținere de biogaz..... | 64 |
| 3.4. Tehnologii anaerobe utilizate în epurarea apelor reziduale din industria alimentară | 86 |
| 3.5 Tehnologii aerobe utilizate în epurarea a apelor reziduale din industria alimentară | 101 |

| | |
|---|------------|
| CAPITOLUL IV. CONSIDERAȚII TEORETICE ASUPRA PROCESELOR ANAEROBE DIN CADRUL EPURĂRII BIOLOGICE A APELOR UZATE..... | 104 |
| 4.1. Aspecte generale | 104 |
| 4.2. Digestia anaerobă în România | 105 |
| 4.3. Producții finali ai digestiei anaerobe..... | 106 |
| 4.3.1. Biogazul | 106 |
| 4.3.2. Efluentul | 108 |
| 4.3.3. Nămolul | 108 |
| 4.4. Principiile tratamentului anaerob | 108 |
| 4.4.1. Hidroliza | 111 |
| 4.4.1.1. Cinetica procesului hidrolitic..... | 111 |
| 4.4.2. Formarea acizilor și acetogeneza..... | 112 |
| 4.4.3. Metanogeneza..... | 114 |
| 4.4.3.1. Cinetica metanogenezei..... | 117 |
| 4.4.4. Metabolismul bacteriilor..... | 119 |
| 4.4.5. Factori de mediu..... | 123 |
| 4.5. Cinetica proceselor de epurare anaerobă..... | 141 |
| 4.5.1. Ecuațiile eficienței sistemului cu două bazine de fermentare..... | 146 |
| 4.5.1.1. Modele ale fermentării nemetanogene..... | 148 |
| 4.5.1.2. Modele ale fermentării metanice..... | 152 |
| | |
| CAPITOLUL V. CERCETĂRI EXPERIMENTALE PRIVIND EPURAREA APELOR REZIDUALE PROVENITE DE LA COMPLEXUL INDUSTRIAL SUDRIGIU, BIHOR – STUDIU DE CAZ..... | 156 |
| 5.1 Tehnologia de epurare a apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor..... | 156 |
| 5.1.1. Etapele procesului de epurare a apelor uzate..... | 158 |
| 5.1.1.1. Preepurarea | 158 |
| 5.1.1.2. Epurarea biologică anaerobă | 158 |
| 5.1.1.3. Epurarea biologică aerobă..... | 159 |
| 5.1.2. Descrierea fluxului tehnologic..... | 161 |
| 5.1.3. Calculul și interpretarea rezultatelor..... | 166 |
| | |
| CAPITOLUL VI. CERCETĂRI EXPERIMENTALE PRIVIND PRODUCEREA DE BIOGAZ PE O INSTALAȚIE DE LABORATOR..... | 185 |
| 6.1. Descrierea echipamentului de lucru..... | 186 |
| 6.2. Stabilirea eficienței procesului de fermentație anaerobă, în domeniu de lucru termofil, în digestoare dispuse în serie..... | 190 |
| 6.2.1. Material și metodă | 191 |
| 6.2.2. Metodologia analitică..... | 192 |
| 6.2.2.1. Determinarea pH-ului..... | 192 |
| 6.2.2.2. Determinarea CCO_{Cr} | 192 |
| 6.2.2.3. Determinarea alcalinității..... | 193 |
| 6.2.3. Prelucrarea datelor..... | 193 |
| 6.3. Efectului variației temperaturii în procesele anaerobe..... | 196 |
| 6.4. Efectul încărcării hidraulice asupra proceselor anaerobe..... | 204 |
| 6.4.1. Modul de lucru | 205 |
| 6.5 Efectul debitului de alimentare și a timpului de retenție hidraulic asupra proceselor | |

| | |
|--|------------|
| anaerobe..... | 208 |
| CAPITOLUL VII. CONCLUZII | 211 |
| 7.1. Conținutul tezei | 211 |
| 7.2. Contribuții personale și elemente de originalitate..... | 214 |
| 7.3. Propuneri și recomandări..... | 218 |
| 7.3.1. Valorificarea biogazului..... | 224 |
| 7.3.2. Procesul anaerob, sursă potențială de biohidrogen..... | 226 |
| 7.4 Estimarea unui calcul economic pentru instalațiile de digestie anaerobă utilizate la unitățile alimentare..... | 226 |
| BIBLIOGRAFIE | 228 |
| ANEXA 1: LISTA TABELE | |
| ANEXA 2: LISTA FIGURI | |
| ANEXA 3: INSTALAȚIA DE DIGESTIE ANAEROBĂ DIN CADRUL LABORATORULUI FACULTĂȚII „HIDROTEHNICA” TIMISOARA | |
| ANEXA 4: SCHEMA STAȚIEI DE EPURARE A FABRICII DE BERE BERGENBIER- BLAJ | |

CAPITOLUL I. INTRODUCERE

“Apele reprezintă o sursă naturală regenerabilă, vulnerabilă și limitată, element indispensabil pentru viață și pentru societate, materie primă pentru activități productive, sursă de energie și cale de transport, factor determinant în menținerea echilibrului ecologic.”

Legea Apelor 107/1996 completată și modificată prin Legea 310/2004 și Legea 112/2006

Oferită gratuit de natură, apa constituie un bun de mare preț al omenirii. După cum se știe, aceasta reprezintă un element esențial pentru obținerea cantității de hrană necesară oamenilor și viețuitoarelor, pentru menținerea unui curs viabil al ecosistemelor naturale, pentru existența și dezvoltarea biosferei.

Pe Pământ, existența vieții este indisolubil legată de apă care, datorită însușirilor sale fizice și chimice, reprezintă un factor de prim ordin în desfășurarea multor procese biochimice, fiziologice și ecologice esențiale.

Circa 20% din populația globului nu are acces la apă potabilă de calitate, iar în jur de 50% este lipsită de condiții igienico-sanitare corespunzătoare. Asigurarea hranei populației globului, în continuă creștere, depinde tot mai mult de resursele de apă. Astfel, se poate spune că a fost creată o adevărată industrie a apei, cu nimic mai simplă decât celelalte industrii existente.

Mai mult ca oricând, la începutul acestui mileniu, omenirea se confruntă cu o seamă de probleme globale care influențează deopotrivă viața economică, socială și politică a planetei, manifestându-se la nivel mondial și constituindu-se prin aceasta în preocupări comune ale populației globului, a căror rezolvare nu se poate înlăpăta decât la nivel planetar [50].

Faptul că aceste probleme, existente în decursul istoriei la nivelul diferitelor regiuni ale globului nostru, au crescut în intensitate pe parcursul acestui secol este în strânsă legătură cu mondializarea vieții economice și, ca urmare firească a creșterii în proporție nemaîntâlnită a producției materiale - industriale și agricole.

Acestea au la bază rezultatele revoluției tehnico-științifice fără precedent din ultimele decenii, care aplicate în mod diferențiat în diverse state ale lumii, au condus la creșterea independențelor între țările producătoare de materii prime și cele puternic industrializate, cu consecințe pe termen lung prin urbanizarea accelerată, sporirea cantității de materii prime și hrană și a cerințelor de energie.

Una dintre mijloacele cele mai frecvente de producere a poluării ambientale este introducerea de materiale biogene în concentrații neobișnuit de mari, care induc dezechilibre în ecosistemele naturale [59].

Capacitatea poluantă a diferitelor reziduuri care au un conținut remarcabil de substanțe organice este prezentată în tabelul următor [147].

Tabelul 1.1 Caracteristici ale apelor uzate

| Tip apă | Caracteristici |
|---|---|
| Apa de canal menajere | CBO ₅ : 200-600 mg/l |
| Reziduuri de la prelucrarea diferitelor țesuturi vegetale | CBO ₅ : 200-5000 mg/l Solide în suspensie: 50-1800 mg/l |
| Reziduuri de la crescătoriile de porcine | CBO ₅ : 25 000 mg/l CCO _{Cr} : 100 000 mg/l Solide totale: 70 000 mg/l |
| Efluenți de la crescătoriile de bovine | CBO ₅ : 20 000 mg/l CCO _{Cr} : 100 000 mg/l Solide totale: 120 000 mg/l |

Toate acestea au intrat în conflict direct cu resursele limitate ale planetei și au determinat declanșarea unui șir de acțiuni la nivel global pentru evaluarea situației create și stabilirea unor măsuri care să diminueze sau să elimine influențele negative ce pot apărea într-o perspectivă nu prea îndepărtată.

În condițiile actuale ale dezvoltării industriale, când au fost cuprinse practic toate sectoarele activităților economice și chiar cele sociale, cele care pot aduce numeroase prejudicii mediului ambiant trebuie să fie abandonate chiar dacă sunt eficiente la nivel individual, dar nocive la nivel global. Dezvoltarea industrială din ultimele decenii, la nivel mondial, a dus la creșterea încărcării apelor uzate cu substanțe poluante greu de reținut prin tehnologiile clasice.

România a fost declarată de Uniunea Europeană drept zonă sensibilă motiv pentru care se impune asigurarea unui grad avansat de epurare a apelor reziduale, atât pentru cele menajere cât și pentru cele industriale.

Strategia României de aderare la Uniunea Europeană implică necesitatea rezolvării problemelor de protejare a mediului prin modernizarea tehnologiilor existente, prin realizarea și punerea în funcțiune a unor instalații noi, performante și prin oferirea unor servicii adaptate exigențelor normelor de mediu.

Reîntoarcerea umanității de la stadiul ultramecanizat și tehnicizat la o civilizație care conștientizează rolul vital al naturii face ca în toate domeniile soluțiile care integrează și protejează mediul să fie apreciate și considerate de avangardă. Problemele legate de mediul înconjurător sunt un factor esențial într-un climat foarte competitiv al industriilor din ziua de azi.

Revenind cu precădere la protecția calității apei, trebuie menționat că aceasta a constituit și constituie o problemă de interes național și internațional. Prin reglementările în domeniu se arată faptul că în receptorii naturali este interzisă deversarea oricăror tipuri de ape uzate fără o prealabilă epurare care să o facă compatibilă calitativ cu receptorul.

Pentru epurarea apelor uzate se urmărește parcurgerea unor etape pe două linii:

- Linia apei în care are loc reținerea substanțelor poluante din apele uzate;
- Linia nămolului în care are loc prelucrarea substanțelor reținute din ape uzate, sub formă de nămoluri.

Perfecționarea procedeelelor, reutilizarea produselor secundare sau a efluenților sunt doar câteva acțiuni posibile înspre realizarea și implementarea unei strategii eco-eficiente.

Totodată un punct crucial al acestei strategii trebuie să fie abilitatea de a apăra ecosistemele naturale de consecințele negative ale apelor reziduale poluate și netratate corespunzător normelor legislative aflate în vigoare.

În acest scop trebuie analizată problema în așa fel încât să se realizeze un sistem de epurare a apelor reziduale ce maximalizează eficiența reducerii poluanților, în timp ce minimalizează investițiile și costurile de operare. Managementul apelor reziduale și a deșeurilor rezultate în urma fluxului tehnologic a devenit un important factor economic și o problemă de prim-plan în exploatarea fabricilor din industria alimentară. Ca urmare, numărul stațiilor de epurare este în continuă creștere numerică, punându-se accent și pe utilizarea unor tehnologii din ce în ce mai complexe din punct de vedere tehnic.

Fiecare fabrică încearcă să țină sub control costurile legate de depozitarea deșeurilor rezultate precum și costurile de tratare al apei reziduale, în timp ce autoritățile și legislația încearcă să impună standarde și parametri ai efluenților tot mai exigente astfel încât să reducă pe cât posibil poluarea apelor de suprafață. În acest climat legislativ reducerea consumului de apă nu mai este un simplu parametru economic, ci și un criteriu important în deosebirea performanțelor dintre diferite fabrici.

În concluzie, fără apă, viața este de neconceput. De felul cum vom ști să o prețuim, să o păstrăm nealterată de impurități și după cum vom putea găsi noi surse de apă curată, depinde evoluția demografică a omenirii și ridicarea neconținută a nivelului de trai a omului.

1.1 Cerințe minime de calitate pentru apele uzate

Aceste limite de concentrație al poluanților în apele reziduale trebuie să se conformeze cu legislațiile locale (în cadrul Uniunii Europene). Este un lucru evident că atunci când apele reziduale se deversează într-un sistem de canalizare urban, tratarea acesteia urmând să se facă de către stația municipală, cerințele sunt minime și se poate efectua doar o prelucrare mecanică.

În cazul în care se deversează apa reziduală într-un sistem acvatic deschis (mare, lac, curs de apă), controlul calității acesteia este monitorizat mult mai stringent, fiind necesară adoptarea și a unei tratări biologice pe lângă treapta mecanică.

Reducerea poluanților organici din apele reziduale este importantă deoarece trebuie evitată instaurarea condițiilor anaerobe în ecosistemul care primește apa reziduală.

Introducere

De asemenea, trebuie redusă cantitatea de nutrienți, precum fosforul sau azotul, deoarece aceste substanțe în exces duc la eutrofizarea acestora (înflorirea apelor), distrugând evident ecosistemele acvatice preexistente poluării.

Procedeele de epurare avansată se bazează pe degradarea substanțelor organice foarte complexe, construite cu un însemnat consum de energie în toate etapele lanțului trofic de către organismele vii care constituie acest lanț..

În țara noastră, apa uzată deversată în emisari trebuie să respecte limitele reglementate prin NTPA 001/2005, conform tabelului 1.2.

Tabelul 1.2 Limitele de evacuare a apelor uzate conform NTPA 001/2005 [223]

| Nr.crt. | Indicatorul de calitate | U.M. | Valorile limită admisibile |
|---------|--|-----------------------------------|----------------------------|
| 1 | Temperatura | °C | 35°C |
| 2 | pH | | 6,5-8,5 |
| 3 | Materii în suspensie (MS) | mg/dm ³ | 35,0 |
| 4 | CBO ₅ | mgO ₂ /dm ³ | 25 |
| 5 | CCO-Cr | mgO ₂ /dm ³ | 125 |
| 6 | Azot amoniacal(NH ₄) | mg/dm ³ | 2,0 (3,0) |
| 7 | Azotiți(NO ₂ ⁻) | mg/dm ³ | 1,0 (2,0) |
| 8 | Azotați(NO ₃ ⁻) | mg/dm ³ | 25,0 (37,0) |
| 9 | Azot total | mg/dm ³ | 10,0 (15,0) |
| 10 | Sulfuri și hidrogen sulfurat | mg/dm ³ | 0,5 |
| 11 | Sulfiți | mg/dm ³ | 1,0 |
| 12 | Sulfați | mg/dm ³ | 600 |
| 13 | Fenoli antrenabili cu vapori de apă | mg/dm ³ | 0,3 |
| 14 | Substanțe extractibile cu solvenți | mg/dm ³ | 20,0 |
| 15 | Produse petroliere | mg/dm ³ | 5,0 |
| 16 | Fosfor total | mg/dm ³ | 1,0 (2,0) |
| 17 | Detergenți sintetici | mg/dm ³ | 0,5 |
| 18 | Cianuri totale | mg/dm ³ | 0,1 |
| 19 | Clor rezidual liber | mg/dm ³ | 0,2 |
| 20 | Cloruri | mg/dm ³ | 500 |
| 21 | Fluoruri | mg/dm ³ | 5,0 |
| 22 | Reziduu filtrat la 105°C | mg/dm ³ | 2000 |
| 23 | Calciu | mg/dm ³ | 300 |
| 24 | Plumb | mg/dm ³ | 0,2 |
| 25 | Cadmiu Cd ²⁺ | mg/dm ³ | 0,2 |

| Nr.crt. | Indicatorul de calitate | U.M. | Valorile limită admisibile |
|----------------|--------------------------------|--------------------|-----------------------------------|
| 26 | Crom total | mg/dm ³ | 1,0 |
| 27 | Crom hexavalent | mg/dm ³ | 0,1 |
| 28 | Fier total ionic | mg/dm ³ | 5,0 |
| 29 | Cupru | mg/dm ³ | 0,1 |
| 30 | Nichel | mg/dm ³ | 0,5 |
| 31 | Zinc | mg/dm ³ | 0,5 |
| 32 | Mercur Hg²⁺ | mg/dm ³ | 0,05 |
| 33 | Argint | mg/dm ³ | 0,1 |
| 34 | Aluminiu | mg/dm ³ | 5,0 |
| 35 | Molibden | mg/dm ³ | 0,1 |
| 36 | Seleniu | mg/dm ³ | 0,1 |
| 37 | Mangan total | mg/dm ³ | 1,0 |
| 38 | Magneziu | mg/dm ³ | 100 |
| 39 | Cobalt | mg/dm ³ | 1,0 |

1.2 Necesitatea și oportunitatea studiului

Una din caracteristicile majore ale lumii contemporane o constituie căutarea de noi soluții în toate domeniile de activitate printre care producția de bunuri alimentare și asigurarea unei vieți echilibrate a populației ocupă un loc important. Necesitatea noilor soluții se impune, pe de o parte datorită degradării avansate a mediului ambiant ca urmare a aplicării unor metode necorespunzătoare de exploatare a naturii și de dirijare a proceselor de producție și pe de altă parte, datorită epuizării unor resurse de materii prime și de energie pe care omenirea le-a considerat până la un moment dat ca fiind inepuizabile.

Industria alimentară este o industrie care prelucrează o cantitate însemnată și o mare varietate de compuși organici naturali, de existența și de modul ei de funcționare depinde în mare măsură bunăstarea și starea de alimentație a populației. Resursele folosite de industria alimentară sunt în general regenerabile.

După ce dezvoltarea științifică și tehnică din ultimele două secole a creat condițiile ridicării calității vieții materiale a oamenilor, lumea contemporană se confruntă cu noi probleme majore legate de gospodărirea resurselor și de protecția mediului.

Astfel consumul ridicat de apă, impurificarea acestora cu o cantitate mare de poluanți a avut efecte negative asupra mediului înconjurător, efecte care necontrolate în timp ar produce un dezechilibru natural cu un impact deosebit asupra vieții.

De aceea atenția multor state se îndreaptă înspre gestionarea cât mai riguroasă a apelor uzate, a tehnologiilor de epurare a acestora, precum și pe posibilitatea valorificării potențialului organic de care dispun, ca o sursă potențială de energie neconvențională.

Procedeele de epurare a apelor reziduale provenite de la unitățile industriei alimentare se bazează pe degradarea substanțelor organice de foarte mare complexitate, prin valorificarea potențialului energetic sub formă de biogaz și diminuarea factorilor poluatori din aceste ape sub limitele admise de reglementările tehnice la evacuarea în emisarii naturali.

Presiunea asupra factorilor de mediu și în același timp asupra resurselor, în condițiile unei dezvoltări durabile, se poate reduce prin reutilizarea potențialului energetic de care dispun unele din materialele care în prezent se evacuează în mediu ca poluanți.

Recuperarea sau revalorificarea unor componente valoroase din apele uzate poate avea avantaje economice deosebite. Un exemplu în acest sens îl constituie utilizarea procedeelelor biologice anaerobe în epurarea apelor uzate din industria alimentară și chiar a apelor uzate menajere care dispun de o încărcare organică suficientă, cu obținere de biogaz.

O astfel de tehnologie este recomandată în cazul apelor reziduale cu încărcare organică mare și cu temperaturi cuprinse între 25 – 60°C.

1.3 Obiectivele cercetării

Prezenta lucrare intitulată **“Studiul proceselor de epurare a apelor reziduale provenite de la unitățile alimentare”** pune accentul pe tehnologia cea mai adecvată de îndepărtare a poluanților existenți în apele uzate generate de industria alimentară și își propune identificarea principalelor tehnici și tehnologii pentru obținerea unor performanțe semnificative în ceea ce privește calitatea efluenților, precum și a unor metode de valorificare a încărcării organice a acestora ca sursă de energie regenerabilă.

Grăsimile reziduale (de la abatoare și fabrici de preparate din carne și conserve etc), borhoturile de melasă și de cereale (de la fabricarea alcoolului), apele uzate și reziduurile din industriile: berii, vinului, zahărului, conservelor, morăritului, laptelui etc pot constitui o bază pentru dezvoltarea proceselor biotehnologice de obținere a unor produși utili ca alternativă sustenabilă.

Biodegradabilitatea este un proces cu implicații complexe, ce trebuie evaluat cu atenție, în maniere adecvate, inclusiv din punct de vedere al impactului asupra mediului. Astfel, procesul de biodegradare, în sine, precum și produșii rezultați trebuie să corespundă din punct de vedere economic și ecologic.

Elaborarea tehnologiilor performante de epurare a apelor reziduale din industria alimentară care se bazează tratamentul biologic necesită studii aprofundate vizând procesele și mecanismele care însoțesc acest tip de proces.

Obiectivul specific este dat de implementarea unei tehnologii de pretratare anaerobă cu obținere de biogaz, utilizând două reactoare separate fizic, conectate în serie, apelor uzate din industria alimentară care dispun de un potențial organic și energetic suficient, urmate de epurarea biologică pentru eliminarea compușilor de azot și fosfor cu scopul de a asigura protecția calitativă a emisarilor naturali.

CAPITOLUL II. CARACTERISTICILE APELOR REZIDUALE DE LA UNITĂȚILE INDUSTRIEI ALIMENTARE

2.1 Caracteristicile apelor uzate din industria alimentară

Apele reziduale din industria alimentară constau din ape de transport și spălare a materiei prime, ape tehnologice, ape de condens sau de răcire, ape de la spălarea și dezinfectia sălilor de fabricație, a utilajelor și ambalajelor, ape de la instalațiile sanitare. Acestea conțin cantități importante de reziduuri solide compuse din resturi de materie primă, produse finite rebutate, materiale neutilizabile în proces. De asemenea, datorită varietății provenienței și compoziției acestora, apele reziduale se caracterizează printr-o mare fluctuație a proprietăților fizico-chimice și microbiologice [12], [16].

Caracteristicile apelor uzate industriale variază în funcție de ramurile industriale și chiar și în cadrul aceleiași industrii, în funcție de fazele procesului de producție. Compoziția apelor uzate stabilește într-o mare măsură tipul de tehnologie de epurare adoptată, tipul și dimensiunea construcțiilor și instalațiilor care o formează. Acestea sunt determinate pe baza unor analize de laborator care pun în evidență caracteristicile fizice, chimice, biologice și bacteriologice ale apelor.

Analizele au ca scop:

- furnizarea de informații despre gradul de poluare a apei;
- stabilirea eficienței necesare pentru stațiile de epurare;
- determinarea tehnologiei de epurare necesare.

Principala caracteristică a apelor din industria alimentară o constituie încărcarea organică și temperaturile ridicate rezultate din procesele tehnologice de fabricație.

\

Principalul efect al deversării apelor uzate asupra apelor receptoare constă în impurificarea cu materie organică degradabilă care implică reducerea conținutului de oxigen dizolvat în apă, îmbogățirea apei cu materii nutritive sub formă minerală sau ca rezultat al mineralizării materiilor organice, ceea ce determină o formă indirectă de poluare și anume eutrofizarea.

Aceasta se manifestă printr-o producție crescută de alge și de alte plante acvatice, cu influență nefastă asupra celorlalte viețuitoare din ape și deteriorarea generală a calității apei [12], [31], [37].

2.1.1 Ape uzate din industria cărnii și a peștelui

Apele uzate din industria cărnii provin de la complexe de creștere agrozootehnice, abatoare și unități de prelucrare a cărnii și subproduselor. La abatoare, succesiunea operațiilor tehnologice este următoarea: înjunghierea și sângerarea pe pardoseala de sacrificare, jupuirea de piele și de blană a vitelor, a vițelilor și a oilor, opărire și răzuirea părului, curățarea, spălarea, uscarea și atârănarea pentru răcire, sărarea pieilor și depozitarea până la expedierea lor la tăbăcării sau blănării, separarea diferitelor „căzături”, prelucrarea lor în instalații speciale și separarea grăsimilor necomestibile.

Unele surse bibliografice prezintă următoarele cantități de apă necesară în diferite procese, în m³, raportate la 1 tonă de animal viu [142]:

- grajduri 0,25 m³
- tăiere și jupuire 2,08 m³
- prelucrare de subproduse 0,84 m³
- spălare intestinale 0,76 m³
- producere de afumături și conserve 0,91 m³
- prelucrare sânge 0,11 m³
- conservare piei 0,05 m³
- diverse 1,34 - 1,76 m³

Apele provenite de la tăierea și jupuirea animalelor, de la spălarea intestinelor, de la prelucrarea cărnii, a grăsimilor și a pieilor etc., au un conținut foarte ridicat de materii organice în soluție și suspensie, de azot și fosfor, temperatură ridicată de 30-40°C sau chiar mai mult (50-60°C), sunt opalescente datorită materiilor conținute, au tendința de a intra repede în fermentație anaerobă.

Deversarea la temperatura menționată favorizează o foarte rapidă descompunere aerobă, care se realizează cu consum de oxigen. Adesea descompunerea se continuă anaerob și este însoțită de mirosuri foarte neplăcute.

În general, aceste deversări au efecte foarte dăunătoare pentru flora și fauna acvatică a bazinului receptor, favorizând în schimb condiții de dezvoltare a unor bacterii.

Cantitatea de ape uzate variază în limite foarte largi după numărul de animale tăiate, mărimea abatorului sau a combinatului, modul de lucru, gradul de tehnicitate și felul animalelor. Compoziția apelor uzate este asemănătoare cu a apelor menajere, însă sunt mult mai concentrate și conțin aproape numai substanțe organice atât în suspensie cât și în soluție [142].

Câteva din caracteristicile de calitate importante ale apelor uzate de la abatoare care se urmăresc curent, folosind metode analitice standardizate, sunt următoarele;

- **pH-ul** – este în general neutru, cu valori între 6,5-8,0, cu creșteri până la 12 în perioadele de igienizare cu soluții puternic alcaline;

- **Conținutul de materii în suspensie, grosiere, fine și coloidale** – este mare, în jur de 800 mg/l în efluentul general cu modificări sensibile de la abator la abator. Materiile în suspensie sunt, majoritatea, de natură organică;

- **Conținutul de substanțe organice** – este caracterizat prin consumul chimic de oxigen determinat cu permanganat (CCO_{Mn}) sau cu bicromat (CCO_{Cr}) care are valori mari, în cazul CCO_{Cr} de aproximativ 2000 mg/l în efluentul general și prin indicatorul consum biochimic de oxigen (CBO_5) care are, de asemenea, o valoare ridicată, în jur de 900 mg/l, ceea ce indică încărcarea cu substanțe organice ușor degradabile;

- **Conținutul de cloruri** – mult peste nivelul din apa de alimentare se datorește sării folosite în tehnologie și ajunge la aproximativ 300 mg/l în efluentul general, dar în apele de la preparate poate ajunge la 7000 mg/l. Concentrația mare de cloruri are, prin creșterea tăriei ionice, un rol în extracția și prezența proteinelor în apele uzate;

- **Azotul** – este prezent în concentrații mari fiind un indiciu al prezenței proteinelor în apă. Valoarea medie a concentrației azotului este de aproximativ 100 mg/l, vârfurile de concentrație și concentrațiile în evacuările unor secții sunt mult mai mari;

- **Grăsimile** – sunt prezente în concentrații care depind de măsura în care se face recuperarea produselor secundare. Concentrația medie în efluentul general este de 350 mg/l, cu valorile maxime întregite la secțiile de fierbere și topitorie.

Caracteristicile apelor reziduale de la unitățile industriei alimentare

Din punct de vedere microbiologic un conținut mare de microorganisme patogene sunt prezente în efluenții din abatoare. Cercetările efectuate în această direcție au condus la identificarea salmonelilor, bacililor dizenteriei, bacililor tuberculozei, germenilor anaerobi sporulați, leptospirelor, bacilului antraxului, agenți ai tetanosului, colibacililor patogeni, paraziților intestinali, cu ridicat potențial patogen pentru om și animale [16].

În tabelele 2.1.-2.2. sunt redate câteva valori pentru indicatorii de calitate ai apelor uzate de la abatoare, citate în literatură, iar în tabelul 2.3. se găsesc câteva caracteristici ale apelor rezultate în diferite faze de fabricație de la un combinat de prelucrare a cărnii [142], [155].

Tabel 2.1. Caracteristici de calitate ale apelor uzate brute de la abatoare

| Indicatorul | U.M. | Valoarea | Indicatorul | U.M. | Valoarea |
|----------------------|------|-------------|-------------|------|-----------|
| pH | | 7-7,1 | Azot | mg/l | 70-2 200 |
| Materii în suspensie | mg/l | 500-12 000 | Fosfor | mg/l | 6-45 |
| CCO _{Cr} | mg/l | 1 200-3 200 | Grăsimi | mg/l | 300-1 000 |
| CBO ₅ | mg/l | 500-5 000 | Cloruri | mg/l | 260-420 |

Indicatorii specifici, raportați la unitatea de produs (tonă de carne prelucrată) sunt: debitul mediu specific de ape uzate 18 m³/t, cu variații între 9-40 m³/t, încărcarea organică medie 21 kg/t pentru CBO₅, respectiv 41 kg/t pentru CCO_{Cr} și încărcarea cu suspensii 18 kg/t.

Caracteristicile medii ale apelor uzate provenite de la diferite tipuri de abatoare sunt prezentate în tabelul 2.2.

Tabelul 2.2 Caracteristicile medii pentru diferite tipuri de apă provenite de la abatoare

| Tipul de abator | Suspensii, mg/l | CBO ₅ , mg/l | Azot total, mg/l |
|-----------------|--------------------|----------------------------|---------------------|
| Mixt | 929 | 2 240 | 324 |
| De vite | 820 | 996 | 154 |
| De porci | 717 | 1 048 | 122 |

Tabel 2.3. Caracteristici de calitate ai apelor uzate de la diferite faze de fabricație a unui combinat de fabricare a conservelor de carne

| Surse de apă uzată | Materii în suspensie mg/l | CBO ₅ mg/l | Azot organic mg/l |
|--------------------------|------------------------------|--------------------------|----------------------|
| Platforma de sacrificare | 320 | 825 | 134 |
| Sânge și apă din bazine | 3 690 | 32 000 | 5 400 |
| Vas de opărire | 8 360 | 4 600 | 1 290 |
| Tăierea cărnii | 610 | 530 | 33 |
| Spălarea intestinelor | 15 120 | 13 200 | 643 |
| Secția mezeluri | 560 | 800 | 136 |
| Secția slănină untură | 180 | 180 | 84 |
| Produce secundare | 1 380 | 2 200 | 186 |
| Spălătorie | 4 120 | 1 300 | 56 |

Industria de prelucrare a peștelui cuprinde pescăriile, întreprinderile care fabrică conserve, fileuri, marinată și afumături de pește, precum și făină și ulei de pește. Speciile de pește prelucrate sunt foarte variate în funcție de zonele de pescuit.

Apele uzate de la prelucrarea peștelui conțin cantități mari de solzi, materie organică ușor degradabilă, temperaturi ridicate (pentru unele faze tehnologice chiar 95-100°C) precum și cantități mari de cloruri și acid acetic. În aceste ape se remarcă un conținut ridicat de grăsimi a căror deversare trebuie evitată, au reacție puternic acidă, sunt tulburi [13], [16], [39].

Debitele și compoziția apelor uzate evacuate variază între limite largi, în funcție de speciile de pești prelucrați, de gradul de mecanizare și de automatizare a operațiilor de fabricație, de sorturile de conserve etc.

Negulescu prezintă date privind caracteristicile apelor uzate de la o fabrică de conserve de pește cu legume [142].

Caracteristicile apelor reziduale de la unitățile industriei alimentare

Tabelul 2.4 Caracteristicile apelor uzate de la fabricarea conservelor de pește cu legume

| Indicatorul | Prelucrarea peștelui | Prelucrarea legumelor |
|---|----------------------|-----------------------|
| Suspensii totale, mg/l | 1 145 | 2 090 |
| Substanțe volatile din suspensii, mg/l | 952 | 715 |
| Oxidabilitate la KMnO ₄ , mg/l | 17 813 | 7 571 |
| Cloruri, mg/l | 42 861 | 2 796 |
| Acid acetic, mg/l | 17 709 | 720 |
| Suspensii decandabile | 10,5 | 17 |

2.1.2 Ape uzate de la colectarea și industrializarea laptelui

Colectarea și prelucrarea laptelui generează cantități mari de ape uzate cu concentrații apreciabile de materii organice și cu temperaturi de 25 – 60°C. Componentii principali ai laptelui și derivaților lui: grăsimile, proteinele și hidrații de carbon sunt prezenți în proporții foarte variate, în funcție de operația de prelucrare, de procesul tehnologic adoptat.

Tabelul 2.5 Compoziția medie aproximativă a laptelui și a derivatelor lui [16]

| Produsul | Componentii, % | | | CBO ₅ în 100 kg de produs kg |
|---------------------------------------|----------------|----------|---------|---|
| | grăsimi | proteine | lactoză | |
| Lapte integral | 3,9 | 3,2 | 5,1 | 10,3 |
| Lapte smântânit | 0,1 | 3,3 | 5,3 | 7,2 |
| Zară | 0,5 | 3,4 | 4,3 | 7,2 |
| Zer | 0,3 | 0,9 | 4,9 | 3,5 |
| Smântână | 40,0 | 2,2 | 3,0 | 39,9 |
| Lapte condensat | 7,9 | 6,7 | 10,1 | 20,8 |
| Lapte smântânit condensat și îndulcit | 0,3 | 10,4 | 16,8 | 50,2 |
| Praf de lapte | 0,9 | 36,9 | 50,5 | 73,7 |

De asemenea, conținutul de materii nutritive este foarte ridicat și furnizează baza necesară pentru declanșarea fenomenului de eutrofizare, mai ales, în cazul apelor stagnante sau având cursul lent [10], [16], [40].

Caracteristicile apelor reziduale de la unitățile industriei alimentare

Impuritățile din apele uzate constă în cea mai mare parte din componenții laptelui integral sau a derivatelor lui, diluați în proporții variabile, astfel:

- produse brute sau prelucrate alterate (înghețate, fermentate etc) care nu sunt valorificate;
- produse secundare nevalorificate (zară de unt, lapte smântânit, zer);
- scurgeri sau deversări de produse datorate exploataării neatențe;
- ape de spălare și de clătire a bidoanelor, cisternelor, sticlelor, borcanelor și utilajelor;
- ape de spălare a pardoselilor;
- ape de condens și condensate de la instalațiile de evaporare în vid;
- ape de la răcitoare, instalații frigorifice și cazane de abur.

Volumul apelor uzate și cantitățile de impurități evacuate variază în limite foarte largi de la o întreprindere la alta în funcție de gradul de prelucrare a laptelui, modul de gospodărire a apei și de conducere a proceselor tehnologice. Cel mai mic volum de ape uzate rezultă când prelucrarea se limitează la o simplă răcire, iar cel mai mare, la instalațiile în care se fabrică unt și brânzeturi.

La fabricile de unt și de brânză, volumul apelor uzate este de 1 - 2 ori volumul de lapte prelucrat; aceste ape au un CBO₅ cuprins între 1 500 și 3 000 mg/l (cu condiția ca zerul și zara să fie valorificate).

Tabelul 2.6 Indicatorii medii ai poluării pe categorii de unități de industrializare a laptelui

| Tipul de unitate | Indicatorii | | | | | | | |
|------------------|---|---------------------------|--------------------------|--------------------|----------------|--------------|----------------|-----------------|
| | Debit m ³ /m ³ | CCO _{Cr} mg/l | CBO ₅ mg/l | Suspensii, mg/l | Lipide mg/l | Azot mg/l | Fosfor mg/l | Cloruri mg/l |
| Produse lactate | 15,0 | 8000 | 4200 | 2600 | 720 | 180 | 120 | 400 |
| Lapte și unt | 15,7 | 15100 | 6500 | 5200 | 2600 | 300 | 70 | 680 |
| Brânzeturi | 41,0 | 62500 | 30200 | 31400 | 4900 | 1600 | 650 | 14700 |

Caracteristicile apelor reziduale de la unitățile industriei alimentare

Pentru o întreprindere de colectare și industrializare a laptelui din țara noastră care prelucra zilnic 15 000 l lapte s-a constatat un consum de apă de 7 - 10 m³ la 1 000 l lapte și o evacuare de impurități organice (CBO₅) de 100 - 250 kg/zi.

Date fiind consumurile specifice de apă variabile și valorificarea inegală a produselor secundare, rezultă că efluentul total de ape uzate de la întreprinderile de prelucrare a laptelui prezintă o mare diversitate din punct de vedere a compoziției și de aceea nu se poate vorbi despre caracteristici medii ale acestui efluent, valabile pentru orice întreprindere, în schimb, prezintă interes unele date asupra compoziției apelor uzate formate din diferite operații de prelucrare a laptelui (tabel 2.7) [16], [142].

În afara componentelor organici menționați, în apele de la prelucrarea laptelui sunt prezente și elemente nutritive în diferite cantități: 30 mg/l azot, 2 - 3 mg/l fosfor (P₂O₅) și 3 - 4 mg/l potasiu (K₂O).

Tabelul 2.7 Compoziția apelor uzate formate din diferite operații de prelucrare a laptelui

| Proveniența apelor uzate | Reziduu la evaporare, mg/l | | Proteine, mg/l | Grăsimi, mg/l | Lactoză, mg/l | pH |
|--------------------------|----------------------------|----------------|----------------|---------------|---------------|------------|
| | total | după calcinare | | | | |
| Recepționarea laptelui | 1500 - 4600 | 500 - 1700 | 200- 1000 | 300- 1100 | 200 -1400 | 8,3 - 10,1 |
| Fabricarea untului | 400 - 7500 | 300 - 2100 | 20 - 2900 | 100- 600 | 20 - 1600 | 6,5 - 9,7 |
| Fabricarea brânzeturilor | 1200 -16200 | 400 - 2900 | 400 - 2000 | 300 - 500 | 100 -9400 | 4,3 - 7,9 |
| Apa uzată totală | 1200 - 3100 | 700 - 1800 | 340 - 380 | 240 - 350 | 350 - 920 | 7,4 - 9,4 |

Apele reziduale provenite din industria de prelucrare a laptelui și a produselor lactate acide pot fi încărcate microbiologic cu următoarele categorii de germeni patogeni și condiționat patogeni: *Salmonella typhi*, *S. paratyphi*, *Shigella*, *Stafilococi coagulazopozitivi(enterotoxici)*, *Mycobacterium tuberculosis*, *Brucella abortus*, *Brucella melitensis*, *bacilul antraxului*, *Escherichia coli*, *Proteus*, *Streptococcus pyogenes*, *Yersinia*

enterocolitica, virusul febrei aftoase, virusul turbării, virusul hepatitei epidemice, virusul poliomielitei, vibrionul holeric [4], [26].

2.1.3 Ape uzate provenite de la fabricarea conservelor de legume și fructe

Numeroasele legume și fructe utilizate în conserve implică tehnologii diferențiate pentru preparare, singurele procedee comune fiind cele de răcire și fierbere.

Apele uzate provin în general de la spălarea fructelor și a legumelor crude, de la operațiile de decojire și tăiere, de fierbere și sterilizare, de răcire a borcanelor sau a cutiilor de conserve, de spălarea instalațiilor și a spațiilor de producție, de spălarea borcanelor sau a cutiilor de conserve etc. Datele din literatură referitoare la debitele de ape uzate evacuate de la fabricile de conserve de fructe și legume sunt foarte variate, în general, ele indicând valori de 10 - 20 m³/t de produse; pentru cazul apelor uzate de la fabricarea conservelor de fructe, astfel de valori sunt redate în tabelul următor [7], [142].

Tabelul 2.8 Sursele și debitele specifice de ape uzate evacuate de la fabricarea conservelor de fructe

| Sursa (operația) | Debitul de ape uzate | | % din debitul total |
|-------------------------------|----------------------|-------------------|---------------------|
| | m ³ /h | m ³ /t | |
| Decojire | 4,66 | 0,18 | 2 |
| Spălarea prin pulverizare | 41,80 | 1,46 | 17 |
| Sortare, punere în cutii etc. | 11,30 | 0,46 | 5 |
| Exhaustare | 4,66 | 0,18 | 2 |
| Prelucrare | 2,28 | 0,09 | 1 |
| Răcirea cutiilor | 91,00 | 3,59 | 37 |
| Spălarea instalațiilor | 80,00 | 3,19 | 33 |
| Spălarea cutiilor | 7,45 | 0,27 | 3 |

În general, apele uzate sunt încărcate cu cantități mari de suspensii formate din pielețe, coji, resturi de fructe și legume, material pământos etc. Aceste ape au un conținut variabil de acizi, hidrați de carbon și materii albuminoide și un consum biochimic de oxigen ridicat. Materiile organice conținute sunt ușor degradabile, conținutul de azot și fosfor destul de scăzut încât pentru epurarea biologică este nevoie de adaosuri suplimentare [16].

Tabelul 2.9 Caracteristicile apelor reziduale din industria conservelor de fructe și legume

| Produsul | Volumul de ape reziduale m³/t | pH | Materii în suspensie mg/l | CBO₅ mg/l |
|-----------------|---|-----------|--------------------------------------|---------------------------------|
| Caise | 20,3-29,7 | - | 260 | 200-1000 |
| Cireșe | 19,5 | 6,2 | 20 | 750 |
| Ciuperci | 29,7 | - | 50-250 | 75-400 |
| Fasole | 21-25,7 | 7,6 | 60-85 | 160-600 |
| Mazăre | 9,8-26 | 4,7 | 272-400 | 380-4700 |
| Morcovi | 6,2-9,7 | 7,1 | 1850 | 520-3000 |
| Pepene galben | 9-20 | - | 790-2500 | 2850-6900 |
| Piersici | 22,3-37 | - | 600 | 1350 |
| Roșii (întregi) | 17-45 | 4,9 | 179-1200 | 180-3400 |
| Sfeclă roșie | 1,8-29,5 | 7,1 | 1600 | 1500-5500 |
| Spanac | 10-75 | 7,0 | 90-580 | 280-730 |
| Varză | 10-21,5 | 5,6 | 60-630 | 1400-6300 |
| Vișine | 6-20 | - | 20-600 | 700-2100 |

La evacuarea unor astfel de ape, fără epurare, apare o tendință accentuată de fermentare acidă. Uneori, conținutul de suspensii al apelor uzate de la fabricarea conservelor de legume și fructe afectează semnificativ calitatea cursului de apă receptor [11], [16].

2.1.4 Ape uzate provenite de la fabricarea băuturilor nealcoolice răcoritoare

Băuturile răcoritoare, care sunt în general, fie sucuri de fructe, fie ape saturate cu bioxid de carbon, nu produc ape uzate cu nocivități deosebite. Materiile prime din care se fabrică majoritatea băuturilor răcoritoare sunt: apă, zahăr, bioxid de carbon, acizi, arome, coloranți și săruri.

Cele mai importante operații sunt: curățirea, spălarea și sterilizarea sticlelor; umplerea sticlelor curate cu sirop și apă saturată cu bioxid de carbon.

Apele uzate provin în cea mai mare măsură de la spălarea sticlelor și recipientilor de înmagazinare, amestecare și filtrare a siropurilor. Din această cauză apa are un caracter alcalin și o încărcare cu materie organică exprimată printr-un consum biochimic de oxigen de ordinul a 2-3 kg/m³ băutură.

Caracteristicile apelor reziduale de la unitățile industriei alimentare

Apele sunt alcaline datorită antrenării de alcalii de la compartimentele de spălare a sticlelor. Efectele dăunătoare ale deversării apelor uzate sunt datorate unor debite mari, deversate la o încărcare organică asemănătoare cu cea a apelor menajere [16], [142].

Este interesant de remarcat că utilizarea etichetelor la sticle mărește mult cantitatea de materii în suspensie în apele uzate. Apele de la compartimentele de prespălare și spălare finală sunt deversate continuu, precum și apele de la descărcările intermitente ale compartimentelor cu soluție alcalină.

În tabelul 2.10 sunt prezentate, caracteristicile apelor uzate, precum și debitele specifice de ape evacuate de la trei fabrici de băuturi răcoritoare: *A*, *B* și *C*.

Tabelul 2.10 Caracteristicile apelor uzate de la fabricarea băuturilor răcoritoare

| Fabrica | Reacția pH | Alcalinitatea, | | CBO ₅ mg/1 | Materii în suspensie mg/1 | Debitul specific m ³ /m ³ | CBO, kg/m ³ | Materii în suspensie kg/m ³ |
|----------------|-------------|----------------|------------|--------------------------|---------------------------------|---|---------------------------|--|
| | | mg/1 | mg/1 | | | | | |
| <i>A</i> | 10,6 - 11,4 | 230 | 390 | 380 | 170 | 5,06 | 1,92 | 0,87 |
| <i>B</i> | 10,0-11,2 | 100 | 250 | 660 | 160 | 3,53 | 2,31 | 0,57 |
| <i>C Media</i> | 10,4-11,2 | 110 | 220 | 250 | 340 | 12,80 | 3.14 | 4,32 |
| | - | 150 | 290 | 430 | 220 | 7,14 | 2,45 | 1,92 |

2.1.5 Ape uzate provenite de la fabricarea uleiurilor vegetale

La fabricarea uleiurilor vegetale se formează ape uzate, în special, în procesele de rafinare acidă sau alcalină la care se adaugă ape de condens.

Apele uzate conțin uleiuri, emulsii de grăsimi, materii azotoase etc., provocând deficit de oxigen în cursul de apă receptor. Grăsimile și uleiurile conținute formează pelicule la suprafața apei care împiedică transferul de oxigen [40].

Unii cercetători susțin că la spălarea unei tone de ulei vegetal pe zi se formează aproximativ 0,9 m³ ape de spălare și 0,17 m³ ape acide, alții precizează că la fabricarea uleiurilor comestibile sunt necesari circa 0,1 m³ apă/t ulei. Apele de la spălarea rezervoarelor de grăsimi alimentare au un conținut de 5 g/l grăsimi și pH = 9-10. Temperatura de descărcare a apelor uzate de la uleiuri este ridicată 80-90°C [23], [142].

Caracteristicile apelor reziduale de la unitățile industriei alimentare

De la fabricarea margarinei se formează ape uzate, care sunt asemănătoare cu cele evacuate de la fabricile de produse lactate. La fabricarea unei tone de margarină se evacuează circa 10 -20 m³/zi apă uzată, din care circa 0,06 m³ este apă consumată în procesul de rafinare, 0,02 m³ - în procesul producerii emulsiei, restul fiind ape de spălare și răcire.

Cele mai poluate ape provin de la fabricarea emulsiei - de la vâlțuire și presare - deoarece conțin uleiuri, grăsimi și resturi de lapte degresat, având CCO_{Mn} > 1 000 mg/l, conținutul în grăsimi (în apa uzată brută) de 1 - 4 g/l și pH = 6,5-7.

2.1.6 Ape uzate generate la fabricarea amidonului

Apele reziduale de la fabricarea amidonului din cartofi sunt:

- ape de spălare și transport a cartofilor, care conțin materii nisipoase și particule de pământ în proporție de 5-20% din greutatea tuberculilor, elemente solubile ale cartofilor într-o diluție foarte mare și într-o cantitate mai mică, particule fine de pulpă și granule de amidon;
- ape tehnologice ce conțin ape cu pulpă, cu cantități mari de substanțe organice, în stare solubilă sau insolubilă și cantități mici de săruri minerale, compuși cu potasiu și fosfor;
- ape de spălare a amidonului și ape de condens [142].

La fabricarea amidonului din cartofi sau din porumb se produc cantități mari de ape uzate, cu suspensii de 1000 - 4000 mg/dm³, pH în general acid și un consum biochimic de oxigen de 3000 - 4000 mg/dm³ (tabel 2.11).

Tabelul 2.11 Caracteristicile apelor reziduale de la fabricarea amidonului

| Indicatori | Amidon din: | | |
|--|-------------|-----------|-----------|
| | porumb | cartofi | grâu |
| Volum ape reziduale, m ³ /t | 6,5 | 16 | 7,8 |
| pH-ul | 4,5-5,0 | 5-6 | 3,4-4,7 |
| Materii în suspensie, mg/l | 800 | 1000-1500 | 100-2600 |
| Reziduu fix, mg/l | 6000-15000 | 1000-5400 | 4750-6200 |
| CBO ₅ , mg/l | 6000-12000 | 1000-2000 | 4500-6900 |
| Azot total, mg/l | 300 | 400 | 200-300 |

Apele uzate au tendința de fermentare acidă, favorizând dezvoltarea rapidă a ciupercilor, consumă foarte repede oxigenul din apa receptorului, permițând fenomene de descompunere anaerobă cu formare de hidrogen sulfurat. Apele uzate de la fabricarea amidonului din cartofi formează o spumă persistentă la contactul cu aerul [16], [40], [142].

2.1.7 Ape uzate generate la fabricarea alcoolilor de fermentație

Cantitatea și caracterul apelor uzate formate la fabricarea prin fermentație a produselor alcoolice depinde în foarte mare măsură de felul materiei prime și de produsul fabricat, dar și de tehnologia utilizată. În general, apele uzate au ca efect, la vărsarea în emisar, o rapidă consumare a oxigenului, urmată de fermentare anaerobă acidă cu producere de mirosuri neplăcute și de dezvoltare a ciupercilor [11], [16], [40].

2.1.8 Ape uzate de la fabricarea spirtului și drojdiilor

Cantitatea și caracterul apelor reziduale formate la fabricarea alcoolului etilic de fermentație depinde în mare măsură de felul materiei prime și de tehnologia utilizată.

Efectul pe care aceste ape îl produc asupra receptorului, prin deversare, este o consumare rapidă a oxigenului, urmată de o fermentare anaerobă acidă. Temperatura amestecului de ape de spălare și răcire evacuate de la secția spirt variază între 26-35°C, iar pH-ul are valori cuprinse între 6,5-6,7. Astfel, aceste ape au un caracter acid (pH 4-5) și conțin în stare dizolvată dextrine, zaharuri, rășini, gume, acizi organici.

Încărcarea organică destul de mare a borhotului rezidual de la distilarea spirtului, temperatura ridicată (92-98°C) produce consumarea oxigenului din emisar, cu degajare de mirosuri neplăcute și dezvoltare de ciuperci [16], [40].

Procesul de obținere a drojdiilor utilizează numeroase materii prime și produc ape uzate diferențiate în funcție de materia primă și tehnologie, dar având unele caracteristici comune. Apele reziduale provenite din diferite faze ale fabricării drojdiei au temperaturi cuprinse în domeniul 15-35°C.

Tabelul 2.12 Caracteristicile apelor reziduale din industria spirtului și drojdiei

| Indicatori | Unități de măsură | Ape reziduale din industria | | | |
|------------------|-------------------|-----------------------------|-------------------------|--------------------------------|---------------|
| | | spirtului | | drojdiei | |
| | | de la fermentare | de spălare și transport | după prima separare a drojdiei | final |
| Culoare | | | - | galben închis | galben închis |
| pH | | 6,4 | 7,05-7,21 | 6 | 4,1 |
| Reziduu uscat | mg/l | 25510 | 540-2450 | 9178 | 1696 |
| CBO ₅ | mg/l | 42340 | 1200 | 8300 | 1100 |
| Azot total | mg/l | - | - | 271 | 42 |
| Sulfați | mg/l | - | - | 938 | 113 |

2.1.9 Apele reziduale provenite din industria zahărului

În urma fabricării zahărului din sfeclă rezultă mai multe tipuri de ape reziduale caracteristice diferitelor faze ale procesului tehnologic. Cele mai importante din punct de vedere cantitativ și calitativ sunt apele reziduale de la transport și spălare, apele reziduale de la difuzie și presare și apele de condens.

Apele de la transport și spălare au un conținut foarte ridicat de materii în suspensie, ce constă în principal din pământ aderent și din substanțe organice dizolvate provenite de la sfeclă și frunze. Apele de la difuzie și presare sunt bogate în materii organice dizolvate și coloidale și conțin cantități mari de nutrienți.

Tabelul 2.13 Caracteristicile apelor reziduale din industria zahărului

| Indicatori | Ape reziduale de la | | |
|----------------------------|----------------------|--------------------|------------|
| | transport și spălare | difuzie și presare | purificare |
| Volum, m ³ | 5-11 | 1,4-2,0 | 4-5 |
| Materii în suspensie, mg/l | 400-800 | 150 | 450 |
| CBO ₅ , mg/l | 200-300 | 1250 | 1420 |
| CCO, mg/l | 125-2000 | 850 | 1000 |
| Azot total, mg/l | 90-2000 | 15000-25000 | 50-250 |
| Fosfor, mg/l | 10-250 | | |

Apele reziduale de condens sau de la purificare ajung calde în cursurile de apă receptoare. Deversarea acestor ape într-un emisar produce înămolirea acestuia, iar consumul accelerat de oxigen în zona de vărsare, datorită temperaturii ridicate a apelor reziduale, duce la dispariția oxigenului. De asemenea, s-a constatat mortalitatea excesivă a peștilor, produsă în special de efectul toxic al saponinelor rezultate de la difuzie, presare și datorită consumului de oxigen [142].

2.1.10 Ape uzate de la fabricarea berii

Industria berii este un sector tradițional în cadrul industriei agro-alimentare având o valoare economică importantă în cadrul acesteia, producția anuală de bere în anul 2004, atingând 1,34 miliarde hectolitri.

Berea este a cincea cea mai consumată băutură în lume după ceai, băuturi carbogazoase, lapte, respectiv cafea, continuând a fi o băutură populară. Consumul anual în lume este de 23 de litri pe persoană într-un an, România situându-se, în anul 2007, pe locul 11 cu un consum mediu de 73 l/loc.an [63].

În ciuda popularității acestei băuturi, industria berii prezintă o neomogenitate, 50% din producția mondială de bere fiind dată de 10 companii care dețin fabrici peste tot în lume. Aceste companii multinaționale precum Anheuser-Bush sau Interbrew au o producție de peste 100 milioane hectolitri pe când fabricile locale abia ating anual o producție de 1000 hectolitri anual (tabelul 2.14).

În Uniunea Europeană pentru anul 2004 s-au înregistrat în jur de 1800 de fabrici de bere, acestea având aproximativ 110 mii de angajați, producând o cantitate de $344 \cdot 10^5 \text{ m}^3$, cu un venit estimat de peste $8800 \cdot 10^6 \text{ €}$ (The Brewers of Europe, 2004).

Cea mai importantă caracteristică a apelor reziduale provenite de la fabricile de bere este varietatea mare de concentrații a substanțelor reziduale precum și volumul de ape reziduale. Această fluctuație este cauzată de alternarea fazelor de producție în cadrul procesului de fabricare precum și de necesarul de apă folosit la faza respectivă, unele având nevoie de cantități importante de apă, iar altele mai puțin: de exemplu, prelucrarea materiilor prime, prepararea mustului de fermentație, filtrarea, îmbutelierea etc.

Tabelul 2.14 Producția mondială de bere -Top 10 producători

| Zona geografică | Primii 10 producători mondiali | Producție în 10⁶ hl | Procentaj din piața de desfacere (%) |
|------------------------|---------------------------------------|---------------------------------------|---|
| America | Anheuser-Bush USA | 155 | 11.7 |
| SUA | Interbrew Bel | 90 | 6.8 |
| Mexic | Heineken NTL | 88 | 6.7 |
| Brazilia | Ambev BRA | 63 | 4.8 |
| Europa | SAB SA | 60 | 4.5 |
| Germania | Carlsberg DAN | 54 | 4.1 |
| Rusia | Miller USA | 52 | 3.9 |
| UK | Scottish&Newcastle UK | 37 | 2.8 |
| Asia | Modelo MEX | 36 | 2.7 |
| China | Kirin JAP | 35 | 2.6 |
| Total | | 670 | 50.7 |

În general cantitatea de apă consumată pentru obținerea berii este de 4,7 m³ apă la 1 m³ de bere (Carlsberg 2005), dar important de subliniat este și faptul că rata de producere a apei reziduale este de 1,2-2 m³ apă reziduală la 1 m³ de bere, acest fapt fiind datorat evaporăției, precum și pierderii unor cantități însemnate de apă în produsele secundare [7], [34].

Efluenții de la procesele individuale în cadrul fabricii variază mult atât din punct de vedere al concentrației cât și al componenței. De exemplu, spălarea ambalajelor destinate îmbutelierii berii produce o cantitate mare de apă reziduală, dar încărcătura organică a acesteia constituie o parte minoră a totalului de apă reziduală provenită de la fabrică [53].

Efluenții de la fabricile de bere au de obicei un conținut organic ușor biodegradabil fiind constituiți în cea mai mare parte din zahăr, amidon solubil, etanol, acizi grași volatili. Pe lângă aceste reziduuri ușor biodegradabile, apa reziduală conține și reziduuri solide precum resturi de semințe de la cerealele folosite în proces, kiselgur, tescovină, drojdie neutilizată, bucăți rupte de ambalaj (sticlă sau aluminiu), bucăți de carton [19].

Tabelul 2.15 Caracteristici tipice efluenților din industria berii [129]

| Parametru | Unitate de măsură | Compoziția efluentului | Repere tipice ale fabricilor de bere |
|-------------------------|--------------------------|-------------------------------|---|
| Flux | | | 2-8 hl efluent/ hl bere |
| CCO_{Cr} | mg/l | 2000-6000 | 0,5-3 kg CCO _{Cr} /hl bere |
| CBO₅ | mg/l | 1200-3600 | 0,2-2 kg CBO ₅ /hl bere |
| MTS | mg/l | 200-1000 | 0,1-0,5 kg MTS/hl bere |
| T | °C | 18-40 | |
| pH | - | 4,5-12 | |
| N_t | mg/l | 25-80 | |
| P_t | mg/l | 10-50 | |

2.1.10.1 Formarea apelor reziduale de la fabricile de bere

Malțul este umectat în aparate de îmbibare, apoi este înmuiat cu apă caldă, în vederea obținerii unui extract mai bogat în maltoză și dextrină.

Malțul înmuiat este separat într-un bazin de sedimentare sau cu filtre presă de reziduu în suspensie de la înmuiere și de albumine, celuloze etc. Mustului limpezit i se adaugă apoi, hamei, în cazane de must, se fierbe, pentru a distruge enzimele și a precipita albuminele.

Formarea apelor uzate în procesul de fabricare a berii se realizează astfel:

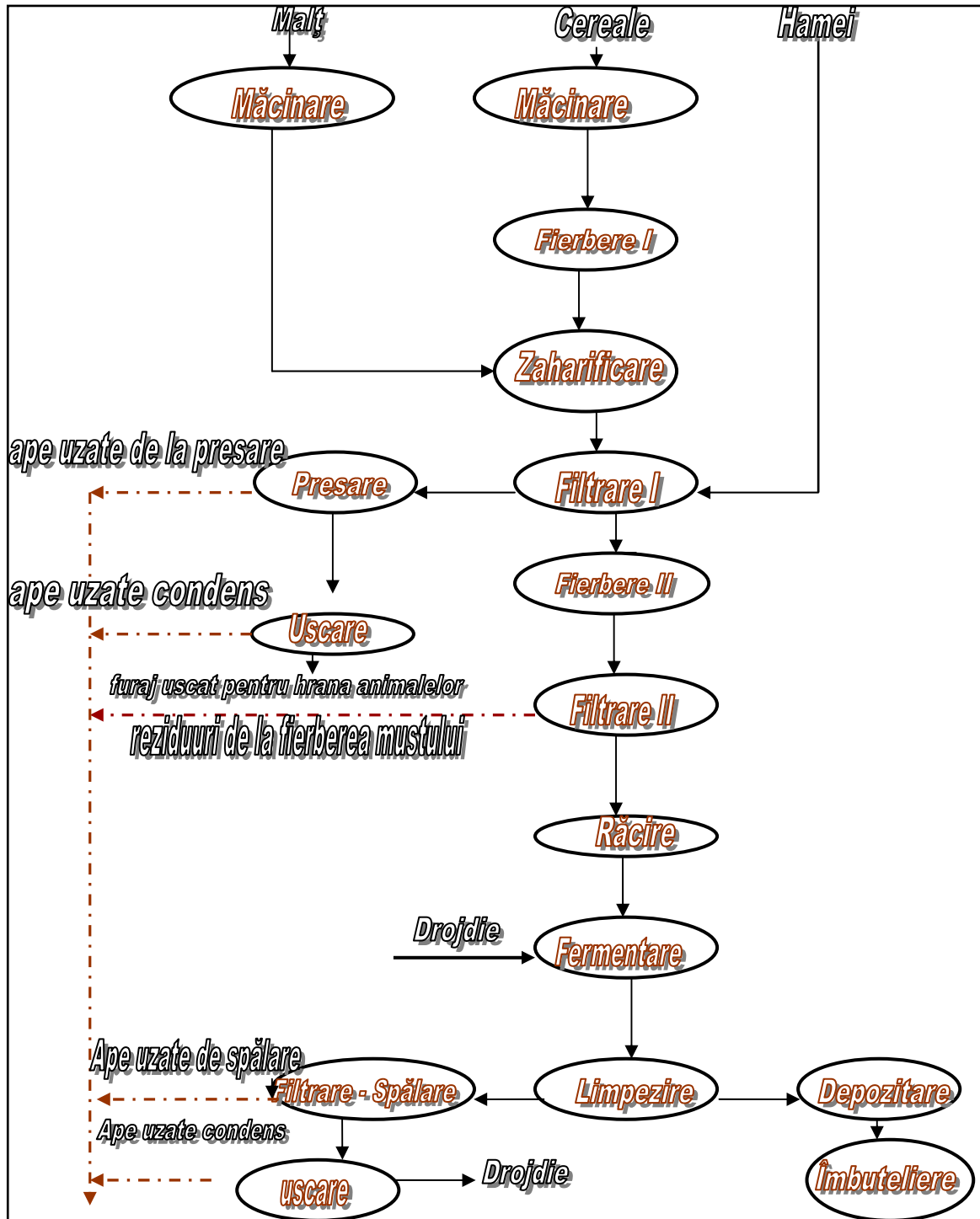


Figura 2.1 Schema procesului de fabricare a berii

În fabricile de bere care nu au și fabrică de malț, efluenții de la borhot și drojdiile de hamei, de la fabricarea mustului, formează primele ape concentrate. Curățarea diferitelor bazine, rezervoare, butoaie, sticle etc., produc mari cantități de apă de spălare mai mult sau mai puțin poluate [40].

La o fabrică de bere din Berlin, fără mălțarie, evacuarea de apă uzată era de 1,7 – 2,4 m³/hl de bere, la fabricile de bere cu mălțarie, volumul de apă evacuată era de 3,3 m³/hl de bere. După unele date americane, evacuarea totală de ape uzate din fabricile de bere fără mălțarie este de circa 1,7 m³/hl bere [129].

2.1.10.2 Caracteristicile apelor uzate provenite din industria berii

Volumele de ape reziduale produse la fabricarea berii oscilează între 3-5 și 40-60 ori producția de bere exprimată în hectolitri; în această categorie intră și fabricile complexe bere-malț, ca și cele care nu au fabrici de malț.

În cazul unei fabrici de bere de importanță medie (fără fabrică de malț) și un consum total de apă de ordinul a 800 m³/zi, 23,25 % sunt ape provenite de la secțiile de fierbere, fermentare, crămă, pivnițe etc., și 65,5 % erau ape de răcire, restul rămânând pentru prepararea mustului sau se pierde prin evaporare.

În funcție de gradul de recuperare a reziduurilor din apele uzate precum și de tehnologia de fabricație, indicatorii specifici de impurificare pe unitatea de produs variază, între limitele: CBO₅ = 0,3 - 1,1 kg/hl bere produs; MTS = 0,1 – 1,1 s.u./hl bere produs.

Datorită conținutului mare de substanțe organice degradabile și a germenilor de fermentare antrenați, apele uzate concentrate în special, dar și cele de spălare și clătire suferă o descompunere rapidă însoțită de acidulare și degajare de mirosuri [3], [169].

În tabelele 2.16 – 2.18 sunt redate caracteristicile apelor uzate provenite de la diverse fabrici de bere.

Tabelul 2.16 Caracteristicile apelor uzate generate de fabricile de bere [129]

| Felul apei uzate | Cantitatea de apă reziduală evacuată/hl bere | CBO ₅ mediu, mg/l | Proporția față de poluarea totală |
|---|--|------------------------------|-----------------------------------|
| Lichid la presarea boabelor | 1,8-3,0 | 15000 | 3,5 |
| Lichid de la presarea resturilor de hamei | 1,2 | 7340 | 1,1 |
| Apă de spălare a filtrului de plămădă | 8,0 | 4930 | 4,6 |
| Apă de spălare a drojdiei | 1,5 | 7400 | 1,3 |
| Filtrat de la separarea drojdiei | 1,5 | 69000 | 13,3 |
| Apă de spălare a instalațiilor, pierderi de bere, ape de răcire, ape menajere | - | - | - |
| Efluent total | 1500 | 660 | 100 |

În următorul tabel este redată compoziția apelor uzate provenite de la fabrici de bere din München:

Tabelul 2.17 Principalii parametri ai unor fabrici de bere din Munchen [129]

| Valori | Materii decant. mg/dm ³ | pH | CBO ₅ , mg/dm ³ | Oxidabilitate, KMnO ₄ , mg/dm ³ | | Materii în suspensie, mg/dm ³ | | Reziduu uscat, mg/dm ³ | |
|--------|------------------------------------|-----|---------------------------------------|---|--------------|--|--------------------|-----------------------------------|--------------------|
| | | | | Ape brute | Ape filtrate | Total | Pierdere calcinare | Total | Pierderi calcinare |
| Medii | 4,56 | 7,9 | 611,4 | 340 | 189 | 303,6 | 253,8 | 913,7 | 591,8 |
| Max. | 88,0 | 9,0 | 8830 | 4480 | 2880 | 5885 | 5630 | 13020 | 12532 |
| Min. | 0 | 5,1 | 1 | 21,6 | 12,8 | 0 | 0 | 280 | 44,8 |

Caracteristicile apelor uzate de la câteva fabrici de bere din SUA sunt prezentate în tabelul următor.

Tabelul 2.18 Caracteristicile apelor uzate a unor fabrici de bere din SUA [129]

| Indicator | Localitatea unde se găsește fabrica | | | |
|-------------------------|-------------------------------------|------------|------------|---------|
| | Chicago | Louisville | Manchester | Houston |
| CBO ₅ , mg/l | 1200 | 419 | 1028 | 858 |
| Suspensii, mg/l | 650 | 244 | 305 | 411 |
| Azot total, mg/l | 50 | - | 24 | - |
| pH | 6,1 | 7,4 | 5,5 | - |

CAPITOLUL III. TEHNOLOGII DE EPURARE A APELOR REZIDUALE

3.1 Metode de epurare

Procesele de epurare a apelor reziduale menajere și industriale, având o aplicabilitate de peste 100 ani, au apărut ca o necesitate privind protecția emisarilor și a așezărilor urbane împotriva poluării.

Tocmai de aceea, evacuarea apelor reziduale în emisari trebuie astfel făcută încât să nu afecteze folosirea ulterioară a acestora. Calitatea apelor evacuate depinde de tehnologiile de epurare adoptate, iar stabilirea acestora se face în funcție de caracteristicile fizice, chimice, biologice și bacteriologice ale apelor reziduale și ținând cont de categoriile de calitate ale emisarilor.

Categoriile de calitate ale apelor de suprafață, în România, sunt reglementate de Ordinul 1146 din 10 decembrie 2002, astfel [224]:

Tabelul 3.1 Valorile limită corespunzătoare fiecărei clase de calitate a apelor de suprafață

| Valori limită pe clase | U.M. | Clasa de calitate | | | | |
|---------------------------|------|-------------------------|------|------|-----|------|
| | | I | II | III | IV | V |
| Indicatori fizici | | | | | | |
| Temperatura | °C | Nu se normează | | | | |
| pH | | Cuprins între 6,5 - 8,5 | | | | |
| Regimul oxigenului | | | | | | |
| Oxigen dizolvat | mg/l | 7 | 6 | 5 | 4 | <4 |
| CBO ₅ | mg/l | 3 | 5 | 10 | 25 | >25 |
| CCO-Mn | mg/l | 5 | 10 | 20 | 50 | >50 |
| CCO-Cr | mg/l | 10 | 25 | 50 | 125 | >125 |
| Nutrienți | | | | | | |
| Amoniu $N-NH_4^+$ | mg/l | 0,2 | 0,3 | 0,6 | 1,5 | >1,5 |
| Azotiți | mg/l | 0,01 | 0,06 | 0,12 | 0,3 | >0,3 |
| Azotați | mg/l | 1 | 3 | 6 | 15 | >15 |

Tehnologii de epurare a apelor reziduale

Tabelul 3.1 Valorile limită corespunzătoare fiecărei clase de calitate a apelor de suprafață

| Valori limită pe clase | U.M. | Clasa de calitate | | | | |
|---|------|-------------------|------|------|------|-------|
| | | I | II | III | IV | V |
| Azot total <i>N</i> | mg/l | 1,5 | 4 | 8 | 20 | >20 |
| Ortofosfați <i>P-PO₄³⁻</i> | mg/l | 0,05 | 0,1 | 0,2 | 0,5 | >0,5 |
| Fosfor total <i>P</i> | mg/l | 0,1 | 0,2 | 0,4 | 1 | > 1 |
| Clorofila „a” | μg/l | 25 | 50 | 100 | 250 | >250 |
| Ioni generali, salinitate | | | | | | |
| Reziduu filtrabil uscat la 105° | mg/l | fond | 500 | 1000 | 1300 | 1300 |
| Sodiu <i>Na⁺</i> | mg/l | fond | 50 | 100 | 200 | >300 |
| Calciu <i>Ca²⁺</i> | mg/l | 75 | 150 | 200 | 300 | >300 |
| Magneziu <i>Mg²⁺</i> | mg/l | fond | 25 | 50 | 100 | >100 |
| Fier total | mg/l | fond | 0,1 | 0,3 | 1,0 | > 1,0 |
| Mangan total | mg/l | fond | 0,05 | 0,1 | 0,3 | >0,3 |
| Cloruri <i>Cl</i> | mg/l | fond | 100 | 250 | 300 | >300 |
| Sulfati <i>SO₄²⁻</i> | mg/l | 80 | 150 | 250 | 300 | >300 |
| Metale (fracțiune dizolvată) | | | | | | |
| Zinc <i>Zn²⁺</i> | μg/l | fond | 5 | 10 | 25 | >25 |
| Cupru <i>Cu²⁺</i> | μg/l | fond | 5 | 4 | 8 | >8 |
| Crom total <i>Cr³⁺,Cr⁶⁺</i> | μg/l | fond | 2 | 4 | 10 | > 10 |
| Plumb <i>Pb²⁺</i> | μg/l | fond | 1 | 2 | 5 | >5 |
| Cadmiu <i>Cd²⁺</i> | μg/l | fond | 0,1 | 0,2 | 0,5 | >0,5 |
| Mercur <i>Hg²⁺</i> | μg/l | fond | 0,1 | 0,15 | 0,3 | >0,3 |
| Nichel <i>Ni²⁺</i> | μg/l | fond | 1,0 | 2,0 | 5,0 | >5,0 |
| Metale (concentrație totală) | | | | | | |
| Zinc <i>Zn²⁺</i> | μg/l | fond | 100 | 200 | 500 | >500 |
| Cupru <i>Cu²⁺</i> | μg/l | fond | 20 | 40 | 100 | >100 |
| Crom total <i>Cr³⁺Cr⁶⁺</i> | μg/l | fond | 50 | 100 | 250 | >250 |
| Plumb <i>Pb²⁺</i> | μg/l | fond | 5 | 10 | 25 | >25 |
| Cadmiu <i>Cd²⁺</i> | μg/l | fond | 1 | 2 | 5 | >5,0 |
| Mercur <i>Hg²⁺</i> | μg/l | fond | 0,1 | 0,2 | 0,5 | >0,5 |
| Nichel <i>Ni²⁺</i> | μg/l | fond | 50 | 100 | 250 | >250 |
| Arsen <i>As²⁺</i> | μg/l | fond | 5 | 10 | 25 | >25 |
| Substanțe toxice organice | | | | | | |
| Fenoli | μg/l | fond | 1 | 20 | 50 | >50 |
| Detergenți anionici activi | μg/l | fond | 500 | 750 | 1000 | >1000 |
| AOX | μg/l | 10 | 50 | 100 | 250 | >250 |
| Hidrocarburi petroliere | μg/l | fond | 100 | 200 | 500 | >500 |
| Lindan (γ-HCH) | μg/l | 0,05 | 0,1 | 0,2 | 0,5 | >0,5 |
| pp ¹ DDT | μg/l | 0,001 | 0,01 | 0,02 | 0,05 | >0,05 |

Tehnologii de epurare a apelor reziduale

Tabelul 3.1 Valorile limită corespunzătoare fiecărei clase de calitate a apelor de suprafață

| Valori limită pe clase | U.M. | Clasa de calitate | | | | |
|------------------------|------|-------------------|-----|-----|-----|-------|
| Atrazin | μg/l | 0,02 | 0,1 | 0,2 | 0,5 | >0,5 |
| Triclorometan | μg/l | 0,02 | 0,6 | 1,2 | 1,8 | > 1,8 |
| Triclorețan | μg/l | 0,02 | 1 | 2 | 5 | >5 |
| Tetraclorētan | μg/l | 0,02 | 1 | 2 | 5 | >5 |

Principalele criterii de luat în considerare la alegerea metodologiei și tehnologiei de epurare a apelor reziduale:

- trebuie să fie ieftine atât în ceea ce privește valoarea exploatării cât și a investiției;
- să fie cât mai simple în exploatare și funcționare;
- să fie aplicabile atât la scară mică cât și mare;
- amplasarea lor să nu deranjeze populația din jur;
- o eficiență mare în ceea ce privește controlul mediului înconjurător;
- o maximă recuperare și refolosire a substanței poluante;
- să conducă la împiedicarea producerii de deșeuri sau cel puțin la o intensă reducere;
- nu trebuie să necesite diluarea poluanților cu apă curată.

Coroborând diferitele metode de epurare a apelor reziduale cu criteriile expuse anterior pot fi prezentate unele criterii specifice:

A. Sistemul este necesar să asigure o eficiență suficientă pentru reducerea diferitelor categorii de reactanți cum ar fi: substanțe organice biodegradabile, suspensii, compuși cu azot (organici și anorganici), germeni patogeni, fosfor;

B. Metoda să permită o cât mai mare stabilitate în funcționare chiar și în condiții de întrerupere a energiei, a șocurilor calitative și cantitative etc;

C. Sistemul trebuie să aibă o mare flexibilitate putând fi extins ca debit necesar a fi preluat, dar și ca posibilități de mărire a eficienței de epurare;

D. Suprafața de teren ocupată să fie cât mai mică (mai ales în lipsa unui teren disponibil);

E. Sistemul trebuie să fie cât mai puțin complex, ca mod de exploatare, întreținere și control, la un astfel de nivel, încât buna sa performanță să nu depindă de prezența continuă a unui număr mare de personal calificat;

F. Numărul de trepte a sistemului de epurare să fie cât mai mic;

G. Durata de viață a sistemului trebuie să fie cât mai lungă;

H. Funcționarea instalațiilor să nu genereze probleme legate de depozitarea nămolului, mirosuri neplăcute etc.

I. Este necesară asigurarea recuperării subproduselor care pot fi utilizate la irigare, ca supliment nutritiv pentru sol, etc [144].

3.2 Sisteme clasice de epurare

Dezvoltarea accelerată a tehnologiilor casnice, diversificarea industriilor în ultimii ani a dus la accentuarea poluării chimice, biologice, bacteriologice, ceea ce a determinat adoptarea unor tehnici și tehnologii de epurare cât mai eficiente.

În urma activităților umane apele se impurifică, iar deversarea acestora în emisari fără o prealabilă epurare duce la schimbarea compoziției și reduce capacitatea lor de folosință.

Caracteristicile apelor reziduale variază în funcție de proveniență: menajere sau industriale. Apele reziduale menajere conțin, după Imhoff, cca 42% substanțe minerale și 58% substanțe organice.

Epurarea apelor reziduale constituie ansamblul de măsuri și procedee prin care impuritățile de natură minerală, organică, bacteriologică conținute în apele reziduale sunt reduse sub limitele admise, astfel încât să nu afecteze calitatea mediului înconjurător.

Procesele de epurare pot fi de natură fizică, chimică, biologică sau combinate. Gradele de epurare impuse de normele de protecție a mediului se pot obține doar dacă aceste metode sunt combinate [76], [183].

Metodele clasice sau convenționale utilizate în epurarea apelor reziduale se pot grupa în două categorii:

- mecano - chimice, au ca scop reținerea materiilor în suspensie;
- mecano - biologice, ce au ca scop reducerea impurităților organice;
- avansate.

De asemenea, nămolul generat trebuie prelucrat prin procedee fizice și biologice, neglijarea acestuia conducând la anularea efectului realizat asupra mediului înconjurător de procedeele de epurare a apei [7].

Tehnologiile de epurare se bazează pe reținerea materiilor în suspensie și reducerea compușilor pe bază de carbon, azot, fosfor utilizând metode mecanice, mecano-chimice și biologice; aceste procese se combină în cazul unui anumit procedeu sau în diferite

procedee, ceea ce permite obținerea unor eficiențe ridicate de epurare, precum și posibilitatea eșalonării investițiilor necesare execuției stației de epurare.

Procesele chimice intervin în cazul dezinfectării apelor reziduale în compoziția cărora predomină bacterii patogene sau la eliminarea substanțelor în suspensie, coloidale și dizolvate cu ajutorul substanțelor chimice.

Pentru eliminarea din apele reziduale a substanțelor organice în stare de soluție, acționează procesele chimice în paralel cu cele biologice, constituind așa numitele procese de natură biochimică. Procesele biologice care intervin la epurarea apelor reziduale sunt procese aerobe, condiționate fiind de existența microorganismelor aerobe a căror activitate de oxidare și mineralizare a substanțelor organice depinde de realizarea unui mediu aerob definit de existența oxigenului furnizat de atmosferă sau de apă. Cele mai importante produse ale oxidării substanțelor organice sunt bioxidul de carbon (CO_2), oxizi de azot și oxizi de sulf, iar CO_2 se degajă parțial în atmosferă.

Procesele biologice utilizate la stabilizarea depunerilor organice (nămoluri) rezultate din epurarea apelor reziduale sunt procese biologice anaerobe care folosesc, în activitatea microorganismelor oxigenul legat chimic de azot din nitriții și nitrații existenți în nămoluri. Aceste procese se realizează în bazine de fermentare a nămolurilor (metantancuri, decantoare cu etaj etc.)

3.2.1 Preepurarea apelor reziduale

Epurarea apelor reziduale, indiferent de procedeele folosite, cuprind două mari grupe de operații:

- reținerea substanțelor poluante sau a celor ce pot fi valorificate ulterior având ca rezultat final, obținerea apei epurate ce poate fi reintrodusă în circuitul natural;
- prelucrarea depunerilor rezultate din epurarea apelor.

În cazul în care apele reziduale conțin materii în suspensie și flotabile de dimensiuni mari, ca bucăți de lemn, hârtie, resturi animale și vegetale etc., acestea trebuie reținute, prin procese fizice, folosind în acest scop construcții și instalații a căror alcătuire diferă în funcție de mărimea suspensiilor reținute.

Operația de reținere din apele reziduale a compușilor și a impurităților de dimensiuni mari, se numește degrosirea apelor și se referă la procesele fizice ce au loc în grătare, deznisipatoare și separatoare de grăsimi.

Variații ale debitului de apă evacuată, prezența unor materii în suspensie de dimensiuni variabile, modificarea tehnologiei de producție în cursul anului etc. conduc la necesitatea adoptării unor procedee de preepurare a apelor reziduale, vizând în principal:

- reținerea materiilor în suspensie de dimensiuni mari și medii;
- reținerea grăsimilor, uleiurilor și a altor substanțe grase;
- uniformizarea debitului și a concentrațiilor de impurificatori.

Metoda uzuală pentru îndepărtarea solidelor grosiere este trecerea apei prin grătare metalice cu spații între bare adecvate și prin site; în unele situații de scheme de epurare, această operație se numește epurare preliminară. Procedeele de pretratare aplicate în funcție de caracteristicile specifice ale sursei de apă reziduală creează multiple avantaje tehnico-economice procesului de epurare propriu-zis; în cazul evacuării în rețelele de canalizare ale centrelor populate pot satisface exigențele cerute de normativele în vigoare.

3.2.2 Epurarea biologică a apelor reziduale

Epurarea biologică sau secundară a apelor reziduale are în vedere îndepărtarea substanțelor organice ușor degradabile. Corectarea proceselor intime și a mecanismelor au condus la concepția actuală că epurarea biologică a apelor reziduale nu este o operație unică, ci o combinație de operații intercorelate, ca procese de coagulare și floculare a coloizilor și pseudocolizilor, procese de oxidare a substanțelor organice, procese de nitrificare a compușilor cu azot. Toate aceste procese se realizează în prezența unei cantități suficiente de aer și a unei culturi de bacterii și microorganisme.

Epurarea biologică a apelor reziduale se poate realiza prin procedee naturale (câmpuri de irigații, câmpuri de infiltrație, iazuri biologice) și artificiale (biofiltre, bazine cu nămol activ, șanțuri de oxidare) [76].

Tendința actuală pe plan mondial este de a adopta procedee de epurare biologică artificială care, deși se realizează cu consum de energie, sunt mai compacte, țin seama de protecția mediului înconjurător, iar durata procesului este mult mai scurtă.

Epurarea biologică a apelor reziduale industriale sau în amestec cu ape reziduale menajere impune cunoașterea caracteristicilor fizico-chimice ale acestora, întrucât prezența unor substanțe organice biorezistente, a unor substanțe toxice sau inhibitoare, limitează domeniul de aplicare și eficiența procesului.

Pentru apele reziduale industriale orice material care intervine în procesul tehnologic poate deveni o impuritate în apele reziduale. Tratabilitatea apelor reziduale poate fi exprimată prin îndepărtarea substanțelor organice asimilabile din apă sau prin îndepărtarea substanțelor organice totale [56].

O primă indicație asupra tratabilității se poate obține din valoarea raportului CBO₅/CCO. Valorile raportului între 0,5 și 1 indică o bună tratabilitate, un raport inferior necesită adaptarea florei la apa reziduală dată, raportul de 0,1-0,2 indică netratabilitatea. Raportul dintre încărcarea organică și sărurile nutritive trebuie să respecte în general raportul CBO:N:P = 100:5:1.

Bacteriile aerobe asimilează o parte din materia organică, dar insuficientă pentru ca efluenții stațiilor de epurare să îndeplinească condițiile de calitate impuse de legislația în vigoare.

Stațiile de epurare realizate în sistem clasic, chiar dacă funcționează la parametrii proiectați nu pot asigura reducerea/ eliminarea tuturor poluanților din ape și în special a nutrienților [77].

Epurarea avansată reprezintă ansamblul de mecanisme de epurare, bazate pe o serie de microorganisme și reactivi, capabile să elimine sau să reducă substanțele poluante ce nu pot fi descompuse prin procedee clasice de epurare. Metodele moderne se bazează pe reducerea compușilor carbonului, azotului și fosforului din apele reziduale, utilizând procese aerobe și anaerobe, procese care asigură o rată mai mare de îndepărtare a poluării [76].

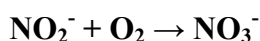
Epurarea biologică avansată a apelor reziduale se poate împărți în următoarele grupe:

- eliminarea prin descompunere a substanțelor organice cu ajutorul bacteriilor aerobe;
- oxidarea combinațiilor anorganice ale azotului (NH₄⁺, NO₂⁻) prin transformarea lor în nitrați – nitrificare;

În prima fază are loc oxidarea amoniului la nitrit, sub acțiunea bacteriilor autotrofe, aerobe, de tipul *Nitrosomonas*:



În faza a doua are loc oxidarea nitriților la nitrați, cu ajutorul nitrobacteriilor, de tipul *Nitrobacter*:



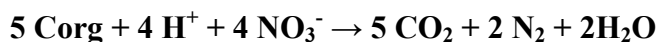
Cele două procese pot fi exprimate astfel:



- denitrificarea prin intermediul căreia, pe cale biologică, nitriții și nitrații sunt transformați cu ajutorul bacteriilor heterotrofe în azot gazos;

În procesul de denitrificare, nitratul existent în apă este descompus pe cale biologică, în azot liber, CO_2 și H_2O , consumând carbon.

Reacțiile de denitrificare sunt:



Sursele de carbon sunt constituite din metanol, glucoză, etc., substanțe organice ușor asimilabile de către bacteriile denitrificatoare.

Reacțiile de denitrificare pentru metanol și glucoză, ca sursă de carbon, sunt următoarele:



Denitrificarea fiind un proces de reducere pe cale anaerobă a nitraților din apă se desfășoară în bazine anoxice. În aceste bazine are loc o agitare a amestecului, pentru a menține substanțele solide în suspensie, dar fără un contact cu oxigenul atmosferic.

- eliminarea fosforului pe cale chimică sau biologică.

Datorită necesității îndepărtării nutrienților au apărut tehnologiile de epurare avansată care s-au dezvoltat având ca punct de plecare tehnologiile convenționale de epurare.

Primele și cele mai simple tehnologii de epurare avansată pentru îndepărtarea biologică a azotului au fost tehnologia Wuhrmann prezentată în figura 3.1 și tehnologia Ludzack - Ettinger prezentată în figura 3.2 [183].

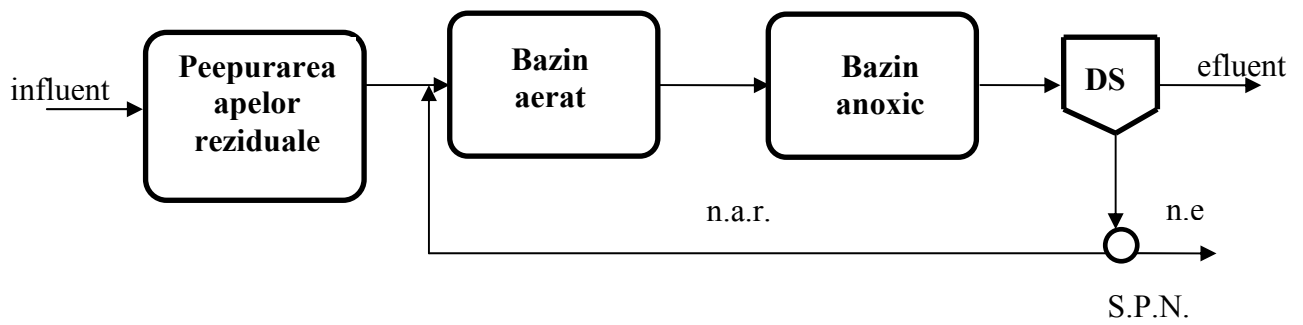


Figura 3.1 Tehnologia Wuhrmann [183]

n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces; DS - decantor secundar;
SPN— stație de pompare nămol

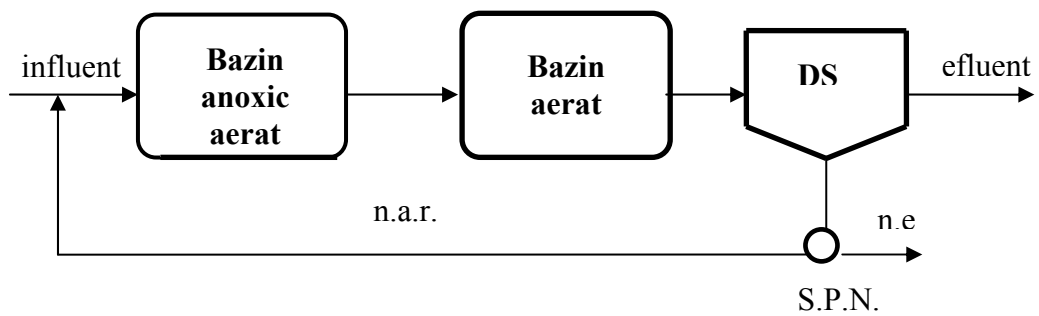


Figura 3.2 Tehnologia Ludzack - Ettinger (reprezentare schematică) [183]

n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces; DS - decantor secundar;
SPN - stație de pompare nămol

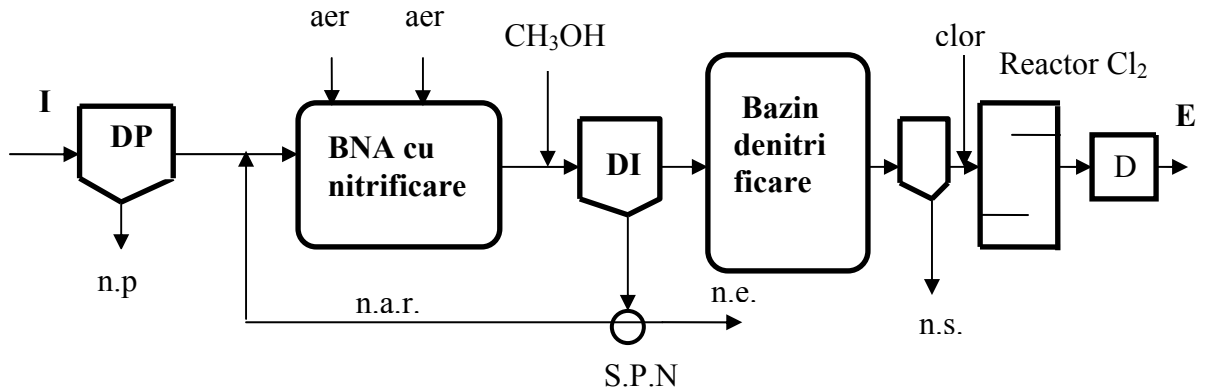


Figura 3.3 Schemă de epurare cu nitrificare în BNA și denitrificare [183]

I - influent; E - efluent; DI - decantor intermediar; BNA cu nitrif. - bazin cu nămol activat cu nitrificare; D - punct dezinfectie; SPN - stație de pompare nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces; n.s. - nămol secundar; n.p. - nămol primar

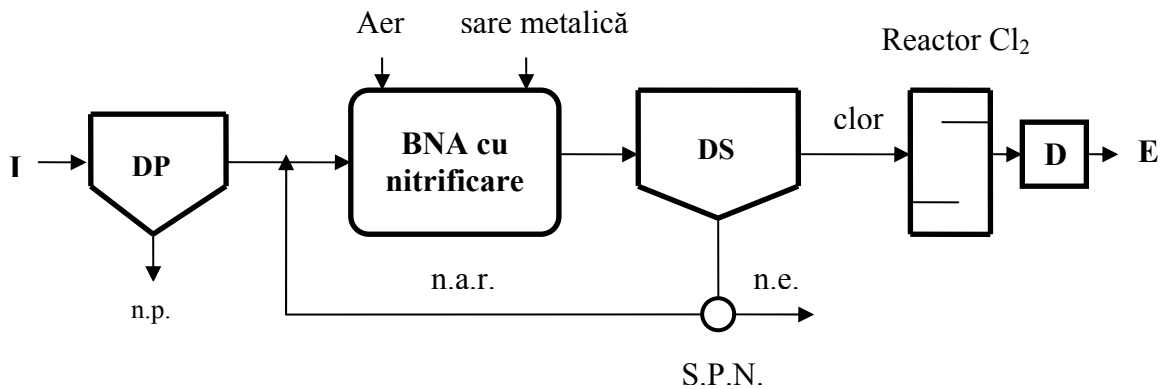


Figura 3.4 Schemă de epurare cu adaos de reactivi chimici pentru precipitarea fosforului

I - influent; E - efluent; DS - decantor secundar; D - punct dezinfectie;

BNA cu nitrificare - bazin cu nămol activat cu nitrificare;

SPN- stație de pompare nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces;

n.p. - nămol primar

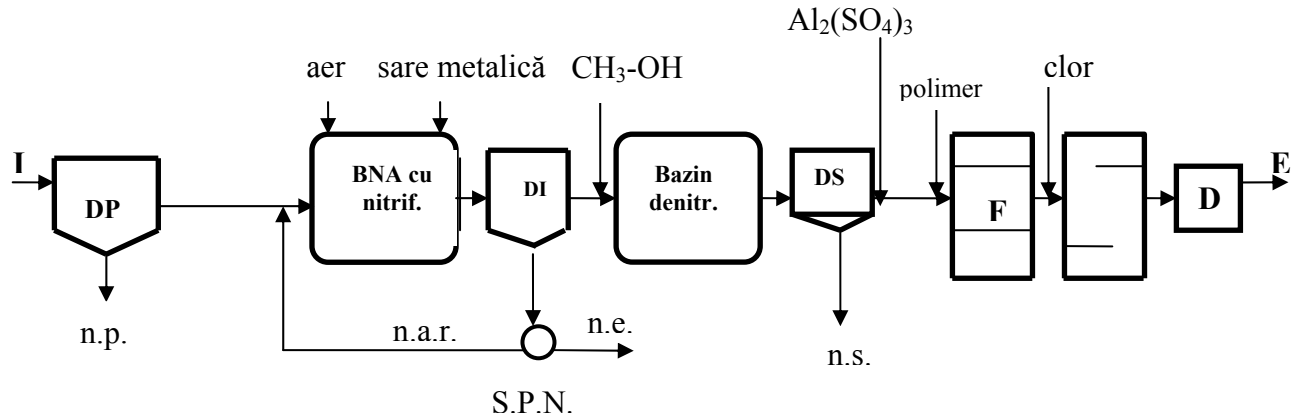


Figura 3.5 Schemă de epurare cu nitrificare și adaos de reactivi chimici în BNA pentru precipitarea fosforului și denitrificare folosind metanol [183]

I - influent; E - efluent; DI - decantor intermediar; DS – decantor secundar;
 BNA cu nitrificare - bazin cu nămol activat cu nitrificare; D - punct de clorare;
 SPN - stație de pompare nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e.- nămol în exces;
 n.s. - nămol secundar; n.p. – nămol primar

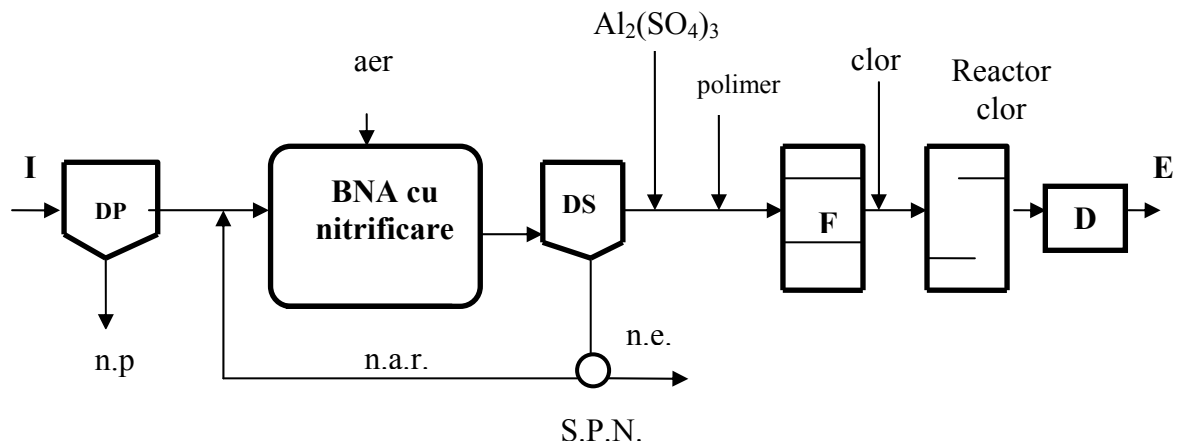


Figura 3.6 Schemă de epurare cu nămol activat și filtrare [183]

I - influent; E - efluent; DS - decantor secundar; D - punct de clorare;
 BNA - bazin cu nămol activat; SPN - stație de pompare nămol;
 n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces; F - filtru; n.p. – nămol primar

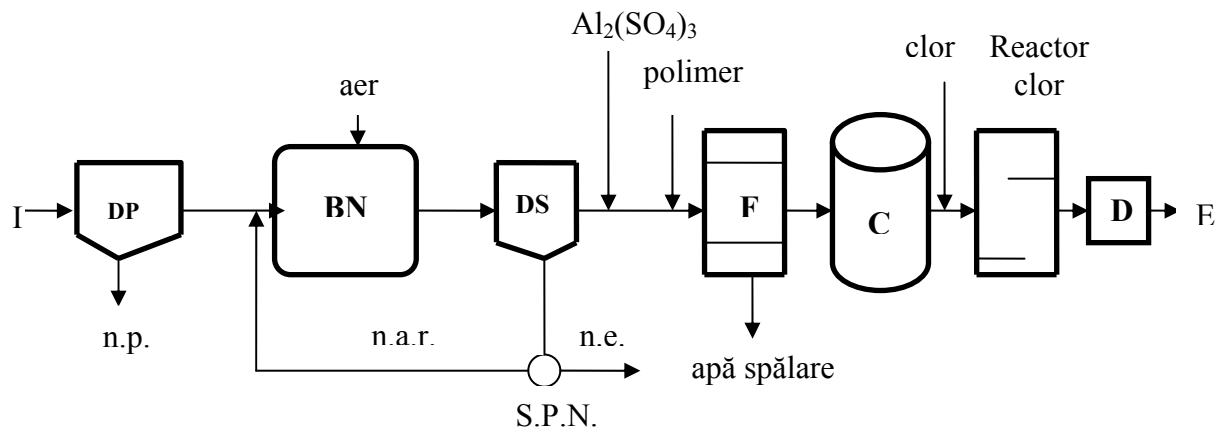


Figura 3.7 Schemă de epurare cu nămol activat, filtrare și cărbune activ [183]

I - influent; E - efluent; DS — decantor secundar; D — punct declorare;
 BNA — bazin cu nămol activat; SPN - stație de pompare nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat;
 n.e. - nămol în exces; n.p. – nămol primar

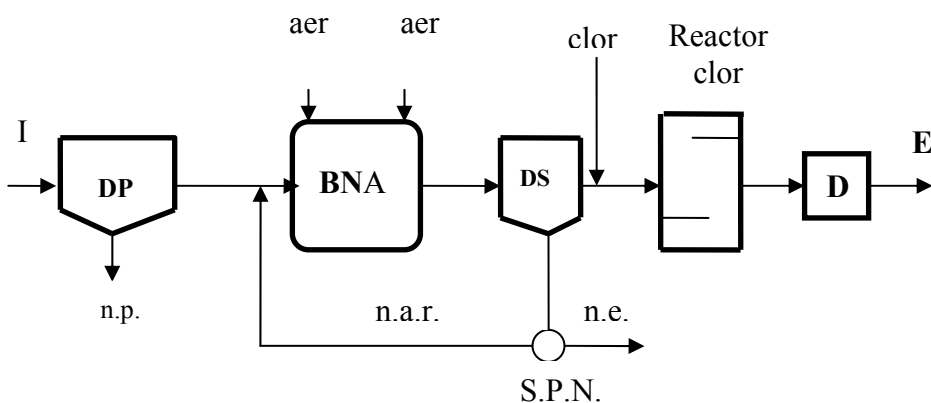


Figura 3.8 Schemă de epurare cu nitrificare în BNA (o singură treaptă) [183]

I - influent; E - efluent; DS - decantor secundar; D - punct declorare;
 BNA cu nitrif. - bazin cu nămol activat cu nitrificare; SPN- stație de pompare nămol;
 n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces; n.p. – nămol primar

Epurarea apelor reziduale din industria alimentară trebuie să se realizeze în așa fel încât să se asigure protecția mediului. În acest scop este necesară introducerea unor măsuri și metode menite a asigura un consum minim și un maxim de recirculare, realizate prin sisteme integrate, cum ar fi: epurarea apelor reziduale cu recuperarea și re folosirea atât a apelor cât și a subprodușilor rezultați în urma procesului de epurare [34].

Ca urmare a cercetărilor efectuate în direcția obținerii și folosirii surselor de energie neconvențională, biotehnologia s-a dezvoltat în mod deosebit. Ca parte integrantă a biotehnologiei, epurarea biologică beneficiază de unele modele matematice elaborate pentru a înțelege mai clar fenomenele care au loc în procesele în care intervin microorganismele în scopul optimizării exploatării [46].

Pentru stabilirea unor formulări cantitative care să conducă la obținerea unor parametrii de proiectare a instalațiilor de epurare biologică se are în vedere posibilitatea creșterii biomasei în mediul format din apa reziduală și oxigenul dizolvat, pentru epurarea aerobă și în absența acestuia, pentru condiții anaerobe [183].

Cunoașterea procesului tehnologic industrial, în măsura în care aceasta conduce la stabilirea originii și caracteristicilor calitative ale apelor reziduale, reprezintă una din condițiile de bază pentru o proiectare judicioasă a stațiilor de epurare și mai târziu, a exploatării acestora.

Orice stație de epurare trebuie să conțină două linii de epurare având ca produse finale, apa epurată și nămolul. Apa epurată poate fi re folosită parțial sau evacuată în emisar, iar nămolul, după ce a fost prelucrat în cadrul stației, poate fi utilizat în agricultură, depozitat sau incinerat.

Apele reziduale industriale se caracterizează printr-o variație mare a caracteristicilor sale calitative și cantitative, aceasta fiind valabilă și pentru apele reziduale provenite din industria alimentară. Epurarea apelor reziduale industriale impune cunoașterea caracteristicilor fizico-chimice ale acestora, deoarece prezența unor substanțe organice biorezistente, a unor substanțe toxice sau inhibitoare, limitează domeniul de aplicare și eficiența procesului.

Pentru apele reziduale industriale orice material care intervine în procesul tehnologic poate constitui o impuritate. Materii prime și auxiliare, produși intermediari și finali, subproduse, reziduuri, agenți de curățire și întreținere etc., pot apărea în proporții variabile ca poluanți în apele reziduale și peste anumite limite pot deveni factori toxici sau de inhibiție a procesului de epurare biologică [144], [161].

Epurarea apelor reziduale din industria alimentară poate fi realizată prin metode bazate pe fenomene fizice, chimice și biologice. Tipul de epurare ales depinde de felul produsului prelucrat, de tehnica de prelucrare, de natura și concentrația substanțelor organice, de gradul de epurare necesar, de apropierea unei stații de epurare pentru ape reziduale orășenești, de condițiile de climă și de sol ale terenurilor învecinate [142].

Principalele procese incluse în epurarea apelor reziduale industriale sunt:

- reținerea substanțelor poluante, toxice și refolosibile;
- epurarea apelor reziduale;
- tratarea separată a nămolului.

Variații ale debitului de apă evacuată, prezența unor materii în suspensie de dimensiuni variabile etc., conduc la necesitatea adoptării unor procedee de preepurare a apelor reziduale, vizând în principal:

- reținerea materiilor în suspensie de dimensiuni mari și medii;
- reținerea grăsimilor, uleiurilor și substanțelor grase;
- uniformizarea debitului și concentrațiilor de impurificatori.

Epurarea mecanică se bazează pe proprietăți fizice având ca scop separarea suspensiilor și a altor materiale. După separarea materiilor grosiere, a grăsimilor și uleiurilor etc., prin procedee de pretratare următoarea treaptă de epurare își propune eliminarea mai eficientă a materiilor în suspensie pentru a reduce cât mai mult încărcarea apei reziduale supuse, în continuare, tratării biologice.

Sedimentarea este metoda simplă și economică pentru îndepărtarea materiilor în suspensie și se realizează în bazine de decantare.

Epurarea chimică are drept scop separarea sau transformarea substanțelor decantabile sau în suspensie, folosind reactivi chimici (sodă, var, sulfat feros, clorura ferică, clor etc.), asigurându-se neutralizarea, separarea substanțelor coloidale și dizolvate [78].

Tendința actuală pe plan mondial este de a adopta procedee de epurare biologică care, deși se realizează cu consum de energie, sunt mai compacte, țin seama de protecția mediului înconjurător, iar durata procesului este mult mai scurtă.

Epurarea biologică se bazează pe utilizarea substanțelor organice dizolvate și nedizolvate de către microorganisme, pentru înmulțire și conservare. În funcție de prezența sau absența oxigenului, transformarea substanțelor organice de către bacterii se poate realiza în procese aerobe și/ sau procese anaerobe.

Metoda este aplicată cu succes la o mare varietate de ape industriale, încadrându-se în sistemele de protecție integrată a mediului: apele reziduale putând fi folosite la irigații, la alimentarea iazurilor piscicole etc., iar nămolul poate fi folosit ca fertilizant pentru terenuri agricole.

3.2.3 Epurarea apelor reziduale provenite din industria cărnii

Un loc însemnat între ramurile industriei alimentare îl ocupă industria cărnii, atât în ceea ce privește volumul producției și importanța pentru nutriția populației, cât și în ceea ce privește volumul deșeurilor și în special a apelor reziduale rezultate.

Industria cărnii este de fapt o industrie de prelucrare a materiilor proteice și a lipidelor de origine animală și se bazează pe cunoașterea proprietăților acestora.

Apele reziduale de la abatoare și de la alte unități de prelucrare a cărnii sunt încărcate cu substanțe organice și evacuarea lor ca atare în ape naturale sau în canalizări orășenești ar duce la răsturnarea unor echilibre naturale.

Pentru a preîntâmpina efectele negative ale evacuării directe în receptorii naturali sau în canalizările orășenești a unor ape cu asemenea încărcări de poluanți, efecte care constau în consumarea rapidă a oxigenului dizolvat, răspândirea unor mirosuri neplăcute, depunerea unor grăsimi pe conducte, apele reziduale de la abatoare se supun unor operații de epurare.

Procedeele de epurare aplicate pentru apele de la abatoare sunt principial identice cu cele aplicate pentru majoritatea apelor din industria alimentară. O primă etapă a epurării o constituie reținerea, preferabil selectivă, la ieșirea apelor din secție, a materiilor grosiere și separarea grăsimilor care se și pot valorifica (preepurare).

În general, la abatoarele mici se foloseau grătare și site, decantoare, filtre cu nisip. Întreprinderile mijlocii și mari foloseau tratarea chimică, epurarea biologică și supraclorarea [14].

Grătarele și sitele se folosesc pentru a reține gunoiul din stomac și intestine, suspensiile grosiere provenite de la spălarea utilajelor și a pardoselilor, părul și nămolurile.

Sedimentarea se efectua în decantoare având timp de retenție de 15 - 45 minute. Uneori se aplica flotarea cu aer dizolvat, cu perioade de retenție de 45 - 60 minute pentru încărcări de $100 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ zi}$, obținând eficiențe în reducerea CBO_5 de 40 - 60%, a substanțelor în suspensie de 50 - 70% și a grăsimilor de 30 - 52% [24].

Pentru a mări eficiența tratării primare se utilizau reactivi chimici: sulfatul de aluminiu, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, sulfatul feric, $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$, clorura ferică, FeCl_3 , unii compuși organici macromoleculari etc.; rezultate foarte bune au fost obținute prin folosirea clorului.

După o epurare preliminară mecano – chimică, apele erau epurate biologic. Cele mai frecvent întâlnite tehnologii de epurare biologică a acestor ape utilizau biofiltre și bazine cu nămol activat.

Epurarea în comun a apelor reziduale de la prelucrarea cărnii cu cele menajere era o practică frecvent utilizată în orașele mari fiind însă necesară preepurarea apelor reziduale industriale. Procedeele cele mai obișnuite de preepurare sunt: sitarea, decantarea (cu sau fără coagulant), îndepărtarea grăsimilor, supraclorarea sau combinații ale acestora [142], [144].

Epurarea clasică decurge, de obicei, în două trepte și anume, una mecanică de sedimentare gravitațională și una biologică de descompunere aerobă a substanțelor organice cu ajutorul microorganismelor existente în apă. Deși realizat în multe variante, procedeul clasic de epurare nu realiza recuperarea sau revalorificarea componentelor organice din apele reziduale.

Tratarea mai completă are în vedere epurarea biologică prin biofiltre de mică sau mare încărcare, filtrarea dublă (două biofiltre dispuse în serie), filtrarea prin nisip, bazine cu nămol activat [78].

Gradele de epurare raportate la $\text{CBO}_5(\%)$ pe care le pot da diferitele tipuri de epurare sunt următoarele:

- decantare: 25 - 40%;
- epurare chimică: 70 - 85%;
- decantare și epurare biologică în biofiltre de mică încărcare: 80 - 90%;

- decantare și epurare biologică cu dublă filtrare: 90 - 97%;
- decantare și epurare biologică în filtre de nisip: 95 - 99%;
- nămol activ: 92 - 98%.

Folosirea la irigare a apelor reziduale de la prelucrarea cărnii a fost metodă indicată și utilizată multă vreme, datorită conținutului ridicat în elemente nutritive.

Dezavantajul principal al folosirii acestor ape este pericolul potențial de infectare (aceste ape trebuie folosite numai la irigarea plantelor industriale, deoarece tratarea cu var sau clorarea acestor ape, chiar dacă distruge bacteriile nu asigură împiedicarea răspândirii paraziților) [142].

Cele mai des întâlnite tehnologii de epurare a apelor reziduale din industria cărnii sunt prezentate în figura 3.9-3.12 [142]:

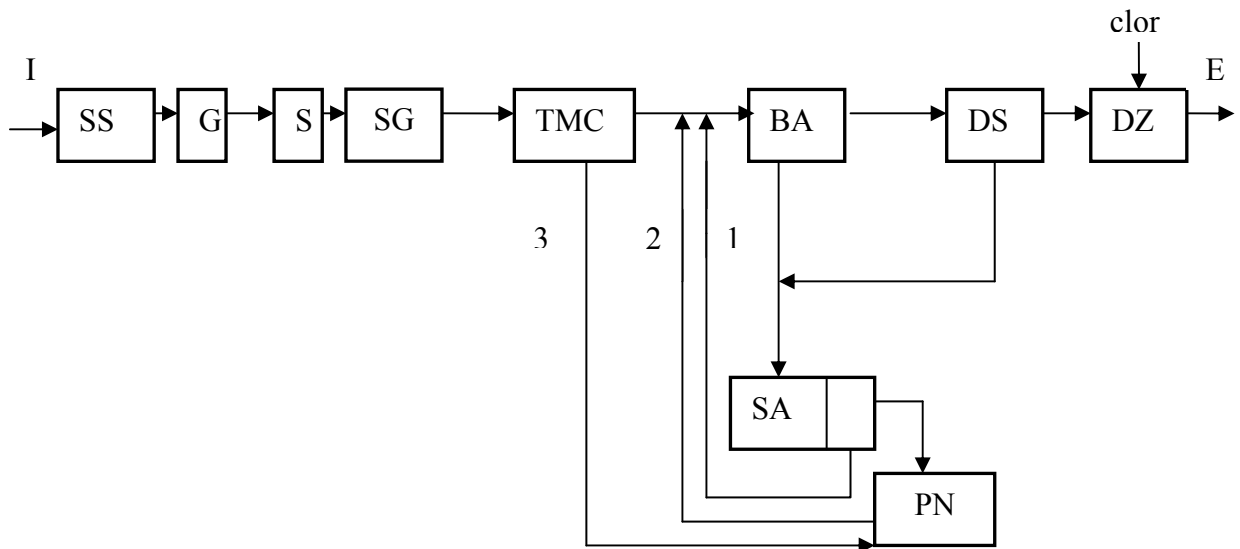


Figura 3.9 Schema stației de epurare a apelor reziduale de la sacrificare păsări
SS – separator sită; G – grătar; S – site; SG – separator de grăsimi;
TMC – treapta de epurare mecano-chimică; BA – bazin de aerare; DS – decantor secundar;
DZ – dezinfecție; SA – stabilizarea aerobă a nămolului; PN – platforma de uscare a nămolului; 1 – supernatantul de la stabilizarea aerobă a nămolului; 2 – apă de la platformele de uscare a nămolului; 3 - nămol de la tratarea chimică a efluentului

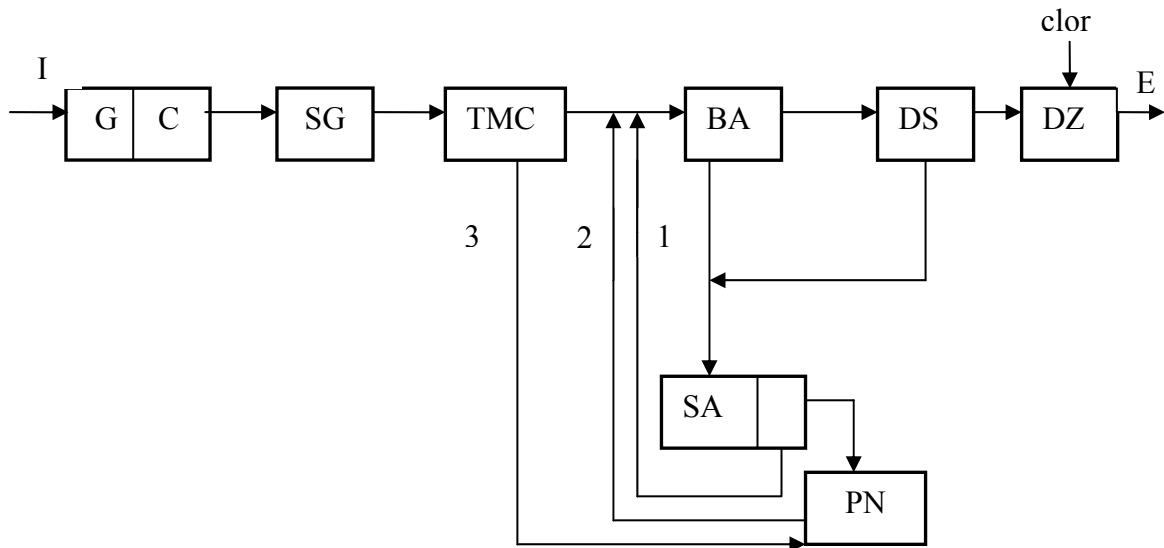


Figura 3.10 Schema stației de epurare a apelor reziduale de la sacrificare porcine
 G – grătar; C – cominator; SG – separator de grăsimi; TMC – treapta de epurare mecano-chimică; BA – bazin de aerare; DS – decantor secundar; DZ – dezinfecție;
 SA – stabilizarea aerobă a nămolului; PN – platforma de uscare a nămolului;
 1 – supernatantul de la stabilizarea aerobă a nămolului; 2 – apă de la platformele de uscare a nămolului; 3 – nămol de la tratarea chimică a efluentului

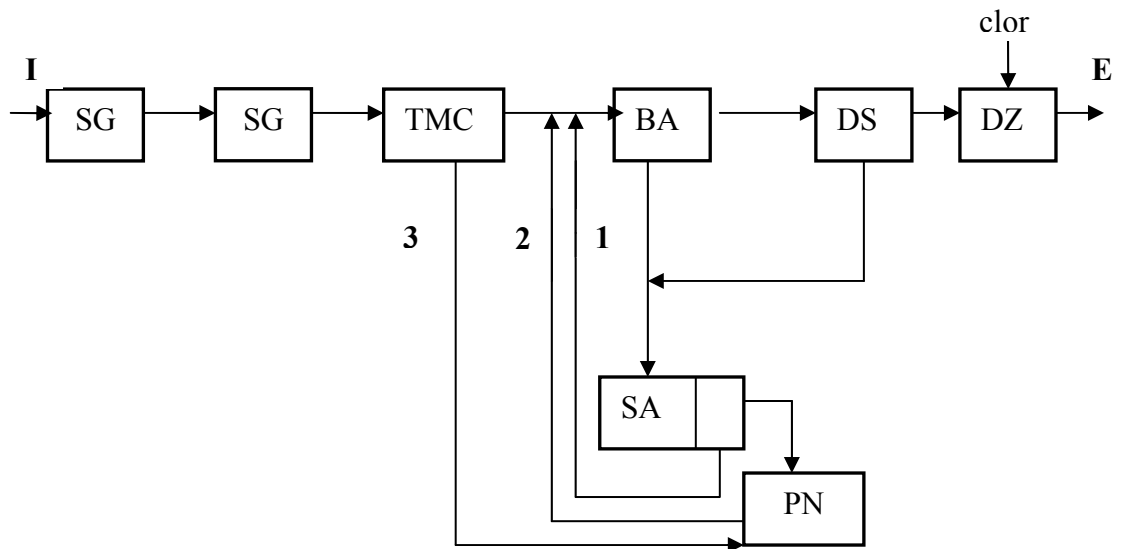


Figura 3.11 Schema stației de epurare a apelor reziduale de la topitorii de grăsime alimentară și tehnică

SG – separator de grăsimi; TMC – treapta de epurare mecano-chimică; BA – bazin de aerare; DS – decantor secundar; DZ – dezinfecție; SA – stabilizarea aerobă a nămolului;
 PN – platforma de uscare a nămolului; 1 – supernatantul de la stabilizarea aerobă a nămolului; 2 – apă de la platformele de uscare a nămolului; 3 – nămol de la tratarea chimică a efluentului

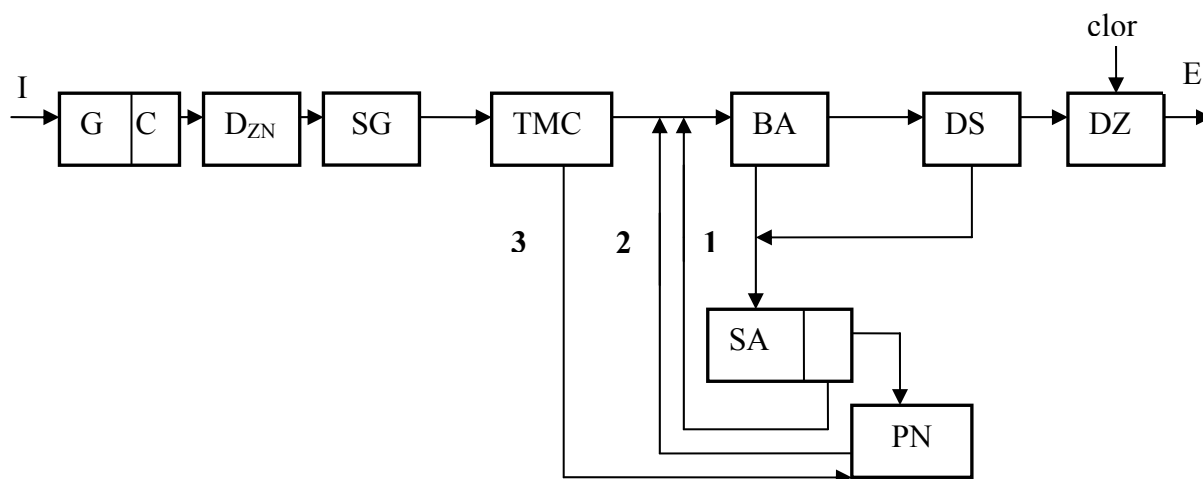


Figura 3.12 Schema stației de epurare a apelor reziduale de la sacrificare rumeșătoare

G – grătar; C - cominutor; D_{ZN} - dezintegrator; SG – separator de grăsimi; TMC – treapta de epurare mecano-chimică; BA – bazin de aerare; DS – decantor secundar; DZ – dezinfecție; SA – stabilizarea aerobă a nămolului; PN – platforma de uscare a nămolului; 1 – supernatantul de la stabilizarea aerobă a nămolului; 2 – apă de la platformele de uscare a nămolului; 3 - nămol de la tratarea chimică a efluentului

3.2.4 Epurarea apelor reziduale provenite de la prelucrarea peștelui

Multă vreme epurarea apelor reziduale de la prelucrarea peștelui se efectua în general, în comun cu apele menajere, după o preepurare. Metodele de preepurare constau în trecerea apelor reziduale prin grătare și site pentru reținerea suspensiilor grosiere, trecerea prin separatoare de grăsimi, neutralizarea și decantarea [142].

Epurarea mai avansată a apelor reziduale prezintă dificultăți datorită conținutului ridicat în cloruri; la un raport de diluție convenabil cu apele reziduale orășenești, acest impediment este evitat.

Apele reziduale de la fabricarea conservelor de pește care conțin emulsie de grăsimi și proteine pot fi epurate chimic folosind ca reactiv hidroxid de aluminiu, var și clorură ferică. Unii autori considerau că prin evaporare, se elimină circa 93% din poluarea totală [34], [40].

3.2.5 Epurarea apelor reziduale provenite de la colectarea și industrializarea laptelui

Conținând în proporții echilibrate substanțe ușor asimilate de microorganisme (proteine, grăsimi și carbohidrați), apele reziduale de la prelucrarea laptelui afectează negativ calitatea apelor de suprafață în care sunt evacuate prin consumarea rapidă a oxigenului; acest fenomen poate fi însoțit de degajarea de mirosuri neplăcute și de înrăutățirea aspectului cursului de apă.

În apele reziduale care provin de la prelucrarea laptelui proaspăt, conținutul în suspensii este foarte scăzut, majoritatea impurităților fiind dizolvate sau dispersate coloidal (fabricile de unt și lapte au un conținut mai ridicat în suspensii) [142].

Date fiind variațiile mari ale debitului și compoziției apelor reziduale evacuate din întreprinderile de industrializare a laptelui și având în vedere necesitatea unei încărcări cât mai uniforme a instalațiilor de epurare, este necesară acumularea apelor reziduale în vederea uniformizării, în bazine de egalizare.

Epurarea realizată în bazinul de uniformizare micșorează sarcina instalațiilor biologice; de altfel epurarea realizată aici este tot de natură biologică, fiind datorată florei bacteriene ce se dezvoltă în bazin. După unii autori s-ar putea realiza scăderi apreciabile ale CBO_5 prin epurare cu săruri de fier sau aluminiu și cu var [40].

Cele mai eficiente procedee de epurare pentru apele reziduale de la prelucrarea laptelui sunt cele biologice. Inițial s-au folosit pe scară largă procedeele aerobe. Pentru epurarea biologică se poate recurge la biofiltre, aerotancuri, instalații de fermentare anaerobă etc.

La unele întreprinderi la care se evacuează un efluent cu CBO_5 situat între 70 și 100 mg/l (după epurare) se opta pentru utilizarea filtrelor biologice într-o singură treaptă cu recirculare de material filtrant/ zi, iar decantorul secundar se dimensiona pentru un timp de retenție de cel mult o oră [142].

Se mai foloseau și filtre biologice cu funcționare alternativă; deoarece s-au constatat o serie de deficiențe în funcționarea filtrului de mică încărcare pentru a se evita oprirea instalației se opta pentru al doilea filtru.

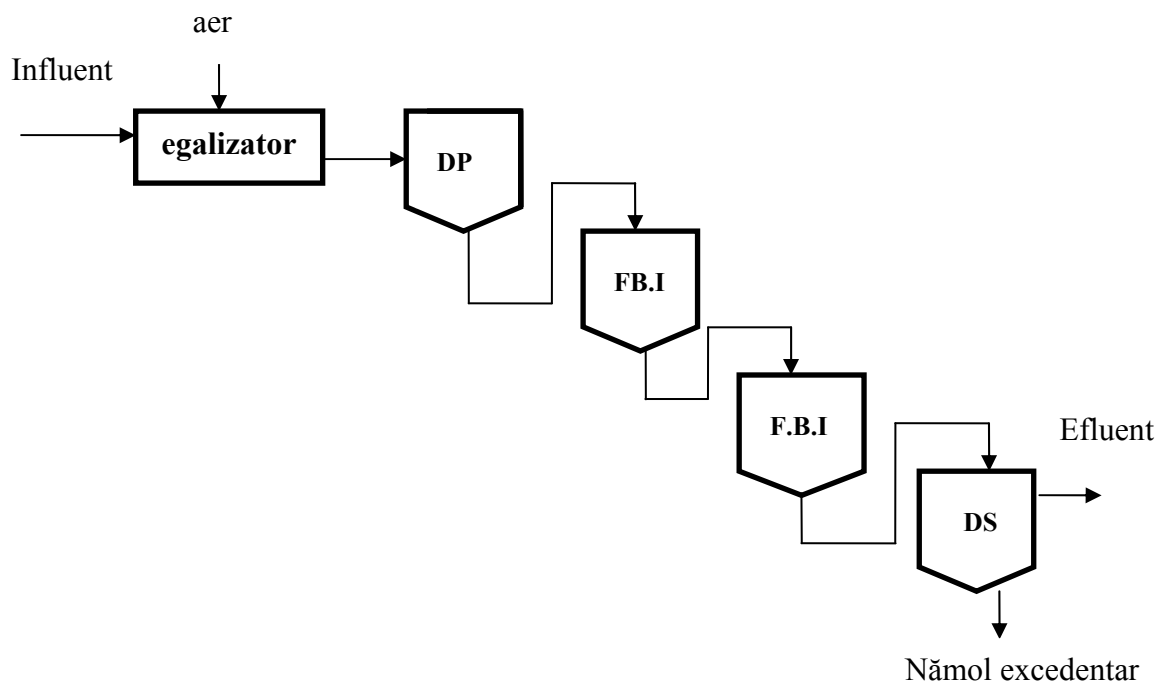


Figura 3.13 Schema pentru prelucrarea apelor reziduale din industria laptelui

La întreprinderile unde era satisfăcătoare obținerea unui efluent epurat cu un CBO_5 de 70 - 100 mg/l (eficiență 75 - 80%) se foloseau filtre cu alimentare continuă, într-o singură treaptă, cu recirculare.

Rezultate mai bune s-au obținut prin fermentarea anaerobă a apei reziduale în contact cu nămolul anaerob procurat dintr-un metantanc orășenesc; acest nămol trebuia aclimatizat treptat la apa de lăptărie. Se folosea o cantitate de nămol anaerob pentru circa 30% din volumul instalației. Eficiențele de epurare erau de peste 90% pentru timpi de retenție de 4 - 6 zile. Unii cercetători au recomandat adăugarea de materiale solide inerte (azbest) drept suport pentru dezvoltarea bacteriilor metanogene [143].

S-au constatat eficiențe de peste 90% prin utilizarea procedului anaerob de contact la timpi de reținere în instalație de numai 3,4-7,3 h. Randamente mult mai mari au fost obținute utilizând bazinele cu nămol activat [21].

La epurarea apelor reziduale de la prelucrarea laptelui din SUA, care utilizau procedeul cu nămol activat, au fost obținute rezultate foarte bune.

Tabelul 3.2 Datele unor stații de epurare cu nămol activat din SUA care prelucrează apele reziduale de la prelucrarea laptelui

| Indicatorul | Stația de epurare | | | |
|---|-------------------|--------|--------|--------|
| | I | II | III | IV |
| Cantitatea de apă reziduală, m ³ /zi | – | 114 | 17 | 30 |
| Bazinul de amestec cu var | 3 - 4 | - | - | - |
| Bazinul de uniformizare aerat | - | - | - | 6-8 |
| Decantor | 4 | - | - | - |
| Aerotanc | 41 | 19 | 33 | 36 |
| Decantor secundar | 4 | 19 | 2,5 | 2,9 |
| Aer introdus, m ³ /min | 7,5 | 21 | 2,4 | 2,8 |
| Eficiența de epurare (CBO ₅), % | 98,9 | 97- 99 | 97- 98 | 97- 98 |

Schulze, citat de Negulescu [142], descrie o instalație de epurare cu nămol activ pentru ape reziduale de la prelucrarea laptelui; cantitatea de lapte prelucrat zilnic este de 22 500 l, iar debitul apei reziduale, de 25 - 35 m³.

Se folosește un bazin de acumulare de 11 m³, un sistem de aerare în două trepte cu bazine de câte 11 m³ și un decantor secundar de 4 m³. S-au obținut eficiențe de 90 - 98% (CBO₅), la un timp total de aerare de 15,7 h.

În epurarea apelor reziduale de la prelucrarea laptelui se mai foloseau șanțurile de oxidare. Unele întreprinderi preferau ca apele reziduale de la prelucrarea laptelui să fie evacuate prin răspândire pe sol, după o preepurare prealabilă [34].

O altă alternativă adoptată în epurarea apelor reziduale de la prelucrarea laptelui era epurarea biologică în comun cu apele menajere. Unii cercetători au constatat că la o încărcare a efluentului menajer de 200 mg/l și a celui de lăptărie de 1100 mg/l s-au obținut eficiențe de epurare de circa 99% [142].

3.2.6 Epurarea apelor reziduale provenite de la fabricarea conservelor de fructe și legume

Cea mai simplă soluție de evacuare a apelor reziduale de la conserve consta în descărcarea lor în rețeaua de canalizare orășenească sau tratarea chimică a acestora. Pentru tratarea chimică s-au dovedit eficiente diferite combinații de reactivi chimici.

Prin tratarea cu coagulanți a apelor reziduale de la fabricile de conserve, suspensiile se reduc cu 70 - 95%, iar CBO₅, cu 25-60%. Metoda cea mai veche pentru tratarea apelor reziduale de la conserve este evacuarea lor în iazuri biologice [40].

Tabelul 3.3 Date privind tratarea chimică a apelor reziduale de la fabricarea conservelor de fructe și legume

| Produsul conservat | Var kg/4 000 l | Al doilea reactiv chimic kg/4000 l | Reducerea CBO, % | |
|---------------------------|---------------------------|---|---------------------------------|----|
| Căpșuni | 3,2 | Sulfat feric | 0,5-1,5 | 33 |
| | 3,2 | Clorura ferică | 0,5 - 1,5 | 39 |
| | 3,2 | Sulfat de aluminiu | 1,5 | 45 |
| | 3,2 | Sulfat feros | 1,5 | 47 |
| | 2,9 | Clorură de zinc | 2,0 | 75 |
| Sfeclă | 3,8 | Sulfat de aluminiu | 2,0 | 36 |
| | 5,0 | Clorură ferică | 1,0 | 38 |
| | 3,8 | - | | 43 |
| | 5,0 | Sulfat feric | | 45 |
| Roșii | 3,8 | - | | 49 |
| | 2,0 | Săruri de aluminiu | | 54 |
| Morcovi | 3,8 | - | | 75 |
| | 2,4 | Sulfat feros | | 75 |
| Varză | 7,0 | Săruri de aluminiu | | 61 |

Aplicarea tehnologiei de epurare a apelor reziduale din această industrie este de dată mai recentă. În epurarea apelor reziduale provenite de la conserve de fructe și legume s-au adoptat tehnologii de epurare biologică utilizându-se biofiltre, bazine cu nămol activat, aerotancuri [198].

Unele fabrici de conserve optau pentru aplicarea următoarelor tehnologii de epurare a apelor reziduale:

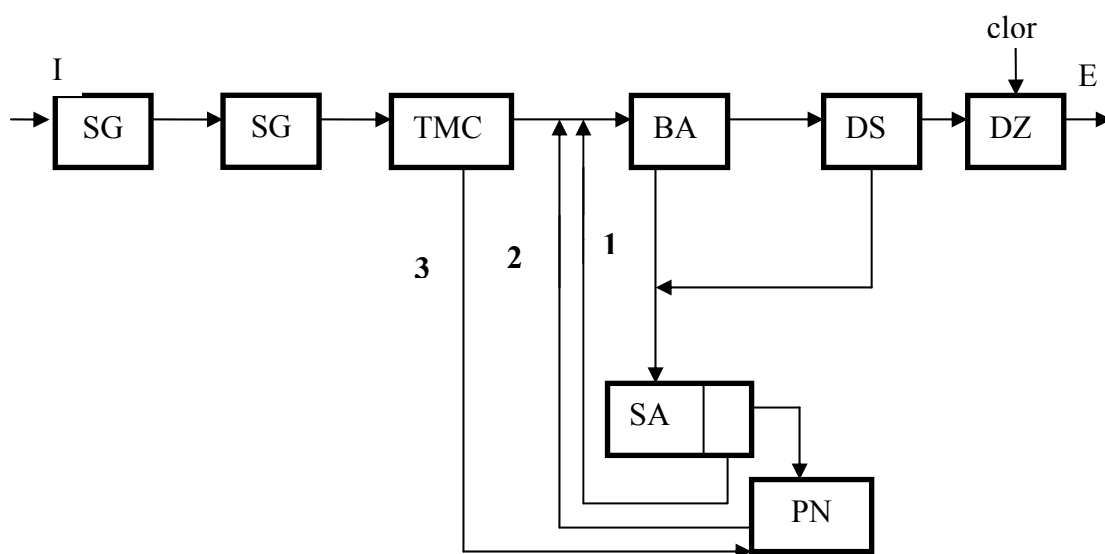


Figura 3.14 Schema stației de epurare a apelor uzate de la fabricarea conservelor

SG – separator de grăsimi; TMC – treapta de epurare mecano-chimică; BA – bazin de aerare; DS – decanator secundar; DZ – dezinfecție; SA – stabilizarea aerobă a nămolului; PN – platforma de uscare a nămolului; 1 – supernatantul de la stabilizarea aerobă a nămolului; 2 – apă de la platformele de uscare a nămolului; 3 - nămol de la tratarea chimică a efluentului

La noi în țară, studii în acest domeniu au fost realizate de Popescu, Mihail și Mușetescu care au folosit procesul cu nămol activ pentru epurarea apelor reziduale de la fabricarea conservelor de fructe [142].

Eficiența realizată în scăderea consumului biochimic de oxigen a fost de circa 90%, timpul optim de aerare de 4 h, încărcarea de 0,53 kg CBO₅/kg·zi la nămol și concentrație medie a nămolului de 3 400 mg/l.

În tabelul 3.4 sunt prezentate rezultatele obținute într-o instalație pilot cu nămol activat pentru epurarea apelor reziduale de la fabricarea conservelor.

Tehnologii de epurare a apelor reziduale

Tabelul 3.4 Performanțele obținute la epurarea cu aerotancuri a apelor reziduale de la fabricarea conservelor de fructe și legume

| Apa reziduală | Timpul de staționare min. | | CBO inițial mg/l | CBO redus % | Încărcarea specifică, kg CBO/zi.kg nămol | | Suspensii mg/l | |
|-------------------|---------------------------|-------------|------------------|-------------|--|-------------|----------------|-----------|
| | Aerotanc | Stabilizare | | | Aerotanc | Stabilizare | Aerotanc | Stabiliz. |
| Roșii | 48 | 96 | 412 | 85,0 | 2,82 | 1,08 | 2 250 | 3 600 |
| Piersici și roșii | 39 | 78 | 740 | 58,0 | 3,82 | 1,44 | 3 600 | 5 900 |
| Roșii și mere | 60 | 120 | 492 | 89,7 | 2,42 | 0,87 | 2 500 | 4 400 |
| Mere | 285 | - | 630 | 81,6 | 2,56 | - | 2 500 | - |

La o fabrică de conserve de fructe din România se aplica următoarea tehnologie de epurare a apelor reziduale.

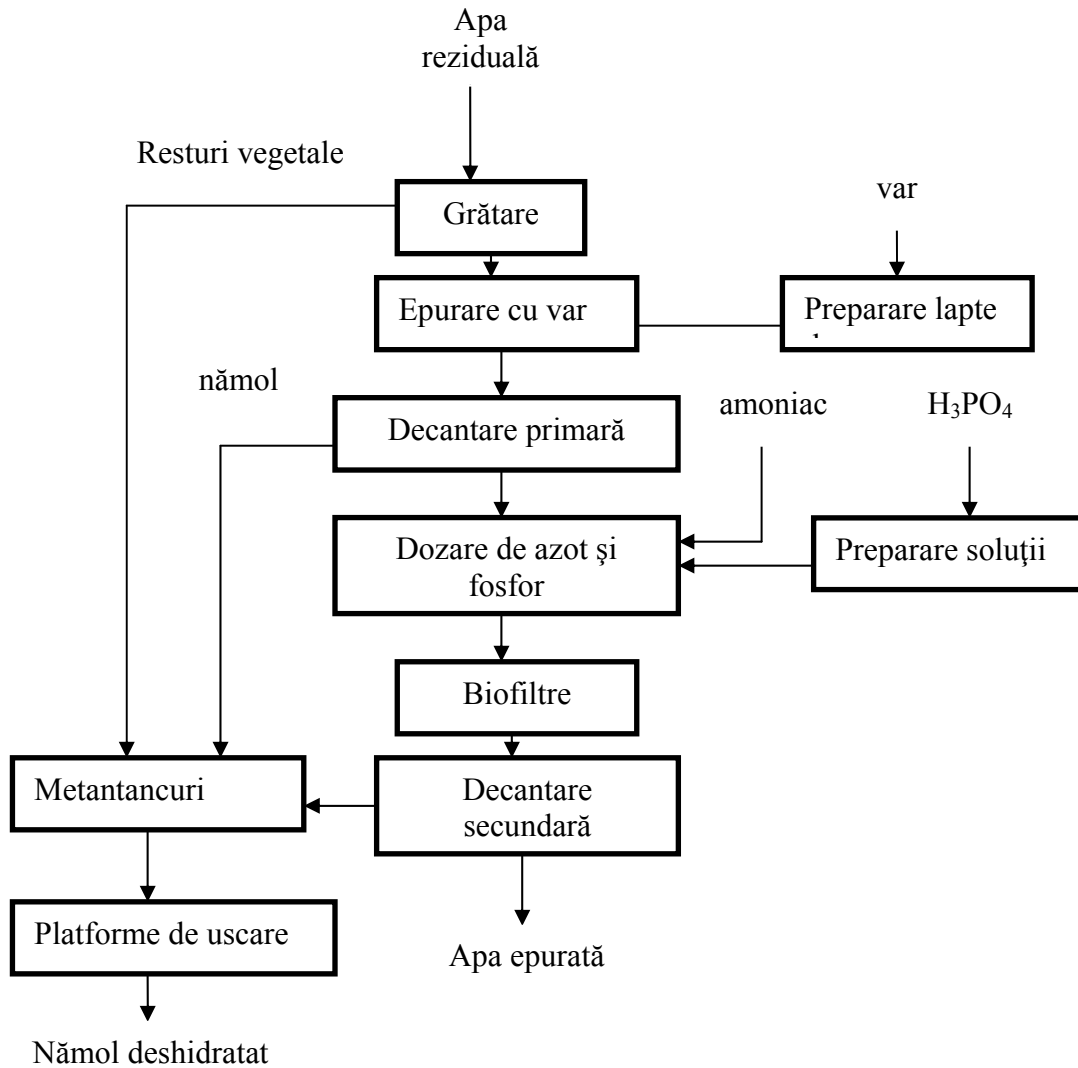


Figura 3.15 Schema procesului tehnologic de epurare a apelor reziduale de la fabrica de conserve

3.2.7 Epurarea apelor reziduale provenite de la fabricarea uleiurilor și margarinei

Apele reziduale provenite de la fabricarea margarinei se aseamănă cu cele provenite de la fabricile de produse lactate. Reducerea poluării din aceste ape se realiza în separatoare de grăsimi, amplasate cât mai aproape de locul de formare.

În cazul unei fabrici de margarină care generează ape reziduale având următoarele caracteristici (tabel 3.5) s-a adoptat tehnologia de epurare descrisă mai jos.

Tabelul 3.5 Principalele date tehnice caracteristice stației de epurare

| Parametri caracteristici | Valori | Eficiența stației de epurare |
|---------------------------------|--------------------------|-------------------------------------|
| Debit zilnic Q_{24} : | 1 440 m ³ /zi | - |
| CCOcr (max.): | 2 000 mg/l | 80% |
| MTS (max.): | 750 mg/l | 87% |
| Grăsimi (max.): | 2 000 mg/l | 99% |
| pH | 4 - 11 | - |
| Temperatura (max.) | 23 °C | - |

Apa reziduală industrială este condusă în stația de pompare, unde este stocată și omogenizată de către un mixer submersibil. Pentru separarea grăsimilor din emulsie este necesar să scadă pH-ul apei, ca urmare era necesar să se introducă acid în conducta de refulare. Apa reziduală este pompată în separatorul gravitațional de grăsimi, care este echipat cu o lamă racloare de suprafața și de radier [142].

Apa reziduală pretrată era descărcată gravitațional în compartimentul de coagulare din cadrul bazinului decoagulare, floculare, flotare, unde se introducea soluția de coagulant. Amestecul de apă reziduală și flocoane generate în compartimentul de coagulare este condus în compartimentul de floculare.

Bazinul de stocare grăsimi era încălzit cu aburi, iar grăsimea topită era extrasă periodic, pentru evacuare finală.

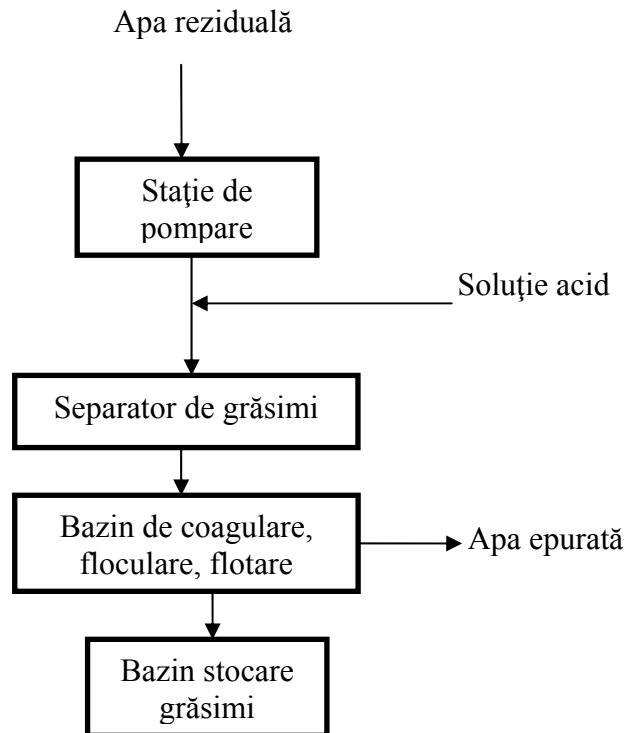


Figura 3.16 Schema procesului tehnologic de epurare a apelor uzate de la fabrici de margarină

3.2.8 Epurarea apelor reziduale provenite din industria zahărului

În urma fabricării zahărului din sfeclă rezultă mai multe tipuri de ape reziduale din diferite faze ale procesului tehnologic. Cele mai importante din punct de vedere cantitativ și calitativ sunt apele reziduale de la transport și spălare, apele reziduale de la difuzie și presare și apele de condens [142].

Tehnologia adoptată în cazul unei fabrici de zahăr din Oradea – Bihor are următoarele etape:

- preepurare mecanică;
- epurare mecano - biologică.

La dimensionarea și alegerea tehnologiei s-a avut în vedere pentru apa brută la intrare în stația de preepurare mecano–biologică următoarele încărcări:

- substanțe organice (CBO_5) = 1200 mg O_2/l (18 590 kg/zi);
- materii în suspensie = 12 450 kg/zi (900 mg/l).

În stația de epurare, apa brută parcurge succesiv următoarele obiecte tehnologice:

- desnisipator cu două compartimente;
- distribuitor de debite pentru apa reziduală;
- două decantoare primare, radiale cu $\varnothing = 20$ m;
- bazin de omogenizare cu $V_{\text{total}} = 39\ 000\ \text{m}^3$; din care s-a separat un compartiment având $V = 5\ 000\ \text{m}^3$;
- bazin de aerare cu două compartimente;
- stație de pompare ape epurate;
- două decantoare secundare, radiale cu $\varnothing = 25$ m;
- canal evacuare ape epurate.

Circulația și prelucrarea nămolului se realizează în următoarele construcții și instalații:

- două concentratoare de nămol cu $\varnothing = 12$ m;
- stație de pompare nămol activat;
- stație de pompare nămol concentrat.

Mai recent, în epurarea biologică a apelor reziduale provenite din industria zahărului, sunt aplicate tehnologii de epurare anaerobă având următoarele etape:

- hidroliza și acidifierea, prima etapă;
- metanizarea, a doua etapă;
- eliminarea aerobă a compușilor cu azot, a treia etapă.

3.2.9 Epurarea apelor reziduale provenite de la fabricarea băuturilor nealcoolice răcoritoare

Băuturile răcoritoare, care sunt în general, fie sucuri de fructe, fie ape saturate cu bioxid de carbon, nu produc ape reziduale cu nocivități deosebite. Efectele dăunătoare ale deversării apelor reziduale sunt datorate unor debite mari, deversate la o încărcare organică asemănătoare cu cea a apelor menajere.

De aceea, tehnologiile de epurare a acestor ape se bazează pe tratarea biologică precedată de o epurare mecanică [16], [142], [144].

De exemplu, o fabrică de băuturi răcoritoare din județul Bihor a adoptat următoarea tehnologie de epurare a apelor reziduale generate în urma fluxului tehnologic.

Caracteristicile apelor reziduale sunt redate în tabelul următor:

Tabelul 3.6 Parametrii apei reziduale [16]

| Parametri | Valoarea medie | Valoarea maximă |
|------------------------------|-------------------------|-------------------------|
| Debit zilnic | 1059 m ³ /zi | 1224 m ³ /zi |
| CCO _{Mn} | 572 mg/l 606 kg/zi | 2897 mg/l |
| NH ₄ ⁺ | 5,4 mg/l 5,7 kg/zi | 32 mg/l |

Apele reziduale sunt trecute printr-un grătar fin rotativ de unde curge gravitațional spre bazinul de neutralizare. Conținutul bazinului de neutralizare este amestecat cu ajutorul difuzorilor de aer. Apa reziduală neutralizată deversează către stația de pompare de unde, după adăugarea soluțiilor de uree și acid fosforic, este transferată către tratarea biologică.

Linia tratării biologice este constituită din camera bazinului de selectare aerat, bazinul de contact aerat urmat de un decantor secundar și de un bazin de reaerare a nămolului recirculat.

După o perioadă suficientă de retenție în bazinele biologice, amestecul apă reziduală - nămol este admis ascensional în decantorul secundar, unde nămolul activat este separat de apa tratată biologic prin procesul de sedimentare. Nămolul generat pe parcursul procesului de epurare este prelucrat prin regenerare și deshidratare.

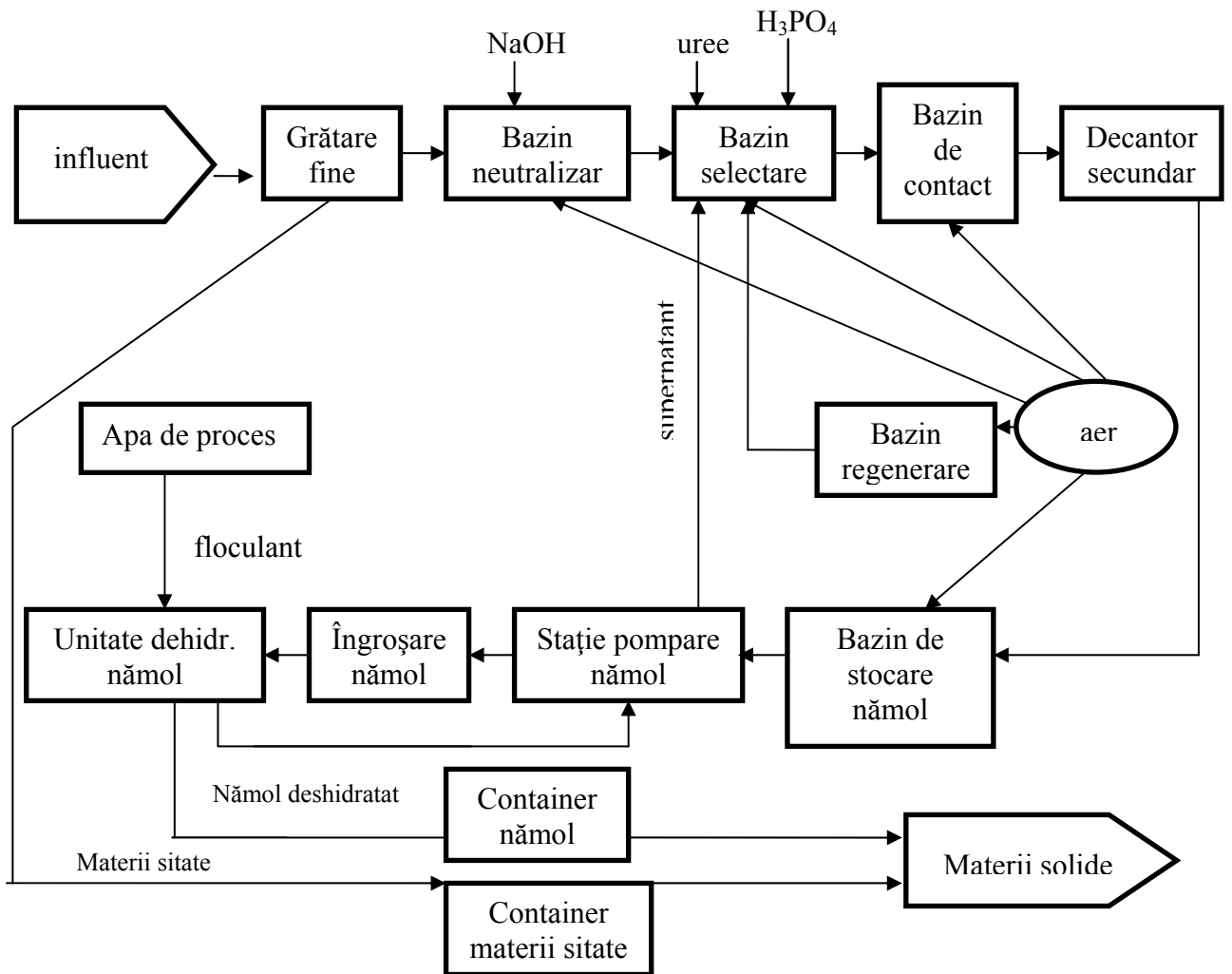


Figura 3.17 Schema tehnologică de epurare a apelor uzate provenite de la o fabrică de băuturi răcoritoare

Apa epurată, având următoarele caracteristici, este evacuată în emisar:

Tabelul 3.7 Parametri apei epurate [16]

| Parametri | Valoarea medie | Valoarea maximă |
|-----------------------------|----------------|-----------------|
| CCO _{Mn} | 5,5 mg/l | 12,8 mg/l |
| Materii solide în suspensie | 16,8 mg/l | 29 mg/l |

3.3 Tehnologii de epurare a apelor reziduale din industria alimentară cu obținere de biogaz

Pe plan internațional tendința este de adoptare a unor tehnologii de epurare anaerob - aerobe de epurare a apelor reziduale din industria alimentară, care permit obținerea unui efluent cu bune calități și, totodată, generare de o nouă sursă de energie neconvențională, biogazul.

Atunci când se realizează o comparație între procesele aerobe și cele anaerobe, principalul inconvenient (pe lângă consumul mare de energie), al epurării complet aerobe îl constituie înmagazinarea nămolului biologic generat în acest proces.

Biomasa în exces generată pentru aceeași cantitate de CCO redusă, în procesul anaerob este de 10-15%, în comparație cu producția de nămol din procesul aerob. De asemenea, consumul de energie în cazul biodegradării anaerobe este mic, deoarece nu necesită aerare, în comparație cu procesul aerobă [32], [110], [124].

O comparare între procesul anaerob și aerob este redată în tabelele următoare:

Tabelul 3.8 Avantajele și dezavantajele procesului de epurare aerobă a apei uzate

| AVANTAJE | DEZAVANTAJE |
|--|---|
| <ul style="list-style-type: none"> ▪ o rată înaltă de eliminare a CBO₅ ▪ posibilitatea descărcării directe a efluentului tratat într-un emisar natural ▪ un necesar de spațiu moderat, instalarea putând fi făcută direct în șantier ▪ tehnologie sigură de funcționare | <ul style="list-style-type: none"> ▪ costuri ale investiției medii și mari ▪ costuri mari ale energiei ▪ este necesară prezența unui tehnician calificat în perioadele de vârf ▪ producție mare de nămol ▪ spațiu și energie necesară pentru stabilizarea ulterioară a nămolului |

Tabelul 3.9 Avantajele și dezavantajele epurării apei uzate în condiții anaerobe [18]

| AVANTAJE | DEZAVANTAJE |
|--|---|
| <ul style="list-style-type: none"> ▪ nu se consumă energie pentru aerare ▪ consum scăzut de energie ▪ necesar de spațiu redus sau moderat ▪ sunt admise rate de încărcare volumetrică mari ▪ producție scăzută de nămol (stabilizat) ▪ înmagazinarea nămolului anaerob nefolositor poate fi făcută pentru mai multe luni fără deteriorări semnificative ale activității ▪ producție de metan conținut în biogaz ▪ posibilitatea transformării prin ardere a biogazului în energie (căldura etc.) | <ul style="list-style-type: none"> ▪ costuri de investiție ridicate ▪ procent de eliminare CBO₅ moderat ▪ susceptibilitatea ca bacteriile anaerobe ca să fie inhibitate de un număr mare de compuși ▪ calitatea efluentului este mai scăzută în raport cu epurarea aerobă ▪ o post epurare aerobă necesară pentru îndepărtarea CBO₅ rămas, NH₃ și a compușilor urât mirositori ▪ proces de amorsare lent dacă nu este disponibil un anumit de nămol pentru începerea procesului ▪ cerințe de instalație de eliminare a mirosului ▪ este necesar un proces continuu de monitorizare |

În tabelul 3.10 este indicat consumul de energie și producția de nămol în cazul unei fabrici de bere din Cehia, pentru situația când se aplică epurare aerobă și când are loc o pretratare anaerobă urmată de o epurare aerobă [105].

Tabelul 3.10 Comparație între epurarea aerobă și cea anaerobă pentru o fabrică de bere din Cehia

| | ANAEROB | AEROB |
|--------------------------------|---|----------------------------------|
| Electricitate | 14 kWh (50MJ) 340 m ³ 11 500 MJ (CH ₄) 1000 hWh electricitate | 420 kWh (1500 MJ) - - - |
| Producția netă de nămol | 20 la 100 kg MTS | 250 la 600 kg MTS |

Instalațiile aerobe produc cantități mari de nămol, în jur de 0,1 - 0,5 kg TS/kg CCO_{Cr} îndepărtat. Cantitatea de nămol produs în instalațiile de epurare anaerobe sunt între 0,01 – 0,03 kg TS/ CCO_{Cr} îndepărtat. În cazul unei eficiențe de 80% din îndepărtarea CCO_{Cr} în sistemele anaerobe cantitatea de nămol produsă în următoarea treaptă aerobă este redusă de cinci ori.

Tabelul 3.11 Indicatorii producției de nămol în sistemele de epurare biologică a efluenților de la fabrici de bere [105]

| Producție | Tratarea aerobă (kg TS/hl) | Tratament combinat anaerob/ aerob (kg TS/hl) | Nămol (kg TS/hl) |
|------------------|---------------------------------------|---|-----------------------------|
| Biosolide | 0,25 | 0,05 | 0,20 (80%) |
| Solide inerte | 0,15 | 0,15 | 0 (0%) |
| Total nămol | 0,44 | 0,20 | 0,20 (50%) |

De aceea, s-a încercat adoptarea unor tehnologii combinate anaerob-aerobe care asigură eficiențe mult mai mari în epurarea apelor reziduale din industria alimentară, comparativ cu cea care utilizează numai digestia anaerobă sau cea aerobă [192].

Un exemplu în acest sens îl constituie stația de epurare a fabricii de bere, malț și băuturi răcoritoare BAVARIA din Olanda. La o producție anuală de bere de 2 milioane hl volumul mediu zilnic este de 8000 – 9000 m³ [1].

Tablelul 3.12 Caracteristicile stației de epurare

| Date caracteristice | |
|----------------------------|--------------------------------|
| Debit | 8000 – 9000 m ³ /zi |
| Capacitate reactor | 300 m ³ |
| CCO apă reziduală | 2000 – 2500 mg/l |
| CCO la ieșirea din reactor | 600 – 700 mg/l |
| CCO a apei epurate | 45 – 50 mg/l |
| Eficiența reactorului | 75 – 80% |
| Temperatura în reactor | 20- 27°C |
| Timp de staționare | 4,6 – 7 ore |

Dacă inițial stația a fost o stație clasică compusă din etapele: decantare primară, bazine cu nămol activ, decantare secundară, datorită însă măririi diversității produselor, datorită unor fenomene de spumare și eliminare a nămolului activ din treapta de aerare și din decantoarele finale, datorită faptului că apa epurată nu se încadrează în limitele impuse la descărcarea în emisar, s-a impus introducerea unei trepte anaerobe.

Inițial s-a introdus un bazin de stabilizare de contact, cu volum de 200 m³, însă eficiența s-a realizat doar după introducerea epurării anaerobe, apa epurată având valorile parametrilor urmăriți de max. 25 mg O₂/dm³ substanțe organice (CBO₅) și max. 2 mg/dm³ azot organic.

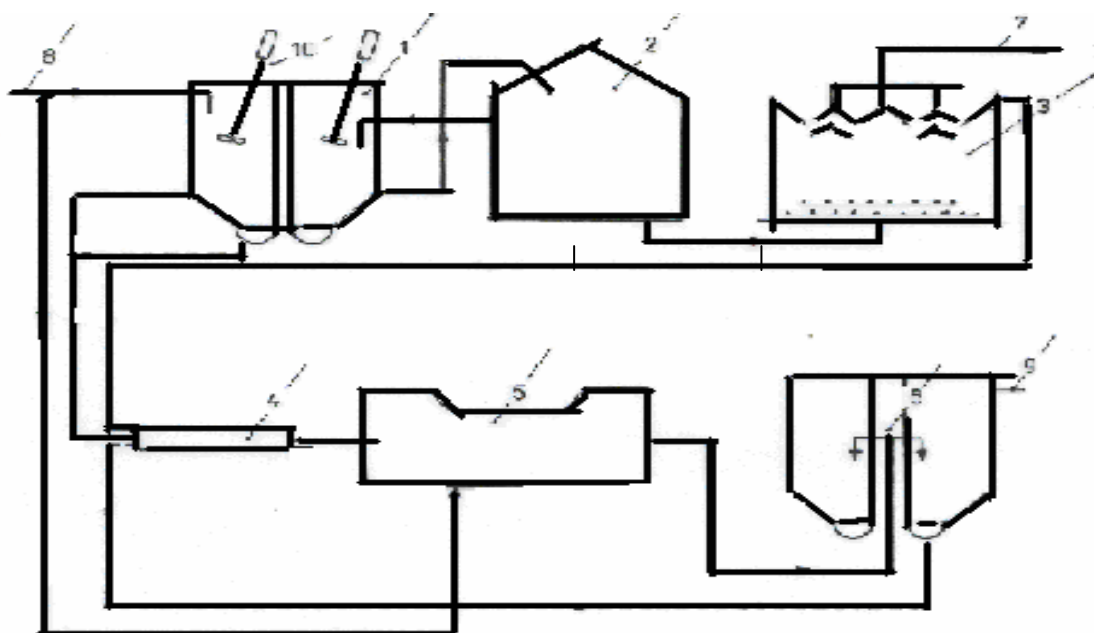


Figura 3.18 Fabrica de bere Bavaria – Olanda [45]

- | | |
|----------------------------------|----------------------|
| 1. bazin de omogenizare | 6. decantor secundar |
| 2. bazin de stabilizare | 7. biogaz |
| 3. reactor – faza acidogenă | 8. apa reziduală |
| 4. reactor cu strat suspensional | 9. apa epurată |
| 5. bazin de nămol activat | 10. agitatoare |

În cazul treptei de preepurare biologică anaerobă se prelucrează un volum de 80% din debitul total, fiind compus din două reactoare: primul, în care se realizează desfășurarea fazei acidogene și un al doilea, în care se desfășoară faza metanogenă.

Eficiența introducerii tratării anaerobe este de 75 - 80% CCO și 85 – 90% CBO₅, pentru un timp de staționare de 4,6 – 7 ore la o încărcare de 10 – 15 kg CCO/m³ ·zi [47].

Un alt exemplu de utilizare a tratării combinate anaerob-aerobe o constituie fabrica de bere Grolsch (Olanda) având o capacitate de 3,2 mil. hl/an.

Dacă inițial, în anul 1988, s-a încercat epurarea prin instalarea unui reactor anaerob cu nămol granular, UASB, în 1993, s-a optat pentru instalarea unui sistem de epurare combinat anaerob/ aerob utilizând reactoarele BIOPAQ-IC și CIRCOX [1].

În tabelul 3.13 sunt prezentați principalii parametri caracteristici ai procesului.

Tabelul 3.13 Parametri specifici procesului de epurare

| Parametri | Unitate de măsură | Valori |
|--------------|-----------------------|--------|
| CCO | kg/zi | 10500 |
| Debit | m ³ /zi | 4200 |
| MTS | mg/l | 750 |
| Temperatura | °C | 30 |
| pH | - | 5-8 |
| VLR (IC) | kg/m ³ /zi | 27 |
| TRH (IC) | h | 2,2 |
| TRH (CIRCOX) | h | 1,3 |

Instalația de epurare a apelor reziduale a fost pusă în funcțiune în mai 1994, funcționând pentru un debit mediu de 2315 m³/zi.

Apa reziduală este trecută printr-un grătar, unde sunt îndepărtate solidele de dimensiuni mai mari (coji, plastic, resturi de grăunțe). Instalația este prevăzută cu un bazin tampon (necesar pentru a regla fluctuațiile calitative și cantitative ale efluentului), un bazin de 150 m³ pentru situații de calamitate (pentru o depozitare temporară în condiții extreme ale calității apei reziduale), un tanc de preacidificare de 500 m³ ce asigură un anumit grad de acidificare înainte de intrarea în reactor și unde nutrienții (N, P) și agenții de neutralizare (NaOH, HCl) sunt dozați.

Efluentul condiționat este pompat în reactorul IC de 390 m³, unde compușii biodegradabili sunt convertiți în biogaz. Biogazul obținut este trecut într-un separator și utilizat pentru producere de abur.

Apa reziduală tratată anaerob este alimentată în reactorul CIRCOX de 230 m³, unde sunt oxidați compușii de sulf, azotul și compușii organici reziduali. În cazul unor defecțiuni la reactorul aerob, sistemul este prevăzut cu un biofiltru.

Bazinul tampon, tancul de preacidificare, reactoarele IC și CIRCOX au înălțimi de 25, 25, 20 și 19 m, întreaga instalație ocupând o suprafață de 200 m².

Concentrația acizilor grași volatili în efluentul reactorului anaerob se încadrează în parametrii impuși, ceea ce indică o bună performanță a procesului anaerob de epurare.

Concentrația compușilor organici totali și a compușilor organici biodegradabili, din influent, variază între 500 și 6500 mg/l, respectiv, 400 și 6200 mg/l.

Eficiența de îndepărtare a compușilor organici totali este de 68% în reactorul IC și 80%, pe ansamblu, iar pentru compușii organici biodegradabili aceasta este de 81% în IC și 94%, pe ansamblu.

Ratele de încărcare volumetrică mai mari nu compromit eficiența îndepărtării compușilor organici, mai mult eficiența este net superioară la rate mari de încărcare volumetrică.

Pe lângă randamentul ridicat de conversie a compușilor organici s-a reușit și obținerea unei producții medii de biogaz de 1100 – 4600 m³/zi. Producția specifică de biogaz este estimată la 0,47 m³/kg CBO₅ îndepărtat; biogazul obținut fiind de fapt, un amestec (într-o mai mare proporție) de metan, CH₄, dioxid de carbon, CO₂ și hidrogen sulfurat, H₂S.

Biogazul obținut este tratat într-un scrubber cu o soluție de sodă pentru a reduce concentrația de H₂S de la 7600 ppm la 45 ppm. Cantitatea de nămol în exces este estimată ca fiind mai mică de 0,01 kg MTS/kg CBO₅ îndepărtat pentru ambele reactoare.

Și compania Carlsberg (lider pe piața berii din Cipru) a optat pentru epurare anaerob-aerobă [55], [56].

Tehnologia adoptată prezintă următoarele etape:

Apa reziduală de la fabrica de bere este condusă printr-un grătar rotativ. Acesta este folosit pentru a îndepărta cantitatea excesivă de solide (drojdie, teci de cereale etc) pentru a evita acumulările de sedimente în următoarele etape ale epurării. Apa trecută prin grătar și fără solidele grosiere va curge gravitațional către stația de pompare.

Pentru a evita descărcările ocazionale accidentale, cu vârfuri extreme ale pH-ului și temperaturi foarte ridicate ale apei reziduale se folosește un bazin de calamitate. După înmagazinarea temporară și omogenizarea acestor ape reziduale descărcate, conținutul bazinului de calamitate este pompat în principala linie de epurare. Pentru a evita acumulările excesive de sedimente pe radierul bazinului se folosește un mixer submersibil.

Debitul și caracteristicile apei reziduale sunt prezentate în tabelul 3.14.

Tabelul 3.14 Debitul și caracteristicile apei reziduale

| | | |
|--|-------|----------|
| Debitul minim zilnic | 200 | m^3/zi |
| Debitul minim orar | 5 | m^3/zi |
| Debitul zilnic mediu | 700 | m^3/zi |
| Debitul orar mediu | 29,17 | m^3/h |
| Debitul orar maxim Q_m | 80,0 | m^3/h |
| CBO_5 | 2000 | mg/l |
| Încărcarea CBO_5 | 1400 | kg/zi |
| CCO_{Cr} | 3000 | mg/l |
| Încărcarea CCO_{Cr} | 2100 | kg/zi |
| MTS medii | 500 | mg/l |
| Încărcarea MTS | 350 | kg/zi |
| Temperatura | max | 42 °C |
| | min | 27°C |

Apa epurată mecanic este pompată către decantorul primar în care, prin procesul de sedimentare se înlătură excesul de substanțe solide în suspensie.

Decantorul este complet acoperit, are radier conic și este realizat din beton armat (primul bazin biofiltrant existent). Nămolul decantat primar este transferat gravitațional către bazinul de stocare nămol mixat.

Apa ce deversează de la decantorul primar curge către bazinul de preacidificare (PA). Bazinul de preacidificare este complet acoperit și este realizat din beton armat (al doilea bazin biofiltrant existent).

În bazinul de preacidificare are loc faza inițială de degradare anaerobă a materiei organice, hidroliza și acidogeneza. În timpul acidificării, componentele organice dizolvate sunt transformate în principal în acizi grași volatili.

Beneficiul instalării unui reactor separat de acidificare constă în mărirea stabilității generale a procesului și a ratelor de încărcare mai mari care pot fi tratate în cel de-al doilea reactor UASB. Pentru o omogenizare adecvată a conținutului bazinului de preacidificare este instalat un mixer submersibil în interiorul bazinului.

Timpul de retenție hidraulic în bazinul de preacidificare poate fi controlat în vederea atingerii gradului optim de preacidificare a apei reziduale.

Aceasta îmbunătățește condițiile pentru creșterea sănătoasă a nămolului granular în reactorul UASB. Nutrienții (N, P) necesari pentru creșterea bacteriilor anaerobe precum și soluțiile de HCl și NaOH pentru ajustarea pH-ului sunt dozate în acest bazin.

Înainte de intrarea în reactorul anaerob, pH-ul apei reziduale este ajustat prin dozarea NaOH la un nivel dorit (6,5 la 7,5), acesta fiind în general optim pentru creșterea bacteriilor metanogene.

Apa reziduală amestecată și efluentul recirculat din UASB este alimentat printr-un sistem de conducte de distribuție în reactorul UASB existent prin intermediul a două pompe submersibile (una în funcțiune și una de rezervă).

Influentul este distribuit la nivelul radierului reactorului UASB printr-un sistem de distribuție sofisticat. În acest mod, un debit ascendent este creat și influentul este condus prin pătura de nămol granular care este situat pe radierul reactorului. Producerea gazului are loc în pătura de nămol. Debitul ascensional și biogazul produs asigură o turbulență suficientă pentru a amesteca conținutul reactorului. Un separator trifazic este situat la partea superioară a reactorului. Biogazul este colectat și înlăturat separat de efluent, care curge peste un deversor într-o rigolă de deversare către bazinul de amestec. Nămolul granular rămâne în interiorul reactorului UASB.

Procedeul UASB a fost dezvoltat ca un sistem de epurare anaerob de un înalt grad de eficiență bazat pe imobilizarea biomasei sub forma unor granule de nămol cu o bună capacitate de decantare.

Caracteristicile tratamentului anaerob (reactorul UASB):

| | |
|--|--|
| Debitul de intrare mediu zilnic al apei reziduale în reactor | 700 m ³ /zi |
| Timpul de retenție hidraulic mediu | 4,9 ore |
| Coefficientul volumetric de încărcare mediu | 14,7 kg CCO _{Cr} /m ³ · zi |
| Viteza medie ascensională | 1,1 m/oră |
| Producția specifică de nămol | 0,01 kg MTS/kg CCO _{Cr} |
| Producția de nămol anaerob în exces | 15,75 kg/zi |

Apa reziduală pretrată anaerob intră în primul compartiment al selectorului unde sunt menținute rate de încărcări organice de vârf. Conținutul este amestecat cu nămolul recirculat de la decantorul final. Gazele dizolvate și mirosurile excesive vor fi înlăturate din efluentul tratat anaerob prin aerare.

Efluentul parțial tratat de la selector deversează în bazinul de aerare unde are loc epurarea aerobă și cultivarea nămolului activat. Aerul sub presiune de la suflante este injectat prin intermediul difuzorilor de bule fine care sunt instalați pe radierul bazinului, astfel încât sunt asigurate maximul de oxigen dizolvat precum și amestecarea.

Tratarea aerobă (procesul nămolului activat):

| | |
|--|----------------------------|
| Încărcarea zilnică CBO_5 | 210 kg/zi |
| Încărcarea volumetrică CBO_5 | 0,37 kg/m ³ ·zi |
| Amestec lichid suspensii solide | 4,0 kg/m ³ |
| Raport încărcare CBO_5 /încărcare nămol | 0,09 kg/kg/zi |
| Vârsta nămolului | < 21 zile |
| Raport de recirculare | 1 |
| Timpul de retenție la debitul zilnic mediu | 19,64 h |
| Producția zilnică medie de nămol | 103,67 kg/zi |
| Aerul difuzat la debitul orar mediu | 591 m ³ /zi |

După o retenție suficientă în reactorul biologic anterior, amestecul intră în decantorul final unde nămolul activat decantat este separat de apa epurată biologic. Bazinul are o formă circulară și un radier conic. Nămolul decantat este adunat continuu de către un raclor de radier proiectat special, care este echipat cu o lamă racloare.

Nămolul activat decantat este recirculat către bazinul selector de către o pompă de nămol submersibilă sau este înlăturat din procesul de epurare ca nămol în exces. Apa epurată curge peste un deversor cu profil în V realizat din oțel inox în canalul de evacuare printr-un jgheab al decantorului secundar către bazinul cu apă epurată.

Surplusul de nămol anaerob va fi extras periodic (o dată pe an) direct din reactorul UASB de către o pompă reversibilă de nămol și va fi descărcat. Oricând este nevoie, acest nămol poate fi vândut ca material de amorsare pentru alte sisteme anaerobe.

Tehnologii de epurare a apelor reziduale

Nămolul primar de la decantorul primar și nămolul în exces activat de la decantorul secundar este periodic evacuat din bazinul aerat de stocare nămol. Nămolul acumulat este ținut aici în condiții aerobe, fără miros neplăcut, iar stabilizarea nămolului este încheiată.

Biogazul colectat de la separatorul de gaz situat în partea superioară a reactorului UASB trece către un mic captator de condens. După ce condensul este înlăturat, biogazul intră într-un rezervor tampon tip membrană care este dimensionat pentru a înmagazina cantitatea de biogaz pentru 5-10 minute la producție medie. Alt motiv pentru reținerea biogazului este de a compensa presiunea biogazului ce intră în echipamentul pentru utilizarea acestuia. După compensarea presiunii, biogazul este eliminat prin combustie.

Valorile concentrațiilor CCO_{Cr} de la probe prelevate din puncte diferite ale stației sunt ilustrate în tabelul 3.15:

Tabelul 3.15 Rezultatele analizelor CCO_{Cr} în diferite trepte de epurare

| CCO_{Cr} | Apa reziduală brută | Efluent preacidificare | Efluent reactor UASB | Efluent stație de epurare |
|------------|---------------------|------------------------|----------------------|---------------------------|
| Mediu | 3099 | 2499 | 945 | 71 |
| Minim | 760 | 870 | 250 | 30 |
| Maxim | 11690 | 5780 | 1915 | 172 |

Valorile statistice privind eficiența tratării reactorului UASB, cât și a stației de epurare sunt ilustrate în tabelul 3.16.

Tabelul 3.16 Eficiențele de reducere a CCO_{Cr} (%) pe stația de epurare

| | Eficiența tratării anaerobe | Eficiența tratării aerobe | Eficiența totală |
|-------|-----------------------------|---------------------------|------------------|
| Mediu | 61,9 | 91,1 | 97,0 |
| Minim | 12,4 | 70,3 | 91,4 |
| Maxim | 87,1 | 97,9 | 98,8 |

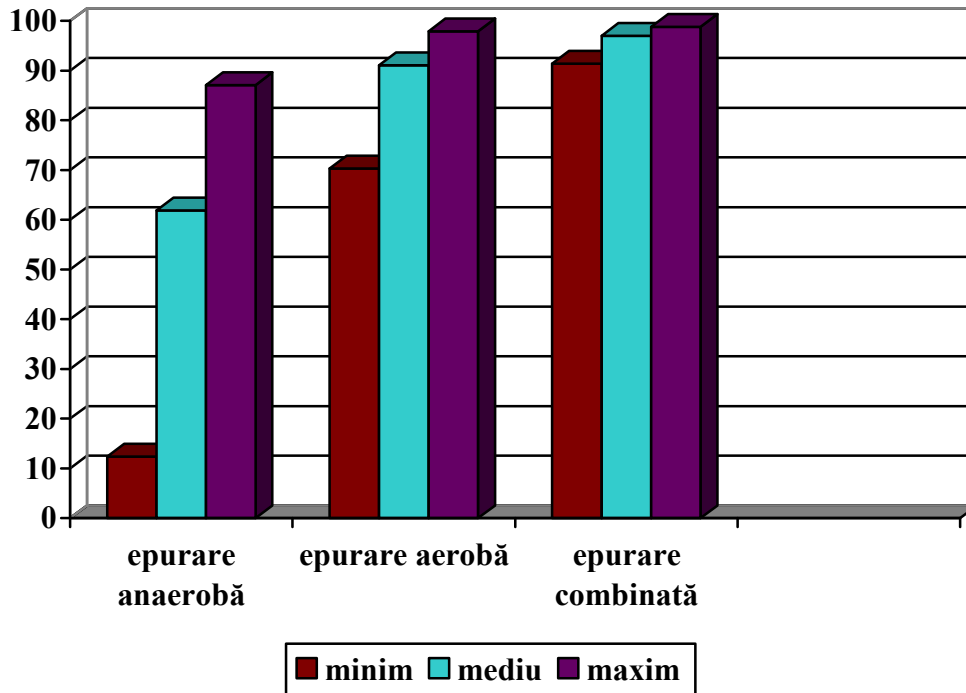


Figura 3.19 Eficiențele de reducere a CCO_{Cr} (%) pe stația de epurare

Pe plan național s-a adoptat acest tip de tratament combinat și la fabrica de bere S.C. Silva –Reghin [1], [46]

Datorită conținutului de substanțe de organice de aproximativ $800 \text{ mgO}_2/\text{l}$, stația de epurare a fost construită astfel încât să conțină:

▣ treapta mecanică

- camera cu grătar cu două compartimente, cu grătar curb cu curățire mecanică;
- bazin de aspirație cu cheson;
- stație de site;
- separator de grăsimi cu insuflare de aer;
- decantor primar longitudinal.

▣ treapta biologică

- bazin de compensare și stație de pompare;
- biofiltru cu diametru de 10 m, având două compartimente realizate din pereți inelari din beton armat monolit;
- decantor secundar orizontal longitudinal.

■ prelucrarea nămolului

- stabilizarea aerobă a nămolului se realizează într-un bazin închis;
- platforme de uscare a nămolului.

Valorile maxime admisibile au fost depășite doar la substanțele organice exprimate în CBO_5 și în CCO_{Cr} . Ceilalți indicatori (fenoli, detergenți, metale, substanțe extractibile, hidrogen sulfurat), nu au fost depășiți (excepție fac suspensiile).

În scopul măririi eficienței de epurare, peste valoarea de 60% luată în calcul la dimensionarea stației la nivelul treptei biologice, ar fi necesară fie realizarea a încă două biofiltre care să ducă la o scădere a încărcării organice sub $3,5 \text{ kg } CBO_5/m^3 \cdot \text{zi}$, fie introducerea unui reactor anaerob cu strat suspensional.

Apele reziduale după treapta mecanică au prezentat principalele caracteristici fizico-chimice:

- substanța organică (CCO_{Cr}) – 1400 – 2490 mgO_2/l ;
- pH – 5,3 – 9,6;
- suspensii – 260 – 384 mg/l .

S-a încercat verificarea eficienței prin introducerea unui reactor anaerob; pentru aceasta, principalul indicator urmărit a fost consumul chimic de oxigen, iar perioada de testare a fost de 18 zile, după o perioadă de cca 30 zile, necesară pentru pornirea instalației. Rezultatele obținute au dus la următoarele concluzii:

- concentrația substanței organice la intrarea în reactor a variat între 1400 – 2490 mgO_2/l , iar la evacuare între 200 – 710 $\text{mg O}_2/\text{l}$;
- eficiența procesului de epurare biologică prin anaerobie a variat de la 65,4 la 86,5%, la un timp de retenție de 4 – 6 ore și o temperatură de 30°C ;
- rata de epurare (CCO) a fost de 0,77 – 0,87 (g CCO redus/g SSV·zi);
- cantitatea de biogaz este de 0,82 – 1,23 g CCO_{CH_4} redus/g SSV·zi;
- cantitatea de metan a fost de 0,93 g CCO_{CH_4} /g CCO redus.

Tratarea aerobă a apelor reziduale asigură o eficiență de 60%; prin introducerea unui reactor anaerob cu strat suspensional, reducerea substanțelor organice s-a făcut până în domeniul 200-310 mgO_2/l , asigurând și o bună funcționare a biofiltrelor existente cu obținerea condițiilor solicitate pentru evacuarea apelor în rețeaua de canalizare de maxim 300 mgO_2/l .

În concluzie, s-a observat o creștere a eficienței procesului de epurare prin folosirea procedeelor combinate anaerobe-aerobe.

Mai recent, în țara noastră a fost introdusă tehnologia de epurare combinată anaerob-aerobă la fabrica de bere a companiei Interbriew de la Blaj, care prelucra apele reziduale în reactoare anaerobe de tip UASB urmate de epurare biologică în bazine cu nămol activat [135], [226].

Fabrica de bere a fost preluată de către Interbrew România în 2003, fiind punct de lucru pentru producerea mărcii de bere, Bergenbier.

Tehnologia de epurare adoptată inițial pentru prelucrarea apelor reziduale generate pe platforma industrială a fost apreciată ca incompletă.

Treapta biologică existentă inițial soluționează doar parțial reducerea compușilor organici, de aceea s-a decis re tehnologizarea stației de epurare, urmând pașii:

- demontarea rezervorului de aerare existent și construirea unui rezervor tampon nou;
- instalarea unui rezervor de corectare a pH-ului, acesta realizând o corectare automată a pH-ului;
- modernizarea reactoarelor anaerobe existente;
- utilizarea biofiltrului/ filtrului percolator existent;
- instalarea unui îngroșător de nămol în vederea depozitării nămolului aerob;
- instalarea unui sistem de recirculare continuă a nămolului de la decantoare, la tratarea aerobă.

Noua re tehnologizare va stabili modalitățile de rezolvare a neajunsurilor semnalate la tehnologia existentă, astfel încât apele epurate să corespundă cerințelor de calitate impuse prin legislația în vigoare, astfel:

- funcționarea în permanență a stației de epurare la parametrii proiectați;
- utilizarea tratării biologice anaerobe ca treaptă de pretratare a apelor reziduale din industria berii cu obținere de biogaz ca sursă de energie regenerabilă, urmate de tratarea biologică pentru nitrificare - denitrificare;
- mărirea siguranței în funcționare a stației prin introducerea de utilaje și echipamente cu fiabilitate mare.

Tabelul 3.17 Parametri procesului

| Parametru | Unitate de măsură | Influentul model intenționat | Influentul actual | Limite de descărcare |
|--------------------|--------------------------|-------------------------------------|--------------------------|-----------------------------|
| Flux | m ³ /zi | 2063 | 700-1400 | - |
| CCO tot | mg/l | 2170 | 1427 | - |
| CBO | mg/l | 1300 | 882 | 82 |
| MTS | mg/l | - | 515 | 158 |
| pH | - | - | 4.5 – 10 | 6.5-8.5 |
| Temperatură | °C | - | - | < 30 |

Influentul modelului propus are următoarele caracteristici:

2681 kg CBO₅/zi

4500 kg CCO_{Cr}/zi

Pentru realizarea diagramei hidraulice, respectiv fluxurilor de masă, au fost folosiți următorii parametri:

- Eficiența reactorului anaerob 80%;
- Producția de biogaz 0,3 m³ gaz metan/ kg CCO_{Cr} îndepărtat;
- Concentrația nămolului aerob 5 g/l;
- Producția în exces de nămol aerob 0,4 g TS/ kg CBO₅.

Dimensionarea stației de epurare:

1. Pompe

Pompele existente rămân operaționale și vor avea funcția de a pompa apa reziduală în noul rezervor tampon. Nivelul apei din pompe este măsurat de către câteva comutatoare de nivel, care pot activa pompele influent. Sunt instalate trei pompe influent, fiecare cu capacitatea nominală de 86 m³/h. Una din pompe funcționează în caz de urgență, iar celelalte două sunt puse în funcțiune în funcție de nivelul apei din pompe.

Volum operațional pompa: 6,5 m x 3,4 m x 2,9 m;

Variația nivelului apei: 1,8 m - 2,9 m;

Capacitate maximă 64 m³.

2. Rezervorul tampon

Apa reziduală este pompată în rezervorul tampon cu un debit de $86 \text{ m}^3/\text{h}$ (timpul de retenție 9,1 h); înainte de a ajunge în rezervorul tampon apa trece printr-un filtru static, unde sunt reținute particulele solide sau în suspensie de dimensiune mai mare, de unde vor cădea într-un container. Apa astfel filtrată ajunge în rezervorul tampon, fiind amestecată în mod continuu de către două mixere submersibile.

Rezervorul tampon trebuie să aibă un volum suficient pentru a asigura un volum constant al stației de epurare pentru flux, pH și caracteristicile de deșeu a influentului. Astfel deci, rezervoarele de aerare existente pot fi demontate și înlocuite cu un rezervor tampon mai mare, cu o capacitate de $1000 \text{ m}^3/\text{h}$.

Nivelul de bază al acestui rezervor tampon este același cu rezervoarele de aerare înlocuite. Nivelul apei din rezervorul tampon va fi monitorizat continuu de aparate de măsură de tip hidrostatic. Fluxul influent anaerob sau fluxul de recirculare poate fi ajustat automat în funcție de nivelul de apă măsurat în rezervor.

Caracteristicile noului rezervor tampon:

Volum operațional: 10 m x 22 m

Variații nivel apă reziduală: 0,5 m - 5,1 m

Capacitate maximă: 1100 m^3 (excluzând rezervorul pentru corecția pH-ului)

Din datele de mai sus rezultă un timp maxim de retenție de 13 ore în rezervorul tampon.

3. Corectarea pH-ului prin injectare de abur

Cea mai eficientă modalitate de corectare a pH-ului este integrarea rezervorului de neutralizare în rezervorul de tampon, astfel realizându-se corectarea pH-ului fără instalarea unor pompe adiționale. Nivelul apei din rezervorul tampon fiind același cu cel din rezervorul de corectare a pH-ului. Influentul anaerob se pompează la baza bazinului.

Caracteristicile rezervorului de corectare a pH-ului:

Volum operațional: 2 m x 2 m

Variații nivel apă reziduală: 0,5 m - 5,1 m

Capacitate maximă: 20 m^3

Măsurarea pH-ului în rezervorul de corecție este continuă se va realiza prin metode submersibile, aproape de fundul rezervorului. Măsurarea pH-ului este în legătură directă cu dozarea bazei sau a acidului, aceasta realizându-se cu ajutorul unor pompe de dozare.

Din rezervorul de corectare a pH-ului, apa este pompată în reactoarele de epurare anaerobă; pompele au capacitatea de aproximativ 120 m³/h, acest volum acoperind atât cei 86 m³/h volum nominal, cât și volumul de recirculare dinspre reactorul anaerob spre cel de corectare al pH-ului. Sunt două pompe ce realizează pomparea din reactorul de corectare în cel anaerob primul fiind activ, iar al doilea de rezervă. Un sistem adițional de injecție a aburului este instalat la nivelul conductei de evacuare a pompelor anaerobe ale influentului.

Injecția aburului este executată automatizat, fiind controlată de către senzori termici în ambele reactoare anaerobe și în conducta influentului anaerob.

4. Reactoarele anaerobe

Volumul activ al reactoarelor anaerobe (luând în considerare singura parte cilindrică până la nivelul de 5,25 m), este de aproximativ 370 m³/reactor. Așadar, volumul activ total este de aproximativ 740 m³.

Acest volum dă o încărcare volumetrică a CCO_{Cr} de:

- 6,1 kg CCO_{Cr}/m³ pentru fluxul proiectat, la o încărcare a nămolului de 0,25 kg CCO_{Cr}/kg nămol
sau:
- 2,8 kg CCO_{Cr}/m³ pentru fluxul actual, la o încărcare a nămolului de 0,11 kg CCO_{Cr}/kg nămol

Reactorul fiind umplut 50% cu nămol de concentrație 50 g/l, rezultă o concentrație medie de 25 g/l. Ambele sunt acceptate, reactorul având o eficiență generală de 80% până la 85%. Reactoarele anaerobe au fost recondiționate și revopsite, de asemenea, a fost introdus un nou sistem de injecție al influentului. În cazul diagramei bloc, eficiența reactoarelor s-a considerat a fi de 80%.



Figura 3.20 Reactoare UASB

Influentul ($111 \text{ m}^3/\text{h}$) este pompat în reactoarele anaerobe (timp de retenție hidraulic 3,3 h) cu ajutorul a două pompe anaerobe. Fluxul influentului este măsurat prin metode electromagnetice, fiind regularizat cu ajutorul unei valve de natură pneumatică sau electropneumatică. Fluxul în mod normal va fi menținut la un punct constant, dar putând fi ajustat în cazul în care nivelul apei din bazinul tampon crește peste limita normală.

Efluentul (debit $87 \text{ m}^3/\text{h}$) de la reactoarele anaerobe curge gravitațional înspre post-tratarea aerobă. Un flux mai redus va recircula apa înspre rezervorul de corectare printr-o conductă de recirculare echipată cu o valvă acționată manual. Această conductă de recirculare dă posibilitatea de a întoarce un flux al efluentului anaerob de +/- 50%, aproximativ $40\text{-}45 \text{ m}^3/\text{h}$, din fluxul nominal al influentului în rezervorul de corectare. Efluentul anaerob are următoarele caracteristici: CCO - 436 mg/l , CBO_5 – 260 mg/l .

5. Post-tratarea aerobă

Bazinele de aerare preexistente, nu s-au înlocuit, ci au fost puse în funcțiune ca și rezervoare pentru post-tratament aerob (volum $4 \times 180 = 730 \text{ m}^3/\text{h}$). Aceasta permite o încărcătură a CBO_5 (luând în considerare o eficiență a tratamentului de 80%) de:

- **$0,71 \text{ kg CBO}_5/\text{m}^3$** pentru fluxul proiectat. La o încărcătură a nămolului de $0,14 \text{ kg CBO}_5/\text{kg nămol}$
- **$0,33 \text{ kg CBO}_5/\text{m}^3$** pentru fluxul actual. Nămolul având încărcătura de $0,066 \text{ kg CBO}_5/\text{kg nămol}$

Ambele încărcături volumetrice prezentate mai sus ($< 0.80 \text{ kgCBO}_5/\text{m}^3$) sunt acceptabile și trebuie să asigure o calitate a efluentului de +/- $50 \text{ mg CBO}_5/\text{l}$ (după decantarea efluentului).

Cele patru bazine de aerare existente sunt folosite într-o configurație în serie, efluentul anaerob curgând împreună cu apa recirculată de la decantoarele de nămol în primul compartiment de aerare, apoi curge înspre debușul din compartimentul al patrulea. Fiecare compartiment este bine aerat de către un sistem de aprovizionare de bule de aer fine, fiecare compartiment fiind prevăzut cu o valvă de reglare manuală.

În compartimentele 3 și 4 sunt instalate aparate de măsură pentru cantitatea de oxigen dizolvat. Pentru alimentarea sistemului aerob cu aer, sunt instalate două suflante, prevăzute cu convertori de frecvență, pentru reglarea automată a fluxului de aer.

Caracteristicile rezervoarelor de epurare aerobă:

- Volum operațional al rezervoarelor de aerare: **$4 \times 6,2 \text{ m} \times 6,1 \text{ m}$**
- Variația nivelului apei: **$5,1 \text{ m}$**
- Capacitate maximă: **730 m^3**



Figura 3.21 Bazine cu nămol activat

6. Decantoarele

Influentul aerat cu un debit de $263 \text{ m}^3/\text{h}$ este introdus în două decantoare. Debitul influentului aerat în fiecare din cele decantoare este $132 \text{ m}^3/\text{h}$. La deșeurul celui de al patrulea compartiment al tratării aerobe este instalată o cutie de distribuție, de unde amestecul nămol/ efluent este împărțit în două fluxuri separate, care antrenate de forța gravitațională, se scurg prin două conducte diferite, la orificiul de intrare de la nivelul inferior a celor două decantoare de nămol.

Decantoarele de nămol/ efluent au un diametru de 12 m, având o suprafață totală de 226 m^2 . Acestea au o încărcare de suprafață de:

- $0,38 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$, pentru fluxul proiectat
- $0,26 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$, pentru fluxul actual

Tehnologii de epurare a apelor reziduale

Ambii parametri sus prezentați se înscriu în limitele admise, ba mai mult stația de epurare poate funcționa și cu un singur decantor de nămol/ efluent. Recircularea nămolului este executată gravitațional (o dată pe zi de valve manuale).

Această recirculare poate fi ajustată forțat cu ajutorul a unor pompe de recirculare înapoi la partea de intrare în reactoarele aerobe (24 de ore din 24 de ore). Trei pompe sunt instalate, una la fiecare decantor și una de rezervă.

Capacitatea pompelor este de $3 \times 100 \text{ m}^3/\text{h}$. Pentru fiecare pompă s-a instalat o conductă de aspirare, astfel se asigură o rată de recirculare fixă pentru fiecare decantor.

Nămolul este decantat și trimis la prelucrare, iar o parte este recirculat ($D = 176 \text{ m}^3/\text{h}$).



Figura 3.22 Decantoare secundare

7. Îngroșătorul de nămol

Îngroșătorul de nămol este o necesitate pentru tratarea sau stocarea nămolului. Fluxul către decantorul de nămol este executat cu ajutorul unei ramificații în conducta de recirculare al decantorului de nămol, situată la limita de vărsare. Apa peste limita de vărsare a îngroșătorului de nămol va scurge înapoi, gravitațional, înspre rezervorul de corecție a pH-ului.

Caracteristicile îngroșătorului de nămol:

- Dimensiuni: diametrul de **6 m**
- Înălțime/ nivelul apei: **5,5 m/ 5 m**

8. Arzătorul de biogaz

Biogazul generat în timpul procesului anaerob este ars într-un arzător simplu, cu o capacitate de 80 m³/h



Figura 3.23 Arzător biogaz

Și pentru epurarea apelor reziduale provenite de la fabrica de băuturi răcoritoare carbogazoase Walmark – Slovacia s-a adoptat o tehnologie bazată pe epurarea biologică anaerobă urmată de post-epurare aerobă. Epurarea anaerob-aerobă a apelor reziduale provenind de la producția de băuturi răcoritoare asigură o eficiență mare în îndepărtarea poluării organice [155].

Tehnologia adoptată cuprinde următoarele utilaje:

- stație de pompare;
- grătar pentru reținerea materiilor grosiere;
- bazin de omogenizare;
- bazin anaerob;
- bazin selector;
- bazin de sedimentare (decantor secundar);

3.4 Tehnologii anaerobe utilizate în epurarea apelor reziduale din industria alimentară

Epurarea anaerobă a apelor reziduale cu încărcări organice medii și mari își are sursa de inspirație în procesele de fermentare a nămolurilor.

În cazul stațiilor de epurare anaerobă, microorganismele transformă substanțele organice în absența oxigenului în biogaz, apă și mici cantități de noi celule bacteriene. Biogazul obținut, care conține: CH₄ (60-90%), CO₂ (10-40%), H₂S (0,1-3%) poate constitui o sursă de energie [2], [10].

Cel mai simplu sistem de epurare anaerobă este **reactorul cu amestecare continuă**. În aceste sisteme timpul de retenție al nămolului este egal cu timpul hidraulic, iar capacitatea de epurare este limitată.

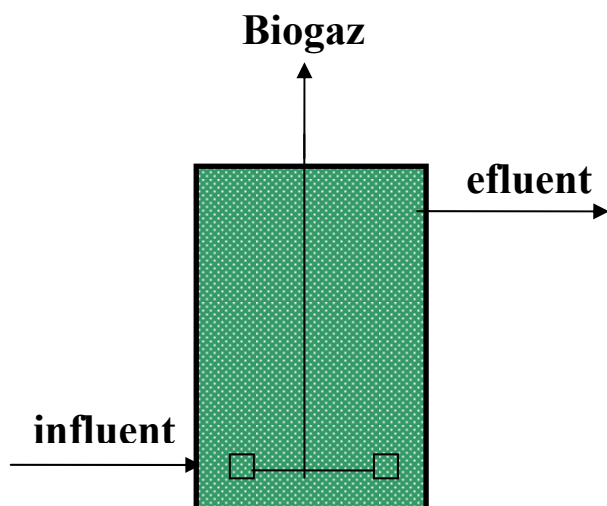


Figura 3.24 Reactor cu amestec complet [21]

Epurarea anaerobă de contact se realizează în reactoare cu amestecare completă și alimentare continuă, urmate de un decantor. Comparativ cu reactorul cu amestecare completă, timpul de retenție hidraulic se reduce de 2 până la 4 ori, depinzând de performanța decantorului (pentru că nămolul anaerob este flocculent și diluat acest sistem operează cu debite volumetrice mici) [1], [46], [56].

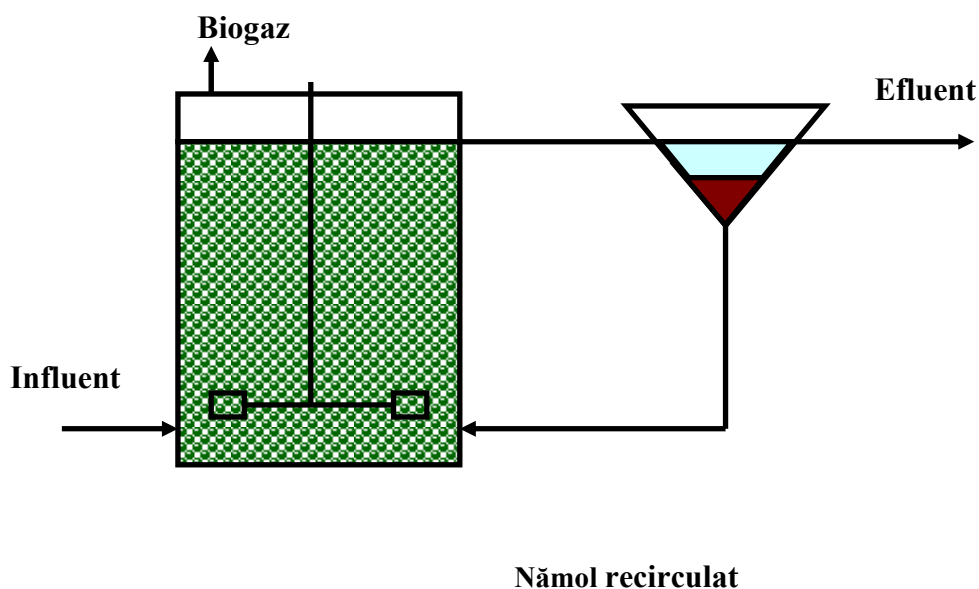


Figura 3.25 Reactor anaerob de contact

Reactorul anaerob de contact a fost aplicat efluentului provenit din industria brânzeturilor având următoarele caracteristici:

- compoziția efluentului CCO_{Cr} $4,7 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$;
- timp de retenție hidraulic (HRT) redus de la 60 la 7 zile;
- încărcarea nămolului a fost $4,3 - 18,3 \text{ kg CCO}_{\text{Cr}} \text{ m}^{-3}\cdot\text{zi}^{-1}$;
- producția de gaz $0,28 - 0,59 \text{ kg}^{-1} \text{ CCO}_{\text{Cr}}$ îndepărtat a dus la proporția de îndepărtare CCO_{Cr} de 83%; compoziția biogazului este 76% CH_4 , 20% CO_2 și 4% azot [21].

Această tehnologie a fost aplicată și în industria cărnii: instalația industrială funcționând cu o capacitate de 5340 m^3 ; apele reziduale brute au avut un conținut mediu de suspensii de 988 mg/l și $\text{CBO}_5 = 1381 \text{ mg/l}$.

Timpul de staționare în rezervorul de contact era de 3,5 h, vârsta nămolului de 10 - 17 zile, concentrația optimă de nămol de 13 - 14 g/l substanțe solide în suspensie, din care 10 - 11 g/l substanțe volatile, iar temperatura de fermentare de circa $32,2^\circ\text{C}$.

Efluentul instalației de contact anaerob a avut un conținut de suspensii de 198 mg/l și $\text{CBO}_5 = 129 \text{ mg/l}$, ceea ce corespunde la o eficiență în îndepărtarea suspensiilor de 80,2% și, respectiv a CBO_5 -ului, de 90,8% [142].

Efluentul instalației a fost introdus apoi într-un iaz de stabilizare cu un timp de staționare de 2,5 zile. În iaz, CBO_5 -ul rezidual s-a redus în proporție de 80%, iar suspensiile în proporție de 88%. Eficiența totală realizată este de 98,2% CBO_5 și de 97,6% suspensii, efluentul iazului are un conținut în CBO_5 de 26 mg/l și în suspensii de 23 mg/l .

Schema fluxului tehnologic este prezentată în figura următoare [142].

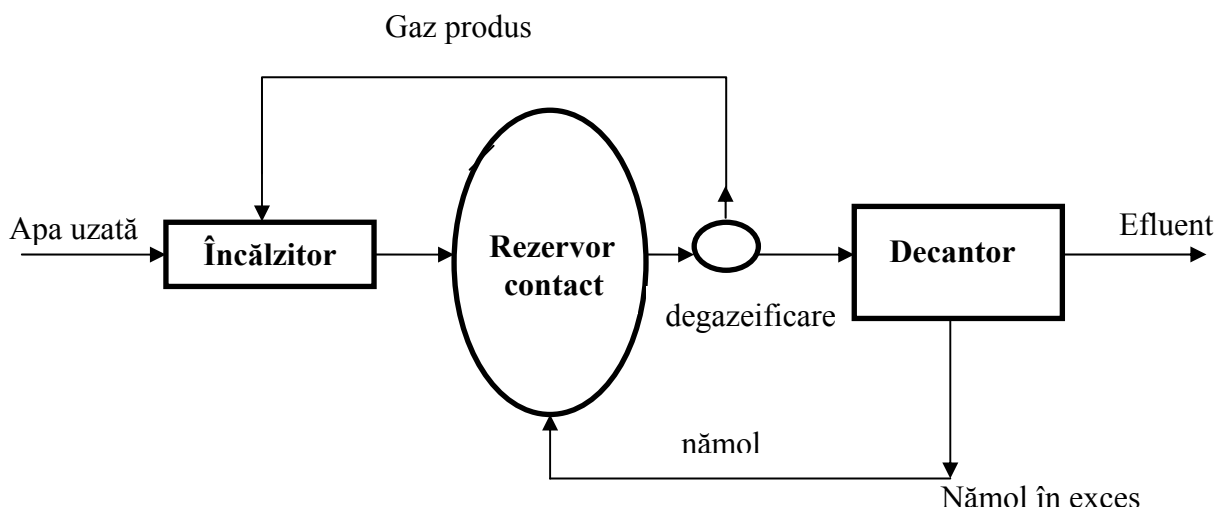


Figura 3.26 Schema procedurii anaerob de contact

În țara noastră, epurarea anaerobă de contact a fost studiată de către Gh. Constantinescu, în anii '70, utilizând ape reziduale din industria alimentară [46].

Rezultatele obținute au fost sintetizate sub forma următoarelor concluzii:

- eficiențele obținute în reducerea încărcării organice, exprimate în CBO_5 au fost 60-95% pentru încărcări organice ale bazinelor de fermentare de $0,66-3 \text{ kg } CBO_5/m^3 \cdot \text{zi}$;
- amorsarea la pornire a instalațiilor s-a realizat în 5-10 zile, fără a apela la nămol preluat de la alte instalații;
- tratând apele epurate biologic anaerob cu var în doze de 100 mg/dm^3 , eficiența de eliminare a substanțelor organice (CBO_5), a crescut de la 80-85% la 95-96%;
- după instalarea stării de echilibru a procesului la toate experiențele au rezultat gaze de fermentație: CH_4 , CO_2 etc;
- la încărcări organice de peste $20\,000 \text{ mg } O_2/dm^3$, indiferent de gradul de recirculare, s-a constatat că sistemul este inefficient [47].

Odată cu intensificarea cercetării, în epurarea anaerobă s-au introdus o serie de reactoare ce asigură o eficiență mult mai mare a procesului.

Filtrele anaerobe (figura 3.27) utilizează un material-suport pe care sunt fixate microorganismele. Neajunsul acestui sistem constă în pericolul apariției de „scurtcircuite” și „zone moarte în reactor”. În epurarea biologică a apelor reziduale din industria cărnii, o lungă și frecventă utilizare au avut-o filtrele biologice-turn [84].

Filtrele biologice au fost utilizate la epurarea unor ape concentrate de la fabricarea glutenului și a amidonului din grâu. S-au utilizat trei filtre cu diametrul de 9,1 m și înălțimea de 6,1 m. Pentru fiecare filtru s-au aplicat zilnic 490 m³ apă uzată, cu o încărcare de 6500 mg/l CBO, 8800 mg/l CCO, respectiv, 2650 mg/l MTS. Pentru amorsare, filtrele au fost aclimatizate timp de 45 zile cu nămol fermentat. S-au obținut reduceri ale CCO_{Cr} de 64%, iar a materiilor în suspensie de 45%.

Pentru îmbunătățirea desfășurării proceselor biologice de epurare, în literatura de specialitate sunt menționate efectele adăugării unor substanțe în apa aflată în reactorul biologic [84].

Astfel, pentru reducerea mirosurilor s-a folosit cărbune activ introdus în fermentatoare, pentru corectarea valorilor pH-ului s-a folosit bicarbonat de sodiu. Introducerea unor doze de bicarbonat de sodiu de 15 mg/l în zona grătarului stației a permis ca în treapta de biofiltre să se obțină un efluent cu CBO₅ mai mic de 10 mg/l, corespunzător unei eficiențe de 95%.

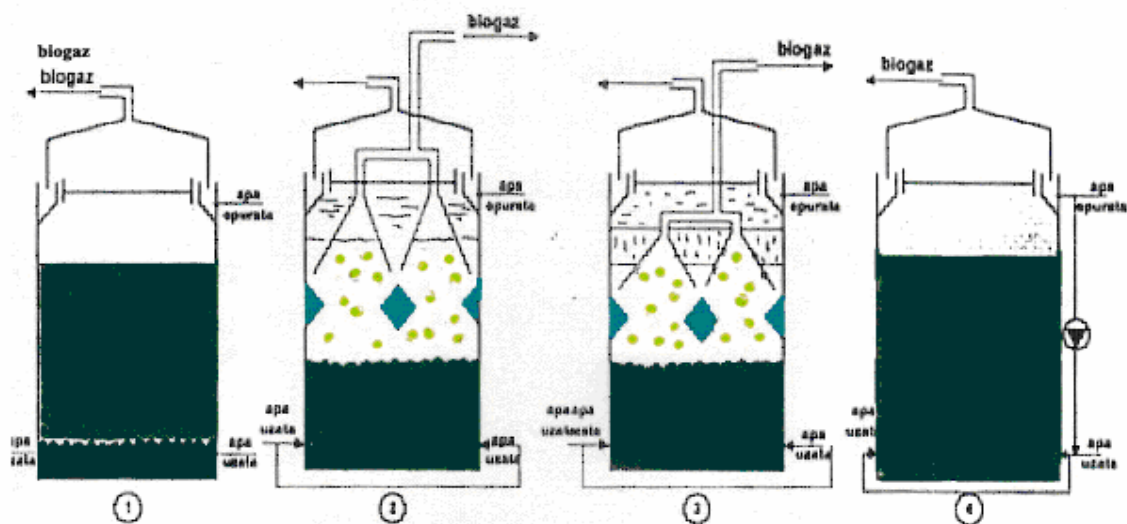


Figura 3.27 Reactoare anaerobe [56]

1 - Filtru anaerob; 2,3 – Reactor cu strat suspensional; 4 – Reactor cu pat fluidizat

Reactorul UASB este cel viabil și cel mai des folosit sistem anaerob pentru epurarea apelor reziduale din industria alimentară. Conceptul reactorului anaerob are ca scop epurarea unui influent de concentrație scăzută sau medie la un raport de încărcare volumetrică înalt și toate acestea cu un timp de retenție hidraulic scurt [89].

Conceptul reactorului UASB a fost dezvoltat ca un sistem cu o rată înaltă de epurare anaerobă bazat pe imortalizarea biomasei sub formă de aglomerări sau granule de nămol [2], [19], [37], [38], [101].

Reactoarele UASB sunt complet lipsite de materiale de suport. Influentul este distribuit cu ajutorul unui sistem sofisticat de admisie situat la baza reactorului. Datorită operării în contracurent se creează un strat suspensional la partea inferioară a reactorului. Producerea biogazului în stratul de nămol induce un amestec bun al nămolului cu influentul. În partea superioară a reactorului este montat un separator trifazic care permite separarea biogazului de efluentul tratat. Nămolul granular este reținut în interiorul reactorului [55].

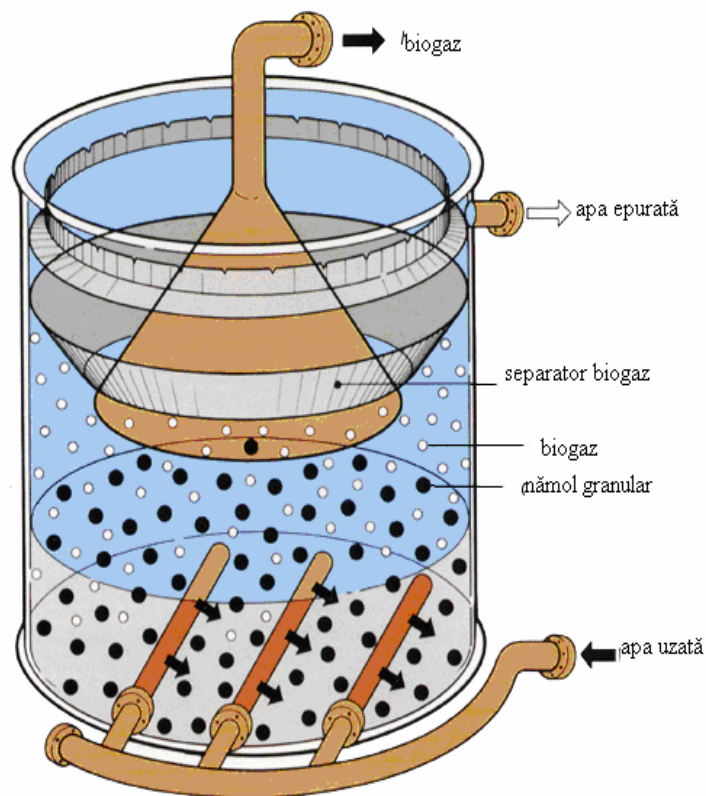


Figura 3.28 Reactor anaerob cu strat suspensional de nămol[55]

Epurarea în acest tip de reactor se realizează cu ajutorul coloniilor de microorganisme granulare cu un diametru cuprins între 1-3 mm. Acest tip de reactor a fost proiectat pentru a putea prelua producții mari de gaz și rate înalte de încărcări hidraulice [178], [182].

Dezavantajele reactorului anaerob cu strat suspensional:

- perioadă mai lungă de pornire;
- durata de staționare mare a apei (2-6 ori mai mare decât pentru epurarea aerobă);
- nereducerea formelor de azot, fosfor, sulf etc.

Avantajele reactorului anaerob cu strat suspensional:

- conversia unei cantități însemnate de compuși organici în biogaz cu un conținut ridicat de metan;
- calități îmbunătățite ale nămolului, cu caracteristici stabile, fără a exista riscul neplăcerilor cauzate de degajare de mirosuri neplăcute;
- se reduce cantitatea de nămol obținut la epurare, deci și costurile legate de prelucrarea acestuia;
- reducerea concentrației de germeni patogeni;
- creșterea capacității de epurare a treptei de epurare biologică aerobă cu 1,5-2,0 ori [114].

Reactorul anaerob de tip UASB a fost aplicat în epurarea apelor reziduale din industria brânzeturilor având următoarele caracteristici: timpul de retenție hidraulic: 2,5 zile, valoarea CCO_{Cr} : $4,6 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$, încărcarea nămolului: $0,5-9,0 \text{ kg } CCO_{Cr} \text{ m}^{-3} \cdot \text{zi}^{-1}$ și producția de biogaz $0,20-18,5 \text{ l} \cdot \text{zi}^{-1}$.

Compoziția gazului produs a fost de 78% CH_4 , 20% CO_2 și 2% azot. Degradarea încărcării organice a fost de 98%. Reactorul UASB este mult mai eficient în îndepărtarea materiei organice, dar nu și pentru îndepărtarea azotului și fosforului. Concentrațiile fosforului și amoniului cresc de la 38,5 la 79 $\text{mg } P_{\text{tot}} \cdot \text{l}^{-1}$ și de la 190 la 638 $\text{mg } N_{\text{tot}} \cdot \text{l}^{-1}$ [17].

Cu toate ca reactorul UASB își realizează sarcinile mulțumitor, după 1990, o nouă generație de reactoare a apărut în epurarea apei reziduale generate de industria alimentară: reactoarele cu pat fluidizat (FB), cu nămol granular expandat (EGSB) și cu circulație internă (IC) [132].

Reactorul cu pat fluidizat utilizează ca material suport (nisip, bile de sticlă, PVC) pe care sunt fixate microorganismele și menținute în stare de suspensie, datorită faptului că apa circulă în contracurent (este nevoie de o foarte bună decantare înainte de treapta biologică) [47], [162], [189].

Acest tip de reactor este des utilizat în industria berii și a brânzeturilor [38], [39], [147], [182].

În epurarea apei reziduale provenite din industria alimentară se mai folosesc **reactoarele cu nămol granular expandat (EGSB)**.

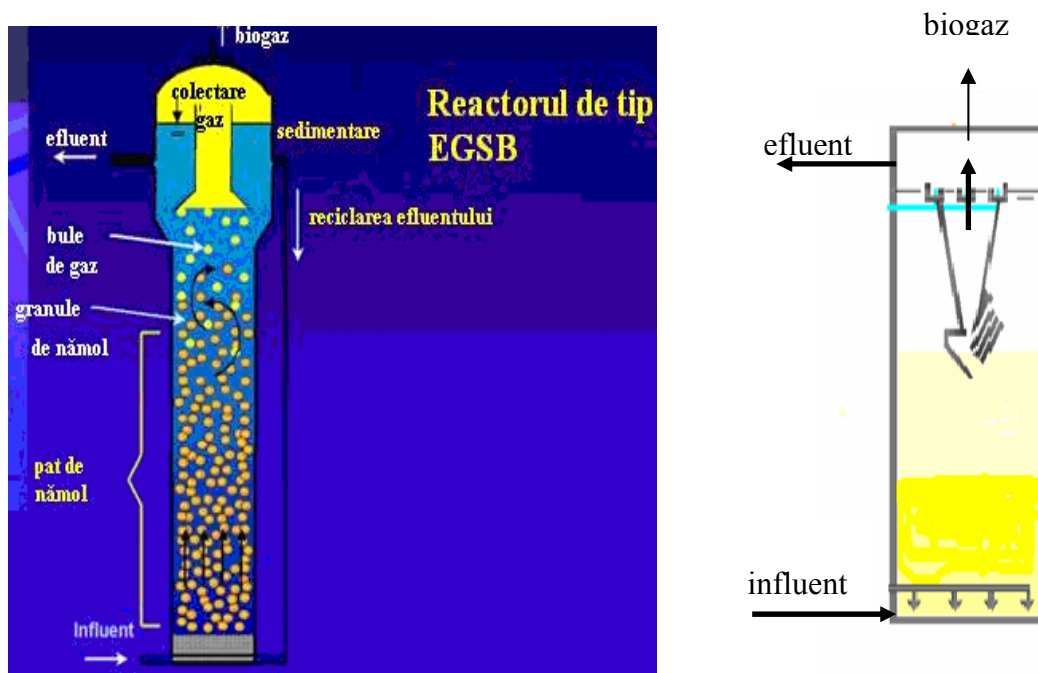


Figura 3.29 Reactor EGSB [55]

La fel ca și reactoarele UASB și la cele reactoarele de tip EGSB se produce separarea biogazului tot într-o singură treaptă, în vârful reactorului.

Reactorul EGSB este utilizat pentru epurarea apelor reziduale de la fabrica de bere Estrella Galicia. Instalația de epurare este formată din bazin de omogenizare, reactor de preacidificare și reactor cu pătură de nămol granular expandat [182].

Instalația a fost pusă în funcțiune în august 2001 tratând imediat în medie rate a influentului de $80 \text{ m}^3/\text{h}$ cu CCO_{Cr} de 3000 - 4000 mg/l, asigurând o eficiență de îndepărtare a CCO_{Cr} de 85-90%.

Volumul reactorului EGSB este de 800 m³, 26 m înălțime și 6,5 m diametru. El operează cu un debit constant de 200 m³/h. Valorile medii pentru acest sistem sunt de 6-9 kg CCO_{Cr}/m³·zi, cu o viteză superficială de 6 m/h.

Tabelul 3.19 prezintă principalele caracteristici pentru influentul și efluentul unei stații de epurare a apei uzate de la fabrica de bere Estrella Galicia [1].

Tabelul 3.19 Caracteristicile influentului și efluentului fabricii de bere

| Parametri | Influent | Efluent |
|----------------------------------|----------|---------|
| CCO _{Cr} total (mg/l) | 3500 | 500 |
| CCO _{Cr} solubil (mg/l) | - | 250 |
| MTS (mg/l) | 800 | 200 |
| TKN (mg/l) | 80 | 50 |
| P (mg/l) | 50 | 30 |
| AVG (mg/l) | - | 30 |

Concentrația solidelor în reactor este 30 g SSV/l și activitatea specifică 0,7 kg CCO_{Cr}/kg SSV·zi.

Creșterea cerințelor pieții pentru sistemele de tratare cu încărcări organice mari care necesită un spațiu de amplasare redus a determinat conceperea unui nou tip de reactor, cu denumirea **IC, reactor cu circulație internă** [53], [55].

Acesta constă din două secțiuni de reactor UASB montate într-un cilindru având înălțimea de 16-24 m. În acest reactor, influentul este pompat printr-un sistem de distribuție care permite un amestec efectiv cu efluentul recirculat și nămolul.

Amestecul dintre apa uzată și nămolul granular este mărit de debitul ascensional a influentului și a biogazului primar format și recirculat în patul fluidizat. Datorită contactului efectiv și intens apă uzată și biomasă permite ratelor de încărcare organică extrem de mari să atingă rate înalte de conversie. O particularitate specială a acestuia constă în separarea biogazului care se face în două etape.

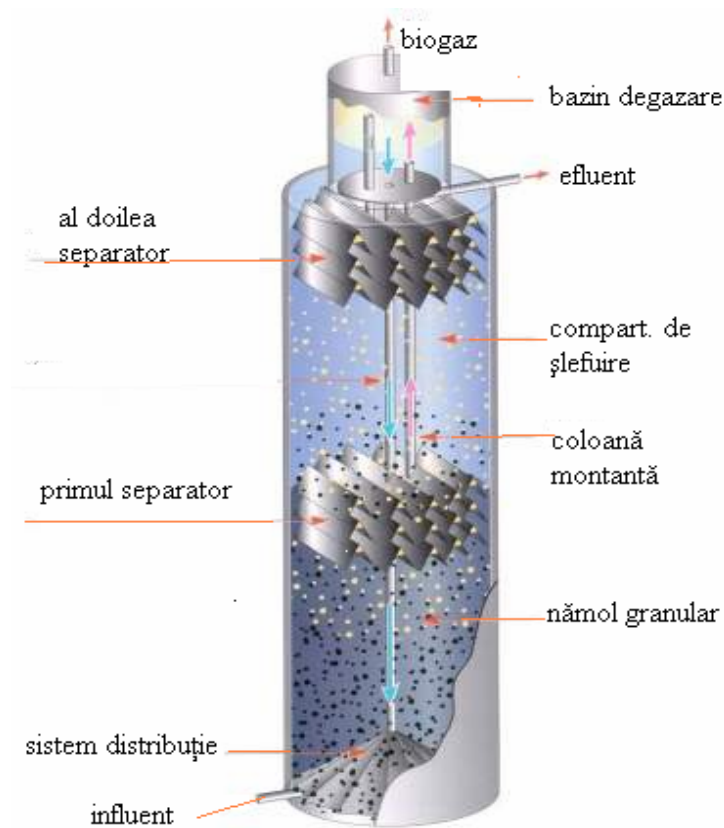


Figura 3.30 Reactor cu circulație internă, IC [131]

Biogazul colectat în prima etapă induce formarea unei circulații interne a apei uzate și a nămolului. Influentul este amestecat cu efluentul recirculat și cu nămolul realizându-se o diluție directă și o condiționare a nămolului. Contactul intens între apa reziduală și biomasa, cu o activitate înaltă a nămolului granular, permite în cazul unor încărcări organice extrem de mari să se atingă rate înalte de conversie [171], [180], [218].

Biogazul produs este colectat într-un separator trifazic (nămol, apă și gaz) denumit și decantor primar, de unde este condus către o conductă ascendentă de gaz. O parte din amestecul lichid este transportat în acest fel către separatorul gaz/ lichid la partea superioară a reactorului unde biogazul este separat de lichid și înlăturat.

După ce se realizează separarea biogazului, amestecul lichid este condus către radiatorul reactorului printr-o conductă descendentă, realizându-se și fenomenul de recirculare. Împreună cu apa reziduală este recirculat și nămolul granular.

După trecerea prin decantorul primar, apa reziduală continuă traseul ascendent în compartimentul de șlefuire, unde se reduce și cantitatea rămasă de CCO_{Cr} biodegradabil, iar nămolul rezultat se colectează în decantorul secundar. Acest compartiment permite continuarea tratamentului anaerob și o retenție a biomasei datorită ratei de încărcare scăzute a nămolului.

Ca rezultat a reducerii în proporție mare a compușilor organici biodegradabili în secțiunea de pat fluidizat și a colectării gazului de către primul separator, turbulența produsă de biogaz în compartimentul de șlefuire este redusă. Acest factor împreună cu viteza superficială a lichidului relativ redusă asigură o retenție optimă a biomasei solide, comparabile cu a reactorului UASB.

În cel de-al doilea compartiment al reactorului, concentrația nămolului este scăzută, ceea ce permite o mărire a patului deja existent, evitându-se pierderile de nămol pe perioada încărcărilor de vârf.

Activitatea metanogenică a nămolului granular în reactorul IC este de două ori mai mare decât în reactoarele UASB și cele convenționale; timpul de retenție în reactorul IC este mai mic cu 50% decât în cazul reactorului UASB, poate prelua valori ridicate ale ratelor de încărcare volumetrică estimate la 35 - 40 $kg/m^3 \cdot zi$ la viteze ascensionale de 8 - 10 m/h.

În plus, la avantajele enumerate pentru reactoarele cu nămol granular se mai pot menționa:

- cerințele minime pentru recircularea nămolului;
- nu necesită consum de energie pentru amestecul conținutului din reactor;
- amorsarea rapidă a sistemului;
- producție minimă de nămol în exces datorită concentrației înalte a nămolului granular și a activității sale metanogenice;
- nămol granular în exces cu proprietăți foarte bune, fiind bine stabilizat și deosebit de valoros ca material de amorsare pentru alte sisteme anaerobe;
- module de decantare compacte cu un design standardizat, ușor de instalat.

Tehnologii de epurare a apelor reziduale

Ponderea în care reactoarele prezentate sunt utilizate în industria alimentară este redată în figura 3.31. Datorită eficienței, precum și gradului ridicat de adaptabilitate la diferite concentrații ale apelor reziduale aceste reactoare se utilizează în cea mai mare măsură, nu numai în industria alimentară ci și în alte ramuri ale industriei (chimică, farmaceutică, diferite ramuri ale industriei agro-alimentare etc.)

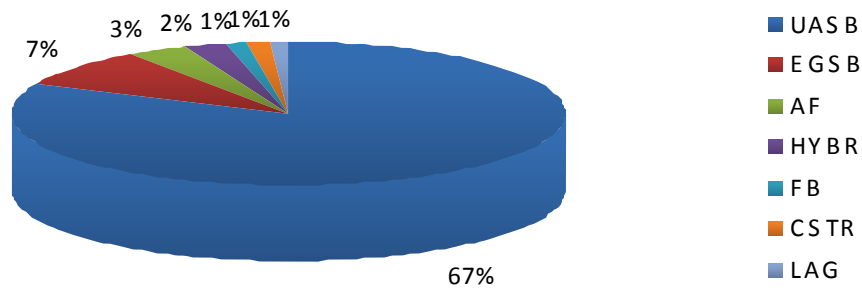


Figura 3.31 Sistemele anaerobe de tratare al apei uzate din industria alimentară (n=401)

În industria berii, reactorul IC a cunoscut în primii 5 ani de la prima punere în funcțiune o utilizare de 41% din totalul reactoarelor anaerobe utilizate (figura 3.32) [66], [84].

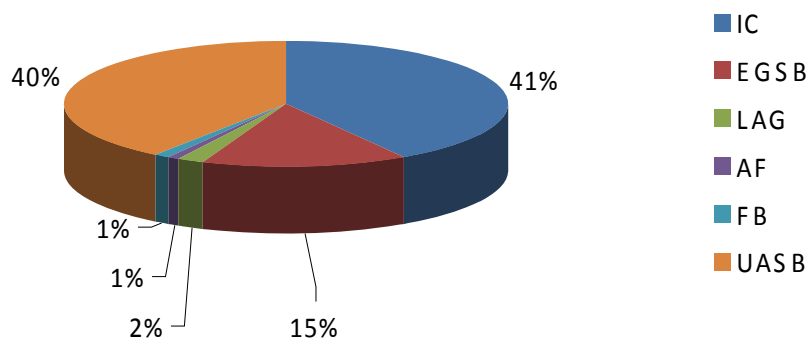


Figura 3.32 Sistemele de tratare anaerobe în industria berii, în 2002-2007 (n=106)

Tehnologii de epurare a apelor reziduale

În tabelul următor sunt redați principalii parametri de proiectare a reactoarelor prezentate anterior:

Tabelul 3.20 Parametri de proiectare a unor sisteme de epurare biologică anaerobă

| Tipul sistemului | Rata de încărcare volumetrică kg CCO/m ³ ·zi | Biomasă/ retenție | Biomasă/ contact apă reziduală |
|------------------|---|------------------------------------|---|
| CSTR | 1-5 | suspensie/ sedimentare externă | agitatoare mecanice/ biogaz |
| Filtru anaerob | 5-10 | atașat/ suspensie/ purtător | - |
| UASB | 5-15 | granular/ separator în 3 faze | flux hidraulic ascendent/ flux ascendent de biogaz |
| EGSB | 15-25 | granular/ separator în 3 faze | flux hidraulic ascendent/ flux ascendent de biogaz |
| IC | 20-30 | granular/ separator în 2x3 faze | flux hidraulic ascendent/flux ascendent de biogaz/ circulare internă |

Încărcarea organică a reactoarelor anaerobe este prezentată în tabelul 3.21

Tabelul 3.21 Încărcarea organică a reactoarelor anaerobe [140]

| | |
|----------------------------|---|
| Reactor anaerob de contact | 1 la 5.5 kg CCO _{Cr} /m ³ /zi |
| Filtru anaerob | 30 la 40 kg CCO _{Cr} /m ³ /zi |
| Reactor cu pat fluidizat | 10 la 15 kg CCO _{Cr} /m ³ /zi |
| UASB | 15 la 25 kg CCO _{Cr} /m ³ /zi |
| Digestor multiplu | 9 la 15 kg CCO _{Cr} /m ³ /zi |
| Reactor IC | 30 la 40 kg CCO _{Cr} /m ³ /zi |

Tehnologii de epurare a apelor reziduale

Conform unor cercetători cele mai des utilizate tipuri de reactoare a apelor uzate din industria alimentară sunt [111]:

Tabelul 3.22 Tipuri de reactoare utilizate frecvent pentru tratamentul anaerob al apelor uzate din industria alimentară

| Tip de industrie | Proces de contact | UASB | AF | FB | SBR |
|------------------|-------------------|------|----|----|-----|
| brânzeturi | oa | +a | - | - | - |
| distilerii | - | ob | ob | - | oa |
| ulei vegetal | oa | - | - | +a | - |

+ - recomandat; o - mediu; - fără date; a – sistem într-o etapă; b- sisteme în două etape

O stație de epurare a apelor uzate care utilizează doar procesul anaerob este fabrica de bere Groenlo, Olanda. La fiecare litru de bere se elimină 3-4 l apă reziduală, debitul total fiind de 1350 m³/zi. Începând cu anul 1988 a fost pusă în funcțiune o stație proprie, bazată pe metoda epurării anaerobe, în care se realizează o eficiență a degradării CCO de circa 75%.

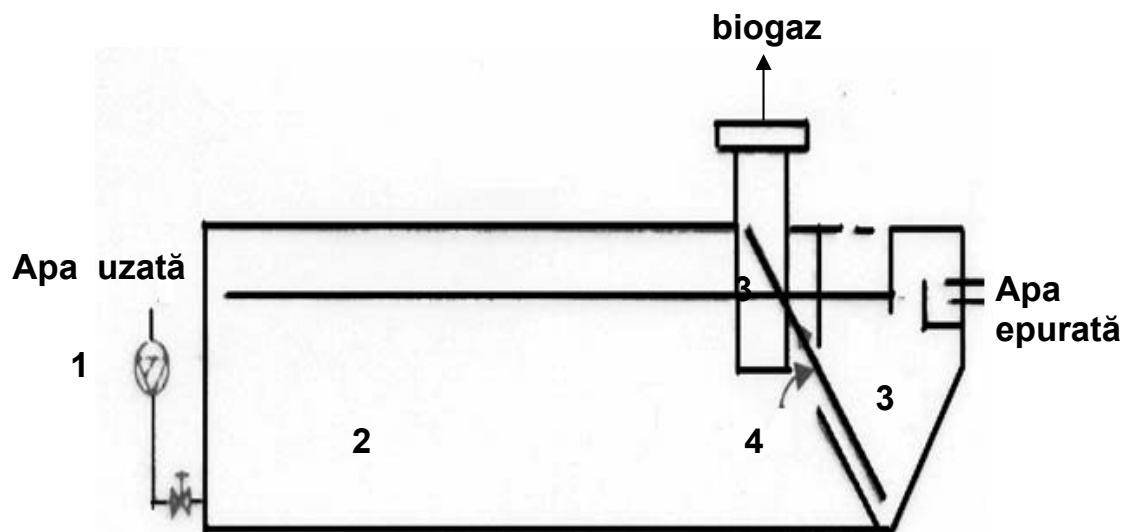
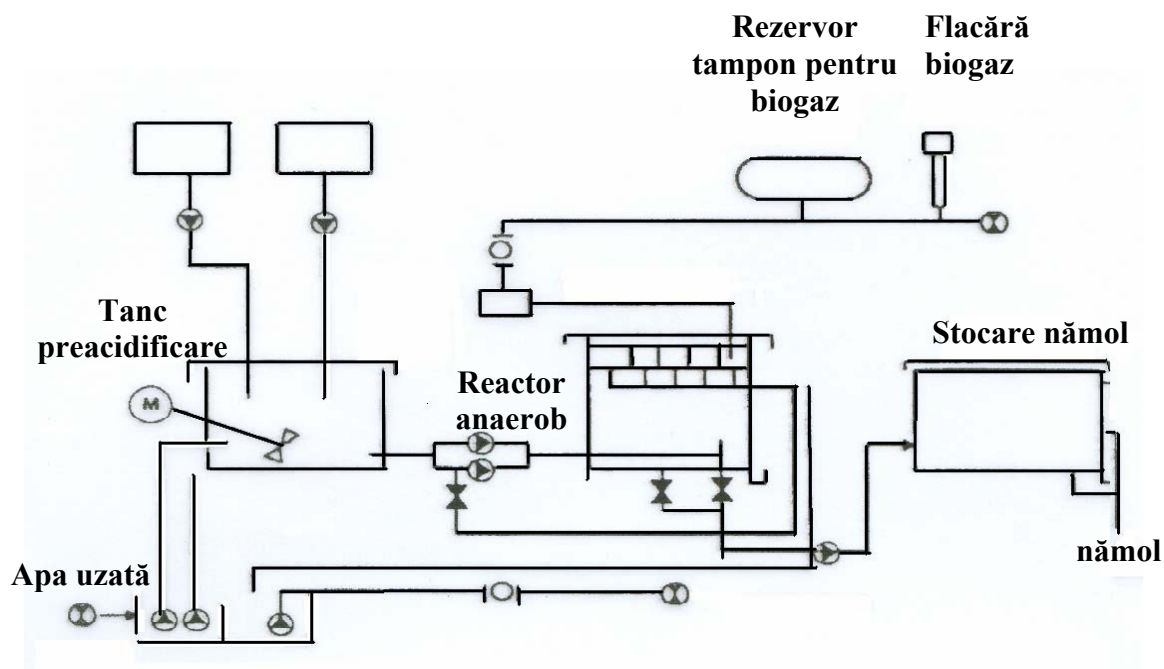


Figura 3.33 Stația de epurare a fabricii de bere Groenlo, Olanda [1]

Stația de epurare era compusă dintr-un tanc de preacidificare și omogenizare, cu un volum de 200 m^3 , un reactor anaerob de 300 m^3 la o rată a încărcării de $7\text{ kg CCO}_{Cr}/\text{m}^3\cdot\text{zi}$. La proiectarea stației s-a ținut cont și de posibilitatea extinderii ei cu 35%.

Un alt caz care utilizează tratarea anaerobă este stația de epurare a apelor provenite de la fabrica de bere SEBASTIEN ARTOIS din Armentieres, Franța [1].



Debit: 1350 m^3

CCO_{Cr} : 1500 mg/l

Volumul reactorului: 3000 m^3

Gradul de epurare: 77%

Temperatura: $25\text{-}35^\circ\text{C}$

Producția biogaz: $360\text{ m}^3/\text{zi}$

Figura 3.34 Stația de epurare a fabricii de bere Sebastien Artois, Franța [1]

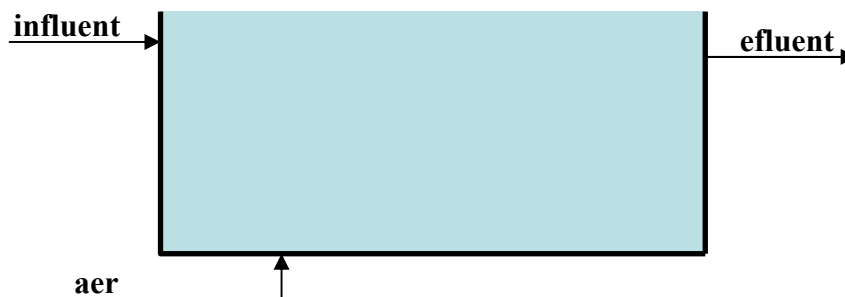
3.5 Tehnologii aerobe utilizate în epurarea a apelor reziduale din industria alimentară

Similar cazului reactoarelor anaerobe și reactoarele în sistem aerob pun mare accent pe un contact cât mai bun între biomasa aerobă și apă reziduală. Tehnologia se bazează pe acțiunea microorganismelor asupra compușilor organici, în prezența oxigenului furnizat fie de generatoare, fie de aerul din atmosferă. În decantorul secundar se realizează separarea nămolului de apă epurată aerob, iar nămolul în exces, bogat în microorganisme aerobe, este returnat în bazinul de aerare.

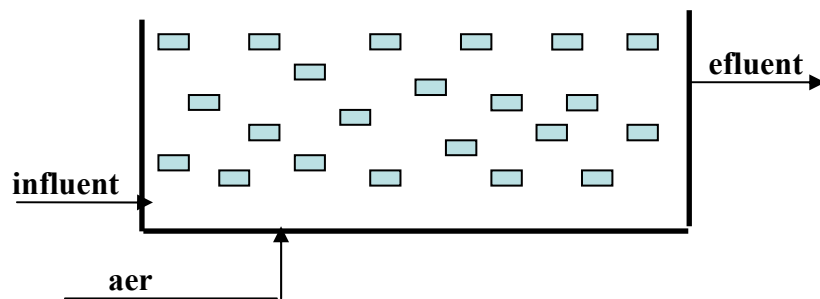
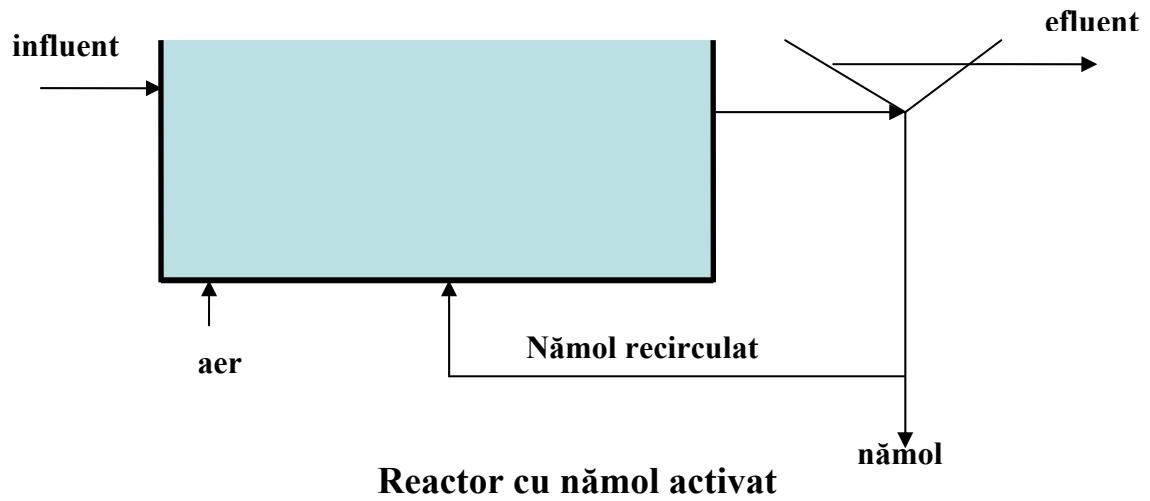
Bazinele aerobe nu au de obicei, un sistem special de reținere a nămolului, însă au fost folosite pe scară largă în industria alimentară; datorită acumulării nămolului în acest bazin este necesară golirea acestuia după o perioadă de timp.

Filtrele aerobe utilizează un material-suport pentru dezvoltarea microorganismelor implicate în conversia substanțelor organice.

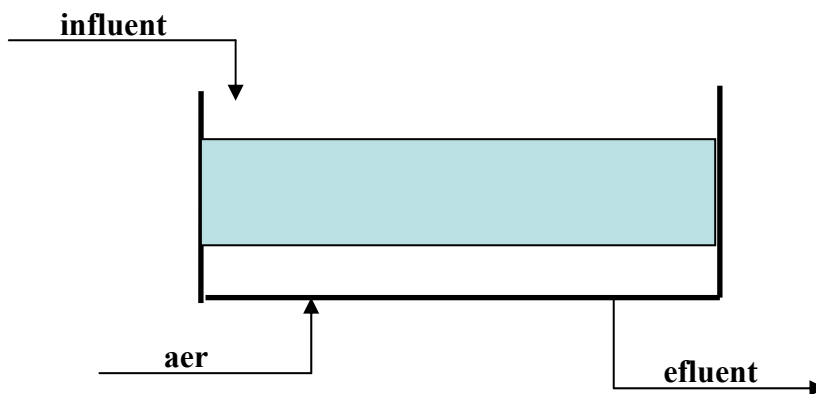
Reactoarele aerobe cu nămol activat sunt frecvente, fiind aplicate cel mai des în tratamentul efluenților industriei alimentare.



Bazin cu aerare



Reactor cu pat de nămol în mișcare



Reactor cu pat de nămol fix

Figura 3.35 Tipuri de reactoare aerobe

Mai recent au cunoscut o bună dezvoltare reactoarele aer-lift care operează cu nămolul granular aerob (de obicei, 20-40 MTS g/l), cu rate mari de încărcare de 5-10 kg/m³·zi, realizând și o bună oxidare a azotului organic la nitrat, la valori mai mici de 10 mg/l azot solubil.

Datorită unei bune tehnologii, producția de nămol este minimă. Reactoarele CIRCOX, cu unitate de denitrificare integrată, au o largă dezvoltare în tehnologiile de epurare a efluentului de la fabrici de bere și malț [56].

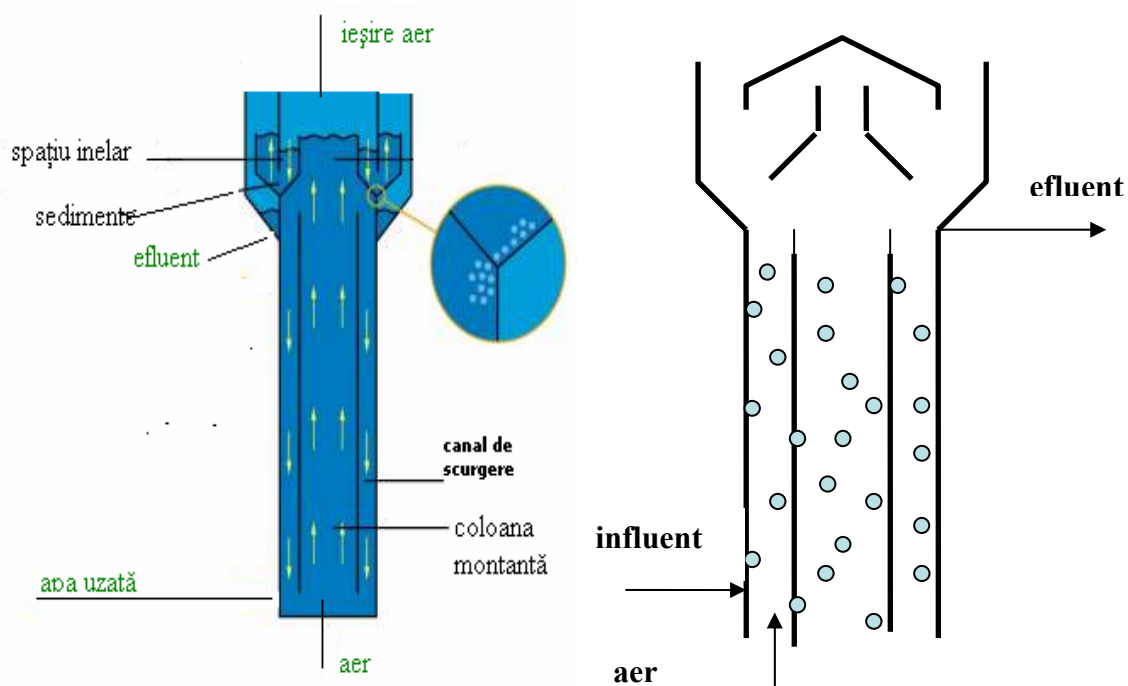


Figura 3.36 Reactor aerob, CIRCOX [56]

Din cauza diferenței de densitate se crează un curent aer-lift care realizează amestecarea și contactul cât mai omogen apă reziduală-biomasă. În acest reactor se obține o biomasă cu concentrație de 10-40 g MTS/l. Microorganismele dezvoltate în reactor permit îndepărtarea prin conversie biologică a compușilor dificili de amoniu și xenobiotici. Rata de conversie a compușilor cu azot este de 1-2 kg NH₄-N/m³·zi.

În 1999, primul reactor CIRCOX denitrificator are aplicație în epurarea apelor uzate de la fabrica de bere Grolsch, pretrată cu reactorul anaerob IC [180].

CAPITOLUL IV. CONSIDERAȚII TEORETICE ASUPRA PROCESELOR ANAEROBE DIN CADRUL EPURĂRII BIOLOGICE A APELOR UZATE

4.1 Aspecte generale

Biodigestia anaerobă poate reprezenta o opțiune de tratament biologic, pentru apele reziduale, configurându-se ca un important vector energetic, capabilă să furnizeze energie termică și electrică cu îndepărtarea eficientă a materiei organice, producere de biofertilizanți și reducerea microorganismelor patogene.

Procesul de digestie anaerobă a fost un fenomen spontan, natural, care degradează materia organică cu producere de „gaz de baltă”, gaz natural. Acest proces datează din anul 1776, când A. Volta a observat producerea de metan ca rezultat al fermentării vegetalelor în condiții anaerobe [11], [142].

Dalton, în 1804, stabilește compoziția chimică a metanului. Beauchamp stabilește în 1868 că microorganismele au un rol important în digestia anaerobă. În 1884, Pasteur investighează producerea biogazului din reziduuri animale, cu propunerea utilizării acestuia la iluminatul străzilor [112], [123], [129].

Criza economică din 1973 a determinat multe țări să valorifice potențialul energetic al reziduurilor animaliere și a celor provenite din industria alimentară.

Utilizarea digestiei anaerobe pentru tratamentul apelor reziduale și stabilizarea reziduurilor nu este un proces recent. În localități din China și India au fost utilizate reactoare simple pentru tratarea reziduurilor domestice și utilizarea produșilor procesului ca sursă de energie termică sau electrică [68], [78]. În 1857, în Bombai, India, a fost construită prima instalație destinată producerii de biogaz. Mai târziu, în 1939, India dezvoltă această tehnologie [9].

Odată cu criza energetică a anilor 70, în Brazilia s-a pus accent pe utilizarea energiilor regenerabile luând în considerare, în acest sens și tratamentul anaerob al reziduurilor [83]. Astăzi există un număr mare de tehnologii de digestie anaerobă care utilizează diferite tipuri de substrat, remarcându-se un progres continuu în acest domeniu.

În prima jumătate a secolului XX se realizează în laborator și pe instalații pilot procesul de digestie anaerob cu obținere de biogaz [25].

4.2 Digestia anaerobă în România

Degradarea anaerobă este propusă ca o alternativă pentru tratamentul reziduurilor lichide cu o încărcare organică mare și medie. Prin digestie anaerobă pot fi prelucrate diverse reziduuri organice ca: reziduuri industriale, abatoare, fructe, vegetale, biomasă agricolă [10], [57].

În țara noastră, lucrări de cercetare pentru introducerea reactoarelor anaerobe au fost efectuate după 1970, de Gh. Constantinescu, care a studiat cea mai eficientă metoda utilizată în perioada respectivă, epurarea anaerobă de contact. În anul 1975 s-a realizat primul echipament tehnologic de biogaz ce valorifica dejecțiile animale de la un complex de creștere a porcilor. Din anul 1982 au fost introduse echipamentele tehnologice de producere a biogazului la stațiile de epurare a apelor reziduale din orașele: Iași, Bacău, Timișoara, Oradea [1], [47].

Criza energetică declanșată în lume a făcut ca și apele reziduale provenite de pe vatra centrelor populate (cu temperaturi cuprinse între 25 – 35°C) să poată fii valorificate energetic prin introducerea în linia tehnologică, între treapta de tratare mecanică și treapta biologică, a unor digestoare cu fermentare anaerobă.

Apele prelucrate astfel vor fi trecute printr-o treaptă biologică avansată cu scopul de a se asigura parametrii de calitate ceruți prin normele tehnice NTPA 001/2005. Această soluție devine avantajoasă numai pentru apele reziduale colectate în sistem separativ.

4.3 Producții finali ai digestiei anaerobe

Principalii produși ai digestiei anaerobe sunt: biogazul, efluentul stabilizat, un nămol cu proprietăți îmbunătățite.

4.3.1 Biogazul

Este un amestec gazos format în principal din metan, dioxid de carbon și, în proporție mică, gaze ca: H₂S, H₂, NH₃ etc. Cantitatea și compoziția gazului de fermentare (biogaz) este dependentă de compoziția organică a materialului supus degradării și de funcționarea procesului.

În tabelele 4.1 și 4.2 sunt prezentate valorile medii ale compoziției biogazului în funcție de substratul utilizat. Potențialul caloric inferior al biogazului este aproximativ de 5250 kcal/m³, pentru un conținut de metan de 60% [121].

Tabelul 4.1 Compoziția biogazului în funcție de tipul de substrat utilizat

| Componente | Reziduuri agricole | Nămoluri provenite din epurare | Reziduuri industriale | Depozite de deșeuri |
|--------------------------|---------------------------|---------------------------------------|------------------------------|----------------------------|
| metan | 50-80% | 50-80% | 50-70% | 45-65% |
| dioxid de carbon | 30-50% | 20-50% | 30-50% | 34-55% |
| apa | saturat | saturat | saturat | saturat |
| hidrogen | 0-2% | 0-5% | 0-2 % | 0-1% |
| hidrogen sulfurat | 100-700 ppm | 0-1% | 0-8% | 0,5-100 ppm |
| amoniac | nesemnificativ | nesemnificativ | nesemnificativ | nesemnificativ |
| monoxid de carbon | 0-1% | 0-1% | 0-1% | nesemnificativ |
| azot | 0-1% | 0-3% | 0-1% | 0-20% |
| oxigen | 0-1% | 0-1% | 0-1% | 0-5% |

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

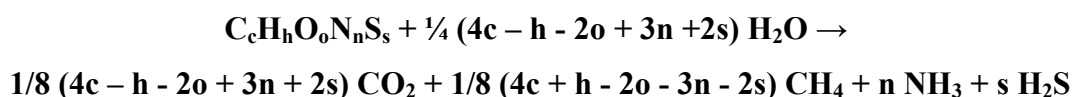
La descompunerea anaerobă a hidraților de carbon se formează biogaz cu o compoziție de $\text{CH}_4/\text{CO}_2 = 1/1$. Acest raport poate avansa până la $\text{CH}_4/\text{CO}_2 = 2/1$, cu cât este mai mare partea unor proteine și grăsimi bogate în carbon [121].

Tabelul 4.2 Producția și compoziția gazului pentru diferite grupe de substanțe organice

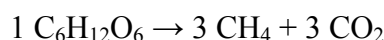
| Grupa | Producția de gaz cm^3/g substanță | Compoziția gazului, % |
|--------------------------|--|-------------------------------------|
| Hidrați de carbon | 790 | 50 CH_4 + 50 CO_2 |
| Grăsimi | 1250 | 68 CH_4 + 32 CO_2 |
| Proteine | 704 | 71 CH_4 + 29 CO_2 |

Din punct de vedere economic, cantitatea specifică și calitatea biogazului produs ca urmare a prelucrării anaerobe a apelor reziduale și a nămolului sunt parametrii importanți ai procesului.

Studii privind calculul cantității și compoziției biogazului au fost elaborate în jurul anilor 1930. Dacă compoziția apelor reziduale este cunoscută, cantitatea teoretică și compoziția biogazului poate fi calculată cu ecuația Buswell [28]:



Conform ecuației lui Buswell, pentru tratamentul anaerob a apelor reziduale cu poluanți carbohidrați, compoziția teoretică a biogazului este 50% CH_4 și 50% CO_2 :



Întrucât CO_2 este mai solubil în apă, odată cu descreșterea temperaturii și creșterea pH-ului, CO_2 reacționează cu formare bicarbonat/ carbonat și biogazul poate conține mai mult de 80% metan. Cantitatea totală a gazului este mai scăzută cu cantitatea de CO_2 care este absorbită și solubilizată în lichid. Apele reziduale cu un conținut de proteine și acizi grași pot genera mai mult de 50% metan.

Tabelul 4.3 Cantitatea, compoziția și conținutul energetic al biogazului

| Substrat | Cantitatea ($\text{cm}^3 \text{g}^{-1}$) | Compoziția | | Conținut energetic ($\text{kWh} \cdot \text{m}^{-3}$) |
|--|---|------------------|------------------|---|
| | | %CH ₄ | %CO ₂ | |
| Carbohidrați (hexoză) | 746,7 | 50 | 50 | 4,95 |
| Grăsimi (trigliceride conținând glicerol și 3 moli acid palmitic) | 1434 | 71 | 29 | 7,02 |
| Proteine (polialanină și reacția amoniului la (NH₄)₂CO₃) | 636 | 60 | 40 | 5,93 |

4.3.2 Efluentul

Caracteristicile efluentului depind de tipul de sistem adoptat pentru tratarea apelor reziduale și de încărcarea organică a acestora. De-a lungul procesului anaerob o parte din materia organică se transformă în metan, dar o parte este mineralizată și se regăsește în efluent.

4.3.3 Nămolul

Digestia anaerobă furnizează un nămol în cantitate mai mică comparativ cu tratarea aerobă, cu bune calități pentru a fi utilizat ca fertilizant pentru agricultură. Acest nămol conține nutrienți (N, P, Mg etc).

4.4 Principiile tratamentului anaerob

Fermentarea metanică a reziduurilor organice solide și lichide este un proces anaerob prin care se realizează mineralizarea progresivă a substanțelor organice datorită proceselor biochimice de oxido-reducere și conduce la formarea, pe de o parte, de dioxid de carbon prin oxidare, iar pe de altă parte, de metan prin reducere. În cadrul acestui proces de fermentare, gazul de amestec format este cunoscut sub denumirea de gaz de fermentare metanică, gaz de baltă sau de biogaz [1], [10], [11].

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Din punct de vedere chimic, biogazul este un amestec de gaze în care ponderea revine metanului, restul fiind dioxid de carbon și în proporții foarte mici, oxid de carbon, azot, hidrogen sulfurat, vapori de apă etc [113], [123].

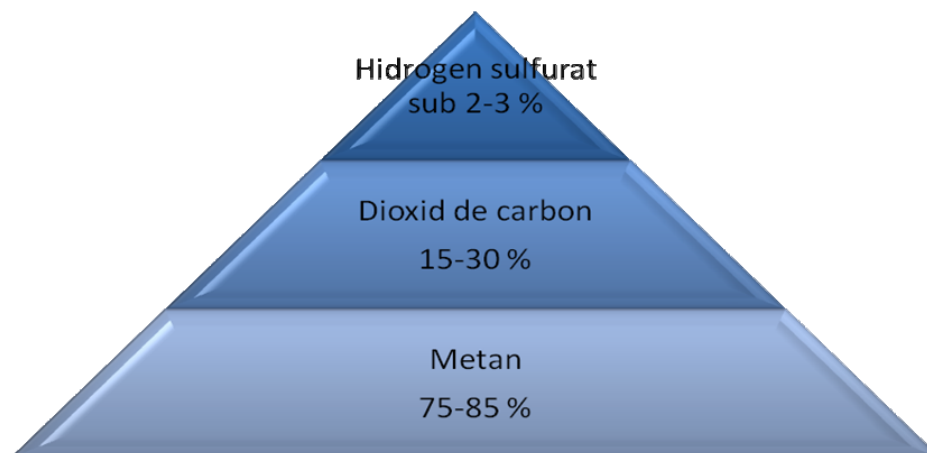


Figura 4.1 Compoziția biogazului

Fermentarea biologică poate avea loc în mlaștini și în terenurile inundabile, în sedimentele apelor dulci și sărate, în nămolurile provenite de la epurarea apelor reziduale menajere orășenești și comunale, în gunoiul de grajd și în reziduurile organice de la depozitele de gunoi, în apele reziduale din industria alimentară. Același proces microbiologic este similar cu procesul care are loc în stomacul oamenilor sau în rumenul animalelor.

În cadrul proceselor de fermentare anaerobă substanțele macromoleculare din reziduurile organice, polizaharidele (celuloza, hemiceluloza etc), proteinele și lipidele, sub acțiunea enzimelor extracelulare (celulaze, hemicelulaze, proteaze etc) se descompun în molecule simple (glucoza sau alți produși zaharoși, aminoacizi, acizi grași volatili, apă și alți produși organici micromoleculari), după care, cu ajutorul bacteriilor, descompunerea continuă formându-se acizii organici reduși (acidul formic și acidul acetic), dioxid de carbon, hidrogen și apă.

În timpul sistemelor anaerobe în jur de 3% din materia organică este convertită în masă celulară, restul de 97% fiind transformate prin catabolism la CH_4 și CO_2 [13], [161].

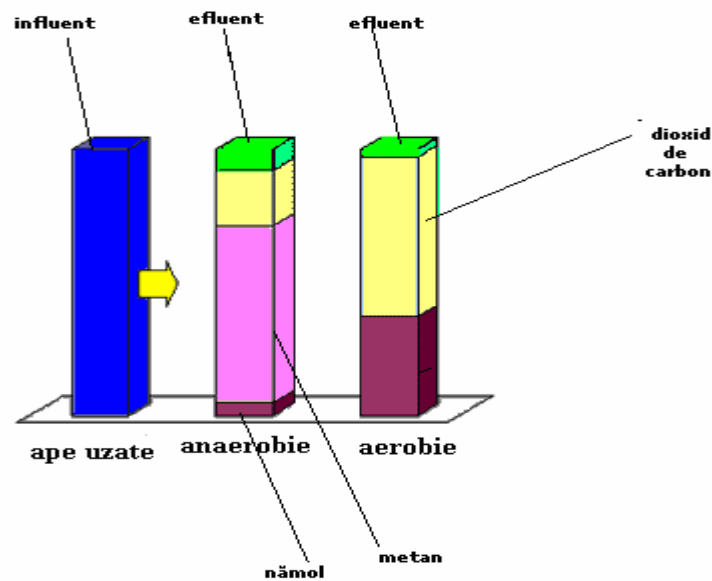


Figura 4.2 Conversia compușilor organici prin anaerobie și aerobie

Procesele care stau la baza fermentării anaerobe se clasifică în trei mari categorii:

- hidroliza
- formarea acizilor și acetogeneza
- metanogeneza

Microorganismele producătoare de biogaz din reziduuri organice sunt rezultatul metabiozei dintre următoarele trei tipuri de microorganisme: [28], [46], [62].

- microorganisme nemetanogene, însă lichefiante și acidogene;
- microorganisme nemetanogene, dar acetogene;
- microorganisme metanogene.

Dintre organismele implicate în procesele anaerobe sunt: *Clostridium sp.*, *Peptococcus anaerobus*, *Bifidobacterium sp.*, *Desulphovibriosp.*, *Corynebacterium sp.*, *Lactobacillus*, *Actinomyces*, *Staphylococcus* și *Escherichia coli* [119], [147].

4.4.1 Hidroliza

Hidroliza este primul pas necesar pentru degradarea anaerobă a substratului organic complex. Tipurile de polimeri organici des întâlniți în apele reziduale din industria alimentară sunt: carbohidrații, proteinele și lipidele. Materia organică polimerică nu poate fi utilizată ca atare de către microorganismele, de aceea trebuie hidrolizată la compuși cu molecule mai mici, capabili de a traversa membrana celulară.

În această etapă, microorganismele în asociere cu enzimele extracelulare (celulaze, hemicelulaze, proteaze etc.) descompun substanțele organice complexe în acizi organici, aminoacizi, hidrogen și dioxid de carbon. Gradul de hidroliză depinde de mai mulți factori printre care: pH, temperatura, concentrația biomasei, tipul de materie organică supusă tratamentului anaerob etc. [156], [173].

4.4.1.1 Cinetica procesului hidrolitic

Unii autori au stabilit modele cinetice pentru hidroliză și acidificare, aceste modele fiind de ordinul I. În tabelul următor sunt redate câteva modele cinetice [173], [174]:

Tabelul 4.4 Compararea diferitelor ecuații cinetice utilizate în simularea fazei hidrolitice în digestia anaerobă a substratelor complexe (X_S - substrat hidrolizat, X_H – biomasa hidrolitică, K_h , k_h , A , K_{HA} – parametri cinetici)

| Referințe | Expresia cinetică |
|--|--|
| Henze și al., 1995; Bagley și al., 1999 | $\frac{dX_S}{dt} = -k_h \frac{\frac{X_S}{X_H}}{K_X + \frac{X_S}{X_H}} X_H \quad (4.1)$ |
| Siegrist și al., 1993, Angelidaki și al., 1999 | $\frac{dX_S}{dt} = -K_h \cdot X_S \quad (4.2)$ |
| Valentini și al., 1997 | $\frac{dX_S}{dt} = -K_{HA} \cdot X_S \cdot (X_H)^A \quad (4.3)$ |

Valentini și al., a stabilit un model cinetic (ecuația 4.3.) în care consideră la stabilirea constantei de hidroliză (K_H) depinde de dimensiunea particulelor. În funcție de valoarea lui A poate fi aproximată o ecuație de ordinul I raportată la substrat și biomasa ($A=1$) sau de ordinul 0,5 [5], [13], [84].

Hidroliza poate fi afectată de prezența unor compuși care pot inhiba populația bacteriană responsabilă de producerea enzimelor extracelulare. S-a stabilit că peste o anumită concentrație, amoniul influențează negativ descompunerea peptonelor, iar rata de hidroliză a carbohidraților și proteinelor este limitată de anumite valori ale concentrației acizilor volatili, ale oxigenului și nitratului [6], [58], [84].

4.4.2 Formarea acizilor și acetogeneza

Producția de hidroliză sunt convertiți în acizi organici de către bacteriile acidogene fermentative. Microorganismele acidogenice și producătoare de hidrogen descompun substanțele rezultate în etapa anterioară în hidrogen, acetat și dioxid de carbon, care constituie substratul pentru metanogeneză.

Această etapă mai poartă denumirea de etapa CBO-ului constant, deoarece se realizează o rearanjare chimică a structurii moleculelor organice și se desfășoară în două etape:

1. se formează acid acetic, alcooli, echivalenți reducători de hidrogen și se poate realiza doar când hidrogenul molecular rezultat se îndepărtează imediat după formare. Prezența hidrogenului în cantități mari determină formarea de acizi grași volatili (în special acid propionic, acid butiric și alcooli).

2. acetogeneza – etapa în care acizii (acetic, propionic, butiric), precum și alcoolii produși în prima etapă sunt convertiți în acetat, bicarbonat, hidrogen molecular și echivalenți reducători sub influența microorganismelor acetogene.

Populația stadiului nemetanogen este formată din bacterii anaerobe, facultative și obligat anaerobe. Bacteriile acetogene produc hidrogen, dioxid de carbon și acetat. Speciile de microorganisme întâlnite în degradarea acetogenică sunt: *Syntrophomonas wolfei* și *Syntrophobacter wolini* [20].

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Procesele acetogenice necesită “ajutorul” organismelor metanogene și a altor organisme consumatoare de hidrogen, iar energia liberă a reacțiilor depinde de presiunea parțială a hidrogenului din mediu. Hidrogenul reprezintă un factor important ce poate controla procesul de degradare anaerobă.

Pentru a se putea asigura ruperea legăturilor carbohidraților și a altor compuși organici este necesară menținerea unui echilibru cât mai aproape de zero a hidrogenului, realizat cu ajutorul bacteriilor hidrogenotroifice. S-a constatat că, în general, presiunea parțială a hidrogenului mai joasă de 10^{-4} atm asigură o stabilitate a procesului. Această presiune corespunde la o soluție 10^{-8} M pentru asigurarea producției continue a acidului acetic. Peste anumite concentrații, hidrogenul poate deveni inhibitor al procesului [158], [160].

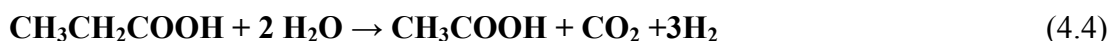
O specie importantă de microorganisme acetogenice, având ca exponenți principali *Acetobacterium woodii* și *Clostridium aceticum* consumă H_2 și CO_2 și produc acetat.

Unii produși ai degradării acetogene pot fi utilizați direct de bacteriile metanogene (acetat, hidrogen), altele necesită transformarea în produși mai simpli (aminoacizi, propionat etc.) (Tabel 4.5.)

Tabelul 4.5. Reacții acetogenice [179]

| REAȚII ACETOGENICE | ΔG^0 (kJ) |
|--|-------------------|
| etanol și acid lactic | |
| etanol + $H_2O \rightarrow$ acetat + H^+ + $2H_2$ | + 9,6 |
| lactat ⁻¹ + $2H_2O \rightarrow$ acetat ⁻¹ + H^+ + $2H_2$ + HCO_3^- | - 4,2 |
| Acizi grași | |
| acetat ⁻¹ + $4H_2O \rightarrow$ H^+ + $4H_2$ + $2HCO_3^-$ | +104,6 |
| propionat ⁻¹ + $3 H_2O \rightarrow$ acetat ⁻¹ + HCO_3^- + H^+ + $3H_2$ | + 76,1 |
| butirat ⁻¹ + $2H_2O \rightarrow$ $2 acetat^{-1} + H^+ + 2 H_2$ | + 48,1 |
| Aminoacizi | |
| alanina + $3 H_2O \rightarrow$ acetat ⁻¹ + HCO_3^- + NH_4^+ + H^+ + $2 H_2$ | + 7,5 |
| leucina + $3 H_2O \rightarrow$ isovaleriat ⁻¹ + HCO_3^- + NH_4^+ + H^+ + $2 H_2$ | - 14,0 |
| glutamat ⁻¹ + $4 H_2O \rightarrow$ propionat ⁻¹ + $2 HCO_3^-$ + NH_4^+ + H^+ + $2 H_2$ | - 5,8 |
| glutamat ⁻¹ + $7 H_2O \rightarrow$ acetat ⁻¹ + $3 HCO_3^-$ + NH_4^+ + $3H^+$ + $5 H_2$ | + 70,3 |

Segundo Sachs și al. (2003) descrie procesele astfel [170]:



Aproximativ 70% din producția de metan rezultată în urma digestiei anaerobe provine din ecuația 4.6., unde gruparea metil este redusă la metan și o gruparea carboxil este oxidată la dioxid de carbon [166], [169].

4.4.3 Metanogeneza

În această etapă microorganismele metanogene descompun produșii etapei de acetogeneza cu obținere de metan și dioxid de carbon.

Bacteriile metanogene sunt responsabile de formarea metanului, toate microorganismele metanogene studiate posedând coenzime speciale, coenzima M, care participă în etapa finală la formarea metanului.

Dacă pentru dezvoltarea microorganismelor răspunzătoare de celelalte etape ale procesului anaerob sunt necesare condiții anaerobe, dar se pot dezvolta și în condiții facultativ aerobe, pentru populația responsabilă de metanogeneza, mediul trebuie să fie obligatoriu anaerob.

Capacitatea de dezvoltare și multiplicare a microorganismelor metanogene este optimă la temperaturi mai ridicate, în domenii de mezofilie și mai ales termofilie, deosebindu-se de bacteriile nemetanogene.

Viteza reacției globale a procesului de epurare este determinată de etapa în care se formează microorganismele metanogene, fiind procesul cel mai lent.

Lichefierea acidogenă și acetogeneza se dezvoltă într-o perioadă relativ scurtă (5 zile), dar metanogeneza, are o durată mai lungă, fiind și mai sensibilă la condițiile de mediu. De asemenea, viteza de creștere a microorganismelor metanogene este relativ lentă, în general de 5-6 ori mai mică decât a microorganismelor nemetanogene.

În microbiologia anaerobă metanogenică au fost stabilite două tipuri principale de organisme: *hidrogenotrofice*, care consumă hidrogenul și acidul formic și *metilotrofice* care consumă gruparea metil din acetat, metanol și unele amine.

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

În cadrul etapei de metanogeneză în condiții de lucru termofile s-a constatat prezența următoarelor tipuri de bacterii: *Methanosaeta strains C_{ALS-1}, P_T, Methanosaeta thermoacetophila și Methanosarcina strain TM-1, Methanosaeta sp.*

Strain TM-1 a fost bine izolată la digestia anaerobă a nămolului care a operat la 55°C și cultivat cu acetat la 50°C. *Methanobacterium thermoautotrophicum* este identificat în intervalul de temperatură 65-70°C.

Pentru dezvoltarea *Methanosaeta sp.* limitele de pH au fost cuprinse între 6,8-8,2. Anumite studii sugerează, pentru *Methanosaeta sp.*, o limită optimă a pH-ului 7,4-7,8, în timp ce unii autori relatează un pH optim de 7,8. De asemenea, unele studii susțin că asigurarea unui interval optim a pH-ului cuprins între 5,8 - 7,6, favorizează dezvoltarea populației metanogene, însă valori ale pH-ului peste 7,6 nu permit producerea metanului [75].

Unii cercetători au folosit extractul de drojdie, ca nutrient pentru metanogeneză. Rezultatele obținute pe culturi de *Methanosarcina sp.* îmbogățite prin variația concentrației extractului de drojdie de la 0,01 la 0,5%, arată o creștere a producției de metan în mediu conținând 0,1-0,5% extract de drojdie [21].

Deci, extractul de drojdie poate satisface, sigur, funcția nutrientului și stimulează rata metanogenezei, dar cantitatea producției de metan este dependentă de concentrația acetatului [189], [206], [209].

Conversia acetatului la metan cu *Methanosaeta soehngeni* nu a fost stimulată cu extractul de drojdie la concentrații 6 g/l. Adăugarea 0,1-0,5% extract de drojdie la culturi a *Methanosaeta soehngeni* stimulează creșterea și rata producției de metan, dar producția metanului după 12 zile de incubație rămâne constant. Rata de dezvoltare în prezența a 0,5% extract de drojdie este cu 20% mai mică decât rata de dezvoltare fără a adăuga extract de drojdie, pentru *Methanosaeta concilii*.

Concentrații înalte a acetatului pot fi inhibitoare pentru producerea metanului; unele studii raportează că concentrația acetatului nu afectează creșterea producției, dar poate afecta rata de dezvoltare a microorganismelor și producția de metan.

Conform acestui studiu concentrația optimă a acetatului pentru dezvoltare este în jur 0,1 M (6 g/l), iar la concentrații mai mari de 0,24 M (14,4 g/l) dezvoltarea *Methanosarcinii sp.* este complet inhibată.

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

S-a constatat o concentrație optimă a acetatului pentru *Methanosarcina berkei* strains 227 și *Methanosarcina mazei* strain S6 ar fi 3,6; 6,8; și 7 g/l [89].

Principalele reacții metanogene sunt redată în tabelul 4.6.

Tabelul 4.6 Principalele reacții metanogene [78]

| REACȚII HIDROGENOTROFICE | ΔG^0 (kJ) |
|---|-------------------|
| $4 \text{ H}_2 + \text{H}^+ + 2 \text{ HCO}_3^- \rightarrow \text{acetat} + 4 \text{ H}_2\text{O}$ | - 104,6 |
| $4 \text{ H}_2 + 4 \text{ S}^0 \rightarrow 4 \text{ HS}^- + 4 \text{ H}^+$ | - 112 |
| $4 \text{ H}_2 + 2 \text{ HCO}_3^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3 \text{ H}_2\text{O}$ | - 135,6 |
| $4 \text{ H}_2 + 4 \text{ SO}_4^{2-} + \text{H}^+ \rightarrow \text{HS}^- + 4 \text{ H}_2\text{O}$ | - 151,9 |
| $4 \text{ H}_2 + \text{NO}_3^- + 2 \text{ H}^+ \rightarrow \text{NH}_4^+ + 3 \text{ H}_2\text{O}$ | - 599,6 |
| Metanogeneza acetoclastica | |
| $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4$ | - 31,0 |
| Metanogeneza altor substraturi | |
| $4 \text{ HCOOH} \rightarrow \text{CH}_4 + 3 \text{ CO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$ | |
| $4 \text{ CH}_3\text{COOH} \rightarrow 3 \text{ CH}_4 + \text{CO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$ | |
| $4(\text{CH}_3)_3\text{N} + 6 \text{ H}_2\text{O} \rightarrow 9 \text{ CH}_4 + 3 \text{ CO}_2 + 4 \text{ NH}_3$ | |
| $2(\text{CH}_3)_2\text{NH} + 2 \text{ H}_2\text{O} \rightarrow 3 \text{ CH}_4 + \text{CO}_2 + 2 \text{ NH}_3$ | |
| $4(\text{CH}_3) \text{ NH}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O} \rightarrow 3 \text{ CH}_4 + \text{CO}_2 + 4 \text{ NH}_3$ | |

Majoritatea organismelor metanogene sunt capabile să utilizeze H_2 ca acceptor de electroni. În reactoarele anaerobe s-a constatat că acetatul este principalul precursor al obținerii metanului (70% din producția de metan provine din acetat).

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Tabelul 4.7 prezintă reacțiile care pot fi catalizate de microorganisme metanogene și care contribuie la emisiile de metan în ecosisteme variate.

Tabelul 4.7 Reacții catalizate prin metanogeneză și schimbul energetic al acestora [86]

| REAȚII | | |
|--------------------------------------|---|---|
| Substrat(mol) | Produși(mol) | (ΔG (kJ.mol ⁻¹ CH ₄)) |
| CH ₃ COO ⁻ | → CH ₄ + CO ₂ | -31,0 |
| 4 H ₂ + CO ₂ | → CH ₄ + 2 H ₂ O | -135,6 |
| 4 HCOOH | → CH ₄ + 3 CO ₂ + 2 H ₂ O | - 130,1 |
| 4 CO + 2 H ₂ O | → CH ₄ + 3 CO ₂ | - 211,0 |
| 4 CH ₃ OH | → 3 CH ₄ + CO ₂ + 2 H ₂ O | - 104,9 |
| CH ₃ OH + H ₂ | → CH ₄ + H ₂ O | - 112,5 |
| 4,2 / Propanol + CO ₂ | → CH ₄ + 4 acetona + 2 H ₂ O | - 36,5 |
| 4 metilamina + 2 H ₂ O | → 3 CH ₄ + CO ₂ + 4 NH ₃ | - 75,0 |
| 2 Dimetilamina + 2 H ₂ O | → 3 CH ₄ + CO ₂ + 2 NH ₃ | - 73,2 |
| 4 Trimetilamina+ 6 H ₂ O | → 9 CH ₄ + 3 CO ₂ + 4 NH ₃ | - 74,3 |
| 2 Dimetilsulfat + 2 H ₂ O | → 3 CH ₄ + CO ₂ + 2 H ₂ S | - 73,8 |

4.4.3.1 Cinetica metanogenezei

S-a constatat că, cu excepția etapei hidrolitice, celelalte procese pot fi simulate utilizând cinetica lui Monod, considerând ca substrat principal, acetatul. Mai mulți parametrii cinetici sunt redați în tabelul 4.8.

Unii autori separă simularea organismelor hidrogenotroifice, alții consideră inseparabile cele două faze [65], [139], [206].

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Tabelul 4.8 Sumarul parametrilor cinetici ai fazei metanogene [91]

| Tipul culturii | K $\frac{gCCO}{gSSV \cdot zi}$ | K_S $\frac{mgCCO}{L}$ | μ_{max} zi^{-1} | Y $\frac{gSSV}{gCCO}$ | b zi^{-1} |
|---|-------------------------------------|----------------------------|--------------------------|----------------------------|------------------|
| Metanogeneza acetoclastica(în toate cazurile substratul este acetatul) | | | | | |
| Amestec de cultură | 5,0 | 930 | 0,25 | 0,050 | |
| Amestec de cultură | 5,1 | 356 | 0,275 | 0,054 | |
| Amestec de cultură | 8,7 | 165 | 0,357 | 0,041 | |
| Amestec de cultură | 8,6 | 26 | 0,28 | 0,024 | |
| <i>Methanosarcina barkeri</i> | 26 | 257 | 0,206 | - | |
| <i>Methanobacterium sp.</i> | - | 11 | 0,26 | 0.01 | |
| <i>Methanothrix soehngeni</i> | - | 30 | 0,11 | 0,023 | |
| Metanogeneza hidrogenotrofică | | | | | |
| <i>Methanobrevibacter arboriphilicus</i> | - | 0,6 | 1,4 | 0,04 | |
| <i>Methanobrevibacter smithii</i> | 90 | 0,018 | 4,02 | 0,045 | 0,088 |
| <i>Metanobacterium thermoautotrophicum</i> | 50-54 | 0,09-0,14 | - | 0,13 | |
| <i>Methanospirillum hungatei</i> | 1,92 | 0,09-1,12 | 0,05 | 0,017-0,03 | |
| Amestec de cultură | 16,5 | $4,8 \cdot 10^{-5}$ | - | - | |

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Pavlosthatis și al. (1991) prezintă unii parametri cinetici astfel:

Tabelul 4.9 Constante cinetice propuse de Pavlosthatis și al.[156]

| Substrat | Proces | k $\frac{gCCO}{gSSV \cdot zi}$ | K_S $\frac{mgCCO}{L}$ | μ_{max} zi^{-1} | Y $\frac{gSSV}{gCCO}$ | b zi^{-1} |
|---------------------------------|----------------------------------|-------------------------------------|----------------------------|--------------------------|----------------------------|------------------|
| carbohidrați | acidogeneza | 1,33-0,76 | 22,5- 630 | 7,2 -30 | 0,14 – 0,17 | 6,1 |
| AVG | acetogeneza | 6,2- 17,1 | 12-500 | 0,13-1,20 | 0,025 - 0,047 | 0,01 – 0,027 |
| acetat | metanogeneza acetoclastica | 2,6-11,6 | 11-421 | 0,08-0,7 | 0,01-0,054 | 0,004- 0,037 |
| H ₂ /CO ₂ | metanogeneza hidrogenotrofică | 1,92-90 | 4,8.10 ⁻⁵ -0.60 | 0,05-4.07 | 0,017- 0,045 | 0,088 |

4.4.4 Metabolismul bacteriilor

Metabolismul bacterian este alcătuit din două procese: catabolismul presupune obținerea unor produși finali stabili (CO₂ și CH₄) și anabolismul se referă la conversia și adăugarea materiei organice în masă celulară.

Anabolismul se realizează cu consum de energie pentru sinteza masei celulare, astfel ca cele două procese biochimice sunt interdependente și simultane.

Catabolismul fermentativ se realizează în absența elementelor oxidante și se realizează cu transfer de electroni [197].

Ecuția generală următoare descrie procesul de digestie anaerobă:



Efectul energetic pentru catabolismele oxidative depășesc semnificativ catabolismul fermentativ, arătat de următoarea reacție:



Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

În cazul digestiei anaerobe se produce următoarea reacție:



Energia eliberată (E elib.) din reacție se poate calcula ținând cont de următoarea reacție:



Prin combinarea reacțiilor se obține relația:

$$\text{Elib.} + 191 = 207 \text{ kcal/mol} \rightarrow \text{Elib.} = 16 \text{ kcal/mol} \quad (4.12)$$

Rezultatele anabolismului, a creșterii masei bacteriale pot fi măsurate prin determinarea concentrației solidelor volatile în suspensie, în timp ce catabolismul poate fi estimat prin producția de metan. Efectul combinat a acestor două procese poate fi determinat din concentrația substratului (materia organică).

Coeficientul de producție (Y) corelează masa bacterială formată prin activitate anabolică și metabolizarea masică a materialului organic [161].

$$Y = - dX/dS \quad (4.13)$$

unde:

Y – coeficient de producție;

X – concentrația substanțelor solide volatile;

S – concentrația materialului organic.

Valorile lui Y sunt dependente de natura și reacțiile catabolice asociate; valorile lui Y în metabolismul oxidativ sunt în jurul valorii 0,45 g SSV/g CCO.

La proces participă următoarele grupuri de bacterii:

- bacterii homoacetogene care sintetizează acetat plecând de la anhidride carbonice și hidrogen;
- bacterii metanogene, diferențiate în două grupe:
 - cele care produc metan și anhidride carbonice din acid acetic numite acetoclastici;
 - cele care produc metan plecând de la anhidride carbonice și hidrogen, numite hidrogenotrofe [16].

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

În digestoarele anaerobe s-a semnalat prezența a două categorii de microorganisme: bacteriile nemetanogene care aparțin genurilor: *Actinomices*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Clostridium*, *Corynebacterium*, *Desulfovibrio*, *Escherichia*, *Enterobacter*, *Leptospira*, *Micrococcus* etc.; cât și a bacteriilor metanogene din următoarele genuri: *Methanobacterium*, *Methanococcus*, *Methanospirillum*, *Methanomicrobium* etc [16].

Bacteriile metanogene utilizează o gamă limitată drept sursă de energie și de creștere, ele fiind incapabile să convertească direct substanțele complexe la metan.

Pentru aceste microorganisme substraturile cele mai importante sunt: acetatul, formiatul, CO_2 , H_2 . În procesele de degradare anaerobă a biopolimerilor din apele reziduale este necesară activitatea prealabilă a bacteriilor convenționale care produc enzime hidrolizante, celulaze, proteinaze, lipaze etc. cu rol esențial în elaborarea metaboliților utilizați de bacteriile metanogene.

Procesele microbiene fundamentale sunt identice, evoluând în patru etape successive, independent de tipurile de digestoare utilizate în practică.

În prima etapă acționează bacteriile nemetanogene care hidrolizează biopolimeri (proteinele, glucide, lipide) cu producere de monomeri, respectiv aminoacizi, glucide simple, acizi grași, glicerol.

În faza următoare, acidogenă, au loc procese fermentative degradative din care se formează acizi grași volatili (butiric, propionic, lactic etc) și etanol, butanol, propanol, acetonă. În etapa a treia acetogenă/ hidrogenică acești produși reduși vor fi oxidați în condiții anaerobe la acetat, formiat, CO_2 , H_2 .

Hidrogenul produs în această etapă este dificil de detectat deoarece este oxidat rapid de bacteriile metanogene, simultan cu reducerea CO_2 la CH_4 . Microorganismele obțin energia necesară prin oxidarea hidrogenului care acționează ca reducător.

Pe plan ecologic aceste reacții se constituie într-un lanț trofic în care produsul unei specii este asimilat de un alt grup de microorganisme, care folosesc produșii ca sursă de carbon și energie, acționând în lanțuri succesive [126].

Tratamentul anaerob al apei are loc fără transfer de căldură din partea reacției, încălzirea substratului până la temperatura reacției este cerința esențială pentru proces. În procesele anaerobe trebuie să se țină cont de asigurarea unui amestec optim între elementele implicate în procesele de transfer de masă.

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

De asemenea, este necesar ca să se prevadă eliminarea rapidă a produșilor gazoși, pentru a elimina riscul ca “suprafața lichidă catalizatoare” să fie blocată de bulele gazoase.

Ca rezultat al timpului de ședere implicat în proces și datorită diferenței de densitate dintre biogaz și faza lichidă se asigură și amestecarea cât mai omogenă a biomasei cu efluentul și menținerea acesteia în suspensie.

Pe lângă activitatea biomasei, pentru buna funcționare a procesului anaerob îl are și concentrația acesteia. Ținând cont de timpul lung de generare a microorganismelor anaerobe și de faptul că o parte dintre acestea sunt pierdute odată cu apa parțial tratată, de obicei se încearcă evitarea acestor inconveniente prin mărirea dimensiunilor particulelor nămolului. Modificările aduse dimensiunilor porilor permit fluxului de efluent să penetreze interiorul particulelor fără a detașa biomasa [161].

Bacteriile metanogene pot reduce dioxidul de carbon și oxida hidrogenul molecular, producând metan și apă. Dioxidul de carbon servește drept acceptor de electroni, iar hidrogenul molecular drept donator de electroni conform reacției:



Unele tulpini de bacterii metanogene pot produce metan și din CO și H₂, însă viteza lor de dezvoltare este mult mai lentă.

Sub acțiunea bacteriilor metanogene, acidul acetic se poate descompune direct în metan și dioxid de carbon conform relației:



Notând substanțele organice prin H₂A, atunci reacția de formare a metanului poate fi redată, sub forma [69]:



Energia rezultată este utilizată pentru asimilarea carbonului din CO₂, contribuind astfel la formarea substanțelor celulare.



Bacteriile metanogene pot asimila din acetat până la 60% din carbonul total al substanțelor celulare, iar restul de 40% provenind din dioxidul de carbon.

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Procesele nutritive și cele biologice au loc în prezența a două specii de bacterii: *Bacillus cellulosa methanicus* - responsabile de formarea metanului și *Baasilus cellulosae hidrogenicus* - responsabil de formarea hidrogenului, numai în absența oxigenului. Ulterior aceste două specii au fost reunite sub denumirea comună de *methanobacterium*, iar ca materie primă folosesc biomasa.

Bacteriile metanogene se dezvoltă în mediile în care pH-ul este în jur de 7 și domenii de temperatură criofile, cu temperaturi cuprinse între 4 și 15°C, mezofile, pentru care temperatura optimă de dezvoltare este cuprinsă între 37°C și 40°C și termofil, pentru cazul în care temperaturile sunt cuprinse între 55°C și 60°C [11].

4.4.5 Factori de mediu

Factorii fizici și chimici afectează habitatul microorganismelor și consecvența proceselor de tratament anaerob [5], [28], [32], [88]

Principalii factori de mediu sunt:

- compoziția și concentrația substratului organic;
- raportul dintre componenta minerală și cea organică;
- elemente nutritive;
- conținutul de acizi, valoarea pH-ului, alcalinitatea, potențial redox;
- prezența sau absența compușilor toxici în efluent;
- temperatura;
- pH-ul;
- gradul de amestec și recircularea;
- inhibitori;
- durata de fermentare;
- sistemul de alimentare și evacuare;
- doza de încărcare etc.

A. Compoziția și concentrația substratului organic

Substanțele organice, consumate de bacteriile anaerobe notate cu CCO_{Cr} , pot fi definite ca substrat organic al procesului de epurare anaerobă. Unii autori folosesc termenul de substrat organic referindu-se la substratul organic biodegradabil (CCO_{BD}), iar dacă se raportează la cantitatea totală de substanțe organice existente în apa uzată (CCO_T), se obține procentul de biodegradabilitate a substanțelor organice totale:

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

$$CBO_{BD} = \frac{CCO_{BD}}{CCO_T} \times 100 \quad (\%) \quad (4.18)$$

Din punct de vedere al comportării substanțelor organice supuse procesului anaerob, acestea pot fi: substanțe ușor degradabile, dificil degradabile și compuși organici inerți.

Substanțele ușor degradabile sunt acelea care pot fi ușor de degradat, fiind descompuse și fermentate de orice tip de nămol anaerob, fără a fi necesară adaptarea activității acesteia.

Substanțele dificil degradabile sunt cele care sunt descompuse și fermentate numai după adaptarea biomasei. Biomasa are nevoie de un timp de adaptare pentru a produce enzime speciale de fermentare (enzime intracelulare) sau pentru hidroliză (enzime extracelulare).

Substratul organic degradat în etapa acidogenă se numește substrat organic acidificat (CCO_{ACID}) și este mai mic decât substratul organic biodegradabil (CCO_{BD}), deoarece o parte este utilizat pentru dezvoltarea biomasei.

În treapta de fermentare metanică, CCO_{ACID} este transformată în acizi volatili grași (CCO_{AVG}) și metan (CCO_{CH_4}).

Deci:

$$CCO_{ACID} = \frac{CCO_{CH_4} + CCO_{AVG}}{CCO_T} \times 100 \quad (4.19)$$

unde:

CCO_{CH_4} – cantitatea de substrat transformată în metan (CH_4);

CCO_{AVG} – cantitate de substrat prezentă ca AVG;

CCO_T - cantitatea inițială de substrat organic total din apa uzată.

Partea de CCO_{ACID} care este transformată în metan este CCO_{CH_4} și este numită substrat posibil a fi transformat în metan, fiind exprimată de relația :

$$CCO_{CH_4} = \frac{CCO_{CH_4}}{CCO_T} \times 100 \quad (4.20)$$

În cazul epurării anaerobe, substratul organic acidificat reprezintă 80% din substratul organic biodegradabil, iar CCO_{CH_4} reprezintă 78%.

Unii compuși ai substratului organic din apele reziduale, precum și biomasa nu sunt solubili, de aceea un parametru important îl reprezintă substratul organic solubil (CCO_{SOL}).

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Modul de exprimare a reducerii substratului organic se poate realiza fie printr-o raportare la concentrația de substanțe organice totale din apa epurată, fie numai la substanțele organice dizolvate.

$$\%CCO_{E\text{ lim}} = \frac{CCO_T - CCO_{AE}}{CCO_T} \times 100 \quad (4.21)$$

$$\%CCO_{E\text{ lim}} = \frac{CCO_T - CCO_{AE(\text{filtrat})}}{CCO_T} \times 100 \quad (4.22)$$

Încărcarea organică este dată de cantitatea de materie organică exprimată prin CCO pe unitatea de timp și pe unitatea de reactor, fiind direct dependentă de concentrația substratului și timpul de retenție hidraulic. Frațiunea de materie organică degradată crește cu creșterea timpului de retenție hidraulic. Timpul de retenție hidraulic este un parametru important care depinde de tipul de reactor utilizat. Cele două moduri de stabilire a eficienței sunt funcție de rolul treptei anaerobe în proces: ca o treaptă de preepurare sau ca etapă finală de epurare.

B. Conținutul de acizi

O supraîncărcare a reactoarelor anaerobe poate determina o acumulare de acizi volatili care frânează activitatea bacteriilor metanogene. Acest proces apare în situația în care valoarea pH-ului scade sub 6,5.

Pentru o bună funcționare a procesului anaerob este necesar să se mențină conținutul de acizi volatili, pH-ul și alcalinitatea în limitele din tabelul 4.10. [13].

Tabelul 4.10. Conținutul de acizi volatili, alcalinitatea, pH-ul

| Conținut | Unitate de măsură | Valoare |
|----------------|--|-------------|
| Acizi volatili | mg/dm ³ | 600 – 1500 |
| Alcalinitate | mg Ca(HCO ₃) ₂ /dm ³ | 1500 – 5000 |
| pH | - | 6,5- 7,5 |

Procesul de metanogeneză bacteriană poate fi perturbat prin creșterea conținutului de acizi volatili și a celui de dioxid de carbon din gazul produs sau prin descreșterea alcalinității și a valorii pH-ului. Conținutul de CO₂ din gazul de fermentare trebuie să se încadreze în limitele de 30-35%.

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

În reactoarele anaerobe este necesar un control riguros al acidității și alcalinității. Un parametru important este raportul AV/AL; valori recomandate sunt între 0,1 și 0,35 sau valori cuprinse între 0,06 și 0,2, pentru obținerea biogazului în reactoarele metanogene.

C. Temperatura

Temperatura este considerată unul din factorii decisivi pentru o bună funcționare a proceselor anaerobe, de ea depinzând atât metabolismul și capacitatea de reproducție a bacteriilor metanogene, cât și durata de fermentare, cantitatea și calitatea gazului produs.

În natură procesele anaerobe au loc în intervalul de temperatură 0-97°C.

Temperatura optimă de creștere bacteriană depinde de fiecare specie așa cum reiese din tabelul 4.11.

Tabel 4.11 Temperatura optimă și maximă, parametrii cinetici de creștere pentru diferite culturi metanogenice acetoclastice [203]

| Tip microorganism | T _{opt} °C | T _{max} °C | μ _{max} | K _s mgCCO/l |
|-------------------------------------|------------------------|------------------------|------------------|---------------------------|
| <i>Methanosarcina barkeri</i> | 35-40 | - | 0,023 | 320 |
| <i>Methanosarcina thermophila</i> | 50 | 55-60 | 0,058 | 288 |
| <i>Methanosarcina CALS-1</i> | 55-58 | 60 | 0,058 | - |
| <i>Methanosarcina MP</i> | 55 | 60 | - | - |
| <i>Methanosarcina MSTA-1</i> | 55 | 65 | 0,053 | 685 |
| <i>Methanosarcina CHTI55</i> | 57 | 63 | 0,085 | 614 |
| <i>Methanothrix soehngenii</i> | 37 | 45-50 | 0,0085 | 45 |
| <i>Methanothrix concilii</i> | 35-40 | 40-45 | 0,029 | 77 |
| <i>Methanosaeta sp.</i> | 55 | 65-70 | 0,020 | - |
| <i>Methanothrix sp. CALS-1</i> | 60 | 65-70 | 0,028 | < 64 |
| <i>Methanotrix thermoacetophila</i> | 65 | 70 | - | - |

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

În funcție de temperatura de lucru în reactoarele anaerobe s-au constatat trei domenii distincte de lucru:

- zona temperaturilor joase (sub 15°C), în care se dezvoltă și acționează bacteriile criofile;
- zona temperaturilor moderate (15- 43°C), în care acționează bacteriile mezofile;
- zona temperaturilor ridicate (44 - 60°C), în care acționează bacteriile termofile [207], [208].

Sensibilitatea la temperatura mediului depinde de diverși factori, în special de gradul de adaptare a culturii, de modul de operare și de tipul de bioreactor.

Cea mai optimă temperatură pentru dezvoltarea bacteriilor termofile se consideră 55°C, iar pentru cele mezofile de 37°C; o temperatură mai mică de 5°C, paralizează activitatea bacteriilor metanogene [188].

Timul necesar fermentării criofile este de peste 90 zile, a celei mezofile de 20-25 zile, iar pentru cea termofilă este de 5-7 zile. În mediu termofil o creștere bruscă a temperaturii provoacă o descreștere importantă a producției de gaz [140], [204].

Metabolismul și rata de producție a bacteriilor metanogene sunt influențate de scăderile bruște de temperatură, astfel că este indicat ca în timpul tratării anaerobe să se mențină temperatura constantă sau aproape constantă.

Epurarea apelor reziduale la temperaturi mai înalte, sporește cantitatea de gaze produse, scade durata procesului, crește cu 5-10% cantitatea de substanțe organice descompuse, reducând totodată și bacteriile patogene. Prin procesul anaerob se asigură și o inactivare a unor viruși patogeni (enterovirus și parvovirus), iar rata de inactivare depinde de tipul de virus, de durata procesului și de temperatura de operare [111], [138].

Producția relativă a gazului rezultat în urma procesului anaerob, α_G , reprezintă raportul dintre producția de gaze G obținută la o temperatură oarecare T și producția maximă de gaze G_o , obținută la temperatura optimă de fermentare T_o .

Durata relativă de fermentare, $\alpha_\Theta = \Theta/\Theta_o$, reprezintă raportul dintre timpul de fermentare, Θ pentru care, la temperatura T , se obține o producție de gaze G și timpul optim de fermentare Θ_o pentru care la temperatura optimă T_o se obține producția de gaze G_o [119], [161].

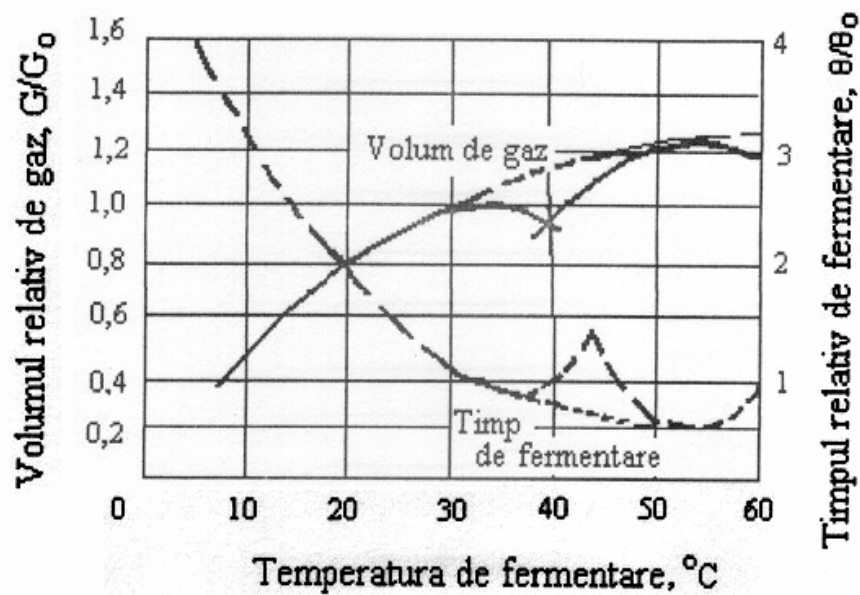


Figura 4.3 Efectul temperaturii asupra cantităților relative de gaze și a duratelor de fermentare [160]

Producțiile relative de gaze și duratele relative de fermentare, reprezentate mai sus, s-au stabilit pentru un domeniu de temperatură cuprins între 5°C și 60°C.

Pentru $T_0 = 33^\circ\text{C}$; $\alpha_G = G/G_0 = 1$ și $\alpha_\theta = \theta/\theta_0 = 1$

$T_0 = 55^\circ\text{C}$; $\alpha_G = G/G_0 = 1,25$ și $\alpha_\theta = \theta/\theta_0 = 3,2$

Deci, odată cu creșterea temperaturii crește și producția de gaze, reducându-se duratele de fermentare.

Conform datelor experimentale s-a constatat că prin creșterea temperaturii crește producția de gaze, însă conținutul acestora în metan nu poate depăși o limită maximă [160].

În figura 4.4 este evidențiat efectul temperaturii asupra cantității și calității gazului produs în raport cu durata de fermentare.

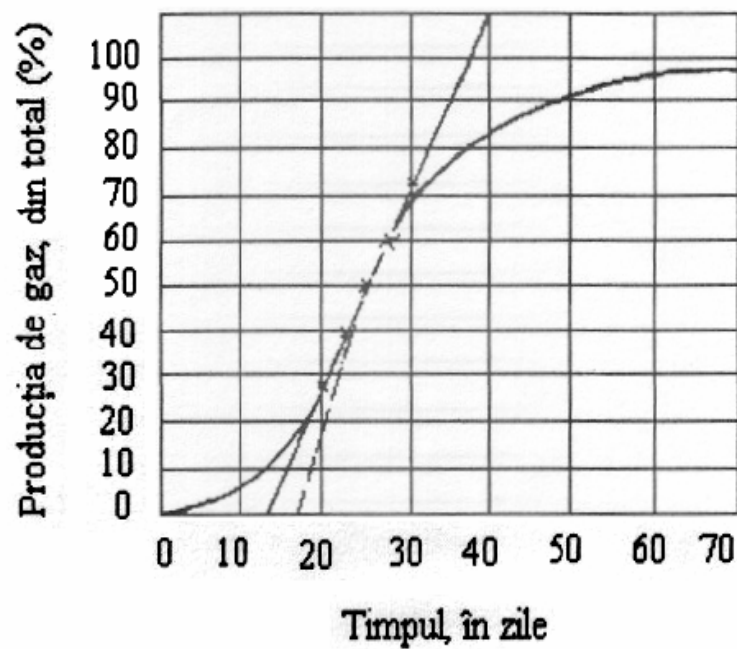


Figura 4.4 Efectul temperaturii asupra cantității și calității biogazului [160]

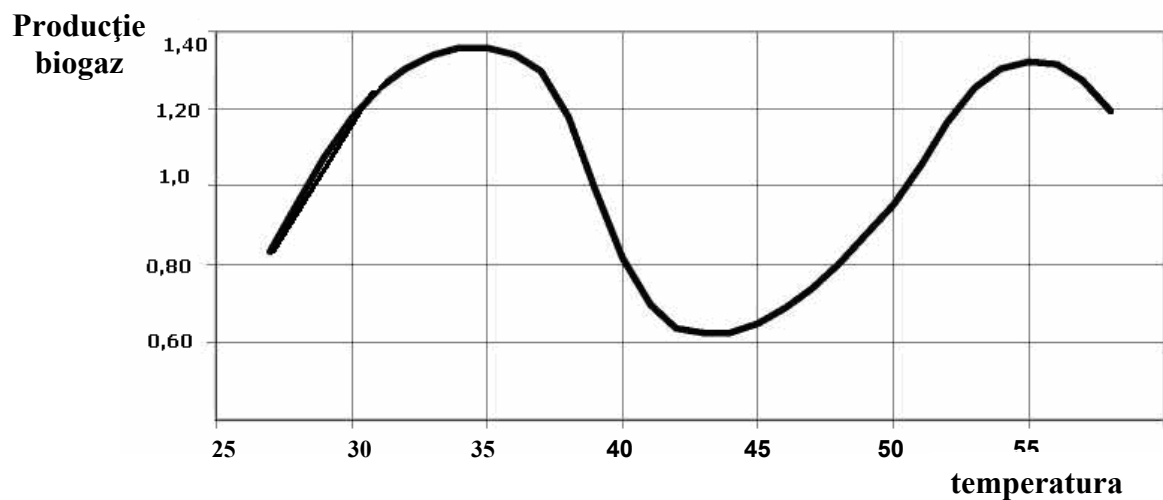


Figura 4.5 Producția specifică de biogaz în funcție de temperatură [169]

Procesele anaerobe au fost utilizate pentru tratamentul apelor reziduale municipale și industriale, a reziduurilor solide și a nămolului. Digestia anaerobă termofilă a nămolurilor primare și secundare de la apele reziduale a fost studiată începând cu anul 1930, dar la scară mare, începând cu anul 1931.

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Sistemele termofile au fost utilizate pentru tratarea nămolurilor, iar capacitatea lor de a reduce CCO_{Cr} într-o proporție mare cu generare de o zecime de nămol comparativ cu alte tehnologii de tratament a apelor reziduale a favorizat folosirea acestor tehnologii pentru epurarea apelor [117].

În ultimii douăzeci de ani au fost create mai multe tehnologii pentru tratamentul anaerob și aplicarea acestor procese a fost extinsă la ape reziduale mai complexe sub condiții de temperatură extremă, la ape cu încărcări organice diferite. Mulți efluenți industriali, cum ar fi cei de la prelucrarea alimentelor, industria textilă, fabricarea hârtiei sunt des descărcați la temperaturi ridicate. În aceste condiții, când apa uzată prezintă o temperatură ridicată, sistemele de tratare termofilă au mare aplicabilitate deoarece costurile cu energia pentru creșterea temperaturii de operare în bioreactor nu este necesară.

Producția de metan obținută la temperatura de 50°C sub efectul bacteriilor termofile este aproximativ aceeași cu cea realizată de bacteriile dezvoltate în domeniul mezofil la temperaturile de 20°C și 30°C , însă după o durată mai lungă de timp [123].

Cu toate că procesul termofil oferă multe beneficii, caracteristicile fizice, chimice și biologice ale acestui proces nu sunt încă suficient cunoscute [207].

Limita maximă a conținutului de metan din gazul produs la temperatura de 20°C este atinsă la 90 zile, la 30°C , după 25-30 zile, iar la 50°C , după numai 10-12 zile.

Unele studii arată că reactoarele termofile pot fi operate pentru perioade prelungite de timp sub condiții de încărcare extremă ($80\text{-}100\text{ kg } CCO_{Cr}\text{m}^3\cdot\text{zi}$), când concentrația acizilor grași volatili în efluent rămâne la nivele mici.

Studiind conversia anaerobă termofilă a acizilor grași utilizând nămol dispersat și nămol granular pentru intervalul de temperatură cuprins între 37 la 70°C s-a constatat că rata de utilizare a acetatului nu se schimbă de la 50 la 65°C , când s-a utilizat nămol granular [35], [177], [208].

Unii cercetători au urmărit tratamentul anaerob în reactoare care operează în două faze: un reactor cu amestec complet pentru faza acidogenică, iar pentru faza metanogenică un filtru anaerob cu flux ascendent, operând la o temperatură de lucru de $33\text{-}36^{\circ}\text{C}$, constatând că eficiența de îndepărtare a încărcării organice a fost de 90% , iar conținutul de metan prezent în biogaz variază între 75 și 80% [43], [109].

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Efluentul provenit de la abatoare a fost tratat în sisteme care funcționau în două trepte, astfel: prima etapă (hidroliza) a fost realizată într-un reactor anaerob la 37°C și un timp de retenție hidraulic de 2 zile, faza metanogenă s-a realizat utilizând un reactor cu strat fluidizat la o rată de încărcare organică de 2, 4, 8 și 12 kg CCO_{Cr} m⁻³· zi⁻¹. Producția maximă de metan s-a obținut la o încărcare organică de 4 kg CCO_{Cr} m⁻³· zi⁻¹ fiind de 75 - 80% [160].

Tratamentul termofil a apelor reziduale are mai multe avantaje (tabel 4.12) comparativ cu procesul convențional deoarece prezintă rate de degradare mari, inactivarea microorganismelor patogene, producție scăzută de nămol, stabilitatea procesului, timpul de retenție pentru tratament scade, se reduc costurile de capital [44],[155].

Alte avantaje semnificative ale sistemelor termofile sunt îndepărtarea organismelor cauzatoare de boli, la temperaturi de 55°C și peste 55°C.

Tabelul 4.12 Beneficii ale sistemului termofil a apelor reziduale [214]

| Trăsături | Fenomen | Aplicația specifică |
|--|--|--|
| Creșterea ratei de degradare a compușilor organici | Sporirea ratei de dezvoltare microbiană și a ratei de difuzie organică | Tratamentul poate fi operat cu un timp de retenție hidraulic mic și rate de încărcare volumetrică mari |
| Înalt grad de îndepărtare a compușilor specifici | Rate înalte a reacțiilor chimice, temperatură specifică-dependente de enzime | Instalația de tratament termofil a apelor reziduale poate produce un efluent de calitate superioară |
| Producție scăzută de nămol | O înaltă rată a întreținerii energiei | Costurile cu prelucrarea nămolului în exces sunt minimizate |

Cu toate că procesul termofil oferă multe beneficii, caracteristicile fizice, chimice și biologice ale acestui proces nu sunt pe deplin cunoscute [93], [119], [169].

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Studiind datele obținute din diferite surse bibliografice în sisteme mezofile și termofile, în privința afinității pe care o are populația bacteriană pentru utilizarea unor tipuri diferite de substrat s-au constatat următoarele [104]:

Tabelul 4.13 Preferința microorganismelor pentru digestia anaerobă mezofilă și termofilă utilizând diferite tipuri de substrat [20]

| Substrat | Digestie mezofilă | | | Digestie termofilă | | |
|---------------------|-------------------|-------------------|------------------|--------------------|------------------|------------------|
| | creștere | % CH ₄ | %CO ₂ | creștere | %CH ₄ | %CO ₂ |
| 1% α-celuloza | + | 48,5±4,1 | 37,5±5,0 | + | 60,1±2,0 | 30,5±5,1 |
| 1% amidon | + | 32,3 ±2,6 | 61,0± 7,0 | + | 20,5±3,1 | 79,5±3,1 |
| 1% xilan | + | 33,8± 13,7 | 55,4 ±8,6 | + | 10,0±1,3 | 85,7±4,5 |
| 1% cazeină | + | 60,6± 5,0 | 39,4± 3,8 | + | 57,1±11,7 | 42,9±7,2 |
| 0,1 % glucoză | + | 67,5±0,5 | 14,3±1,7 | + | 48,7±2,1 | 35,1±2,6 |
| 0,1% xiloză | + | 47,1±3,9 | 48,9±1,2 | + | 19,7±5,6 | 62,2±4,8 |
| 0,1% acid acetic | + | 79,0±5,0 | 5,0±1,4 | + | 50,0±10,3 | 22,3±3,4 |
| 0,1% acid propionic | + | 68,9±6,3 | 21,3±3,2 | - | 0 | 0 |
| 0,1% acid butiric | + | 81,1±12,1 | 17,9±4,9 | + | 68,4±3,8 | 9,7±1,6 |
| 0,1% acid lactic | + | 52,1±5,2 | 11,3±3,7 | + | 47,3±5,6 | 7,4±2,9 |
| 0,1% metanol | + | 20,0±1,9 | 52,3±2,6 | + | 50,0±2,7 | 28,5±4,6 |
| 0,1% etanol | + | 50,6±6,3 | 40±1,1 | + | 43,2±3,3 | 37±4,2 |
| 0,1% propanol | + | 22,3±4,2 | 30,6±2,4 | - | 0 | 0 |
| 0,1% butanol | + | 80,6±6,1 | 10,0±2,2 | + | 45,0±8,9 | 28,2±1,3 |

D. pH-ul

Este un parametru important pentru controlul reactoarelor anaerobe. Domeniul optim de operare pentru bacteriile metanogene este cuprins între 6 și 8, dar valoarea optimă pentru acesta este în jur de 7.

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Valori mici ale pH-ului indică prezența acizilor grași ceea ce impune intervenția asupra procesului pentru a regla excesul de acizi volatili, cauzatori de scăderea valorii acestuia. Alcalinitatea reprezintă capacitatea de tamponare a mediului.

În intervalul pH = 6-8 echilibrul chimic care controlează alcalinitatea este asigurat în principal sistemul dioxid de carbon – bicarbonat.

Unii autori susțin că un pH optim pentru bacteriile acidogene este cuprins între 5,5 și 6,0 și pentru metanogene între 6,8 și 7,2 [17], [126], [166].

E. Potențialul redox

Toate bacteriile metanogene sunt anaerobe, iar pentru creștere și dezvoltare au nevoie de un potențial redox scăzut de – 400 până la – 500 mV și un pH de 6,8 și 7,2. Totodată viteza de creștere a acestora este mică (de 5-6 ori mai mică decât pentru cele nemetanogene), fiind atinsă o valoare maximă a acesteia de 0,3 g/zi [17], [186].

F. Gradul de amestec

Un important factor în controlul pH-ului, în menținerea la parametrii constanți a factorilor de mediu este gradul de amestec. Un amestec bine realizat nu permite localizări de concentrații înalte a producției metabolice, cu inhibarea producției metanogenice, asigură un bun contact între substrat și populația bacteriană și eliminarea metaboliților produși; asigură o densitate uniformă a populației bacteriene; previne formarea de spumă și de asemenea, sedimentarea în reactor; previne formarea de zone ”moarte” și de canale preferențiale care reduc volumul efectiv al reactorului, în funcție de sistemul hidraulic adoptat; elimină stratificarea termică, menținând o temperatură uniformă în reactor [154].

Agitarea poate fi de diferite tipuri: mecanică, hidraulică și pneumatică. Viteza de agitare este un parametru care poate influența buna funcționare a procesului, fiind necesar un echilibru între o bună omogenizare și formarea de agregate bacteriene.

G. Inhibitori

Concentrațiile prea ridicate a unor metale grele, detergenți, metale alcaline și alcalino-pământoase pot influența negativ activitatea bacteriilor metanogene.

Concentrațiile admise pentru o serie de inhibitori sunt prezentate în tabelul 4.14.

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Tabelul 4.14 Limita de concentrație a unor inhibitori [10]

| Natura inhibitorilor | Concentrația, mg/dm ³ |
|----------------------|----------------------------------|
| calciu | 8000 |
| magneziu | 3000 |
| sodiu | 8000 |
| cupru | 10 |
| amoniac | 1500 |
| azotați | 50 |
| sulfați | 200 |

Pentru dizolvanții organici, detergenți și antibiotice, nu se cunosc concentrațiile critice, însă aceste substanțe, chiar în cantități minime deranjează atât metabolismul cât și viteza de reproducție a bacteriilor metanogene. Sulfurul este prezent în multe tipuri de ape reziduale. Forma chimică sub care poate să apară este: ioni sulfați, SO_4^{2-} , ioni sulfiți, SO_3^{2-} , tiosulfat, poate fi prezent în proteine, aminoacizi. Hidrogenul sulfurat este un gaz toxic, coroziv, rău mirositor chiar și în concentrații mici. Pe de altă parte bacteriile anaerobe au nevoie de sulf pentru creștere și înmulțire, deci este nevoie de adăugare de nutrienți cu conținut de sulf. În procesul anaerob compușii de sulf sunt folosiți în activitatea microbiologică a bacteriilor reducătoare de sulf (SRB); acestea produc compuși reduși ca: H_2S , HS^- și ioni S^{2-} .

Sulfiții pot avea de asemenea un efect inhibitor asupra bacteriei generatoare de metan. Ei pot fi prezenți în apele reziduale provenite din industria hârtiei, a coloranților etc.; depinzând de condițiile din sistem inhibiția poate începe de la 50 mg/l [108].

De asemenea, amoniacul, respectiv amoniul pot acționa peste anumite limite ca inhibitori ai digestiei anaerobe. Principalele organisme afectate de concentrații mari ale amoniacului și amoniului sunt cele metanogene. O creștere bruscă a concentrației amoniului produce o descreștere a vitezei de dezvoltare a organismelor metanogene. O concentrație mai mare de 7-8 g N-NH_4^+ /l poate inhiba hidroliza proteinelor.

Microorganismele metanogene care consumă acetat sunt mai sensibile la inhibitori ca amoniacul.

H. Raportul dintre componenta organică și minerală

Desfășurarea în condiții optime a proceselor anaerobe, cantitatea și calitatea biogazului rezultat în timpul fermentării anaerobe, exprimat prin conținutul în metan sunt determinate și de raportul existent între componenta organică și minerală a substanțelor introduse la fermentare.

Componentele minerale și organice, a căror densitate diferă considerabil de cea a lichidului supus degradării anaerobe, se pot sedimenta sau se pot ridica la suprafață perturbând dezvoltarea microbiană și diminuând în același timp conținutul de metan din gazul produs. Pentru evitarea acestui neajuns, este necesar ca atât materiile sedimentabile, cât și cele plutitoare să fie separate înainte de a fi introduse în procesele anaerobe [159].

I. Elemente nutritive

În cadrul proceselor de fermentare anaerobă, substanțele organice reprezintă sursa principală de materii prime pentru dezvoltarea bacteriilor metanogene. O reproducție nestingherită a acestora are loc atunci când materialul nutritiv are în componența sa atât carbon cât și oxigen pentru aprovizionarea cu energie, hidrogen, azot, sulf și fosfor pentru producerea de albumină, precum și metale alcaline, fier, cobalt, nichel, molibden, seleniu, riboflavină, vitamina B₁₂ [185], [195].

Raportul optim dintre carbon și azot determină în cea mai mare parte reacția microbiană. Microorganismele implicate în fermentarea anaerobă au nevoie, pentru activitatea și dezvoltarea lor, atât de carbon cât și de azot, însă consumul de carbon este 30 - 35 de ori mai rapid decât consumul de azot.

Valorile minime necesare pentru o creștere corectă a microorganismelor sunt redată în tabelul 4.15.

Tabelul 4.15 Limitele concentrației de nutrienți necesare pentru dezvoltarea microorganismelor anaerobe [84]

| | g/kg MTS | g/ kg CCO _{Cr} |
|---------------|----------|-------------------------|
| Azot | 80-120 | 55-85 |
| Fosfor | 10-25 | 7-18 |
| Fier | 5-15 | 4-11 |

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Unii autori au exprimat necesarul de azot și fosfor în funcție de concentrația carbonului la alimentare, considerând ca optim raportul C/N = 15-30:1 și la C/P = 75-113:1.

Bacteriile producătoare de metan sunt unice și formează clasă separată, deci au nevoie de condiții speciale de dezvoltare și funcționare. Patru elemente trebuie să fie prezente în mod obligatoriu în nutrienți, pentru formarea metanului din acetat: fier, cobalt, sulf, nichel.

Formarea de precipitate cu urme de metale poate fi cauzată de încărcarea (poluarea) biomasei cu aceste metale. Necesitățile de fier și cobalt în metanogeneză au fost studiate de 30 de ani, dar nu se cunosc exact cantitățile adecvate.

Orice apă uzată care conține dejecții animale, îngrășăminte naturale se comportă bine la adăugarea de fier.

Pentru o eficiență sporită a proceselor anaerobe termofile sunt necesari nutrienți și un conținut scăzut de metale grele. De asemenea, fost recomandați ca și componenți adiționali seleniu, molibden, mangan, aluminiu.

Unii cercetători propun adăugarea unor metale ca tungsten, vanadiu și cupru în concentrații mici pentru buna funcționare a proceselor anaerobe. Câțiva cercetători susțin că dezvoltarea bacteriilor metanogene este, de asemenea, stimulată de vitamine: *Methanosaeta soehngeniei* necesită biotină pentru dezvoltare, iar *Methanosarcina barkeri* necesită riboflavină și stimulare cu acid folic. Aceștia au declarat că biotina (vitamina B7), tiamina (vitamina B1), acidul para – aminobenzoic (vitamina B10) sunt esențiale pentru dezvoltarea *Methanosaeta concilli* [187].

J. Durata de fermentare

Timpul optim de staționare se stabilește în funcție de considerente tehnico-economice, depinzând de caracteristicile maselor organice și de gradul de fermentare dorit. Gradul de fermentare final, în general, se consideră atins atunci când s-a obținut aproximativ 90% din producția de gaz teoretică.

Durata de fermentare influențează direct producția de gaz ce se poate obține, la o anumită temperatură de fermentare [159].

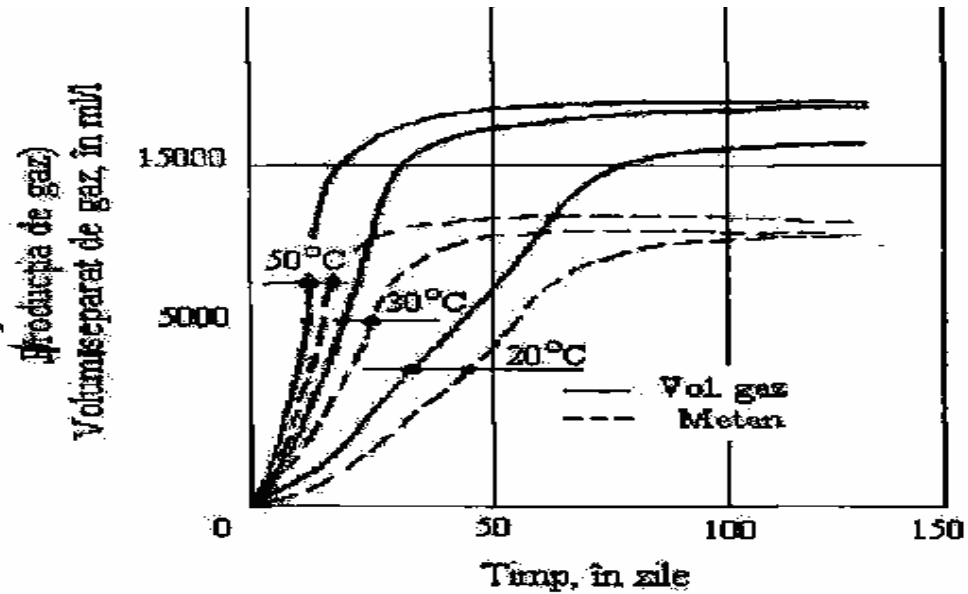


Figura 4.6 Variația producției de gaz în funcție de timpul de retenție hidraulic

Viteza de producere a biogazului este mică la început, fiind urmată de o creștere continuă, pentru ca la finalul procesului aceasta să descrească din nou, atunci când producția de gaz se apropie de o valoare limită.

Legătura dintre durata și temperatura de fermentare se poate evidenția prin relația (4.23) [159]:

$$\theta = \theta_0 e^{\lambda (T - T_0)} \quad (4.23)$$

$$\ln \theta / \theta_0 = \lambda_0 (T - T_0) \quad (4.24)$$

în care:

- θ , θ_0 sunt duratele, în zile, necesare pentru fermentarea completă la temperatura ($T - T_0$);
- λ_0 , este panta corespunzătoare dreptei din reprezentarea în scară semilogaritmică a funcției.

Duratele optime de fermentare se stabilesc în funcție de temperatura la care se obține producția maximă de biogaz sau în raport cu gradul optim de descompunere al materialelor organice posibil a fi realizat cu temperatura de care se dispune în fermentator.

K. Sistemul de alimentare și evacuare

Sistemul de alimentare și evacuare determină în mare măsură randamentul instalațiilor de epurare.

Alimentarea și evacuarea trebuie făcută în concordanță cu ritmul și gradul de descompunere al substanțelor organice existente în masa supusă degradării biologice.

Este de preferat ca alimentarea instalației de tratare biologică anaerobă să se facă în mod continuu, deoarece materialul organic în stare proaspătă contribuie la menținerea unui mediu alcalin, ferind volumul total de șocuri cu materiale organice de calitate mult diferită [81], [90].

Alimentarea instalațiilor, cu materiale organice în cantități mai mari decât cele necesare are drept consecință evacuarea din reactorul anaerob a acestora mai puțin descompuse și prin urmare, producția de biogaz raportată la unitatea de masă organică introdusă se reduce considerabil, iar calitatea efluentului scade.

Dacă masa organică introdusă este mai mică decât cea consumată are ca efect utilizarea incompletă a capacității utile a reactoarelor anaerobe.

Randamentul maxim al sistemelor de tratament anaerob alimentate în sistem continuu sau intermitent se poate obține numai atunci când substanța organică introdusă corespunde cu cantitatea de substanță organică descompusă [159].

L. Doza de încărcare

Doza de încărcare a reactoarelor anaerobe se poate stabili în funcție de proveniența materialului organic și temperatura mediului sau față de volumul util al spațiului reactorului.

Doza de încărcare se stabilește printr-un calcul tehnico-economic ținând seama că prin creșterea dozei de încărcare, volumul rezervorului de fermentare se micșorează determinând reducerea gradului de descompunere al substanțelor organice iar prin micșorarea dozei de încărcare crește în mod corespunzător volumul rezervoarelor anaerobe [157].

M. Amestecul și recircularea

Amestecul și recircularea sunt mijloace prin care se stimulează dezvoltarea procesului de metanogeneză bacteriană, având drept scop omogenizarea amestecului supus degradării biologice, evitarea formării crustei și a uniformizării pH-ului masei din reactor.

Obținerea de performanțe ridicate în tratamentul biologic este dependent și de activitatea biomasei. Concentrația biomasei se poate modifica pe parcursul procesului, independent de tipul de apă tratată; o parte din microorganismele anaerobe sunt pierdute odată cu apa epurată chiar și la un timp de ședere în reactor de câteva zile dacă nu sunt luate măsuri privind retenția biomasei sau separarea acesteia [11], [164].

N. Rolul hidrogenului molecular și acetatului de-a lungul degradării anaerobe

Degradarea anaerobă a materiei organice are loc pe parcursul unor serii de pași intermediari. Degradarea ulterioară a materiei organice poate fi strict limitată dacă produșii intermediari sunt lăsați să se acumuleze. Concentrația de hidrogen are un rol regulator influențând distribuția de produse metabolice formate de bacteriile fermentative.

Pe parcursul diferitelor etape ale degradării anaerobe este produs hidrogen molecular. În etapa fermentativă organisme ca *Clostridium sp.* și *Eubacterium sp.* produc acizii grași, CO₂ și hidrogen din carbohidrați. În faza acetogenă bacteriile specifice ca *Syntrophobacter wolinii* și *Syntrophomonas wolfei* produc acetat, CO₂ și hidrogen sau acetat și hidrogen prin oxidarea propionatului și n-butiratului.

Hidrogenul reprezintă un factor important ce poate controla procesul de degradare anaerobă. Pentru a se putea asigura ruperea legăturilor carbohidraților și a altor compuși organici este necesară menținerea unui echilibru cât mai aproape de zero a hidrogenului, realizat cu ajutorul bacteriilor hidrogenotroifice. Hidrogenul molecular este consumat de bacteriile metanogene (Tabelul 4.16, reacția 1) sau este utilizat pentru reducerea sulfatului (reacția 2).

Concentrația hidrogenului poate descrește datorită formării acetatului din CO₂ și H₂ (Tabel 4.16, reacția 3) de către bacterii ca *Acetobacterium woodii* și *Clostridium thermoaceticum* [179].

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Concentrația hidrogenului scade în unele reacții, astfel:

Tabelul 4.16 Reacțiile în care se consumă hidrogen în ecosisteme anaerobe [176]

| Substrat (mol) | → | Produși (mol) | $\Delta G(\text{kJ/mol})$ |
|--|---|--|---------------------------|
| $4 \text{ H}_2 + \text{CO}_2$ | → | $\text{CH}_4 + 2 \text{ H}_2\text{O}$ | -131,0 |
| $4 \text{ H}_2 + \text{SO}_4^{2-}$ | → | $\text{S}^{2-} + 4 \text{ H}_2\text{O}$ | -151,0 |
| $4 \text{ H}_2 + 2 \text{ CO}_2$ | → | $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2 \text{ H}_2\text{O}$ | 0,9 |
| $\text{H}_2 + \text{S}^0$ | → | H_2S | - 0,9 |
| $\text{H}_2\text{C}(\text{NH}_3^+)\text{COO}^- + \text{H}_2$ | → | $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{NH}_4^+$ | 0,0 |
| $\text{HOOC-CH-CH-COOH} + \text{H}_2$ | → | $\text{HOOC-CH}_2\text{-CH}_2\text{-COOH}$ | 0,0 |

Dacă descompunerea acidului acetic este independentă de presiunea parțială a hidrogenului, degradarea acidului propionic și a acidului butiric pot fi influențate de o presiune parțială înaltă a hidrogenului. În același timp o presiune parțială adecvată a hidrogenului este necesară pentru formarea metanului din hidrogen și dioxid de carbon.

Prin urmare, trebuie să existe o relație apropiată între microorganismele care formează hidrogenul și cele care îl folosesc (transfer de hidrogen între specii). De fapt, dacă densitatea populației este inadecvată agitația masivă poate interfera cu acest efect sinergetic [90].

Acidul propionic este puțin degradabil în prezența chiar a unei presiuni parțiale joase a hidrogenului. Dacă utilizarea hidrogenului într-un amestec de cultură nu este suficient de ridicat, acumularea este observată, în special în acid propionic (și reactorul de apa reziduală" devine acid") [125].

O. Competiția între bacterii sulfat reducătoare și metanogene

Apele reziduale municipale sau apele reziduale de la producerea dulciurilor, fabrici de bere etc., conțin o cantitate mai mică 200 mg^l⁻¹ de sulfat. Bacteriile sulfat reducătoare pot utiliza polimerii organici ca: amidon, acizii grași, glucide, compuși alifatici și aromatici, care generează sulfat și care în reacție cu hidrogenul formează hidrogen sulfurat.



Hidrogenul sulfurat este toxic pentru bacteriile metanogene și sulfat reducătoare. O concentrație a hidrogenului sulfurat de 270 mg l^{-1} produce o inhibare de 50% a metanogenezei. Hidrogenul sulfurat prezent în procesul anaerob pot reacționa cu unele metale grele (Fe, Co, Ni, Mo, etc) cu formare de sulfuri, sub forma de precipitate [125].

Metaboliții formați în timpul fazelor acidogenă, respectiv acetogenă, a degradării anaerobe, ca acetat, CO_2 , H_2 constituie substrat pentru metanogeneză și reducerea sulfatului. Afinitatea bacteriilor metanogene și sulfat reducătoare pentru hidrogen este în limitele: $0,2\text{-}0,4 \mu\text{M}$.

4.5 Cinetica proceselor de epurare anaerobă

Pentru producerea biogazului este nevoie de implicarea a trei tipuri de microorganisme: microorganisme nemetanogene, dar lichefiante și acidogene de tip A; microorganisme nemetanogene, de tip B și microorganisme metanogene de tip C.

Lanțul de procese care au loc în procesele anaerobe sunt redată în figura 4.7:

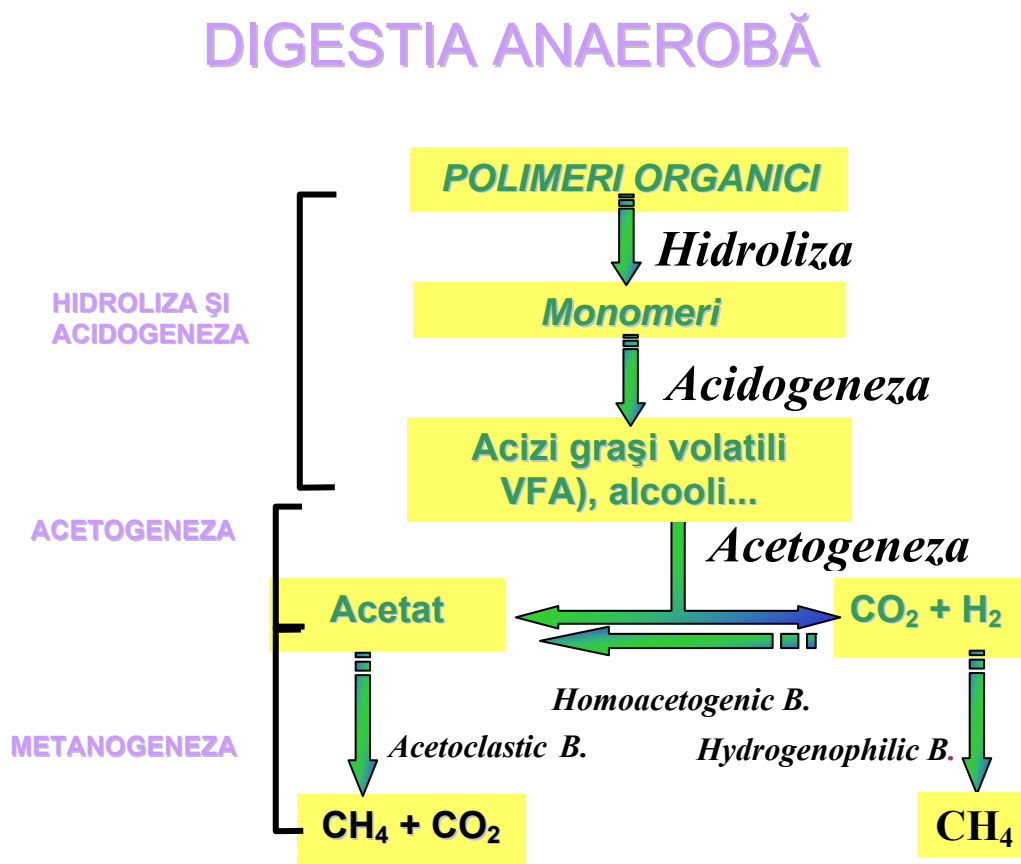


Figura 4.7 Diagrama schematică a procesului de fermentare anaerobă

Condiții teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Bacteriile producătoare de acizi descompun, în paralel cu dezvoltarea și înmulțirea lor, compușii organici complecși în structuri organice simple, iar compușii organici intermediari (acizi organici, alcoolii etc.) constituie sursa de hrană pentru bacteriile producătoare de metan [27].

În cadrul unui model, propus de Monod s-a considerat că sistemul poate fi reprezentat adecvat de doi acizi organici intermediari, R și U și de trei comunități de bacterii A, B și C.

Comunitatea de bacterii acidogene de tip A, transformă impurificarea organică S în acizii organici intermediari R și U care, prin intermediul bacteriilor metanogene de tip B și C conduc la formarea produsului final P.

Bacteriile producătoare de metan constituie substratul specific, iar fiecare tip din culturile de bacterii, fermentează un grup mic de compuși organici intermediari.

La stabilirea modelului cinetic, Monod consideră că procesul anaerob se desfășoară în două faze: acidă și alcalină (metanică). Faza acidă este formată de fapt, din două etape ce includ lichefierea acidogenă, dar și acetogenă, iar faza alcalină este identică cu etapa de formare a metanului.

Modelul Monod include deci, într-o formă globală, cele trei etape caracteristice procesului de fermentare anaerobă [141].

Monod consideră că cele două faze ale procesului au loc în cele două bazine de fermentare, distincte V_1 și V_2 (fig. 4.8)

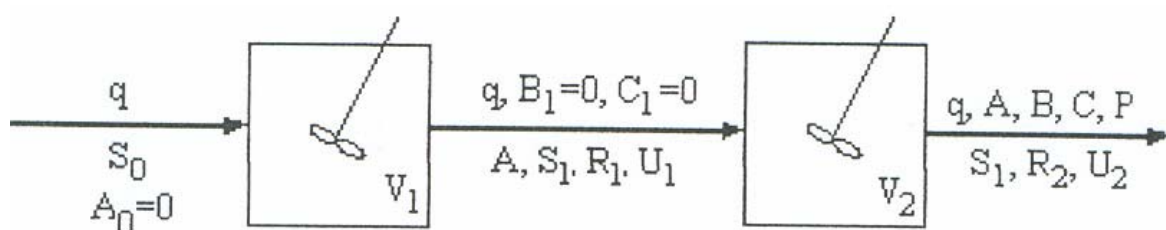


Figura 4.8 Fazele procesului de fermentare a maselor organice [159]

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

În cadrul acestui model sunt necesare următoarele precizări:

- fermentarea acidă are loc în recipientul V_1 , iar cea metanică în recipientul V_2 ;
- nămolul din cele două bazine se amestecă în permanență, cu ajutorul unor agitatoare, dar fără recirculare;
- funcționarea sistemului are loc în condiții complet izoterme;
- fermentarea anaerobă este dependentă de existența celor trei comunități de bacterii;
- sistemul se află în permanență într-un regim stabil de funcționare.

Pentru simplificare, în treptele de transformare în schema cinetică propusă de Monod, se folosesc următoarele notații:

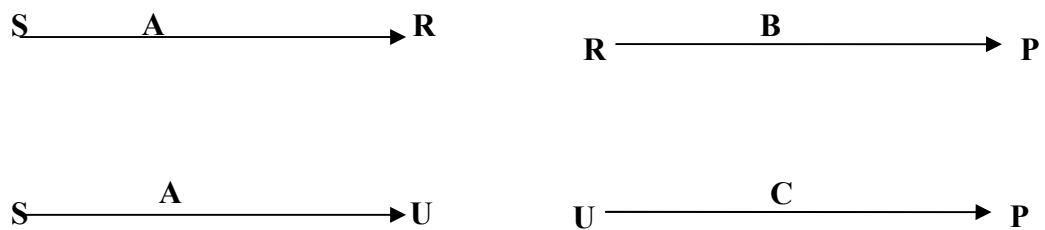


Figura 4.9 Reprezentarea simplificată a modelului de culturi mixte

în care:

S – impurificarea organică netransformată;

A – concentrația culturilor de bacterii care pot transforma impurificarea organică S în acizii grași intermediari R și U;

B, C – concentrația culturilor de microorganisme care transformă acizii grași R și U în metan;

P – produsul final (CH_4).

Factorii de producție $Y_{A/S}$, $Y_{R/S}$ și $Y_{U/S}$ definiți de ecuațiile (4.26 – 4.28) sunt cei care ne dau informații despre viteza de utilizare și formare a diferitelor tipuri de culturi și de bacterii implicate în procese:

$$Y_{A/S} = -\frac{r_A}{r_S} \quad (4.26)$$

$$Y_{R/S} = -\frac{r_R}{r_S} \quad (4.27)$$

$$Y_{U/S} = -\frac{r_U}{r_S} \quad (4.28)$$

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

în care:

r_A – viteza de formare a bacteriilor de tip A;

r_R, r_U – vitezele de formare a acizilor organici de tip R și U;

r_S – viteza de utilizare a substratului S.

În prima etapă a procesului, impurificarea organică S este consumată de bacteriile de tip A, obținându-se acizii grași R și U ca produși organici intermediari.

Pe baza modelului Monod se obțin, următoarele mărimi:

$$r_A = \frac{k_A S_1 A}{K_S + S_1} \quad (4.29)$$

$$r_S = -\frac{k_A S_1 A}{Y_{A/S} (K_S + S_1)} \quad (4.30)$$

$$r_{R1} = -Y_{R/S} r_S = \frac{Y_{R/S}}{Y_{A/S}} x r_A \quad (4.31)$$

$$r_{U1} = -Y_{U/S} r_S = \frac{Y_{U/S}}{Y_{A/S}} x r_A \quad (4.32)$$

în care:

k_A – viteza de dezvoltare specifică, maximă, a bacteriilor de tip A;

K_S – constanta de saturare a impurificării organice, S;

r_A, r_{R1}, r_{U1} – vitezele de formare a bacteriilor de tip A și a acizilor organici R și U în prima etapă;

r_S – viteza de utilizare a impurificării organice S, în prima etapă;

$Y_{A/S}, Y_{R/S}, Y_{U/S}$ – factorii de producție dați de ecuațiile de mai sus.

În a doua etapă, acidul organic R este consumat de bacteriile de tip B, iar acidul U de bacteriile C. Transformările biochimice care au loc în această fază, determină obținerea produsului final, metanul.

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

Următoarele relații ne dau informații despre factorii de producție și vitezele caracteristice de formare a bacteriilor de tip B și C, vitezele de consum a impurificării organice R și U, vitezele de formare a metanului și vitezele de dezvoltare specifice:

$$Y_{B/R} = -\frac{r_B}{r_{R2}} \quad (4.33)$$

$$Y_{C/U} = -\frac{r_C}{r_{U2}} \quad (4.34)$$

$$Y_{P/R} = -\frac{r_{P1}}{r_{R2}} \quad (4.35)$$

$$Y_{P/U} = -\frac{r_{P2}}{r_{U2}} \quad (4.36)$$

$$r_B = \frac{k_B \cdot R_2 \cdot B}{K_R + R_2} \quad (4.37)$$

$$r_{R2} = -\frac{k_B \cdot R_2 \cdot B}{Y_{B/R} (K_R + R_2)} = -\frac{r_B}{Y_{B/R}} \quad (4.38)$$

$$r_C = \frac{k_C \cdot U_2 \cdot C}{K_U + U_2} \quad (4.39)$$

$$r_{U2} = -\frac{k_C \cdot U_2 \cdot C}{Y_{C/U} (K_U + U_2)} = -\frac{r_C}{Y_{C/U}} \quad (4.40)$$

în care:

$Y_{B/R}$, $Y_{C/U}$; $Y_{P/R}$; $Y_{P/U}$ – factorii de producție, în cea de a doua etapă;

r_B , r_C – vitezele de formare a bacteriilor de tip B și C, în etapa a doua;

r_{R2} , r_{U2} – vitezele de consum a impurificării organice R și U, în a doua etapă;

k_B , k_C – vitezele de dezvoltare specifice, maxime, a bacteriilor de tip B și C;

K_R , K_U – constantele de saturare a impurificării organice R și U;

Deoarece metanul, ca produs final, este rezultatul activității microorganismelor de tip B și C, expresia vitezei de formare a acestuia este dată de relația:

$$r_P = r_{P1} + r_{P2} \quad (4.41)$$

Vitezele de formare a metanului sub efectul bacteriilor de tip B și C, sunt:

$$r_{P1} = -Y_{P/R} \cdot r_{R2} \quad (4.42)$$

$$r_{P2} = -Y_{P/U} \cdot r_{U2} \quad (4.43)$$

înlocuind în ecuația (4.41) valoarea lui r_P dată de ecuația (4.42 și 4.43) rezultă:

$$r_P = -Y_{P/R} \cdot r_{R2} - Y_{P/U} \cdot r_{U2} \quad (4.44)$$

Înlocuind mărimile r_{R2} și r_{U2} cu cele date de relațiile (4.38) și (4.40) se obține expresia vitezei de formare a metanului, P:

$$r_P = \frac{Y_{P/R}}{Y_{B/R}} r_B + \frac{Y_{P/U}}{Y_{C/U}} r_C \quad (4.45)$$

4.5.1 Ecuațiile eficienței sistemului cu două bazine de fermentare

Ecuațiile sistemului cu două bazine de fermentare se stabilesc în funcție de echilibrul masei considerînd că cele două etape ale procesului se desfășoară consecutiv în fiecare din cele două bazine redate în figura 4.8 [53]. În acest sens ecuațiile 4.26- 4.45 vor defini pentru fiecare etapă regimul de lucru.

Sistemul cu cele două bazine de fermentare consecutive este alimentat cu debitul de nămol q . În prima etapă intervin impurificările organice S, R, U, precum și bacteriile de tip A.

Echilibrul masei pentru bacteriile de tip A este dat de:

$$A_0 - A + r_A \times \theta_1 = 0$$

A_0 – este concentrația bacteriilor de tip A în nămolul proaspăt;

θ_1 – V_1/q – timpul mediu de staționare a bacteriilor în bazinul de fermentare în prima etapă;

V_1 – volumul bazinului din prima etapă;

q – debitul de nămol.

Dacă nămolul este lipsit de bacterii ($A_0 = 0$) rezultă:

$$A = r_A \times \theta_1 \quad (4.46)$$

Înlocuind pe r_A din ecuația (4.46) în ecuația (4.29) se obține:

$$S_1 = \frac{K_S}{k_A \theta_1} \quad (4.47)$$

Balanța impurificării organice netransformate S, este evidențiată prin relațiile:

$$S_0 - S_1 + r_S \times \theta_1 = 0 \quad (4.48)$$

$$S_0 - S_1 = - r_S \times \theta_1 \quad (4.49)$$

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

în care:

- S_0 este concentrația impurificării organice netransformate din nămolul care pătrunde în proces;
- S_1 este concentrația impurificării organice netransformate a nămolului care iese din bazinul V_1 ;

Împărțind ecuația 4.46 cu ecuația 4.49, se obține ecuația:

$$A = \left(-\frac{r_A}{r_S} \right) \cdot (S_0 - S_1) = Y_{A/S} (S_0 - S_1) \quad (4.50)$$

Scriind în același mod ecuațiile de echilibru material pentru impurificările organice R_1 și U_1 date de relațiile 4.31 și 4.32 și împărțindu-le pe rând cu ecuația 4.49, rezultă următoarele expresii:

$$R_1 = Y_{R/S} (S_0 - S_1) \quad (4.51)$$

$$U_1 = Y_{U/S} (S_0 - S_1) \quad (4.52)$$

În etapa a doua intervin bacteriile de tip B și C, impurificările organice R și U, precum și produsul final P. Făcînd echilibrul material pentru bacteriile de tip B, se obține

$$B = r_B \cdot \theta_2 \quad (4.53)$$

în care:

- $\theta_2 - V_2/q$ este timpul mediu de staționare a bacteriilor de tip B în bazinul de fermentare V_2 din cea de-a doua etapă;
- q - este debitul de nămol;

Înlocuind pe r_B din ecuația 4.53 cu valoarea din ecuația 4.38, rezultă:

$$R_2 = \frac{K_R}{K_B \theta_2 - 1} \quad (4.54)$$

De asemenea, echilibrul material pentru bacteriile de tip C, în cadrul celei de-a doua etapă pune în evidență valoarea impurificării organice sub forma.

$$U_2 = \frac{K_U}{K_C \theta_2} - 1 \quad (4.55)$$

Aplicînd echilibrul material pentru impurificarea organică intermediară R, în cea de-a doua etapă se obține expresia:

$$R_1 - R_2 = r_{R2} \times \theta_2 \quad (4.56)$$

Împărțind ecuația (4.53) la (4.56) și ținând cont și de ecuația (4.38), se obține:

$$B = -\frac{r_B}{rR_2}(R_1 - R_2) = Y_{B/R}(R_1 - R_2) \quad (4.57)$$

De asemenea, echilibrul material în cea de-a doua etapă pentru impurificarea organică intermediară U, determină relația;

$$C = Y_{C/D}(U_1 - U_2) \quad (4.58)$$

Pentru produsul final P (metanul) se obține expresia:

$$P = -r_P \cdot \theta_2 \quad (4.59)$$

Înlocuind în relația 3.35 valoare lui r_P dată de ecuația 3.20 rezultă :

$$P = \frac{Y_{P/R}}{Y_{B/R}} r_B \cdot \theta_2 + \frac{Y_{P/U}}{Y_{C/U}} r_C \theta_2 \quad (4.60)$$

Echilibrul material pentru bacteriile de tip C în cea de-a doua treaptă de fermentare determină relația:

$$C = r_C \cdot \theta_2 \quad (4.61)$$

Astfel ecuația (4.60), după înlocuirea valorilor r_B și r_C date de relațiile (4.53) și (4.61) devine:

$$P = \frac{Y_{P/R}}{Y_{B/R}} B + \frac{Y_{P/U}}{Y_{C/U}} C \quad (4.62)$$

Ecuațiile (4.47) la (4.52) și (4.54) la (4.62) furnizează eficiențele procesului de fermentare din prima și respectiv din cea de-a doua etapă [149].

4.5.1.1 Modele ale fermentării nemetanogene

A. Modelul Ghosh și Pohland

Acest model a fost dezvoltat din ecuațiile bilanțului de materiale, pentru o cultură existentă într-un reactor cu amestecare completă, menținută în stare staționară și alimentată continuu cu substrat solubil, constituit din glucoză [72], [73], [149].

La elaborarea modelului s-a ținut cont de următoarele:

- asimilarea substratului de către microorganisme reprezintă suma reacțiilor necesare pentru sinteza protoplasmei, pentru producerea energiei folosite în reacțiile de sinteză (sau creștere) și pentru reacțiile de menținere (endogene);
- prin introducerea a doi coeficienți de utilizare a substratului pot fi calculate asimilările fracționate pentru sinteză și reproducere de energie;

Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe a apelor uzate

- produșii finali lichizi și gazoși sunt obținuți din fracțiile de substrat catabolizat pentru producerea energiei de sinteză și de menținere;
- randamentele de produs sunt dependente de viteza de creștere specifică și deci în modele stabilite pot fi introduși coeficienții de randament celular, constanți pentru condiții de fermentare date;
- relația lui Monod poate descrie vitezele de creștere specifică;
- pentru microorganismele acidogene, glucoza reprezintă substratul, iar pentru bacteriile metanogene, substratul este constituit din produșii finali ai acidogenezei.

Ecuatiile bilanțului pentru biomasă:

$$\mu_{\text{met}} = 1/\theta \quad (4.63)$$

$$\mu_a = 1/\theta_c \quad (4.64)$$

$$A = K_s \text{ met} / C_{\text{met}} \theta_c - 1 \quad (4.65)$$

$$C = K_{s a} / \mu_{m a} \theta - 1 \quad (4.66)$$

$$\theta_{c \text{ crit}} = (K_s + C_0) / (\mu_m + C_0) \quad (4.67)$$

pentru substratul microorganismelor acidogenezei:

$$X_a = \frac{C_0 - C}{U_e + U_p + m\theta_c} \quad (4.68)$$

în care:

$$U_p = 1/Y_p \quad (4.69)$$

$$U_c = 1/Y_e \quad (4.70)$$

unde :

μ_m – viteza specifică maximă de creștere a microorganismelor;

θ – durata de staționare hidraulică;

θ_c – timp de retenție celular;

K_s – constanta de saturație;

C – concentrația substratului în bazin;

C_0 – concentrația substratului în influent (concentrația inițială);

e – coeficientul utilizării substratului pentru producerea de energie;

P – coeficientul de utilizare a substratului pentru creștere;

X - concentrația nămolului activat;

Y_p – coeficient de producție a substratului pentru creștere;

Y – coeficient de producție (de randament/ conversie).

Indicii “met” se referă la stadiul de metanogeneză, iar”a” la cel de acidogeneză

Viteza formării oricărui produs la o anumită durată de staționare hidraulică, θ , a stadiului de acidogeneză poate fi reprezentat prin ecuația generală:

$$P'_i = \frac{\alpha'_i \theta [(U_e + m\theta)(C_0 - C)]}{U_e + U_p + m\theta} \quad (4.71)$$

în care:

P'_i – viteza de echilibru, de formare a oricărui produs «i» al acidogenezei la un anumit θ , (mg/oră);

α'_i – constanta de randament al procesului real.

Concentrația oricărui produs lichid al acidogenezei este dată de ecuația:

$$P_i = \alpha_i X_a (U_e + m\theta) - X_{met} (U'_e + U'_p + m\theta) \quad (4.72)$$

unde:

i – indice ce se referă la produs lichid, iar “,” la microorganismele metanogene

Pentru $\theta < \theta_{crit}$, bacteriile metanogene au $X_{met} = 0$ și ecuația (4.72) are următoarea formă:

$$P_i = \alpha_i X_a (U_e + m\theta) \quad (4.73)$$

Această ecuație se aplică în cazul în care bacteriile metanogene sunt eliminate prin control cinetic sau când este activ doar metabolismul microorganismelor de acidogeneză.

În final, se obține următoarea ecuație:

$$A = P_i = \frac{\alpha_i [(U_e + m\theta)(C_0 - C)]}{U_e + U_p + m\theta} \quad (4.74)$$

B. Modelul Ghosh, Conrad și Klass

Acest model se referă la alimentarea reactoarelor de fermentare cu substrat format din suspensii organice. Autorii au demonstrat, prin cercetările efectuate, posibilitatea tehnică a fermentării în două faze, în reactoare separate pentru fiecare stadiu. Biomasa din reactoare nu a fost recirculată [70], [71], [149], .

Ecuațiile procesului s-au stabilit, ca și în cazul modelului Ghosh și Pohland, din bilanțul de materiale corelat cu modelul creșterii bacteriene a lui Monod.

Concentrațiile, în faza staționară, ale substratului (C), au rezultat din ecuațiile (4.65) și (4.66), iar cele ale biomasei, X din ecuația (4.67), în care concentrația influență C_0 este înlocuită cu încărcarea instalației cu substrat L (g/l-h):

$$X = \frac{L\theta - C}{U_p + U_e + m\theta} \quad (4.75)$$

Din bilanțul de materiale pentru produșii acidogenezei, P_i , evidențiați prin ecuația (4.73), considerând neglijabilă creșterea bacteriilor metanice, rezultă:

$$A - A_0 = a_i X (U_e + m\theta) \quad (4.76)$$

Înlocuind pe X cu valoarea dată de ecuația (4.72) rezultă:

$$A = A_0 + \frac{a_i (U_e + m\theta) (L\theta - C)}{U_e + U_p + m\theta} \quad (4.77)$$

Viteza producției de gaz (în principal CO_2) în stadiul de acidogeneză se determină cu relația:

$$G = \frac{\alpha_g V [(L\theta - C) X U_p]}{\theta} \quad (4.78)$$

în care:

- G este viteza producției de gaz în fază staționară (g/oră);
- α_g - randamentul real al producției de gaz.

Coefficienții cinetici μ_m , K_s , U_p , U_e , m , c_{ti} , α_g , α_i și Y sunt obținuți prin linearizarea ecuațiilor (4.75) – (4.78).

Timpul critic de retenție pentru orice încărcare organică (în suspensii volatile) se poate determina cu relația:

$$\theta_{crit} = \frac{L + \sqrt{L + 4K_s \mu_m}}{2\mu_m L} \quad (4.79)$$

4.5.1.2 Modele ale fermentării metanice

Etapa cea mai lentă, limitatoare de viteză, pentru fermentarea anaerobă, este etapa de metanogeneză. Pentru reactoarele care nu au o separare a principalelor stadii de fermentare anaerobă în reactoare individuale, viteza procesului este limitată de viteza scăzută a reacțiilor de transformare a acizilor volatili în gaze de fermentare [149], [159].

A. Modelul Lawrence și McCarty

Modelul Lawrence și McCarty pentru descrierea procesului de fermentare este dat de ecuația:

$$dX/dt/X = \mu = YkC/(K_s + C) \quad (4.80)$$

Acest concept își găsește aplicabilitate atât pentru procesele de tratare anaerobă convențională cât și pentru procesul cu nămol activat anaerob sau de contact.

Viteza de utilizare specifică, U , se stabilește printr-o ecuație de tip Monod.

Valorile coeficienților cinetici rezultă din valorile obținute pentru C și U la diferiți timpi, θ , experimentali:

$$1/\theta = YU - b \quad (4.81)$$

$$\frac{1}{U} = \frac{K_s}{kC} + \frac{1}{k} \quad (4.82)$$

din cele două ecuații se obțin coeficienții de creștere Y și b , precum și coeficienții legați de îndepărtarea substratului, k și K_s .

B. Modelul Frostell

Acest model se referă la fermentarea anaerobă, metanică, a soluțiilor organice. Elementele luate în considerație sunt următoarele:

- reactorul este cu amestecare completă, în interiorul acestuia fiind controlată concentrația suspensiilor;
- factorul de reținere a nămolului în reactor (r), este dat de raportul între concentrația biomasei din reactor (X) și cea din efluent (X_e):

$$r = X/X_e \quad (4.83)$$

- influentul nu are suspensii;
- pentru creșterea microorganismelor se folosește relația lui Monod [65], [154].

În faza staționară, în care nu există acumulare de biomasă, se obține ecuația:

$$\mu_r X_e V = Q X_e \quad (4.84)$$

obținându-se:

$$\mu = \frac{Q}{rV} \quad (4.85)$$

pentru $Q = V/\theta$, relația (4.85) devine:

$$\mu = 1/r \theta \quad (4.86)$$

Pentru $r = 1$, $X = X_e$, timpul de retenție putând fi scurtat prin creșterea lui r .

Cu ajutorul relației lui Monod se pot determina coeficienții cinetici μ_m și K_s prin înscrierea reciprocei concentrației efluentului $1/C$, la timpi de retenție diferiți. Dacă C_0 este concentrația influentului, se poate determina timpul hidraulic de retenție sau timpul celular minim, precum și timpul de retenție critic, θ_{crit} .

Pentru fermentarea anaerobă, criteriul de stabilitate este dat de relația:

$$\theta_{CRIT.} > \frac{K_s + C_0}{\mu_m C_0} \quad (4.87)$$

Exprimând dependența timpului de retenție critic de concentrația influentului și de factorii cinetici, $\mu_m C_0$ și K_s . Încărcarea organică ce poate fi aplicată instalației (C_0/Q), depinde de mărimile C_0 , K_s și μ_m .

C. Modelul Anderson și Donnelly

Acest model se referă la sistemul de fermentare anaerobă de contact. Asemănările fluxului tehnologic de epurare aerobă cu nămol activat și de recirculare promovează o structură a modelului asemănătoare cu aceea folosită pentru determinarea cineticii proceselor aerobe cu nămol activat [4], [159].

Modelul lui Anderson se bazează pe schema din figura următoare:

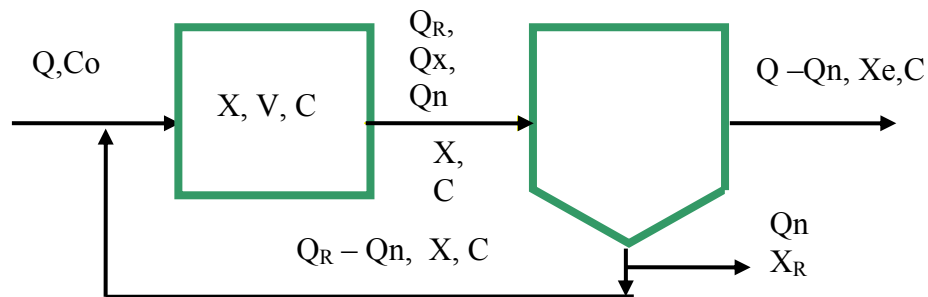


Figura 4.10 Schema fermentării metanice de contact

în care:

- Q - debitul de alimentare a reactorului cu substrat;
- C_o - concentrația influentului;
- X - concentrația biomasei în reactor;
- V - volumul reactorului;
- C - concentrația substratului în reactor;
- Q_R - debitul de recirculare a nămolului îngroșat, îndepărtat;
- X_e - concentrația biomasei în efluent;
- X_R - concentrația biomasei din nămolul de recirculare.

Concentrațiile biomasei sunt exprimate în substanțe volatile, iar concentrațiile substratului, în CCO.

Relațiile de bază ale modelului care descriu procesele din reactorul de contact sunt: relația lui Monod pentru creșterea biomasei; relația de definire a factorului de randament celular, Y și bilanțul de materiale (biomasă și substrat) din reactor.

Ecuatiile rezultate sunt similare celor obținute pentru modelarea proceselor de epurare cu nămol activ aerob, cu recirculare. Determinarea coeficienților cinetici μ_m , K_s , k_d și Y s-a realizat în modele fizice funcționând la θ_C diferite și prin înscrierea rezultatelor în graficele ecuațiilor linearizate.

Dacă în ecuația:

$$\frac{1}{C} \frac{K_s}{\mu_m} + \frac{1}{\mu_m} = \frac{\theta c}{1 + \theta c k_d} \quad (4.88)$$

Prin înscrierea în abscisă a lui $1/C$ și în ordonată a termenului $\theta c/(1+\theta c k_d)$ se obțin valorile pentru $1/\mu_m$ și panta dreptei (K_s/μ_m).

Din ecuația linearizată:

$$\frac{1}{\theta c} \frac{1}{Y} + \frac{k_d}{Y} = \frac{Q(C_0 - C)}{XV} \quad (4.89)$$

Prin înscrierea în abscisă a lui $1/\theta c$ și în ordonată a termenului $Q(C_0 - C)/XV$ se obțin valorile pentru panta dreptei, $(1/y)$ și intersecția cu abscisa ($-k_d$).

CAPITOLUL V. CERCETĂRI EXPERIMENTALE PRIVIND EPURAREA APELOR REZIDUALE PROVENITE DE LA COMPLEXUL INDUSTRIAL SUDRIGIU, BIHOR – STUDIU DE CAZ

5.1 Tehnologia de epurare a apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor

SC. EUROPEAN FOOD SA a construit o fabrică de bere în complexul Sudrigiu, jud. Bihor, România. Apa uzată rezultată este o combinație de ape reziduale de la fabrica de bere, o fabrică de băuturi răcoritoare și o distilerie, condensatul de bere, ape menajere și de alte origini care necesită epurare înainte de deversarea în emisar.

Următorul tabel redă caracteristicile apei uzate generate în urma fluxului tehnologic de pe această platformă industrială.

Tabelul 5.1 Caracteristicile apei uzate

| Caracteristici | Valoarea | U.M |
|-----------------------------|-----------|--------------------|
| Debit | 5300 | m ³ /zi |
| Debit (după egalizare) | 221 | m ³ /h |
| CCO _{Cr} | 4528 | mg/l |
| Încărcare CCO _{Cr} | 24000 | kg/zi |
| MTS | 500 | mg/l |
| Încărcare MTS | 2650 | kg/zi |
| Fier | Se adaugă | mg/l |
| Micronutrienți | Se adaugă | mg/l |
| Total azot (presupus) | 265 | kg/zi |

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrișiu, Bihor – Studiu de caz

Tabelul 5.1 Caracteristicile apei uzate

| Caracteristici | Valoarea | U.M |
|-----------------------|----------|-------|
| Total SO ₄ | 530 | kg/zi |
| Total PO ₄ | 53 | kg/zi |
| pH | 4-10 | - |
| Temperatură | 25-40 | °C |

Stația de epurare este compusă dintr-un sistem biologic de epurare aerob și un sistem de preepurare anaerob care utilizează un reactor anaerob, UASB.

Tabelul 5.2 Monitorizarea unor parametri la pornirea stației

| Faza de pornire | Debit de apă uzată | Debit circulare | Încărcare sistem |
|-----------------|--------------------|-------------------|----------------------------|
| - | m ³ /h | m ³ /h | kg CCO _{Cr} /zile |
| 1 | 55,25 | 150 | 6 000 (25%) |
| 2 | 110,5 | 200 | 12 000 (50%) |
| 3 | 165,75 | 250 | 18 000 (75%) |
| 4 | 221 | 309 | 24 000 (100%) |

Pentru deversarea în emisar este nevoie să fie respectată legislația în acest domeniu, adică NTPA 001/2005.

Încărcare organică CCO_{Cr} — max. 125 mg/l

Consum biochimic de oxigen CBO₅ — max. 25 mg/l

Suspensii — max. 35 mg/l

Azot total — max. 10 mg/l

Fosfor total — max. 1 mg/l

Temperatura — max. 35°C

pH — 6,5 -8,5

5.1.1 Etapele procesului de epurare a apelor uzate

5.1.1.1 Preepurarea

Apele reziduale din instalațiile productive, curg în pompa T-100 cu un debit mediu de 184 m³/h. Sectorul de preepurare este proiectat astfel încât să poată manevra debite de până la 267 m³/h.

La alimentarea pompei T-100 (T-100 are o alimentare a supradebitului de apă în exces în tancul aerob) este montată o sită: S-101, pentru a îndepărta reziduurile brute, dure, cum ar fi: etichete, capace etc.

Apa reziduală este pompată prin pompele de influent P-101 A/B la o sită S-201, care îndepărtează particulele fine. Apoi, este colectată în rezervorul tampon T-200, unde este monitorizat pH-ul și, la nevoie, corectat, prin adăugarea de sodă proaspătă sau deșeu de sodă (sodă uzată) din scruberul S-301.

Gazele evacuate/ emise sunt extrase de ventilatorul V-102 și trimise spre tancul de aerare T-300. Pompele de alimentare (CT) P-201A/B pompează conținutul tancului T-200 în tancul de condiționare T-300.

5.1.1.2 Epurarea biologică anaerobă

În tancul de condiționare, apei reziduale i se adăugă în mod controlat sol. H₃PO₄, micronutrienți, FeCl₃, antispumant, uree și sodă. Pompele de amestecare P-301 A/B, împreună cu amestecătorul CT M-301, asigură omogenizarea conținutului tancului. Se controlează pH-ul prin adăugare de sodă. Din tancul T-300 apa este pompată prin pompele de alimentare a reactorului P- 401 A/B spre reactorul UASB, T-400. Biomasa din reactor este sub formă granulară și nu necesită transportor.

Sistemul de distribuție a influentului asigură un contact optim între biomasă și apa reziduală pe întreaga suprafață a reactorului. În reactor, apa uzată este supusă tratamentului biologic anaerob, obținându-se și biogaz. De asemenea, se formează și H₂S. Reactorul este prevăzut cu 10 puncte de probă, pentru verificarea înălțimii și compoziției stratului, depunerii de biomasă.

Separatoarele instalate în partea superioară a reactorului, separă biogazul și apa tratată. Biogazul este trimis la epurare. O parte din apa tratată din reactor este amestecată cu conținutul tancului T-300, iar restul este separată și curge gravitațional spre secțiunea aerobă, pentru tratament ulterior.

Pe durata procesului de transformare anaerobă, biomasa va crește; biomasa în exces va fi îndepărtată din reactor cu pompa de biomasă anaerobă T-500. Pompa P-501 se poate folosi pentru pomparea biomasei din T-500 înapoi în reactor, în cazul în care este nevoie de acest lucru.

Biogazul care rezultă din reactor este tratat în scrubberul S-301. Acesta este alimentat la partea inferioară a scrubberului și adus în contact cu o soluție de sodă în contracurent, pentru îndepărtarea H_2S prezent în biogaz. Soluția de sodă este circulată prin scrubber cu ajutorul pompei de recirculare P-301.

Soda proaspătă (33%) este furnizată de tancul de sodă T-1100. Soda uzată se trimite sau la tancul intermediar, T-200 sau la tancul selector aerob, T-600. La nevoie, scrubberul poate fi ocolit, prin by-pass. În acest caz, biogazul este ars cu flacăra deschisă la arzătorul/ flacăra de ardere biogaz, F-301.

5.1.1.3 Epurarea biologică aerobă

Efluentul anaerob din tancul de condiționare T-300 curge în tancul selector T-600. Conținutul tancului selector este aerat cu ventilatorul B-601. Deoarece gazele ventilate conțin H_2S , ventilatorul V-601 extrage gazele din tancul selector.

Acest tanc are 4 zone: două zone unde are loc denitrificarea și două zone aerate. Cele patru zone sunt echipate cu aeratoare de suprafață M-701A-D.

Apa reziduală trece prin aceste zone prin “curgere în bloc”, revărsându-se printr-un canal de inundare/ revărsare, în decantorul final T-800.

Epurarea biologică aerobă a apelor reziduale se poate împărți în patru etape:

- a) Descompunerea substanțelor pe bază de carbon, fază în care substanțele organice din apă sunt oxidate cu ajutorul microorganismelor heterotrofe în mediu bogat în oxigen;
- b) Nitrificarea – procesul de oxidare a azotului în prezența bacteriilor autotrofe în nitriți, respectiv nitrați, în mediu aerob;

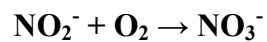
Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

Nitrificarea este procesul de oxidare a ionului amoniu în nitrit (NO_2^-), apoi, nitrat (NO_3^-) cu ajutorul bacteriilor autotrofe și heterotrofe.

În prima fază are loc oxidarea amoniului la nitrit, sub acțiunea bacteriilor autotrofe, aerobe, de tipul *Nitrosomonas*:



În faza a doua are loc oxidarea nitriților la nitrați, cu ajutorul nitrobacteriilor, de tipul *Nitrobacter*:



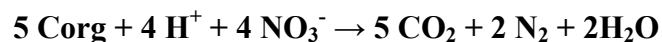
Cele două procese pot fi exprimate astfel:



- c) Denitrificarea, faza în care nitriții și nitrații sunt transformați cu ajutorul bacteriilor heterotrofe în azot gazos.

În procesul de denitrificare, nitratul existent în apă este descompus pe cale biologică, în azot liber, CO_2 și H_2O , consumând carbon.

Reacțiile de denitrificare sunt:



sursele de carbon sunt constituite din metanol, glucoză, etc., substanțe organice ușor asimilabile de către bacteriile denitrificatoare.

Gazele ventilate din tancul intermediar T-200 și tancul selector T-600 sunt alimentate spre ultima zonă a tancului de aerare T-700, cu 50 cm sub nivelul apei. Acesta asigură ca majoritatea H_2S să fie absorbit și degradat.

În decantorul final, sunt reținute reziduurile. Pompele de retur ale reziduurilor P-801 A/B recirculă reziduurile la tancul selector, T-600. Pompa-surplus reziduu, P-802 pompează excesul de reziduu în bazinul de decantare (îngroșător) T-900.

Apa se revarsă spre canalul de scurgere T-1000. Reziduu este pompat cu pompa de reziduu îngroșat/ decantat P-901 (controlat prin frecvență) spre decantorul S-901.

În tancul de dozare polimer, T-1700, soluția de polielectrolit este obținută prin dizolvarea PE lichid sau solid în apă. În funcție de calitatea reziduuului aerob trimis spre decantor, o anumită cantitate de PE se adaugă acestuia, prin pompa dozare polimer controlat P-1701, pentru obținerea unor caracteristici de decantare optime.

Nămolul/ reziduul din centrifuga S-901 este colectat într-un container. Apa separată curge spre canalul de drenaj T-1000.

În canalul de drenaj T-1000 sunt colectate:

- Drenajul scruberului de biogaz, S-301;
- Excesul de la îngroșător;
- Apa separată la decantorul, S-901;
- Drenajul de la unitatea de dozare polimer, T-1700;

Soluția de sodă (33%) este depozitată în tancul de sodă T-1100, de unde este pompată cu pompele de dozare sodă P-1101 A/B/C la tancul intermediar T-200 și tancul de condiționare T-300. Pompa P-301 pompează soda în scruberul S-301.

Soluția de uree (19%) este preparată pentru dizolvarea ureei solide în apă, în tancul de uree, T-1200. Mixerul M-1201 este folosit pentru a asigura o amestecare completă și omogenă a soluției de uree. Pompa de uree P-1201 pompează soluția în tancul de condiționare T-300.

Soluția antispumantă este depozitată în tancul de antispumant T-1300 și de aici este pompată prin pompa de antispumant P-1301 în tancul de condiționare T-300.

Clorura de fier (FeCl_3) este stocată în tancul de FeCl_3 , T-1400 și de aici este pompată prin pompa de FeCl_3 , P-1401 A/B în tancul de condiționare T-300.

Micronutrienții sunt păstrați în tancul de T-1500 de unde sunt pompați cu pompele P-150 spre tancul de condiționare.

Acidul fosforic (H_3PO_4) este păstrat în tancul T-1600 de unde este pompat cu pompa P-1601 spre tancul de condiționare T-300.

5.1.2 Descrierea fluxului tehnologic

1. CĂMINUL POMPELOR T100

Apele reziduale provenite de la instalațiile productive sunt colectate în căminul pompelor T100. La intrarea apei în T100 este montată o sită cu racleți S101, pentru îndepărtarea reziduurilor solide. Transmițătorul de nivel LT101 va monitoriza nivelul apei în T100; tancul are o alimentare a supradebitului de apă în exces aceasta curgând gravitațional spre tancul de aerare.

Apa reziduală este pompată de P101 A/B spre cele două site S201-S202, care elimină particulele fine, apoi este colectată în T200 (tanc tampon). Sitele sunt prevăzute cu valvele XV201 și XV202 care se deschid automat.

2. TANC TAMPON T200

Apa rezultată este colectată în rezervorul tampon T200, unde este monitorizat pH-ul (AIT 203), iar, la nevoie, este reglat prin adăugare de sodă proaspătă (T1100) sau sodă uzată din scrubberul S301.

Gazele emise sunt extrase de ventilatorul V201 și trimise spre tancul de aerare T700. Nivelul lichidului este monitorizat de LT201, lichidul fiind amestecat, pentru omogenizare, de un mixer M201. Pompele de alimentare (CT) P201 A/B pompează conținutul tancului în T300. Apa rezultată se poate pompa spre secțiunea aerobă printr-un by-pass.

3. TANC DE CONDIȚIONARE

În tancul de condiționare, apa rezultată este adusă la condiții optime pentru dezvoltarea și funcționarea bacteriilor anaerobe; este controlat pH-ul, se dozează ureea, FeCl_3 , micronutrienți, H_3PO_4 . pH-ul este controlat de AIT303, iar temperatura, de TT304.

Apa uzată este pompată în reactorul UASB, T400 de către pompa de alimentare a reactorului P401 A/B. Nivelul apei din tanc este urmărit de LS 301. Efluentul din reactor este o parte recirculat în tancul T300, o altă parte trece în secțiunea aerobă.

4. TANCUL T400 – UASB

Pompele de alimentare P401 A/B alimentează reactorul anaerob, T400. Biomasa din reactor este sub formă granulară. Reactorul este prevăzut cu 10 puncte de probă, pentru verificarea înălțimii, compoziției stratului, depunerii de biomasă. Este prevăzut cu separatoare instalate în partea superioară a reactorului, care permit separarea celor trei faze: gaz, lichid, solid.

Reactorul a fost proiectat pentru o încărcare maximă de 24 000 kg $\text{CCO}_{\text{Cr}}/\text{zi}$; are un distribuitor al influentului constând în 12 tuburi de admisie și 88 tuburi atașate pentru regularizarea debitului, astfel, asigurându-se o distribuție egală a influentului pe toată suprafața reactorului.

O parte din apa tratată curge datorită gravitației în tancul de condiționare, restul este separată și curge, tot gravitațional, spre secțiunea aerobă. În timpul procesului de conversie biomasa va crește și surplusul de biomasă este scos din reactor.

În trei puncte la nivele diferite se extrage biomasa în surplus din tancul T500 cu ajutorul pompei de nămol P501 (capacitate maximă 10 m³/h). Reactorul este echipat cu supape de siguranță PSV 404.

În urma procesului de conversie se produce biogaz. Producția de biogaz, va fi de aproximativ 395 m³/h, pentru o încărcare proiectată de 24 000 kg $\text{CCO}_{\text{Cr}}/\text{zi}$ (calculată la o eficiență de 75%).

Calitatea biogazului este de 65-80% CH_4 și 20-35% CO_2 și H_2S . Înainte de a fi utilizat, biogazul va fi tratat în scrubberul S301. Biogazul alimentat la partea inferioară a scrubberului este adus în contact cu o soluție de sodă, în contracurent (pentru înlăturarea H_2S). Soluția de sodă este recirculată cu ajutorul pompei de recirculare P301. Soda proaspătă este furnizată din T1100. Soda uzată se trimite în tancul tampon, T200 sau în tancul selector aerob, T600.

5. TANCUL DE BIOMASĂ ANAEROB T500

Volumul de 400 m³ este proiectat pentru a depozita suficientă biomasă. Tancul de biomasă T500 are un sistem de ventilare și de supraplin. Scurgerea se face în sistemul de drenaj.

6. ARZĂTORUL DE BIOGAZ F301

În cazul în care nu este utilizat altundeva, pentru o descărcare sigură, biogazul se arde, prin arzătorul F301.

7. TANCUL DE DEPOZITARE A SODEI T1100

Dacă pH-ul în tancul de condiționare, în efluentul reactorului anaerob, ori în T300, nu este optim desfășurării procesului respectiv, el va fi ajustat prin dozare de sodă. Adiția sol. NaOH în tancul de condiționare este controlată, măsurată de pH-metru AIT 203, AIT 303, care controlează dozarea pompei P1101 A/B.

Soda din purificatorul de biogaz va fi asigurată prin pompa P302. Tancul T1100 va fi echipat cu aparat pentru urmărirea nivelului lichidului LS1101.

8. TANC DE DEPOZITARE UREE T1200

Soluția de uree 10% este preparată în T1200 prin amestecarea ureei solide cu apă. Dozarea se face în T300 folosindu-se pompa de dozare P1201. Tancul va fi echipat cu sistem de urmărire a nivelului lichidului LS 1201.

9. TANC DE DEPOZITARE A ANTISPUMANTULUI T1300

Dozarea antispumantului se face în T300 folosindu-se pompa P1301.

10. TANC DE DEPOZITARE A CLORURII DE FIER T1400

Dozarea clorurii de fier se realizează în T1400, folosindu-se pompa P1401 A/B.

11. TANC DE DEPOZITAREA MICRONUTRIENȚILOR T500

Dozarea micronutrienților se face în T500 cu ajutorul pompei, P1501.

12. TANC DE DEPOZITARE ACID FOSFORIC T1600

Dozarea acidului fosforic în T300 se realizează cu ajutorul pompei P1601.

13. TANCUL SELECTOR T600

Efluentul anaerob din T300 și apa din canalul de scurgere T1000 va curge gravitațional în tancul selector T600, unde va fi amestecat cu nămolul recirculat din decantorul final. Nămolul trebuie să fie suficient pentru a preveni umflarea acestuia. Tancul selector va fi aerat. Alimentarea cu aer se face prin ventilatorul B601.

Debitul de aer în tancul selector este de $\approx 250 \text{ m}^3/\text{h}$. Gazele ventilate extrase de ventilatorul V601 sunt descărcate în tancul de aerare T700, cu 50 cm sub nivelul apei.

14. TANC DE AERARE T700

În tancul de aerare T700 se realizează oxidarea aerobă a CCO_{Cr} rămas în urma epurării anaerobe. Aerarea asigură oxigenul necesar proceselor aerobe. Tancul are patru zone echipate cu aeratoare de suprafață M701 A/B/C/D. Două compartimente, B și C, sunt echipate cu agitatoarele (MM 701 B/C) pentru amestecul lichidului și nămolului în vederea asigurării procesului de denitrificare.

Oxigenul dizolvat din tanc este măsurat de două transmițătoare AIT 701/702. Gazele ventilate din T200, cu ajutorul ventilatorului V201 și din T600, prin ventilatorul V001, sunt alimentate spre ultima zonă a tancului de aerare T700.

Aceasta permite ca majoritatea H_2S să fie absorbit și degradat.

15. DECANTORUL FINAL T800

În decantorul final se separă nămolul din tancul de aerare de efluentul final. Nămolul se va sedimenta la fundul tancului de unde va curge gravitațional spre tancul cu nămol aerob, T801.

Decantorul final este echipat cu un raclor M801 care colectează reziduurile în partea inferioară a decantorului, de unde va curge în tancul de reziduuri aerob, T801. Pompele de retur P801 A/B recirculă reziduul în T600.

Pompa de reziduu în surplus pompează excesul în cuva de decantare a tancului T900 (îngroșător de nămol). Efluentul final va curge gravitațional în râul învecinat.

16. ÎNGROȘĂTORUL DE NĂMOL T900

În T900 printr-un mecanism raclor M901 se va spori separarea reziduurilor și a apei, concentrând reziduurile. Apa se revarsă în canalul de scurgere T1000, iar nămolul îngroșat este pompat prin P901 spre decantorul centrifugal S901. Îngroșătorul este proiectat pentru a prelucra surplusul de nămol din T801 \approx 2-3% TS. Nămolul îngroșat va fi pompat în S901 prin P901.

17. CANAL DE SCURGERE T1000

În T1000 se colectează lichidul din următoarele surse :

- Excesul de la îngroșătorul de nămol T900;
- Drenajul scruberului S301;
- Drenajul de la polielectrolit T1700;
- Apa separată de la decantorul S901.

Apa va fi pompată prin pompa P1001 spre tancul selector T600. Transmițătorul de nivel LT1002 este instalat prin oprirea/ pornirea pompelor.

18. TANC DE DOZARE POLIMERI T1700

În tancul de dozare polimeri T1700, soluția de polielectroliți este obținută amestecând polielectrolitul lichid (40%) sau solid în apă. Pentru o mai bună decantare a nămolului se utilizează polielectrolit la o concentrație de 0,1-0,2% și se pompează prin P1701 spre decantorul S901.

19. DECANTORUL S901

În decantorul de nămol, surplusul va fi separat de apă înainte de a fi descărcat. Deși decantorul poate prelua un debit mare, dacă acesta este peste 300 kg/h, s-a constatat că eficiența decantării scade. Pentru a îmbunătăți caracteristicile nămolului vor fi dozați din polielectroliți din tancul T1700.

29. TANCUL DE NĂMOL AEROB T801

Nămolul depus în decantorul final curge gravitațional în T801. Nămolul este recirculat în T600 prin pompele 801 A/B. Surplusul de nămol este pompat de către pompa de surplus, P202, în îngroșătorul de nămol T900.

Schema stației de epurare a apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrișiu – Bihor este prezentată în figura 5.9.

5.1.3 Calculul și interpretarea rezultatelor

Parametrii specifici procesului au fost calculați în funcție de analize și măsurători.

Volumul reactorului = 1700 m³

Caracteristici influent:

- Debit = 221 m³/h = 533 m³/zi
- CCO_{Cr} = 4,53 kg/m³

Caracteristici efluent anaerob:

- COT = 1132 mg/l
- MTS = 500 mg/l
- Imhoff (5min) = 2 ml/l
- AVG = 2 meq/l

Caracteristici biogaz ($t^{\circ}\text{C} = 35^{\circ}\text{C}$; $P = 50 \text{ mbar}$):

- Producția de biogaz = $395 \text{ m}^3/\text{h}$
- Conținut de CH_4 : 80%

Încărcarea organică ($\text{kg CCO}_{\text{Cr}}/\text{zi}$)/ volum reactor = (debit x concentrație)/volum reactor

Încărcarea organică ($\text{kg CCO}_{\text{Cr}}/\text{zi}$)/ volum reactor = $(4,53 \times 5300)/1700$

Încărcarea organică ($\text{kg CCO}_{\text{Cr}}/\text{zi}$)/ volum reactor = $14,12 \text{ kg CCO}_{\text{Cr}}/\text{m}^3/\text{zi}$

Rata reducerii CCO_{Cr} = $(\text{CCO}_{\text{Cr}} \text{ infl} - \text{CCO}_{\text{Cr}} \text{ efl})/ \text{CCO}_{\text{Cr}} \text{ inf} \times 100 \%$

Rata reducerii CCO_{Cr} = $(4528 - 1132)/4528 \times 100 \%$

Rata reducerii CCO_{Cr} = 75%

A. Determinarea consumului chimic de oxigen

Consumul chimic de oxigen al apei uzate se determină prin metoda cu bicromat de potasiu (poate fi considerată ca o măsură aproximativă a consumului teoretic de oxygen), care reprezintă cantitatea de oxigen consumată prin oxidarea chimică totală a compușilor organici, la produși anorganici. Nivelul la care rezultatele experimentale se apropie de valoarea teoretică depinde, în primul rand, de gradul de oxidare.

B. Calculul cantității de biogaz

Producția de biogaz reprezintă cantitatea de CCO_{Cr} care a fost transformat în timpul procesului. Doar o mică parte a CCO_{Cr} este convertit în biomasă (max.5%, în medie însă, 2%). Cantitatea și calitatea biogazului va reflecta activitatea biomasei.

CCO_{Cr} transformat în biogaz este calculat în funcție de cantitatea de biogaz produs și de procentul de CH_4 , aplicându-se corecții de presiune și temperatură.

$1 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4 (0^{\circ}\text{C}, 1 \text{ atm}) = 2,86 \text{ kg CCO}_{\text{Cr}}$

Dacă măsurarea nu se face la 0°C și 1 atm, se utilizează corecții de presiune și temperatură.

$\text{CCO}_{\text{Cr}} \text{ biogaz}$ = $Q_{\text{biogaz}} \times T_{\text{corecție}} \times \% \text{ CH}_4 \times 2,86 \text{ kg CCO}_{\text{Cr}}/\text{m}^3$

$\text{CCO}_{\text{Cr}} \text{ biogaz}$ = $395 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,95 \times 80\% \times 2,86 \text{ kg CCO}_{\text{Cr}}/\text{m}^3$

$\text{CCO}_{\text{Cr}} \text{ biogaz}$ = $858,57 \text{ kg CCO}_{\text{Cr}}/\text{h} = 20 \text{ } 605,7 \text{ kg CCO}_{\text{Cr}}/\text{zi}$

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

În perioada decembrie – aprilie 2007-2008, au fost monitorizați parametrii caracteristici procesului de epurare, iar datele obținute în diferite etape ale procesului, sunt prezentate în tabelele următoare:

Tabelul 5.3 Valorile medii a principalilor parametri urmăriți în cadrul stației de epurare în vasul de omogenizare:

| Data | pH | CCO_{Cr} mg/l | CBO₅ mg/l | N_t_{total} mg/l | P_{total} mg/l | Suspensii mg/l | Sulfați mg/l | Subst. extract. mg/l |
|--------------------|-----------|----------------------------------|---------------------------------|---|-----------------------------------|---------------------------|-------------------------|-------------------------------------|
| 3.12-9.12 | 4,31 | 4560 | 1110 | 23,5 | 6,3 | 580 | 630 | 12,7 |
| 10.12-16.12 | 4,58 | 5326 | 1270 | 17,4 | 23,8 | 540 | 450 | 14,75 |
| 17.12-23.12 | 5,33 | 3860 | 980 | 8,9 | 10,0 | 550 | 880 | 11,74 |
| 24.12-30.12 | 4,79 | 2980 | 630 | 12,4 | 9,18 | 420 | 1230 | 13,40 |
| 31.12-6.01 | 4,90 | 3150 | 785 | 9,91 | 7,08 | 380 | 760 | 4,45 |
| 7.01-13.01. | 4,45 | 2666 | 630 | 10,47 | 6,84 | 340 | 550 | 20,3 |
| 14.01-20.01 | 4,88 | 4500 | 1100 | 9,37 | 11,9 | 450 | 630 | 27,4 |
| 21.01-27.01 | 5,51 | 6400 | 1275 | 11,93 | 11,75 | 310 | 510 | 30,3 |
| 28.01-3.02 | 4,74 | 4320 | 850 | 9,8 | 5,6 | 230 | 480 | 25,6 |
| 4.02-10.02 | 4,55 | 1275 | 330 | 42,3 | 4,33 | 150 | 550 | 31,3 |
| 11.02-17.02 | 4,30 | 5130 | 1340 | 11,74 | 8,38 | 240 | 435 | 14,4 |
| 18.02-24.02 | 4,26 | 1780 | 560 | 10,9 | 9,3 | 335 | 810 | 15,0 |
| 25.02-2.03 | 4,01 | 4300 | 930 | 14,6 | 3,84 | 275 | 710 | 11,7 |
| 3.03-9.03 | 5,22 | 5580 | 1240 | 14,9 | 2,96 | 420 | 630 | 21,4 |
| 10.03-16.03 | 4,36 | 3900 | 1100 | 9,18 | 11,4 | 450 | 570 | 33,1 |
| 17.03-23.03 | 3,76 | 4410 | 945 | 7,15 | 2,75 | 550 | 450 | 22,4 |
| 24.03-30.03 | 6,25 | 3740 | 783 | 13,1 | 3,7 | 320 | 800 | 10 |
| 31.03-6.04 | 4,16 | 3490 | 840 | 9,65 | 4,2 | 360 | 910 | 11,3 |
| 7.04-13.04 | 4,00 | 4260 | 925 | 10,06 | 5,1 | 440 | 730 | 14,7 |
| 14.04-20.04 | 5,81 | 4350 | 875 | 7,52 | 3,4 | 450 | 820 | 13,1 |

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

Valorile medii a principalilor parametri urmăriți în cadrul stației de epurare după epurarea anaerobă (efluent anaerob) sunt redate în tabelul următor.

Tabelul 5.4 Valorile medii a principalilor parametri ai efluentului anaerob

| Data | pH | CCO_{Cr} mg/l | Azot total mg/l | Fosfor total mg/l | Suspensii mg/l |
|--------------------|-----------|----------------------------------|----------------------------|------------------------------|---------------------------|
| 3.12-9.12 | 7,3 | 1100 | 10,3 | 2,30 | 430 |
| 10.12-16.12 | 6,85 | 1125 | 7,80 | 10,4 | 275 |
| 17.12-23.12 | 6,78 | 890 | 6,25 | 5,4 | 330 |
| 24.12-30.12 | 7,04 | 760 | 3,45 | 4,73 | 230 |
| 31.12-6.01 | 6,96 | 730 | 4,43 | 3,40 | 250 |
| 7.01-13.01. | 6,88 | 475 | 2,75 | 4,35 | 250 |
| 14.01-20.01 | 7,01 | 940 | 4,45 | 2,74 | 420 |
| 21.01-27.01 | 7,0 | 1100 | 3,83 | 4,7 | 300 |
| 28.01-3.02 | 6,93 | 1053 | 6,75 | 4,9 | 180 |
| 4.02-10.02 | 7,1 | 330 | 21,3 | 4,3 | 90 |
| 11.02-17.02 | 7,25 | 875 | 4,3 | 2,7 | 110 |
| 18.02-24.02 | 6,92 | 340 | 6,35 | 6,2 | 175 |
| 25.02-2.03 | 7,1 | 660 | 4,88 | 2,3 | 200 |
| 3.03-9.03 | 7,07 | 1450 | 5,2 | 2,33 | 215 |
| 10.03-16.03 | 7,02 | 940 | 6,3 | 2 | 195 |
| 17.03-23.03 | 6,93 | 1000 | 4,45 | 3,4 | 320 |
| 24.03-30.03 | 6,90 | 783 | 2,33 | 1,2 | 175 |
| 31.03-6.04 | 6,88 | 1125 | 5 | 2 | 180 |
| 7.04-13.04 | 6,86 | 930 | 6,4 | 3,5 | 210 |
| 14.04-20.04 | 7,04 | 775 | 5,3 | 2,75 | 225 |

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

Tratamentul anaerob asigură o rată ridicată de reducere a principalilor poluanți din apă, așa cum reiese din tabelul 5.5.

Tabelul 5.5 Eficiența procesului anaerob

| Data | CCO_{Cr} % | Azot total % | Fosfor total % | Suspensii % |
|--------------------|-------------------------------|-------------------------|---------------------------|------------------------|
| 3.12-9.12 | 75,87 | 56,17 | 63,49 | 25,86 |
| 10.12-16.12 | 78,87 | 55,17 | 56,3 | 49,07 |
| 17.12-23.12 | 76,94 | 42,78 | 46 | 40 |
| 24.12-30.12 | 74,49 | 72,17 | 48,47 | 45,23 |
| 31.12-6.01 | 76,82 | 55,29 | 51,97 | 34,21 |
| 7.01-13.01. | 82,18 | 73,73 | 36,40 | 26,47 |
| 14.01-20.01 | 79,11 | 52,5 | 77,95 | 36,6 |
| 21.01-27.01 | 82,81 | 67,89 | 60 | 33,22 |
| 28.01-3.02. | 75,62 | 65,18 | 32,5 | 21,73 |
| 4.02-10.02 | 79,41 | 49,64 | 46 | 40 |
| 11.02-17.02 | 82,94 | 63,37 | 67,78 | 54,16 |
| 18.02-24.02 | 80,89 | 41,74 | 80,72 | 51,94 |
| 25.02-2.03 | 84,65 | 66,57 | 40,10 | 27,27 |
| 3.03-9.03 | 74,01 | 65,10 | 32,28 | 48,80 |
| 10.03-16.03 | 75,89 | 31,37 | 82,45 | 56,66 |
| 17.03-23.03 | 77,32 | 37,76 | 56,36 | 41,81 |
| 24.03-30.03 | 79,06 | 82,21 | 81,0 | 45,31 |
| 31.03-6.04 | 67,76 | 51,66 | 52,38 | 50 |
| 7.04-13.04 | 78,16 | 36,38 | 31,37 | 52,27 |
| 14.04-20.04 | 82,18 | 29,52 | 39,11 | 50 |

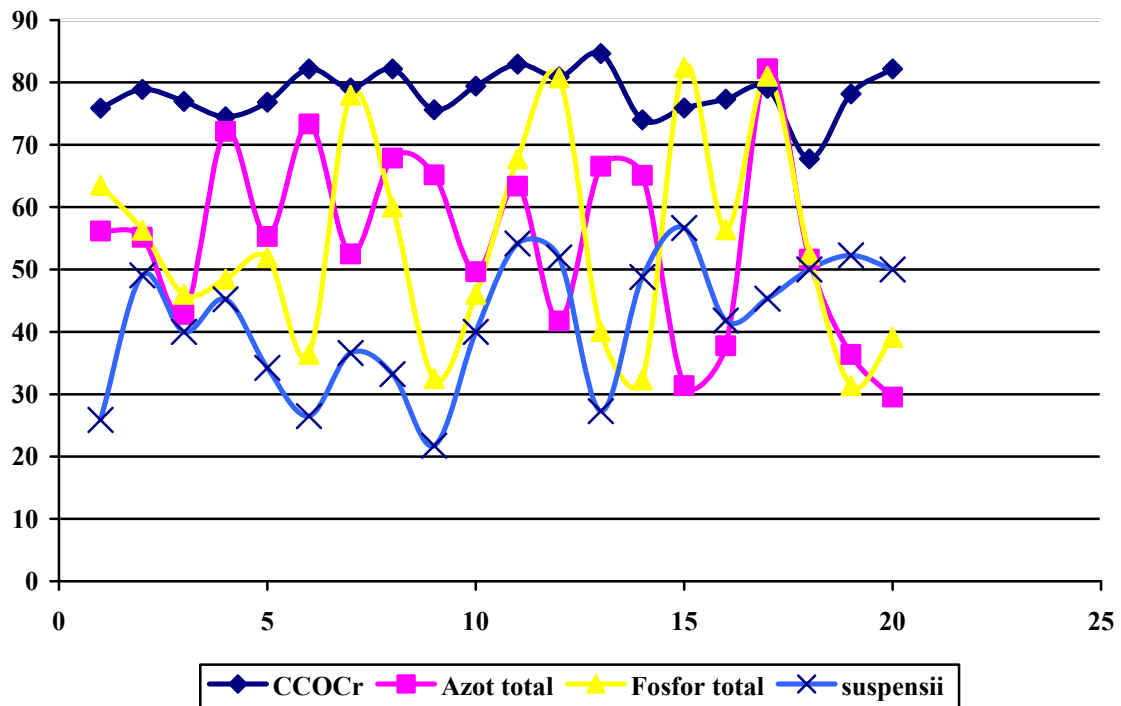


Figura 5.1 Eficiența de îndepărtare a principalilor parametri în reactorul anaerob

Monitorizarea parametrilor prezentați în tabelul 5.5 a dus la următoarele concluzii:

- concentrația substanței organice, exprimată prin CCO_{Cr} la intrarea în reactorul anaerob, a variat între 1275 – 6400 mg/l, iar la evacuare între 340 – 1450 mg /l;
- eficiența procesului de epurare biologică prin anaerobie raportată la parametrul CCO_{Cr} a variat de la 67,76 la 84,65%;
- acest proces permite o reducere semnificativă a poluanților organici, exprimați prin parametrul CCO_{Cr} , dar nu suficientă în ceea ce privește azotul total și fosforul; eficiența de îndepărtare a acestora a variat între 29,52– 82,21% pentru azot, respectiv 31,37 – 82,45, pentru fosfor;
- pentru a atinge limitele impuse de legislația actuală și pentru acești parametri este nevoie de o post-epurare biologică aerobă, bine controlată, care să permită procesele de nitrificare –denitrificare, respectiv, defosforizare;
- cantitatea de biogaz obținută este de 395 m³/h cu un conținut de 80% CH₄.

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

Prin prelucrarea efluentului anaerob în treapta biologică aerobă se obțin următoarele valori pentru principalele caracteristici monitorizate: pH, azot total, fosfor total, suspensii.

Tabelul 5.6 Valorile medii a principalilor parametri urmăriți în cadrul stației de în bazinul de aerare

| Data | pH | Azot total mg/l | Fosfor total mg/l | Suspensii mg/l |
|--------------------|-----------|----------------------------|------------------------------|---------------------------|
| 3.12-9.12 | 7,6 | 6,9 | 1,5 | 7800 |
| 10.12-16.12 | 7,5 | 3,80 | 6,4 | 7550 |
| 17.12-23.12 | 7,43 | 4,25 | 3,75 | 6950 |
| 24.12-30.12 | 7,23 | 2,85 | 2,3 | 6600 |
| 31.12-6.01 | 7,22 | 4 | 2 | 6100 |
| 7.01-13.01 | 7,6 | 2 | 2,7 | 5720 |
| 14.01-20.01 | 7,8 | 3 | 1,80 | 5815 |
| 21.01-27.01 | 7,39 | 3,15 | 2,30 | 5290 |
| 28.01-3. 02 | 7,06 | 5,15 | 3,15 | 5550 |
| 4.02-10.02 | 7,08 | 10,4 | 4,2 | 4765 |
| 11.02-17.02 | 7,05 | 2,80 | 1 | 5720 |
| 18.02-24.02 | 7,15 | 5,35 | 5,5 | 5950 |
| 25.02-2.03 | 7,14 | 5,88 | 1,80 | 5700 |
| 3.03-9.03 | 7,28 | 5 | 2,4 | 6650 |
| 10.03-16.03 | 7,53 | 6,1 | 1,02 | 6620 |
| 17.03-23.03 | 7,61 | 4 | 1,08 | 7320 |
| 24.03-30.03 | 7,66 | 1,7 | 0,9 | 6070 |
| 31.03-6.04 | 7,79 | 4,15 | 1 | 6100 |
| 7.04-13.04 | 7,31 | 6,2 | 1,90 | 6490 |
| 14.04-20.04 | 7,50 | 5,2 | 2 | 6800 |

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

Valorile medii a principalilor parametri ai apei înainte de deversarea în emisar au fost sintetizate în următorul tabel.

Tabelul 5.7 Valorile medii a principalilor parametri urmăriți la evacuarea apei în receptor

| Data | pH | CCO_{Cr} mg/l | CBO₅ mg/l | Azot total mg/l | Fosfor total mg/l | Suspensii mg/l | Sulfați mg/l |
|--------------------|-----------|----------------------------------|---------------------------------|--------------------------------|----------------------------------|---------------------------|-------------------------|
| 3.12-9.12 | 7,97 | 73 | 14,7 | 3,6 | 0,7 | 22 | 220 |
| 10.12-16.12 | 7,87 | 68 | 14,3 | 4,44 | 0,58 | 17 | 275 |
| 17.12-23.12 | 8 | 56 | 12,33 | 1,75 | 0,66 | 18 | 330 |
| 24.12-30.12 | 7,9 | 76 | 14,75 | 2 | 0,93 | 26 | 420 |
| 31.12-06.01 | 7,96 | 80 | 19,1 | 2,15 | 0,9 | 16 | 175 |
| 7.01-13.01. | 7,92 | 83 | 18 | 2,03 | 0,7 | 18 | 250 |
| 14.01-20.01 | 7,86 | 76 | 12,33 | 1,7 | 0,73 | 19 | 240 |
| 21.01-27.01 | 7,74 | 89 | 13,33 | 2,4 | 0,4 | 12 | 200 |
| 28.01-3.02 | 7,78 | 68 | 9,76 | 4,44 | 0,5 | 22 | 180 |
| 4.02-10.02 | 7,98 | 63 | 11,3 | 5,50 | 0,88 | 23 | 110 |
| 11.02-17.02 | 7,9 | 53 | 12,4 | 1 | 0,9 | 12 | 160 |
| 18.02-24.02 | 7,60 | 61,7 | 10 | 4,6 | 0,80 | 16 | 175 |
| 25.02-2.03 | 7,72 | 60 | 10,90 | 4,30 | 0,45 | 14 | 165 |
| 3.03-9.03 | 7,95 | 59 | 15,2 | 2,3 | 0,67 | 18 | 230 |
| 10.03-16.03 | 7,85 | 78 | 13,20 | 2,3 | 0,83 | 21 | 240 |
| 17.03-23.03 | 7,96 | 58 | 14 | 2 | 0,6 | 23 | 240 |
| 24.03-30.03 | 7,93 | 63 | 12,3 | 2,07 | 0,35 | 22 | 300 |
| 31.03-6.04 | 8,01 | 84 | 16 | 2,4 | 0,4 | 15 | 400 |
| 7.04-13.04 | 7,85 | 91 | 17,75 | 3,57 | 0,27 | 16 | 280 |

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

Se poate observa că efluentul descărcat în râul Crișul Negru respectă normele impuse de NTPA 001/2005.

Tabelul 5.8 Eficiența de îndepărtare a principalilor poluanți monitorizați la evacuarea apei în receptor

| Data | CCO_{Cr} % | CBO₅ % | Azot total % | Fosfor total % | Suspensii % | Sulfați % |
|--------------------|-------------------------------------|------------------------------------|---|---|------------------------------|----------------------------|
| 3.12-9.12 | 98,39 | 98,67 | 84,68 | 88,88 | 94,21 | 65,07 |
| 10.12-16.12 | 98,72 | 98,87 | 74,48 | 97,56 | 96,85 | 38,88 |
| 17.12-23.12 | 99,79 | 94,28 | 80,33 | 90,19 | 96,72 | 52,27 |
| 24.12-30.12 | 97,44 | 97,65 | 83,87 | 89,86 | 93,80 | 65,85 |
| 31.12-06.01 | 99,74 | 97,56 | 78,30 | 87,28 | 95,78 | 44,73 |
| 7.01-13.01 | 96,88 | 97,14 | 80,61 | 89,76 | 94,70 | 54,54 |
| 14.01-20.01 | 98,31 | 98,87 | 81,85 | 95,87 | 95,77 | 61,90 |
| 21.01-27.01 | 98,60 | 98,95 | 79,88 | 96,59 | 96,12 | 60,78 |
| 28.01-3.02 | 98,42 | 98,85 | 54,69 | 91,07 | 90,43 | 62,5 |
| 4.02-10.02 | 95,05 | 98,95 | 86,99 | 79,67 | 84,66 | 80 |
| 11.02-17.02 | 98,96 | 96,57 | 91,48 | 89,26 | 95 | 63,21 |
| 18.02-24.02 | 96,53 | 98,07 | 57,79 | 91,39 | 95,22 | 78,39 |
| 25.02-2.03 | 98,60 | 98,82 | 70,54 | 88,28 | 91,57 | 76,76 |
| 3.03-9.03 | 98,94 | 98,61 | 84,56 | 77,36 | 95,71 | 63,49 |
| 10.03-16.03 | 98 | 98,8 | 74,94 | 92,71 | 95,33 | 57,89 |
| 17.03-23.03 | 98,68 | 98,51 | 72,02 | 78,18 | 95,81 | 46,66 |
| 24.03-30.03 | 98,31 | 98,42 | 84,19 | 90,54 | 93,12 | 62,5 |
| 31.03-6.04 | 97,59 | 98,09 | 75,12 | 90,47 | 95,83 | 56,04 |
| 7.04-13.04 | 97,86 | 98,08 | 64,51 | 94,7 | 96,36 | 61,64 |
| 14.04-20.04 | 97,79 | 97,79 | 57,44 | 91,17 | 96,22 | 67,07 |

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

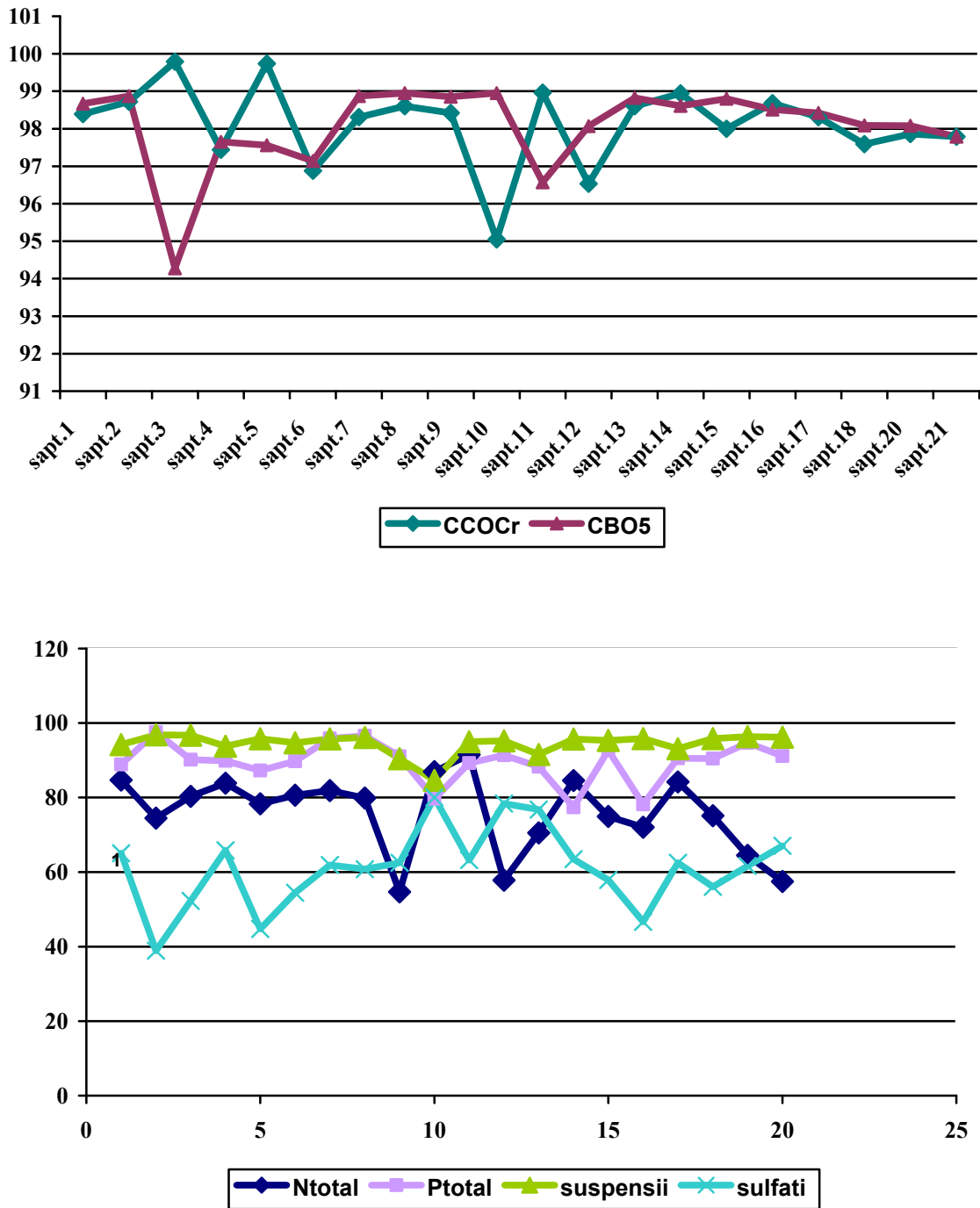


Figura 5.2 Eficiența îndepărtării principalilor poluanți

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

Valorile statistice privind eficiența reactorului UASB, cât și a stației de epurare sunt ilustrate în tabelul 5.9.

Tabelul 5.9 Eficiențele de reducere a CCO(%) pe stația de epurare

| Data | Eficiența epurării anaerobe %CCO_{Cr} | Eficiența totală a stației de epurare %CCO_{Cr} |
|--------------------|--|--|
| 3.12-9.12 | 75,87 | 98,39 |
| 10.12-16.12 | 78,87 | 98,72 |
| 17.12-23.12 | 76,94 | 99,79 |
| 24.12-30.12 | 74,49 | 97,44 |
| 31.12-06.01 | 76,82 | 99,74 |
| 7.01-13.01 | 82,18 | 96,88 |
| 14.01-20.01 | 79,11 | 98,31 |
| 21.01-27.01 | 82,81 | 98,60 |
| 28.01-3.02 | 75,62 | 98,42 |
| 4.02-10.02 | 79,41 | 95,05 |
| 11.02-17.02 | 82,94 | 98,96 |
| 18.02-24.02 | 80,89 | 96,53 |
| 25.02-2.03 | 84,65 | 98,60 |
| 3.03-9.03 | 74,01 | 98,94 |
| 10.03-16.03 | 75,89 | 98 |
| 17.03-23.03 | 77,32 | 98,68 |
| 24.03-30.03 | 79,06 | 98,31 |
| 31.03-6.04 | 67,76 | 97,59 |
| 7.04-13.04 | 78,16 | 97,86 |
| 14.04-20.04 | 82,18 | 97,79 |

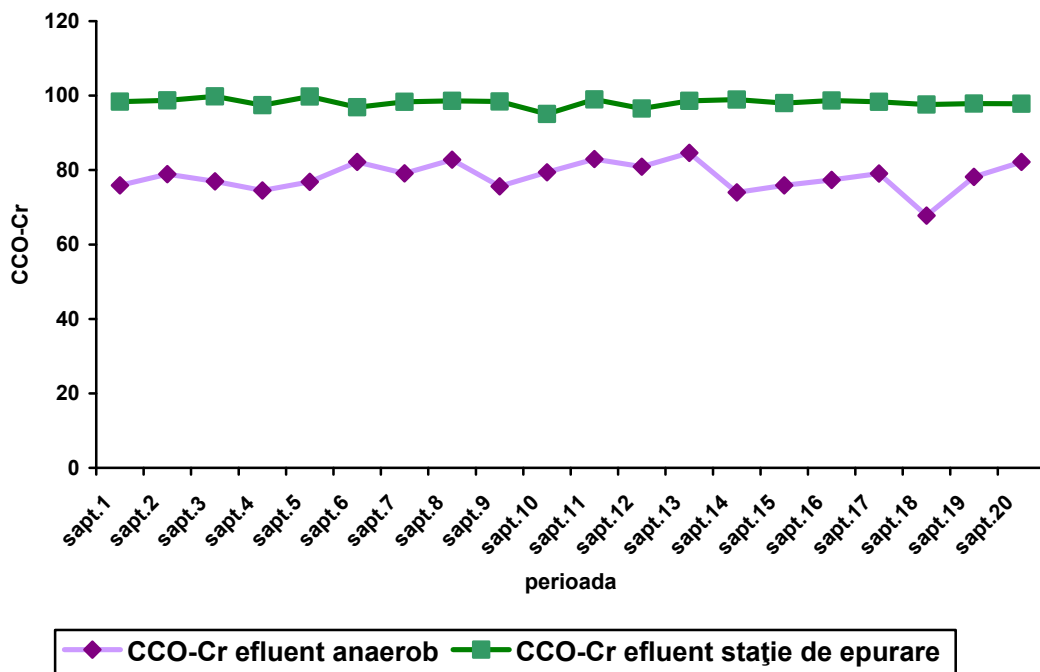


Figura 5.3 Eficiențele de reducere a CCO(%) în stația de epurare

Dacă o industrie generatoare de apă uzată decide să-și instaleze un sistem de epurare biologică aerobă sau anaerobă, trebuie să ia în considerare următoarele:

- epurarea biologică anaerobă, în general, nu duce la nivele reduse de poluare impuse de legislația de mediu, a CCO_{Cr} , CBO_5 etc. care pot fi îndeplinite cu sisteme aerobe;

Epurarea anaerobă a deșeurilor și apelor uzate trebuie considerată un proces de preepurare pentru a minimiza consumul de oxigen și formarea surplusului de nămol, urmată de etapa de post-epurare aerobă. Doar după epurarea biologică aerobă limitele concentrațiilor de CCO, CBO_5 , azot total, fosfor etc sunt respectate conform legislației de mediu.

- apele uzate cu concentrații mari de poluanți organici este indicat să fie epurate anaerob, deoarece constituie o sursă de “energie verde”, biogazul;
- eficiența descompunerii poluanților organici exprimați prin CBO_5 pentru apele uzate sau nămoluri poate fi mai mare în procesele de aerobe decât în cele anaerobe;

- apele uzate cu o concentrație scăzută de poluanți organici ar trebui epurate aerob datorită proceselor de stabilitate mai mari la concentrații scăzute de poluanți;
- sistemele de anaerobe sunt mai scumpe de construit, dar mai ieftin de operat decât sistemele de aerobe.

La ora actuală, în industria alimentară, se consideră cea mai avantajoasă aplicarea epurării combinate anaerob – aerobă apelor uzate generate în urma fluxului tehnologic.

Așa cum reiese din datele prezentate anterior, rata de îndepărtare a principalilor poluanți din apa reziduală supusă procesului de anaerob - aerob, permite obținerea unui efluent care să respecte condițiile impuse de NTPA 001/2005, un nămol de bună calitate și în cantitate mai mică, comparativ cu procesele aerobe, precum și obținerea de noi surse de energie neconvențională: biogazul.

În condițiile unei crize energetice tot mai accentuate, producția de energie prin acest tip de tehnologie reprezintă unul din cele mai importante beneficii ale tratamentului anaerob. Deoarece această zonă dispune de resurse de energie geotermală masa organică din reactoarele anaerobe poate fi încălzită cu aceasta, după reducerea conținutului de săruri sau cu o parte din biogazul produs [70], [134], [172] .

Ca urmare a studiului efectuat la această stație de epurare, propun ca pe viitor să se prevadă o monitorizare și valorificare mai atentă a biogazului generat prin epurarea anaerobă a apelor reziduale. Adoptarea a unei tehnologii care să permită conversia biogazului în energie electrică sau termică ar reprezenta o soluție mai avantajoasă atât din punct de vedere economic cât și al protecției mediului.

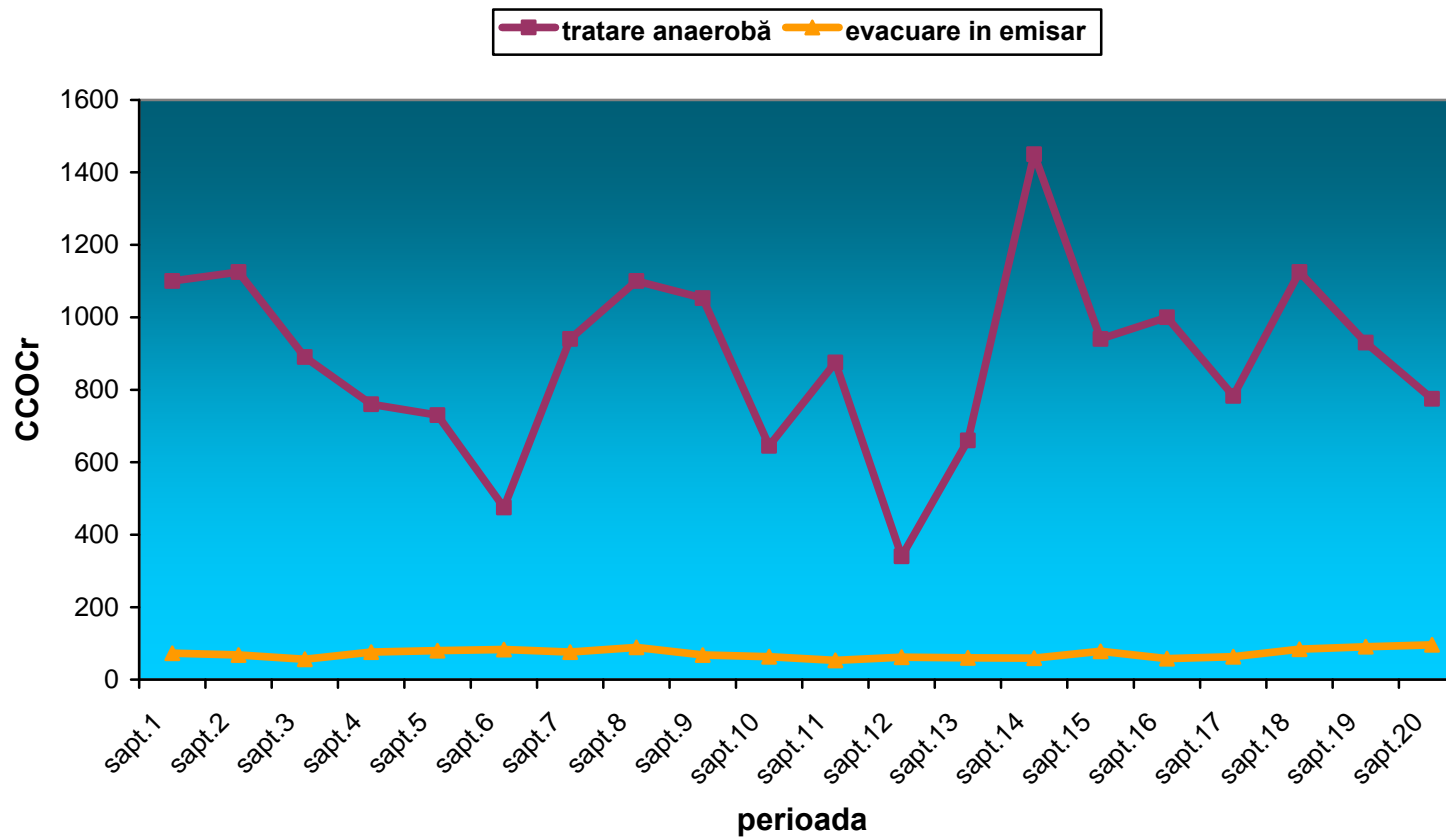


Figura 5.4 Evoluția CCO_{cr} în efluentul de la epurarea anaerobă și în efluentul stației de epurare

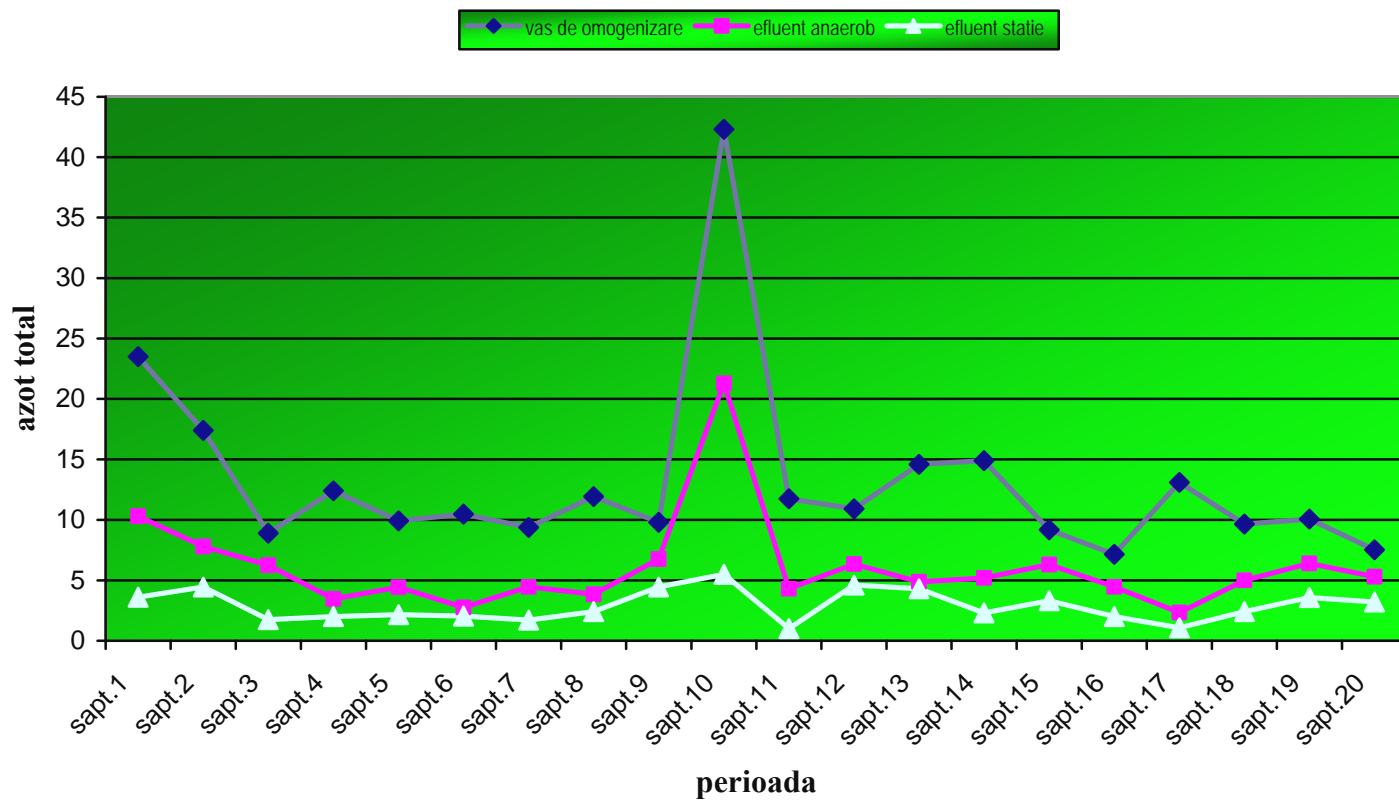


Figura 5.5 Evoluția azotului total în vasul de omogenizare, după epurarea anaerobă și în efluentul stației de epurare

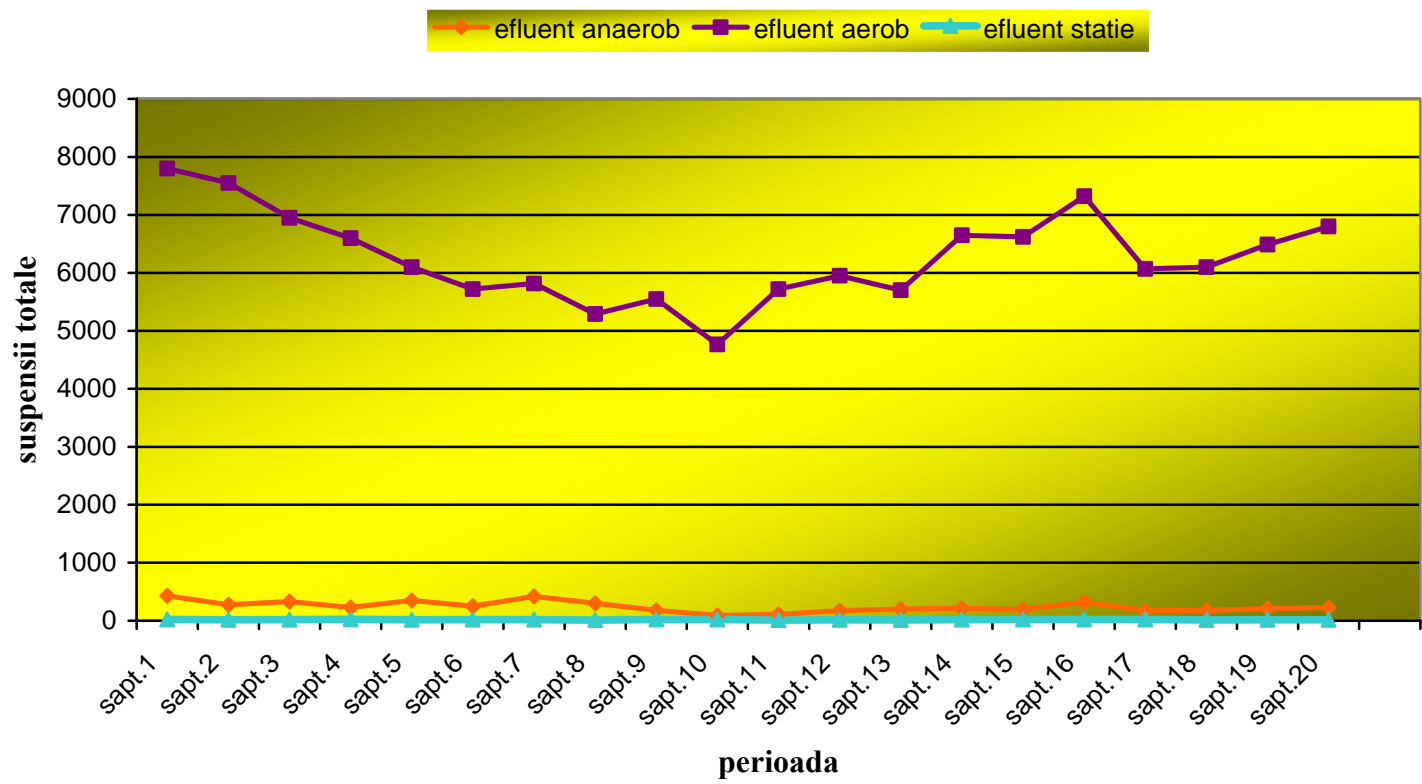


Figura 5.6 Evoluția conținutului în suspensii totale în vasul de omogenizare, după epurarea anaerobă și în efluentul stației de epurare

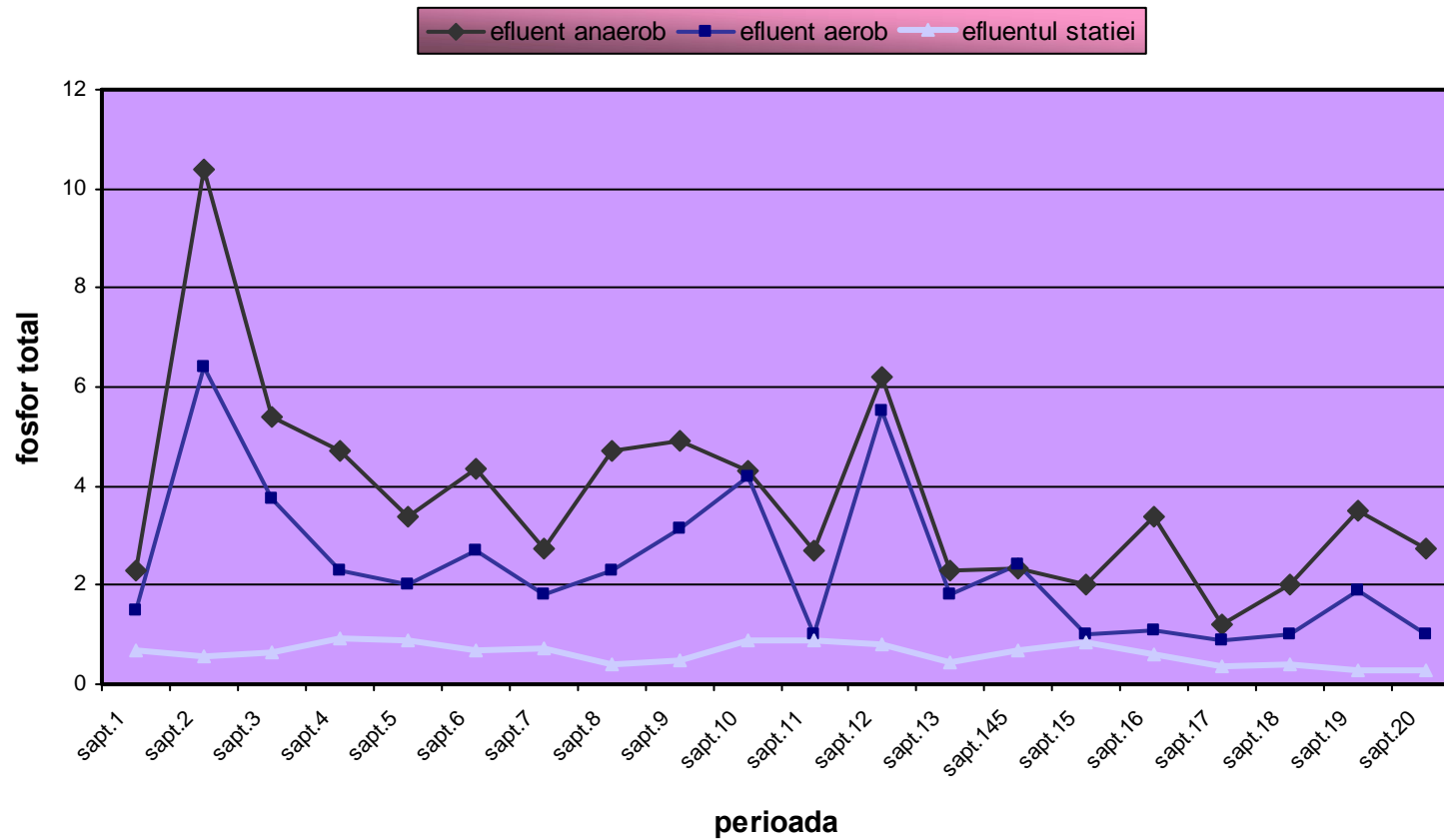


Figura 5.7 Evoluția conținutului în fosfor total în vasul de omogenizare, după epurarea anaerobă și în efluentul stației de epurare

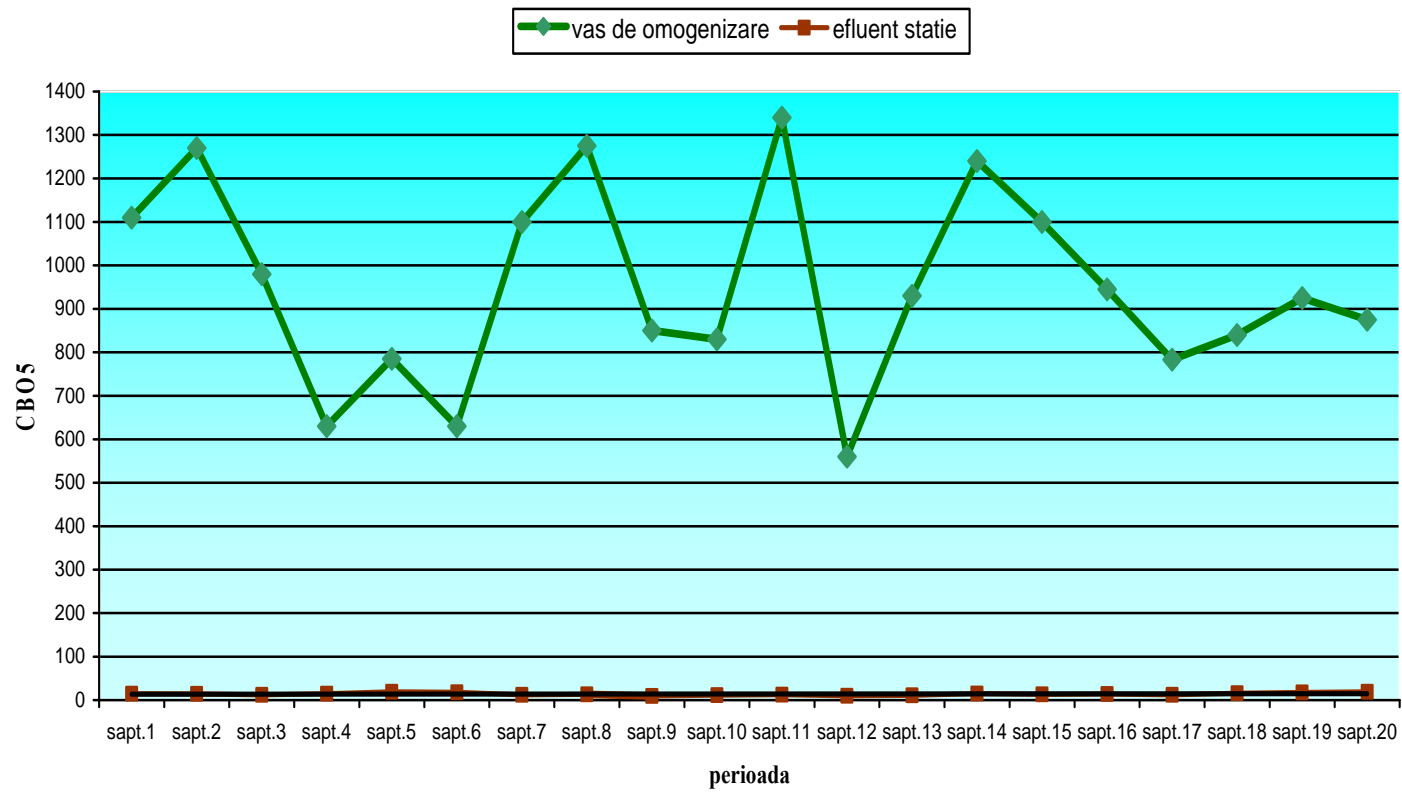


Figura 5.8 Evoluția conținutului în CBO_5 în vasul de omogenizare și în efluentul stației de epurare

Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu, Bihor – Studiu de caz

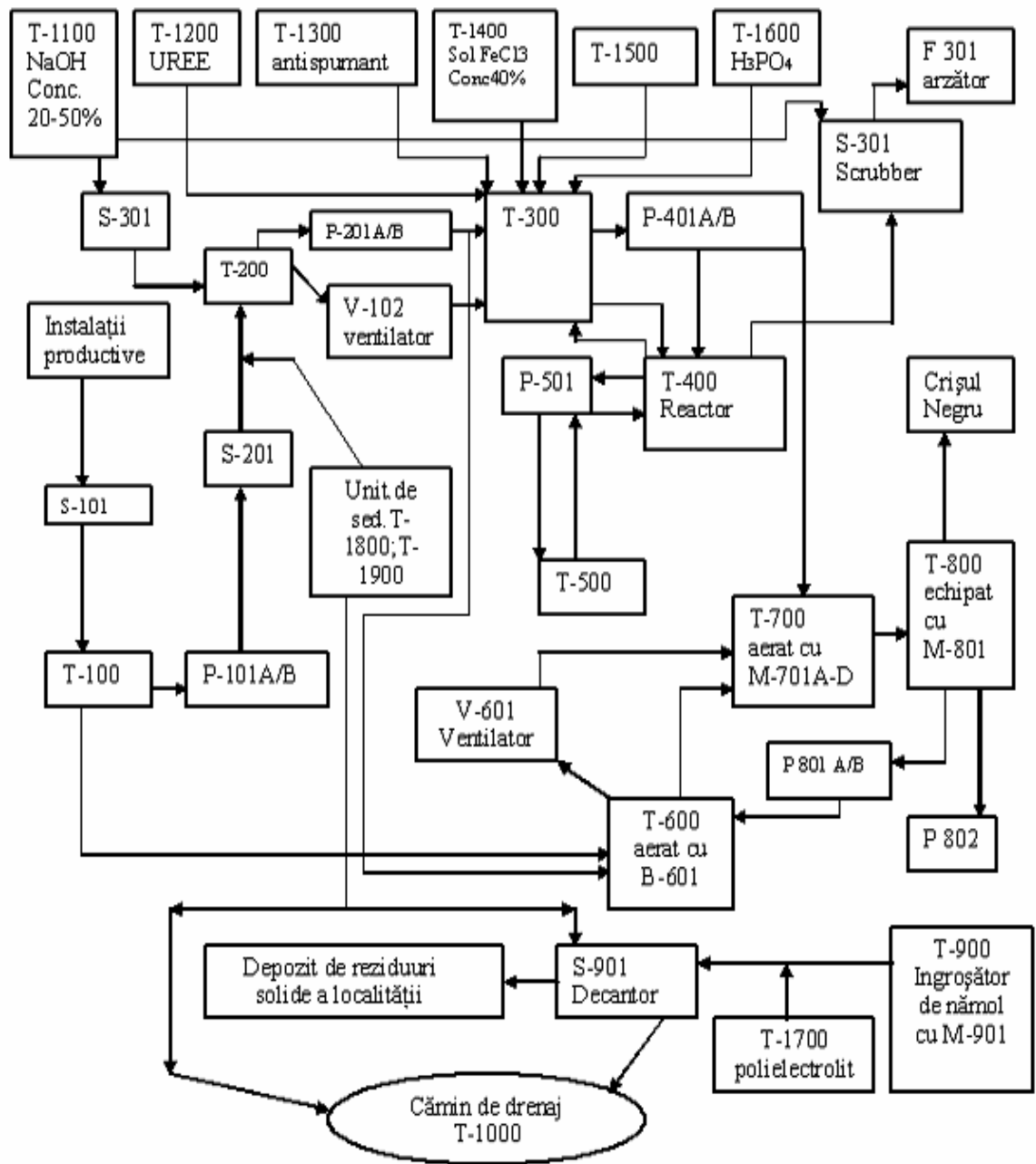


Figura 5.9 Schema stației de epurare a apelor uzate provenite de la complexul industrial Sudrigiu– Bihor

CAPITOLUL VI. CERCETĂRI EXPERIMENTALE PRIVIND PRODUCEREA DE BIOGAZ PE O INSTALAȚIE DE LABORATOR

Epurarea biologică anaerobă considerată, inițial, ca treaptă de epurare biologică unică, în ultimii ani, luând în considerare avantajele și dezavantajele procesului, s-a transformat în treaptă de pre-epurare biologică.

Prin acest proces se poate asigura reducerea substanțelor organice cu 70-90%, în principal a substanțelor organice dizolvate, ceea ce pentru apele uzate cu încărcări organice medii și mari asigură reducerea semnificativă a treptei de epurare biologică aerobă.

Apele uzate din industria alimentară pot fi tratate prin digestie anaerobă, deoarece posedă o încărcare organică biodegradabilă, alcalinitate suficientă, concentrații adecvate de fosfor, azot și micronutrienți. Indiferent de tipul de reactoare anaerobe utilizate este esențială alegerea și utilizarea unui tratament primar adecvat pentru îndepărtarea materiilor în suspensie.

În majoritatea reactoarelor anaerobe care funcționează într-o singură fază s-a observat un dezechilibru între cele două tipuri de microorganisme definitorii: acidogene și metanogene, iar unele condiții favorizante pentru bacteriile acidogene pot fi inhibitoare pentru cele metanogene [70], [71].

Digestia anaerobă în două faze a fost pusă în evidență de către Pohland și Ghosh, fiind tipul de configurație care favorizează creșterea populației microbiene în reactoare distincte asigurând o selectare a speciilor bacteriilor, controlate independent de condițiile de operare în reactor [77], [78], [96].

Bacteriile acidogene și populația metanogenă reprezintă caracteristici diferite ca de exemplu: cerințe nutritive, pH, fiziologie, dezvoltarea și rezistența la condiții de mediu [4].

Microorganismele acidogene prezintă o rată de creștere mare într-un timp relativ mai scurt, cuprins între trei minute și câteva ore, în timp ce populația microbiană acetogenă și metanogenă se dezvoltă într-un ritm mai lent, cu un timp de înmulțire necesar între două și zece zile [139], [170].

Această lucrare își propune:

- urmărirea eficienței tratamentului anaerob, în două reactoare, separând cele două etape definitorii anaerobiei: acidogeneza și metanogeneza;
- stabilirea parametrilor tehnologici ai reactorului(filtrului) anaerob;
- efectuarea unor teste de monitorizare a procesului anaerob în reactoare dispuse în serie pe ape uzate din industria alimentară;
- evaluarea rezultatelor obținute pe ape uzate din industria alimentară.

6.1 Descrierea echipamentului de lucru

Autoclava anaerobică Armfield W8 este un echipament din dotarea laboratorului de Alimentații cu apă și canalizare de la Facultatea de Hidrotehnică a Universității “Politehnica” din Timișoara care poate furniza informații legate de potențialul energetic al maselor organice prelucrate în procesele anaerobe. Echipamentul oferă informații utile care pot fi transpuse în instalații industriale.

Procesul de degradare anaerobă are loc în două reactoare. Fiecare din cele două reactoare (1) și (2) are un volum total de 5 litri.



Figura 6.1 Instalația de lucru

Amestecul materialului organic cu biomasa este asigurat pe o secțiune compactă a fiecărui reactor, de 4,3 litri. Fluxul de material supus degradării anaerobe este pompat de o pompă peristaltică cu viteza variabilă (3) dintr-un vas de depozitare, în reactorul (1), prin intermediul unei conducte centrale (4) având un punct de contact cât mai aproape de baza reactorului.

Lichidul este evacuat din reactor într-un dispozitiv etanșat (5) care nu permite gazului produs să scape și constituie un regim de evacuare a lichidului mai scăzut decât nivelul de operare al reactorului prevenind, astfel, formarea de spumă la suprafața lichidului înaintea evacuării.

Contactul cât mai intens între materialul supus prelucrării anaerobe și microorganismele anaerobe este realizat de materialele de umplură (6) având forma din figura 6.2.



Figura 6.2 Materiale care asigură suportul dezvoltării biomasei

Apa uzată prelucrată din primul reactor intră într-un recipient tampon (7). Acest recipient are rolul de a permite primului reactor (1) să opereze la un debit mai mare decât al doilea reactor (2), excesul fiind preluat de către deversor (8). În mod similar, se alimentează cel de al doilea reactor prin intermediul pompei peristaltice cu viteza variabilă (9).

Biogazul produs în reactoarele (1) și (2) a fost colectat în tancurile colectoare de gaz cu un volum de 5 litri (12) și (13). Colectarea gazului s-a realizat prin dezlocuirea apei prin intermediul unui limitator care asigură și o închidere hidraulică între tancul de gaz și reactor.

Cercetări experimentale privind producerea de biogaz pe o instalație de laborator

Covorașele încălzitoare (14) și (15) securizate prin tehnologia Velcro permit menținerea temperaturii de lucru în reactoare. Acestea sunt acoperite de o plasă izolatoare în vederea reducerii pierderilor de căldură și prevenirii arsurilor.

Senzorii de temperatură (16) și (17) localizați în reactorul (1) respectiv, (2), transmit temperatura din reactor către regulatorii PID (A) și (F) care ajustează automat puterea electrică în covorașele încălzitoare pentru a menține temperatura dorită la un nivel constant. Temperatura maximă de lucru a ambelor reactoare este 55°C.



Figura 6.3 Colectare biogaz

Apa dezlocuită de către gaz, care depășește nivelul de supraplin, curge din recipientul de bază către soclul unității și apoi, către scurgere. Pentru a permite gazului produs să intre din furtunul flexibil și să treacă prin intermediul valvei în tancul colector, valva (29) trebuie deschisă.

Reprezentarea schematică a instalației de lucru este prezentată în figura 6.4.

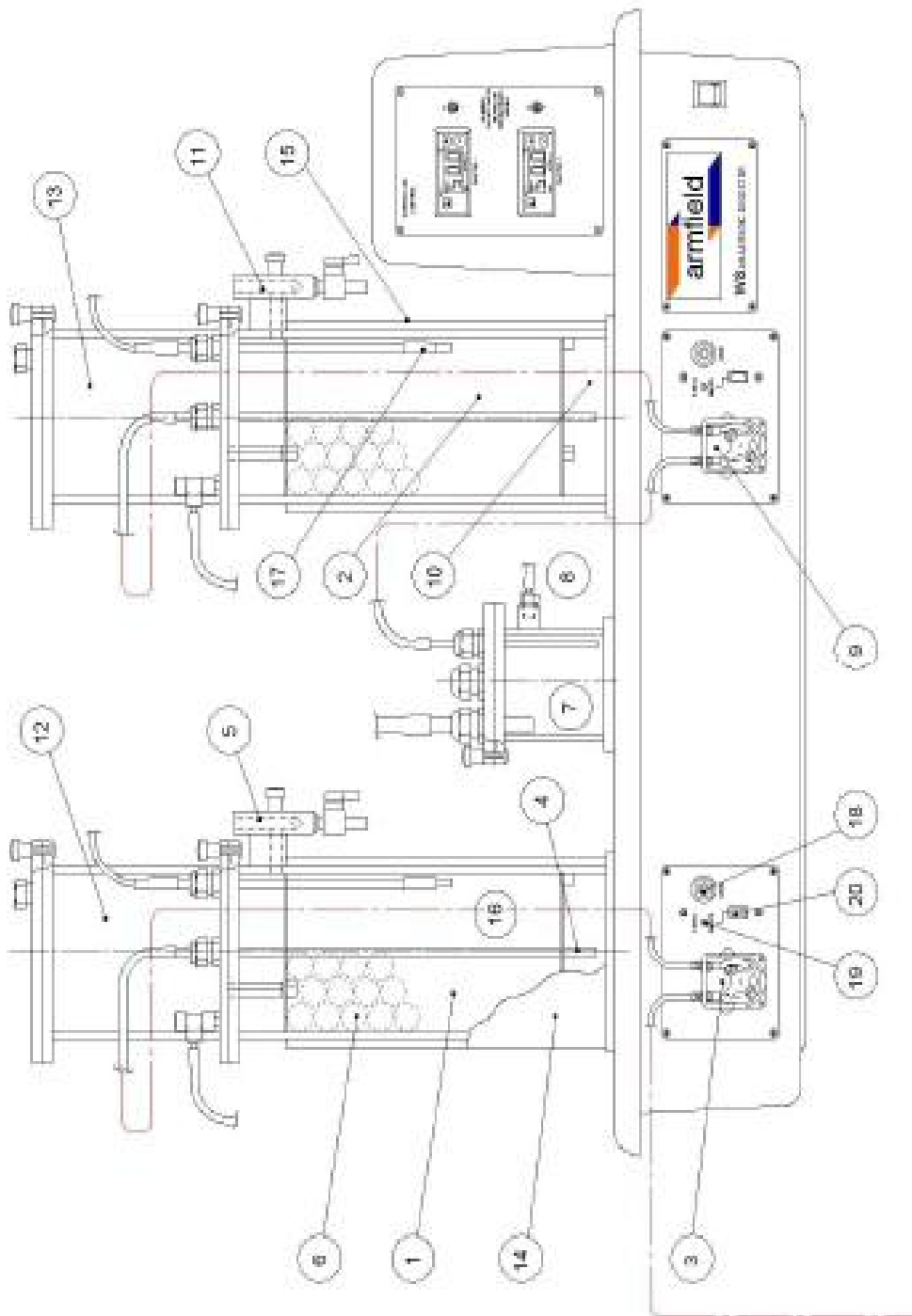


Figura 6.4 Vedere frontală a echipamentului de lucru

6.2 Stabilirea eficienței procesului de fermentație anaerobă, în domeniul de lucru termofil, în digestoare dispuse în serie

În cadrul proceselor de fermentare anaerobă substanțele macromoleculare din reziduurile organice, polizaharidele (celuloza, hemiceluloza etc), proteinele și lipidele, sub acțiunea enzimelor extracelulare (celulaze, hemicelulaze, proteaze etc.) se descompun în substanțe zaharoase simple (glucoza sau alți produși zaharoși, aminoacizi, acizi grași volatili, apă etc.), după care, cu ajutorul bacteriilor, descompunerea continuă formându-se acizii organici reduși (acidul formic, acidul acetic etc.), dioxid de carbon, hidrogen și apă. Bacteriile metanogene pot reduce dioxidul de carbon și oxida hidrogenul molecular, producând metan și apă.

Tratamentul anaerob al apei reziduale are loc fără transfer de căldură din partea reacției, încălzirea substratului până la temperatura reacției este cerința esențială pentru proces. În procesele anaerobe trebuie să se țină cont de asigurarea unui amestec optim între elementele implicate în procesele de transfer de masă și energie. De asemenea, este necesar ca să se prevadă eliminarea rapidă a produșilor gazoși, pentru a nu exista riscul ca “suprafața lichidă catalizatoare” să fie blocată de bulele gazoase.

Degradarea anaerobă este propusă ca o alternativă pentru tratamentul reziduurilor lichide cu o încărcare organică mare și medie. Prin digestie anaerobă pot fi prelucrate diverse reziduuri organice ca: reziduuri industriale, abatoare, fructe, vegetale, biomasă agricolă [5].

Datorită nevoii enorme de energie, tratamentul biologic termofil se crede a fi un proces ineficient din punct de vedere economic. Dar acest lucru este avantajos în cazul industriilor care generează ape cu temperaturi ridicate pentru a căror deversare în emisari este nevoie de răcirea acestora. Dacă am putea epura apa uzată fierbinte în condiții termofile, acest lucru ar putea reprezenta o alternativă eficientă atât din punctul de vedere a costului cât și a consumului de energie.

6.2.1 Material și metodă

În acest experiment au fost folosite reactoarele 1 și 2, pompele de alimentare 3 și 9, respectiv ambele recipiente de colectare a biogazului.

Pe parcursul procesului, cele două reactoare au fost alimentate cu material provenit de la un complex industrial care colecta apele uzate generate de o fabrică de bere, de o distilerie și o fabrică de băuturi răcoritoare.

Cercetări experimentale privind producerea de biogaz pe o instalație de laborator

Pentru menținerea pH-ului în limitele necesare dezvoltării microorganismelor metanogene, pe parcursul experimentului, a fost pregătită o soluție de bicarbonat de sodiu, NaHCO_3 , 30%.

Aclimatizarea biomasei s-a realizat prin alimentarea cu apa uzată la o rată de tranzit scăzută, 0,3 l/zi la început, care a fost mărită ulterior cu 0,2 l/zi. Atunci când s-a atins debitul de 1,5 l/zi s-a continuat hrănirea 3 zile fără a fi mărit tranzitul de alimentare.

Principalul scop a fost cercetarea fezabilității procesului biologic cu biomasă fixată pentru epurarea apelor uzate cu încărcări organice medii și mari, în condiții anaerobe.

Obiectivele specifice acestei cercetări sunt:

1. estimarea eficienței reactoarelor anaerobe dispuse în serie în ceea ce privește reducerea încărcării organice (exprimată prin CCO_{Cr}) lucrând în domeniu termofil și monitorizarea parametrilor care influențează acest proces;
2. estimarea producției de biogaz.

Experimentul a fost efectuat alimentând continuu cele două reactoare pentru o perioadă de cinci zile.

Zilnic au fost făcute următoarele determinări:

influent:

- CCO_{Cr}
- pH
- alcalinitate

efluent:

- CCO_{Cr}
- pH
- alcalinitate

Caracteristicile influentului supus analizei, în reactorul nr. 2, sunt prezentate în tabelul 6.1.

Tabelul 6.1. Caracteristicile influentului

| | REACTOR 2 | | | | |
|--|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| | Ziua 1 | Ziua 2 | Ziua 3 | Ziua 4 | Ziua 5 |
| CCO_{Cr} (mg/l) | 3049,4 | 2906,58 | 2864,12 | 2702 | 2697,44 |
| Alcalinitate (mg $\text{CaCO}_3\text{l}^{-1}$) | 1535,2 | 1563,7 | 1626,5 | 1672,5 | 1616,3 |
| pH | 5,7 | 5,6 | 5,5 | 5,5 | 5,4 |

6.2.2 Metodologia analitică

6.2.2.1 Determinarea pH – ului

Este un parametru important pentru controlul reactoarelor anaerobe. Determinarea s-a realizat cu ajutorul unui pH-metru portabil Hanna Instruments, HI 98127.



Figura 6.5 pH-metru portabil HANNA Instruments

6.2.2.2. Determinarea CCO_{Cr}

Determinarea substanțelor organice se realizează astfel: 50 ml apă de probă se introduc într-un balon cu fundul rotund, de 250 ml peste care se adaugă 25 ml bicromat de potasiu 0,25 N și 75 ml H_2SO_4 conc.

Se adaugă cu grijă 2 bucăți piatră ponce și 1 g Ag_2SO_4 cristale. Se atașează balonul la refrigerentul cu reflux și se fierbe timp de 2 ore. Se răcește balonul, se diluează cantitatea de cca 3 ori cu apă distilată și se titrează excesul de bicromat de potasiu cu soluție de sare Mohr în prezența a 2-3 picături de feroină.

În paralel cu proba se prelucrează o probă martor în aceleași condiții folosind apă distilată.

Calcul:

$$CCO_{Cr} \text{ mg/l} = \{[(a-b) * n \text{ soluției de sare Mohr} * 8000] - C\} : V$$

a = ml soluție sare Mohr folosiți pentru titrarea probei martor;

b = ml soluție sare Mohr folosiți pentru titrarea probei;

C = corecția pentru cloruri care se calculează ($\text{mg/l cloruri} \times 0,23$);

V = cantitatea de apă de analizat luată în lucru, în ml.

6.2.2.3 Determinarea alcalinității

O probă de 100 cm³ apă de analizat se titrează într-un pahar Erlenmayer cu HCl 0,1 N în prezența a 2-3 picături de fenolftaleină până la decolorarea completă a soluției (alcalinitatea permanentă, P) după care se adaugă câteva picături de metiloranj și se continuă titrarea cu sol. HCl 0,1N. Se urmărește virajul culorii indicatorului de la galben la portocaliu (alcalinitatea totală, T).

Alcalinitatea totală sau permanentă este egală cu volumul soluției de HCl 0,1 N folosit la titrare înmulțit cu factorul soluției de HCl 0,1 N.

6.2.3 Prelucrarea datelor

De-a lungul acestei perioade, principalii indicatori ai procesului au fost monitorizați prin analiza probelor de apă uzată. Performanțele obținute în reactoare anaerobe dispuse în serie utilizate pentru epurarea apelor uzate degrositate de la un complex industrial care produce bere, sucuri și alcool sunt sintetizate în tabelele 6.2., respectiv 6.3.

Tabelul 6.2 Caracteristicile efluentului reactorului 1

| | REACTOR 1 | | | | |
|---|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| | Ziua 1 | Ziua 2 | Ziua 3 | Ziua 4 | Ziua 5 |
| CCO _{Cr} (mg/l) | 3049,4 | 2906,58 | 2864,12 | 2702 | 2697,44 |
| Alcalinitate (mg CaCO ₃ l ⁻¹) | 1535,2 | 1563,7 | 1626,5 | 1672,5 | 1616,3 |
| pH | 5,7 | 5,6 | 5,5 | 5,5 | 5,4 |

Tabelul 6.3 Caracteristicile efluentului reactorului 2

| | REACTOR 2 | | | | |
|---|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| | Ziua 1 | Ziua 2 | Ziua 3 | Ziua 4 | Ziua 5 |
| CCO _{Cr} (mg/l) | 609,88 | 465,05 | 380,92 | 270,2 | 265,6 |
| Alcalinitate (mg CaCO ₃ l ⁻¹) | 2323 | 2412 | 2587 | 2772 | 2765 |
| pH | 6,8 | 6,9 | 7,0 | 7,3 | 7,2 |

Evoluția acestor caracteristici este prezentată în figurile 6.6, 6.7 respectiv 6.8.

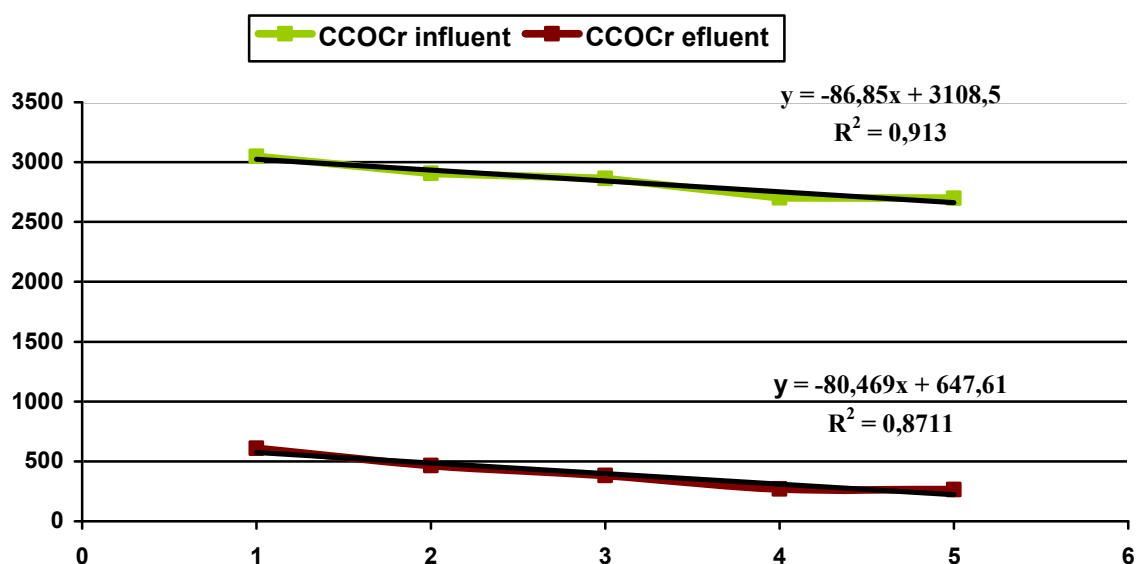


Figura 6.6 Evoluția CCO_{Cr} în digestia anaerobă

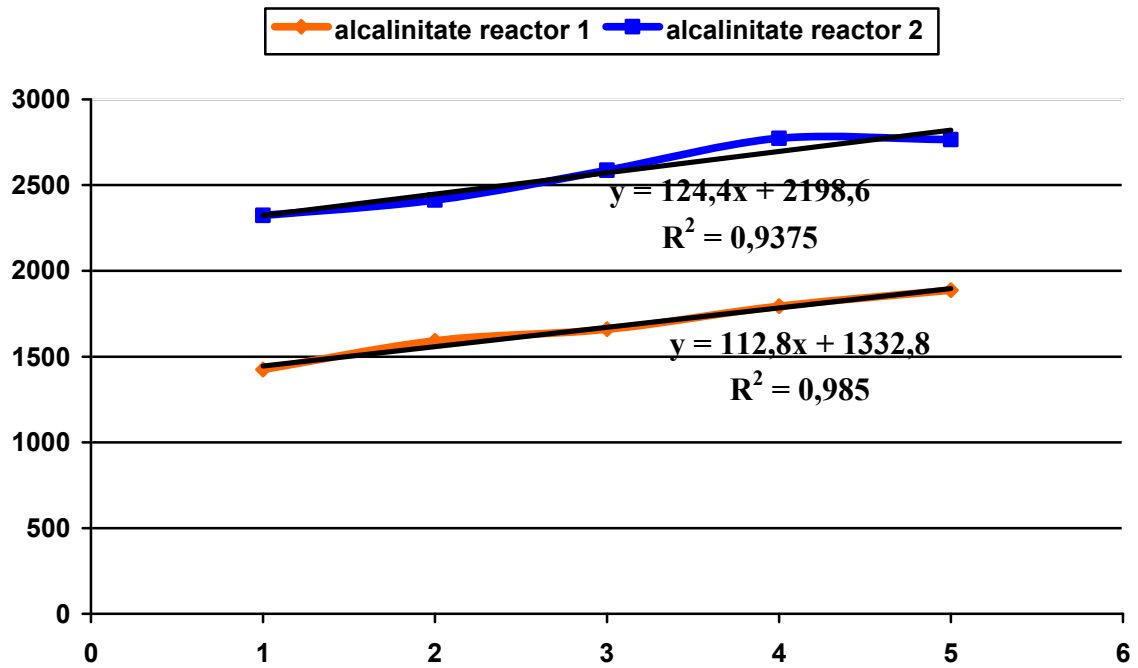


Figura 6.7 Evoluția alcalinității în cele două reactoare

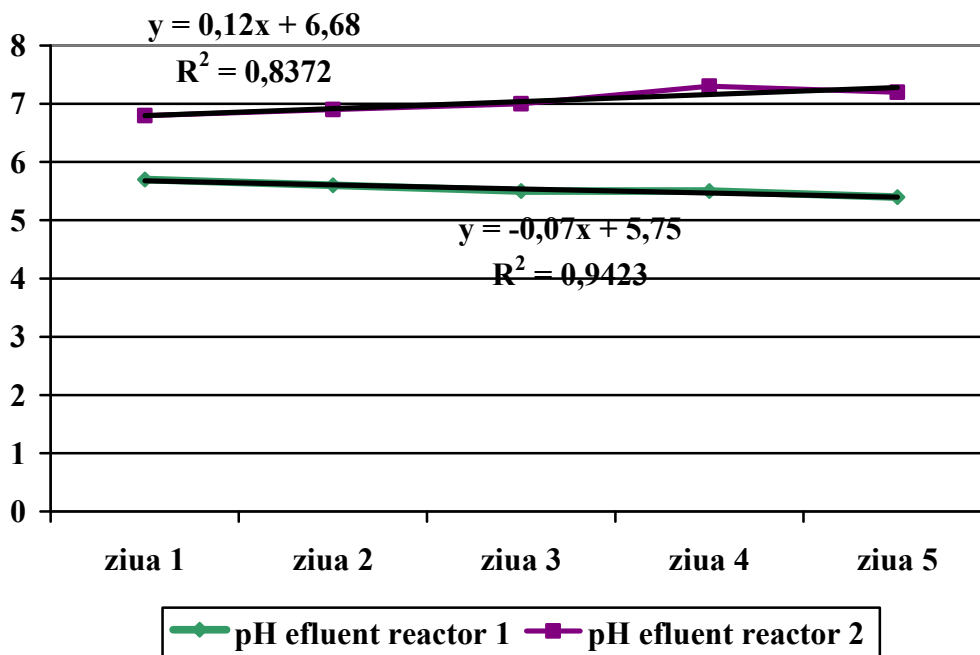


Figura 6.8 Evoluția pH-ului în cele două reactoare

Pe parcursul efectuării experimentului s-au constatat următoarele diferențe între cele două etape ale procesului de digestie anaerobă:

- nivelul scăzut al activității metanogene în timpul acidogenezei comparativ cu metanogeneza;
- nivelul scăzut al CCO_{Cr} îndepărtat în timpul etapei acidogene comparativ cu etapa metanogenă.

Așa cum se observă reducerea încărcării organice exprimată prin CCO_{Cr} este semnificativă în special în reactorul nr.2, în care este condusă etapa de metanogeneză, valorile acesteia încadrându-se în domeniul 304,9 - 609,88 mg/l CCO_{Cr} .

Biogazul produs în urma prelucrării anaerobe este colectat în tancurile colectoare de gaz (12) și (13). Analizând compoziția biogazului prin comportarea în prezența flăcării, am constatat că în cazul biogazului obținut în reactorul 1 (biogazul provine din reactorul 1, în care este condusă etapa - acidogeneza), acesta nu arde, deci, are un conținut scăzut de metan, predominând dioxidul de carbon.

În schimb, în cazul celui de al doilea vas colector, supunând conținutul aceluiași mod de verificare, s-a observat că acesta arde, ceea ce denotă prezența metanului într-o concentrație mai mare de 65%.

În concluzie, sistemele termofile reprezintă o soluție avantajoasă pentru epurarea apelor uzate cu concentrație medie și mare a poluanților de natură organică, dar cu temperaturi ridicate asigurând pe de o parte reducerea substanțială a încărcării organice, dar și obținerea de biogaz ca sursă de energie neconvențională, nepoluantă.

Separarea etapelor de degradare anaerobă permite un mai bun control al procesului, iar vitezele mari de degradare la temperaturi termofile reprezintă un avantaj în comparație cu procesul obișnuit, mezofil.

6.3 Efectul variației temperaturii în procesele anaerobe

Temperatura este considerată unul din factorii importanți pentru buna funcționare a proceselor anaerobe, de ea depinzând atât metabolismul, capacitatea de reproducție a bacteriilor metanogene cât și durata de fermentare, cantitatea și calitatea gazului produs.

Epurarea apelor uzate la temperaturi mai înalte, sporește cantitatea de gaze produse, scade durata procesului, crește cu 5-10 % cantitatea de substanțe organice descompuse, reducând totodată și bacteriile patogene.

Procesul de digestie anaerobă se desfășoară la o temperatură optimă care variază în raport cu natura biomasei selectate.

Obiectivele specifice acestei cercetări sunt:

- estimarea eficienței reactoarelor anaerobe dispuse în serie în ceea ce privește producția de biogaz lucrând în domeniu crioofil, mezofil, respectiv termofil și monitorizarea parametrilor care o influențează.

Pentru demonstrarea acestui fenomen sunt utilizate concomitent două reactoare cu o capacitate de 5 litri care, însă, operează la temperaturi diferite.

- monitorizarea eficienței digestiei anaerobe utilizând substrat proaspăt cu o încărcare organică, exprimată prin $CCO_{Cr} = 6400 \text{ mg/l}$, provenit de la un complex industrial alimentară, pentru același timp de retenție hidraulic, dar la temperaturi diferite.

Instalația de lucru este prezentată în figura următoare:



Figura 6.9 Instalația de digestie anaerobă

A. Estimarea eficienței reactoarelor anaerobe dispuse în serie lucrând în domeniu criofil, mezofil și termofil

Experimentul are loc în trei etape. În prima etapă temperatura reactorului este menținută la 35°C (domeniu mezofil), iar alimentarea se face cu material provenit de la un complex industrial care colecta apele uzate generate de o fabrică de bere, o distilerie și o fabrică de băuturi răcoritoare pentru o perioadă de 5 zile, la o rată de tranzit de 1,5 l/zi.

Temperatura reactorului a fost mărită apoi la 55°C (domeniu termofil) pentru începerea celei de a doua etape a experimentului. Alimentarea cu apă reziduală se face tot pentru o perioadă de 5 zile și la o rată de tranzit 1,5 l/zi.

În ultima etapă, temperatura reactorului este 25°C (domeniu criofil), iar alimentarea s-a realizat cu aceeași apă reziduală pentru o perioada de 5 zile la o rată de tranzit de 1,5 l/zi.

Tabelul 6.4 Efectul temperaturii în digestia anaerobă

| | pH | AVG (mg acid acetic/l) | Alcalinitate mg CaCO₃l⁻¹ | Producție biogaz l.g CCO_{Cr}zi⁻¹ |
|-------------|-----------|-----------------------------------|---|---|
| 25°C | 7,6 | 156,64 | 3 047,00 | 0,22 |
| 35°C | 7,7 | 164,41 | 3 052,47 | 0,65 |
| 55°C | 7,5 | 244,09 | 2 899,89 | 0,71 |

Procesul de metanogeneză bacteriană poate fi perturbat prin creșterea conținutului de acizi volatili și a celui de dioxid de carbon din biogazul produs sau prin descreșterea alcalinității și a valorii pH-ului. Conținutul de CO₂ din gazul de fermentare trebuie să se încadreze în limitele de 30-35%. În reactoarele anaerobe este necesar un control riguros al acidității și alcalinității.

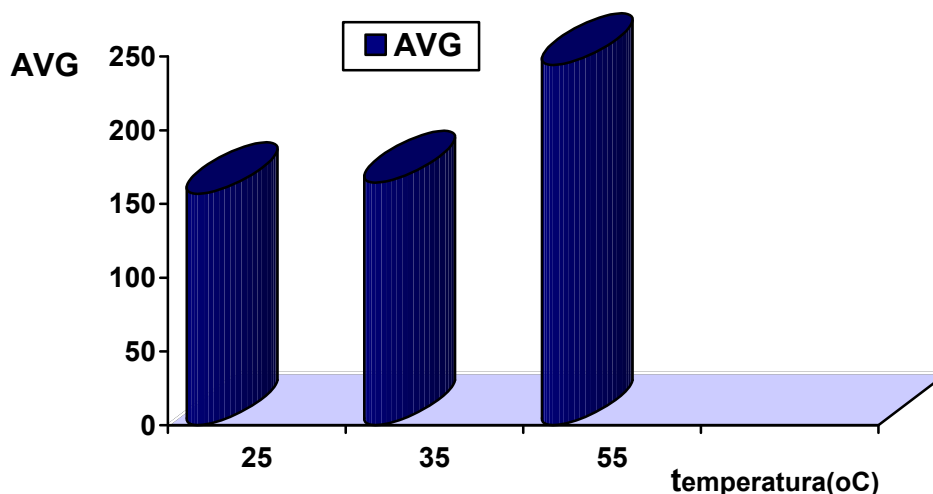


Figura 6.10 Evoluția concentrației acizilor grași volatili în funcție de temperatură

Unul dintre cei mai importanți factori de mediu asociați cu optimizarea producției metanogenice a biogazului în mediu anaerob, este pH-ul. Digestia anaerobă a apelor uzate industriale se realizează în limite ale pH-ului cuprins între 6-8, observându-se probleme semnificative legate de calitatea apei uzate prelucrate, precum și descreșterea producției de metan, pentru valori ale pH-ului mai mici decât 6.

Valorile pH-ului pentru procesul studiat sunt redate în figura 6.11.

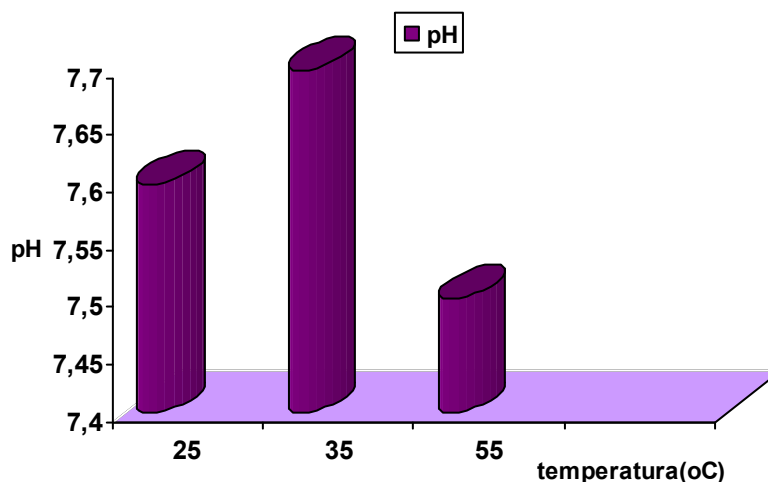


Figura 6.11 Evoluția pH-ului în funcție de temperatură

Studiind evoluția pH-ului în cazul unei ape uzate cu aceleași caracteristici se observă că în domeniul termofil, acesta are valoarea cea mai mică.

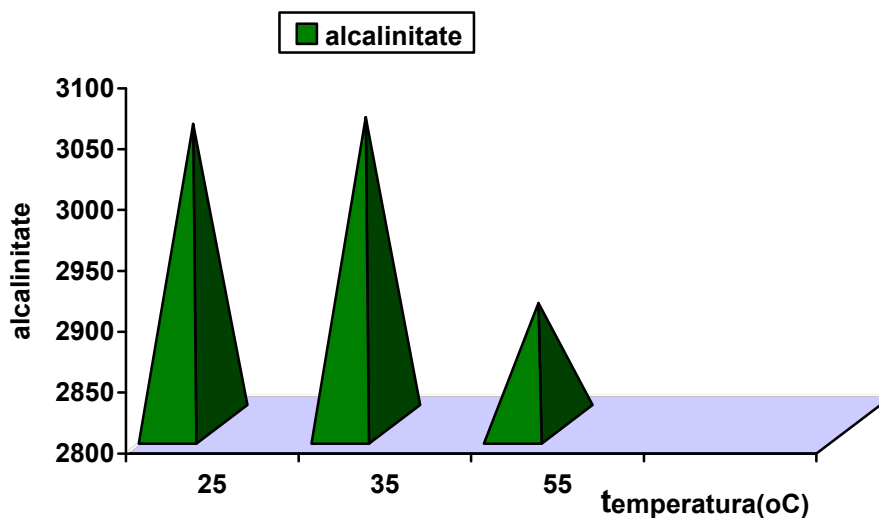


Figura 6.12 Evoluția alcalinității în funcție de temperatură

Durata relativă de fermentare, $\alpha_o = \Theta/\Theta_o$, reprezintă raportul dintre timpul de fermentare, Θ pentru care, la temperatura T , se obține o producție de gaze G și timpul optim de fermentare Θ_o pentru care la temperatura optimă T_o se obține producția de gaze G_o .

Cantitatea de biogaz obținută pentru diferite temperaturi de lucru este prezentată în figura 6.13.

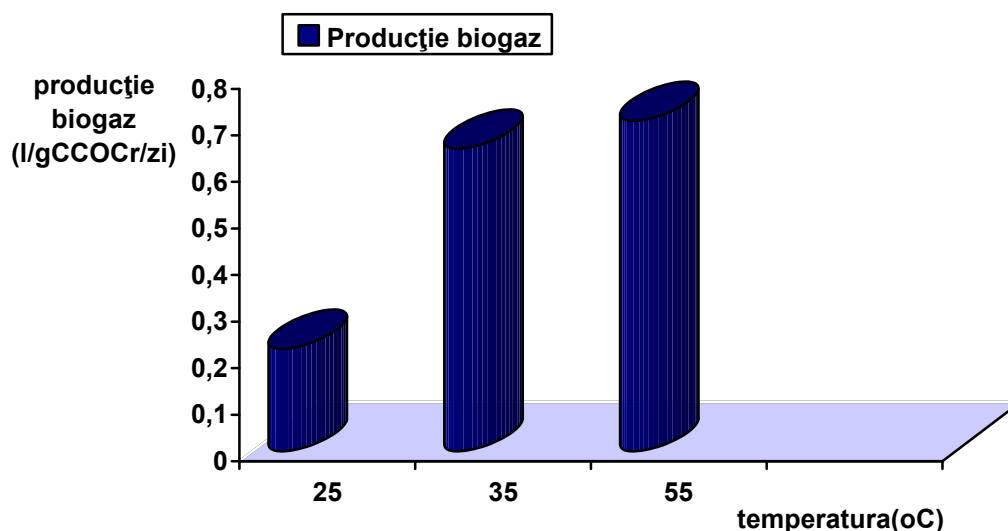


Figura 6.13 Cantitatea de biogaz obținută la diferite temperaturi

Prin trecerea mediului de lucru din domeniul termofil(55°C) în cel mezofil(35°C) au fost depistați acidul acetic, acidul butiric, acidul propionic, etanolul.

Tabelul 6.5 Tipuri de compuși intermediari identificați în domenii de lucru mezofil și termofil

| Tip acid | Digestie anaerobă mezofilă | Digestie anaerobă termofilă |
|----------------|----------------------------|-----------------------------|
| acid acetic | + | + |
| acid propionic | + | - |
| etanol | + | + |

Când microorganismele dezvoltate la temperatura mezofilă (35°C) au fost trecute la temperatură termofilă (55°C), acidul propionic nu a fost identificat. Prin urmare, temperatura de lucru influențează și tipul compușilor intermediari acumulați în cele două tipuri de digestie anaerobă.

Identificarea acizilor prezenți în domeniile de lucru termofil și mezofil s-a realizat astfel:

1. identificarea etanolului

Într-un balon de fracționare se introduc 10 ml soluție de analizat. Se adaugă câteva cristale de $K_2Cr_2O_7$ și câteva picături de H_2SO_4 diluat. Se încălzește și se culege prima picătură într-o eprubetă care distilă, se tratează cu 1 ml soluție 1% de piperazină și 1 ml soluție 1% de nitroprusiat de sodiu. Se agită câteva minute. Apariția colorației albastre sau albastru-violet indică prezența alcoolului etilic.

2. identificarea acidului acetic

Într-o eprubetă se amestecă acetatul de sodiu cu oxid de calciu; la gura eprubetei se așază o hârtie de filtru impregnată cu o-nitro-benzaldehidă, pe care s-a adus o picătură de hidroxid de sodiu diluat. Prin încălzirea eprubetei se formează acetonă, iar hârtia se colorează în albastru.

3. identificarea acidului propionic

Acidul propionic se oxidează cu $K_2Cr_2O_7$ 0,25 N (acidul acetic rămâne nealterat), se adaugă KI și se titrează excesul de bicromat cu soluție de tiosulfat de sodiu.

B. Monitorizarea eficienței digestiei anaerobe pentru același timp de retenție hidraulic, dar la temperaturi de lucru diferite

Substratul proaspăt cu o încărcare organică, exprimată prin $CCO_{Cr} = 6400$ mg/l, provenit de la un complex industrial alimentară a fost alimentat în digestoare zilnic. Temperatura de lucru a fost cuprinsă între 40-55°C, iar timpul de retenție hidraulic de 10 zile.

Pe parcursul efectuării experimentului au fost monitorizați următorii parametri: pH, concentrația CCO_{Cr} efluent și producția de biogaz obținută.

Cercetări experimentale privind producerea de biogaz pe o instalație de laborator

Rezultatele obținute au fost sintetizate în următorul tabel:

Tabelul 6.6 Monitorizarea procesului desfășurat la temperaturi diferite de lucru (media aritmetică a valorilor obținute pe perioada monitorizării)

| Temperatura de lucru (°C) | CCO _{Cr} mg/l | Rata de îndepărtare a CCO _{Cr} (%) | Producția de biogaz, l/zi |
|---------------------------|------------------------|---|---------------------------|
| 40 | 1536 | 75 | 3,7 |
| 45 | 1408 | 78 | 4,4 |
| 50 | 1216 | 82 | 5,2 |
| 55 | 1472 | 77 | 3,4 |

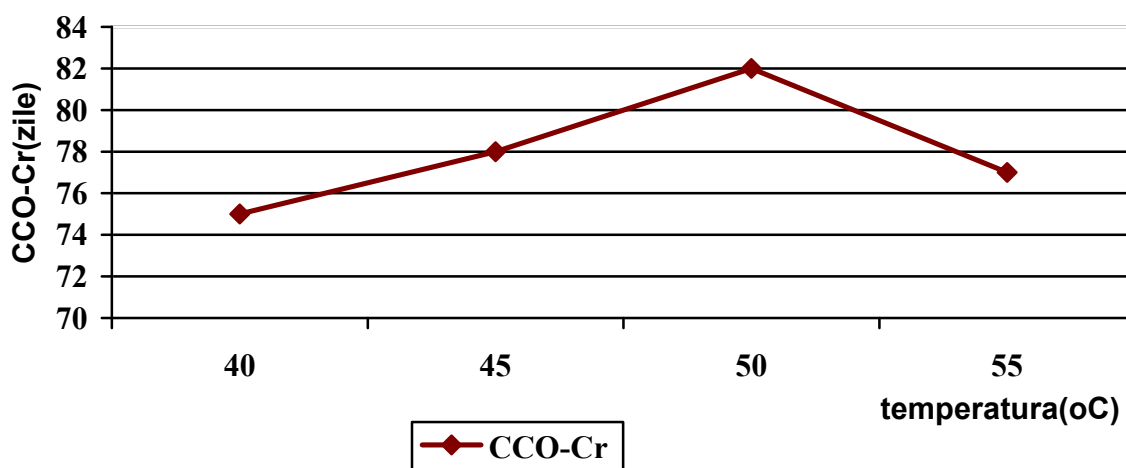


Figura 6.14 Evoluția ratei de îndepărtare a CCO_{Cr} în funcție de temperatură

Eficiența maximă de îndepărtare a CCO_{Cr}, 82%, a fost obținută pentru cazul în care digesterul operează la 50°C, pentru un timp de retenție hidraulic de 10 zile. La 55°C, se observă ca rata de reducere a încărcării organice exprimate prin CCO_{Cr}, a descrescut la 77%.

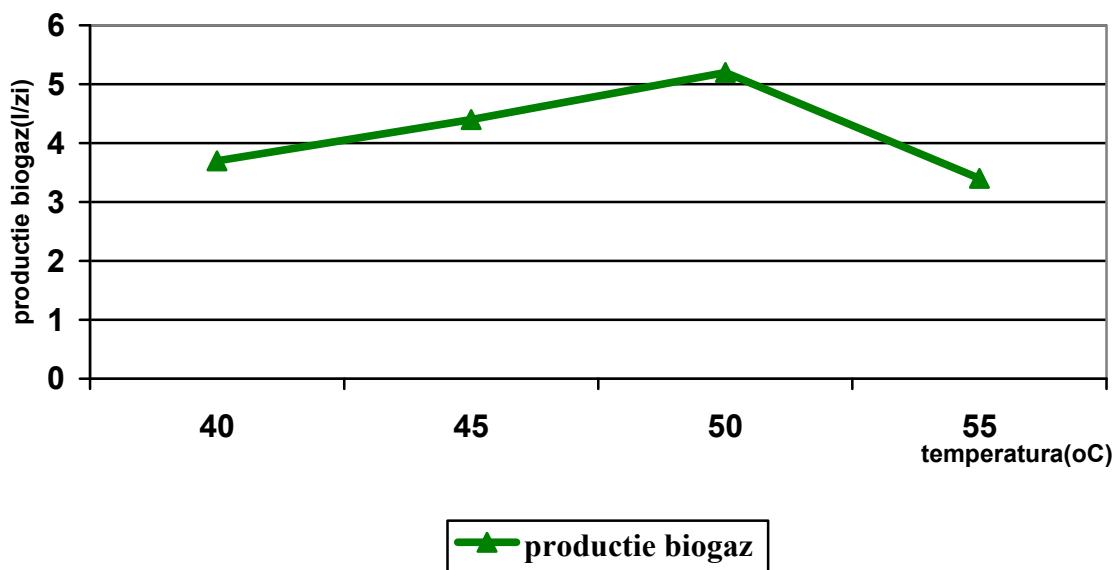


Figura 6.15 Producția de biogaz obținută la diferite temperaturi de lucru

Din reprezentarea anterioară se constată că producția de biogaz obținută în digestoare anaerobe depinde de temperatura de lucru și de timpul de retenție hidraulic adoptat. Cea mai mare cantitate de biogaz se obține la o temperatură de operare a digesterului de 50°C. Adoptând același timp de retenție hidraulic, se observă în intervalul 40-50°C o creștere a cantității de biogaz obținut odată cu creșterea temperaturii, ca la 55°C, aceasta să descrească.

În urma cercetării experimentale efectuate a reieșit faptul că temperatura are un impact considerabil în variația factorilor biologici și fizici ai procesului de conversie anaerobă. Metabolismul și rata de producție a bacteriilor metanogene sunt influențate de scăderile bruște de temperatură, astfel că este indicat ca în timpul tratării anaerobe să se mențină temperatura constantă sau aproape constantă.

Fermentarea termofilă și cea mezofilă asigură cantitatea cea mai mare de biogaz obținut și rata cea mai mare a CCO_{Cr} îndepărtat. Vitezele mari de degradare la temperaturi termofile reprezintă un posibil avantaj în comparație cu procesul obișnuit mezofil, în cazul în care apele reziduale posedă o temperatură ridicată. Acest lucru ar putea fi favorabil, din punct de vedere economic, în cazul industriilor care ar trebui răcească apa până la o temperatură specifică procesului de tratare convențional.

Odată cu creșterea temperaturii se obține un efluent cu calități mult îmbunătățite, și crește cantitatea de biogaz obținut.

6.4 Efectul încărcării hidraulice asupra proceselor anaerobe

Nevoia de a micșora consumurile de energie i-a determinat pe cercetători să se orienteze înspre aplicarea procesului de tratare biologică anaerobă.

Rata de încărcare hidraulică aplicată unui sistem anaerob influențează stabilitatea și performanțele procesului, fiind unul din factorii cheie al acestuia. Timpul de contact necesar pentru a realiza descompunerea biochimică depinde de complexitatea substratului ce trebuie tratat.

Obiectivele specifice acestei cercetări sunt:

3. monitorizarea parametrilor procesului anaerob în reactoare dispuse în serie lucrând cu rate de încărcare hidraulică diferită și timpi diferiți de retenție hidraulică;
4. eficiența îndepărtării încărcării organice exprimate prin CCO_{Cr} din apele uzate din industria alimentară;
5. estimarea producției de biogaz.

Procesul poate fi demonstrat prin încărcarea hidraulică diferită a două reactoare legate în serie: faza acidogenă este condusă în *reactorul 1*, respectiv cea metanogenă în *reactorul 2*.

Sistemele anaerobe de epurare în care sunt separate principalele etape de degradare a compușilor organici au avantaj față de cele convenționale deoarece permit selecția și dezvoltarea microorganismelor. În prima fază, polimerii organici sunt degradați de către bacteriile acidogene în acizi grași volatili care sunt convertiți de bacteriile acetogene și metanogene în biogaz, în cea de a doua etapă.

6.4.1 Modul de lucru

Instalația de laborator este compusă din două reactoare anaerobe așezate în serie, fiecare având un volum de 5 l. Utilizarea reactoarelor anaerobe în care se separă cele două faze de degradare anaerobă, în care bacteriile se dezvoltă pe suporturi inerte, formând biofilm, permit un timp mai mare de menținere a biomasei în reactor, măbind eficiența procesului.

De asemenea, crește stabilitatea procesului prin controlul fazei acidogene. Primul filtru acționează ca un tampon metabolic, prevenind șocurile de pH, ratele mari de încărcare organică.

Aclimatizarea biomasei s-a realizat prin alimentarea cu apa uzată la o rată de tranzit scăzută, 0,3 l/zi la început, care a fost mărită ulterior cu 0,2 l/zi. Atunci când s-a atins debitul de 1,5 l/zi s-a continuat hrănirea 3 zile fără a fi mărit tranzitul de alimentare.

După amorsarea reactoarelor, temperatura a fost menținută la 55°C, iar biogazul generat a fost colectat în gazometre.

Parametrii de control și performanța proceselor anaerobe sunt prezentate în tabelul următor:

Tabelul 6.7 Parametri de operare și performanța procesului anaerob

| Reactor | Acidogenic (1) | Metanogenic (2) | Acidogenic (1) | Metanogenic (2) |
|--|----------------|-----------------|----------------|-----------------|
| Timp de retenție hidraulic (zile) | 1,5 | 4 | 4 | 4 |
| Încărcare organică influent, g.l ⁻¹ ·zi | 9,47 | 2,83 | 3,98 | 2,70 |
| % CCO _{Cr} indep. | 31,9 | 61,5 | 30,1 | 71,7 |
| pH | 5,4 | 7,6 | 5,5 | 7,8 |
| biogaz l/zi reactor | 0,285 | 0,320 | 0,182 | 0,455 |

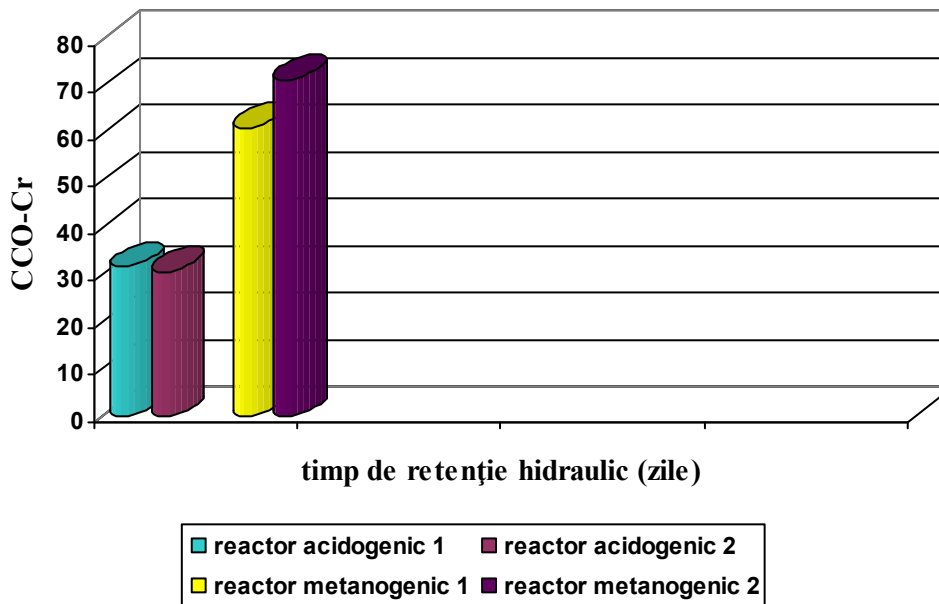


Figura 6.16 Evoluția CCO_{Cr} îndepărtat în funcție de timpul hidraulic adoptat

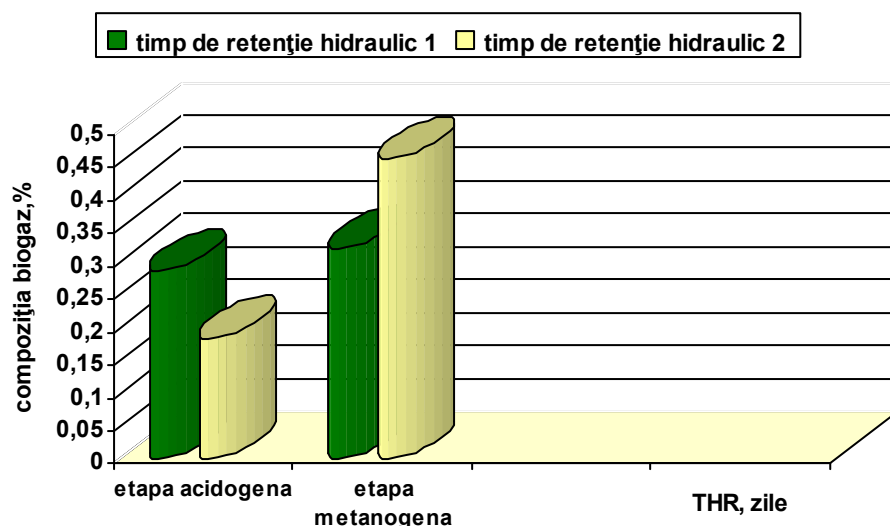


Figura 6.17 Cantitatea biogazului obținut în funcție de timpul hidraulic adoptat

Cantitatea de biogaz este dependentă de timpul de retenție hidraulic. Se observă că eficiența maximă se întâlnește în cazul în care avem un timp de retenție hidraulic de 4 zile aplicat ambelor reactoare.

Rata de încărcare hidraulică (tranzit) aplicată unui sistem anaerob influențează direct stabilitatea și performanțele procesului. Timpul de retenție hidraulică este în directă corelație cu tranzitul hidraulic fiind unul din factorii cheie ai procesului anaerob.

Folosind ca substrat ape cu încărcări organice diferite și timpi de retenție hidraulic de 1, 2 și 4 zile, temperatură de lucru de 55°C, s-au obținut următoarele valori.

Tabelul 6.8 CCO_{Cr} din efluent și rata de îndepărtare a acestora la temperatura 55°C

| Proba | TRH, zile | CCO_{Cr} influent | CCO_{Cr} efluent | Rata de îndepărtare(%) |
|-------|-----------|---------------------|--------------------|------------------------|
| 1 | 1 | 1077,2 | 483,66 | 55,1 |
| 2 | 1 | 1898,4 | 966,28 | 50,9 |
| 3 | 2 | 1077,2 | 395,33 | 63,3 |
| 4 | 2 | 1898,4 | 685,32 | 63,9 |
| 5 | 4 | 1077,2 | 59,24 | 94,5 |
| 6 | 4 | 1898,4 | 138,58 | 92,7 |

Rata de îndepărtare a CCO_{Cr} s-a calculat cu relația:

$$CCO_{Cr \text{ îndepărtat}} = \frac{CCO_{Cr \text{ inf luent}} - CCO_{Cr \text{ efluent}}}{CCO_{Cr \text{ inf luent}}} \times 100$$

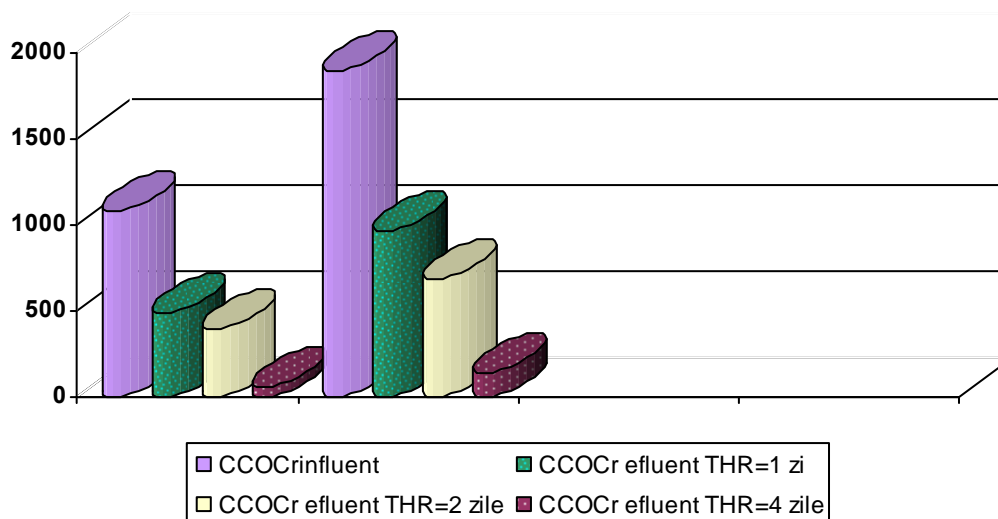


Figura 6.18 Evoluția încărcării organice pentru timpi de retenție hidraulici diferiți

6.5 Efectul debitului de alimentare și a timpului de retenție hidraulic asupra proceselor anaerobe

Apa uzată cu o încărcare organică de 3150 mg/l alimentează reactorul, inițial la o rata de 1,5 l/zi, apoi tranzitul a fost mărit cu 0,5 l/zi. Încărcarea organică este dată de cantitatea de materie organică exprimată prin CCO_{Cr} pe unitatea de timp și pe unitatea de reactor, fiind direct dependentă de concentrația substratului și timpul de retenție hidraulic. Frațiunea de materie organică degradată crește cu creșterea timpului de retenție hidraulic. Timpul de retenție hidraulic este un parametru important care depinde de tipul de reactor utilizat.

Cele două moduri de stabilire a eficienței sunt funcție de rolul treptei anaerobe în proces: ca o treaptă de preepurare sau ca etapă finală de epurare.

Pe parcursul experimentului indicatorii au fost monitorizați astfel:

Tabelul 6.9 Rata de îndepărtare a CCO_{Cr} în funcție de rata de încărcare hidraulică a sistemului anaerob

| Rata debitului de alimentare (l/zi) | HRT(zile) | CCO_{Cr} mg/l | CCO_{Cr} îndepărtat (%) |
|-------------------------------------|-----------|-----------------|---------------------------|
| 1,5 | 3,3 | 337,05 | 89,3 |
| 2,0 | 2,5 | 393,25 | 87,5 |
| 2,5 | 2,0 | 466,2 | 85,2 |
| 3,0 | 1,6 | 507,15 | 83,9 |
| 3,5 | 1,4 | 626,95 | 80,1 |
| 4,0 | 1,2 | 667,8 | 78,8 |
| 4,5 | 1,1 | 730,8 | 76,8 |
| 5,0 | 1,0 | 837,9 | 73,4 |
| 5,5 | 0,90 | 926,1 | 70,6 |
| 6,0 | 0,83 | 1266,3 | 59,8 |

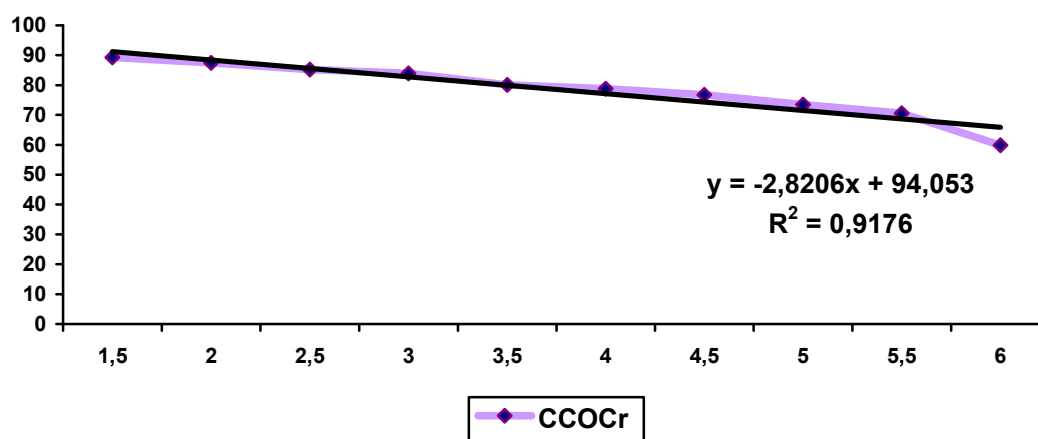


Figura 6.19 Evoluția încărcării organice în funcție de rata debitului de alimentare

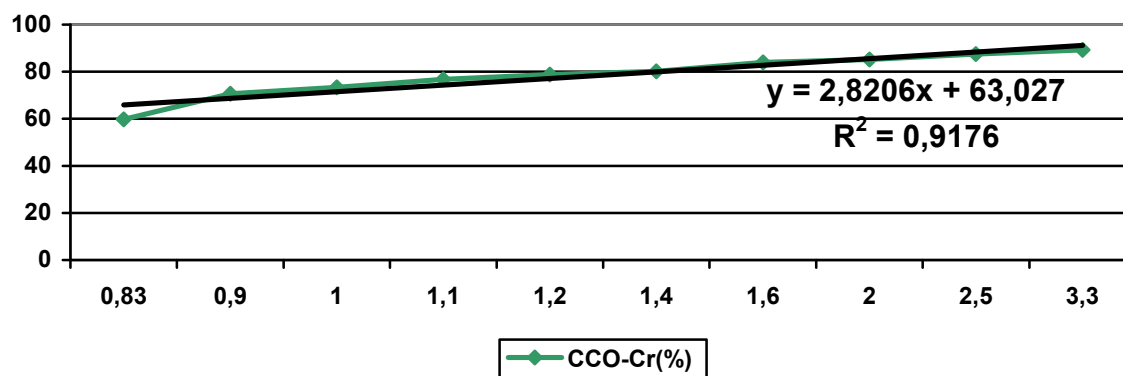


Figura 6.20 Evoluția încărcării organice pentru timpi de retenție hidraulici diferiți

Se observă că la o rată a debitului de alimentare de 1,5 l/zi și un timp de retenție hidraulic de 3,3 zile se obține eficiența cea mai mare a procesului de epurare anaerob, exprimată prin CCO_{Cr} . Creșterea ratei debitului de alimentare asociată cu descreșterea timpului de retenție hidraulic duce la scăderea valorii CCO_{Cr} îndepărtat.

CAPITOLUL VII. CONCLUZII

7.1 Conținutul tezei

Lucrarea “Studiul **proceselor de epurare a apelor reziduale provenite de la unitățile alimentare**” este structurată pe 7 capitole dezvoltată pe 247 pagini, 87 figuri, 78 tabele, relații matematice, anexe și o listă cu 231 referințe bibliografice.

În primul capitol “**Introducere**” se pun în evidență cerințele minime de calitate pentru apele epurate deversate în emisarii naturali, necesitatea stabilirii unor tehnologii adecvate pentru îndepărtarea poluanților existenți în apele uzate generate de unitățile industriilor alimentare și a celor care se impun pentru valorificarea energetică a maselor organice sub formă de biogaz.

Studiul pune accentul pe tehnologia cea mai adecvată de îndepărtare a poluanților existenți în apele uzate generate de industria alimentară și își propune identificarea principalelor tehnici și tehnologii pentru obținerea unor performanțe semnificative în ceea ce privește calitatea efluenților, precum și a unor metode de valorificare a încărcării organice a acestora ca sursă de energie regenerabilă, reducându-se astfel costurile energetice, dar și efectele negative pe care un tratament ineficient l-ar avea asupra mediului înconjurător.

Obiectivul specific este în concordanță cu cerințele Comunității Europene de a se asigura, prin tehnologiile utilizate, atât protecția mediului înconjurător cât și valorificarea resurselor alternative de energie fiind dat de implementarea unei tehnologii de pretratare anaerobă cu obținere de biogaz, utilizând două reactoare separate fizic, conectate în serie, apelor uzate din industria alimentară care dispun de un potențial organic și energetic suficient, urmate de epurarea biologică pentru eliminarea compușilor de azot și fosfor cu scopul de a asigura protecția calitativă a emisarilor naturali.

În al doilea capitol ”*Caracteristicile apelor reziduale de la unitățile industriei alimentare*” se prezintă caracteristicile apelor uzate de la: industria cărnii și a peștelui; industrializarea laptelui; fabricarea conservelor de legume și fructe; fabricarea băuturilor nealcoolice răcoritoare; fabricarea uleiurilor vegetale; fabricarea amidonului; fabricarea alcoolilor de fermentație; fabricarea spiritului și a drojdiilor; industria zahărului și cele de la fabricarea berii. Apele de scurgere, provenite de la aceste unități, având temperaturi mari și concentrații ridicate de substanțe organice, justifică utilizarea unor tehnologii de epurare combinate cu cele de producere a biogazului.

Cel de al treilea capitol ”*Tehnologii de epurare a apelor reziduale*” evidențiază metodele de epurare; sistemele clasice de epurare utilizate pentru apele uzate menajere și cele industriale; schemele de epurare ale apelor uzate provenite din industria cărnii (sacrificare păsări, sacrificare porcine, topitorii de grăsimi alimentare, sacrificare rumegătoare); epurarea apelor uzate provenite de la prelucrarea peștelui, colectarea și industrializarea laptelui, fabricarea conservelor de fructe și legume, fabricarea uleiurilor și a margarinei, industria zahărului, fabricarea băuturilor nealcoolice răcoritoare; tehnologii de epurare a apelor uzate din industria alimentară cu obținere de biogaz; tehnologii cu reactoare anaerobe (cu amestec complet, de contact, cu nămol activat, cu circulație internă etc.); tehnologii pentru epurarea aerobă a apelor uzate din industria alimentară.

În capitolul patru intitulat ”*Considerații teoretice asupra proceselor anaerobe din cadrul epurării biologice a apelor uzate*” sunt prezentate:

- aspectele de ordin general cu privire la utilizarea digestiei anaerobe pentru tratamentul apelor uzate și stabilizarea reziduurilor organice;
- digestia anaerobă în România;
- produșii finali ai digestiei anaerobe (biogaz, efluent tratat și nămol neutralizat cu caracteristici fertilizante pentru agricultură);
- procesele tratamentului anaerob (hidroliza, formarea acizilor și acetogeneza, metanogeneza, cinetica metanogenezei și metabolismul bacteriilor);

- factorii de mediu și de exploatare (compoziția și concentrația substratului organic, conținutul de acizi, pH-ul, temperatura mediului, raportul dintre componenta minerală și organică, amestecul și recircularea, inhibitorii, durata de fermentare, sistemul de alimentare-evacuare, doza de încărcare);
- cinetica proceselor de fermentare anaerobă;
- modele ale fermentării anaerobe.

Următorul capitol ”*Cercetări experimentale privind epurarea apelor reziduale provenite de la complexul industrial Sudrigiu Bihor – Studiu de caz*”, utilizează o tehnologie de epurare specifică apelor reziduale colectate de pe platforma acestui complex comercial (Fig. 5.9).

Apa uzată este o combinație de ape reziduale de la fabrica de bere, o fabrică de băuturi răcoritoare și o distilerie, condensatul de bere, soluții (alcoolice), ape menajere și de alte origini și necesită epurare înainte de deversarea în emisar.

Apa reziduală colectată de pe această platformă este supusă unor procese avansate de epurare înainte ca efluentul să fie deversat în râul Crișul Negru.

Fluxul tehnologic al procesului de epurare este format dintr-o treaptă de preepurare, în care se asigură producerea de biogaz în urma proceselor de fermentare mezofilă a maselor organice ($395\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h} = 9480\text{m}^3_{\text{N}}/\text{zi}$) și dintr-o treaptă de epurare biologică aerobă în care are loc reducerea compușilor de azot și fosfor rămași în efluentul anaerob, după captarea biogazului.

Rezultatele analizelor de laborator, pentru principalii indicatori de calitate (pH, N_t , Pt, MTS) atât pentru efluentul anaerob cât și pentru cel aerob evacuat în Crișul Negru sunt redați în tabelele 5.4 și 5.7, fiind respectate cerințele NTPA 001/2005. Biogazul produs conține circa. 80% CH_4 și 20% CO_2 .

În cadrul celui de al șaselea capitol „*Cercetări și rezultate experimentale privind producerea de biogaz pe o instalație de laborator*” s-au pus în evidență rezultatele experimentale obținute pe o instalație de laborator, de tip dinamic, formată din două reactoare anaerobe dispuse în serie, în care au loc procese biochimice termofile și mezofile pentru producerea de biogaz și reducere a poluării organice. Această instalație servește și pentru determinarea potențialului energetic a maselor organice de compoziții și structuri diferite.

În ultimul capitol „*Concluzii*” sunt evidențiate problemele abordate în cadrul lucrării, punându-se în evidență contribuțiile personale și elementele de originalitate, direcțiile și orientările pentru cercetările ulterioare.

7.2 Contribuții personale și elemente de originalitate

Industria alimentară trebuie să răspundă provocărilor dezvoltării durabile: deficitul de apă și conservarea resurselor de apă, creșterea constantă a populației și a costurilor de tratare a apelor uzate, constrângeri din ce în ce mai mari și reglementări tot mai stricte privind protecția mediului.

Subiectul abordat este de foarte mare actualitate, înscriindu-se pe linia cerințelor novatoare actuale, privind studiul proceselor de epurare a apelor reziduale provenite de la unitățile industriei alimentare, corelat cu valorificarea, sub forma de biogaz, a potențialului energetic al maselor organice existente în apele de canalizare rezultate din procesul tehnologic.

Concentrațiile ridicate în mase organice și temperaturile ridicate ale apelor reziduale generate de industria alimentară sunt caracteristici determinante pentru derularea proceselor anaerobe mezofile și termofile cu producere de biogaz, în paralel cu eliminarea compușilor de amoniu și de fosfor din efluenții deversați în emisarii naturali. Utilizarea unor metode biologice de epurare a apelor reziduale la locul unde au fost produse ar duce la scăderea costurilor de mediu și realizarea unor tehnologii fără deșeuri.

Acest concept se înscrie în cerințele și recomandările Uniunii Europene legate de implementarea unor tehnologii de epurare moderne prin care să se asigure, atât protecția mediului înconjurător cât și valorificarea resurselor alternative de energie.

În acest scop, în lucrarea de față s-au urmărit și realizat următoarele obiective:

- un studiu al literaturii de specialitate privind tipurile apă uzată generate de industria alimentară și a caracteristicile acestora;
- o sinteză a principalelor tehnologii adoptate pe plan intern și internațional pentru epurarea apelor uzate menajere și a celor provenite din industria alimentară;
- evidențiază cerințele Comunității Europene cu privire la valorificarea resurselor alternative de energie și a celor legate de protecția mediului, în toate domeniile de activitate;

Concluzii

- studiul proceselor de tratare anaerobă, a mecanismelor ce caracterizează acest tip de tratament biologic și evidențierea parametrilor determinanți care favorizează desfășurarea proceselor anaerobe în scopul producerii de biogaz;
- evidențiază tehnologiile de epurare a apelor reziduale din industria alimentară prin care se asigură producerea de biogaz în digestoare anaerobe amplasate după treapta mecanică de epurare;
- stabilește schemele de epurare a efluentului provenit de la treapta de epurare biologică anaerobă, pentru reducerea CBO₅ și MTS, respectiv pentru eliminarea compușilor de azot și fosfor sub limitele impuse prin NTPA 001/2005;
- analiza procesului de epurare a apelor uzate provenite de la un complex industrial care colectează apele uzate provenite de la o fabrică de bere, de alcool și de băuturi răcoritoare din România, modernizarea tehnologiei existente în cadrul acestora prin adoptarea unor soluții tehnologice cât mai performante de epurare, valorificarea cât mai eficientă a potențialului energetic al biogazului rezultat în tratamentul biologic anaerob și, astfel, reducerea poluării mediului;
- cercetarea fezabilității proceselor anaerobe în digestoare dispuse în serie, având separate etapele acidogenă și metanogenă.

Utilizarea tratamentului biologic anaerob cu separarea etapelor de degradare biologică, în două digestoare dispuse în serie, pentru epurarea apelor uzate industriale și menajere, are numeroase avantaje, dintre care amintim:

- *un efluent cu calități bune, astfel încât să se asigure protecția emisarului;*
- *permit o selecție și o dezvoltare a microorganismelor specifice fiecărei etape a procesului în fiecare reactor. Totodată primul reactor poate funcționa ca un tampon pentru a evita șocurile de pH pentru populația metanogenă;*
- *înlătură și problema legată de acumularea acizilor grași volatili, precum și stoparea creșterii concentrației amoniacului care constituie un inhibitor pentru populația metanogenă;*
- *posibilitatea de operare cu rate de încărcare mari raportate la un timp de retenție hidraulic mai scurt, condiție care, pentru reactoarele într-o singură fază, poate duce la instabilitate;*

Concluzii

➤ *epurarea apelor uzate la temperaturi mai înalte, sporește cantitatea de gaze produse, scade durata procesului, crește cu 5-10% cantitatea de substanțe organice descompuse;* O problemă constatată în sistemele de tratare termofile este bioflocularea slabă. De aceea, pentru reducerea acestui fenomen ar putea fi indicată utilizarea unui polimer cationic de aluminiu;

➤ *obținerea de biogaz, care poate fi utilizat ca sursă de energie neconvențională;*

Aplicarea digestiei anaerobe are beneficii asupra mediului prin reducerea potențialului încălzirii globale. Cele două gaze CH₄ și CO₂ sunt gaze care duc la apariția efectului de seră cu implicații asupra încălzirii globale și schimbări climatice.

Digestia anaerobă este utilizată la producerea de combustibili regenerabili care pot înlocui combustibilii fosili cum ar fi: cărbune, țiței, gaz natural, eliminând astfel de emisiile de CO₂. Emisia de CO₂ de la arderea biogazului provine din carbonul de la reziduurile organice, dar nu afectează nivelul de CO₂ din atmosferă deoarece închide ciclul carbonului;

➤ *reducerea cantităților de nămol generat;*

➤ *utilizarea nămolului ca fertilizant.* Digestia anaerobă în special, cea termofilă poate furniza un nămol cu bune calități pentru a fi utilizat ca fertilizant pentru agricultură. Acest nămol conține nutrienți (N, P, Mg etc). Rezultatul final al aplicării este creșterea calității solului, creșterea producției agricole, producție de calitate mai bună comparativ cu solul nefertilizat sau fertilizat artificial;

➤ *utilizarea digestiei anaerobe, în special a celei termofile, permite eliminarea în proporție de 99% a microorganismelor patogene.*

Apele uzate din industria alimentară pot prezenta atât mirosuri deranjante cât și cantități semnificative de microorganisme patogene. În urma tratării anaerobe, în special în domeniu termofil, conținutul microorganismelor patogene este diminuat astfel încât nu există pericolul poluării emisarului. Competiția cu alte microorganisme duce la decimarea microorganismelor patogene.

Concluzii

În practică nivelul de reducere a agenților patogeni este dependent de timpul de expunere și de temperatura de digestie. Reducerea microorganismelor patogene este cu atât mai accentuată cu cât eficiența procesului anaerob este mai ridicată;

- *eficiența înaltă a tratamentului anaerob în reactoare legate în serie arată o bună corelare între stabilizarea biologică și o reducere permanentă a mirosului.*

În degradarea anaerobă produșii finali predominanți sunt metanul și dioxidul de carbon, care, sunt lipsiți de miros (biogazul poate fi mirositor datorită existenței hidrogenului sulfurat). În sistemul de digestie anaerob, dacă cele două faze, a fermentării acide și a producerii metanului, sunt în echilibru, mirosurile sunt eliminate.

Compușii intermediari ai metabolismului anaerob sunt o potențială sursă de miros, însă o operare optimă a tratamenului anaerob facilitează reducerea acestor compuși și a conținutului tuturor gazelor emise de la proces;

- *consum redus de energie;*
- *conservarea energiei poate fi realizată prin aplicarea digestiei anaerobe în combinare cu procesului aerob;*

Spre deosebire de sistemul aerob care se realizează cu un consum de energie la digestia anaerobă nu este necesar un consum atât de ridicat de energie, deci în tratamentul anaerob rata de încărcare organică poate fi între 5 și 10 timpi mai mare decât în tratamentul aerob pentru același tip de reziduu.

Digestia anaerobă are nevoie de suprafețe mai mici de construcție comparativ cu tratarea aerobă, însă cele mai performante tehnologii prevăd utilizarea ambelor procese de tratare a apelor uzate [59].

Pentru protecția emisarilor, în special a apelor de suprafață, pre-tratamentul anaerob al apelor uzate din industria alimentară trebuie combinat cu post-tratament aerob.

Deoarece mulți efluenți proveniți de la industria alimentară, industria textilă, fabricarea hârtiei sunt des descărcați la temperaturi ridicate, sistemele de tratare anaerobă în condiții mezofile și, în mod deosebit, termofile, prezintă interes deoarece costurile cu energia, pentru creșterea temperaturii de operare în bioreactor nu este necesară și se obține o nouă sursă de energie nepoluantă, biogazul.

În concluzie, utilizarea treptei de tratare anaerobă cu adoptarea unor reactoare dispuse în serie, permite obținerea unui efluent a cărui caracteristici să respecte legislația în vigoare privind protecția mediului, producerea de noi surse de energie regenerabilă și a unui nămol cu bune calități pentru a putea fi utilizat ca fertilizant. De asemenea, procesul anaerob realizat în astfel de echipamente este mult mai bine controlat și condus înspre obținerea unor randamente maxime.

7.3 Propuneri și recomandări

Pentru alegerea tehnologiei de epurare trebuie luate în considerare atât criteriile socio-economice cât și de protecție a mediului. Deoarece concentrația de materie organică în efluentul provenit de la industria alimentară este semnificativă ar fi necesar un consum substanțial de energie pentru epurarea biologică aerobă.

Alt factor de care trebuie să se țină seama este cantitatea mare de nămol generat în epurarea biologică aerobă care, de asemenea, duce la creșterea costurilor. Deoarece sunt reduse costurile cu energia și cele legate de prelucrarea nămolurilor sunt preferate procesele anaerobe.

Apele uzate care conțin azot și fosfor organic sau anorganic reprezintă principala sursă de eutrofizare a apelor de suprafață. Din acest motiv, ele trebuie să fie eliminate împreună cu carbonul organic în timpul epurării apelor uzate. Acest lucru este realizabil doar prin tratare aerobă. Pentru protecția emisarilor, în special a apelor de suprafață, pretratatamentul anaerob al apelor uzate din industria alimentară trebuie combinat cu post – tratament aerob.

În urma cercetărilor efectuate am constatat că pentru apele uzate provenite de la industria alimentară, cea mai avantajoasă tehnologie de epurare este cea care utilizează tratarea biologică combinată anaerob-aerobă, iar un control mai bun al degradării anaerobe este asigurat când se folosesc reactoare conectate în serie în care sunt separate etapele acidogenă și metanogenă.

Concluzii

În acest sens, propun următoarea schemă de epurare a apelor uzate din industria alimentară și de valorificare a biogazului obținut.

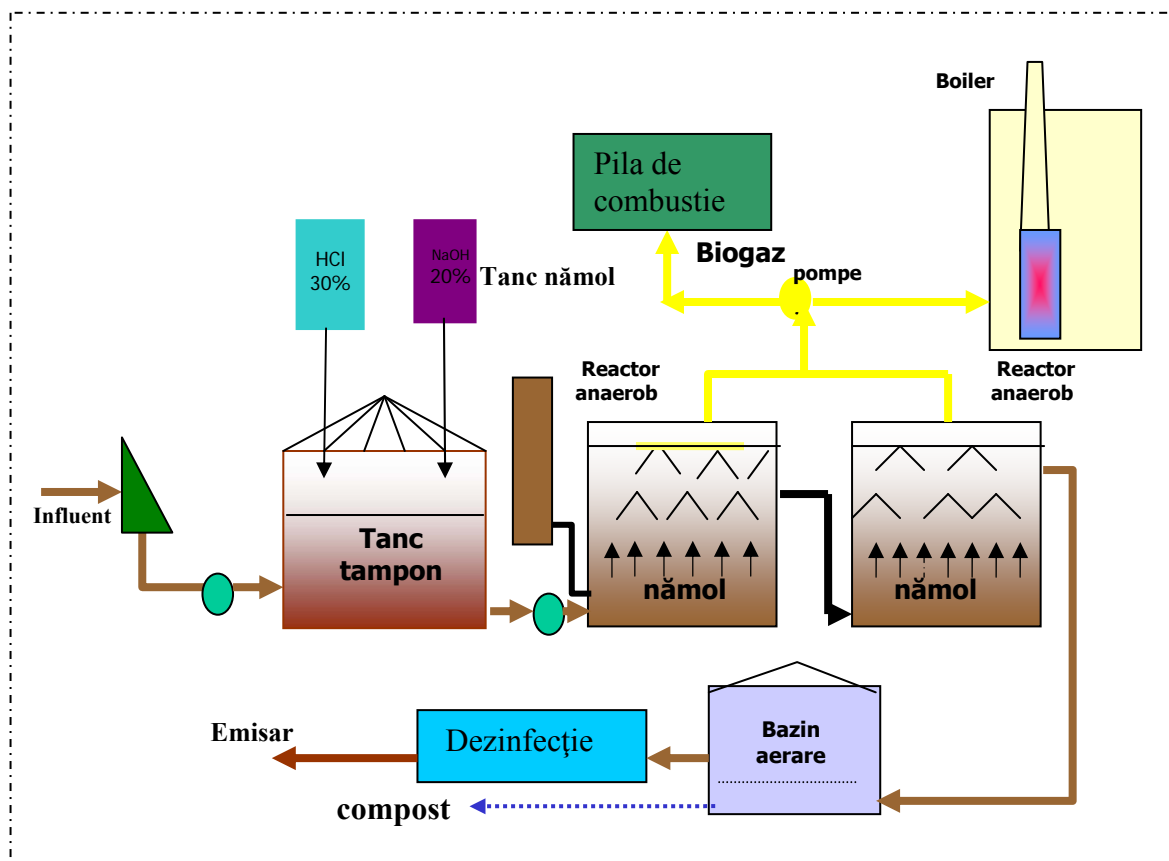


Figura 7.1 Schema de epurare a apelor uzate din industria alimentară

Criza energetică declanșată în lume a determinat orientarea înspre introducerea și pentru apele uzate provenite de pe vatra centrelor populate (cu temperaturi cuprinse între 25 – 35°C), a unor digestoare cu fermentare anaerobă.

Conținutul ridicat de materie organică biodegradabilă existentă în apele uzate menajere permit utilizarea posibilitatea introducerii digestoarelor anaerobe în fluxul tehnologic de epurare, astfel încât să permită obținerea unui efluent a căror parametri fizici, chimici, biologici să respecte cerințele actuale de protecție a emisarului și a mediului și o nouă sursă de energie nepoluantă, biogazul.

Apele uzate menajere conțin compuși organici, azot, fosfor, microorganisme patogene care provin îndeosebi din urină și fecale.

Concluzii

Conținutul de materie organică (%) și azot (%) existent în apele menajere/ persoană/ zi este prezentat în figura 7.2, respectiv, figura 7.3.

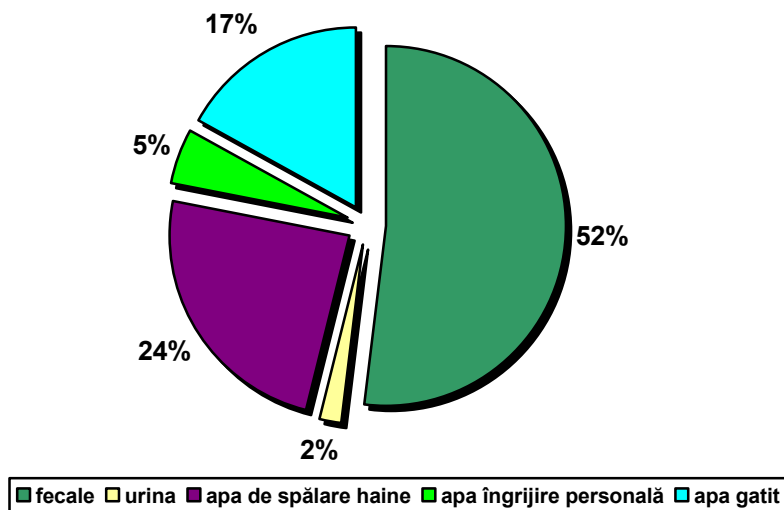


Figura 7.2 Conținutul de materie organică în apele menajere /persoană/ zi

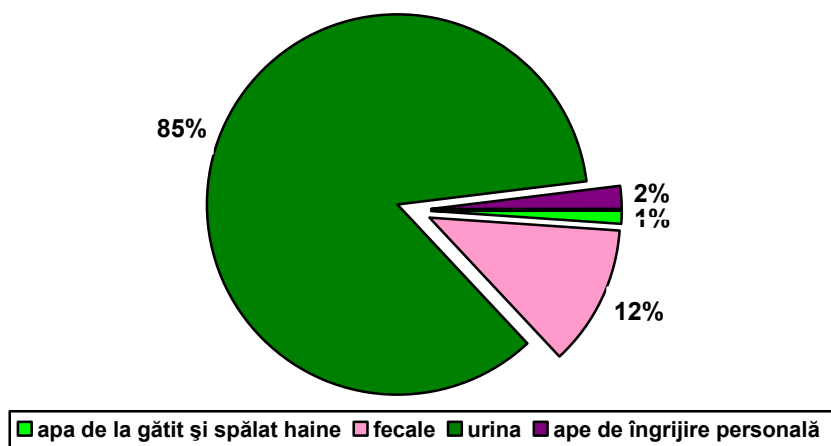


Figura 7.3 Conținutul de azot în apele menajere/ persoană/ zi

Apele reziduale menajere prelucrate anaerob vor fi trecute printr-o treaptă biologică avansată cu scopul de a se asigura parametri de calitate ceruți prin normele tehnice NTPA 001/2005. Această soluție este avantajoasă numai pentru apele uzate colectate în sistem separativ.

Concluzii

Având în vedere caracteristicile comune a apelor uzate menajere cu a unor ape reziduale provenite din industria alimentară propun următoarele scheme de epurare:

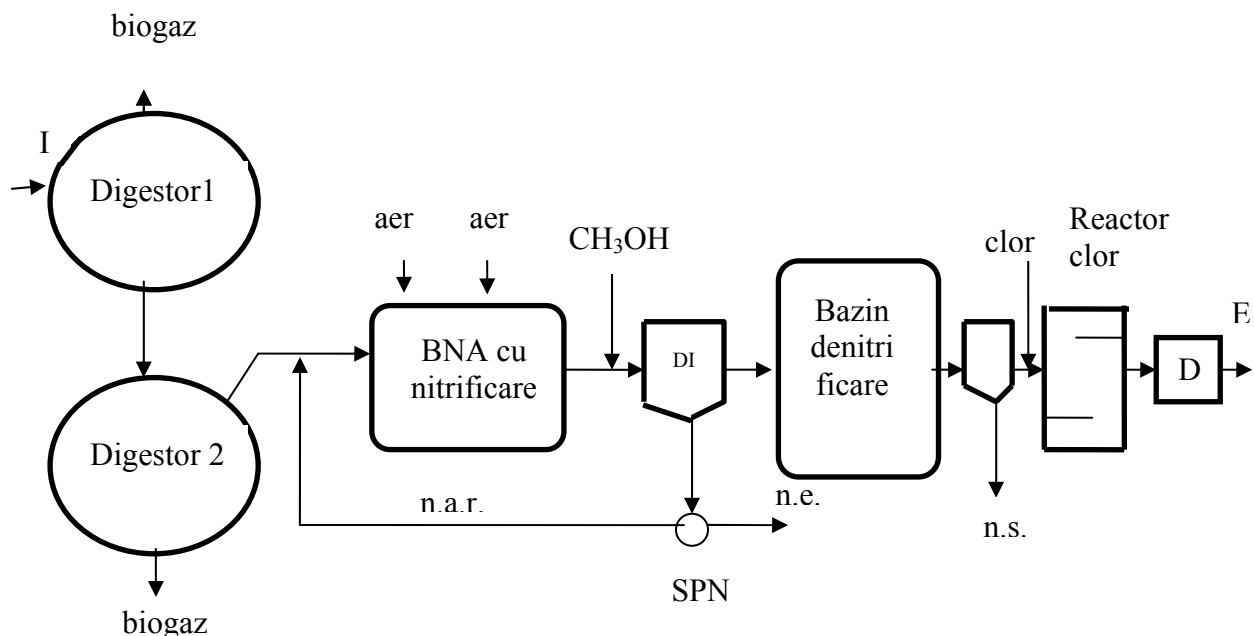


Figura 7.4 Schemă de epurare cu nitrificare în BNA și denitrificare

I - influent; E - efluent; DI - decantor intermediar; BNA cu nitrif. - bazin cu nămol activat cu nitrificare; D - punct de clorare; SPN - stație de pompare nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces; n.s. - nămol secundar

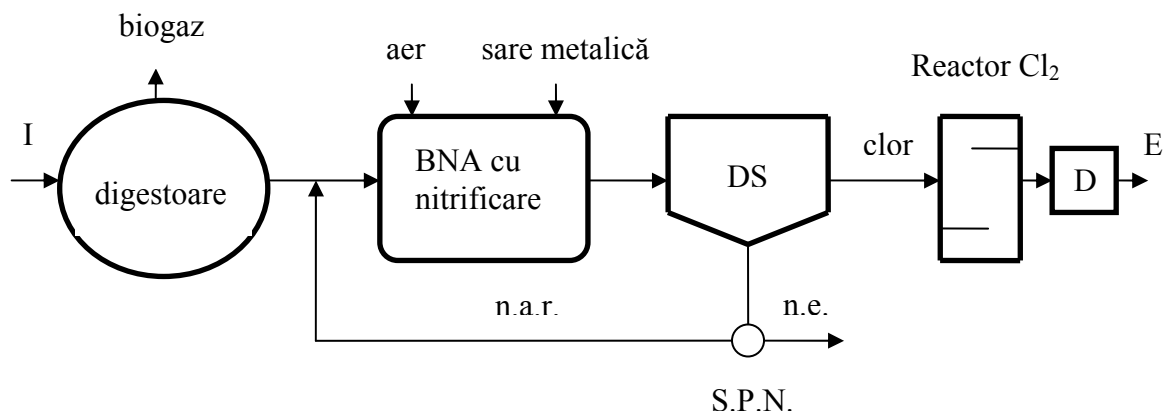


Figura 7.5 Schemă de epurare cu adaos de reactivi chimici pentru precipitarea fosforului

I - influent; E - efluent; DS - decantor secundar; D - punct de dezinfecție; BNA cu nitrif. - bazin cu nămol activat cu nitrificare; SPN - stație de pompare nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces

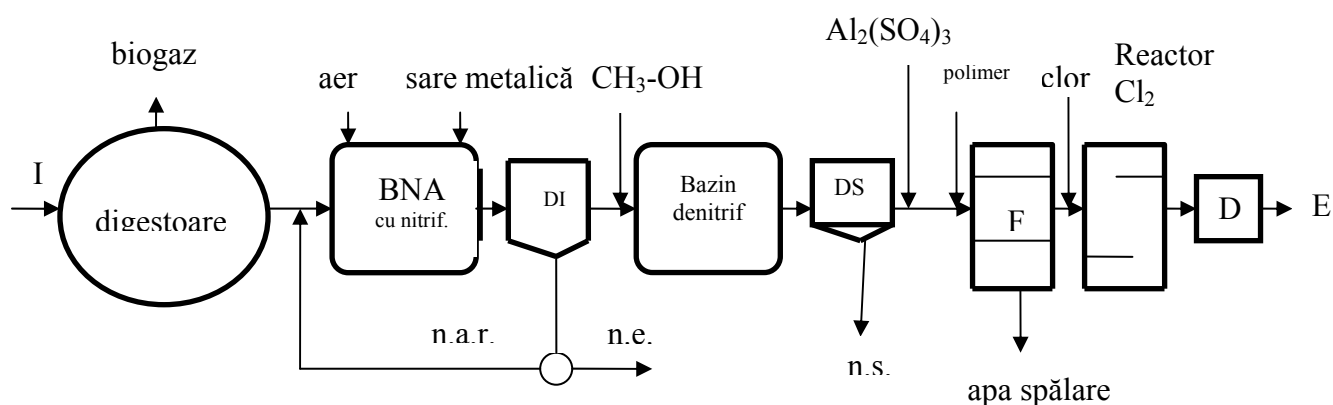


Figura 7.6 Schemă de epurare cu nitrificare și adaos de reactivi chimici în BNA pentru precipitarea fosforului și denitrificare folosind metanol

I-influent; E - efluent; DI-decantor intermediar; DS – decantor secundar; BNA cu nitrif - bazin cu nămol activat cu nitrificare; D - punct de clorare; SPN - stație de pompăre nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e.- nămol în exces; n.s. - nămol secundar

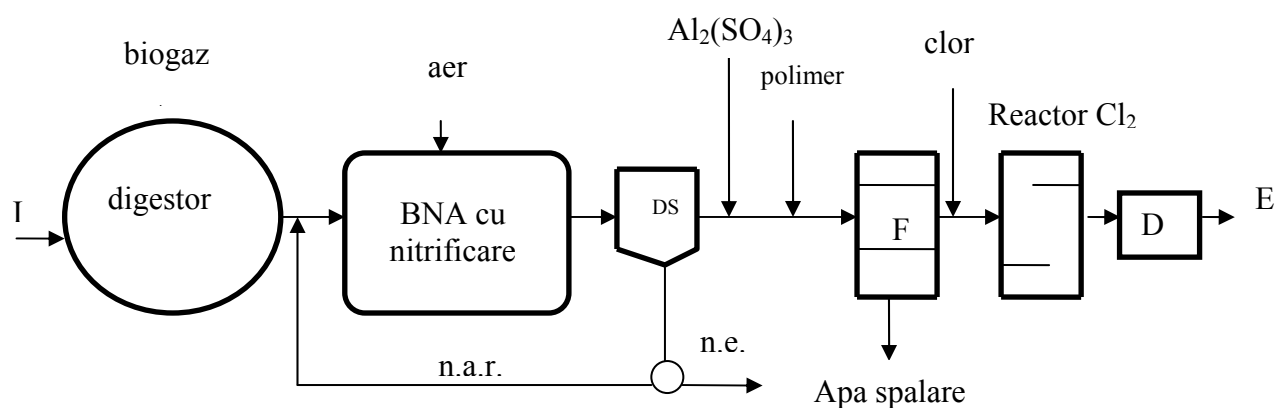


Figura 7.7 Schemă de epurare cu nămol activat și filtrare

I -influent; E - efluent; DS - decantor secundar; D - punct declorare; BNA - bazin cu nămol activat; SPN - stație de pompăre nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces; F-filtru

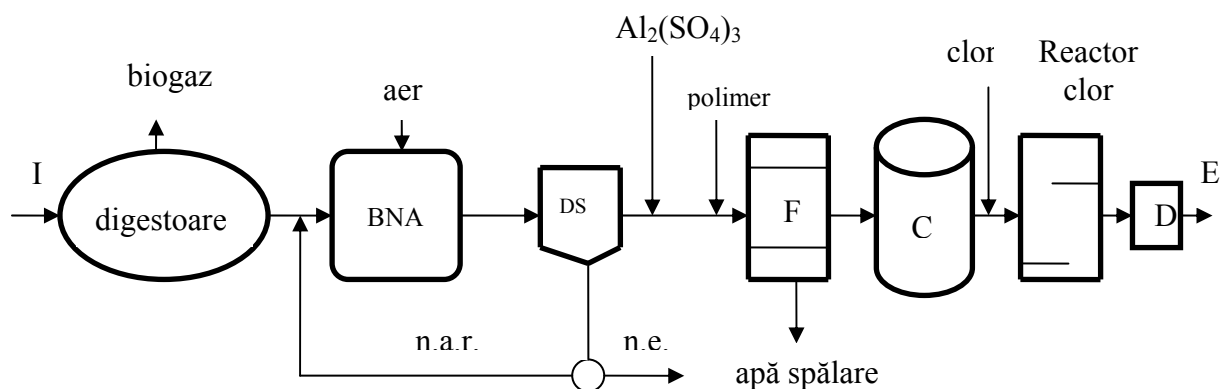


Figura 7.8 Schemă de epurare cu nămol activat, filtrare și cărbune activ

I -influent; E - efluent; DS — decantor secundar; D — punct declorare; BNA — bazin cu nămol activat; SPN - stație de pompare nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces

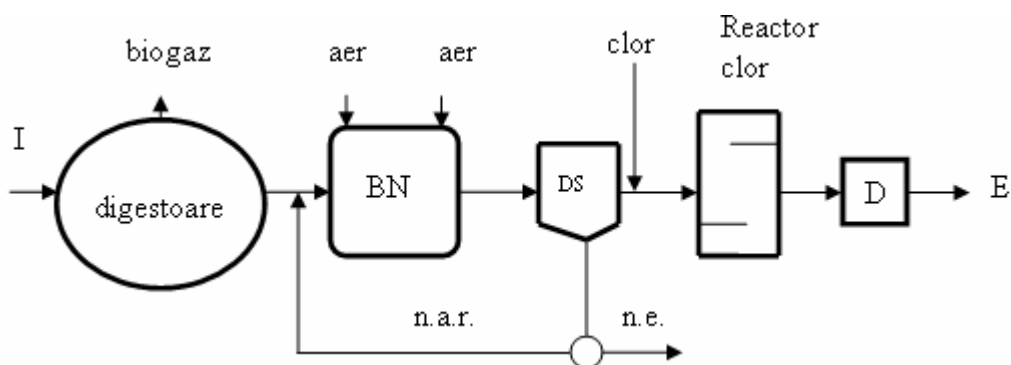


Figura 7.9 Schemă de epurare cu nitrificare în BNA (o singură treaptă)

I - influent; E - efluent; DS - decantor secundar; D - punct declorare; BNA cu nitrif. - bazin cu nămol activat cu nitrificare; SPN- stație de pompare nămol; n.a.r. - nămol activat recirculat; n.e. - nămol în exces

7.3.1 Valorificarea biogazului

Într-un context de extremă și continuă necesitate energetică și cu un crescut risc ambiental, tratamentul anaerob cu obținerea biogazului se dovedește a fi azi un sistem de mare interes, în măsură să ofere multiple avantaje.

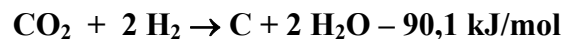
Biogazul generat în urma proceselor anaerobe, *bine controlate prin separarea etapelor acidogeneză-acetogeneză și a celei de metanogeneză* poate fi valorificat ca sursă de energie neconvențională fie termică, fie electrică sau ca sursă de carbon.

A. Conversia biogazului la carbon și apă

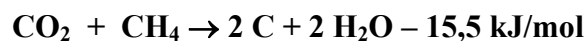
Pentru conversia biogazului obținut prin prelucrarea apelor uzate din industria alimentară, este nevoie de un sistem format din două părți, A și B.

Partea A reprezintă procesul de livrare a metanului și dioxidului de carbon, fiind procesul în care biogazul este generat prin digestie anaerobă. Partea B este procesul catalitic, care permite conversia biogazului în carbon solid și apă sau permite valorificarea lui în pile de combustie.

Conversia metanului și a dioxidului de carbon în carbon și apă se realizează conform următoarelor reacții:



Reacția globală:



În aceste reacții hidrogenul funcționează ca donor, hidrogenul produs reduce dioxidul de carbon și moleculele de metan sunt convertite în carbon.

Estimând, aceste reacții produc aproximativ 4 tone carbon solid și 6 tone apă pentru 10 tone de amestec gaz metan și dioxid de carbon.

Alături de metan, dioxidul de carbon provenit de la epurarea anaerobă a apelor uzate din industria alimentară poate fi convertit, astfel încât nu fie un factor de poluare.

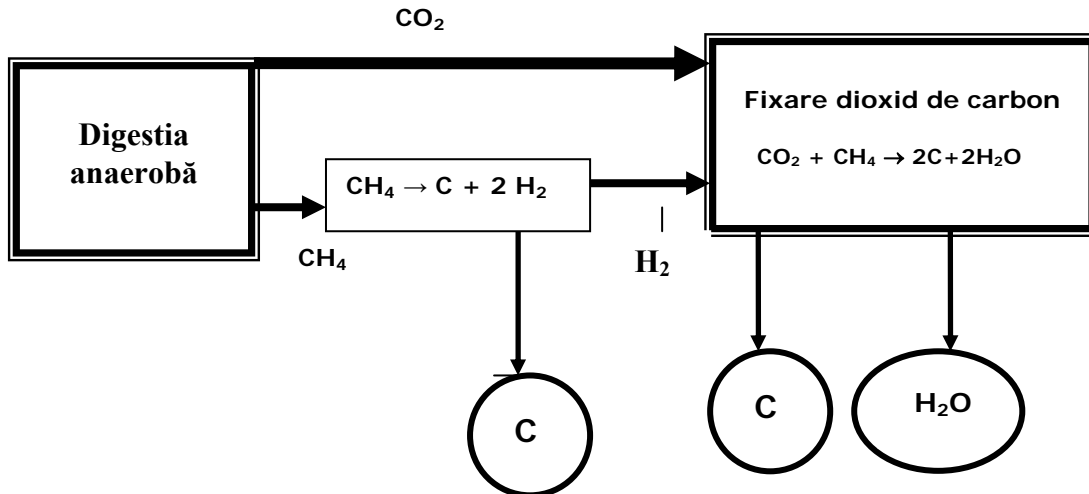


Figura 7.10 Instalația de prelucrare a biogazului provenit de la o fabrică de bere

Combinând procesul de epurare al efluenților proveniți din industria alimentară sau a apelor menajere colectate în sistem separativ, cu o pilă de combustie se produce energie, asigurând totodată și protecția mediului înconjurător (figura 7.11). Utilizarea biogazului în pile de combustie generează electricitate ca urmare a reacției electrochimice între hidrogen și oxigen, fiind un sistem eficient ce asigură protecția mediului [96].

Schema unei pile de combustie care utilizează biogazul ca sursă de energie este prezentată în figura următoare:

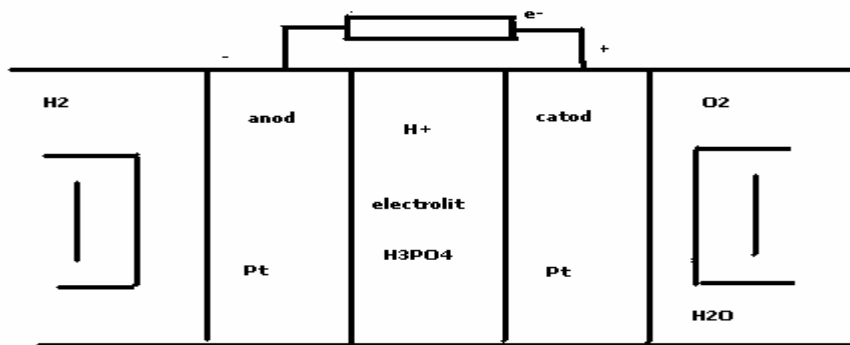


Figura 7.11 Schema unei pile de combustie [87]

7.3.2 Procesul anaerob, sursă potențială de biohidrogen

Din studiile teoretice și practice s-a constatat că prelucrarea apelor uzate cu încărcări medii și mari în instalații de epurare biologică anaerobă, asigură pe lângă un efluent cu bune calități și o sursă de energie neconvențională. Astfel în funcție de modul de conducere a tratamentului anaerob se poate obține fie biogaz, fie biohidrogen.

Hidrogenul apare și se dezvoltă în procesele anaerobe în faza acidă. Prin controlul dezvoltării fazei acide (adăugând, de exemplu, lapte de var) și favorizarea dezvoltării fazei metanogene, se obține biogaz.

Obținerea biohidrogenului prin tratarea anaerobă a apelor uzate constituie un domeniu momentan insuficient cunoscut, fiind o problemă a viitorului determinată în special de modul de separare a acestuia din compoziția gazelor formate în procesul anaerob [61], [136].

7.4 Estimarea unui calcul economic pentru instalațiile de digestie anaerobă utilizate la unități alimentare

Pentru instalațiile de digestie anaerobă se poate estima un calcul economic (tabelul 7.1), ținând cont că prin acest tip de tehnologie se produce biogaz, care poate fi valorificat ca sursă de energie neconvențională, asigurând astfel, o reducere a consumului energetic și îndepărtarea efectelor negative ale utilizării combustibililor convenționali asupra mediului înconjurător [67].

Tabelul 7.1 Producția de metan (m^3/zi) necesară pentru recuperarea investiției

| Capital total de cheltuit(\$) | Perioada de plată(ani)- producția de metan(m^3/zi) | | |
|--------------------------------------|--|------|------|
| | 2 | 4 | 6 |
| 300 000 | 2 330 | 1160 | 780 |
| 500 000 | 3880 | 1940 | 1290 |
| 800 000 | 6200 | 3100 | 2070 |
| 1 000 000 | 7760 | 3880 | 2590 |
| 2 000 000 | 15 520 | 7760 | 5170 |

Concluzii

Prin analizarea acestor valori se poate observa că la o investiție între 300 000 – 500 000 \$, producția de metan generată fiind de 1160 -1940 m³/zi, recuperarea investiției se poate realiza în 4 ani.

Această cantitate de metan se poate obține din ape uzate de la:

- o crescătorie cu 15 000 porci;
- abatoare care procesează echivalentul a 150 000 capete vite/an;
- instalații de procesare 10 milioane păsări/an;
- ape uzate de la fabrici de bere cu o încărcare organică mai mare 6000 kg CCO_{Cr}/zi.

În cazul unei investiții de 1 milion \$, utilizând un reactor anaerob de tip UASB este nevoie o producție de metan în jur de 3880 m³/zi raportată la o perioadă de 4 ani.

Cantitatea de biogaz în această situație poate fi asigurată de:

- ape uzate provenite de la crescătorii cu 47 000 porci;
- ape uzate provenite de la abatoare care procesează echivalentul a 450 000 capete de vite/ an;
- instalații de procesare 26 milioane păsări/an;
- ape uzate de la fabrici de bere cu o încărcare organică mai mare 15 000 kg CCO_{Cr} /zi [49].

BIBLIOGRAFIE

1. Alexei Atudorei, 1990 – *Procese de reducere a poluanților organici din apele uzate prin anaerobie*, Teza de doctorat, București
2. Alvarez, J.M., Macé, S. and Llabrés, P., 2000 - *Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives*, Bioresource Technol. 74:3-16
3. Anderson G., Donnelly, 1978 – *New Process of Waste Treatment and Recovery*, London, Ed. Horwood
4. Anderson, K.G., Kasapgil, B., Ince, O., 1994 - *Microbiological study of two-stage anaerobic digestion during start-up*, Water Research, V.28, N.11, P.2383-2392
5. Angelidaki, I., 1992 - *Anaerobic thermophilic process the effect of lipids and ammonia*, Ph.thesis Dept. of Biotechnology, Technical University of Denmark, Lyngby, DK
6. Angelidaki, I, Ahring B.K, 1992 – *Effect off free long-chain fatty acids on thermophilic anaerobic digestion*, Appl. Microbiol. Biotechnolog., 37, 802-812
7. Antoniu R., 1987 - *Epurarea apelor uzate industriale, vol. I*, Ed. Tehnică, București
8. Azeiteiro, C., Capela, I.F., Duarte, A.C., 2001 - *Dynamic model simulations as a tool for evaluating the stability of an anaerobic process*, Water SA, v. 27, n. 1, p. 109 -114

Bibliografie

9. Baader, W., Dohne, E., Brenndörfer, M., 1979 - *Biogas in theorie und Praxis*, KTBL- Schriften – Vertrieb im Landwirtschaftsverlag GmbH, Münster Hiltrup
10. Badea Gh., Pașca Daniela, 2006 – *Procesele de degradare anaerobă a reziduurilor și rolul lor în diminuarea poluării mediului*, A-41 – Conferință Națională de instalații ”Instalații pentru începutul mileniului trei”, Sinaia, România”
11. Badea Gh., Vitan E., Giurcă I., 2006 - *Poluarea mediului în contextul deciziilor în sectorul energiei*, A - 41 – Conferință Națională de instalații ”Instalații pentru începutul mileniului trei”, Sinaia, România”
12. Badea Gh., Mureșan D., Buică A., 2005 - *Considerații privind sistemele ecologice de epurare de tip Technology restore*, A- 40 – Conferință Națională de instalații ”Instalații pentru începutul mileniului trei”, Sinaia, România”
13. Baere, L.D., 2000 - *Anaerobic Digestion of solid waste: state-of-the-art.*, Water Science and Technology, 41(3): p. 283-290
14. Banks, C.J., Wang, Z., 1999 - *Development of a two phase anaerobic digester for the treatment of mixed abattoir waste*, Water Science and Technology, v.40, n.1, p.69-79
15. Bara, V., 1998 - *Igiena mediului înconjurător*, Editura Universității din Oradea
16. Bara, V., Oneț C, 2008 - *Ghid de igienă a unităților de industrie alimentară*, Editura Universității din Oradea, Oradea
17. Barana Ana Cláudia, Marney Pascoli Cereda, 2000 - *Cassava Wastewater (manipueira) treatment using a two-phase anaerobic biodigester*, Ciênc. Tecnol. Aliment. vol.20, no.2, Campinas
18. Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I. et al., 2001, - *The IWA Digestion Model No 1 (ADMI)*, In 9th World Congress on Anaerobic Digestion, Antwerpen, Belgium, Proceedings, Work-shop and Late Papers. Technologisch Institut
19. Beaton R., Maser Chr., 1999 - *Reuniting Economy and Ecology in Sustainable Development*, Lewis Publishers, Boca Raton, New York, London, Washington D.C.
20. Bjornsson, L., Murto, M. and Mattiasson, B., 2000 - *Evaluation of parameters for monitoring an anaerobic co-digestion process*, Appl. Microbiol. Biotechnol, 54, 844 – 849

Bibliografie

21. Blonskaja Viktoria and Tarmo Vaalu, 2006 - *Investigation of different schemes for anaerobic treatment of food industry wastes in Estonia*, Proc. Estonian Acad. Sci. Chem., 55, 1, 14 - 28
22. Boone, D.R. and Bryant., M. P., 1980 - *Propionate-degrading bacterium, Syntrophobacter wolinii sp. nov. gen. nov., from methanogenic ecosystems*, Appl. Environ. Microbiol. 40:626 - 632
23. Bojra, R., Martin, A. Banks, C.J., Alonso, V. and Chica, A. - 1995 - *A kinetic study of anaerobic digestion of olive mill wastewater at mesophilic and thermophilic temperatures*. *Environmental Pollution*, vol. 88, no. 1, p. 13-18.
24. Bruce, A.M., 1985 - *Stabilization of sewage sludges and liquid animal manures by mesophilic anaerobic digestion-an overview*. in *Processing and use of organic sludge and liquid agricultural wastes*, Rome, Italy
25. Bryant, M.P., Varel, V.H., Frobisch, R.A., Isaacson, H.R., 1976 - *Biological potential of thermophilic methanogenesis from cattle waste*, In: Schlegel, H.G., Barma, J. *Microbial energy conversion*
26. Bryant, M.P., 1979 - *Microbial methane production: theoretical aspects*, J. Anim. Sci.
27. Buchauer, K., 1997 - *Zur Kinetik der anaeroben Hydrolyse und Fermentation von Abwasser*, Österr. Wasser – und Abfallwirtsch, 49, 69-75
28. Buswell, A.M., 1957 - *Fundamentals of anaerobic treatment of organic wastes*, -*Sevage ind. Wastes*, 29
29. Cabirol, N., Fernandez, F.J., Mendoza, L. and Noyola, A., 2003 - *Acclimation of mesophilic anaerobic sludge to thermophilic conditions*, *Water Science and Technology*, vol. 48, no. 6, p. 81-86.
30. Cadett, IEA, and OECD, 2000 - *Co-digestion of Manure with Industrial and Household Waste*, Technical Brochure, No. 118
31. Caddett, J.N.T., 1999 - *Fuel Cell CHP using biogas from brewery Effluent*, Caddett Renewable Energy Newsletter, p. 14-16
32. Callender I.J, Barford J.P., 1983 – *Recent advances in anaerobic technology*, Proc. Biochem., 18, 24 – 30

Bibliografie

33. Camargo, E.F.M, Ratusznei, S.M.; Rodriguez, J.D.A., Zaiat, M.; Borzani, W. - *Treatment of low strength wastewater using immobilized biomass in a sequencing batch external loop reactor: influence of the medium superficial velocity on the stability and performance*, Brazilian Journal of Chemical Engineering, v. 19, n.3
34. Carawan, Roz E., 1996 - *Pollution Prevention Pays in Food processing, Reducing Water Use and Wastewater in Food Processing Plants, How One Company Cuts Costs* – Publication Number CD-35. From: North Carolina Cooperative Extension Service, Water Quality & Waste Management
35. Cecchi, F., Paven, P., Mata-Alvarez, J. M., A. Bassetti, and Cozzolini, C., 1991 - *Anaerobic digestion of municipal solid waste – thermophilic vs mesophilic performance at high solids*, Waste Manage. Res. 9 (4): 305-315.
36. Cecchi, F., Paven, P., Mata-Alvarez, J. M. and San., C., 1992 - *Comparison between thermophilic and mesophilic anaerobic digestion of sewage sludge coming from urban wastewater treatment plants*, Wat. Sci. Technol. 26 (9-11): 2409-2412
37. Chen, C.Y., Li, C.T. and Shieh, W.K., 1997 - *Anaerobic fluidized bed pretreatment of hog wastewater*, J. Env. Eng. Div., ASCE, 23(4), 389-394
38. Chen, S.J., Li, C.T. and Shieh, W.K., 1988 - *Anaerobic fluidized bed treatment of an industrial wastewater*, J. Water Poll. Contl. Fed., 60, 1826-1832
39. Chernicharo, C.A., 1997 – *Principios de tratamiento biologico de a de aguas residuaris: reactores anaerobios*, Belo Horizonte, Segrac, v.5, 245 p
40. Chiriac V., Ghederim V., Ionescu-Sisești V.L., Negulescu C.A.L., 1977 - *Epurarea apelor uzate și valorificarea rezidurilor din industria alimentară și zootehnice*, Ed. Tehnică, București
41. Christ, O., Faulstich, M., Wilderer, P., 2000 - *Mathematical modelling of the hydrolysis of anaerobic processes*, Wat. Sci. Technol. 41(3): 61–65
42. Chua, H. and Fung, J.P.C., 1996 - *Hydrodynamics in the packed bed of anaerobic fixed film reactor*, Water Science and Technology, 33(8): p. 1-6.
43. Cohen, A., Breure, A. M., van Andel, I. G. & van Deurse, A. 1980 - *Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose*, I. Maximum COD-turnover rate during continuous operation, Water Res., 14, 1439-1448

Bibliografie

44. Cooney, C., Wise, D., 1975 - *Thermophilic anaerobic digestion of solid waste for fuel gas production*, Biotechnol. Bioeng., 17
45. Choorit Wanna, Pornpan Wisarnwan, 2007 - *Effect of temperature on the anaerobic digestion of palm oil mill effluent*, Electronic Journal of Biotechnology, Vol. 10 No. 3, ISSN: 0717-3458, by Pontificia Universidad Católica de Valparaíso -- Chile
46. Constantinescu G., 1979 – *Contribuții la soluționarea sistemelor de epurare a apelor uzate cu cantități mari de substanțe organice*, Teza de doctorat, București
47. Converti, A., Borghi, D.M. and Ferraiolo, G., 1993 - *Influence of organic loading rate on the anaerobic treatment of high strength semisynthetic wastewater in a biological fluidized bed.*, Chem. Eng. J., 52, B21-B28.
48. Converti, A., Rezzani, L.G., Del Borghi, M., 1998 - *Kinetic study on methane fermentation of pre-hydrolyzed lignocellulosis*, Journal of Air & Waste Management Association, v. 48, p. 366-370
49. Dauthuille, P., 1992 - *Association de reacteurs a cultures fixées pour l'élimination de la pollution carbonée et azotée*, T.M.S.- L'eau, vol. 87(4)
50. Davis, M., and D. Cornwell. 1998 - *Introduction to Environmental Engineering.*, New York, N.Y. WCB/ McGraw-Hill
51. Deo, V.F., 2004 - *Análise numérica e econômica da produção de metano por biodigestão anaeróbia*, Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica, sub-área Energia) – Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de Taubaté, Taubaté
52. Dima M., 1981 - *Aspecte economice privind valorificarea energetică a reziduurilor organice*, Simpozionul Național SINCOTC, Iași
53. Dima M., Meglei V., Dima B., Badea C., 2002 - *Bazele epurării biologice ale apelor uzate*, ETP Tehnopress, Iași
54. Dima M., 1998 - *Epurarea apelor uzate urbane*, Editura Junimea, Iași
55. Driessen, W., Habets, L. Verejken, T., 1997 - *Novel anaerobic – aerobic process to meet strict effluent plant design requirements*, Ferment. Vol.10. No.4, August 1997, U.K., pp. 243 – 250

Bibliografie

56. Driessen W., Vereijken T., 2003 - *Recent developments in biological treatment of brewery effluent* – The Institute and Guild of Brewing Convention, Livingstone, Zambia
57. Driessen, W. and Yspeert, P., 1999 - *Anaerobic Treatment of Low, Medium and High Strength Effluent in the Agro-industry*, Water Science and Technology, 40(8): p. 221-228
58. Droste, R.L., 1997 - *Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment*, New York, N.Y.: John Wiley and Sons
59. Eckenfelder, W.W., 1970 - *Water Pollution Control*, New York
60. Eckenfelder, W. W., Cecil, L. K., 1972 - *Application of new concepts of physical – chemical wastewater treatment*, Editura Pergamon Press, Vanderbilt University, Nashville, Tennessee
61. Eroglu I., and al., 1999 - *Substrate consumption rate for hydrogen production by Rhodobacter sphaeroides in a column photobioreactor*. J. Biotechnol., 70
62. Evans, G., 2001 - *Anaerobic Digestion (AD)*, in *Biowaste and Biological Waste Treatment*, Evans G, Editor, James & James Science Publishers Ltd: London, UK. p. Chapter 6, 89-117
63. Eyben, D., Gerards, R., Vriens, L., 1995 - *Biological nitrogen and phosphorus removal from brewery wastewater*, Tech. Q. Master Brew. Assoc. Am., 32(3, 142-146)
64. Fatma Yasemin Cakir, 2001 - *Anaerobic Treatment of Low Strength Wastewater*, Civil & environmental Engineering, UCLA
65. Gallert C., Winter J., 2005 - *Bacterial Metabolism in Wastewater Treatment Systems*, Environmental biotechnology. Concepts and applications, Weinheim, ISBN: 3-527-30585-8
66. Galitsky Christina, Martin N. și Worell, E., 2001 - *Energy Efficiency Opportunities and Potential Cost Savings for United States Breweries*, Technical Quarterly, vol.38(4), 189-198
67. Ghangrekar M.M., Joshi, S.G., Asolkar, S.R., 2003 – *Performance and Cost Efficacy of Two – stage Anaerobic sewage Treatment*, Journal of Institution of Engineers, vol. 84

68. Ghederim Veturia, Gueron, I., 1979 - *Realizări și perspective în domeniul prelucrării nămolurilor prin fermentare anaerobă*, Simpozionul „Bazele biologice ale proceselor de epurare și protecție a mediului”, Oradea
69. Ghergheleş C., V. Ghergheleş, T. Romocea, **E. Pantea**, M.A. Roman I. Mirel, A. Iovi, "*Softeners Waste Heat Geothermal er Using Ion Exchange Resins, With The Objective Protection And Improvement Of The Environment*", INTERNATIONAL .B. - B.E.N.A WORKSHOP MANAGEMENT AND SUSTAINABLE PROTECTION OF ENVIRONMENT, ALBA IULIA, ROMANIA MAY 6 -7 th, 2009 - acceptat pt. publicare în Journal of Environmental Protection and Ecology (JEPE), revista care e indexata ISI. site: <http://www.uab.ro/workshop/bena/index.php?cale=fees>
70. Ghosh S., Klass D.L., 1978 - *Process Bioch.*, 13,15
71. Ghosh, S.; Klass, D.L., 1978 - *Two phase anaerobic digestion*, Process Biochem., v. 13, p. 15-25
72. Ghosh, S., Ombregt, J.P., Pipyn, P., 1985 – *Methane production from industrial waste by two-phase anaerobic digestion*, Water Research, v.19, n.9, p.1083-1088
73. Ghosh S., Pohland F., 1972 - Water Res., 6, 99
74. Ghosh S., Pohland F., 1974 - J.W.P.C.F., 46, 748
75. Gijzen, H. J., 1996 - *Anaerobic waste treatment - important step in rational re-use strategies of nutrients and energy*, In: IV Seminario- Taller Latino-Americano sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales, IV, Columbia
76. Giurconiu, M., Mirel. I., Carabeț, A., ș.a, 2002 – *Construcții și instalații hidroedilitare*, Editura de Vest, Timișoara
77. Grognet, G., 1989 - *Epurarea apelor uzate menajere*, Tribune de L'eau, nr. 38,
78. Guerrero, L., Omil, F., Mendez, R. and Lema, J.M., 1999 - *Anaerobic hydrolysis and acidogenesis of wastewaters from food industries with high content of organic solids and protein*, Water Res. 33 (15): 3281-3290
79. Gürüm, Y., Yenigun, O., 1999 - *Two-phase anaerobic treatment of cheese whey*, Water Science and Technology, v.40, n.1, p.289-295
80. Hamelers, H.V.M., 2002 - *Anaerobic versus aerobic treatment of solid waste: a matter of sustainability*, in Anaerobic digestion for sustainability in waste (water) treatment and re-use

Bibliografie

81. Hanging, Y. & Guowei, G., 1996 - *Biomethanation of brewery wastewater using an anaerobic up-flow blanket filter*, *Cleaner Prod.*, 3-4(4), 219-223.
82. Hayes, T.D., Jewell W.J., Fanfoni, K.J., Leuschner, A.P. and Sherman, D.F., 1979 - *Anaerobic digestion of cattle manure*, in *Anaerobic digestion*, D.A. Stafford, B.I. Wheatley and D.E. Hughes Editors
83. Henze, M., Harremoes, P., 1983 - *Anaerobic Treatment of wastewater in fixed bed film-reactors*, A literature review. *Wat. Sci. Technol.*, v. 15, p. 1-101
84. Henze, M., Harremoes, P., Jansen, J., Arvin, E., 1997 - *Wastewater treatment: Biological and chemical Processes*, 2nd edit., Heidelberg
85. Heyse, K.U., Hiller N., Beer R., 2000 - *Environmental Protection in the Brewery*, *MBAA Tech. Quart.*33(4), 246-254
86. Hill, D.T., 1983 - *Energy consumption relationships for mesophilic and thermophilic digestion of animal manure*, *Trans. ASAE* 26: 841-848.
87. Hiroto Sato, 2001 - *Fuel Cell Cogeneration System Using Biogas from Brewery Effluent*, *Technical Quaterly*, vol. 38, nr. 2, pag. 83-87
88. Hobson, P.N., Wheatley, A.D., 1993 – *Anaerobic digestion: modern theory and practice*, Elsevier Applied Science, 269 p.
89. Horan, N.J., 1989 - *Biological Wastewater treatment System theory and Operation*, John Wiley& Sons, Chichester
90. Hulshoff P., Lettinga G., 1986 - *New Technologies for Anaerobic Waste Water Treatment*, *Water Science and Tehnology*, 18
91. Hungate, R.E., 1984 - *Biochemistry and Microbiology of Anaerobic Digestion*, *Revista de Microbiologia*, Sao Paulo 15: 278-292
92. Hwu, C.S., van Lier, J. B. and Lettinga, G. 1998 - *Physicochemical and biological performance of expanded granular sludge bed reactors treating long-chain fatty acids*, *Process Biochem.* 33:75-81[[CrossRef](#)].
93. Imachi, H., Sekiguchi, Y., Kamagata, Y, Ohashi, A., and Harada, H., 2000 - *Cultivation and in situ detection of a thermophilic bacterium capable of oxidizing propionate in syntrophic association with hydrogenotrophic methanogens in a thermophilic methanogenic granular sludge*, *Appl. Environ. Microbiol.* 66:3608-3615.[[Abstract/Free Full Text](#)]
94. Ianculescu, O., Ionescu Gh., Racovițeanu Raluca, 2001 - *Epurarea apelor uzate*, Editura Matrix Rom, București

Bibliografie

95. IEA, 2001- *Biogas and More; Systems and Markets Overview of Anaerobic digestion*, International Energy Agency (IEA)
96. Ince, O., 1998 – *Performance of a two-phase anaerobic digestion system when treating dairy wastewater*, Water Research, v.32, p.2707 -2713
97. Ince, O., Anderson, K., Arayici, S., 2001– *Assesment of biogas use as an energy source from anaerobic digestion of Brewery Wastewater*, Water, Air and Soil pollution, 126; 239-251
98. Jeyaseelan, S., Matsuo, T., 1995 – *Effects of phase separation in anaerobic digestion on different substrates*, Water Science and Technology, v.54, p.203-216
99. Jurcoane, Ștefana, 2000 – *Biotehnologii - Fundamente. Bioreactoare. Enzime*, Editura Tehnică, București
100. Kalyuzhnyi, S.V., Danilovitch, D.A. & Kozhevnikov, A.H., 1991 - *Anaerobic biological wastewaters treatment*, Rep. Sci. Eng., Ser. Biotechnol., 29, 1-155
101. Kalyuzhnyi, S., Martinez, E.P. & Martinez, J.R., 1997 - *Anaerobic treatment of raw cheese whey wastewater in laboratory and pilot UASB reactors*, In Proc. 8th International Conf. on Anaerobic Digestion, Vol. 3.
102. Karena M. ș.a., 2003 - *Anaerobic Digestion of Organic Waste, Waste – To-Energy Research and Tehnology Council Meeting*, Columbia University
103. Kato, M.T., Field, J.A., Lettinga G., 1997- *Anaerobic tolerance to oxigen and the potentials of anaerobic and aerobic cocultures for wastewater treatment*, Brazilian J. Chem. Eng., vol.14, nr.4, Sao Paulo
104. Kim, M.Y., Ahn, and Speece, R.E., 2002 - *Comparative process stability and efficiency of anaerobic digestion: mesophilic vs. thermophilic*, Water Res. 36: 4369-4385
105. Kladitis G., Hadjivassilis I., 2002 - *Reabilitarea stațiilor de epurare ale apelor uzate industriale, Sinaia*
106. Klapwigk A., Jol C., Deuker J.W., 1990 – *The Application of an Upflow Reactor în the Denitrification Step of Biological Sewage Purification*, Wageningen, Olanda
107. Largus T., Shihwu Sung, 2001 - *Anaerobic Migrating Blanket Reactor Treatment of Low – Strength Wastewater at Low Temperatures*, Water Environment Research, vol. 73, Number 5

Bibliografie

108. Lens, P.N.L., Omil, F., Lema, J.M. & Hulshoff-Pol, L.W., 2000 - *Biological treatment of organic sulphate-rich wastewaters*, In Environmental Technologies to Treat Sulphur Pollution (Lens, P. & Hulshoff - Pol, L., eds). IWA Publishing Alliance, London, 467-789
109. Lepistö, R., and J. Rintala, 1999 - *Extreme thermophilic (70°C), VFA-fed UASB reactor, performance, temperature response, load potential and comparison with 35 and 55°C UASB reactors*, Water Res. 33:3162-3170
110. Lettinga, G. 1995 - *Anaerobic digestion and wastewater treatment systems*, Antonie Leeuwenhoek 67:3-28
111. Lettinga, G., Field, J., Lier, J., Zeeman, G. & Hulshoff, L. W., 1997 - *Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future*, Water Sci. Techn., 35(10), 5-12
112. Lettinga, G. and Haandel, A.C., 1993 - *Anaerobic digestion for energy production and environmental protection*, in Renewable energy; Sources for fuels and electricity, T.B. Johansson, et al., Editors Island press, London. p. 817-839.
113. Lettinga, G., Rebac, S., Parshina, S., Nozhevnikova, A., van Lier, J. B. and Stams, A. J. M., 1999 - *High-rate anaerobic treatment of wastewater at low temperatures*, Appl. Environ. Microbiol., 65:1696-1702
114. Lettinga, G., Van Velsen, A.F.M., Hobma S.W., de Zeeuw, W., Klapwijk A., 1980 – *Use of the Upflow Sludge Blanket (UASB), Reactor concept for biological wastewater treatment*, Biotechnology and Bioengineering 22, pp. 699 – 734.
115. Lexmond, M.J. and Zeeman, G., 1995 - *Potential of controlled anaerobic wastewater treatment in order to reduce the global emissions of the greenhouse gases methane and carbon dioxide*, University of Wageningen: Wageningen
116. Liang, Y., ş,a, 1993 - *Research on the characteristics of start-up and operation of treating brewery wastewater with an AFB reactor at ambient temperatures*, Wat. Sci. Tech., 28(7), 187-195
117. Lotta Leven, 2006 - *Anaerobic Digestion at Mesophilic and Thermophilic Temperature, doctoral thesis*, Swedish University of Agricultural Sciences, Upsala

Bibliografie

118. Lyberatosi. V, Skiadas, 1999_- *Modelling of anaerobic digestion – a review* - Global Nest: the Int. J. Vol 1, No 2, pp 63-76
119. Mackie, R. I., and M. P. Bryant, 1995 - *Anaerobic digestion of cattle waste at mesophilic and thermophilic temperatures*, Appl. Microbiol. Biotechnol. 43: 346-350
120. Maghiar T., 1995 - *Surse noi de energie*, Universitatea din Oradea, Oradea
121. Marchaim, U., 1992 - *Biogas processes for sustainable development*, Rome, Italy: Food and Agriculture Organization of the United Nations (FAO)
122. Martinez, J., Borzacconi, L., Mallo, M., Galisteo, M., Vinas, M., 1995 – *Treatment of slaughterhouse wastewater*, Water Science and Technology, v. 32, n.12, p.99-104
123. Masse, D.I., Masse, L., 2001- *The effect of temperature on slaughterhouse wastewater treatment in anaerobic sequencing batch reactors*, Bioresource Technology, v.76, p.91-98
124. McCarty, P.L., Mosey, F.E., 1991 - *Modelling of anaerobic digestion processes*, Water Science and Technology, v.24, p.17-33
125. Metcalf, Eddy, 2003 – *Wastewater Engineering: treatment and reuse*, McGraw Hill, New York, NY, USA, 1819 pp.
126. Metzner, G. and U. Temper. 1990. Operation and optimization of a full-scale fixed-bed reactor for anaerobic digestion of animal rendering wastewater. *Water Science and Technology* 22:373-384.
127. Minovscky J., Svatopluk C., 2002 - *Compararea tratării anaerobe și aerobe a apei uzate provenită de la industria alimentară*, Sinaia
128. Mirel I., Ionescu Gh., Nacu A., Mitrașcă M., 1999- *Consideration regarding the wastewater biological treatment*, Conferința Internațională, Debrecen
129. Mirel I., Creț Z., Mitrașcă M., Ghitea V., 2000 - *Separarea, neutralizarea și valorificarea deșeurilor din stațiile de epurare*, Buletinul științific Universitatea din Oradea
130. Mirel I., Stăniloiu C., Florescu C., 2001 - *Considerații privind tratarea și valorificarea nămolurilor rezultate de la stațiile de epurare orășenești*, Analele Academice Timișorene, Îmbunătățiri funciare între prezent și viitor

131. Mirel I., Ghergheleş, V., Popescu Daniela, **Pantea Emilia Valentina**, 2004 – *Installation to produce and utilize biogas in countryside – microCAD* International Scientific Conference, University of Miskolc, Hungary
132. Mirel I., **Pantea Emilia Valentina**, Romocea Tamara, 2005 – *The type of reactors which are used to clean the anaeroba and aeroba worn-out waters from the beer industry*, Conferința Internațională “Tehnologii pentru mileniul III”, Fascicula Construcții și Instalații Hidroedilitare, vol.VIII, pp.120-127, Editura Universității din Oradea
133. Mirel I., **Pantea Emilia Valentina**, Romocea Tamara, Mitrașca Mihaela, 2006 - *Methods of Efficient Reevaluation of Biogas Obtained by Anaerobe Treatment of Wastewater with a Minimum Impact on the Environment*, Conferința Internațională “Tehnologii pentru mileniul III”, Fascicula Construcții și Instalații Hidroedilitare, vol.VIII, pp. 30-34, Editura Universității din Oradea
134. Mirel, I., M.A. Mitrașcă, **E.V. Pantea**, D.M. Abrudan, 2006 - "*The geothermal water treatment for water and energy resources servation*", Proceedings of the 3rd International Conference on Environmental Engineering and Management, ICEEM/03, september 21-24, 2006, Iasi, Romania, Environmental Engineering and Management Journal, Vol.5, No.6, 1215 -22, p.p. 1245-1254, ISSN: 1582-9596, **indexata** **ISI**, site: <http://omicron.ch.tuiasi.ro/EEMJ/issues/vol5/vol5no6.htm>
135. Mirel I., **Pantea Emilia Valentina**, Romocea Tamara, Mitrașca Mihaela, 2007 - *Wastewater treatment technologies of beer industry of Romania*, HU-ISBN: 978-963-473-054-5, RO-ISBN: 978-973-759-298-9 Joint International Conference on Long-term Experiments, Agricultural Research and Natural Resources, HU-ISBN: 978-963-473-054-5, RO-ISBN: 978-973-759-298-9, pp 593-598, Debrecen-Nyirlugos
136. Mirel I., **Pantea Emilia Valentina**, Pop Ana, Gherman Daniel, 2007- *Considerații privind obtinerea biohidrogenului din apele uzate cu încărcări organice mari*, AGIIR, 3/2007, pag.25-30, ISSN 12247928

Bibliografie

137. Mirel I., **Pantea Emilia Valentina**, Romocea Tamara, 2008 - *Thermophilic anaerobic wastewater treatment*, Analele Universității din Oradea
138. Mirel I., **Pantea Emilia Valentina**, Romocea Tamara, Ghergheleş Carmen, 2009 - *Rolul temperaturii în procesele anaerobe*, Analele Universității din Oradea
139. Miron, Y., Zeeman, G., van Lier, J.B., Lettinga, G., 2000 - *The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems*, Water resources, 34(5): p.1705-1713
140. Molleta René, 2002 - *Technologies for the anaerobic digestion of industrial wastewater*, 3rd French – Japanese Symposium on Waste Management, 3rd to 5th – Angers, France
141. Monod, I., 1950 – *The technique of continuous culture, theory and applications*, Ann. Inst. Pasteur, Lille, 79, 390
142. Negulescu M. și colab., 1987 - *Epurarea apelor uzate industriale*, Editura Tehnică, București
143. Negulescu M. și colab., 1978 - *Epurarea apelor uzate orășenești*, Editura Tehnică, București
144. Negulescu, M., Secară, B., 1977 - *Exploatarea instalațiilor de epurare a apelor uzate*, Ed. Tehnică, București
145. Nimitan, E., ș.a., 1997 – *Ecologia microorganismelor*, Editura Cerami, Iași
146. Nogueira, L.A.H., 1992 – *Biodigestao a alternative energetica*, Sao Paulo: Nobel, 93 p.
147. Nunez, L.A., Martinez, B., 1999 - *Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in expanded granular sludge BED(EGSB) reactor*, Water Science and technology, v.40, n.8, p. 99-106
148. Odlare, M., 2005 - *Organic residues – are source favorable soil*, Department of microbiology, Swedish University of Agricultural Sciences, Uppsala
149. Ognean, T., Vaicum, L.M., 1987 - *Modelarea proceselor de epurare biologică*, Editura Academiei, R.S.R., București
150. Palmai A., 2000- *Aplicații ale tehnologiilor de tratare anaerobă pentru epurarea apei uzate industriale*, Hidrotech as Vinosady, Republica Slovaca

151. **Pantea Emilia Valentina**, Mirel I., Romocea Tamara, 2005 – *Sistemul de epurare anaerob – aerob, o alternativă eficientă pentru epurarea apelor uzate din industria berii/ The anaeroba-aeroba purge system, an efficient alternative for the purge of warn-aut waters from the beer industry*, Conferința Internațională “Tehnologii pentru mileniul III”, Fascicula Construcții și Instalatii Hidroedilitare, vol.VIII, pp.115-119, Editura Universității din Oradea
152. **Pantea Emilia Valentina**, Mirel I. 2007 – *Valorificarea potențialului organic a apelor uzate din industria alimentară cu obținere de biogaz – Joint International Conference on Long- term Experiments, Agricultural Research and Natural Resources*, Debrecen- Nyirlugos, Ungaria
153. **Pantea Emilia Valentina**, Mirel I., Romocea Tamara, 2007 – *Efectul încărcării hidraulice în procesele biologice anaerobe - The 4* international symposium "Natural resources and sustainable development"*, Analele Universității din Oradea, România
154. Pașca D., Drăgan – Bularda M., 2002 - *Bazele microbiologice de producere a biogazului*, Știința Modernă și Energie, Ediția XXI, Cluj-Napoca
155. Pavan, P., Battistoni, P., and Mata-Alvarez, J., 1999 - *Performance of thermophilic semi-dry anaerobic digestion process changing the feed biodegradability*. In *II Int. Symp. Anaerobic Dig. Solid Waste*, held in Barcelona, (eds. J. Mata- Alvarez, A. Tilche and F. Cecchi), vol. 1, pp. 57-64.
156. Pavlostathis, S.G., and Giraldo-Gomez, E., 1991 - *Kinetics of anaerobic treatment*, *Wat. Sci. Technol.* 24 (8): 35–59
157. Pescod, M.B. and Thanh, N.C, 1977 - *Treatment alternatives for wastewaters from the tapioca starch industry*, *Prog. Wat. Tech.*, **9**(3), 63-574
158. Pohland, F.G., Ghosh, S., 1971 – *Developments in anaerobic treatment process*, *Biotechnology and Bioengineering Symp.*, v.2, p.85-106
159. Popescu Daniela Cornelia, 2006 – *Contribuții la studiul proceselor de fermentare anaerobă în vederea obținerii de biogaz – teza de doctorat*, Timișoara
160. Popescu V., 1977 - *Progrese în epurarea, reutilizarea apelor și recuperarea reziduurilor din apă*, București
161. Pumnea C. și colab., 1992 - *Tehnologie industrială*, Vol. I, Ed. Didactică și Pedagogică, București

Bibliografie

162. Raizada, N., Sonakya, V., Lebunh, M., Wilderer, P.A., 2003– *Treatment of slaughterhouse waste in two stage anaerobic process in fixed and fluidised bed reactor*: International seminar on anaerobic of slaughter house waste, Narbone, France
163. Rebac, S., Ruskova, J., Gerbens, S., van Lier, J. B., Stams, A.J.M. and Lettinga, G., 1995 - *High rate anaerobic treatment of wastewater under psychrophilic conditions*. J. Ferment. Bioeng. 80:499-506
164. Richards, E.A., 1996 – *Bioenergy from anaerobically treated wastewater*, Brewers Digest.
165. Rittmann, B.E. and McCarty, P. L., 2001 - *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*, New York: McGraw-Hill
166. Romli, M., Keller, J., Lee, P.L., Greenfield, P.F., 1994 – *The influence of pH performance of a two-stage anaerobic treatment system: model prediction and validation.*, Water Science and Technology, v.30, n.8, p.35-44
167. Romocea T, Ghergheleş C., **Pantea E.V**, 2009 - *Experimental reserch regarding the determination of the encrusted or aggressive character of the geothermal waters in the north-western part of Romania*, INTERNATIONAL .B. - B.E.N.A WORKSHOP MANAGEMENT AND SUSTAINABLE PROTECTION OF ENVIRONMENT, ALBA IULIA, ROMANIA MAY 6 -7 th, - acceptat pt. publicare site: <http://www.uab.ro/workshop/bena/index.php?cale=fees>
168. Romocea T, **Pantea E.V**, Mitraşcă M. A., 2006 - *"Corrosion speed of the steels used in the outfits of geothermal water italization in Oradea, Beius and Sacuieni. Comparative Study "*, The 4* international symposium "Natural resources and sustainable development", Oradea, Analele Universităţii din Oradea, 2006, p.p. 183-190, ISSN 1224-6255. (cat.B),http://protmed.uoradea.ro/facultate/anale/protectia_mediului/2006
169. Roš, M., Zupančič, G.D., 2003 - *Thermophilic anaerobic digestion of waste activated sludge*, Acta Chim. Slov., 50
170. Sachs, J., Von, Meyer, U., Rys, P., Feitkenhauer, H., 2003 - *New approach to control the methanogenic reactor of two phase anaerobic digestion system*, Water Research, v.37, n.5, p.973 -982

Bibliografie

171. Saham, H., 1984 - *Anaerobic wastewater treatment*, Adv. Biochem. Eng. /Biotechnol. 29: 84-115
172. Samani, H.W.Y., Samani, Z., Hanson, A., Smith, G., 2002 - *Energy recovery from grass using two-phase anaerobic digestion*. Waste Management 22: 1-5
173. Sanders, W.T.M, Zeeman, G. and Lettinga, G., 2002 - *Hydrolysis kinetics of dissolved polymers*. Wat. Sci. Technol. 45 (10): 99–104
174. Sanders, W.T.M., Geerink, M., Zeeman, G. and Lettinga, G., 2000 - *Anaerobic hydrolysis kinetics of particulate substrates*, Wat. Sci. Technol. 41 (3): 17-24
175. Sanders, W., 2001 - *Anaerobic Hydrolysis during digestion of complex substrate*, PhD-thesis, Sub-department of Environmental Technology. Wageningen University and Research Center, Wageningen, The Netherlands
176. Sastry, C.A., Murahari Rao and Saroja, K., 1964 - *Studies on the treatment of sago mill wastewater*. Seminar on Environmental Pollution, Kerala, India
177. Sastry, C.A. and Mohan Rao, G.J., 1963 - *Anaerobic digestion of industrial wastes*, Indian J. Environ. Hlth., 5(3), 20-25
178. Sayed, S.K.Y., Campen, L., van Lettinga, G., 1987 - *Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a granular sludge UASB reactor*, Biological Waste, v.21, p.11-28
179. Schink, B., 1997 - *Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation*, Microbiol. Mol. Biol. Rev. 61: 262-280
180. Schnellen, P, 2006 - *Anaerob-aerob IC/CIRCOX – Anlage zur Vorbehandlung Brauereiabwasser*, Seminar der Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik – University of Hannover – Hannover, Germania
181. Schomaker, A.H.H.M., et al., 2000 - *Anaerobic Digestion of Agro- Industrial Wastes: Information networks; Technical Summary on Gas Treatment*, Haskoning en Novem: Nijmegen, The Netherlands
182. Seghezo, L., Zeeman, G., Lier, J.B., Hamelers, H.V.M., Lettinga, G., Review, 1998 - *The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors*, Bioresource technology, v. 65, p.175-190
183. Segneanu E., 2006 – *Modernizarea stațiilor de epurare*, teză de doctorat, Timișoara

Bibliografie

184. Seyfried, C.F. & Austermann - Haun, U., 1997 - *Full-scale experiences with the anaerobic pretreatment of industrial wastewater in Germany*, In Proc. 8th International Conf. on Anaerobic Digestion
185. Shieh, W.K. and Hsu, Y., 1996 - *Biomass loss from an anaerobic fluidized bed reactor*, Wat. Res., 30(5), 1253-1257
186. Siegrist, H., and Batstone, D., 2001 - *Free ammonia and pH inhibition of acetotrophic methanogenesis at mesophilic and thermophilic conditions*, In 9th World Congress: Anaerobic Digestion, Antwerp, Belgium, p. 395-400
187. Solera, R., Romero, L.I, Sales, D., 2002 - *The evolution of microorganisms in a thermophilic anaerobic reactor*, Latin American workshop and symposium on anaerobic digestion, VII, Merida, Mexico
188. Song, Young-Chae; Kwon, Sang-Jo and Woo, Jung-Hui, 2004 - *Mesophilic and thermophilic temperature co-phase anaerobic digestion compared with single-stage mesophilic-and thermophilic digestion of sewage sludge*, Water Research, vol. 38, no. 7, p. 1653-1662.
189. Souza, M. E., 1984 – *Factores que influenciaram a digestao anaerobia*, Revista DAE, v. 44, p. 88-94
190. Speece, R.E., 1996 - *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*, Archae Press, Nashville, TE, USA
191. Sreekrishnan, T.R., Ramachandran, K.B. and Ghosh, P., 1991 - *Effect of operating variables on biofilm formation and performance of an anaerobic fluidized bed reactor*, Biotech. Bioeng., 37, 557-566.
192. Stegmann R. and Heerenklage J. – *Using the anaerobic/aerobic treatment concept in the liquid phase*, Hamburg University of Technology, Institute of Waste Management, Hamburg, Germany
193. Stronach, S.M., Rudd T., and Lester, J.N., 1986 - *Anaerobic Digestion Process in Industrial Wastewater Treatment*, New York, N.Y.: Springer Heidelberg
194. Stronach, S.M., Rudd,T., Lester, J.N., 1987- *Start-up of anaerobic bioreactors on high strength industrial waste*, Biomass. V.13, p. 173-197
195. Switzenbaum, M.S., Giraldo-Gomez, E. and Hickey, R., 1990 - *Monitoring of the anaerobic methane fermentation process*, Enzyme Microb. Technol. 12: 722-730.

Bibliografie

196. Tamio Yoshida ș.a., 2003 – *Carbon Dioxide Fixation Technology from Brewery Processing Wastes*, MBAA TQ, Vol. 40, No.1, pp.39-43
197. Tekin, A.R. & Coskun Dalgiç, A., 2000 - *Biogas production from olive pomace*, Resour. Conserv. Recycl., 30, 301-313
198. Teodorescu I., Antoniu R., 1979 - *Evacuarea și epurarea apelor uzate din industria alimentară*, Ed.Tehnică, București
199. Tenn Sastry, C.A. and Mohan Rao, G.J., 1963 - *Anaerobic digestion of industrial wastes*, Indian J. Environ. Hlth., 5(3), 20-25
200. Tentscher, W.A.K., 1995 - *Biogas technology as a component of food processing systems*, Food Technology, p. 80-85
201. Tseng, S.K. and Lin, M.R., 1990 - *Treatment of monosodium glutamate fermentation wastewater with anaerobic biological fluidized bed process*, Wat. Sci. Tech., 22(9), 149-155
202. Uemura, S., and H. Harada, 1995 - *Inorganic composition and microbial characteristics of methanogenic granular sludge grown in a thermophilic upflow anaerobic sludge blanket reactor*, Appl. Microbiol. Biotechnol. 43:358-364
203. Uemura, S., and Harada, H., 1993 - *Microbial characteristics of methanogenic sludge consortia developed in thermophilic UASB reactors*, Appl. Microbiol. Biotechnol. 39:654-66
204. Van Haandel, A. C.; Lettinga, G., 1994 - *Tratamento anaeróbio de esgoto: um manual para regiões de clima quente*, v.1. Campina Grande: Universidade Federal da Paraíba
205. van Lier, J. B., Grolle, K.C.F., Frijters, C., Stams, A.J.M. and Lettinga, G., 1993 - *Effects of acetate, propionate, and butyrate on the thermophilic anaerobic degradation of propionate by methanogenic sludge and defined cultures*, Appl. Environ. Microbiol. 59:1003-1011
206. van Lier, J.B., 1996 - *Limitations of thermophilic anaerobic wastewater treatment and the consequences for process design*, Antonie Leeuwenhoek 69:1-4
207. van Lier, J.B., Rebac, S. and Lettinga, G., 1997 - *High-rate anaerobic wastewater treatment under psychrophilic and thermophilic conditions*, Water Sci. Tech. 35: 199-206

Bibliografie

208. Vavilin, V.A., Rytov, S.V. and Lokshina, L.Y., 1996 - *A description of the hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic matter*, Bioresource Technol. 56: 229–237
209. Vereijken, T.F.L.M, Swinkels, K.T.M. & Hack, P.J.F.M., 1986 - *Experience with the UASB – system on brewery*, Proceedings of the NVA-EWPCA Water treatment conference as part of the Aquatec, Amsterdam, pp.283-296
210. Vereijken, T, Driessen, W & Yspeert, Y., 1999 - *Determinants on composition and quantity of brewery wastewater and their effect on biological treatability*, 7th IOB Convention, Nairobi, Kenya, Wellinger, A. and Lindberg A., *Biogas upgrading and utilisation* conversion of organic waste
211. Wheatley, A.D., 1990 - *Anaerobic Digestion: A Waste Treatment Technology*. London, Elsevier, 234 p. ISBN 1-851-66526-9.
212. Wiegant, W.M., Claassen, J.A. and Lettinga, G., 1985 -*Thermophilic anaerobic digestion of high strength wastewaters*, Biotechnol. Bioeng. 27:1374-1381
213. Wiegant, W.M., and de Man, A.W.A., 1986 - *Granulation of biomass in thermophilic upflow anaerobic sludge blanket reactors treating acidified wastewaters*, Biotechnol. Bioeng. 28:718-72
214. Wilkie Ann C., 2005 - *Din Anaerobic Digestion: Biology and benefits*, publicat I Dairy Manure Management: Treatment, Handling and Community Relations, NRAES-176, p.63-72. Natural Resources, Agriculture, and Engineering Service, Cornell University, Ithaca, NY
215. Zeeman, G. and Lettinga, G., 1999 - *The role of anaerobic digestion of domestic sewage in closing the water and nutrient cycle at community level*, Water Science and Technology, 39(5): p. 187-194
216. Zeeman, G. and Sanders, W., 2001 - *Potential of anaerobic digestion of complex waste(water)*, Water Science and Technology, 44(8): p. 115-122.
217. Zupancic, G.D, and Ros, M., 2003 - *Heat and energy requirements in thermophilic anaerobic sludge digestion*, Renewable Energy. 28: 2255-2267.
218. Yspeert, Y., Vereijken, T., Vereijken, T., Vellinga, S., De Vegt A., 1993 - *The IC reactor anaerobic treatment of industrial wastewater*, Proceedings of the Food Industry Environmental Conference, Atlanta, U.S.A., pp.487 – 497

Bibliografie

219. ***** Anaerobic Digestion of Farm and Food Processing Residues: Good Practice Guidelines. British Biogen, Thornton Heath, Surrey, UK
220. ***** Environmental Guidelines for Breweries
221. ***** *Manualul inginerului de industrie alimentară*, Editura Tehnică, București, 1998
222. ***** Legea apelor nr.107/ 1996 completată și modificată
223. ***** Normativul NTPA 001/2005 – *Normativ privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanți a apelor uzate evacuate în resursele de apă*, Anexa 3 și Monitorul Oficial al României, nr. 187/20.03.2002
224. ***** Ordin 1146 din 10.12. 2002- Clasificarea apelor de suprafață
225. ***** *Bavaria Waste Water Treatment Plant*, Technical Paper, Olanda, 1990
226. ***** Documentație stația de epurare a fabricii de bere Interbriew – Blaj, România
227. ***** Documentație stația de epurare a complexului industrial Sudrigiu-Bihor, România
228. <http://www.britishbiogen.co.uk/gpg/adgpg.pdf>
229. Biothane, <http://www.biothane.com/anaerobic.html>. 2001
230. http://europa.eu.int/comm/energy_transport/atlas/htmlu/as.html
231. <http://www.vagron.nl/html/uk/procesvagron.htm>

ANEXE 1. LISTA TABELE

| | |
|--|----|
| Tabelul 1.1. Caracteristici ale apelor uzate..... | 5 |
| Tabelul 1.2. Limitele de evacuare a apelor uzate conform NTPA 001/2005..... | 8 |
| Tabelul 2.1. Caracteristici de calitate ale apelor uzate brute de la abatoare..... | 15 |
| Tabelul 2.2. Caracteristicile medii pentru diferite tipuri de apă provenite de la abatoare..... | 15 |
| Tabelul 2.3. Caracteristici de calitate ai apelor uzate de la diferite faze de fabricație a unui combinat de fabricare a conservelor de carne | 16 |
| Tabelul 2.4. Caracteristicile apelor uzate de la fabricarea conservelor de pește cu legume..... | 17 |
| Tabelul 2.5. Compoziția medie aproximativă a laptelui și a derivatelor lui..... | 17 |
| Tabelul 2.6. Indicatorii medii ai poluării pe categorii de unități de industrializare a laptelui | 18 |
| Tabelul 2.7. Compoziția apelor uzate formate din diferite operații de prelucrare a laptelui | 19 |
| Tabelul 2.8. Sursele și debitele specifice de ape uzate evacuate de la fabricarea conservelor de fructe | 20 |
| Tabelul 2.9. Caracteristicile apelor reziduale din industria conservelor de fructe și legume..... | 21 |
| Tabelul 2.10. Caracteristicile apelor uzate și debitele specifice ape evacuate de la fabricarea băuturilor răcoritoare..... | 22 |
| Tabelul 2.11. Caracteristicile apelor reziduale de la fabricarea amidonului..... | 23 |
| Tabelul 2.12. Caracteristicile apelor reziduale din industria spirtului și drojdiei..... | 25 |
| Tabelul 2.13. Caracteristicile apelor reziduale din industria zahărului..... | 25 |
| Tabelul 2.14. Producția mondială de bere-Top 10 producători..... | 27 |
| Tabelul 2.15. Caracteristici tipice efluenților din industria berii..... | 28 |
| Tabelul 2.16. Caracteristicile apelor uzate generate de fabricile de bere | 31 |
| Tabelul 2.17. Principalii parametri ai unor fabrici de bere din Munchen..... | 31 |
| Tabelul 2.18. Caracteristicile apelor uzate a unor fabrici de bere din SUA..... | 32 |
| Tabelul 3.1. Valorile limită corespunzătoare fiecărei clase de calitate a apelor de suprafață..... | 33 |
| Tabelul 3.2. Datele unor stații de epurare cu nămol activ din SUA care prelucrează apele uzate de la prelucrarea laptelui | 54 |
| Tabelul 3.3. Date privind tratarea chimică a apelor uzate de la fabricarea conservelor de fructe și legume..... | 55 |
| Tabelul 3.4. Performanțele obținute la epurarea cu aerotancuri a apelor reziduale de la fabricarea conservelor de fructe și legume | 57 |
| Tabelul 3.5. Principalele date tehnice caracteristice stației de epurare..... | 59 |
| Tabelul 3.6. Parametrii apei reziduale..... | 62 |
| Tabelul 3.7. Parametrii apei epurate | 63 |
| Tabelul 3.8. Avantajele și dezavantajele procesului de epurare aerobă a apei uzate..... | 64 |
| Tabelul 3.9. Avantajele și dezavantajele epurării apei uzate în condiții anaerobe..... | 65 |
| Tabelul 3.10. Comparatie între epurarea aerobă și cea anaerobă pentru o fabrică de bere din Cehia | 66 |
| Tabelul 3.11. Indicatorii producției de nămol în sistemele de epurare biologică a | |

| | |
|--|-----|
| efluentilor de la bere | 66 |
| Tabelul 3.12. Caracteristicile stației de epurare | 67 |
| Tabelul 3.13. Parametri specifici procesului de epurare..... | 69 |
| Tabelul 3.14. Debitul și caracteristicile apei reziduale..... | 71 |
| Tabelul 3.15. Rezultatele analizelor CCO_{Cr} în diferite trepte de tratare..... | 74 |
| Tabelul 3.16. Eficiențele (%) de reducere a CCO_{Cr} pe stația de epurare..... | 74 |
| Tabelul 3.17. Parametri procesului | 78 |
| Tabelul 3.19. Caracteristicile influentului și efluentului fabricii de bere..... | 94 |
| Tabelul 3.20. Parametri de proiectare a unor sisteme de epurare biologică anaerobă..... | 98 |
| Tabelul 3.21. Încărcarea organică a reactoarelor anaerobe..... | 98 |
| Tabelul 3.22. Tipuri de reactoare utilizate frecvent pentru tratamentul anaerob al apelor uzate din industria alimentară..... | 99 |
| Tabelul 4.1. Compoziția biogazului în funcție de tipul de substrat utilizat..... | 106 |
| Tabelul 4.2. Producția și compoziția gazului pentru diferite grupe de substanțe organice. | 107 |
| Tabelul 4.3. Cantitatea, compoziția și conținutul energetic al biogazului..... | 108 |
| Tabelul 4.4. Compararea diferitelor ecuații cinetice utilizate în simularea fazei hidrolitice în digestia anaerobă a substanțelor complexe..... | 111 |
| Tabelul 4.5. Reacții acetogenice..... | 113 |
| Tabelul 4.6. Principalele reacții metanogene..... | 116 |
| Tabelul 4.7. Reacții catalizate prin metanogeneză și schimbul energetic al acestora..... | 117 |
| Tabelul 4.8. Sumarul parametrilor cinetici ai fazei metanogene..... | 118 |
| Tabelul 4.9. Constante cinetice propuse de Pavlosthatis | 119 |
| Tabelul 4.10. Conținutul de acizi volatili, alcalinitatea, pH-ul..... | 125 |
| Tabelul 4.11. Temperatura optimă și maximă, parametrii cinetici de creștere pentru diferite culturi metanogenice acetoclasice..... | 126 |
| Tabelul 4.12. Beneficii ale sistemului termofil a apelor uzate..... | 131 |
| Tabelul 4.13. Preferința microorganismelor pentru digestia anaerobă și termofilă utilizând diferite tipuri de substrat..... | 132 |
| Tabelul 4.14. Limita de concentrație a unor inhibitori..... | 134 |
| Tabelul 4.15. Limitele concentrației de nutrienți necesare pentru dezvoltarea microorganismelor anaerobe..... | 135 |
| Tabelul 4.16. Reacțiile în care se consumă hidrogen în ecosisteme anaerobe..... | 140 |
| Tabelul 5.1. Caracteristicile ape uzate | 156 |
| Tabelul 5.2. Monitorizarea unor parametri la pornirea stației..... | 157 |
| Tabelul 5.3. Valorile medii a principalilor parametri urmăriți în cadrul stației de epurare în vasul de omogenizare..... | 168 |
| Tabelul 5.4. Valorile medii a principalilor parametri ai efluentului anaerob..... | 169 |
| Tabelul 5.5. Eficiența procesului anaerob..... | 170 |
| Tabelul 5.6. Valorile medii a principalilor parametri urmăriți în cadrul stației de epurare în bazinul de aerare..... | 172 |
| Tabelul 5.7. Valorile medii a principalilor parametri urmăriți la evacuarea apei în receptor..... | 173 |
| Tabelul 5.8. Eficiența de îndepărtare a principalilor poluanți monitorizați la evacuarea apei în receptor..... | 174 |
| Tabelul 6.1. Caracteristicile influentului | 192 |
| Tabelul 6.2. Caracteristicile efluentului reactorului 1..... | 194 |

| | |
|--|-----|
| Tabelul 6.3. Caracteristicile efluentului reactorului 2..... | 194 |
| Tabelul 6.4. Efectul temperaturii în digestia anaerobă..... | 198 |
| Tabelul 6.5. Tipuri de acizi identificați în domenii de lucru mezofil și termofil..... | 201 |
| Tabelul 6.6. Monitorizarea procesului desfășurat la temperaturi diferite de lucru(media aritmetică a valorilor obținute pe perioada monitorizării)..... | 202 |
| Tabelul 6.7. Parametri de operare și performanța procesului anaerob | 206 |
| Tabelul 6.8. CCO _{Cr} din efluent și rata de îndepărtare a acestora la temperatura 55°C..... | 207 |
| Tabelul 6.9. Rata de îndepărtare a CCO _{Cr} în funcție de rata de încărcare hidraulică a sistemului anaerob..... | 209 |
| Tabelul 7.1. Producția de metan (m ³ /zi) necesară pentru recuperarea investiției..... | 226 |

ANEXA 2. LISTA FIGURI

| | |
|---|-----|
| Figura 2.1. Schema procesului de fabricare a berii | 29 |
| Figura 3.1. Tehnologia Wuhrmann..... | 41 |
| Figura 3.2. Tehnologia Ludzack – Ettinger..... | 41 |
| Figura 3.3. Schemă de epurare cu nitrificare în BNA și denitrificare..... | 42 |
| Figura 3.4. Schemă de epurare cu adaos de reactivi chimici pentru precipitarea fosforului . | 42 |
| Figura 3.5. Schemă de epurare cu adaos de reactivi chimici în BNA pntu precipitarea fosforului și denitrificare folosind metanol | 43 |
| Figura 3.6. Schemă de epurare cu nămol activat și filtrare..... | 43 |
| Figura 3.7. Schemă de epurare cu nămol activat, filtrare și cărbune activ..... | 44 |
| Figura 3.8. Schemă de epurare cu nitrificare în BNA (o singură treaptă)..... | 44 |
| Figura 3.9. Schema stației de epurare a apelor uzate de la sacrificare păsări..... | 49 |
| Figura 3.10. Schema stației de epurare a apelor uzate de la sacrificare porcine..... | 50 |
| Figura 3.11. Schema stației de epurare a apelor uzate de la topitori de frăsime alimentară și tehnică..... | 50 |
| Figura 3.12. Schema stației de epurare a apelor uzate de la sacrificare rumegetoare..... | 51 |
| Figura 3.13. Schema pentru prelucrarea apelor uzate din industria laptelui..... | 53 |
| Figura 3.14. Schema pentru prelucrarea apelor uzate de la fabricarea conservelor..... | 56 |
| Figura 3.15. Schema procesului tehnologic de epurare a apelor reziduale de la fabrica de conserve..... | 58 |
| Figura 3.16. Schema procesului tehnologic de epurare a apelor uzate de la fabrici de margarină..... | 60 |
| Figura 3.17. Schema tehnologică de epurare a apelor uzate provenite de la o fabrică de băuturi răcoritoare..... | 63 |
| Figura 3.18. Fabrica de bere Bavaria – Olanda..... | 68 |
| Figura 3.19. Eficiențele de reducere a CCO_{Cr} (%) pe stația de epurare..... | 75 |
| Figura 3.20. Reactoare UASB..... | 81 |
| Figura 3.21. Bazine cu nămol activat..... | 83 |
| Figura 3.22. Decantoare secundare..... | 84 |
| Figura 3.23. Arzător biogaz..... | 85 |
| Figura 3.24. Reactor cu amestec complet..... | 87 |
| Figura 3.25. Reactor anaerob de contact..... | 87 |
| Figura 3.26. Schema procedurii anaerob de contact..... | 89 |
| Figura 3.27. Reactoare anaerobe..... | 90 |
| Figura 3.28. Reactor anaerob cu strat suspensional de nămol..... | 91 |
| Figura 3.29. Reactor EGSB..... | 93 |
| Figura 3.30. Reactor cu circulație internă, IC..... | 95 |
| Figura 3.31. Sistemele anaerobe de tratare al apei uzate din industria alimentară | 97 |
| Figura 3.32. Sistemele de tratare anaerobe în industria berii, în 2002-2007 | 97 |
| Figura 3.33. Stația de epurare a fabricii de bere Groenlo, Olanda..... | 99 |
| Figura 3.34. Stația de epurare a fabricii de bere Sebastien Artois, Franța..... | 100 |
| Figura 3.35. Tipuri de reactoare aerobe..... | 102 |
| Figura 3.36. Reactor aerob, CIRCOX..... | 103 |
| Figura 4.1. Compoziția biogazului..... | 109 |
| Figura 4.2. Conversia compușilor organici prin anaerobie și aerobie..... | 110 |
| Figura 4.3. Efectul temperaturii asupra cantităților relative de gaze și a duratelor de | |

| | |
|--|-----|
| fermentare..... | 128 |
| Figura 4.4. Efectul temperaturii asupra cantității și calității biogazului..... | 129 |
| Figura 4.5. Producția specifică de biogaz în funcție de temperatură..... | 129 |
| Figura 4.6. Variația producției de gaz în funcție de timpul de retenție hidraulic..... | 137 |
| Figura 4.7. Diagrama schematică a procesului de fermentare anaerobă..... | 141 |
| Figura 4.8. Fazele procesului de fermentare a maselor organice..... | 142 |
| Figura 4.9. Reprezentarea simplificată a modelului de culturi mixte..... | 143 |
| Figura 4.10. Schema fermentării metanice de contact..... | 154 |
| Figura 5.1. Eficiența de îndepărtare a principalilor parametri ai efluentului anaerob..... | 171 |
| Figura 5.2. Eficiența îndepărtării principalilor poluanți..... | 175 |
| Figura 5.3. Eficiențele de reducere a CCO(%) pe stația de epurare..... | 177 |
| Figura 5.4. Evoluția CCO _{cr} în efluentul de la epurarea anaerobă și în efluentul stației de epurare..... | 179 |
| Figura 5.5. Evoluția azotului total în vasul de omogenizare, după epurarea anaerobă și în efluentul stației de epurare..... | 180 |
| Figura 5.6. Evoluția conținutului în suspensii totale în vasul de omogenizare, după tratarea anaerobă și în efluentul stației de epurare..... | 181 |
| Figura 5.7. Evoluția conținutului în fosfor total în vasul de omogenizare, după tratarea anaerobă și în efluentul stației de epurare..... | 182 |
| Figura 5.8. Evoluția conținutului în CBO ₅ în vasul de omogenizare și în efluentul stației de epurare..... | 183 |
| Figura 5.9. Schema stației de epurare a apelor uzate provenite de la complexul industrial Sudriș-Bihor..... | 184 |
| Figura 6.1. Instalația de lucru..... | 186 |
| Figura 6.2. Materiale care asigură suportul dezvoltării biomasei..... | 187 |
| Figura 6.3. Colector gaz..... | 188 |
| Figura 6.4. Vedere frontală a echipamentului de lucru..... | 189 |
| Figura 6.5. pH-metru portabil..... | 192 |
| Figura 6.6. Evoluția CCO _{Cr} în digestia anaerobă..... | 194 |
| Figura 6.7. Evoluția alcalinității în cele două reactoare..... | 195 |
| Figura 6.8. Evoluția pH-ului în cele două reactoare..... | 195 |
| Figura 6.9. Instalația de digestie anaerobă..... | 197 |
| Figura 6.10. Evoluția concentrației acizilor grași volatili în funcție de temperatură..... | 199 |
| Figura 6.11. Evoluția pH-ului în funcție de temperatură..... | 199 |
| Figura 6.12. Evoluția alcalinității în funcție de temperatură..... | 200 |
| Figura 6.13. Cantitatea de biogaz obținută în funcție de temperatură..... | 201 |
| Figura 6.14. Evoluția ratei de îndepărtare a CCO _{Cr} în funcție de temperatură..... | 203 |
| Figura 6.15 Producția de biogaz obținută la diferite temperaturi de lucru..... | 204 |
| Figura 6.16. Evoluția CCO _{Cr} îndepărtat în funcție de timpul hidraulic adoptat..... | 206 |
| Figura 6.17. Cantitatea biogazului obținut în funcție de timpul hidraulic adoptat | 207 |
| Figura 6.18. Evoluția încărcării organice pentru timpi de retenție hidraulici diferiți..... | 208 |
| Figura 6.19. Evoluția încărcării organice în funcție de rata debitului de alimentare | 209 |
| Figura 6.20. Evoluția încărcării organice pentru timpi de retenție hidraulici diferiți..... | 210 |
| Figura 7.1. Schema de epurare a apelor uzate din industria alimentară..... | 219 |
| Figura 7.2. Conținutul de materie organică în apele menajere /persoană/ zi..... | 220 |

| | |
|--|-----|
| Figura 7.3. Conținutul de azot în apele menajere/ persoană/ zi..... | 220 |
| Figura 7.4. Schemă de epurare cu nitrificare în BNA și denitrificare | 221 |
| Figura 7.5. Schemă de epurare cu adaos de reactivi chimici pentru precipitarea fosforului..... | 221 |
| Figura 7.6. Schemă de epurare cu nitrificare și adaos de reactivi chimici în BNA..... | 222 |
| Figura 7.7. Schemă de epurare cu nămol activat și filtrare precipitarea fosforului și denitrificare folosind metanol..... | 222 |
| Figura 7.8. Schemă de epurare cu nămol activat, filtrare și cărbune active..... | 223 |
| Figura 7.9. Schemă de epurare cu nitrificare în BNA (o singură treaptă)..... | 224 |
| Figura 7.10. Instalația de prelucrare a biogazului provenit de la o fabrică de bere..... | 225 |
| Figura 7.11. Schema unei pile de combustie..... | 225 |

ANEXA 3: INSTALAȚIA DE DIGESTIE ANAEROBĂ DIN CADRUL LABORATORULUI FACULTĂȚII „HIDROTEHNICA” TIMIȘOARA

