

UNIVERSITATEA "POLITEHNICA" DIN TIMIȘOARA

FACULTATEA DE HIDROTEHNICĂ

SĂVESCU ELENA MELANIA

TEZĂ DE DOCTORAT

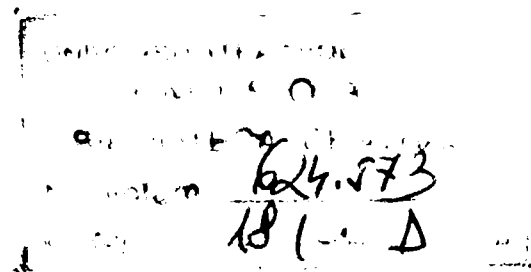
CONTRIBUȚII LA EPURAREA AVANSATĂ A APELOR
UZATE MENAJERE

BIBLIOTECA CENTRALĂ
UNIVERSITATEA "POLITEHNICA"
TIMIȘOARA

CONDUCATOR ȘTIINȚIFIC

Prof. dr. ing. ION MIREL

TIMIȘOARA
1999



Sincere mulțumiri domnului

Profesor dr. inginer ION MIREL

pentru sprijinul științific și moral acordat, pentru înalta competență cu care am fost permanent îndrumată pe parcursul cercetărilor și al elaborării tezei.

CUPRINS

	Pagina
Introducere	1
Cap.1 Considerații generale	2
1.1 Rolul apei	2
1.2 Apa în lume	3
1.3 Necesitatea protecției calității apelor	4
1.4 Necesitatea și oportunitatea studiului efectuat	5
Cap.2 Compoziția apelor uzate	6
2.1 Caracteristicile apelor uzate	7
2.1.1 Caracteristicile fizice	7
2.1.2 Caracteristicile chimice	9
2.1.3 Caracteristicile bacteriologice	13
2.1.4. Caracteristicile biologice	14
2.2 Norme de calitate	15
Cap.3 Tehnologii pentru prevenirea poluării apelor de scurgere	24
3.1 Epurarea mecanică	24
3.1.1 Sedimentarea	25
3.1.2 Flotarea	25
3.1.3 Decantarea primară	26

3.2 Epurarea biologică	28
3.3 Epurarea chimică	32
3.4 Epurarea terțiară	35
3.4.1 Metode fizice de epurare avansată	37
3.4.1.1 Microfiltrarea	37
3.4.1.2 Filtrarea prin mase granulare	38
3.4.2 Metode fizico-chimice de epurare avansată	38
3.4.2.1 Coagularea chimică	38
3.4.2.2 Adsorbția	40
3.4.3 Metode biologice de epurare avansată	41
3.4.3.1 Generalități	41
3.4.3.2 Descompunerea materiilor organice	42
3.4.3.3 Nitrificarea	42
3.4.3.4 Denitrificarea	43
3.4.3.5 Eliminarea fosforului	43
3.4.4 Procedee biologice pentru separarea substanțelor poluante din apele uzate	44
3.4.4.1 Striparea cu aer	44
3.4.4.2 Irigarea cu ape uzate	45
3.4.4.3 Iazuri de stabilizare	45
3.4.4.4 Bazine cu nămol activ și filtre biologice	46
3.4.5 Bazine de denitrificare	46
Cap.4 Filtrarea în tehnologia de epurare a apelor uzate	47
4.1 Considerații generale	47
4.2 Clasificarea instalațiilor de filtrare	48
4.3 Metode de filtrare și de regenerare	49

4.3.1 Metode de filtrare	49
4.3.2 Metode de regenerare	51
4.4 Mase filtrante pentru apele uzate	52
4.4.1 Generalități	52
4.4.2 Materiale filtrante	53
4.4.2.1 Structura materialelor filtrante	55
4.4.2.2 Densitatea materialelor filtrante	56
4.4.2.3 Mărimea granulelor și a porilor	57
4.4.2.4 Distribuția granulelor și mărimea porilor	60
4.4.2.5 Forma granulelor și a porilor	62
4.4.2.6 Structura suprafețelor și mărimea suprafețelor specifice	63
4.4.2.7 Volumul porilor	64
4.4.2.8 Rezistențele hidraulice	65
4.5 Mecanismele proceselor de filtrare rapidă	66
4.5.1 Mecanismul de transport	66
4.5.1.1 Difuzia	67
4.5.1.2 Fixația	69
4.5.1.3 Sedimentarea	69
4.5.1.4 Efectele hidrodinamice	70
4.5.2 Mecanismul de fixare	71
4.5.2.1 Fenomenul de sită	71
4.5.2.2 Absorbția	71
4.5.2.3 Intercepția	72
4.5.3 Mecanismul de detașare (desprindere)	73
4.5.4 Efectele combinate ale mecanismelor de filtrare	74
4.6 Ecuațiile generale ale mișcării fluidelor prin medii poroase	77
4.7 Distribuția curenților în filtrarea apelor uzate	79
4.7.1 Generalități	79

4.7.2 Modele de curenți pentru filtrarea clasică	80
4.7.2.1 Descrierea curenților de scurgere	80
4.7.2.2 Efectele stării de curgere	84
4.7.2.3 Modele de curenți pentru domeniul liniar	85
4.7.2.4 Modele de curenți pentru domeniul neliniar	88
4.7.3 Modele de curenți pentru filtrarea uscată	89
4.7.3.1 Descrierea curenților de scurgere	89
4.7.3.2 Modele de curgere fără aerare	89
4.7.3.3 Modele de curgere cu aerare	91
4.8 Ecuațiile generale ale filtrării rapide	94
4.9 Parametrii caracteristici procesului de limpezire prin filtrare	95
4.10 Modelele matematice ale filtrării umede	98
4.10.1 Modelele matematice Ives	98
4.10.2 Modelul matematic Mintz	101
4.10.3 Modelul matematic Lerk	102
4.10.4 Modelul matematic Mirel	103
4.11 Rezistențele hidraulice ale maselor filtrante	104
4.12 Modele matematice ale filtrării de contact	107
4.12.1 Aspecte de ordin general	107
4.12.2 Volumul și masa particulelor în suspensie	108
4.12.3 Modelul matematic Boller	111
4.12.3.1 Determinarea parametrului $\lambda_{A,i}$	114
4.12.3.2 Determinarea parametrului $\lambda_{B,i}$	117
4.12.3.3 Determinarea parametrului $\lambda_{S,i}$	118
4.12.4 Calculul pierderilor de sarcină	119

Cap.5 Cercetări experimentale	121
5.1 Instalația experimentală	121
5.2 Amplasarea în linia tehnologică de epurare a modulului experimental	124
5.3 Obiectivele urmărite	132
5.4 Metode de analiză și reactivi	132
5.4.1 Determinarea pH-ului	132
5.4.2 Determinarea CCO-Mn-ului	132
5.4.3 Determinarea CBO ₅ -ului	134
5.4.4 Determinarea turbidității	136
5.4.5 Determinarea amoniacului	137
5.4.6 Determinarea nitraților	138
5.4.7 Determinarea nitriților	138
5.4.8 Determinarea fosfaților	139
5.4.9 Determinarea NTGMA	139
5.4.10 Determinarea bacteriilor coliforme	139
5.5 Etalonarea modelului	143
5.6 Caracteristicile stratului filtrant	143
Cap. 6 Rezultate experimentale	146
6.1 Filtrare ascendentă	146
6.2 Filtrare descendentă	173
6.3 Determinarea coeficientului de rezistență al filtrului	186

6.4 Determinarea depunerilor specifice în mediu filtrant	189
6.5 Pierderea de sarcină în masa filtrantă a instalației experimentale	192
Cap. 7 Concluzii	194
Bibliografie	199
Anexe	220

INTRODUCERE

Apa este unul dintre factorii de mediu de cea mai mare importanță pentru omenire. "APA ESTE VIAȚA" .Fără apă viața este de neconceput,iar activitățile tehnice, sociale și economice nu se pot desfășura.

Cerința de apă este într-o continuă creștere și solicită tot mai multe resurse naturale.Aceste resurse pe lângă faptul că sunt limitate cantitativ se află și într-o continuă degradare calitativă datorită poluării cu ape uzate rezultate din activitățile umane.Evacuarea unor mari cantități de ape uzate în emisari obligă la aplicarea unor procedee eficiente și la folosirea unor tehnologii, echipamente și instalații adecvate, care să asigure depoluarea efluenților înainte de a fii deversati în apele de suprafață.

Una dintre problemele majore ale omenirii o constituie în prezent **poluarea**. Este evident că mediul natural se deteriorează încetul cu încetul și că sistemele ecologice nu se mai pot adapta factorilor antropici,autoreglarea ecosferei nemaifiind posibilă.

Modernizarea societății contemporane a impus creșteri importante a consumurilor de apă,a volumului de apă uzată,a numărului și complexității poluanților din aceste ape, care nu pot fii eliminați prin metode convenționale de epurare (epurare mecanică și biologică) și impune în viitor introducerea unei trepte de epurare avansată.Dacă se are în vedere debitul efluenților urbani și încărcarea cu cele mai diverse tipuri de substanțe și în concentrații diferite ,ajungem să fim conștienți cât de importantă este problema epurării apelor uzate.

Cunoștințele despre așa – zisa " industrie a apei ", sunt necesare nu numai celor care se ocupă cu cercetarea, proiectarea și exploatarea sistemelor de captare, tratare, distribuție și epurarea apei, ci și milioanei de consumatori, deci, un **PROGRAM PENTRU CONȘTIENTIZARE PUBLICĂ** .

În acest domeniu se încadrează și cercetările ce constituie obiectul prezentei lucrări.Studiile efectuate se referă la aplicarea filtrării ca procedeu de epurare avansată pentru efluentul Stației de epurare a municipiului Timișoara,înaintea deversării în emisar (râul Bega).Epurarea avansată reprezintă o alternativă pentru corectarea parametrilor de ordin calitativ al efluentului.Astfel apele uzate pot să devină o importantă resursă de alimentare cu apă pentru unitățile din industrie și agricultură.

Cap.1. CONSIDERAȚII GENERALE

1.1. Rolul apei

După cum se știe chiar din antichitate, factorii care stau la baza oricărei forme de activitate pe Pământ sunt : APA, AERUL, SOLUL și FOCUL (în accepția modernă – ENERGIA).În etapa actuală de dezvoltare economico – socială, caracterizată de dinamismul cerințelor, pe de o parte și caracterul limitat al resurselor naturale determinat și de poluarea continuă a acestora , pe de altă parte, face ca APA una din importantele resurse naturale să fie mai judicios gospodărită, pentru a preveni CRIZA DE APĂ, termen care apare frecvent în studiile de prognoză ale diferitelor organisme internaționale.

Adunarea Parlamentară a Consiliului Europei a adoptat, la cea de a 44 – a sesiune ordinară a sa, unele recomandări [218] legate de protecția și gestiunea resurselor de apă ale Europei.Dintre ideile cele mai importante ale acestui document se menționează

- folosirea inadecvată a apelor tratate, pierderile produse datorită comportării iraționale a unor categorii de consumatori, cât și a unor instalații necorespunzătoare care duc la o scădere considerabilă a capacităților de apă disponibile.
- regimul de curgere al apelor naturale este puternic influențat de activitățile umane, atât cantitativ cât și calitativ, prin evacuări de ape uzate, mai mult sau mai puțin epurate.

Conferința Națiunilor Unite privind Mediul și Dezvoltarea (UNCED), care a avut loc în Brazilia în 1992, a adoptat un Program de acțiune pentru secolul al XXI – lea, denumit “ Agenda XXI “, propunând acțiuni la nivel național, regional și global pentru protecția mediului și dezvoltarea durabilă a tuturor țărilor [208]. Capitolul 18 al acestui Program conține recomandări pentru protecția și folosirea rațională a apei.

În ultimii ani în multe state, cu deosebire în cele cu potențial economic ridicat, legislația în domeniul apelor a devenit tot mai severă; s-au înmulțit măsurile cu caracter economic și administrativ care urmăresc utilizarea rațională a resurselor de apă, recircularea și utilizarea repetată a apei cât și protecția calității apelor.Dezvoltarea intensivă a industriei constituie un pericol din ce în ce mai mare pentru calitatea apelor de suprafață și de adâncime.

1.2. Apa în lume

De milioane de ani , planeta noastră dispune de aceeași cantitate de apă, în timp ce de la an la an consumul crește în mai toate țările lumii.

Privit sub aspect global, volumul anual de apă utilizat pe cap de locuitor (valori medii), variază într-o gamă foarte largă, sugerând discrepanțe între țările dezvoltate și cele în curs de dezvoltare, după cum urmează :

- | | |
|----------------------------|-------------------------------|
| - Africa | 40 m ³ / loc.an |
| - Țările dezvoltate | 1.000 m ³ / loc.an |
| - Țările foarte dezvoltate | 2.500 m ³ / loc.an |

această valoare include și apa utilizată în industrie, agricultură, piscicultură, etc..

Cele mai importante măsuri și procedee de raționalizare, economisire și folosire intensivă a apei sunt [135]:

- modificarea și adaptarea procedeeilor tehnologice ale apei;
- recircularea internă a apei;
- sistematizarea rețelelor de distribuție a apei;
- reducerea pierderilor de apă și introducerea aparatelor de măsurare a debitelor;
- **valorificarea apelor uzate.**

Recent, Consiliul Europei a stabilit principiile de bază ale Cartei Europene a Apei, dintre care enumerăm :

- prin poluarea apei este afectată ființa umană, precum și alte organisme a căror existență depinde de apă;
- când se folosește recircularea apei uzate, trebuie să se țină seama ca aceasta să nu afecteze folosințele ulterioare;
- apa nu are frontiere, resursa comună necesită cooperare internațională.

O analiză a mecanismelor poluării, a efectelor și implicațiilor include o strictă interdependență între părțile componente ale mediului, acțiunea unuia antrenând implicit influențe asupra celorlalți (cu efect local sau la distanță).

Calitatea apei este actualmente principala sa dimensiune.În domeniul protecției calității apelor ,cunoașterea permanentă a stadiului actual și a tendințelor de evoluție a calității resurselor de apă este indispensabilă pentru adoptarea unor decizii fundamentale.

1.3. Necesitatea protecției calității apelor

Calitatea este principala dimensiune a apei. Protecția calității apei a apărut ca o necesitate a dezvoltării economico – sociale din ultimii zeci de ani, datorită dificultăților apărute în îndepărtarea reziduurilor atât solide cât și lichide [204].

Dezvoltarea cunoștințelor și creșterea exigenței în domeniul igienei au scos în evidență pericolul impurificării apelor pentru sănătatea publică. Pentru prevenirea pericolelor de ordin sanitar, datorită evacuării în râuri a apelor uzate s-au construit instalații de epurare cu scopul de a reține sau a elimina o parte cât mai importantă a poluanților înainte de evacuarea apelor uzate în cursurile naturale de apă.

Dezvoltarea accelerată a industriei a mărit cantitățile de ape uzate, evacuate, cât și tipurile de substanțe impurificatoare. Acestea sunt din ce în ce mai greu de îndepărtat prin procedeele clasice de epurare și a rezultat necesitatea introducerii unei a treia trepte de epurare, care constituie treapta de epurare avansată.

În general, specialiștii în domeniu disting două căi de pătrundere a unor ape impurificate în apele de suprafață :

- evacuări concentrate ale unor localități, industrii, ferme zootehnice, etc.
- evacuări difuze distribuite neuniform de-a lungul cursurilor de apă sau a lacurilor, datorită șiroirii unor ape care antrenează resturi de pesticide, substanțe fertilizante, etc.

Apele uzate evacuate în apele de suprafață au un potențial impurificator de natură chimică, biologică și bacteriologică; în consecință, substanțele poluante din apele uzate trebuie îndepărtate înainte de evacuare, pentru a nu deteriora calitatea apelor de suprafață. Țările avansate au făcut un considerabil efort pentru revenirea la calitatea inițială a unor fluvii cum ar fi : Rinul, Tamisa, etc [231].

Legea Apelor din țara noastră [212] prevede că poluarea apelor este interzisă prin lege ;nici o nouă capacitate utilizatoare de apă nu poate fi pusă în funcțiune fără existența în paralel a unei capacități corespunzătoare de epurare a apelor uzate.

În ultimii ani, s-a impus tot mai mult ideea că apa nu este un dar al naturii, fără preț. În zilele noastre, apa curată se obține cu eforturi considerabile de investiții (acumulări, conducte de transport și distribuție, etc.) și costuri de exploatare (energie, reactivi chimici, personal, etc.)

1.4. Necesitatea și oportunitatea studiului efectuat

Epurarea avansată reprezintă o alternativă pentru corectarea parametrilor de ordin calitativ de la epurarea apelor uzate, prin utilizarea tehnologiilor clasice sau a celor moderne.[159]. Creșterea debitului de poluanți în anumite zone intens poluate și puternic industrializate, precum și a complexității substanțelor chimice evacuate care nu sunt afectate de epurarea convențională, au condus la situația că gradul de epurare realizat să fie insuficient, impunându-se aplicarea altor procedee de epurare în paralel cu procedeele clasice.

În tehnologia de epurare a apelor uzate filtrarea reprezintă treapta prin care se realizează desăvârșirea proceselor de corectare a unor indicatori de calitate [8], [122], .

Prin filtrare se pot reține suspensiile organice și anorganice, o parte din bacteriile patogene și nepatogene și se reduce în mai mare sau mai mică măsură azotul și fosforul. De obicei filtrarea se folosește ca procedeu de epurare terțiar cuplat cu o dezinfecție a apei uzate.

Astfel în Italia, la Caserta și Salerno, în fluxul tehnologic al epurării apelor uzate, după treapta de epurare mecanică și epurare biologică cu nămol activ, apa uzată, înainte să fie deversată în emisar, este filtrată în instalații de filtre echipate cu nisip și apoi dezinfectată cu raze ultraviolete.

Programul experimental conceput pentru pilotul din Stația de epurare a Municipiului Timișoara a urmărit efectele și eficiențele obținute la filtrarea simplă ascendentă și descendentă.

Prin filtrele rapide de nisip [124, [148] sunt reținute în cea mai mare parte impuritățile în suspensie și într-o oarecare măsură materiile organice și minerale, compuși chimici care suferă unele modificări în procesul filtrării, microorganismele și bacterii. Cercetările procesului de filtrare au scos în evidență modificările de ordin calitativ care au loc la trecerea unei ape încărcate printr-un mediu filtrant (nisip cuarțos) de diferite granulometrii și de grosime dată (1m).

Filtrarea rapidă fiind un proces deosebit de complex s-a căutat ca pe baza rezultatelor obținute sau a celor din literatura de specialitate, să se definească domeniile caracteristice ciclurilor de filtrare. Rezultatele cercetărilor experimentale pot servi la stabilirea criteriilor tehnice de proiectare, construcție și exploatare a filtrelor uzinale, în contextul îmbunătățirii calității efluentului stației de epurare.

Cap.2. COMPOZIȚIA APELOR UZATE

Compoziția apelor uzate determină în mare măsură atât dimensiunile stațiilor de epurare, cât și calitatea apelor de suprafață (emisarilor), în care se deversează apele uzate epurate [33], [45], [111].

Apele uzate orășenești constituie un amestec între apele uzate menajere și apele uzate industriale [134].

Pentru stabilirea compoziției apei uzate, se determină prin analize de laborator caracteristicile fizice, chimice, biologice și bacteriologice [214], [215]. Analizele au drept scop :

- ◆ să furnizeze informații asupra gradului de murdărire a apelor uzate și asupra condițiilor în care trebuie tratate acestea;
- ◆ să stabilească eficiența stațiilor de epurare și condițiile în care se produce autoepurarea;
- ◆ să determine influența pe care o va avea deversarea apelor uzate în emisar.

Analizele se pot grupa în 5 mari categorii :

a). care stabilesc cantitatea și starea materiilor conținute în ape, precum și aspectul acestora :

- ⇨ materii solide totale,
- ⇨ materii solide separabile prin decantare,
- ⇨ culoare,
- ⇨ turbiditate;

b). care definesc cantitatea, starea și condițiile în care se găsesc materiile organice :

- ⇨ materii solide în suspensie separabile prin decantare,
- ⇨ materii solide organice dizolvate,
- ⇨ consumul biochimic de oxigen,
- ⇨ consumul chimic de oxigen,
- ⇨ azot total;

c). care stabilesc prezența materiilor specifice apelor uzate :

- ↪ pH-ul,
- ↪ azotul sub toate formele sale,
- ↪ oxigenul,
- ↪ grăsimile,
- ↪ clorurile,
- ↪ sulfații, etc.;

d). care indică procesul de descompunere :

- ↪ oxigen,
- ↪ consumul biochimic de oxigen (CBO_5),
- ↪ azot total,
- ↪ hidrogen sulfurat (H_2S),
- ↪ miros și temperatură;

e). care indică bio – degradabilitatea apelor uzate :

- ↪ consum biochimic de oxigen (CBO_5),
- ↪ consum chimic de oxigen (CCO).

2.1. Caracteristicile apelor uzate

Pentru apele uzate se deosebesc 4 mari categorii de caracteristici: fizice , chimice, biologice și bacteriologice.

2.1.1. Caracteristicile fizice

Caracteristicile fizice ale apelor uzate sunt: turbiditatea, culoarea, mirosul, temperatura și vâscozitatea. Aceste caracteristici influențează în mare măsură procesele de epurare îndeosebi temperatura, de care depinde mersul proceselor biologice.

a) Turbiditatea indică numai în mod grosier conținutul de materii în suspensie, deoarece nu există o proporționalitate nemijlocită între turbiditate și conținutul în

suspensii. Turbiditatea apelor uzate orășenești neîncărcate puternic cu ape uzate industriale, poate varia între 400 și 500⁰SiO₂. Turbiditatea se exprimă în grade în scara silicei. Nu este o determinare curentă a apelor uzate.

b) Culoarea apelor uzate proaspete este gri deschis; apele uzate în care fermentarea materiilor organice a început, au culoarea gri închisă. Apele uzate care au culori diferite de cele de mai sus indică pătrunderea în rețea a unor cantități importante de ape uzate industriale, care pot da culori diferite apei, în conformitate cu proveniența și natura impurificărilor (de exemplu, ape de culoare galbenă conțin clor, apele verzi provin de la fabricile de conserve, etc.).

c) Mirosul: apele uzate proaspete au un miros specific, aproape insensibil. Mirosul de ouă clocite – datorită H₂S – sau alte mirosuri, indică o apă uzată în care materia organică a intrat în descompunere, sau existența unor substanțe chimice aduse de apele uzate industriale.

d) Temperatura Temperatura influențează cele mai multe reacții chimice și biologice care se produc în apele uzate și de suprafață și chiar procesul de sedimentare al acestora. Temperatura apelor uzate este de obicei mai ridicată ca cea a apelor de alimentare, cu 2 –3 ⁰C. În general apar rareori abateri de la temperatura medie a apelor uzate observată pe o perioadă mai îndelungată, însă înregistrarea continuă a temperaturii trebuie să constituie o preocupare permanentă.

Când se constată o creștere permanentă a temperaturii în comparație cu cea medie cunoscută anterior, aceasta se poate datora de cele mai multe ori, unor ape calde care pătrund în mod continuu în rețea; o scădere a temperaturii de asemenea permanentă, se poate datora infiltrării în rețea a unor ape subterane sau de suprafață.

Temperatura are o deosebită influență asupra descompunerii substanțelor organice din apele uzate. La temperaturi mai mari, viteza de descompunere a substanțelor organice este mai mare, iar timpul până la terminarea acestui proces este mai mic însă, pe de altă parte, odată cu creșterea temperaturii, conținutul de oxigen și alte gaze se micșorează și respectiv procesele de descompunere își încetinesc ritmul.

e) Vâscozitatea este rezistența pe care o opune un lichid frecării corpurilor ce se mișcă în el. Vâscozitatea apei variază invers proporțional cu temperatura. Fără să ținem seama de vâscozitate nu am putea înțelege încetineala cu care se amestecă apele uzate.

2.1.2. Caracteristicile chimice

Compoziția chimică a apelor menajere este foarte mult influențată de conținutul de proteine, grăsimi și hidrocarbonați din produsele alimentare, precum și de compoziția apei din rețeaua de alimentare. Proteinele din organismul viu în procesul schimbului de substanțe conduc la formarea ureei $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$, care sub influența bacteriilor se transformă în azot amoniacal, forma frecventă în care azotul se află în apele uzate. În afară de azot și substanțe organice acestea mai conțin sulf, fosfor, potasiu, sodiu, metale etc. sub diferite forme. Apele uzate industriale au o compoziție foarte variată în funcție de tipul de industrie.

◆ **PH-ul** apelor uzate poate fi acid sau alcalin și constituie o cauză importantă perturbatoare a proceselor biologice din cadrul unei stații de epurare. Pentru determinarea pH-ului unei ape se folosesc metode colorimetrice și electrocolorimetrice. Acest parametru exprimă numai intensitatea acidității sau alcalinității [220].

◆ **Oxigenul dizolvat** este un indicator care arată în mod global gradul de poluare al apelor cu substanțe organice. Solubilitatea oxigenului în apă mai depinde de presiunea atmosferică, mărimea suprafeței de contact, cantitatea de oxigen din apă sau din atmosferă, etc. Cantitatea de oxigen care lipsește unei ape pentru a atinge limita de saturare se numește deficit de oxigen și indică o impurificare anterioară cu substanțe organice care conduce la consumarea totală sau parțială a oxigenului dizolvat. Conținutul de oxigen din apa uzată indică gradul de prospețime al apei brute precum și stadiul descompunerii substanțelor organice. Fiind un indicator global care pune în evidență starea de impurificare organică a apelor uzate se recomandă ca acest indicator să fie analizat în asociație cu consumul biochimic de oxigen și consumul chimic de oxigen . [18].

◆ **Consumul biochimic de oxigen (CBO)** exprimat în mg/l, reprezintă cantitatea de oxigen consumată de către bacterii și alte microorganisme pentru descompunerea biochimică, în condiții aerobe a substanțelor organice biodegradabile la temperatura și timpul standard.

În apele uzate menajere precum și în apele industriale mărimea CBO_5 -ului variază. Mineralizarea biochimică a substanțelor organice, respectiv consumul biochimic de oxigen, este un proces complex care se produce în două faze [202],[221], [225].

1. Faza primară (a carbonului) în care oxigenul se consumă pentru descompunerea substanțelor organice care conțin carbon și producerea de bioxid de carbon care rămâne în soluție sau se degajă. Aceasta primă fază are o durată la apele uzate menajere de aproximativ 20 zile, la temperatura de 20°C.

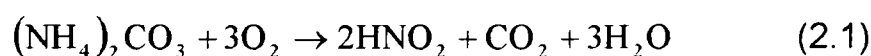
2. Faza secundară (a azotului) în care oxigenul se consumă pentru oxidarea substanțelor organice, care conțin azot până la stadiul de nitriți sau nitrați.

Această fază începe după circa 10 zile, la temperatura apei de 20°C și se desfășoară într-o perioadă mai îndelungată, de circa 100 zile; această fază poartă denumirea de nitrificarea substanțelor organice. În figura 2.2 este prezentat graficul de desfășurare a procesului de mineralizare biochimică a substanțelor organice din apele uzate pentru diferite temperaturi ale acestora.

Prin cercetările experimentale s-a stabilit că raportul între valorile CBO₅ și CBO₂₀ variază în funcție de mărimea vitezei de oxidare (k_1) și de temperatura apelor. Astfel la o valoare a vitezei de oxidare $k_1 = 0,1$ precum și o temperatură a apelor uzate de 20°C, CBO₅ reprezintă 68,4% din CBO₂₀.

În general la stabilirea CBO-ului unei ape uzate este necesar a se determina mărimea vitezei de oxidare k_1 și valoarea consumului biochimic de oxigen primar total (L_0), care variază în limite destul de largi la apele uzate urbane și în general la apele uzate industriale.

Faza secundară (a azotului) se desfășoară parțial în paralel cu faza primară dar în mod normal această fază de nitrificare va începe numai după ce s-a asigurat oxigenul biochimic necesar oxidării substanțelor organice care conțin carbon. Cantitatea de oxigen cuprinsă în nitriți și în nitrați rezultă din următoarele reacții biochimice ale azotului amoniacal:



Viteza consumului de oxigen în faza secundară (nitrificatoare) este mai redusă decât în faza primară, orientativ, considerându-se, $k_2 = (0,2-0,3)k_1$.

În laborator, determinarea CBO₅ sau CBO₂₀ se face pe probe de apă diluată și nediluată, conform STAS 65460-89.

În practica curentă eficiența unei stații de epurare cu treaptă mecanică și biologică se bazează numai pe ecuațiile stabilite pentru faza primară de oxidare a substanțelor organice, fără a neglija procesul de nitrificare și de denitrificare în cazul apelor cu concentrații mari de azot amoniacal.

◆ **Consumul chimic de oxigen (CCO)** sau oxidabilitatea apei, reprezintă cantitatea de oxigen, în mg/dm^3 , necesară pentru oxidarea tuturor substanțelor organice sau minerale oxidabile fără ajutorul bacteriilor. Oxidabilitatea reprezintă cantitatea de oxigen echivalentă cu consumul de oxidant. Substanțele organice sunt oxidate la cald, iar cele minerale la rece. Oxigenul chimic necesar se consumă destul de repede (uneori chiar într-o oră), motiv ce recomandă efectuarea acestor determinări imediat după recoltarea probelor [222].

Determinarea consumului chimic de oxigen după metoda standard (STAS 6954/84) se efectuează prin metoda cu permanganat de potasiu sau bicromat de potasiu. În cazul prezenței în apă a unor substanțe greu oxidabile (benzen, toluen, etc) rezultatele nu reflectă conținutul real în substanțe organice.

Raportul dintre mărimile CBO/CCO a unei ape uzate diferă în funcție de proveniența ei. Pentru apele uzate menajere se apreciază că CBO_{20} reprezintă circa 86% din CCO.

◆ **Azotul** sub formă de amoniac liber, azot organic, nitrați și nitriți constituie azotul total din apa uzată. Amoniacul liber constituie rezultatul descompunerii bacteriene a materiilor organice.

Azotul organic (provenit din compușii biologici, proteine, peptide, aminoacizi) și amoniacul liber reprezintă indicatori de bază care pun în evidență gradul de poluare organică azotoasă al apelor uzate.

Nitriții și nitrații sunt conținuți în apa uzată proaspătă în concentrații mai mici. Nitriții sunt nestabili și sunt reduși în amoniac sau sunt oxidați în nitrați. Determinarea nitriților se efectuează imediat după recoltare pentru a preveni unele schimbări în echilibrul azotului prin activitatea biologică.

Nitrații reprezintă cea mai stabilă formă a materiilor organice azotoase și în general prezența lor indică o apă stabilă din punct de vedere al transformării [224], [225].

◆ **Fosfatii** provin din descompunerea substanțelor organice cu conținut de fosfor și indică o poluare recentă. Poate avea și origine telurică când concentrația fosfaților este constantă [40], [179], [205] [227].

Eliminarea în emisar a unor cantități mai mari decât limitele admisibile de fosfați (fosfor) poate duce la eutrofizarea acestora.

♦ **Detergenții** din apele uzate sunt substanțe tensioactive a căror structură moleculară este formată din două grupări, o grupare hidrofobă și alta hidrofilă. După cum disociază în apă, detergenții pot fi:

1. detergenți anionici a căror grupare hidrofilă are un caracter acid și disociază în ionul pozitiv (cationul) și ionul negativ (anionul) care este radicalul tensioactiv al moleculei. Detergenții anionici evacuați din gospodării și din industrii sunt cei mai dăunători în procesul de epurare (coboară tensiunea apei la suprafață sau interfacial și în acest fel mărește umiditatea substanțelor cu care apa este în contact; emulsifică grăsimile și uleiurile; distrug bacteriile și alte organisme necesare epurării biologice; provoacă spumă abundentă la suprafața apei în bazinele de aerare;

2. detergenți cationici care au grupare hidrofilă cu caracter bazic;

3. detergenți neionici a căror grupare hidrofilă nu disociază în apă.

♦ **Produse petroliere, grăsimi și uleiuri** formează o peliculă plutitoare care împiedică oxigenarea apei. Prezența acestor substanțe în stația de epurare este dăunătoare pentru că pot împiedica procesele biochimice în procesele de aerare, procesele de fermentare a nămolurilor și îngreunează activitatea utilajelor din treapta de epurare mecanică.

♦ **Metalele grele și cianurile** existente în special în apele uzate industriale provenite de la galvanizări sunt toxice pentru microorganismele care participă la epurarea biologică și la fermentarea anaerobă a nămolurilor. Determinarea lor în laborator se face prin analize standard sau prin metoda spectrofotometriei.

• **Putrescibilitatea, stabilitatea și stabilitatea relativă** a apelor uzate menajere constituie o determinare caracteristică a acestor ape lipsite parțial sau total de oxigen. Substanțele organice din apele uzate cu conținut foarte scăzut de oxigen suferă o descompunere anaerobă emanând un miros dezagreabil ; se spune că apa este putrescibilă. Inversul putrescibilității îl reprezintă stabilitatea apelor uzate. Stabilitatea relativă este definită de raportul, în procente, dintre cantitatea de oxigen existentă în apă (sub formă de oxigen dizolvat și oxigenul conținut în nitriți și nitrați) și cererea de oxigen pentru a satisface faza primară a consumului de oxigen (CBO_{20}). Pentru apele uzate menajere brute, valoarea stabilității relative este sub 11 %, iar pentru cele epurate mecanic și biologic stabilitatea poate să crească până la 98 %.

2.1.3. Caracteristicile bacteriologice

Pentru aprecierea igienico-sanitară a apei se utilizează indicatori bacteriologici indirecti de poluare[193], [230]:

◆ **Numarul total de germeni NTGMA /ml** reprezintă numărul de colonii ce cresc prin însămânțarea unui ml de apă. Creșterea NTGMA-ului într-o sursă mai ales dacă depășește prevederile STAS-ului reprezintă un semn de poluare.

◆ **Germeni coliformi**- ca indicatori ai poluarii fecale. Sursele cele mai importante de poluare bacteriană a apei sunt reziduurile, excrementele umane și animale, care pot conține germeni patogeni; de aceea analiza apei urmărește determinarea poluarii fecale. Indicatorul poluării fecale este *Bacilul coli*.

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

Caracteristicile bacteriologice dau informații despre propagarea și controlul bolilor contagioase în care scop determinarea caracteristicilor este importantă. Se determină așa-zisul *titrul coli*, care reprezintă volumul cel mai mic de apă uzată în care se pot cultiva colibacili.

Se deosebesc următoarele categorii de bacterii:

- banale –nu sunt dăunătoare organismului uman;
- coliforme- în număr mic sunt inofensive; în număr mare indică poluarea apei cu materii fecale;
- bacterii saprofite- prezente în ape uzate;
- bacterii patogene care sunt dăunătoare organismului și produc boli hidrice ;
- bacteriofagi- specifice apelor uzate.

Din punct de vedere al nutriției, bacteriile se împart în autotrofe și heterotrofe. Bacteriile autotrofe utilizează pentru hrană substanțe minerale. Carbonul necesar pentru sinteza glucidelor, lipidelor și proteinelor îl iau din bioxidul de carbon, carbonați și bicarbonați. Bacteriile heterotrofe au nevoie de materii organice ca sursă de carbon și energie. Pentru a aprecia gradul de poluare bacteriană a apei uzate se determină titrul – Coli (titrul bacteriei intestinale Coli).

2.1.4. Caracteristici biologice

În apele uzate și în emisar se întâlnesc diferite organisme de la cele mai mici, care nu pot fi văzute cu ochiul liber, până la cele mai mari vizibile cu ochiul liber [109], [48], [98].

Cele mai mici dintre acestea sunt virusurile și fagii. Ei pot fi identificați numai pe baza observațiilor directe la microscop. Organismele mai mari sunt ciupercile, algele, protozoare, larvele de insecte, viermi. Acestea se determină prin observații directe la microscop [196].

Organismele pot fi vătămătoare, nevătămătoare și folositoare. Absența organismelor din apă poate indica prezența unor substanțe toxice. Prezența unor organisme sau absența lor poate indica mersul epurării biologice din stațiile de epurare sau a autoepurării pe cursurile de apă [51].

Variatatea organismelor din apa brută este mult mai redusă decât în treapta superioară, epurarea biologică, ca urmare și determinarea organismelor în instalațiile de epurare biologică are o mare importanță.

Cunoașterea speciilor de organisme din sistemul saprobilor conduce la stabilirea gradului de murdărire al emisarului; diversele calități ale apei corespunzând diferitelor tipuri de organisme.

Speciile animale și vegetale din sistemul saprobilor sunt grupate în patru categorii:

1. Specii polisaprobe-caracteristice apelor cu impurificare organică puternică; sunt în număr foarte mic.
2. Specii α -mezosaprobe-caracteristice de asemenea apelor cu impurificare organică; sunt în număr foarte mic.
3. Specii β -mezosaprobe- caracteristice apelor cu impurificare mai mică; sunt în număr mai mare decât în categoriile precedente.
4. Specii oligo-saprobe- caracteristice apelor curate neimpurificate; sunt în număr foarte mare.

STAS-ul nu admite prezența masivă a organismelor care prin înmulțire exagerată modifică proprietățile organoleptice sau chimice ale apei și care pot produce degradări ale instalațiilor.

Examenul igienic pentru apele reziduale se face prin analize de laborator pe apa brută și epurată. Indicatorii urmăriți sunt: pH, sediment; azot total și organic; amoniac; nitriți; CCO; CBO₅; detergenți; pesticide; alături de indicatori biologici și bacteriologici.

2.2. Norme de calitate

Conform **Legii Apelor nr.107/1997**, apele reprezintă o resursă naturală regenerabilă, vulnerabilă și limitată, element indispensabil pentru viață și pentru societate, materie primă pentru activitățile productive, sursă de energie și cale de transport, factor determinant în menținerea echilibrului ecologic [190], [212].

Acestea fac parte integrantă din patrimoniul public. Protecția, punerea în valoare și dezvoltarea durabilă a resurselor de apă sunt acțiuni de interes general.

Utilizatorii de apă sunt obligați să întocmească planuri proprii de prevenire și de combatere a poluărilor accidentale, posibil a se produce ca urmare a activității lor și să le pună în aplicare în caz de necesitate.

Elaborarea planurilor de prevenire și de combatere a poluărilor accidentale se face conform metodologiei cadru, stabilite de Ministerul Apelor, Pădurilor și Protecția Mediului.

Conform acestei legi pentru protecția resurselor de apă, se interzic :

- a) punerea în funcțiune de obiective economice noi, sau dezvoltarea celor existente fără punerea concomitentă în funcțiune a rețelelor de canalizare și a instalațiilor de epurare;
- b) evacuări de ape uzate în apele subterane, lacuri naturale sau de acumulare, iazuri, bălți sau heleștee;
- c) utilizarea de canale deschise de orice fel, pentru evacuările ori scurgeri de ape fecaliode –menajere, sau cu conținut periculos;
- d) în zonele de protecție instituite conform prezentei legi, sunt interzise depozitarea și folosirea de îngrășăminte, pesticide sau substanțe periculoase.

Constituie contravenție în domeniul apelor următoarele fapte, dacă nu sunt săvârșite în astfel de condiții, încât potrivit legii penale să fie considerate infracțiuni :

- evacuarea de ape uzate precum și descărcarea de reziduuri și orice alte materiale în sursele de apă fără respectarea avizului sau autorizației de gospodărire a apelor;
- nerespectarea de către utilizatorii de apă a obligațiilor legale care le revin privind gospodărirea rațională a apei, întreținerea instalațiilor din sistemele de alimentare cu apă și canalizare sau epurare.

Această lege în capitolul “ Dispoziții tranzitorii și finale “, prevede că utilizatorii de apă care la data intrării în vigoare a acestei legi nu sunt dotați cu stații sau instalații de

epurare, ori ale căror instalații necesită completări, extinderi, retehnologizări, sunt obligați să realizeze și să pună în funcțiune stații de epurare la capacitate cu eficiență corespunzătoare, pe baza unui program etapizat întocmit în raport cu mărimea impactului evacuării asupra resurselor de apă.

Legea Protecției Mediului nr. 137/1995

Obiectul acestei legi îl constituie reglementarea protecției mediului, obiectiv de interes public, major [213].

Reglementarea activităților economice și sociale cu impact asupra mediului se face prin acordul de mediu care este obligatoriu la punerea în funcțiune a obiectivelor noi și în termen de un an de la intrarea în vigoare a prezentei legi pentru activitățile existente.

Protecția apelor de suprafață și subterane și a ecosistemelor acvatice au ca obiect menținerea și ameliorarea calității, în scopul evitării unor efecte negative asupra mediului și sănătății umane.

Autoritatea centrală pentru protecția mediului elaborează cerințe de evacuare a apelor epurate și limitarea evacuării de efluenți în apă.

Normativul NTPA –001 /1997

Acest normativ privește stabilirea limitelor de încărcare cu poluanți a apelor uzate evacuate în resursele de apă. În scopul protecției împotriva oricărei forme de poluare și a refacerii calității apelor, evacuarea în resursele de apă a apelor uzate se poate face numai în condițiile prevederilor Legii Apelor nr.107 /1996 și cu respectarea normativului NTPA 001/1997.

Prezentul normativ [216] are drept scop stabilirea condițiilor de calitate a apelor uzate înainte de evacuarea acestora în resursele de apă, precum și a valorilor limită admisibile ale principalilor indicatori de calitate ai acestor ape. Limitele de încărcare cu poluanți a apelor uzate sunt prevăzute în tabelul nr. 2.1. Valorile din tabelul nr. 2.1 reprezintă limite maxime admisibile. Valorile admisibile ale substanțelor poluante din apele uzate, înainte de evacuarea lor în resursele de apă, se înscriu în avizele și autorizațiile de gospodărire.

Apele uzate care se evacuează în resursele de apă, nu trebuie să conțină :

- a. substanțe poluante cu grad ridicat de toxicitate :pesticide organo –

halogenice, pesticide organosilicice, pesticide organofosforice, pesticide organo-
-stanice, pesticide organomercurice, substanțe cancerigene, substanțe
mutagene sau teratogene, compuși organici ai mercurului, deșeuri radioactive,
nitro derivați, triazine, triazinone, toluidine, derivați carbamici, dinitrocrezoli, etc.

b. materii în suspensie care ar putea produce depuneri în albiile cursurilor de apă;

c. substanțe care pot conduce la creșterea turbidității, formarea spumei, sau la schimbarea proprietăților organoleptice ale resurselor de apă față de starea naturală a acestora;

d. ape uzate provenite de la spitalele de boli infecțioase, instituții de pregătire a preparatelor biologice, de la unități zootehnice și abatoare, înainte de a fi supuse dezinfectiei.

La stabilirea listelor de poluanți și a limitelor acestora (tabelul nr.2.1), au fost avute în vedere prevederile de reglementare în domeniul apelor, stabilite de Comunitatea Europeană și de alte state .

Se remarcă o creștere a numărului de poluanți care sunt supuși reglementărilor și în același timp, stabilirea unor limite de concentrație pentru unii poluanți care, deși nu sunt toxici, prin evacuarea acestora cu apele uzate au un impact negativ asupra receptorilor. Azotul și fosforul ocupă un loc prioritar între acești poluanți.

Pentru substanțele poluante, altele decât cele prevăzute în tabelul nr. 2.1, limitele maxime admisibile se stabilesc prin avizele și autorizațiile de gospodărire a apelor în funcție de caracteristicile resursei de apă, de capacitatea sa de autoepurare, de caracteristicile celorlalte ape uzate evacuate în aceeași sursă, de cerințele utilizatorilor de apă și în condițiile protecției mediului înconjurător. Pentru substanțele pentru care nu sunt prevăzute limite maxime admisibile în standardele sau în normativele în vigoare, acestea se stabilesc pe bază de studii elaborate de institutele specializate, abilitate, conform legii.

În cazul apelor uzate ce conțin substanțe poluante peste valorile limită stabilite prin prezentul normativ, este obligatorie epurarea acestora până la atingerea valorilor admise. Limitele maxime admisibile ale indicatorilor de calitate ai apelor uzate, stabilite în tabelul nr.2.1 sunt valabile în cazul resurselor de apă al căror debit etalon de calcul –debit mediu lunar minim anual cu probabilitatea de 95 %, este de cel puțin trei ori mai mare decât debitul apelor uzate evacuate în acestea, cu excepția fluviului Dunărea. Pentru grade de diluție sub trei, se vor reduce proporțional valorile limite prevăzute în tabelul nr.2.1, cu respectarea valorilor limită indicate în STAS 4706 / 1988.

Tabel nr.2.1 Limite de încărcare cu poluanți a apelor uzate evacuate în resursele de apă

Nr. crt.	Indicator de calitate	U.M.	Limite maxime admise
0	1	2	3
A. Indicatori fizici			
1	Temperatura	°C	30 °C
B. Indicatori chimici			
2	Concentrația ionilor de hidrogen [pH] pentru Fluviul Dunarea	unit.pH	6,5 - 8,5 6,5 - 9,0
3	Materii totale in suspensie [MTS]	mg/dm ³	60
4	Consum biochimic de oxigen la 5 zile [CBO ₅]	mg/dm ³	20
5	Consum chimic de oxigen - metoda cu permanganat de potasiu [CCO-Mn]	mg/dm ³	40
6	Consum chimic de oxigen - metoda cu bicromat de potasiu [CCO - Cr]	mg/dm ³	70
7	Azot amoniacal [NH ₄ ⁺]	mg/dm ³	2
8	Azot total [N]	mg/dm ³	10
9	Azotați [NO ₃ ⁻]	mg/dm ³	25
10	Azotiți [NO ₂ ⁻]	mg/dm ³	1
11	Sulfuri si hidrogen sulfurat [H ₂ S]	mg/dm ³	0,1
12	Sulfiti [SO ₄ ²⁻]	mg/dm ³	1
13	Fenoli antrenabili cu vapori de apă [C ₆ H ₅ OH]	mg/dm ³	0,05
14	Substanțe extractibile cu eter de petrol	mg/dm ³	5
15	Produse petroliere	mg/dm ³	1
16	Fosfați [PO ₄ ³⁻]	mg/dm ³	4,,0
17	Fosfor total [P]	mg/dm ³	1
18	Detergenți sintetici anion activi, biodegradabili	mg/dm ³	0,5
19*	Arsen	mg/dm ³	0,05
20	Aluminiu[Al ³⁺]	mg/d ³	8

21	Calciu [Ca ²⁺]	mg/dm ³	300
22*	Plumb [Pb ²⁺]	mg/dm ³	0,2
23*	Cadmiu [Cd ²⁺]	mg/dm ³	0,1
24*	Crom trivalent [Cr ³⁺]	mg/dm ³	1
25*	Crom hexavalent [Cr ⁶⁺]	mg/dm ³	0,1
26	Fier total ionic [Fe ²⁺ + Fe ³⁺]	mg/dm ³	5
27*	Cupru [Cu ²⁺]	mg/dm ³	0,1
28*	Nichel [Ni ²⁺]	mg/dm ³	0,1
29*	Zinc [Zn ²⁺]	mg/dm ³	0,5
30*	Mercur [Hg ²⁺]	mg/dm ³	0,005
31	Argint [Ag ⁺]	mg/dm ³	0,1
32	Fluoruri [F ⁻]	mg/dm ³	0,5
33	Molibden [Mo ²⁺]	mg/dm ³	0,1
34	Seleniu [Se ²⁺]	mg/dm ³	0,1
35	Mangan [Mn ²⁺]	mg/dm ³	1
36	Magneziu [Mg ²⁺]	mg/dm ³	100
37	Cobalt [Co ²⁺]	mg/dm ³	1
38	Cianuri [CN ⁻]	mg/dm ³	0,05
39	Clor liber [Cl]	mg/dm ³	0,05
40	Cloruri [Cl ⁻]	mg/dm ³	500
41	Reziduu filtrat la 105 °C	mg/dm ³	2000
C. Indicatori bacteriologici			
42	Bacterii coliforme totale	nr./100 cm. ³	1 mil.
43	Bacterii coliforme fecale	nr./100 cm. ³	10.000
44	Streptococi fecali	nr./100 cm. ³	5.000
45	Salmonella	nr./100 cm. ³	absent

Prin primirea apelor uzate, temperatura resursei de apă nu va crește cu mai mult de 2-5⁰ C și nu va desăși 30⁰ C. Suprafața resursei de apă în care se evacuează apele uzate nu trebuie să prezinte irizații. Suma ionilor metalelor grele nu trebuie să depășească concentrația de 1 mg./ dm³, valorile individuale fiind cele prevăzute în tabel. Metodele de analiză vor fi corespunzătoare standardelor în vigoare

Acest normativ [217] se referă la calitatea apelor uzate provenite din activități sociale sau economice, ce urmează a fi evacuate în rețelele de canalizare ale localităților. Normativul se referă și la apele uzate evacuate direct în stațiile de epurare.

El are ca scop stabilirea condițiilor în care se acceptă evacuarea apelor uzate în canalizările publice, astfel încât să se asigure protecția și funcționarea normală a acestora, precum și protejarea mediului de efectele descărcărilor de ape uzate.

Principalii indicatori de calitate pe care trebuie să îi îndeplinească apa uzată, în secțiunea de control, sunt prevăzuți în tabelul nr. 2.2 ce face parte din acest normativ. Aceste valori reprezintă limite maxime admisibile. Alți indicatori de calitate pe care trebuie să îi îndeplinească în secțiunea de control apa uzată care provine din anumite activități specifice, pot fi stabiliți pe bază de studii de specialitate, studii ce vor cuprinde, de asemenea, metode de analiza cantitativă și calitativă a substanțelor în cauză, precum și tehnologiile de epurare adecvate. Utilizatorul de apă are obligația preepurării locale a apelor uzate astfel încât, în secțiunea de control, să fie asigurată respectarea acestor condiții în funcție de condițiile concrete ale canalizării.

Apele uzate care se evacuează în rețelele de canalizare nu trebuie să conțină:

1. Materii în suspensie, a căror cantitate, mărime și natură constituie un factor de erodare a canalelor sau stânjenesc curgerea normală;
2. Substanțe cu agresivitate chimică asupra materialelor din care sunt realizate rețelele de canalizare;
3. Substanțe de orice natură, plutitoare sau dizolvate care pot stânjeni exploatarea normală a canalelor;
4. Substanțe toxice și nocive care singure sau în amestec cu apa din canalizare pot pune în pericol personalul din exploatare,
5. Substanțe cu grad ridicat de periculozitate;
6. Substanțe inhibitoare ale procesului de epurare;
7. Substanțe organice greu biodegradabile etc.

Acceptarea evacuării în rețelele de canalizare a unor ape uzate ce implică modificarea tehnologiei sau a parametrilor de funcționare a stației poate fi luată în considerare numai după realizarea în stație a lucrărilor necesare asigurării respectării condițiilor de evacuare.

Nr. ctr.	INDICATORI DE CALITATE	U /M	Val. Admise
1	Temperatura	°C	40
2	Conc. Ionilor de hidrogen (pH)	unit. pH	6.5-8.5
3	Materii în suspensie	mg/dm ³	300
4	Consum biochimic de oxigen	mg/dm ³	300
5	Consum chimic de oxigen (CCOCr)	mg/dm ³	500
6	Azot amoniacal (NH ₄)	mg/dm ³	30
7	Fosfor total (P)	mg/dm ³	5
8	Cianuri (CN)	mg/dm ³	0.5
9	Sulfuri și H ₂ S	mg/dm ³	0.5
10	Sulfiți (SO ₃)	mg/dm ³	10
11	Sulfați(SO ₄)	mg/dm ³	400
12	Fenoli antrenabili cu vapori de apă (C ₆ H ₅ OH)	mg/dm ³	30
13	Subst.extractibile cu eter de petrol	mg/dm ³	20
14	Detergenți sintetici anion activi,biodegradabili	mg/dm ³	30
15	Plumb [Pb ²⁺]	mg/dm ³	0.5
16	Cadmiu [Cd ²⁺]	mg/dm ³	0.1
17	Crom trivalent [Cr ³⁺]	mg/dm ³	0.1
18	Crom hexavalent [Cr ⁶⁺]	mg/dm ³	0.1
19	Cupru [Cu ²⁺]	mg/dm ³	0.1
20	Nichel [Ni ²⁺]	mg/dm ³	1
21	Zinc [Zn ²⁺]	mg/dm ³	1
22	Mangan [Mn ²⁺]	mg/dm ³	1
23	Clor liber [Cl ₂]	mg/dm ³	1

Valoarea concentrației CCO-Cr este condiționată de respectarea raportului CBO₅ / CCO mai mare sau egal cu 0,4. Pentru verificarea acestei condiții vor putea fi utilizate și rezultatele determinării consumului chimic de oxigen prin metoda cu KMnO₄, urmărind cunoașterea raportului CCO-Mn / CCO-Cr caracteristic apei uzate.

Această directivă [211] se referă la colectarea, epurarea și evacuarea apelor reziduale urbane, precum și evacuarea apelor uzate provenind din diferite sectoare industriale și are drept obiectiv protecția mediului înconjurător contra unei poluări datorate evacuării de ape reziduale.

Statele membre supraveghează ca stațiile de epurare să fie concepute, construite, exploatate și întreținute în maniera de a avea un randament suficient în toate condițiile climatice normale ale locului unde sunt amplasate. Încărcătura exprimată în E.L. (echivalent locuitor) este calculată pe baza încărcăturii medii maxime, săptămânale (CBO₅) care intră în stația de epurare în cursul anului cu excepția situațiilor neobișnuite (averse de ploaie).

Efluentul stațiilor de epurare al apelor reziduale urbane tratate trebuie să răspundă recomandărilor din tabelul nr. 2.3. Pentru zonele sensibile supuse eutrofizării, acest efluent trebuie să corespundă recomandărilor figurate în tabelul nr. 2.4. Recomandări mult mai riguroase decât cele figurate în tabelul nr. 2.3 și nr. 2.4 sunt la nevoie aplicate pentru a garanta că apele receptoare satisfac și alte directive în domeniu. Punctele de evacuare a apelor urbane reziduale sunt alese în maniera de reducere la minimum a efectelor asupra râurilor receptoare.

Se consideră că apele reziduale tratate respectă valorile fixate pentru diferiți parametri dacă pentru fiecare parametru considerat individual, eșantionul prelevat arată că valorile corespondente sunt respectate.

Eșantioanele sunt prelevate pe o perioadă de 24 de ore, proporțional cu debitul, sau la intervale regulate, într-un punct bine determinat la ieșire și în caz de necesitate la intrarea în stațiile de epurare.

Pentru parametrii figurând în tabelul nr. 2.3 și exprimați în valori de concentrație, numărul maximal de eșantioane prelevate în condiții de exploatare normală, nu trebuie să se îndepărteze de mai mult de 100 % din valorile parametrice. Pentru concentrațiile raportate la totalul materiilor solide în suspensie, abaterea poate să meargă până la 150%

Practicile internaționale de conservare a probelor de laborator vor fi aplicate pentru ca degradarea eșantioanelor să fie cât mai scăzut posibilă între momentul colectării și cel al analizei. Calitatea efluentului unei stații de epurare a apelor uzate conform directivei Consiliului Europei nr 271 din 30.05 1991 este redată în tabelul nr. 2.3

Analiza	Concentrația	Modul de analiză
Consum biochimic de oxigen (fără nitrificare)	25 mg./l	Eșantion omogenizat, nefiltrat și nedecantat. Se adaugă un inhibitor pentru nitrificare
Necesar chimic de oxigen	125 mg./l	Eșantion omogenizat, nefiltrat , nedecantat. Bicromat de potasiu
Total materii solide în suspensie	35 mg./l (mai mult de 10.000 EL)	Filtrarea unui eșantion reprezentativ pe o membră de 0,45 microni., uscare la 105°C și cântărire
	60 mg./l (de la 2.000 la 10.000 EL)	Centrifugarea unui eșantion timp de 5 minute. Uscare la 105°C și cântărire.

Parametrul CBO_5 poate fi înlocuit cu un alt parametru cum ar fi carbon organic total (COT) sau necesar total de oxigen (NOT), dacă poate fi stabilită o relație între CBO_5 și parametrii de substituție.

Recomandările referitoare la calitatea efluentului provenit din stațiile de epurare în zonele sensibile, supuse eutrofizării, sunt redată în tabelul nr.2.4 .În funcție de condițiile locale, se va aplica un singur parametru sau doi.

Tabel nr.2.4

Analiza	Concentrația	Metoda de măsurare
Fosfor total	2 mg./l (10.000-100.000 EL)	Spectrofotometrie cu absorbție moleculară
	1 mg./l (mai mare de 100.000 EL)	
Azot total	15 mg./l (10.000-100.000 EL)	Spectrofotometrie cu absorbție moleculară
	10 mg./l (mai mare de 100.000 EL)	

Azotul total semnifică totalul de N cu metoda Kjeidahl (N organic + NH_3), a azotului conținut în nitrați (NO_3) și nitriți NO_2 .

Cap.3. TEHNOLOGII PENTRU PREVENIREA POLUĂRII APELOR DE SCURGERE

Prin poluarea apelor se înțelege alterarea proprietăților fizice, chimice sau biologice ale acestora, produse direct sau indirect de activități umane sau industriale care fac ca aceste ape să devină improprie pentru o folosire normală. Aceste neajunsuri au condus la inițierea unor măsuri sistematice de epurare a apelor pentru combaterea și prevenirea poluării emisarului [66], [67], [68], [219].

3.1. Epurarea mecanică

Constituie prima treaptă de epurare a apelor uzate [168], [197]. În această treaptă sunt îndepărtate în special materiile solide în suspensie, separabile prin decantare. Eficiența acestei trepte din punct de vedere al încărcării organice este mică, ea fiind mai mare în treapta biologică [133].

Construcțiile pentru reținerea corpurilor și suspensiilor mari sunt grătarele și sitele. Ele sunt amplasate de obicei după intrarea apelor în stația de epurare, sau înaintea stației de pompare, în cazul în care apa este pompată.

Grătarele pot fi rare (între 2,5 și 6 cm) și dese (între 1,5 și 2,5 cm). Ele sunt din bare metalice cu o anumită înclinare în funcție de modul de curățire , manual sau mecanic. Dacă rețeaua de canalizare a orașului este în sistem unitar, după grătare se găsesc deznisipatoare. Dacă nu este în sistem unitar, după grătare avem separatorul de grăsimi.

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

Acest procedeu de epurare este folosit frecvent în epurarea apelor uzate menajere, constituind o etapă intermediară de realizare totală a epurării apelor. În cazul când în canalizarea orășenească sunt deversate mari cantități de ape uzate industriale, pentru a proteja desfășurarea normală a proceselor de epurare în treapta mecanică, se prevede o epurare preliminară alcătuită din bazine de egalizare a debitelor și de uniformizare a concentrațiilor sau din bazine de neutralizare.

3.1.1. Sedimentarea

Dacă într-un bazin se află particule în suspensie, mișcarea lichidului se face cu o viteză redusă, particulele se depun la fund, pentru că au o greutate specifică mai mare decât apa.

Proceul de sedimentare se aplică în desnisipatoare, unde se separă suspensiile granulare (nisip, alte particule minerale), care sedimentează indiferent unele de altele cu o viteză constantă.

Viteza nu trebuie să fie prea mare, pentru a permite sedimentarea particulelor, și nici prea mică pentru a evita depunerea materiilor solide în suspensie.

Deznisipatoarele sunt necesare pentru protecția instalațiilor mecanice în mișcare, contra acțiunii abrazive a nisipului, pentru evitarea înfundării conductelor, reducerea frecvenței de curățire a bazinelor de fermentare a nămolului datorită acumulării excesive de nisip. Deznisipatoarele pot fi verticale și orizontale.

În ultima perioadă , pentru menținerea vitezei constante la variațiile de debit, se folosește insuflarea cu aer.

3.1.2. Flotarea

Este procesul de epurare a apelor uzate ce are drept scop îndepărtarea din apele uzate orășenești a uleiurilor, grăsimilor și în general a tuturor substanțelor mai ușoare ca apa, care se ridică la suprafața acesteia în zone liniștite și cu viteze orizontale mici ale apei [41] , [145].

Flotarea se realizează în bazine numite separatoare de grăsimi.

Separarea substanțelor mai ușoare ca apa se efectuează și în bazinele de decantare a apei ; acestea sunt utilizate ca treaptă suplimentară de flotare a apei.

Aerarea apei uzate în bazinele de flotare combină avantajele preepurării cu cele ale separării particulelor ușoare din apă. Flotarea este uneori folosită drept tratare suplimentară înaintea treptei de epurare biologică. Pentru a limita agitarea apei în bazin datorită insuflării aerului, partea laterală este separată de partea centrală prin doi pereți verticali. În compartimentele laterale, unde apa este liniștită, se produce separarea particulelor ușoare.

Exploatarea separatoarelor de grăsimi constă în principal în

îndepărtarea grăsimilor în conformitate cu programul de exploatare. Procesul de flotare depinde de natura particulelor ce trebuie îndepărtate. Pentru a ajuta procesul de flotare și pentru a împiedica depunerea pe radierul bazinului a substanțelor sedimentabile, se adaugă aer. Viteza de insuflare a aerului este de aproximativ $0,3 \text{ m}^3$ aer /oră.

3.1.3. Decantarea primară

Decantoarele sunt bazine deschise în care se separă substanțele insolubile mai mici de $0,20 \text{ mm}$ în care majoritatea lor, se prezintă sub formă de particule floculente.

Randamentul sedimentării particulelor floculente, așa cum s-a arătat, depinde de numeroși factori, dintre aceștia cei mai importanți, pot fi considerați, timpul de decantare, încărcarea superficială sau viteza de sedimentare și accesul sau evacuarea cât mai uniformă a apei din decantor [45], [70], [149].

Având în vedere complexitatea condițiilor fizico-chimice și hidraulice care influențează asupra cinematicii procesului de sedimentare sau de ridicare la suprafață a particulelor dispersate din apele uzate, se recomandă studii experimentale prealabile, în condiții de laborator, pentru diferite categorii de ape uzate, care vor constitui parametri de bază privind dimensionarea acestor bazine.

Durata de decantare, t_d , în ore, conform STAS 4162/1-89 "Canalizari –Decantoare primare", se recomandă de minimum 1,5 ore corespunzător debitului de calcul. Normele sovietice recomandă durate minime de decantare de 1,5 ore pentru decantoare primare care sunt precedate de treapta biologică de epurare unde apele nu trebuie să conțină o concentrație mai mare de 150 mg/dm^3 substanțe în suspensie. Dacă cantitatea substanțelor în suspensie în apa decantată depășește 150 mg/dm^3 și urmează epurarea biologică naturală (camuri de irigații sau de infiltrații), durata decantării poate fi redusă la 0,5-1,0 ore.

Normele germane recomandă durate de decantare primară a apelor uzate menajere de 1,5 –2,0 ore. Normele americane prin "Standardul celor zece State" (1959), recomandă diferite durate de decantare. Aceleași norme precizează că timpul mediu de decantare de 2 h poate fi redus sau mărit în funcție de situațiile locale. Creșterea duratei de decantare până la 3,5 ore se recomandă în cazul când decantarea primară trebuie să asigure o reducere importantă a CBO_5 , sau când, alături de apele uzate menajere, decantoarele primare sunt încărcate cu ape uzate industriale care conțin substanțe

bactericide sau metale grele [31].

Imhoff recomandă pentru apele uzate menajere un timp de decantare de 1,5 ore în cazul când adâncimea decantorului este în medie de 2,0 m și durate de 3,0 h când stația de epurare este prevăzută numai cu treaptă mecanică.

Literatura americană prin "Standardul celor zece State din S.U.A." recomandă valoarea de $1,00 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ pentru cazul când acestea sunt urmate de treapta biologică.

Eficiența decantării primare asupra reducerii materiilor organice, exprimată în CBO_5 , este de 20-25 %.

Pentru a asigura o bună funcționare a decantoarelor și o eficiență ridicată în ceea ce privește reținerea suspensiilor din apă, trebuie ca accesul și evacuarea apei să se facă cât mai uniform. Distribuția apei prin dispersarea firelor de curent în decantoare trebuie realizată pe toată înălțimea utilă, precum și pe toată lățimea ori perimetrul distribuitorului. În acest scop se prevăd camere de repartiție (distribuție) așezate în fața decantorului, dotate cu stăvilare sau orificii cu ajutorul cărora se reglează debitul, respectiv nivelurile de apă în fiecare compartiment. Pentru o bună distribuție a curentului, trebuie ca accesul apei să se facă la o distanță de 1,80 m față de radier, iar pentru disiparea energiei cinetice a curentului se vor prevedea pereți semiscufundați.

Unii autori recomandă ca între adâncimea reală a apei și lungimea decantorului să se respecte un raport de 1:20 până la 1:35.

Pentru a reduce din înălțimea utilă, în ultimul timp, s-au realizat decantoare tubulare în care apa circulă printr-o serie de tuburi înclinate sub un unghi de 40-60°, suspensiile având un drum mai mic de parcurs până la radierul tubului, deci timpul de decantare este mult mai redus.

Evacuarea apei din decantor este reglată prin deversoare metalice, având partea de sus realizată sub forma unor dinți de fierăstrău (deversoare triunghiulare) iar partea de jos este fixată de rigola de colectare a apei decantate. Pentru a asigura o evacuare cât mai uniformă, trebuie ca rigolele și deversoarele să fie perfect orizontale.

Încărcarea cu substanțe în suspensie, exprimată în substanță uscată, nu constituie pentru decantoarele primare un parametru important privind dimensionarea acestora, deoarece, cu excepția deversorului peste care se evacuează apele decantate, acestea nu influențează eficiența lor. Acest indicator trebuie urmărit în ceea ce privește obținerea unei consistențe cât mai mari a nămolului, obiectiv care este foarte important în exploatare.

3.2. Epurarea biologică

Epurarea biologică continuă procesul tehnologic al epurării apelor uzate urmând epurării mecanice. Până în prezent se consideră că metoda cea mai eficientă și cea mai economică de îndepărtare a substanțelor organice din apele uzate este epurarea biologică

Compoziția biocenozelor și randamentul de îndepărtare a substanțelor organice depind de mediu: compoziția apei uzate și concentrația în impurități, temperatura, cantitatea de oxigen, condițiile de amestec, modul de exploatare a instalației de epurare.

Se realizează prin instalații de epurare biologică naturală (câmpuri de irigare, filtrare, iazuri biologice) și în instalații de epurare biologică artificială (filtre biologice, bazine cu nămol activ) [11], [142], [175], [180], [181].

Epurarea biologică este procesul tehnologic prin care impuritățile organice din apele uzate sunt transformate de către o cultură de microorganisme în produși de degradare inofensivi : CO_2 , H_2O și într-o masă celulară nouă - biomasă. Cultura de micro – organisme se numește nămol activ. Diferitele specii ale biomasei coexistă în echilibru dinamic . Fluctuațiile temporare ale factorilor de mediu sunt compensate de dinamica populației de microorganisme care are o bună facultate de adaptare [202], [203].

Rolul principal în epurarea biologică este deținut de bacterii. Aceste micro-organisme care consumă substanțele organice pot trăi în lipsa sau în prezența oxigenului. În funcție de necesarul de oxigen, procesul poate fi aerob sau anaerob.

Procesul pentru îndepărtarea substanțelor organice din apă este un proces aerob, pe când procesul de prelucrare a nămolului este un proces anaerob.

Procesul de epurare aerobă are loc astfel : substanțele organice din apele uzate sunt adsorbite și concentrate la suprafața biomasei. Substanțele organice sunt descompuse în unități mai mici care pătrund în celula microorganismelor unde sunt metabolizate, iar ca produși de metabolizare se obțin CO , H_2O , energie și material celular nou.

Tehnologia de epurare a apelor uzate în instalațiile cu nămol activ a rămas neschimbată de la inventarea procedurii următor (vezi figura 3.1):

-apă uzată (influentul stației de epurare) este preepurată mecanic, respectiv este separată de o parte a suspensiilor prin sedimentarea acestora în decantorul primar (1), sau prin procese fizico – chimice dacă este cazul , este amestecată cu nămol recirculat (de întoarcere) și este aerat împreună cu nămolul activ (biomasa) în bazinul de aerare (reactor) (2), în așa fel încât O_2 dizolvat să satisfacă necesitățile de mediu

ale micro – organismelor aerobe, aglomerate în flocoane, iar acestea să se mențină în suspensii;

-apa epurată (efluentul stației de epurare), lipsită în procent de peste 95% de substanțe organice degradabile, este separată de nămol prin sedimentarea acestuia în decantorul secundar (3) și condusă spre râul receptor;

-nămolul activ depus în decantorul secundar este reîntors (recirculat) în bazinul de aerare și amestecat cu apa de tratat;

-nămolul activ excedentar, rezultat din procesele care au loc în reactor în timpul epurării este scos din circuit, pentru ca în bazinul de aerare să rămână concentrația de biomasă stabilită ca optimă .

Diferitele variante ale procesului cu nămol, activ diferă, în principal, prin modul de introducere a apei uzate, și prin raportul dintre substrat și micro-organisme.

Deci, în concepția actuală, epurarea biologică cu nămol activ nu este o operație unică, ci o combinație de operații intercorelate, care pot diferii în diferitele puncte ale spațiului instalației de epurare, și pot avea loc cu diferite viteze în timp; îndepărtarea substanțelor organice se face prin metabolism, de către o cultură mixtă de micro – organisme (biomasă).

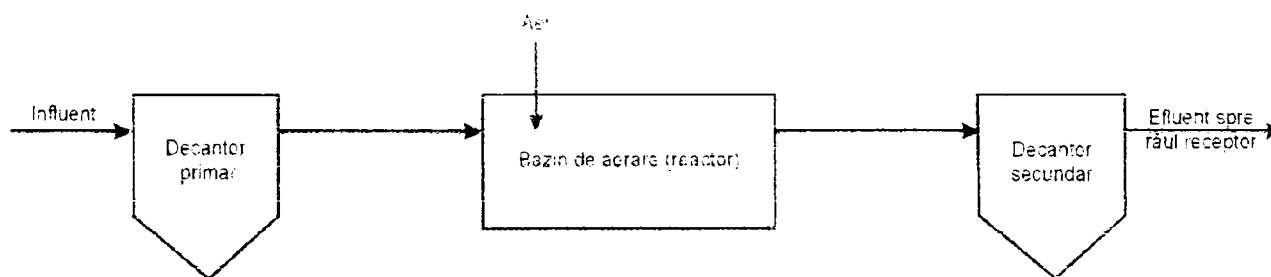


fig. 3.1 Flux tehnologic al epurării apelor uzate cu namol activ.

De o deosebită importanță în epurarea biologică este transferul de poluanți din apa uzată spre biomasă prin contact interfacial și prin fenomenul imediat următor de sorbție (adsorbție și absorbție). Aceste operații sunt rapide și eficiente în următoarele condiții: interfața apă uzată- biomasă să fie mare; gradientul de concentrație a substanței de îndepărtat în procesul epurării biologice să aibe pantă abruptă; să nu se formeze la interfața peliculei lichide care să împiedice transferul de substanțe în și din celulele micro-organismelor sau să se acumuleze substanțe nocive.

Calitatea contactului dintre impuritățile organice și biomasa se păstrează prin

procese de metabolisme, de oxidare a substanței organice și de sinteză a masei celulare vii.

În procesul epurării apelor uzate, concentrația substanțelor organice este exprimată global, direct prin determinarea carbonului organic sau indirect, prin determinarea consumului chimic de oxigen, metoda bicromatului de potasiu (CCO). În anumite cazuri, în care interesează eliminarea unor anumite substanțe organice, acestea sunt urmărite analitic prin metode specifice, în paralel cu valorile parametrilor nespecifici ai substanțelor organice globale. Substanțele organice asimilabile sunt exprimate indirect prin consumul biochimic de oxigen la 5 zile, CBO₅.

Schematic, procesul de epurare biologică are loc în reactor astfel: substanțele organice din apele uzate sunt adsorbite și concentrate la suprafața biomasei; aici, prin activitatea enzimelor eliberate de celulă (exoenzime), substanțele sunt descompuse în unități mici care pătrund în celula micro-organismelor unde sunt metabolizate; o parte a reacțiilor care au loc furnizează energie reacțiilor prin care se formează masă celulară nouă; iar produșii finali ai descompunerilor (produși de oxidare ca CO₂, H₂O, azotați, sulfatați, substanțe organice stabile) sunt eliberați în mediu; moleculele mici de substanțe organice, aflate în mediul apos, pot difuza în celulă fără să fie adsorbite pe suprafața acesteia [133].fig.nr.3.2

Deci, în epurarea biologică a apelor uzate, concomitent cu eliminarea substanțelor organice impurificatoare, se obține creșterea biomasei sub forma materialului celular insolubil, sedimentabil, precum și produși reziduali (de metabolism sau din distrugerea celulelor), unii ușor de îndepărtat, de exemplu CO₂, alții care rămân dispersați în mediul lichid, conferind o anumită valoare CCO-ului și CBO₅ -ului apei epurate; pentru nămolul activ se aproximează în general, creșterea biomasei la 40-60% din cantitatea de substanță organică asimilabilă, existentă în apa uzată menajeră. Această substanță organică, considerată global , reprezintă substratul dezvoltării micro-organismelor din nămolul activ.

Cunoașterea temenică a proceselor de asimilare sau de sinteză(anabolism) și de dezasimilare sau de oxidare (catabolism), a condițiilor de mediu în care are loc o eficiență optimă a inhibitorilor metabolice, precum și cunoașterea posibilităților de menținere a unui echilibru favorabil din punct de vedere tehnico-economic între aceste procese conduce la elaborarea instalațiilor de epurare biologică având randamente maxime în îndepărtarea poluanților organici și la înlăturarea erorilor fundamentale în aprecierea posibilităților de epurare biologică a anumitor ape uzate industriale.

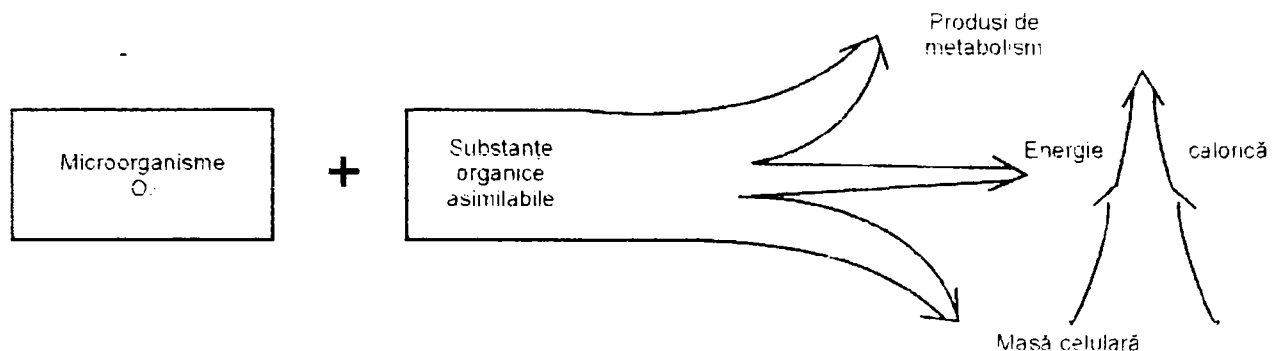


Fig. 3.2 Schema proceselor generale de metabolism în epurarea aerobă

În linii generale la îndepărtarea satisfăcătoare a substanțelor organice din apele uzate prin procese biologice iau parte :

- fenomene fizice ale transferului de masă (separarea prin sedimentare a suspensiilor grosiere din apa brută, a suspensiilor obținute prin coagulare, ca și a materialului celular sedimentabil, din apa tratată; introducerea oxigenului din aer în apă; difuzia oxigenului dizolvat ca și a substratului nutritiv în celulele microorganismelor; adsorbția substanțelor dizolvate, a particulelor coloidale și a suspensiilor fine pe suprafața biomasei; desorbția produșilor de metabolism în mediu).

- fenomene chimice (reacții de hidratare; reacții de hidroliză; reacții de precipitare, modificări ale pH-ului; reacții de oxido-reducere nebiologice);

- fenomene biochimice (reacții catabolice –oxidarea substratului, respirația endogenă; reacții anabolice –creșterea biomasei; inhibarea reacțiilor enzimatiche de către substanțe toxice, etc.);

- fenomene hidraulice (de curgere; distribuția apei în reactor; timp de retenție; viteză de sedimentare; încărcări hidraulice).

Microorganismele implicate în procesele aerobe necesită pentru metabolism (ansamblul proceselor vitale de asimilare a unor substanțe din mediul înconjurător și de eliminare a produșilor de dezasimilare în mediu) oxigen. În mod normal, necesarul de oxigen este acoperit de oxigenul molecular dizolvat în apă, prezent în proporție foarte mică (0,8 % vol.) față de cea din aer (21 % vol.). Aceasta face mediul acvatic foarte sensibil la nevoile de oxigen ale microorganismelor, în sensul că poate deveni cu ușurință deficitar în oxigen. Pentru a înțelege și stăpâni procesul de epurare biologică este necesar să se cunoască microorganismele care populează instalațiile de epurare.

3.3. Epurarea chimică

Are ca scop acțiunea substanțelor chimice asupra materialelor solide în suspensie separabile prin decantare [5], [6],[24], [30]:

- a. coagularea materialelor solide în suspensie realizată în instalații de coagulare ;
- b. clorarea apelor uzate realizată în stații de clorare și bazine de contact.

a. Materiile coloidale și în suspensie foarte fine pot fi îndepărtate din apa uzată numai dacă sunt făcute sedimentabile prin adăugare de coagulanți. Aceștia sunt substanțe chimice care se dispersează în apă sub formă de particule fine încărcate cu sarcină electrică pozitivă neutralizând câmpul electric al particulelor solide aflate în suspensie coloidală.

Ca efect al acestui fenomen particulele fine se aglomerează sub forma unor flocoane din ce în ce mai mari, care sub acțiunea gravitației se depun pe radierul bazinului antrenând și particulele neaglomerate. Combinarea procesului de floculare și sedimentare se numește precipitare chimică.

Folosirea coagulanților pentru tratarea apelor uzate este mai puțin utilizată decât pentru apele de alimentare. În cazul apelor uzate, întrebuințarea este recomandată când acestea au variații mari sezoniere în ceea ce privește debitul, concentrația sau gradul de epurare. În ultimul timp interesul pentru folosirea coagulanților a crescut deoarece se cunoaște mult mai mult despre comportarea particulelor în suspensie și coloidale din apele uzate [185].

Precipitarea chimică este folosită cu bune rezultate și pentru tratarea apelor industriale, în care substanțele toxice sau alte substanțe provenite din procesele industriale pun în pericol epurarea biologică.

Cele mai economice substanțe chimice folosite în scopul coagulării sunt sărurile de fier și mai puțin cele de aluminiu :

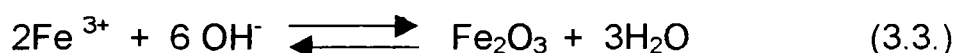
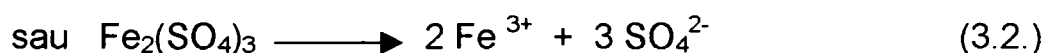
-Clorură ferică (FeCl_3), sub toate formele, iar pentru folosință se prepară o soluție de 45% FeCl_3 .

-Sulfatul feric [$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$] sau [$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$]. El este distribuit sub formă de granule roșii.

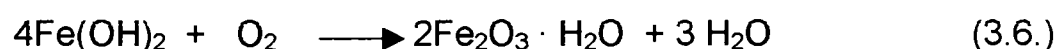
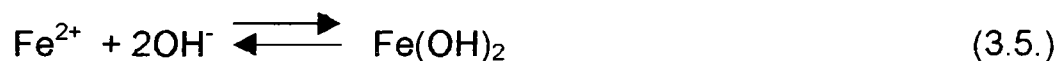
- Sulfatul feros $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$; există sub formă de granule, cristale și pulbere.
- Sulfatul feros oxidat cu clor reprezintă un amestec de clorură ferică și sulfat feric care se prepară chiar în stația de epurare din sulfat feros și clor.
- Varul, distribuit sub formă de CaO sau $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Varul conține 70-90% CaO .
- Sulfatul de aluminiu [$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$]. Dacă apa uzată care trebuie să fie tratată cu sulfat de aluminiu nu este suficient de alcalină, ea se alcalinizează cu var sau sodă.

Coagulanții de fier și aluminiu dizolvați în apă, eliberează ioni de fier și aluminiu cu valență mare care se combină cu (OH^-) și face posibilă formarea de hidroxizi de fier sau aluminiu după următoarele reacții :

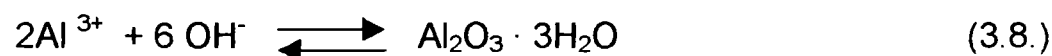
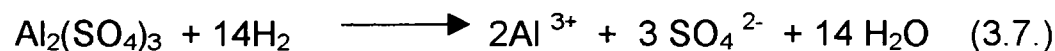
1.reacțiile pentru clorura și sulfatul feric:



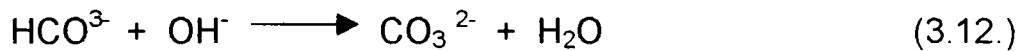
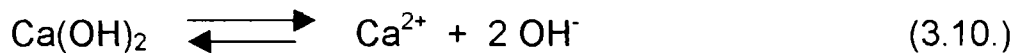
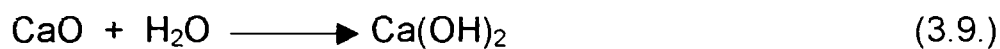
2.reacțiile pentru sulfatul feros la pH mare, în prezența de O_2 .



3.reacțiile pentru sulfatul de aluminiu:



4.reacțiile pentru var:



Din punct de vedere al eficienței, cu clorură ferică se obține un grad de reținere al materialelor în suspensie mai mare, în comparație cu sulfatul de aluminiu.

Unele cercetări arată că sărurile ferice sunt mai eficiente decât cele feroase. Sărurile ferice pot fi folosite pentru un domeniu al pH-ului ceva mai mare ca cele feroase și acționează mai bine la valori ale pH-ului mai coborâte. PH-ul apei uzate are un rol important în privința coagulării.

Temperatura la care se face coagularea, în cazul apelor uzate este mai puțin importantă, deoarece aproape în toate cazurile ea se găsește peste 4-5⁰ C, valori sub care reacțiile chimice se desfășoară foarte lent.

Dacă însă se introduc așa numiții adjuvanți de coagulare, (bioxid de siliciu, bentonită, cărbune activ, etc) reacțiile chimice sunt accelerate la nivelul celor care se produc la temperaturi de peste 4-5⁰ C și în același timp vitezele de sedimentare se măresc, drept consecință a măririi în volum și greutate a flocoanelor.

Eficiența optimă se obține pentru sulfat de aluminiu la pH = 5,5-8; sulfatul feros la pH = 8-11 și sulfatul feric la pH = 4-7. Determinarea dozei optime de coagulant se face în laborator.

Condițiile de aplicare a dozei optime de coagulant se face după metoda Jar-test. Doza variază în funcție de materiile în suspensie, de gradul de epurare necesar, de condițiile de floclare, debitul de apă uzată, etc.

b. Clorarea apelor uzate este procedeul cel mai eficace pentru dezinfecția acestor ape. Într-o stație de epurare, clorul este însă folosit și în alte numeroase scopuri (îndepărtarea mirosului, reducerea CBO). Dezinfecția apelor uzate se practică după epurare.

3.4. Epurarea avansată (terțiară)

Metodele avansate de epurare cuprind toate acele mijloace și procedee prin care se pot obține grade de epurare mai ridicate decât cele asigurate prin metodele clasice de epurare, precum și îndepărtarea unor poluanți care trec neschimbați prin treapta primară și secundară și sunt toxici sau rezistenți la atacul microorganismelor [87], [89], [93], [96], [114].

Epurarea terțiară, după unii autori [87], [128], [137], [150], [151], [154], [158] este sinonimă cu epurarea avansată și cuprinde acele procese care se aplică după epurarea primară și epurarea secundară având drept scop completarea epurării pentru îndepărtarea substanțelor organice, a suspensiilor, eliminarea fosforului și a azotului, sau a altor poluanți din efluentul secundar [55], [56], [131], [197].

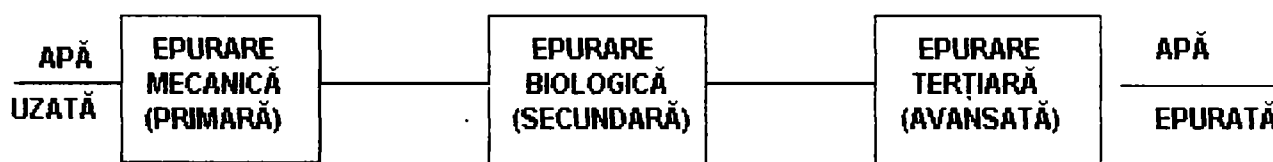


Fig. 3.3 Schema generală de epurare completă a apelor uzate

Există procese de epurare avansată care pot modifica sau înlocui una sau mai multe faze ale tehnologiei clasice de epurare. Scopul epurării avansate este deci de a diminua debitul de poluanți descărcați în emisar sau de a produce o apă de calitate adecvată pentru re folosire fig.3.3. Prin aplicarea unor metode de epurare avansată, de mare aplicabilitate capabile să îndepărteze și substanțele refractare la procedeele clasice, se ajunge la obținerea unor ape de calitate. Procedeele de epurare aplicate curent astăzi trebuiesc completate cu altele noi, capabile să îndepărteze într-un grad înaintat, impuritățile care nu sunt eliminate prin epurarea clasică. Nevoia de a îndepărta din apă substanțele minerale și o serie de substanțe organice inaccesibile epurării biologice duce la concluzia că epurarea poluanților solubili nu poate să se bazeze numai pe însușirea fundamentală a acestora, care este biodegradabilitatea.

De aceea este necesar ca pentru preepurarea apelor să se aplice într-o măsură crescândă procese fizice, chimice și biologice de mare eficiență.

Epurarea avansată a apelor uzate se poate realiza prin metode fizice, fizico-chimice și biologice. (fig.3.4)

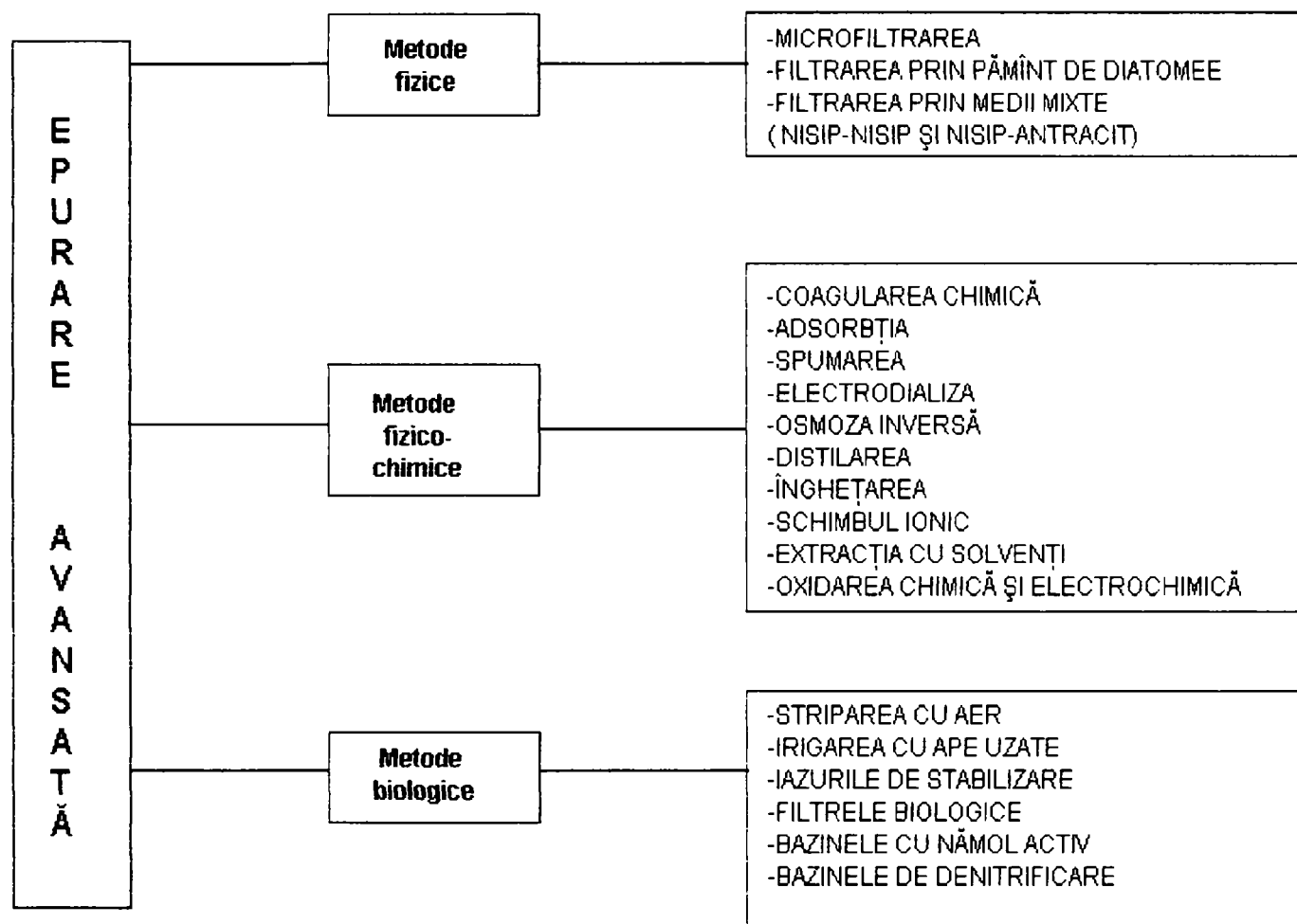


Fig. nr. 3.4 Metode pentru epurarea avansată a apelor uzate

Principalele procese luate în considerare pentru atingerea obiectivelor epurării avansate sunt următoarele: filtrarea prin microsite și paturi granulare, coagularea și precipitarea chimică, adsorbția, spumarea, electrodializa, osmoza inversă, distilarea, înghețarea, schimbul ionic, extracția, oxidarea chimică și electrochimică, striparea cu aer a poluanților volatili, irigarea cu ape uzate, iazurile de stabilizare, filtrele biologice, biofiltrele, bazinele cu nămol activ, nitritificarea și denitritificarea biologică. Dintre acestea unele s-au dovedit aplicabile în practică atât din punct de vedere tehnic cât și economic, și anume: coagularea și precipitarea chimică, adsorbția, electrodializa, schimbul ionic și osmoza inversă, striparea cu aer și denitrificarea. Altele, cum ar fi oxidarea electrochimică, spumarea, extracția cu solvenți, distilarea și înghețarea, prezintă încă unele inconveniente care le limitează posibilitățile de aplicare

Multe din procedeele enumerate sunt aplicate în industria chimică. Pentru epurarea avansată atât a apelor uzate menajere, cât și a celor industriale, filtrarea prin micrositate și paturi granulare constituie procedeul care s-a extins cel mai mult în Anglia, Germania, Canada, America și chiar în România. Procesele de separare cu ajutorul filtrelor cu paturi granulare sunt deosebit de complexe, motiv pentru care aplicarea acestora, ca procese avansate de epurare, ridică probleme de ordin tehnic și economic [100], [104], [112].

3.4.1. Metode fizice de epurare avansată

Metodele fizice folosite pentru epurarea avansată sunt microfiltrarea și filtrarea cu mase granulare (nisip, nisip și antracit, pământ de diatomee, etc.)

3.4.1.1 . Microfiltrarea (micrositarea)

Microfiltrarea sau micrositarea constă din trecerea apelor uzate epurate prin procedee mecano-biologice printr-o sită deasă, alcătuită dintr-o pânză de oțel inoxidabil, sau din masă plastică cu ochiuri extrem de fine, cu interspații microscopice. În timpul procesului de filtrare sunt reținute pe site particulele rămase în apa epurată după decantarea secundară și ale căror particule sunt mai mici decât cele ale ochiurilor.

Această reținere suplimentară se datorește atât proliferării pe sită a unor micro-organisme, cât și fixării pe aceasta a unor particule fine, constituindu-se în acest fel o rețea de filtrare foarte deasă. S-a constatat că pentru obținerea unei ape de calitate cât mai bună este necesar ca pierderea de sarcină prin microsită să rămână constantă, cu scopul de a preveni trecerea particulelor fine reținute [1], [7], [10], [43], [97]. Plasele pentru micrositate se fabrică cu ochiuri de 23 μ , folosite pentru tratarea apei în scopuri potabile și pentru epurarea terțiară a apelor uzate; cu ochiuri de 35 μ , folosite în general pentru aceleași scopuri, și cu ochiuri de 65 μ , când se cere un grad redus de epurare. Pentru tratări mai grosiere, se folosesc plase cu ochiuri de 150 μ .

Micrositele sunt curățite cu hipoclorit de sodiu la intervale de circa 8 săptămâni. Eficiența micrositelor este de 50-60% din punct de vedere al materilor solide în suspensie și de 30-40 %, din punct de vedere al CBO₅-ului.

3.4.1.2 Filtrarea prin mase granulare

Filtrarea prin pământ de diatomee, prin nisip, sau prin nisip și antracit a fost folosită cu bune rezultate pentru epurarea terțiară a apelor uzate. Prin aceste instalații și în mod deosebit prin filtrele rapide de nisip s-a asigurat reducerea materiilor solide în stare de suspensie și a CBO_5 -ului, în paralel cu eliminarea fosforului și a azotului [3]; [7], [9], [10], [15], [21], [87], [137], [136], [152]. Filtrarea în general și filtrarea rapidă în special s-a utilizat fie ca treaptă terțiară de epurare, după epurarea primară și secundară, fie direct ca treaptă avansată, fără o prealabilă epurare mecanico-biologică [16], [27], [34], [39], [60], [82], [84], [84], [85]. Aplicarea acestui procedeu s-a început în Anglia și Rusia, fiind continuată apoi în Germania, America și chiar în România

3.4.2. Metode fizico-chimice de epurare avansată

Metodele fizico-chimice utilizate în epurarea avansată a apelor uzate sunt coagularea chimică, adsorbția, spumarea, electrodializa, osmoza inversă, distilarea, înghețarea, schimbul ionic, extracția cu solvenți, oxidarea chimică și electrochimică. Primele două procedee sunt cele mai des folosite [113].

3.4.2.1. Coagularea chimică

Materiile coloidale și în suspensie (foarte fine), pot fi îndepărtate din apa uzată numai dacă sunt făcute sedimentabile, prin adăugare de coagulanți. Coagulanții sunt substanțe chimice care se dispersează în apă sub formă de particule fine încărcate cu sarcină electrică pozitivă neutralizând câmpul electric al particulelor solide naturale aflate în suspensie coloidală. Ca efect al acestui fenomen particulele fine se aglomerează sub forma unor flocoane din ce în ce mai mari datorită așa numitului proces de floclare, care sub acțiunea gravitației se depun pe radierul bazinelor decantoare în care se produce procesul, antrenând în același timp și particulele neaglomerate. Combinarea procesului de floclare și sedimentare se numește precipitare chimică [6], [4], [45], [206].

Folosirea coagulanților pentru tratarea apelor uzate este mai puțin utilizată în cazul apelor uzate. Întrebuintarea este recomandată atunci când: acestea au variații mari sezoniere, în ceea ce privește debitul și concentrația, sau se impune un grad de epurare mai mare decât cel obținut prin sedimentarea obișnuită; sau suprafața pe care trebuie să se amplaseze stația de epurare este redusă și este necesar să se evite producerea de mirosuri neplăcute.

În ultimul timp interesul pentru folosirea coagulanților a crescut atât la epurarea apelor uzate orășenești, dar mai ales pentru tratarea apelor uzate industriale. Cele mai economice substanțe chimice folosite pentru coagulare sunt sărurile de fier și cele de aluminiu.

Substanțele chimice folosite în scopul coagulării sunt clorura ferică, sulfatul feric, sulfatul feros, sulfatul de aluminiu și varul sub formă de oxid sau hidroxid de calciu pentru corectarea pH-ului apei uzate.

Coagularea chimică mai contribuie la îndepărtarea fosforului și azotului. Fosforul provine din dejecțiile umane, din detergenți, de la tratarea apei cu polifosfați în vederea dedurizării, din dejecțiile animaliere și din îngrășămintele chimice. Fosforul este unul din elementele importante care conduce la eutrofizarea lacurilor și a râurilor.

Pentru îndepărtarea fosforului din apa uzată prin coagulare, se folosesc următoarele substanțe chimice: clorură ferică, sulfatul de aluminiu, varul, precum și o serie de polielectroliți naturali sau sintetici. Atât clorura ferică cât și sulfatul de aluminiu sunt indicate pentru îndepărtarea fosfaților cu condiția ca apele să fie agitate în mod corespunzător (prin aerare sau agitare), pentru a se asigura formarea flocoanelor și un timp corespunzător pentru reacție și decantare.

Coagularea simultană cu clorură ferică și var la valori de pH = 8,8 – 9 conduce la îndepărtarea aproape totală a fosforului din apa uzată. Avantajul folosirii simultane a celor doi coagulanți constă în faptul că, pe de o parte cantitatea de clorură ferică care este costisitoare scade, iar pe de altă parte crește eficiența de îndepărtare a fosforului.

Pentru eliminarea pe cale chimică a fosfaților pot fi folosite două procedee : precipitarea simultană și precipitarea posterioară.

În primul procedeu, clorura ferică este adăugată direct în bazinul de aerare cu nămol activ. Nămolul de recirculare și cel în exces permite, pe de o parte să se utilizeze excesul de fier pe care îl conține, iar pe de altă parte favorizează precipitarea fosfaților și ca atare, se reduce cantitatea de clorură ferică folosită. Economia de clorură ferică este de 50 – 70%, față de cea care ar fi necesară în cazul în care nu se utilizează

recircularea.

În cazul celui de al doilea procedeu fosfații se precipită după decantarea secundară . În acest scop se realizează o instalație cu toate compartimentele necesare (preparare, amestec, reacție), amplasată după decantorul secundar, realizându-se astfel o stație de epurare terțiară propriu-zisă .[9], [15], [13], [14], [28], [32], [110], [121], [137], [166]. Azotul este îndepărtat din apă cel mai bine prin intermediul schimbătorilor de ioni, când ionii din apă sunt înlocuiți cu cei din schimbătorii de ioni. Deși eficiența este foarte mare (99 %) costul acestui procedeu este foarte ridicat. Dezavantajul acestui procedeu este determinat de îmbâcsirea schimbătorilor de ioni cu substanțe organice existente în apa uzată. Îmbâcsirea se poate evita prin îndepărtarea prealabilă a substanțelor organice.

3.4.2.2. Adsorbția

Adsorbția este fenomenul de fixare și de acumulare a moleculelor unui gaz sau ale unui lichid (adsorbat) pe suprafața unui corp solid (adsorbant). Substanțele reținute de adsorbant pot fi puse în libertate prin încălzire sau prin extracție, adsorbantul recăpătându-și aproape integral proprietățile integrale și poate fi folosit din nou pentru adsorbție [176].

În practică se folosesc drept adsorbanti numai materialele care au o suprafață specifică (raportul suprafață/ greutate) suficient de mare pentru a asigura o capacitate de adsorbție satisfăcătoare. La cărbunele activ de exemplu, această suprafață specifică este de cca. $1000 \text{ m}^2/\text{gf}$ ($105 \text{ m}^2/\text{N}$).

Pentru epurarea apelor uzate se folosesc drept adsorbanti: cărbunele activ, cocsul, cenușiile fine de la generatoarele de gaz, cenușiile de la termo-centrale, zgurile de la cocsificarea cărbunilor, zgurile metalurgice, cărbuni fosili, talașul și rumegușul de lemn, etc.

Adsorbția este aplicată pentru îndepărtarea din apă a unor impurități în concentrație scăzută, rămasă în apa uzată după aplicarea în prealabil a unor procedee de epurare și atunci când se impune un grad ridicat de epurare.

După modul în care apa de epurat este pusă în contact cu adsorbantul, adsorbția poate fi statică sau dinamică. La adsorbția statică, adsorbantul sub formă de granule fine sau praf este agitat cu apa un anumit timp, după care adsorbantul este separat din apa epurată prin sedimentare sau prin filtrare, fiind trecut apoi la regenerare. La adsorbția dinamică, apa cu impurități străbate continuu un strat fix, mobil sau fluidizat de

adsorbant.

Cele mai multe instalații de epurare prin adsorbție, în condiții dinamice, utilizează paturi fixe de cărbune activ cu granulație de 0.5-2.5 mm, mai ales în filtre închise, cu înălțimea stratului filtrant de 1.00-3.00 m. Viteza de filtrare a apei fiind cuprinsă între 5 și 30 m/h.

Pentru epurarea avansată a unei ape uzate menajere, care în prealabil a fost epurată biologic este necesar aproximativ 0.1 daN/m^3 apă uzată, la încărcări ale filtrului cuprinse între 0.15 și $0.35 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$. În cazul folosirii filtrelor de cărbune activ este necesară limpezirea avansată a apei înainte de adsorbție, deoarece în prezența suspensiilor fine poate avea loc îmbâcsirea filtrului și creșterea pierderilor de sarcină. Se recomandă ca apa uzată după epurarea mecano-biologică să fie tratată chimic și limpezită cu ajutorul decantoarelor sau a filtrelor de nisip înainte de a fi introdusă în filtrul cu pat adsorbant. Printr-un astfel de tratament, substanțele organice, rămase după decantarea secundară se pot reduce cu circa 80% (82,84).

3.4.3. Metode biologice de epurare avansată

3.4.3.1. Generalități

Epurarea biologică avansată a apelor uzate se impune atunci când prin procedeele clasice nu pot fi separate acele substanțe și elemente chimice care prin conținutul lor pot accentua poluarea emisarilor, făcându-i improprie pentru alimentările cu apă, pentru creșterea peștilor sau pentru zonele de agrement.

Substanțele poluante care se pot elimina prin metode biologice de epurare avansată sunt: combinațiile fosforului și cele ale azotului; combinațiile amoniacului; suspensiile fine de natură organică; substanțele greu degradabile și nedegradabile. În funcție de scopul urmărit, epurarea biologică avansată se poate utiliza pentru: descompunerea materiilor organice; nitrificare; denitrificare și eliminarea fosforului.

Procedeele prin care se pot separa substanțele poluante din apele reziduale sunt: striparea cu aer; irigarea cu ape uzate; iazurile de stabilizare; filtrele biologice; biofiltrele; bazinele cu nămol activ; bazinele de denitrificare și bazinele de nitrificare [107], [115].fig.3.4

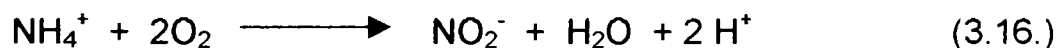
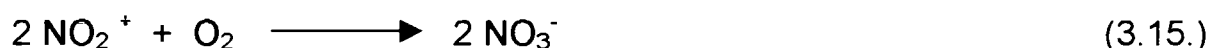
3.4.3.2. Descompunerea materiilor organice

Descompunerea materiilor organice se realizează printr-o oxidare biologică cu ajutorul microorganismelor care se dezvoltă în bazinele de aerare sau în biofiltre. Biomasa care se obține este dependentă de densitatea și viteza de dezvoltare a microorganismelor. Se îndepărtează cu ajutorul decantoarelor secundare prin nămolul în exces.

3.4.3.3. Nitrificarea

Nitrificarea este procesul de oxidare a amoniacului (NH_4^+ -N) în nitrit și apoi în nitrat cu ajutorul a două grupe de bacterii: nitrosomonas și nitrobacteriile. Aceste bacterii au o dezvoltare lentă și se numesc bacterii nitrifiante (nitrificatoare). Bacteriile consumatoare de dioxid de carbon (CO_2) se numesc autotrofe, iar cele consumatoare de carbon organic (C_{org}) se numesc bacterii heterotrofe. Ambele tipuri de bacterii se dezvoltă în nămolul activ [144], [163].

Reacțiile chimice care au loc în cadrul proceselor de nitrificare sunt de forma:



În cadrul reacției (3.14.) acționează bacteriile nitrosomonas, iar în reacția (3.15.) nitrobacteriile. Atât bacteriile heterotrofe cât și cele autotrofe conviețuiesc în nămolul activ și fiind consumatoare de oxigen au nevoie de un mediu aerob [106].

În cazul în care se cere nitrificarea avansată cu scopul reducerii concentrației de amoniu și de azot se impune descompunerea și a nitraților rezultați în urma proceselor clasice de epurare.

La descompunerea nitraților se face uz de proprietatea bacteriilor heterotrofe din nămolul activ de a consuma oxigenul din nitrați în condiții de anaerobie.

3.4.3.4. Denitrificarea

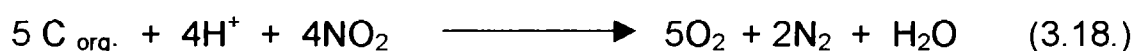
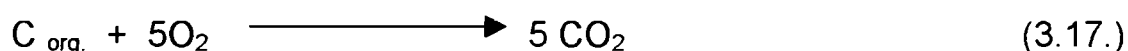
În cadrul proceselor de denitrificare, substanțele anorganice, combinațiile oxidate ale azotului, nitriții și nitrații sunt transformate cu ajutorul bacteriilor heterotrofe în azot gazos liber [106],[177], [179].145], [95].

Pentru descompunerea substanțelor pe bază de carbon, bacteriile extrag oxigenul legat chimic și nu oxigenul liber dizolvat, din combinațiile azotului cu hidrogenul.[19]

Acest fenomen se produce atunci când bacteriile sunt silit să utilizeze această sursă din cauza lipsei de oxigen liber și deci se impune crearea unor condiții de mediu anoxice.

În cazul proceselor de denitrificare, nitratul existent în apă este descompus pe cale biologică, sub efectul bacteriilor anaerobe în azot liber, bioxid de carbon și apă, concomitent cu un consum de carbon.În locul asimilării de oxigen dizolvat se produce consum de nitrat.

Reacțiile care au loc sunt de forma:



Denitrificarea consumă jumătate din ionii de hidrogen (H^+) produși la nitrificare preîntâmpinându-se astfel scăderea pH-ului.

Tehnologia pentru eliminarea substanțelor organice pe bază de carbon și a azotului pentru nitrificare se impune prezența oxigenului liber (condiții aerobe), iar pentru denitrificare condiții de mediu anoxice (anaerobe).

3.4.3.5. Eliminarea fosforului

Eliminarea fosforului, ca procedeu de epurare avansată se poate realiza atât pe cale chimică, cât și pe cale biologică [69], [155], .

Pe cale chimică eliminarea fosforului din apele uzate, provenind din resturile alimentare, din reziduurile umane și animaliere sau din detergenți, se realizează prin efectul coagulanților care îl leagă sub formă de săruri greu solubile de fier, aluminiu sau cadmiu și care apoi se decantează. Coagularea chimică, pe lângă faptul că

elimină fosforul din apele uzate determină o creștere a cantității de nămol reținut, cât și a conținutului de săruri din apele epurate[167], [182], [183].

Pe cale biologică, eliminarea fosforului se realizează în două trepte: prin efectul bacteriilor anaerobe și a celor aerobe[17].

În treapta anaerobă, bacteriile facultativ anaerobe heterotrofe, transformă substanțele organice ușor de descompus în acizi organici care servesc ca substrat pentru alte microorganisme. Bacteriile capabile să acumuleze fosfați asimilează această substanță și produc apoi substanțele de rezervă.

În treapta aerobă, fosfatul din apă este preluat de microorganisme și acumulat în special de către bacteriile capabile să acumuleze fosforul sub formă de polifosfați. Energia necesară pentru aceste transformări se obține prin descompunerea substanțelor de rezervă și a celor organice.

Pentru eliminarea fosforului pe cale biologică, trebuie ca stația de epurare să dispună de o treaptă biologică cu o cantitate satisfăcătoare de substanțe de substrat ușor degradabile pentru formarea de acizi organici și îmbogățirea cu substanțe de rezervă[201].

Această treaptă anaerobă trebuie să urmeze unei trepte aeriene pentru a se reface rezerva de polifosfați. Din decantoarele secundare, se îndepărtează odată cu nămolul în exces și bacteriile acumulative de fosfat. Aceste instalații sunt de regulă cu încărcare redusă, astfel că în bazinele de aerare se produce și nitrificarea. Pentru ca procesul să nu fie deranjat de nitratul existent în nămolul recirculat se impune realizarea suplimentară a unei denitrificări.

Timpul de reținere a apei în decantoarele secundare trebuie să fie atât de scurt pentru ca să nu aibă loc redizolvarea fosfatului.

3.4.4. Procedee biologice pentru separarea substanțelor poluante din apele uzate

3.4.4.1. Striparea cu aer

Striparea cu aer constă din introducerea de bule de aer în apa uzată, prin care poluanții volatili prezenți trec din faza apoasă lichidă în faza apoasă gazoasă, fiind transportați astfel în atmosferă. Procesul se aplică pentru eliminarea sulfurilor, a compușilor organici nepolari cu greutate moleculară mică și a azotului amoniacal.

3.4.4.2. Irigarea cu ape uzate

Irigarea cu ape uzate a terenurilor agricole poate conduce la îndepărtarea substanțelor poluante conținute în apele uzate.

În timpul trecerii apelor uzate prin sol au loc procese de mineralizare a substanțelor organice evidențiate prin reducerea CBO_5 cu până la 90%, a CCO cu 60-80%, azotul organic cu 60-65% și azotul total cu 65-85%, datorită procesului de denitrificare naturală.

Irigarea pășunilor sau a fânețelor cu apele uzate rezultate după epurarea mecano-biologică se practică cu succes în Anglia.

Prin acest procedeu se obțin reduceri suplimentare de suspensii de 60-75%, iar la CBO_5 de cca. 50%.

Tot în Anglia epurarea terțială se realizează prin irigarea combinată cu filtrarea prin nisip și cu iazuri de stabilizare [97], [105].

3.4.4.3. Iazuri de stabilizare

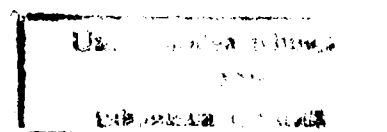
Iazurile de stabilizare sunt construcții utilizate cu bune rezultate pentru epurarea terțiară, folosindu-se efectul algelor de a asimila substanțele nutritive, azotul și fosforul în special, îndepărtându-le din apă.

Plantele superioare care se dezvoltă în aceste iazuri au nevoie de mari cantități de fertilizanți.

Una dintre deficiențele acestui procedeu este dezvoltarea intensă a algelor, în anumite perioade, ceea ce conduce la mărirea cantității de materii în suspensie, și, uneori chiar creșterea CBO-ului datorită algelor distruse.

Algele ajunse în emisar, produc dezoxigenarea apei în anumite perioade ale anului, provocând degradarea faunei de nevertebrate, de care depinde numărul și varietatea peștilor

Iazurile biologice ca și câmpurile de irigare cu ape uzate sunt condiționate de climat și de existența suprafețelor corespunzătoare construirii acestor instalații [96].



3.4.4.4. Bazine cu nămol activ și filtre biologice

Aceste instalații sunt practicate îndeosebi pentru îndepărtarea din apele uzate a fosforului. Creșterea numărului de microorganisme din nămolul activ are la bază fosforul, ca fiind substanță nutritivă esențială [59], [46], [127]

Procentul fosforului încorporat în nămolul activ este funcție de încărcarea organică a bazinului, de cantitatea de aer furnizat și de concentrația oxigenului dizolvat din bazin. În acest proces cea mai mare parte din fosfor este îndepărtat prin acțiunea microorganismelor, iar o mică parte este eliminat prin procesul de precipitare cationică.

Procesul de eliminare a fosforului din bazinele cu nămol activ poate fi îmbunătățit prin adăugarea de substanțe chimice, coagulanți, obținându-se în final o îndepărtare a fosforului cu până la 95%.

3.4.4.5. Bazine de denitrificare

Bazinele de denitrificare sunt folosite în special pentru îndepărtarea azotului din nămol. Prin activitatea microorganismelor din nămol se ajunge la degradarea materiilor organice; obținându-se în final eliminarea azotului sub formă de gaz. [36], [37], [38].

Denitrificarea este fenomenul care transformă azotii și azotații în amoniac (NH_3) și în gaze (CO_2 , CH_4). În aceste bazine trebuie să existe deja azotiți și azotați ca rezultat al transformării sărurilor de amoniu prin intermediul fenomenelor de nitrificare.

Denitrificarea este influențată în principal de pH, temperatură, și de calitatea substratului. Denitrificarea ca procedeu de epurare terțiară poate conduce la o reducere a azotului.

Cap.4. FILTRAREA ÎN TEHNOLOGIA DE EPURARE A APELOR UZATE

4.1 Considerații generale

Filtrarea ca proces determinant în cadrul proceselor de tratare a apelor de alimentare a centrelor populate și a unităților industriale, a început să se utilizeze din ce în ce mai mult și pentru epurarea apelor uzate, atât pentru îmbunătățirea și creșterea eficienței instalațiilor clasice, cât și pentru noile stații cu treaptă avansată de epurare [50], [71], [78], [90], [92], [125], [129].

Filtrarea apelor uzate este un procedeu fizic, utilizat în general atunci când se cere o calitate superioară a efluentului sau când apa uzată este reutilizată.

În cadrul proceselor de filtrare are loc:

- reținerea flocoanelor biologice rămase în efluenții decantoarelor secundare după trecerea prin filtre biologice sau prin instalații cu nămol activ;

- reținerea flocoanelor rezultate după tratarea fizico-chimică cu coagulanți sau cu var, pentru precipitarea fosfaților după bazinele de decantare secundară ale procesului de epurare biologică;

- reținerea suspensiilor rămase după tratarea cu coagulanți a apelor uzate în procesele de epurare terțiară sau de epurare fizico-chimică independentă;

- reținerea suspensiilor rămase după epurarea mecanică dar fără tratare chimică.

Procedeul de filtrare a apelor uzate poate fi aplicat atât ca etapă de tratare finală, de finisare după alte procedee, sau ca etapă intermediară pentru pregătirea apei pentru etapa următoare de tratare, ca de exemplu, înaintea aplicării procedeeului de osmoză inversă [100].

Pentru epurarea apelor uzate se pot utiliza filtre cu strat gros, alcătuite din mase granulare sau filtre pe suport subțire, alcătuite din țesături, site, microsite etc.

Eficiența procedeeului de filtrare a apelor uzate depinde de concentrația și caracteristicile suspensiilor din apa ce urmează a fi filtrată, de natura și caracteristicile mediului filtrant și a particulelor componente, de modul de alcătuire al filtrului precum și de metodele de exploatare utilizate [81], [108].

Pentru alegerea tipului de filtru este necesar să se cunoască eficiența tratărilor prealabile și în special modul de pretratare chimică, după care, în funcție de calitatea influentului se va stabili natura, granulația și grosimea stratului filtrant, viteza de filtrare,

pierderea de sarcină finală, durata ciclurilor de filtrare, modul de spălare etc.

Alegerea tipului de filtru și a parametrilor menționați se va face pe baza experienței existente, cât și pe baza unor riguroase studii pe instalații de laborator sau pe piloți industriali.

Datorită faptului că debitele de ape uzate prezintă oscilații foarte mari în timp, instalațiile de filtrare a apelor uzate, spre deosebire de cele utilizate pentru obținerea apei potabile, se vor dimensiona pentru debitele maxime orare și nu pentru debitele maxime zilnice.

O altă diferență care apare între filtrarea apelor uzate și cea a apelor potabile o constituie concentrația și natura materiilor în suspensie. S-a constatat că pe măsură ce crește debitul apelor uzate crește și concentrația materiilor în suspensie, și în consecință la apariția debitelor orare apa uzată după decantoarele secundare care v-a intra în filtre v-a prezenta o concentrație dublă față de media zilnică ce trebuia reținută (30-50 mg/l) în perioadele de debit maxim, determinând creșterea rapidă a pierderilor de sarcină și reducerea ciclurilor de filtrare.

Prin faptul că suspensiile solide din apele uzate prezintă o capacitate de aderență mai mare față de granulele mediului filtrant, intensitățile folosite pentru spălarea filtrelor vor fi mult mai mari decât în cazul filtrelor pentru obținerea apei potabile.

Răspunsul la diferitele întrebări care se pun în legătură cu alcătuirea, construcția și exploatarea instalațiilor de filtrare se va putea da numai după o riguroasă cercetare teoretică și verificare experimentală.

4.2 Clasificarea instalațiilor de filtrare

Instalațiile de filtrare utilizate în cadrul tehnologiei de epurare a apelor uzate se pot clasifica după următoarele criterii : [87], [114], [115], [154]

1 -după natura procesului și nivelul apei în stratul filtrant se deosebesc filtre umede și filtre uscate;

2 -după direcția de curgere a apei se deosebesc filtre descendente, filtre ascendente, filtre cu dublu curent și filtre radiale;

3 -după modul de funcționare se deosebesc filtre cu nivel liber (deschise) și filtre sub presiune (închise);

4 -după modul de alcătuire al straturilor filtrante se deosebesc filtre monostrat,

filtre cu strat dublu și filtre;

5 -după natura materialelor filtrante și modul de echipare al cuvelor se deosebesc filtre cu nisip, pietriș, dolomită, granat, antracit, cărbune activ și diferite materiale sintetice, alcătuite dintr-un singur strat sau din mai multe straturi cu materiale de densități diferite;

6 -după mărimea vitezelor de filtrare se deosebesc filtre lente, filtre rapide și filtre ultrarapide [86], [88].

7 -după nivelul apei și debitul sub care pot funcționa se deosebesc: filtre cu nivel constant sau cu debit variabil și filtre cu nivel variabil și debit constant;

8 -după rolul și efectele filtrării se deosebesc filtre pentru reținerea suspensiilor, eliminarea fosforului și azotului, pentru reținerea și reducerea materiilor organice și a CBO_5 ;

9 -după modul de spălare al straturilor filtrante se deosebesc filtre la care spălarea se face cu apă în curent continuu și cu apă și aer;

10 -după modul de adaos sau de administrare al reactivilor chimici, al aerului sau al oxigenului se deosebesc filtre de contact și filtre uscate.

4.3. Metode de filtrare și de regenerare

4.3.1 Metode de filtrare

Metodele tehnice pentru filtrarea apelor uzate provin din domeniul tratării apei potabile sau de la procedeele chimice practicate îndeosebi pentru tratarea apelor industriale.

La început, în cadrul tehnologiilor de tratare, filtrarea ca proces determinant pentru limpezirea apei, se deosebea prin mărimea vitezei de filtrare.

La filtrarea lentă, separarea suspensiilor din apă se face, cu precădere, pe suprafața stratului filtrant. Odată cu suspensiile, pe suprafața filtrului se rețin și cea mai mare parte din bacteriile existente în apa de limpezit, constituindu-se într-o așa zisă membrană biologică.

La filtrarea rapidă, separarea suspensiilor din apă are loc în masa filtrantă, pe granulele materialului poros și în porii acestuia. Datorită vitezelor mai mari de filtrare, sunt necesare materiale filtrante de grosime și granulație mai mare. Din acest motiv și efectele biologice sunt mai neînsemnate.

Cercetările proceselor de filtrare din ultimi 30-35 ani au fost orientate în direcția cunoașterii fenomenelor reale de separare în condițiile unor eficiențe sporite de limpezire, folosindu-se diferite metode de filtrare și diferite tipuri de instalații.

Metodele de filtrare utilizate în tehnologia de limpezire pot fi umede sau uscate în funcție de nivelul apei și de gradul de umectare al materialului filtrant.

La filtrarea umedă filtrele pot fi descendente sau ascendente, funcționând cu nivel liber sau sub presiune, masa filtrantă a acestor tipuri de instalații fiind constituită dintr-un singur strat sau din mai multe straturi. Aceste tipuri de instalații se folosesc pentru reținerea de suspensii cât și pentru procesele de denitrificare.

Tot în categoria metodelor umede de filtrare se includ filtrele cu dublu curent, filtrele radiale de tip Amid, filtrele de tip Simater și filtrele cu buzunar de tip Moving. La aceste tipuri de instalații, masa filtrantă este alcătuită dintr-un singur strat și sunt destinate îndeosebi pentru reținerea de suspensii. La filtrele radiale de tip Simater și cele cu buzunare de tip Moving spălarea nisipului se face în curent continuu.

Filtrarea uscată, ca metodă de limpezire introdusă de cercetătorul D. Rolke, poate să fie realizată în filtre sub presiune, descendente, la care aerul sau oxigenul gazos insuflat parcurg stratul filtrant (monostrat sau multistrat) în același sens (direct) cu curentul de apă uzată.

La filtrul cu nivel liber descendent, insuflarea aerului sau oxigenului gazos se face în contracurent.

În aceste tipuri de instalații sunt reținute suspensiile și se realizează reducerea azotului în cadrul proceselor de nitrificare.

Aerul sau oxigenul insuflat stimulează procesele biologice aerobe pe toată grosimea stratului filtrant, mărindu-se astfel eficiența proceselor de limpezire, în special pentru apele uzate cu încărcare organică mare sau pentru apele subterane cu conținut ridicat în săruri de fier și mangan.

Randamentul acestor instalații de filtrare se poate îmbunătăți prin adaosul de reactivi chimici în apa uzată supusă filtrării. În afară de reactivii chimici obișnuiți se pot folosi diferiți polielectroliți la care doza optimă de adaos este limitată de timpul de trecere a apei prin masa filtrantă.

Proiectarea stațiilor de filtrare a apelor uzate cât și alegerea tipului de filtrare trebuie să fie fundamentată pe o cunoaștere detaliată a caracteristicilor fizico –chimice, biologice și bacteriologice.

4.3.2. Metode de regenerare

În timpul procesului de filtrare, substanțele și particulele din apa uzată care se rețin în mediul filtrant determină micșorarea și colmatarea continuă a porilor. Ca urmare, creșterea vitezelor interstițiale conduc la majorarea pierderilor de sarcină prin filtru, la înrăutățirea calității filtratului și chiar la reducerea debitului. Atunci când aceste mărimi depășesc limitele admise, procesul de filtrare se oprește, după care se procedează la spălarea sau la regenerarea materialului filtrant.

Spălarea materialului filtrant se realizează cu ajutorul unor curenți ascendenți de apă sau de apă și aer, cu viteze mult mai mari decât cele folosite la filtrare.

În timpul spălării au loc trei procese. Mai întâi are loc o afânare a patului filtrant, după care urmează desprinderea și dezlipirea particulelor de pe granulele materialului filtrant sub efectul frecărilor intergranulare, ca în final acestea să fie transportate de curentul ascendent de apă la rețeaua de canalizare.

Metodele de spălare a filtrelor practicate pe plan mondial sunt [108]:

- spălarea cu contracurent de apă;
- spălarea cu contracurent de apă și curent suplimentar de apă de suprafață;
- spălarea cu contracurent de apă și aer sub presiune;
- spălarea cu contracurent de apă, aer sub presiune și curent suplimentar de apă de suprafață.

Eficiența procesului de spălare este determinată în principal de următoarele variabile:

- ◆ intensitatea de spălare;
- ◆ temperatura apei de spălare;
- ◆ înălțimea stratului filtrant;
- ◆ caracteristicile materialului filtrant (natura, forma, mărimea, distribuția și densitate granulelor).

Pentru o curățire satisfăcătoare a stratului filtrant este necesară o viteză minimă de spălare cu o intensitate minimă. Spălarea trebuie să se facă uniform, pe toată suprafața filtrului.

Vitezele minime de spălare a straturilor filtrante alcătuite din nisip de cuarț, în funcție de diametrul acestora sunt redată în tabelul 4.1. [25]

Granulație (mm)	Viteză. de spălare (m/h)
0.5-1	45
1-2	70
1.5-2	94
2-3	100

Spălarea combinată a filtrelor cu apă și aer, contribuie la îndepărtarea aproape completă a suspensiilor reținute dar și la reducerea cu circa 50-60% a apei de spălare.

Vitezele de spălare pentru curenții de apă și aer sunt de circa 8-10 ori mai mari decât vitezele uzuale de filtrare.

Atât intensitățile cât și duratele de spălare se vor stabili prin cercetări de laborator sau direct pe filtre uzinale.

O problemă deosebită o ridică spălarea filtrelor alcătuite din mai multe straturi. Criteriul pentru ca două materiale granulare să poată forma două straturi filtrante distincte este acela ca la spălare ele să nu se poată amesteca, iar dacă s-au amestecat să se poată separa sub efectul unor curenți de aer.

Pentru spălarea filtrelor se va folosi apa filtrată acumulată în rezervoare amenajate după aceste instalații de limpezire. Capacitatea acestor rezervoare se va stabili în funcție de necesarul de apă pentru spălare, cât și de recirculări și alte folosințe (apă tehnologică, apă pentru spălarea și a altor obiecte și instalații din cadrul stațiilor de epurare). [114], [156]

Apa de la spălarea filtrelor va fi reintrodusă în circuitul de limpezire înainte de decantare, sau, după o probabilă limpezire, în decantoarele secundare.

4.4. Mase filtrante pentru apele uzate

4.4.1. Generalități

În cadrul tehnologiilor de filtrare a apelor uzate, materialul filtrant joacă un rol esențial în ceea ce privește îndepărtarea suspensiilor din apele uzate, eliminarea azotului și a fosforului, reținerea unor bacterii și microorganisme.

Sunt considerate ca potrivite materialele filtrante care în timpul proceselor de filtrare-spălare nu-și schimbă proprietățile și calitățile inițiale sub efectul acțiunilor mecanice sau a factorilor de natură chimică și biologică.

Materialul filtrant prin natura, structura, grosimea și modul de dispunere a acestuia în filtru, contribuie la obținerea unor efluenți cu un grad foarte înalt de epurare.

Straturile filtrante se pot constitui dintr-un singur material sau din mai multe materiale cu granulații și densități diferite.

4.4.2.. Materiale filtrante

Materialele granulare din alcătuirea instalațiilor de filtrare a apelor uzate pot fi constituite din fărâmițarea rocilor naturale sau din substanțe preparate artificial [25], [114]. Alegerea materialului filtrant se va face în funcție de metoda de filtrare utilizată [25]. În tabelul 4.2. sunt date materialele filtrante folosite frecvent în tehnologia de filtrare a apelor uzate în funcție de proveniența lor, de densitatea, forma și natura suprafeței granulelor [19].

Nisipul cuarțos este materialul cu cea mai mare frecvență de utilizare. Sunt instalații la care materialele filtrante sunt alcătuite prin combinarea diferitelor tipuri de materiale, în raport cu mărimea densității și a capacității de adsorbție [198].

Stratificarea materialelor filtrante se stabilește în funcție de tipul filtrării (descendentă sau ascendentă) și de natura suspensiilor (organice sau anorganice) conținute în apa uzată.

În cazul în care apele uzate au un conținut ridicat de substanțe organice dizolvate, masele filtrante vor fi alcătuite din cărbune activ sau din alte materiale cu capacități adsorbante ridicate (antracit, tuf vulcanic, cenușă vulcanică, materiale sintetice, etc.) constituite dintr-un singur strat sau din mai multe straturi (straturi multiple).

Toate materialele filtrante, inerte din punct de vedere chimic față de apa ce se filtrează, se comportă identic din punct de vedere al eficienței de filtrare, dacă granulometria și geometria particulelor sunt identice.

La utilizarea filtrelor cu două sau trei straturi, materialele trebuie alese cu astfel de greutate specifică încât după spălare să fie aranjate de la dimensiunea grosieră la cea fină, astfel încât granatul care are greutatea specifică cea mai mare să rămână la

Material filtrant		Densitate Kg/m ³	Forma granulei	Natura suprafeței
Naturale	Ilmenit	4500	rotunjită	netedă-rugoasă
	Granat	4200	rotunjită	netedă-rugoasă
	Nisip de cuarț	2650	rotunjită	netedă-rugoasă
	Pietriș de cuarț	2650	rotunjită	netedă-rugoasă
	Savură	2400	colțuroasă	netedă-rugoasă
	Antracit	1700	colțuroasă	netedă-rugoasă
	Cenușă vulcanică	1200	colțuroasă	poroasă
Preparate din mat. naturale	Scarie bazaltică	1800	colțuroasă	rugoasă
	Antracit	1700	rotunjită	poroasă-rugoasă
	Cărbune activ	450	colțuroasă	poroasă-rugoasă
Artificiale	Poliester granulat	1350	rotundă	netedă
	Poliester spumant	1000	–	netedă

Această distribuție se va păstra și după spălare în cazul în care materialul utilizat (într-un singur strat, dublu strat sau multistrat) corespunde ca dimensiuni ale particulei, distribuției și greutății specifice, pentru fiecare material în parte [157].

Utilizarea straturilor filtrante de antracit, cocs și polistiren expandat se face în special în cazul filtrelor multistrat, ca urmare a faptului că ele nu se amestecă cu stratul de bază din nisip cuarțos datorită diferenței de masă specifică.

La filtrele cu dublu sau triplu strat, fiecare material este distribuit gradat, de sus în jos, de la cel mai fin spre cel grosier, materialul grosier mai ușor fiind menținut deasupra materialului mai fin din stratul cu greutate specifică mai mare.

Aceasta face posibilă existența straturilor mai grosiere, urmate de altele mai fine în sensul curgerii la filtrarea descendentă.

Alt avantaj al filtrelor cu dublu sau multistrat, față de un singur material granular, este acela că bulele de nămol formate în filtru rămân la suprafața dintre cărbune și nisip, acolo unde acționează mijloacele auxiliare de spălare [83], [94], [115].

4.4.2.1. Structura materialelor filtrante

Structura materialelor filtrante se stabilește în funcție de caracteristicile apei uzate și de sensul de curgere al acesteia.

Filtrele cu simplu strat, au masa filtrantă alcătuită dintr-un singur material granular sortat în funcție de mărimea granulelor. Granulele grosiere fiind situate în straturile inferioare iar cele fine la partea superioară. Chiar și la materialele monogranulare, particulele cu diametre mai mici vor ocupa zonele de la suprafața filtrului.

Filtrele cu dublu strat sunt alcătuite din două materiale cu greutate specifică diferite, alese de așa manieră încât stratul superior să fie constituit din materiale cu capacități adsorbante ridicate.

Structura materialelor filtrante pentru aceste tipuri de instalații este următoarea : antracit-nisip, cărbine activ-nisip, nisip-granat, etc.

Filtrele multistrat se pot alcătui din următoarele tipuri de materiale : antracit-nisip-pietriș, cărbune activ-antracit-nisip-pietriș, cu granulație crescătoare în direcția de curgere a apei, și din poliester granulat-antracit-nisip granulat-ilmenit cu granulație descrescătoare în sensul de curgere a apei uzate.

Pentru filtrarea descendentă în care apa are o circulație gravitațională, de sus în jos, se recomandă structuri din materiale monogranulare sau din materiale diferite, cu granulație și greutate specifică crescătoare.

Pentru filtrarea ascendentă, în care apa datorită presiunii disponibile circulă de jos în sus, straturile filtrante vor fi alcătuite din materiale cu granulație și greutate specifică descrescătoare în sensul de curgere a apei.

La filtrele de contact ascendente sau descendente, granulația straturilor filtrante trebuie să scadă, iar greutatea specifică să crească pe direcția de curgere a curenților de apă uzată.

.Filtrele cu dublu sens de tip AKH, concepute pentru prima dată în Rusia, reprezintă o combinație între filtrele ascendente și cele descendente.

.Eficiența proceselor de filtrare este determinată atât de natura materialelor filtrante cât și de mărimea granulelor și a porilor straturilor filtrante.

.De asemenea , materialele filtrante utilizate trebuie să aibă o rezistență suficientă, pentru a nu se sfărâma la ciclurile repetate de spălare cu apă sau cu apă și aer.

4.4.2.2. Densitatea materialelor filtrante

Densitatea materialelor din alcătuirea straturilor filtrante joacă un rol esențial asupra procesului de spălare a acestora. Viteza de sedimentare a granulelor variază liniar cu mărimea densității.

Viteza de sedimentare a granulelor sferice în regim laminar și staționar este dată de ecuația lui Stokes, sub forma :

$$V = \frac{1}{18\nu}(\gamma - \gamma_a)d^2 \quad (4.1)$$

în care :

ν -este coeficientul de vâscozitate al fluidului ;

γ -greutatea specifică a materialului filtrant ;

γ_a -greutatea specifică a fluidului ;

d -diametrul granulelor stratului filtrant.

Densitatea materialelor utilizate pentru filtrele cu strat unic sau cu multistrat este redată în tabelul 4.2.

Pentru filtrarea descendentă se pot folosi și materiale a căror masă specifică este mai mică decât cea a apei ; în schimb la filtrarea ascendentă se recomandă ca materialele filtrante să aibă o densitate mai mare decât cea a apei.

În cazul în care straturile filtrante sunt constituite și din materiale mai ușoare ($\rho < 1000 \text{ kg/m}^3$), colectoarele apei de spălare vor fi acoperite cu plasă de sârmă cu scopul de a opri antrenarea materialului filtrant la rețeaua de canalizare de către apa de spălare.

Sortimentele de materiale filtrante redate în tabelul 4.2., cu densități cuprinse între 450 și 4500 kg/m^3 pot servi pentru constituirea unor mase filtrante cu capacități uniforme de reținere pe toată grosimea stratului.

Masele filtrante alcătuite din straturi multiple sunt indicate îndeosebi pentru filtrele de contact .

4.4.2.3. Mărimea granulelor și a porilor

Granulația și porozitatea din structura mediilor filtrante reprezintă elementele esențiale din multitudinea parametrilor care influențează eficiența proceselor de limpezire a apelor uzate.

În cadrul a numeroase studii teoretice și experimentale s-a evidențiat rolul pe care-l are diametrul granulelor la alcătuirea straturilor filtrante asupra proceselor de reținere a diferitelor categorii de suspensii din apele uzate.

Procesul de filtrare a apelor uzate este un fenomen deosebit de complex determinat atât de natura și mărimea particulelor aflate în stare de suspensie cât și de natura și structura mediului filtrant, exprimat prin diametrul granulelor și mărimea porilor.

Particulele al căror diametru este mai mare decât cel al porilor vor fi reținute pe suprafața mediului filtrant ($\delta_p > d$), iar dacă diametrul acestora va fi mai mic decât al porilor ($\delta_p < d$), reținerea se va produce pe grosimea stratului filtrant, într-o pondere mai mare în straturile superioare și din ce în ce mai mică în straturile inferioare (fig.4.1).

La materialele filtrante cu diametre mai mici (fine), efectul de reținere este mai mare în straturile superioare, iar la cele cu diametru mare (grosiere), acest fenomen se desfășoară mai mult în adâncime.

Eficiența procesului de limpezire, pentru aceeași viteză de filtrare, este dependent de diametrul granulelor din alcătuirea stratului filtrant. La granulele de diametru mic eficiența procesului de reținere este ridicată, iar pe măsură ce diametrul crește, eficiența scade după o funcție hiperbolică. Acest aspect este ilustrat în figura 4.2. [154]

În condițiile în care prin aceeași masă granulară se filtrează cu viteze diferite, eficiența procesului scade pe măsură ce vitezele cresc, iar la viteze descrescătoare eficiența crește.

Dependența eficienței proceselor de filtrare în raport cu diametrul granulelor mediului filtrant și a vitezelor de filtrare este redată în figura 4.3. [150]

Vitezele uzuale de filtrare sunt cuprinse între 2 și 4 m/zi la filtrarea lentă, de 4 la 15 m/h la filtrarea rapidă și de 20 la 50 m/h la filtrarea ultrarapidă.

Filtrarea lentă și cea rapidă sunt procedee care se practică frecvent la epurarea avansată a apelor uzate; în schimb filtrarea ultrarapidă are o sferă de aplicabilitate mult mai restrânsă.

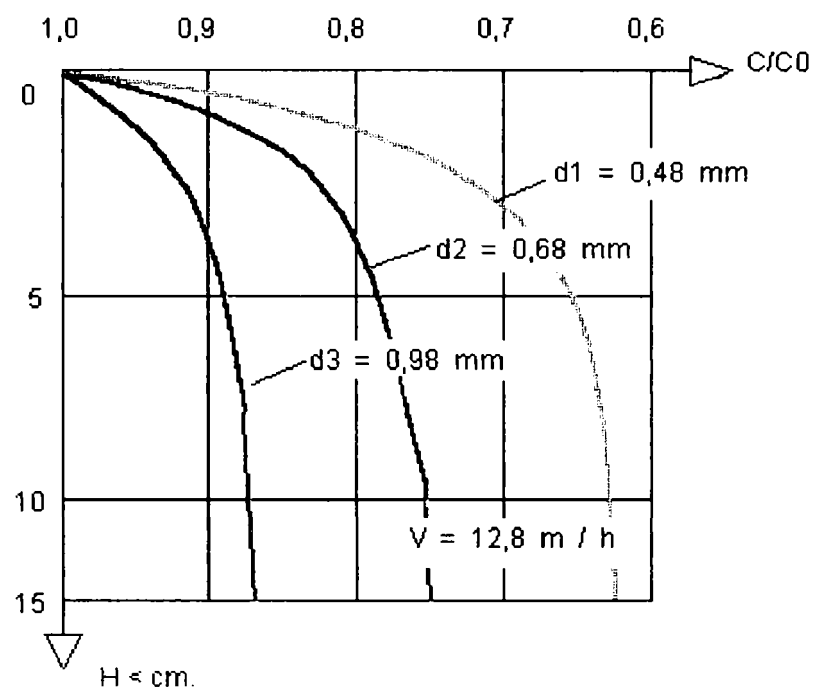


Fig.4.1 Distribuția concentrației particulelor în suspensii din apele uzate pe grosimea stratului filtrant, în raport cu mărimea granulelor stratului filtrant.

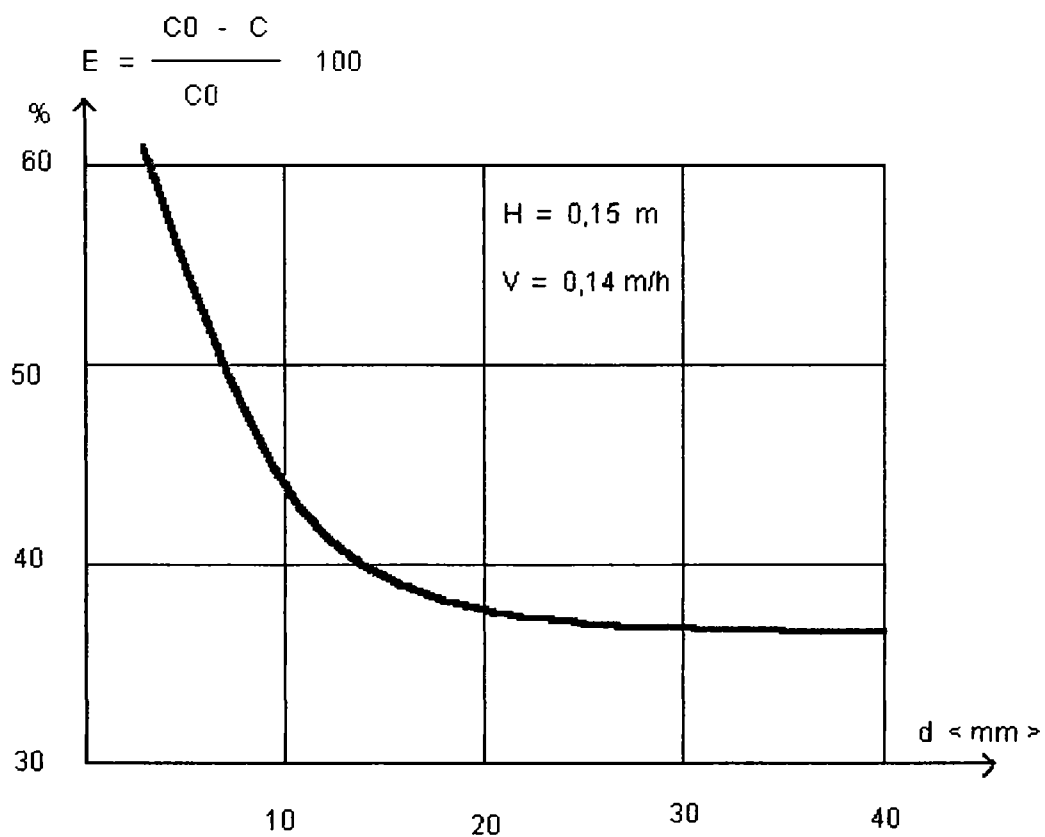


Fig.4.2 . Eficiența procesului de limpezire în funcție de diametrul granulelor stratului filtrant.

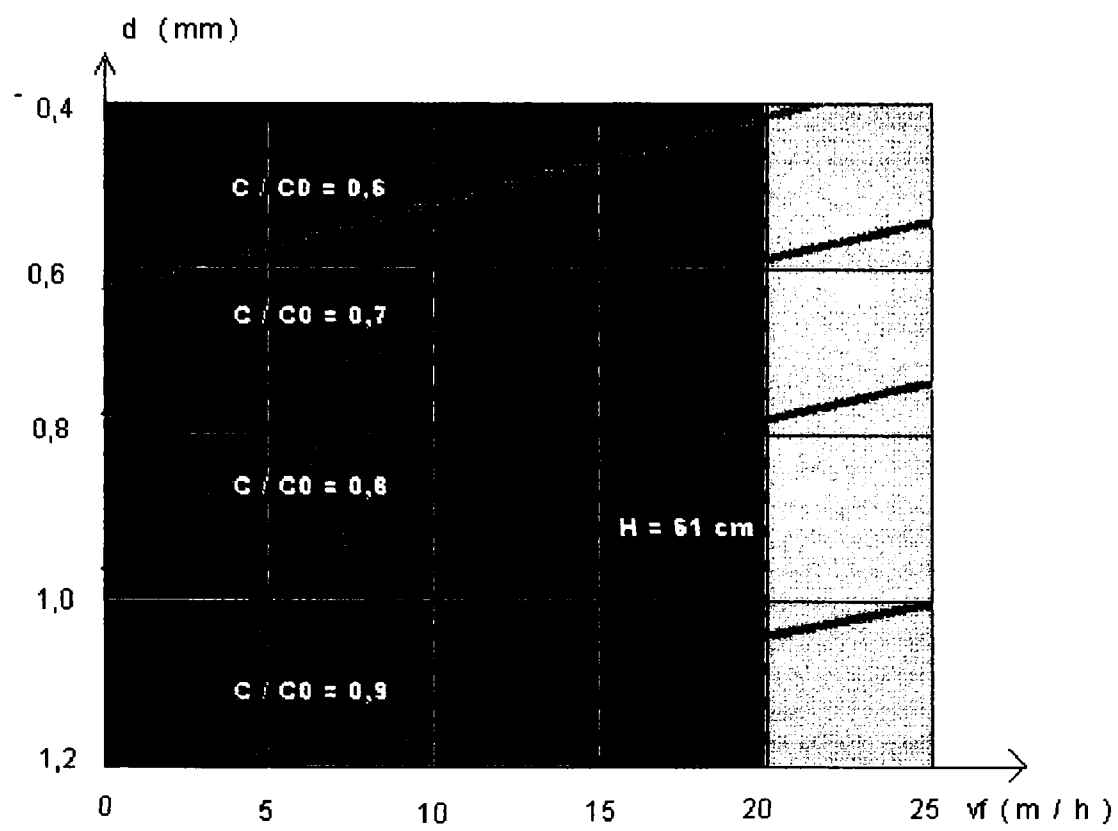


Fig.4.3 Eficiența procesului de filtrare a apelor uzate în funcție de diametrul granulelor și de mărimea vitezei de filtrare.

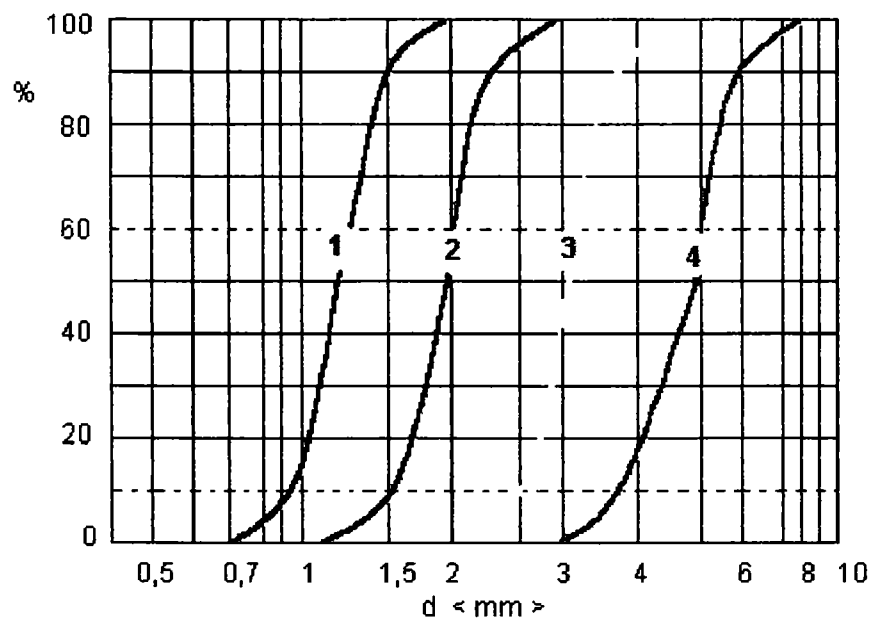


Fig.4.4 . Curbele granulometrice pentru patru grupe de materiale filtrante.

4.4.2.4. Distribuția granulelor și a mărimii porilor în structura mediului filtrant.

În mod obișnuit, distribuția granulelor în stratul filtrant se face neuniform. Gradul de neuniformitate al distribuției granulelor și a mărimii porilor în structura maselor filtrante este exprimat prin mărimea coeficientului de uniformitate. Coeficientul de uniformitate (u) se determină din curba granulometrică cu ajutorul relației :

$$U = \frac{d_{60}}{d_{10}} \quad (4.2)$$

în care :

- d_{60} este diametrul convențional ales pe curba granulometrică astfel încât greutatea particulelor cu diametru mai mic decât acesta, să reprezinte 60% din greutatea totală a probei ;

- d_{10} este diametrul efectiv sau diametrul eficace, ca diametrul convențional pe curba granulometrică pentru care greutatea particulelor cu diametrul mai mic decât acesta, să reprezinte 10% din greutatea totală a probei.

Deoarece diferența dintre diametrul minim și maxim al granulelor mediului filtrant poate fi uneori destul de mare, în cadrul calculului hidraulic se utilizează diametrul mediu echivalent, dedus din relația :

$$\frac{1}{d_{ec}} = \sum_{i=1}^n \frac{a_i}{d_i} \quad (4.3)$$

în care :

- a_i este cantitatea de material filtrant în %, luată de pe curba granulometrică pentru fracțiunea cuprinsă între două diametre,

- d_i reprezintă media aritmetică.

Materialele filtrante utilizate pentru echiparea instalațiilor de filtrare se pot împărți, în funcție de diametrul granulelor în 4 grupe (Tabelul nr. 4.3).

Prin combinarea a două sau mai multe materiale filtrante de granulații și densități diferite se pot constitui acele structuri de materiale filtrante cu ajutorul cărora să se obțină eficiențe cât mai ridicate.

Tabelul nr. 4.3

Gru- pa	Diametrul granulelor d (mm)	Diametrul efectiv d ₁₀ (mm)	U=d ₆₀ /d ₁₀
1	0.8-1.6	0.9-1	<1.4
2	1.4-2.5	1.5-1.6	<1.4
3	2.5-4	2.6-2.7	<1.4
4	3.5-7	< 4	<1.5

În tabelul 4.4 sunt constituite 3 grupe de mase filtrante alcătuite din antracit și nisip, și respectiv nisip și pietriș.

Tabel nr.4.4.

Tip	Material filtrant	Grupe de granulații		
		I (mm)	II (mm)	III (mm)
A	Antracit	0.8-1.6	1.4-2.5	2.5-4
	Nisip	0.4-0.8	0.71-1.25	1-2
B	Nisip	1-2	2-3.15	3.15-5.6
		2-3.15	3.15-5.6	5.6-8
	Pietriș	3.15-5.6	5.6-8	8-12

Masele filtrante alcătuite din materiale cu aceeași densitate se vor stratifica în raport cu mărimea granulelor astfel încât granulele fine vor ocupa straturile superioare iar cele grosiere straturile de adâncime. În cazul acestor stratificații, porozitatea masei filtrante va crește dinspre straturile superioare către cele inferioare de suport.

La masele filtrante alcătuite din materiale cu densități diferite, straturile vor fi ocupate de materialele mai ușoare, urmând ca materialele mai grele să ocupe orizonturile inferioare. În acest caz materialele ușoare pot fi constituite și din granule de diametru mai mare, ceea ce face ca porozitatea din straturile de la suprafață să fie chiar mai mare decât a celor de adâncime.

Atunci când se dorește realizarea unor structuri cu porozitate descrescătoare, straturile inferioare (de suport) vor fi alcătuite din materiale cu densități mari dar cu granule de diametre mici, urmând ca straturile superioare să fie alcătuite din materiale cu diametre crescătoare dar cu densități descrescătoare.

În cazul filtrării descendente, masele filtrante alcătuite dintr-o astfel de structură vor fi încărcate mult mai uniform pe grosimea stratului filtrant.

4.4.2.5. Forma granulelor și a porilor.

Forma granulelor și a porilor are o semnificație deosebită asupra procesului de filtrare. Cercetarea comparativă a proceselor de filtrare cu materiale alcătuite din granule de diferite forme a scos în evidență faptul că în cazul granulelor cu forme neregulate reținerile sunt mult mai mari decât în cazul granulelor rotunjite și netede.

Coeficientul de formă al granulelor favorizează creșterea sau diminuarea rezistențelor hidraulice. Astfel, în cazul granulelor sferice cu coeficientul de formă de valoarea $m = 1,05$, rezistențele hidraulice sunt mult mai mici decât în cazul granulelor neregulate, colțuroase sau rugoase, pentru care coeficientul de formă $m = 1,7-1,8$. Pentru granulele obișnuite, coeficientul de formă se consideră $m = 1,2-1,5$.

Coeficientul de formă (m), sfericitatea ($\Psi = d_i/d_0$), suprafața specifică ($A_s = A_i / V_i$) și porozitatea inițială (p_0), ca principale caracteristici pentru diferite forme de granule sunt redate în tabelul 4.5 [35].

Sfericitatea se exprimă prin raportul dintre diametrul granulelor d_i și diametrul granulelor sferice d_0 , iar suprafața specifică se exprimă prin raportul dintre suprafața laterală a granulei (A_i) și volumul său (V_i).

Tabel nr.4.5

Forma granulei		m	$\Psi = d_i/d_0$	$A_s = A_i/V_i$	P_0
Tip	Denumirea				
A	Sferică	1	1	6	0.38
B	Rotunjită	1.01	0.98	6.1	0.38
C	Alungită	1.02	0.94	6.4	0.39
D	Colțuroasă	1.23	0.81	7.4	0.4
E	Colțuroasă	1.29	0.78	7.7	0.43
F	Rugoasă	1.41	0.7	8.5	0.48

Procesul de reținere a suspensiilor din apele uzate este determinat atât de mărimea porilor cât și de forma acestora.

Contactele intergranulare determină diferite forme și mărimi atât pentru secțiunile efective ale porilor cât și pentru suprafețele de curgere intergranulară.

4.4.2.6. Structura suprafețelor și mărimea suprafețelor specifice.

Suprafețele granulelor materialelor filtrante, conform tabelului nr. 4.2. pot fi netede, rugoase sau rugos-poroase. Suprafețele granulelor de poliester granulat și poliester spumant sunt netede; cele de granat, nisip de cuarț, pietriș de cuarț și de antracit sunt netede până la rugoase; cele de scarie bazaltică sunt rugoase; antracitul are suprafața granulelor poros-rugoasă iar scaria bazaltică rugoasă.

La începutul procesului, când filtrul este curat, structura suprafețelor este dată de natura materialului, urmând ca mai târziu, după reținerea unor suspensii pe suprafața granulelor să se modifice structura.

Prin suprafață specifică se înțelege desfășurarea în mediul filtrant a suprafețelor tuturor granulelor. Suprafața specifică a unui material este determinat de forma granulei și de diametrul acesteia și se poate exprima sub forma:

$$A_s = m \frac{d}{6} < \text{cm}^2 / \text{cm}^3 > \quad (4.4.)$$

în care :

m - este coeficientul de formă al materialului; d – diametrul granulei sau lungimea muchiei granulei.

Rugozitatea și neuniformitatea suprafeței granulelor din alcătuirea materialelor filtrante se determină experimental cu ajutorul gazelor adsorbante, a substanțelor adsorbante sau prin mijloace optice.

Suprafața din interiorul mediului filtrant A_i se determină în funcție de suprafețele specifice A_s și de porozitatea masei granulare (p), folosind relația :

$$A_i = (1-p) A_s < \text{cm}^2/\text{cm}^3 \text{ vol. filtru} > \quad (4.5)$$

Suprafața interioară a mediului filtrant se modifică pe măsură ce suspensiile din apa supusă filtrării se depun pe suprafața granulelor. În cazul maselor filtrante alcătuite din granule netede, depozitele reținute pe lângă faptul că le majorează diametrul, modifică și structura suprafețelor, transformându-le în suprafețe rugoase.

Sunt redată cercetările efectuate de Seidel și colab. [164] privind efectul grosimii stratului filtrant, în raport cu suprafața specifică a acestuia, asupra proceselor de denitrificare. Eficiența procesului este de 90% pentru o viteză de filtrare de 12m/h.

Prin creșterea suprafețelor specifice materialul filtrant va fi alcătuit din granule mai fine, iar pentru asigurarea unei anumite eficiențe, va fi necesar un strat filtrant de grosime mică.

Masele filtrante alcătuite din granule cu diametrul mare, au suprafețe specifice reduse, iar pentru realizarea unor grade de limpezire ridicate sunt necesare grosimi mai mari pentru stratul filtrant.

Curba reală este ușor înclinată, ceea ce face ca în cazul unor eficiențe de exploatare reduse sau pentru cazul unor materiale cu suprafețe specifice ridicate, să fie neînsemnate.

4.4.2.7.. Volumul porilor

Mărimea porilor p în cadrul proceselor de filtrare este de o importanță hotărâtoare. Atunci când porozitatea tinde către zero, datorită faptului că rezistențele hidraulice cresc foarte mult, filtrarea nu mai este practicabilă, iar când porozitatea tinde către 1, efectele sunt inversate.

Volumul porilor se determină foarte ușor pe cale experimentală. Pe cale analitică volumul porilor, pentru granulele sferice, se determină cu relația stabilită de Schlichter. [117]

$$P = 1 - \frac{\pi}{6(1 - \cos \varphi) \sqrt{1 + 2 \cos \varphi}} \quad (4.6.)$$

în care : φ este parametrul prin care se caracterizează dependența de mărime a granulelor.

Porozitatea mediului filtrant influențează mărimea rezistențelor hidraulice. În cazul acelorași rețineri, pierderile de sarcină vor fi mai mari când granulația este fină și porozitatea materialului filtrant este mică, iar când porozitatea este mare (specifică granulațiilor grosiere), pierderile de sarcină vor fi mici.

Porozitatea mediului filtrant și deci mărimea porilor se poate determina și în funcție de mărimea pierderilor de sarcină pe parcursul procesului de filtrare.

4.4.2.8.. Rezistențele hidraulice.

Rezistențele hidraulice ale maselor filtrante la traversarea acestora de fluide curate neîncărcate cu suspensii, se pot determina, în cazul regimului laminar de scurgere, cu relațiile stabilite de Kozeny (52) sau de Mintz și Șubert (65)

$$H_0 = 0,188 \cdot \gamma \cdot m_0^2 \frac{v(1-p_0)^2}{d_{ec}^2 \cdot p_0^3} L \quad (4.7)$$

în care: H_0 este pierderea de sarcină prin filtru la începutul ciclului de filtrare, când materialul filtrant este curat, în cm H_2O ; γ -coeficientul cinematic de vâscozitate a apei, în cm^2/s ; m_0 -coeficientul de formă a granulelor curate ; v_0 -viteza aparentă de filtrare, în cm/s ; p_0 -coeficientul de porozitate al materialului filtrant curat ; L -grosimea stratului filtrant, în cm ; d_{ec}^0 -diametrul mediu echivalent al materialului filtrant curat, în cm.

Pierderea de sarcină prin masele filtrante încărcate, după o perioadă de timp t , se poate exprima printr-o relație similară sub forma:

$$H = 0,188 \cdot \gamma \cdot m^2 \frac{v(1-p)^2}{d_{ec}^2 \cdot p^3} \cdot L \quad (4.8)$$

Făcând raportul între aceste două relații se obține:

$$\frac{H}{H_0} = \left(\frac{m}{m_0} \right) \left(\frac{d_{ec}^0}{d_{ec}} \right)^2 \frac{(1-p)^2}{p^3} \frac{p_0^3}{(1-p_0)^2} \quad (4.9)$$

Dacă: $\frac{m}{m_0} \cong 1$ și $\frac{d_{ec}^0}{d_{ec}} \cong 1$ rezultă:

$$H = \frac{(1-p)^2}{p^3} \cdot \frac{p_0^3}{(1-p_0)^2} \cdot H_0 \quad (4.10)$$

Cunoscute fiind porozitatea inițială p_0 , și pierderile de sarcină H_0 și H , inițială și după timpul t , se poate determina cu ajutorul relației (4.10.) porozitatea p :

$$\frac{p^3}{(1-p)^2} = \frac{p_0^3}{(1-p_0)^2} \cdot \frac{H_0}{H} \quad (4.11)$$

Porozitatea efectivă p la momentul t se poate obține scăzând din porozitatea inițială p_0 depozitul specific σ_v .

$$p = p_0 - \sigma_v \quad (4.12)$$

Depozitul specific se poate determina în funcție de modificările calitative care au loc în timpul procesului de filtrare în condițiile unor parametri cunoscuți.

4.5.Mecanismele proceselor de filtrare rapidă.

Îndepărtarea particulelor din apa care traversează o masă poroasă este rezultatul efectelor simultane a mecanismelor de transport, de fixare sau de reținere și al celor de detașare sau de desprindere.

Mecanismele de transport determină deplasarea particulelor din apa supusă limpezirii prin porii materialului filtrant de așa manieră încât să se poată apropia de suprafața granulelor sau de depozitele existente.

Transportul particulei este un proces de natură fizică și este în principal afectat de acei parametri care guvernează transferul de masă. [1], [2], [74], [80], [101], [102]

Mecanismele de fixare sau de reținere fac ca particulele să adere la suprafața granulelor. Atașarea particulei fiind un proces mai mult de natură chimică, este influențat atât de parametri fizici cât și de cei chimici. [3], [13]

Mecanismele de detașare sau de desprindere contribuie la deplasarea unor suspensii reținute în pori, sau pe suprafața granulelor mediului filtrant. Acest mecanism este caracteristic îndeosebi stadiului de colmatare al filtrului.

4.5.1.Mecanismul de transport.

Mecanismele transportului includ acele efecte care generează forțele necesare scoaterii particulelor solide de pe direcția liniilor de curent și aducerea lor în apropiere de suprafața granulelor mediului filtrant sau de depozitele anterioare.Căile de curgere a fluidelor bifazice (apă – suspensii) prin masele granulare sunt foarte întortocheate, iar procesul de separare a particulelor din apă este deosebit de complex.

La filtrarea rapidă pentru granulele de dimensiuni cuprinse între 0,2 -3,0 mm și la vitezele de filtrare cuprinse între 5 și 15 m/ h, în condițiile unor temperaturi cuprinse între 4 - 30°C, regimul de curgere prin mediul granulelor este considerat laminar, iar pierderile de sarcină variază liniar cu viteza de filtrare. Rezultă deci că scurgerea Poisenille domină iar termenul de inerție al fluidului din ecuațiile Navier-Stokes se poate neglija. În acest caz, viteza fluidului este nulă pe suprafața granulelor și maximă în centrul porilor. În consecință, mecanismele de transport trebuie să furnizeze forțele necesare, pentru a face ca particulele de pe direcția firelor de curent, să fie aduse pe suprafața granulelor sau în imediata apropiere a acestora, unde vitezele fluidului sunt nule sau tind către zero.

În funcție de natura și de dimensiunile particulelor în suspensie, mecanismul de transport este atribuit : difuziei, stării inerțiale a particulelor, sedimentării și forțelor hidrodinamice.

4.5.1.1.Difuzia

Este determinată de energia moleculelor de apă care înconjoară particulele foarte fine de suspensii, supunându-le la mișcări foarte neregulate. Această mișcare browniană poate să aducă particulele în mișcare în proximitatea imediată a suprafeței granulelor.

Fenomenul este dependent de temperatura apei, diametrul granulelor mediului poros, de diametrul particulelor aflate în stare de difuzie, de viteza de filtrare cât și de temperatura absolută a apei, fiind caracterizat în mod global prin numărul lui Peclet. [47], [49], [73], [103].

$$P = \frac{v \cdot d}{D} \quad (4.13)$$

$$D = \frac{K \cdot T}{3\pi\mu\delta} \quad (4.14)$$

în care :

v este viteza de filtrare ; d-diametrul granulelor mediului filtrant ;

D -coeficientul de difuzibilitate al particulei ; K-constanta lui Boltzmann ;

T -temperatura absolută a apei ; π -coeficientul dinamic de vâscozitate al apei ;

δ -diametrul particulelor.

Particulele suspensionale din apele supuse limpezirii fiind de natură

argiloasă și coloidală, sunt înconjurate de o peliculă adsorbită care împreună cu particula formează un așa numit miceliu. Particula de lichid adsorbită este alcătuită din două straturi, primul strat de adsorbție este format din cationi ca cel de al doilea din anioni. Formarea acestui strat dublu electric se datorește ionizării moleculelor de pe suprafața particulelor, reacției chimice directe cu ionii din soluție având drept rezultat formarea de legături chimice și a adsorbției fizice a ionilor din soluția produsă de legarea hidrogenului sub efectul forțelor Van der Waals. Ionii stratului difuz fiind mai puțin legați, pot intra în reacții de schimb cu ionii care se găsesc în solvent.

Se poate admite că reținerea particulelor poate avea loc și în cazul unui contact între particulele adsorbite pe suprafața granulelor mediului filtrant, alcătuit din nisip sau alt tip de material.

În cazul în care o particulă aflată în stare de suspensie traversează mediul filtrant, se poate întâmpla ca între particulele adsorbite să existe un contact intim care poate conduce la deformarea celor două pelicule. Distanța dintre centrele de greutate ale granulei de nisip și cele ale particulei se poate exprima sub forma:

$$A \leq \frac{d + \delta}{2} + a_R + a_r \quad (4.15)$$

Grosimea peliculei formată în jurul granulei de nisip fiind foarte mică în raport cu diametrul acesteia, ($a_R \ll d$) se poate neglija, rezultând astfel condiția de reținere a particulei în suspensie pe suprafața granulei:

$$d \geq 0,16d - 2a_r \quad (4.16)$$

Termenul a_r care intră în condiția de contact, poate fi influențat de sărurile din apă, de compoziția mineralogică a granulelor mediului filtrant și suspensiilor din apă ca factori de natură chimică, precum și de factorii hidrodinamici care contribuie la deformarea peliculelor de apă de la suprafața granulelor, deformare ce s-a dovedit a fi proporțională cu viteza de filtrare.

În cadrul mediilor filtrante cu o granulație mai fină, probabilitatea de reținere este favorizată de porozitatea mai redusă a acestuia, în schimb majorarea vitezelor de filtrare contribuie la deformarea peliculelor de apă adsorbite și deci la reducerea posibilităților de reținere.

La filtrele cu granulații grosiere influența acestor factori este inversă. Difuzia, ca fenomen în cadrul proceselor de limpezire, poate interveni numai în cazul în care diametrul particulelor δ este de sub 1μ .

4.5.1.2. Inerția

Este fenomenul care poate conduce la deplasarea particulelor în suspensie pe direcția inițială chiar dacă liniile de curent își schimbă direcția, permițând astfel acestor particule să ajungă în contact cu suprafața granulelor patului filtrant. Expresia parametrului inerțial a fost stabilită de Ives [46], sub forma :

$$M = \rho_p \frac{\delta^2 u_s}{9\mu d} \quad (4.17)$$

în care:

ρ_p este masa specifică a particulei ; u_s -viteza particulelor în suspensie care se deplasează într-un curent cu viteza v ($u_s > v$);

δ -diametrul particulelor în suspensie ;

μ -coeficientul dinamic de vâscozitate a fluidului ; d -diametrul granulelor mediului filtrant. Efectul inerției joacă un rol hotărâtor la filtrarea aerului, în schimb, în cazul filtrării apei datorită vâscozității, efectul acesteia este neglijabil.

4.5.1.3. Sedimentarea.

Este mecanismul care afectează, în special mișcarea particulelor cu diametre de peste 10μ și care se deplasează în câmpul gravitațional cu viteze reduse. Acest mecanism se poate exprima printr-o expresie de forma :

$$G = \frac{g(\rho_p - \rho)\delta^2}{18\mu v} \quad (4.18)$$

în care :

g este accelerația gravitațională ;

ρ_p -densitatea particulelor ;

ρ -masa specifică a fluidului ;

δ -diametrul particulei ;

μ -coeficientul dinamic de vâscozitate a fluidului ;

v -viteza de filtrare.

Sub influența acestui mecanism, aglomerarea particulelor se face în

special pe suprafețele granulelor mediului filtrant. Mărirea vitezelor de filtrare conduce la valori mici ale parametrului de sedimentare și, în consecință la obținerea unor randamente scăzute de filtrare.

4.5.1.4.Efectele hidrodinamice

Sunt determinate de forțele laterale rezultate prin compunerea translației și a relației proprii a particulelor într-un câmp neuniform de viteze și accentuată datorită disimetriei și deformabilității particulelor în suspensie.

Sub acțiunea forțelor laterale, particulele în suspensie, tind să traverseze liniile de curent ajungând pe suprafața granulelor mediului filtrant unde se pot depune sub efectul forțelor de adeziune.

În momentul în care starea de echilibru a suspensiilor depuse a ajuns la limita maximă, sub efectul forțelor hidrodinamice, suspensiile aflate în stare de mișcare pot antrena o parte din suspensiile depuse anterior, conducându-le către straturile din adâncime sau direct în efluent.

Regimul de curgere este dat de mărimea numărului Reynolds, exprimat prin relația:

$$R_c = \frac{\rho v d}{\mu} \quad (4.19)$$

în care:

ρ este densitatea fluidului ;

v -viteza de filtrare ;

d -diametrul echivalent al granulelor mediului filtrant ;

μ -coeficientul dinamic de vâscozitate al fluidului.

4.5.2.Mecanismul de fixare

Fixarea particulelor în suspensie de suprafața granulelor mediului filtrant este atribuită forțelor fizico-chimice și moleculare de tip Van der Waals, sub efectul fenomenelor de sită, de adsorbție și de interceptie.

4.5.2.1.Fenomenul de sită

Constă în reținerea pe suprafața mediilor filtrante a particulelor în suspensie care au diametre mai mari decât cel al porilor mediului filtrant.

În acest caz pe suprafața filtrului se formează un strat de depuneri care împreună cu materialul filtrant poate asigura un anumit grad de limpezire. Ca urmare a acestui efect, pierderile de sarcină au creșteri exponențiale în timp.

Acest fenomen se manifestă cu efecte benefice, îndeosebi în cazul filtrării lente.

4.5.2.2.Adsorbția

Poate fi de natură chimică sau fizică. Adsorbția chimică intervine numai în cazul mediilor cu un conținut apreciat de săruri în adsorbția fizică este atribuită forțelor electrocinetice și forțelor de interacțiune moleculară. (fig. 4.5), [47], [72], [73].

Atât particulele în suspensie cât și granulele mediului filtrant fiind încărcate cu sarcini electro-negative, pentru particule cu potențiale ridicate și situate la distanțe mai mari de granulele mediului filtrant apare forța electrostatică de respingere.

Pentru învingerea barierei energetice și realizarea fixării este necesar ca particulele să dispună de o energie suplimentară, cauzată de unul din mecanismele de transport, care să le aducă în apropierea granulelor, pentru ca forțele de atracție moleculară să poată acționa, sau ca energia potențială a particulelor să fie foarte mică în comparație cu energia potențială a granulelor, pentru a se putea genera forțe de atracție.

Mackrle V. [101], atribuie mecanismul de fixare, în special, interacțiunii forțelor moleculare Van der Waals. Efectele mecanismelor de fixare sunt accelerate atunci când apa de limpezit conține săruri dizolvate.

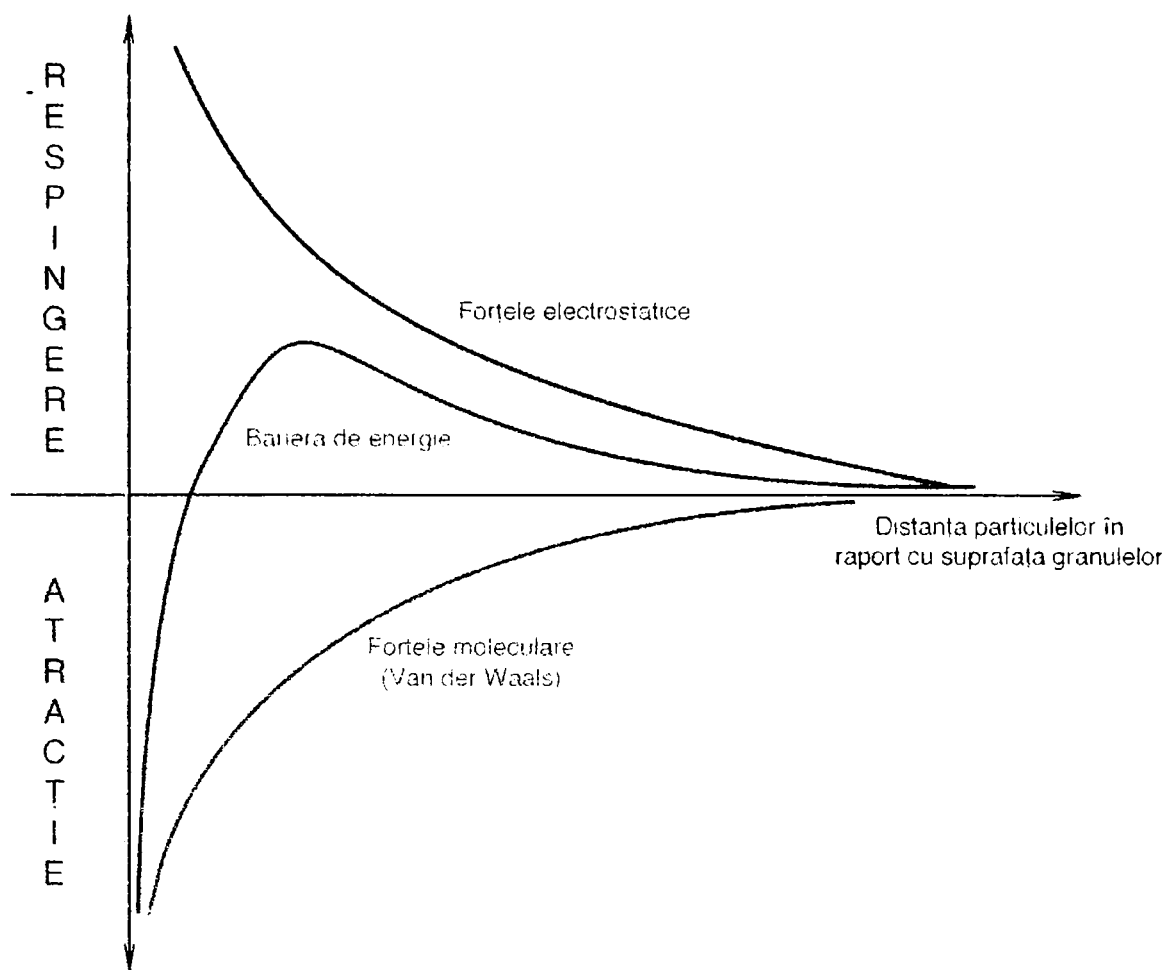


Fig. 4.5

4.5.2.3. Intercepția

O particulă în suspensie de diametru δ care se deplasează după direcția liniilor de curent, va atinge suprafața mediului filtrant numai dacă distanța la care se găsește particula este mai mică decât $\delta / 2$.

Efectul interceptor este dependent de forma și dimensiunea particulelor și independent de masa și densitatea acestora, putându-se exprima prin raportul dintre diametrul particulelor (δ) și diametrul granulelor (d), printr-o relație de forma:

$$I = \frac{\delta}{d} \quad (4.20)$$

În filtrarea apei, efectele intercepției au fost studiate de Ison [72] și Yao [207].

4.5.3. Mecanismul de detașare (desprindere)

Include acele fenomene care determină antrenarea depozitelor reținute pe suprafața granulelor de la un strat la altul sau direct în efluent. Acest concept a fost observat și avansat pentru prima dată de către cercetătorul Mintz. În timpul filtrării apei, concentrația de particule în suspensie se schimbă atât pe grosimea stratului filtrant cât și în timp, fiecare strat elementar al stratului filtrant contribuind inițial la creșterea capacității de reținere, dar care în continuarea desfășurării procesului se manifestă printr-o diminuare a acestora.

Scăderea în timp a capacității de reținere a straturilor filtrante este cauzată de acumularea depozitelor pe suprafața granulelor cât și porii materialului granular, dar modul în care aceste acumulări acționează asupra diminuării eficienței, este explicat în mod diferit de cercetătorii care au studiat acest proces. Ives și Marckle, asociază reducerea capacității de reținere a masei filtrante schimbărilor cauzate de materialele depozitate care modifică structura geometrică a mediului poros, măbind astfel vitezele interstițiale ale curentului de apă prin pori și la micșorarea suprafeței specifice. Un alt grup de cercetători, în frunte cu Mintz, consideră că reducerea capacității de reținere este datorată schimbărilor condițiilor dinamice ale filtrării și consideră că rezistența mecanică a depozitelor joacă un rol deosebit.

Depozitele acumulate pe grosimea mediului filtrant se consideră că au o structură foarte neuniformă și astfel depozitele ce se acumulează devin instabile, structura lor fiind parțial distrusă iar o parte din ele fiind detașate de pe granule sub influența efectelor hidrodinamice ale curentului de apă, transmise din aproape în aproape straturilor următoare, fie prin epuizarea capacității de reținere a stratului filtrant, ele se vor regăsi în efluentul final în concentrații din ce în ce mai mari, peste limitele admise de normele de calitate. După opinia cercetătorului Mintz, efectul de limpezire poate fi considerat ca fiind rezultatul a două procese opuse și distincte: reținerea particulelor din apă cu fixarea acestora pe suprafața granulelor sub acțiunea mecanismelor de fixare și de desprindere de pe particulele aderate anterior și returnarea lor în curentul de apă. Acest concept presupune prezența unui mecanism simultan de fixare ca să poată produce detașarea sau desprinderea. Teoria dezvoltată de cercetătorul Mintz și-a dovedit valabilitatea în stadiul al treilea de încărcare a mediului filtrant. [115], [116]

4.5.4.Efectele combinate ale mecanismelor de filtrare

Transportul particulelor în suspensie este un proces fizic hidraulic, afectat de acei parametri care guvernează transferul de masă. Prin cercetarea parametrilor care guvernează transferul de masă se pot obține date interesante pentru explicarea mecanismelor de transport și de fixare din filtrarea apei.

Friedlender, cercetând filtrarea aerosolilor prin medii poroase, a reușit ca în cazul unor viteze reduse de filtrare, să coreleze datele experimentale cu ipotezele teoretice, stabilind o relație pentru determinarea eficienței de reținere sub forma:

$$E = G \cdot P^{-2/3} R_e^{-1/6} + 3I^2 R_e^{-1/2} \quad (4.21)$$

Primul termen din această relație reprezintă eficiența de contact pentru particulele fine ($\delta < 1\mu$), controlată de difuzia moleculară (P), iar cel de al doilea termen reprezintă eficiența de contact controlată de interceptia directă (I). În acest caz, impactul inertial (M) și sedimentarea particulelor (G) nu sunt considerate.

Dacă numărul lui Peclet, $P \gg 1$, se presupune că forțele convective care controlează transportul sunt mult prea mari în comparație cu difuzia moleculară. Difuzia moleculară, se consideră predominantă în straturile marginale ale fibrei și controlează viteza de transfer.

Dacă $P < 1$, distribuția vitezelor se face după modelul propus de Lamb (59) privind scurgerea unui fluid vâscos în jurul unui cilindru.

Dacă în relația (4.21), se introduc valorile cunoscute ale paramerilor I, P și R_e se obține eficiența de reținere a unei singure fibre sub forma:

$$E = \frac{1,34K^{2/3} \cdot T^{2/3} \cdot \rho^{1/6}}{\mu^{5/2} \cdot \delta^{2/3} \cdot d_c^{1/2} \cdot v^{1/2}} + \frac{3\delta^2 \cdot \rho^{1/2} \cdot v^{1/2}}{d_c^{3/2} \cdot \mu^{1/2}} \quad (4.22)$$

Prin diferențierea relației (4.22) în raport cu diametrul particulei δ și egalând-o apoi cu zero, se obține diametrul particulei cu eficiența de contact minimă:

$$\delta_m = 0,489 \frac{(K \cdot T)^{1,4}}{(\rho \cdot \mu)^{1,8}} \cdot \left(\frac{d_c}{v} \right)^{3,8} \quad (4.23)$$

Aceste relații nu se pot aplica direct la filtrarea apei, deoarece granulele de nisip nu seamănă ca formă cu fibrele cilindrice. Porozitatea fibrelor de păslă este de 0,9 iar a nisipului cuarțos de 0,4. Modelul propus de Friedlender nu face decât să lămurească mecanismele de transport care apar în filtrarea apei.

În baza cercetărilor întreprinse de O'Melia și V. Stumm [137], s-a ajuns la concluzia că eficiența de contact minimă se obține pentru particule de aproximativ 3μ . Eficiența de contact crește cu scăderea particulelor sub 3μ .

Legătura dintre eficiența reținerii și modificările calitative într-un mediu filtrant fibros de grosime L, se poate exprima după O'Melia și Stumm, printr-o relație de forma:

$$E = \frac{\pi \cdot d_c}{4(1-p)L} \cdot \ln \frac{C_o}{C} \quad (4.24)$$

în care: C_o și C sunt concentrațiile suspensiilor de la intrarea și ieșirea din filtru; p -porozitatea mediului fibros; d_c - diametrul colectoarelor cilindrice.

Din ecuația (4.24) se poate exprima valoarea parametrului λ .

$$\ln \frac{C_o}{C} = \frac{4(1-p)}{\pi \cdot d_c} E \quad (4.25)$$

iar:

$$\lambda = \frac{4(1-p)}{\pi \cdot d_c} E \quad (4.26)$$

Introducând în ecuația (4.26) valoarea lui dată de ecuația (4.24), se obține expresia generală pentru determinarea coeficientului de rezistență al filtrului:

$$\lambda = \frac{1,71(1-p) \cdot K^{2/3} \cdot T^{2/3}}{\delta^{2/3} \cdot \mu^{5/6} \cdot d_c^{3/2} \cdot v^{1/2}} + \frac{3,82(1-p)\delta^2 \cdot \rho^{1/2} \cdot V^{1/2}}{\mu^{1/2} \cdot d_c^{5/2}} \quad (4.27)$$

Din analiza relației (4.27) rezultă că parametrul filtrării variază direct proporțional cu $d_c^{-3/2}$ și $v^{-1/2}$ în cazul difuziei, și cu $d_c^{-5/2}$ și $v^{1/2}$ în cazul interceptiei directe. Cu

alte cuvinte, în cazul filtrării unor suspensii neomogene unde contactele sunt produse prin difuzie și interceptie directă, nu poate exista o proporționalitate între eficiența de contact, mărimea granulelor mediului filtrant și viteza de filtrare

Cercetând eficiența filtrării în funcție de mărimea particulelor în suspensie, se constată că parametrul filtrării este proporțional cu δ^{2-3} în cazul difuziei și cu δ^2 în cazul interceptiei directe.

Rezultă deci că mărimea particulelor în suspensie influențează direct eficiența filtrării și în consecință, tratamentul preliminar trebuie făcut cu foarte mare grijă.

Yao [207], în cercetările sale a extins acești parametri pentru a include și efectul mecanismului de sedimentare G , găsind astfel un minim al eficienței pentru particule la care $\delta < 2\mu$ iar parametrul λ se propune a se determina cu o relație de forma:

$$\lambda = \text{const} \cdot \delta^n \quad (4.28)$$

în care exponentul n poate lua valori de la $-0,5$ la $1,6$.

Rezultatele experimentale ale lui Scholyi [162], cu suspensii din microsferă de policlorură de vinil având diametrul particulelor $\delta = (0,1 \dots 1,3)\mu$, trecute printr-o masă filtrantă de nisip cu granulație uniformă, a scos în evidență dependența parametrului λ de viteza de filtrare v și de coeficientul dinamic de vâscozitate μ :

$$\lambda = \text{const} \cdot \frac{1}{\mu^2 \cdot v} \quad (4.29)$$

În cazul cel mai general, cu considerarea tuturor mecanismelor de transport și de fixare, parametrul filtrării putându-se exprima printr-o relație de forma:

$$\lambda = f(I, P, M, G, R_c) \quad (4.30)$$

Pe baza acestor observații rezultă că eficiența procesului de filtrare depinde de simultaneitatea mecanismelor de transport și de fixare, de natura și mărimea particulelor aflate în stare de suspensie, de modul în care sunt echipate și exploatate filtrele.

4.6. Ecuațiile generale ale mișcării fluidelor prin medii

poroase.

Se stabilesc pornind de la ecuațiile generale ale mișcării fluidelor reale. În cazul în care se face abstracție de forțele de frecare pe unitatea de masă, ecuațiile generale pentru studierea mișcării fluidelor prin medii poroase sunt de forma [63]:

$$\vec{f} - \frac{1}{\rho} \text{grad} \cdot p = \frac{d\vec{V}}{dt} \quad (4.31)$$

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}(\rho \vec{V}) = 0 \quad (4.32)$$

$$f(\rho, p, T) = 0 \quad (4.33)$$

în care: \vec{f} sunt forțele masice unitare; p - presiunea fluidului; ρ - densitatea fluidului; \vec{V} - viteza aparentă de filtrare; T - temperatura absolută a fluidă.

În cazul mișcării permanente, pentru un fluid incompresibil, omogen și izotrop la care densitatea fluidului se consideră constantă ($\rho = \text{const}$), ecuația de continuitate (4.32) devine:

$$\text{div} \vec{V} = 0 \quad (4.34)$$

Neglijând forțele de inerție în raport cu cele masice și de frecare, în ipoteza că viteza derivă dintr-o funcție de potențial ϕ , rezultă ecuația dinamică a mișcării cunoscută sub denumirea de legea Darcy:

$$\vec{V} = -K \cdot \text{grad} \phi \quad (4.35)$$

în care: K este coeficientul de filtrare; ϕ este presiunea dinamică.

În general mișcarea apei printr-un mediu poros se caracterizează prin coeficienții de permeabilitate K_p și coeficientul de filtrae K . Legătura dintre acești coeficienți se exprimă printr-o relație de forma:

$$K = \frac{K_p \cdot g}{\nu} = \frac{K_p \cdot \gamma}{\mu} \quad (4.36)$$

în care: ν - este coeficientul cinematic de vâscozitate; μ - este coeficientul dinamic de vâscozitate; g - este accelerația gravitațională; γ - greutatea specifică.

Introducând expresia coeficientului de filtrare K dat de relația (4.36) în expresia (4.34), se obține expresia vitezei aparente de filtrare sub forma:

$$\vec{V} = -\frac{K_p}{\mu} \text{grad} \cdot p \quad (4.37)$$

Pentru :

$$\varphi = -Kh + c \quad (4.38)$$

și considerând: $K = \text{const.}$

Rezultă:

$$\Delta\varphi = \frac{\partial^2\varphi}{\partial x^2} + \frac{\partial^2\varphi}{\partial y^2} + \frac{\partial^2\varphi}{\partial z^2} \quad (4.39)$$

$$\Delta h = \frac{\partial^2 h}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial z^2} \quad (4.40)$$

Dacă viteza \vec{V} derivă dintr-o funcție de potențial, funcțiile $\Delta\varphi$ și Δh sunt funcții armonice și în consecință stabilesc ecuația lui Laplace.

Admisă fiind legătura liniară dintre viteza de filtrație și gradientul de presiune, este necesar ca să se stabilească legătura dintre porozitatea p și parametri K și K_p .

Se consideră un mediu poros de suprafață unitară alcătuit dintr-un fascicol de capilare sinuoase de secțiune circulară, având direcția paralelă cu viteza de filtrare.

În această accepțiune porozitatea mediului p , se poate exprima prin relația : [54], [63], [83].

$$p = \frac{\pi d_c^2}{4} N \cdot \xi_L \quad (4.41)$$

în care: d_c -diametrul capilarelor ;

N -numărul de capilare ;

$\xi_L = L_0 / L$ -este coeficientul de sinuozitate exprimat prin raportul dintre lungimea sinuoasă (L_0) și lungimea unui capilar drept (L).

În cazul curgerii de tip Poiseuille, debitul volumic al unui capilar q este dat de expresia:

$$q = \frac{\pi d_c^4}{128\mu} \cdot \frac{\Delta p}{L} \quad (4.42)$$

Viteza medie de filtrare se va obține cu ajutorul relației:

$$v = N \cdot q = \frac{pd_c^2}{32\mu\xi_L^2} \cdot \frac{\Delta p}{L} \quad (4.43)$$

Introducând pentru coeficientul de filtrare notația:

$$K = \frac{p \cdot d_c^2}{32\xi_L^2} \quad (4.44)$$

și considerând suprafața specifică a capilarelor exprimată sub forma:

$$S = \frac{A_{cap}}{V_{cap}} = \frac{4\pi d_c \cdot N\xi_L}{\pi d_c^2 \cdot N\xi_L} p = \frac{4p}{d_c} \quad (4.45)$$

Legătura dintre K, p și S se exprimă prin relația:

$$K = \frac{p^3}{2\xi^2 S^2} \quad (4.46)$$

Cu ajutorul acestor notații, expresia vitezei aparente de filtrare, în cazul curgerii laminare devine:

$$v = \frac{p^3}{2\mu\xi^2 S^2} \frac{\Delta P}{L} = \frac{K}{\mu} \frac{\Delta P}{L} = K_p \frac{\Delta H}{L} \quad (4.47)$$

Această relație este cunoscută sub denumirea de relația Kozeny-Carman.[93].

4.7. Distribuția curenților în filtrarea apelor uzate

4.7.1. Generalități

Filtrarea apelor uzate este un proces deosebit de complex, determinat în primul rând de mărimea și natura particulelor aflate în stare de suspensie, de caracteristicile materialului filtrant (natura, structura, grosimea și porozitatea) și condițiile de exploatare (viteză de filtrare, filtrare umedă sau uscată, filtrare cu nivel liber sau sub presiune, filtrare descendentă sau ascendentă etc.).

Natura și mărimea particulelor din apele uzate determină transportul,

fixarea sau detașarea acestora pe/sau de pe suprafața granulelor mediilor filtrante.

Mecanismele de transport pot avea loc prin curenții purtători sau prin mișcările proprii ale particulelor prin porii filtrului.

Curgerea prin mediile granulare poate avea loc în regim laminar, turbulent sau tranzitoriu, în funcție de diametrul granulelor și de mărimea vitezelor de filtrare.

Curgerea laminară prin porii filtrului este evidențiată printr-o distribuție parabolică a vitezelor și prin valoarea numărului Reynolds.

Curgerea turbulentă sau tranzitorie este evidențiată prin intensitatea pulsațiilor vitezelor în porii materialului filtrant.

Mișcarea fluidelor prin masele filtrante este determinată de caracteristicile geometrice, fizice, chimice și electrochimice ale acestora cât și de natura și mărimea particulelor conținute de apele uzate.

Structura porilor din masele filtrante fiind foarte diferită, atât în secțiunile orizontale cât și în adâncime, face ca liniile curenților de curgere să fie atât de întortochiate încât pentru simplificare se va accepta ca întregul proces de curgere să fie analizat global.

Dificultățile în analizarea proceselor de curgere provin și din aceea că nu se cunoaște mărimea porilor în secțiunea transversală, modificările secțiunii transversale, repartiția porilor cât și direcțiile reale de curgere a curenților.

O altă problemă constă în aceea că orice schimbare care intervine în structura materialului filtrant modifică atât structura porilor cât și proprietățile materialului de la suprafață. Această schimbare nu este dependentă însă de timp ci de loc. Curgerea curenților prin mediile filtrante va fi analizată atât pentru filtrarea înecată (umedă) cât și pentru filtrarea uscată.

4.7.2. Modele de curenți pentru filtrarea clasică

4.7.2.1. Descrierea curenților de scurgere

În masele filtrante, structura porilor variază ca mărime și formă atât după direcția orizontală cât și după cea verticală. De regulă curenții de apă nu ocupă decât cel mult 90% din suprafața porilor, restul fiind ocupat de bulele de aer rămase din timpul alcătuirii stratului filtrant în stare uscată.

Micșorarea suprafeței efective a porilor prin efectul de pană este

determinată de contactul dintre granulele materialului filtrant. În cazul porilor sub formă de boltă triunghiulară, zonele moarte deținute de bulele de aer ocupă peste 50% din suprafața porilor. Suspensiile reținute pe suprafața granulelor mediului filtrant contribuie, de asemenea la reducerea secțiunii porilor. Tessendorf [191] a dovedit prin studii teoretice și experimentale, că neglijând scurgerile marginale caracteristice zonelor moarte, particulele în suspensie preferă întotdeauna acele trasee cu pierderi de sarcină minime.

Curgerea, prin masele granulare, poate fi asimilată cu mișcarea printr-o serie de tuburi al căror diametru este egal cu cel al porilor. Regimul de scurgere prin aceste tuburi este laminar, laminar-turbulent sau turbulent, asemănător cu cel din conductele obișnuite. Dacă în cazul conductelor circulare cu curenți laminari și turbulenți se găsesc două stări de curgere învecinate, în cazul filtrării, traseele de scurgere sunt mult mai complicate, ceea ce face să se evidențieze cinci domenii de scurgere distincte. [26]

1. Domeniul curgerii preluniare este caracteristic materialelor granulare cu porozități foarte mici și viteze de scurgere reduse. Pentru filtrarea apelor uzate acest regim este nesemnificativ.

2. Domeniul curgerii pur laminare este caracteristic instalațiilor de filtrare cu o rată de încărcare redusă. Schimbările de direcție cât și micșorarea porilor conduc de fapt la accelerații locale dar fără desprinderi de particule. Pierderea de sarcină în masa filtrantă variază liniar cu viteza de curgere a curentului, fiind determinată de frecarea acestuia.

3. Domeniul curgerii laminare cu influența forțelor de inerție, care se reglează odată cu creșterea vitezelor interstițiale. Lărgirile bruște ale porilor din materialul granular de la suprafața filtrului, determină desprinderi de suspensii cu formarea de vârtejuri. În acest caz, pierderea de energie prin filtrare se obține prin însumarea rezistențelor date de forțele de frecare și cele ale vârtejurilor.

4. Domeniul curgerii laminar-turbulente, sau de tranziție în care forțele de inerție exercită un efect considerabil asupra comportării curentului.

În zona de tranziție curgerea se compune din curenți laminari și turbulenți. Prin majorarea vitezelor de trecere se realizează o reducere a mărimii zonei turbulente. În afară de aceasta s-a putut constata că prin efectele de turbulență nu s-a obținut o eliminare (dizolvare) a zonelor de apă moartă, chiar și în cazul celor trei domenii prezentate anterior [16].

5. Domeniul curgerii cu turbulență completă este caracteristic momentului de apariție a vârtejurilor în porii mediilor filtrante. Pierderea de presiune în masa filtrantă este datorată în principal turbulenței, fiind proporțională cu pătratul vitezelor de

filtrare. În tehnica de limpezire prin filtrare nu se va ajunge niciodată la un astfel de regim.

Delimitarea regimului laminar pur de scurgere și stabilirea limitei de trecere la regimul turbulent se face ca și în cazul conductelor circulare.

Numărul Reynolds, ca mărime adimensională pentru recunoașterea trecerii de la regimul laminar la cel turbulent, se determină cu relația:

$$R_e = v \cdot D / \nu \quad (4.48)$$

în care: v -este viteza de curgere a apei;

D -este diametrul conductei;

ν - este coeficientul cinematic de vâscozitate al fluidului.

Curgerea prin mediile poroase este caracterizată de numărul Blake, calculat pe baza numărului Reynolds de la conductele ,circulare, în care diametrul conductei s-a înlocuit cu raza hidraulică a materialului poros iar viteza reală prin raportul dintre viteza aparentă v și porozitatea materialului filtrant.

Raza hidraulică pentru un material poros se poate exprima prin raportul dintre volumul porilor și suprafața laterală a granulelor.

Pentru unitatea de volum se obține expresia:

$$l = \frac{p}{A_i} = \frac{p \cdot d_{ec}}{6m(1-p)} \quad (4.49)$$

în care: l -este raza hidraulică a materialului poros;

p -este porozitatea materialului filtrant;

A_i -este suprafața laterală a granulelor materialului filtrant;

d_{ec} -este diametrul echivalent al masei filtrante, calculat cu relația 4.3;

m -este coeficientul de formă a granulelor.

Înlocuind aceste mărimi în expresia generală a numărului Reynolds, se obține numărul Blake sub forma:

$$B \cong R_e = \frac{V \cdot d_{ec}}{6\nu m(1-p)} \quad (4.50)$$

Valoarea numerelor Reynolds este în funcție de așezarea sau de contactul intergranular.

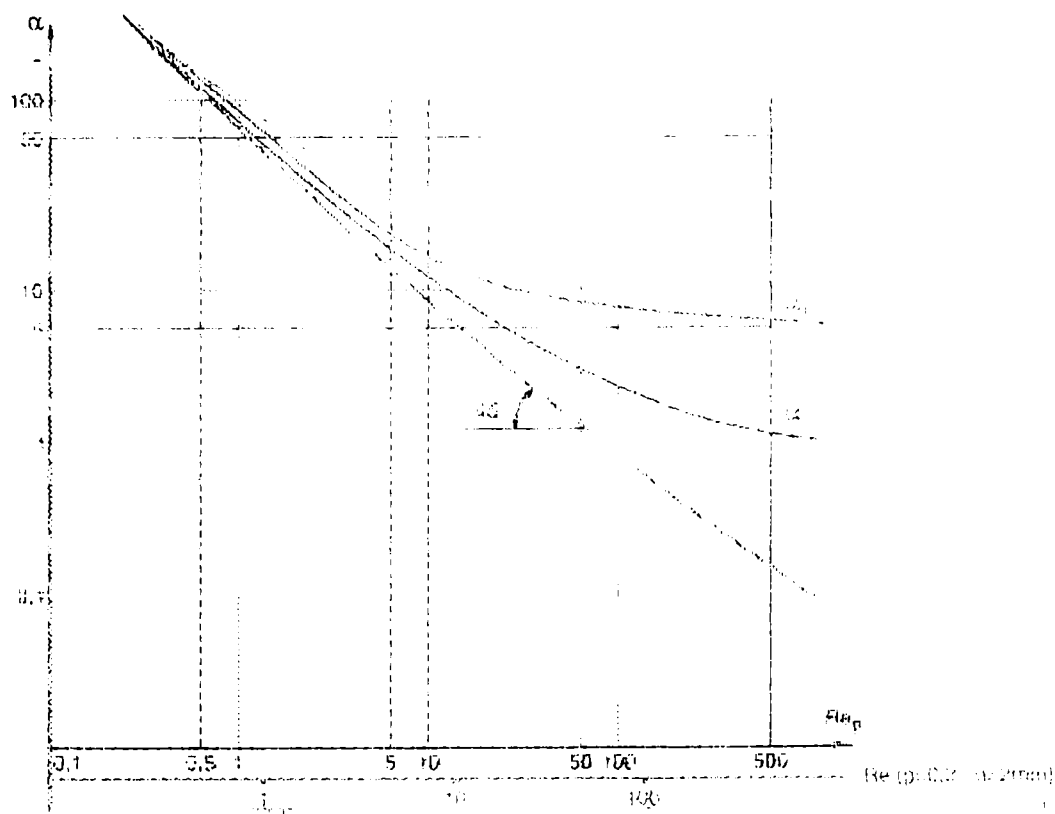


Fig 4.7 . Dependența coeficientului de rezistență al porilor mediului filtrant pentru regimul de trecere de la laminar la turbulent.

4.7.2.2. Efectele stării de curgere

Curgerea apei prin mediile granulare determină pierderi de sarcină care sunt dependente de mărimea debitului, respectiv de mărimea vitezelor de filtrare.

În limitele regimului laminar de scurgere, pierderile de sarcină variază liniar cu vitezele de filtrare iar în cele ale regimului turbulent aceste variații sunt neliniare. În cadrul proceselor de filtrare, acumulările de depozite în porii mediilor filtrante determină modificări ale regimului de scurgere de la lamino-liniar la cel turbulent-neliniar.

Pentru a se evita, apariția regimurilor neliniare, în cadru proceselor de filtrare, ca urmare a acumulărilor de depozite în porii mediilor filtrante, se va proceda la reducerea vitezelor de filtrare pentru care traseele liniilor de curent se desfășoară fără efect de amestec.

Starea neliniară de curgere este legată de apariția vârtejurilor și a fenomenelor de amestec sau de interferență a curenților din porii materialului filtrant, având ca efect accelerarea mecanismelor de transport.

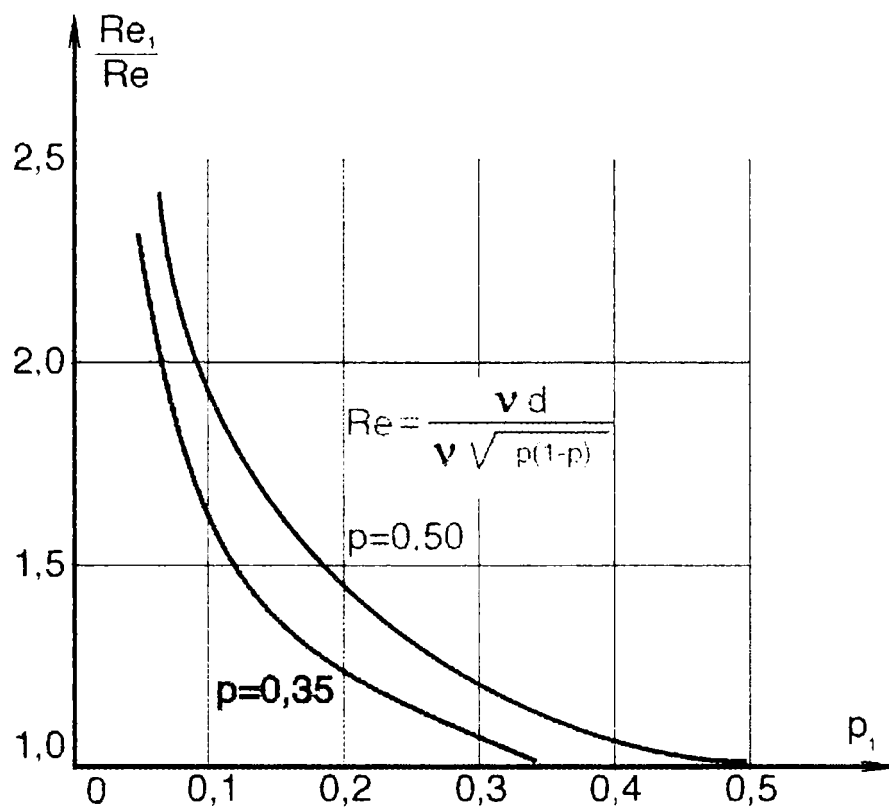


Fig.4.6. Dependența modificărilor relative ale numerelor Reynolds în raport cu modificarea volumului porilor după Camp (14).

În figura 4.6. este evidențiată după Camp [20] dependența modificărilor relative a numerelor Reynolds în raport cu modificarea volumului real al porilor (p_1) din masa filtrantă. În cadrul acestei reprezentări s-a evidențiat numărul Reynolds teoretic exprimat prin relația:

$$R_e = \frac{v d}{\nu \sqrt{p(1-p)}} \quad (4.51)$$

La o reducere a volumului porilor de la 0,35 la jumătate are drept consecință o creștere a numărului Reynolds cu peste 40%.

Astfel Mintz și Subert [114] evidențiază faptul că regimul laminar de scurgere se dezvoltă pentru numerele Reynolds cuprinse între 0,001 și 2, iar Albert [1], prin cercetările sale experimentale, a stabilit că numărul Reynolds pentru acest regim are valori cuprinse între 0,1 și 75. În literatura de specialitate se dau informații foarte diferite asupra limitei superioare a numărului Reynolds pentru curenții laminari.

Astfel Mintz și Subert [114] evidențiază faptul că regimul laminar de scurgere se dezvoltă pentru numerele Reynolds cuprinse între 0,001 și 2, iar Albert [1], prin cercetările sale experimentale, a stabilit că numărul Reynolds pentru acest regim are valori cuprinse între 0,1 și 75.

O serie de autori au cercetat efectul de îmbunătățire a transportului particulelor desprinse din filtru sub influența turbulenței.

Efectele procesului de filtrare, în cadru curgerii laminare sunt marcate de fenomenele de difuzie.

Vitezele de filtrare joacă un rol deosebit de important asupra eficienței proceselor de filtrare. De asemenea, procesele de filtrare sunt în anumite situații favorizate de efectul turbulenței.

Tensiunile de forfecare care pot să apară în cadru curgerii neliniare nu pot favoriza procesele de transport a particulelor prin mediul filtrant.

Cercetările efectuate de Rolke [150], [152], [153] asupra filtrării umede și uscate, au scos în evidență faptul că îmbunătățirile aduse transportului se resimt îndeosebi la filtrarea uscată prin apariția efectelor de amestec.

Până acum schimbările stării de curgere nu erau cunoscute ca fiind benefice pentru procesele de limpezire. Flocoanele de nămol biologic din apele uzate contribuie la intensificarea curenților de scurgere, la majorarea capacității de absorție a mediului filtrant și deci la o eficiență de limpezire mai ridicată.

Insufierea de oxigen în paralel cu aprovizionarea de substanțe organice hrănitoare, reprezintă factori determinați pentru stimularea metabolismului de creștere a bacteriilor aerobe din apele uzate și de stimulare a efectelor de mișcare liberă a flacoanelor de nămol activ în vederea obținerii unor eficiențe sporite de epurare avansată a apelor uzate.

Vitezele mai ridicate ale curenților de scurgere declanșează, mai ales în domeniul nelinear, pierderi de presiune importante, defavorabile dintr-un anumit punct de vedere, dar pe de altă parte, stimulează transportul și metabolismul bacteriilor ceea ce face ca să se obțină o eficiență de filtrare mai bună.

4.7.2.3. Modele de curenți pentru domeniul linear

Curgerea fluidelor prin mediile poroase se desfășoară în conformitate cu legea Darcy.

$$Q = A \cdot K_p \cdot I \quad (4.52)$$

iar:

$$V = K_p \cdot I \quad (4.53)$$

în care: Q -este debitul fluidelor; A -este secțiunea transversală a filtrului;

K_p -este coeficientul de permeabilitate al stratului filtrant ; I -este panta hidrolică;

v -este viteza aparentă de filtrare.

Datorită faptului că coeficientul de permeabilitate K_p depinde nu numai de lichid cât și de caracteristicile masei filtrante, în calcule se va utiliza și noțiunea de permeabilitate specifică a masei filtrante exprimată prin K_0 , sub forma:

$$K_0 = \frac{\mu}{\rho g} K_r = \frac{\nu}{g} K_p \quad (4.54)$$

în care: μ -este coeficientul dinamic de vâscozitate al fluidului; ρ -este densitatea fluidului; g -este accelerația gravitațională; $\nu = \mu / \rho$ - este coeficientul cinematic de vâscozitate.

Cu această notație, expresia vitezei de filtrare devine:

$$V = \frac{K_0 g}{\nu} I \quad (4.55)$$

Modelul cel mai simplu, pentru descrierea curgerii în cadrul regimului laminar se bazează pe teoria capilarității. Spoliul porilor va fi înlocuit în cazul curenților unidimensionali cu un fascicol de tuburi capilare de diametru d . Permeabilitatea absolută a patului filtrant K_0 se calculează în funcție de volumul porilor p , folosind relația : [26]

$$K_0 = \frac{p \cdot d^2}{32} \quad (4.56)$$

Coeficientul de permeabilitate K_r după modulul Kozeny [93] se exprimă sub forma:

$$K_p = c \frac{p^3}{(1-p)^2} d \quad (4.57)$$

în care: c -este constanta Kozeny dependentă de temperatura fluidului și de forma granulelor.

Relația propusă de Kozeny s-a verificat cu rezultate mai bune în activitatea practică.

Modelul propus de Carman este o extindere a modelului capilar. Acest model introduce lungimea capilarelor și raza hidraulică a secțiunii capilarelor.

Permeabilitatea absolută a straturilor filtrante alcătuite din granule sferice, se obține prin lărgirea relației Hagen-Poiseuille, expresia:

$$K_0 = \frac{p}{c \cdot (1-p)^2} \cdot \frac{1}{A_s^2} \quad (4.58)$$

în care: A_s - este suprafața specifică a stratului filtrant

Rezultatele obținute cu modelul Carman sunt cu atât mai exacte cu cât este mai uniformă distribuția porilor din materialul filtrant.

Modelul propus de Mackelburg dezvoltă relația Hagen-Poiseuille luând în considerare viteza reală din porii materialului filtrant cât și sinuozitatea traseelor de curgere prin coeficientul ξ_L .

Viteza reală de scurgere prin porii materialului filtrant se poate determina cu relația:

$$V_p = \frac{V}{p} \xi_L \quad (4.59)$$

Coeficientul de sinuozitate ξ_L variază, în funcție de porozitatea materialului filtrant între 1 și 2,5. Pentru volume de pori cuprinse între 30-50%, specifice apelor uzate, coeficientul de sinuozitate $\xi_L = 1,3 \dots 1,8$, iar pe măsură ce porozitatea crește coeficientul de sinuozitate tinde către 1.

Coeficientul de permeabilitate al patului filtrant prin comparație cu relația Darcy se poate exprima sub forma:

$$K_p = \frac{g}{72\nu\xi_L^2} \cdot \frac{p^3}{(1-p)^2} \cdot d^2 \quad (4.60)$$

iar permeabilitatea absolută se poate determina cu relația:

$$K_0 = \frac{1}{72\xi_L^2} \cdot \frac{p^3}{(1-p)^2} \cdot d^2 \quad (4.61)$$

Expresiile (4.60) și (4.61) au marele avantaj că nu conțin termeni empirici.

4.7.2.4. Modele de curenți pentru domeniul nelinear

Pentru descrierea curgerii curenților prin masele filtrante în domeniul nelinear se utilizează de asemenea legile mișcării prin conducte.

Pierderea de presiune pe grosimea stratului filtrant se poate exprima printr-o funcție de forma:

$$I = a \cdot v + b \cdot v^2 \quad (4.62)$$

în care: I -este pierderea de presiune pe grosimea stratului filtrant;

a -este coeficientul de rezistență din frecare;

v -este viteza de curgere;

b -este coeficientul de rezistență al forțelor de inerție.

În caz particular al acestei relații este legea Darcy în care termenul pătratic devine din ce în ce mai mic sau coeficientul de rezistență al forțelor de inerție tinde către zero.

Mackelburg (88) propune pierderea de presiune prin porii filtrului pe unitatea de grosime a stratului să se determine cu o expresie de forma:

$$I_p = (\alpha_F + \alpha_I) \frac{\xi_L}{d_h} \cdot \frac{V_p^2}{2g} \quad (4.63)$$

în care: I_p -este pierderea de presiune prin porii filtrului pe unitatea de grosime a stratului; α_F - este coeficientul de rezistență al forțelor de frecare; α_I -este coeficientul de rezistență al forțelor de inerție; d_h -este diametrul hidraulic al porilor; v_p -este viteza medie din porii filtrului; ξ_L -este coeficientul de sinuozitate al tuburilor capilare; g -accelerația gravitațională.

După Mackelburg, coeficienții de rezistență α_F și α_I se pot determina cu relația:

$$\alpha_F = \frac{64v}{v_p \cdot d_h} \quad (4.64)$$

$$\alpha_F = 1,13(1-p)\sqrt{p(\log 10/p)^3} \quad (4.65)$$

Coeficientul de rezistență global α se exprimă sub forma:

$$\alpha = \alpha_f + \alpha_j \quad (4.66)$$

Pentru determinarea coeficientului de rezistență în raport cu regimul de scurgere, se recomandă utilizarea diagramei ridicată de Mackelburg și redată în figura (4.7).

Această diagramă a fost ridicată pentru un material filtrant alcătuit din granule având diametrul de 2 mm și porozitatea de 20% și 60%.

4.7.3 Modele de curenți pentru filtrare uscată

4.7.3.1. Descrierea curenților de scurgere

Filtrarea uscată constă în limpezire apei în paralel cu insuflarea unor curenți de aer. Insuflarea aerului se poate face după sensul de curgere a curenților de apă, contrar acestora sau după direcții radiale. [104]

Dacă la filtrarea clasică volumul marginal al porilor este ocupat numai de faza fluidă, la filtrarea uscată acest volum este ocupat parțial de faza lichidă și parțial de faza gazoasă.

Aerarea intensifică procesul de amestec dintre cele două faze.

La insuflarea radială, particulele reținute pe suprafața porilor se extind către suprafața materialului filtrant ajungând în masa fluidă unde se remarcă printr-un film întunecat peste suprafața filtrului.

Reținerile din masa filtrantă au un considerabil efect de încetinire a trecerii curentului. Cantitatea reținerilor este cu atât mai mare cu cât viteza de trecere este mai mică.

Prin comparație cu filtrarea clasică, la filtrarea uscată curgerea este foarte neregulată, cele două regimuri de curgere (laminar și turbulent) schimbându-se în permanență unul cu celălalt. [32]

4.7.3.2. Modele de curgere fără aerare

Filtrarea uscată fără aerare constă din trecerea apelor încărcate cu suspensii prin masele filtrante fără ca acestea să fie conținute într-o saltea de apă, așa cum se întâmplă la filtrarea umedă.

Modelul de curgere la filtrarea uscată fără aerare se bazează tot pe relația Darcy, în regim laminar, folosită și în paragraful 4.7.2.3.

Se presupune că partea din volumul porilor ocupată de aer va fi înlocuită de materialul filtrant suplimentar, iar prin neglijarea forțelor de frecare în creștere nu se vor modifica condițiile de curgere.

Într-o atare accepțiune patul filtrant nesaturat cu apă, va deveni un pat filtrant saturat cu apă, mai ales prin reducerea volumului porilor. Prin aceasta permeabilitatea stratului filtrant K_p se va micșora și va depinde de conținutul de apă (θ). În această situație ecuația lui Darcy devine:

$$v = K_{p(\theta)} \cdot I \quad (4.67)$$

Pentru ca permeabilitatea să devină mai mică decât cea de la filtrarea umedă este necesar ca în ecuația (4.67) să fie luată în considerație pierderea de presiune pe grosimea stratului.

Cercetările experimentale au scos în evidență faptul că pierderile de sarcină la filtrarea uscată sunt mai mici decât în cazul filtrării umede datorită faptului că rugozitatea suprafețelor materialului filtrant este considerabil mai redusă.

Partea din volumul porilor udată de curentul de apă se poate exprima sub forma:

$$\theta = \frac{V_a}{V} \quad (4.68)$$

în care V_a -este volumul fluidului din filtru;

V -este volumul materialului filtrant.

Viteza medie de scurgere în pori se determină cu relația:

$$v_p = \frac{v}{\theta} \xi_L \quad (4.69)$$

în care: ξ_L -este sinuozitatea traseelor de curgere.

O altă modalitate de a descrie scurgerea prin filtrele uscate o constituie teoria filmului de cădere (cascadă) sau a celei de picurare (prelingere).

Această teorie a fost experimentată pentru un film de curgere pe un perete vertical sub efectul forțelor gravitaționale și fără luarea în considerare a vreunui strat de gaz învecinat. Când raportul dintre grosimea filmului și raza conductei este foarte mic se poate aplica teoria curgerii de la conducte.

Viteza medie a filmului de curgere se poate determina cu ajutorul relației:

$$v_{FP} = \sqrt[3]{\frac{gV}{3}} R_c \quad (4.70)$$

iar:

$$R_c = \frac{Q}{vU} \quad (4.71)$$

în care: v_{FP} -este viteza medie a filmului de picurare;

R -este numărul Reynolds;

Q -este debitul fluidului de scurgere în unitatea de timp;

U -este perimetrul udat al tubului de scurgere;

v - este coeficientul cinematic al fluidului;

g -este accelerația gravitațională.

Numărul Reynolds pentru regimul de trecere de la laminar la laminar-turbulent se consideră: $Re_{cr} = 400$.

Grosimea medie a filmului de curgere (δ) se calculează cu relația:

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3v^2}{g}} R_c \quad (4.72)$$

Pentru o peliculă de apă grosimea filmului de curgere este $\delta = 0,1\text{mm}$.

Pentru aplicarea teoriei filmului laminar de curgere în masa filtrantă, se pleacă de la un curent de curgere alcătuit dintr-o mulțime de tuburi (capilare) cu diametrul hidraulic d_b .

În figura 4.8, Rolke, se pune în evidență viteza medie de curgere în porii filtrelor uscate, alcătuite din hidroantracit cu diametrul granulelor $d = 1,55 \text{ mm}$ în raport cu viteza de filtrare.

La începutul curgerii, când $v = 0$, s-a luat în calcul un volum al porilor de 20%, iar pentru o viteză de filtrare $v=25\text{m/h}$ volumul de calcul al porilor s-a considerat de 100%.

În cazul unor viteze de filtrare crescătoare, se constată abateri între valorile calculate și cele determinate experimental.

4.7.3.3. Modele de curgere cu aerare

La curenții simultani constituiți dintr-un lichid și o fază de formă gazoasă, se dezvoltă în interiorul masei filtrante mai multe procedee posibile de curgere. După starea de curgere se pot distinge cele două regimuri de curgere.

Pentru curenți laminari sau turbulenți se pot deosebi una sau ambele faze, cu patru posibile modalități de curgere.

În afară de aceasta se mai pot deosebi domeniile de mase filtrante separate și cu ambele faze în raport cu continuitatea și discontinuitatea curentului. Rezultă deci un total de 16 posibile modalități de curgere.

Referitor la repartizarea celor două faze de curgere se pot spune următoarele. În interiorul materialului filtrant ambele faze se vor dezvolta prin canale de curgere curate.

Faza gazoasă va prefera porii cu deschidere mai mare. În afară de aceasta, vor apare în cazul unor încărcări reduse, zone moarte de curgere.

Cealaltă parte a porilor va fi traversată de ambele faze, în care faza fluidă se manifestă ca fluid de curgere, în timp ce gazul rămas în secțiunea porilor va fi preluat de curentul de apă.

La filtrarea uscată cu scurgere simultană de curenți, faza fluidă de scurgere determină prin intermediul forțelor de frecare o accelerație, în timp ce prin contracurentul de gaz se produce o încetinire a curentului, favorizând reținerea particulelor de faza fluidă.

La filtrarea în contracurent, procesele de curgere se pot împărți în patru domenii:

1. Domeniul de creștere a udării, în care la o încărcare redusă a fluidului sunt utilizate în primul rând un număr mic de canale. La încărcări mai mari, pentru care grosimea filmului a rămas practic neschimbată, numărul de canale din suprafața folosită a fost în creștere. Gazul și fluidul se influențează reciproc numai în domeniul de interferență a celor două faze. La limita superioară a acestui domeniu suprafața udată atinge un maxim, ea fiind totuși mai mare decât suprafața totală a materialului filtrant.
2. Domeniul filmului de curgere laminar, care conduce la creșterea încărcării fluidului. Aici suprafața folosită rămâne constantă. Adaosurile mai mari determină o creștere a grosimii peliculei și a tensiunilor de forfecare.

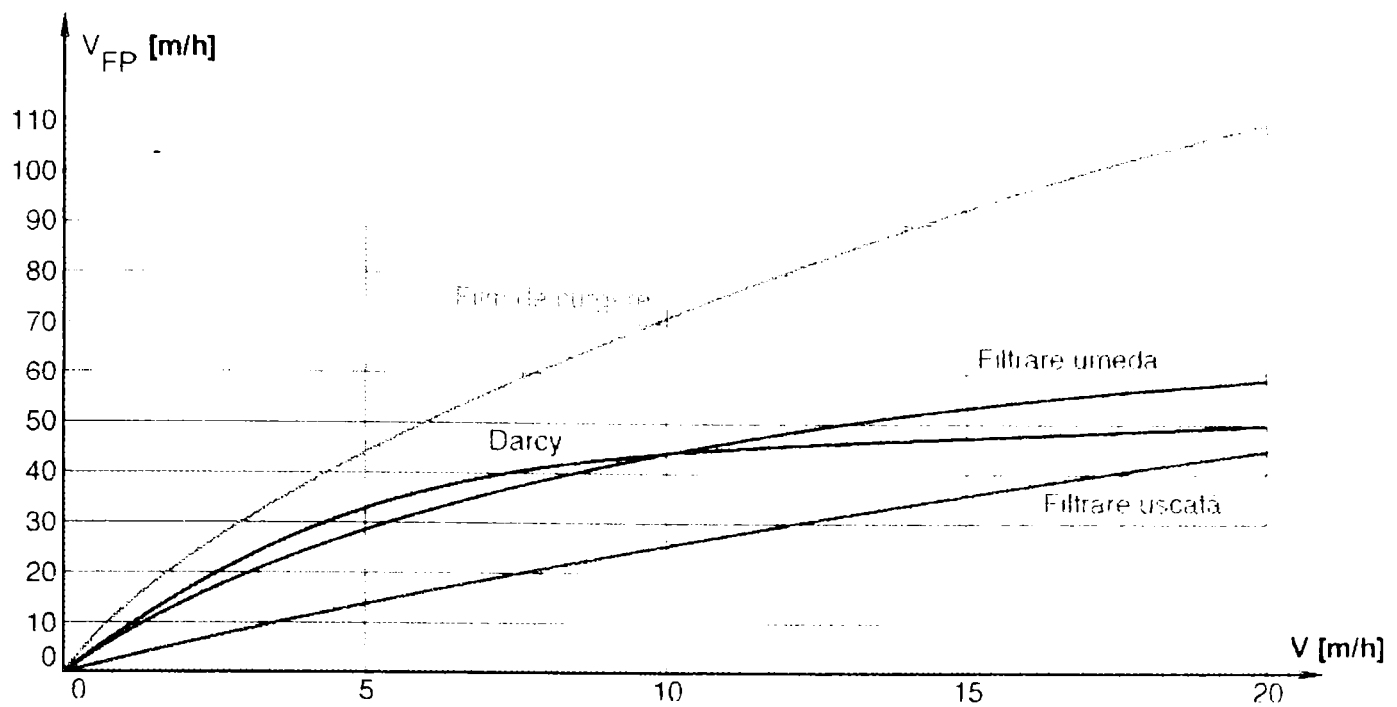


Fig.4.8. Viteza medie de curgere în porii filtrelor uscate și inundarea filtrelor în raport cu viteza de filtrare.

3. Domeniul peliculei de scurgere turbulentă, acolo unde filmul curgerii turbulente trece prin straturile filtrului. Și în acest caz suprafața udată rămâne constantă, iar grosimea peliculei se mărește. După cantitatea de gaz și totalitatea suprafeței fazelor vor fi întârziate vitezele peliculei prin forțele de frecare.

4. Domeniul filmului discontinuu de curgere. La reducerea continuă a secțiunii transversale a curentului de trecere pentru gaz, ca urmare a încărcăturii fluidului prin forțele de frecare, pe suprafața de la limita de separare a fazelor, vor fi reținute particulele în suspensie din fluid. Proeminențele formate se descompun sub acțiunea gazului blocat sub presiune. Nivelul de blocare (astupare) a porilor determină limita superioară de reținere a filtrului.

În cazul filtrării uscate cu curent de gaz, ecuațiile prin care se pot exprima vitezele de curgere pentru apă și aer sunt sub forma:

$$v_A = K_0 \frac{K_A g}{v} \text{grad}\varphi \quad (4.73)$$

$$V_G = K_0 \frac{K_G g}{v} \text{grad}\varphi \quad (4.74)$$

în care: K_A -este permeabilitatea relativă pentru apă în prezența aerului;

K_G -este permeabilitatea relativă a aerului în prezența apei.

Teoria filmului de curgere este aplicabilă pentru două faze de curgere, când la suprafața limită de separație se formează proeminențele de depozite.

4.8. Ecuațiile generale ale filtrării rapide

Se consideră o masă filtrantă de grosimea L , alcătuită din granule sferice cu

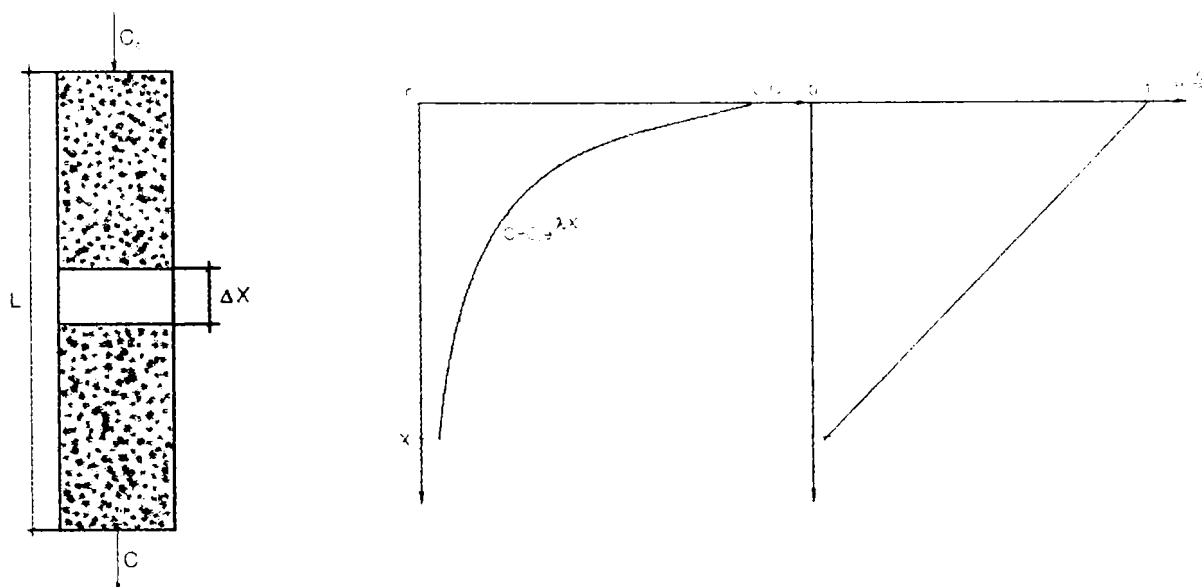


Fig.4.9.

diametrul uniform d și având porozitatea inițială p_0 , prin care se introduce o apă de concentrație C_0 și iese cu concentrația C mult mai mică decât C_0 . (Fig. 4.9) Fluidul traversează masa filtrantă cu viteza v .

După Iwasaki, gradientul reținerii suspensiilor de către mediul filtrant, este proporțional cu concentrația impurităților din efluent și se exprimă printr-o ecuație de forma:

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda \cdot C \quad (4.75)$$

iar:

$$C = C_0 e^{-\lambda x} \quad (4.76)$$

Prin logaritmare se obține:

$$\ln \frac{C}{C_0} = -\lambda \cdot x \quad (4.77)$$

în care : C, C_0 sunt concentrațiile particulelor în suspensie din efluent și din influent; -

x -este adâncimea sau grosimea stratului filtrant;

λ -este coeficientul de rezistență al stratului sau parametrul filtrării.

Prin filtrare, impuritățile din apă sunt transferate mediului filtrant, fiind asimilate în porii acestuia sau pe suprafața granulelor.

Considerând o masă filtrantă de secțiune unitară pentru care se aplică legea bilanțului masic în intervalul de timp t și $t + dt$, se obține după reduceri și simplificări ecuația:

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} + \frac{p}{v} \cdot \frac{\partial C}{\partial t} \quad (4.78)$$

în care: σ -este depunerea specifică, definită ca fiind volumul sau masa reținută pe unitatea de volum a materialului filtrant,

$v = Q/F$ -viteza aparentă de filtrare;

t -este timpul de filtrare; $v_r = v/p$ -este viteza reală de filtrare

; p -este porozitatea efectivă a mediului filtrant.

Porozitatea efectivă se obține scăzând din porozitatea inițială depunerea specifică sub forma:

$$p = p_0 - \sigma \quad (4.79)$$

Introducând relația (4.79) în ecuația (4.78) se obține:

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{V} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} + \frac{p_0 - \sigma}{V} \cdot \frac{\partial C}{\partial t} \quad (4.80)$$

Având în vedere că termenul $\frac{\partial \sigma}{\partial t}$ fiind foarte mic în comparație cu ceilalți, se neglijează, obținându-se astfel cea de a doua ecuație diferențială pentru descrierea procesului de filtrare rapidă:

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (4.81)$$

În cazul real al filtrării, o anumită parte din suspensiile ce intră în filtru sunt reținute pe suprafața granulelor și în porii mediului filtrant iar cealaltă parte se deplasează spre straturile inferioare datorită vitezei curentului, producând astfel desprinderea unei anumite părți din suspensiile reținute pe suprafața granulelor.

4.9. Parametri caracteristici procesului de limpezire prin filtrare

Descrierea matematică a procesului de filtrare rapidă se descrie prin intermediul următorului sistem de ecuații:

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda \cdot C \quad (4.82)$$

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (4.83)$$

Înțelegerea acestui sistem de ecuații diferențiale se face în funcție de definirea parametrului λ . Acest parametru guvernează și caracterizează întregul proces.

La începutul procesului de filtrare pentru $t=0$, parametrul filtrării devine constant și egal cu λ_0 . În acest caz:

$$C = C_0 \cdot e^{-\lambda_0 x} \quad (4.84)$$

Coeficientul de rezistență λ și λ_0 sunt funcții dependente de diferiți parametri [75], [115], [117], [126].

$$\lambda = \lambda_0 f(\sigma) \quad (4.85)$$

$$\lambda = \lambda_0 f(t) \quad (4.86)$$

iar

$$\lambda_0 = f(v, d, \mu, \zeta, \delta, \rho_p, p_0, \xi, T, m, \dots) \quad (4.87)$$

în care: v -este viteza de filtrare; d -diametrul granulelor mediului filtrant; μ -este coeficientul dinamic de vâscozitate; ρ -este masa specifică a fluidului; δ -diametrul particulelor în suspensie; ρ_p -este masa specifică a particulelor în suspensie; p_0 -este porozitatea inițială; ξ -este coeficientul de sinuzitate; T -este temperatura apei; m -este coeficientul de formă a granulelor; σ -este depozitul specific.

Studiile și cercetările întreprinse₉₆ asupra proceselor de limpezire prin

filtrare au scos în evidență următoarele:

- Materialul filtrant prin mărimea granulelor, densitate, porozitate, formă și grosimea de strat favorizează sau diminuează calitatea filtrului, mărimea pierderilor de sarcină și durata procesului.
- Structurile filtrante alcătuite din granule de diametre mici (fine) și cu porozitate redusă asigură o calitate bună a filtrului în schimb determină creșteri importante ale pierderilor de sarcină cu reducerea corespunzătoare a ciclurilor de filtrare, în schimb structurile constituite din materiale grosiere, cu porozități maxime, determină un filtrat de mai proastă calitate, cu pierderi de sarcină mai reduse dar cu cicluri de filtrare mai mari.
- Straturile filtrante de grosime mare determină o calitate mai bună a filtratului dar cu pierderi de sarcină mai mari și cu cicluri de filtrare mai îndelungate, în schimb la filtrele alcătuite din straturi de grosime mai mică efectele sunt inverse.
- Calitatea filtratului este favorizată și de natura materialului filtrant, densitate și capacitate de absorbție.
- Structurile filtrante alcătuite din materiale cu capacități absorbante ridicate, ca de exemplu cărbunele activ, determină un filtrat de calitate superioară.
- Materialele mai ușoare și mai puțin rezistente au dezavantajul că sunt antrenate de curentul de spălare și se degradează mult mai rapid în urma ciclurilor de spălare.
- Mărimea și natura particulelor în suspensie influențează într-o măsură foarte mare calitatea filtratului.
- Suspensiile grosiere cu diametru mai mare decât cel al porilor se rețin în general pe suprafața stratului filtrant iar cele fine pătrund în strat, aderând pe suprafața granulelor sau în porii acestora.
- Particulele foarte fine sunt reținute mai greu de materialul filtrant, fiind antrenate de curenții de apă în filtrat. Pentru reținerea acestor categorii de particule se impune tratarea prealabilă a apei brute cu reactivi chimici.
- Viteza de filtrare este parametrul care determină calitatea apei filtrate, mărimea pierderilor de sarcină și durata ciclurilor de filtrare. Vitezele mari de filtrare pot conduce la un filtrat cu o calitate mai proastă, pierderi de sarcină mari și cicluri reduse de filtrare, în schimb vitezele mai reduse pot conduce la un filtrat cu o calitate mai bună, la pierderi de sarcină mai mici și la durate de filtrare mai mari. Vitezele mici de filtrare determină suprafețe mari de filtrare

și deci cheltuielile de investiție sunt mult mai mari decât în cazul folosirii unor viteze de exploatare mai mari.

- Sistemul și intensitatea de spălare afectează atât calitatea filtrului, durata ciclurilor de filtrare dar și prețul de cost al apei limpezite (tratate sau epurate).

- Spălarea instalațiilor de filtrare se poate face în contracurent cu apă sau cu apă și aer în funcție de mărimea și de importanța instalațiilor.

Intensitatea curenților de spălare pentru apă sau pentru apă și aer determină buna regenerare a materialelor filtrante după un anumit ciclu de filtrare.

Toți acești factori sunt evidențiați parțial sau global prin modul de exprimare a parametrilor λ și λ_0 din relațiile (4.88) și (4.89).

- Parametrul λ_0 crește valoric atât cu creșterea dimensiunii particulelor în suspensie cât și cu creșterea temperaturii apei.

- Majorarea vitezelor de filtrare, respectiv a granulației mediului filtrant, determină scăderea valorică a parametrului λ_0 .

- Pentru aceeași structură granulometrică și aceeași viteză de filtrare, parametrul inițial al filtrării nu se modifică valoric și nici atunci când se majorează sau se reduce grosimea stratului filtrant.

- Coeficientul de formă influențează într-o măsură mai mică parametrul λ_0 , în schimb conduce la modificări apreciable asupra pierderilor de sarcină prin filtre.

- Depozitul specific σ are efecte determinante asupra mărimii parametrului de rezistență global λ .

4.10. Modelele matematice ale filtrării umede.

4.10.1. Modelul matematic Ives.

În accepțiunea sa Ives, descrierea matematică a procesului de filtrare rapidă clasică (umedă) se face cu ajutorul ecuațiilor diferențiale (4.82) și (4.84).

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda \cdot C \quad (4.82)$$

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (4.83)$$

Iveș consideră parametrul reținerii λ ca fiind o funcție dependentă de depozitul specific (σ) și de caracteristicile mediului filtrant, putându-se exprima sub forma:

$$\lambda = \lambda_0 + c\sigma - \frac{\phi\sigma^2}{p_0 - \sigma} \quad (4.88)$$

Primii doi termeni, caracterizează reținerea particulelor iar cel de al treilea desprinderea acestora.

Dependența parametrului λ în raport cu depunerea specifică σ , conform expresiei (4.88) este redată în figura 4.10

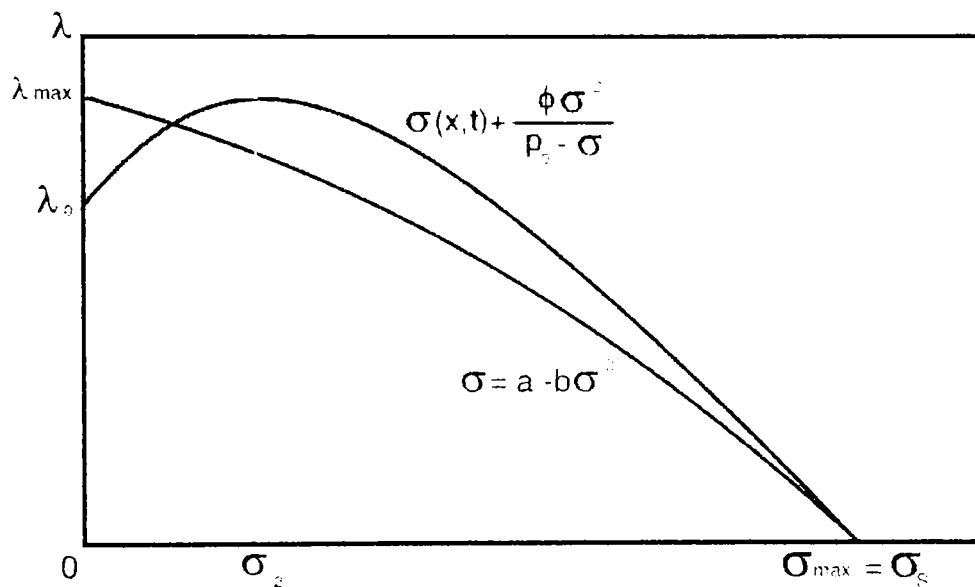


Fig. nr. 4.10

Anulând derivata în raport cu σ a funcției (4.87) rezultă:

$$\sigma_{1,2} = p \left[1 \pm \left(\frac{\phi}{c+p} \right)^{1/2} \right] \quad (4.89)$$

Valoarea maximă a parametrului λ rezultă pentru soluția negativă.

$$\lambda_{\max} = \lambda_0 + cp_0 \left[1 - \left(\frac{\phi}{c+p} \right)^{1/2} \right] + \phi p_0 \left[1 - \left(\frac{\phi}{c+p} \right)^{1/2} \right]^2 / \left(\frac{\phi}{c+p} \right)^{1/2} \quad (4.90)$$

Pentru $\lambda = 0$ rezultă: $\sigma = \sigma_{\max} = \sigma_s$ și corespunde stadiului de calmatare completă a stratului filtrant. În acest caz valoarea maximă a depunerii specifice se poate exprima sub forma:

$$\sigma_{s1,2} = \frac{-(\lambda_0 - cp_0) \pm \sqrt{(\lambda_0 - cp_0)^2 + 4\lambda_0(c + \phi)p_0}}{2(c + \phi)} \quad (4.91)$$

Deoarece forma de exprimare a parametrului λ prin intermediul ecuației (4.87) produce dificultăți la integrarea sistemului de ecuații diferențiale (4.82) și (4.83), Ives propune o formă simplificată pentru parametrul λ reprezentată în figura 4.10.

$$\lambda = a - b \cdot \sigma^2 \quad (4.92)$$

în care:

$$a = \lambda_0 + c \cdot \sigma \quad (4.93)$$

$$b = \frac{\phi}{p_0 - \sigma} \quad (4.94)$$

Pentru : $\sigma = 0; \lambda = \lambda_{\max}$ și $\lambda = 0; \sigma = \sigma_{\max} = \sigma_s$.

Mărimile a și b au următoarele expresii:

$$a = \lambda_0 + cp_0 \left[1 - \left(\frac{\phi}{C + p} \right)^{1,2} \right] - \phi p_0 \left[1 - \left(\frac{\phi}{\phi + C} \right)^{1,2} \right]^2 \quad (4.95)$$

$$b = \frac{4a(c + \phi)^2}{\left[cp_0 - \lambda_0 \pm \sqrt{(\lambda_0 - Cp_0) + 4\lambda_0 p_0 (c + \phi)} \right]^2} \quad (4.96)$$

Prin integrarea sistemului de ecuații diferențiale (4.82) și (4.83) cu considerarea pentru λ a expresiei (4.91), se obțin următoarele soluții:

$$\frac{C}{C_0} = \frac{e^{-ax} (e^{\tau} + 1) / (e^{\tau} - 1)}{\left\{ (e^{\tau} + 1) / (e^{\tau} - 1) \right\}^2 + e^{-2ax} - 1} \quad (4.97)$$

$$\sigma = \frac{(a/b)^{1/2}}{\left\{ e^{2ax} [(e^\tau + 1)(e^\tau - 1)]^2 + e^{2ax} + 1 \right\}^{1/2}} \quad (4.98)$$

$$x = \frac{1}{2a} \ln \left\{ \frac{1 - (C_0 - C)^2 [(e^\tau + 1)(e^\tau - 1)]^2}{1 - [(e^\tau + 1)(e^\tau - 1)]^2} \right\} \quad (4.99)$$

în care:

$$\tau = 2C_0 \cdot v \cdot t \sqrt{ab} \quad (4.100)$$

Pentru: $x=0$ și $t=0$ rezultă:

$$C = C_0 \text{ și } \sigma_0 = \left(\frac{a}{b} \right)^{1/2} \left(\frac{e^\tau - 1}{e^\tau + 1} \right) \quad (4.101)$$

$$C = C_0^{-ax} \text{ și } \sigma = 0 \quad (4.102)$$

4.10.2. Modelul matematic Mintz.

În accepțiunea sa, Mintz [115], [116] înlocuiește ecuația diferențială (4.82) cu relația (4.103) definindu-se astfel sistemul de ecuații diferențiale prin intermediul cărora se poate descrie procesul filtrării rapide, exprimat sub forma:

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial x} \quad (4.83)$$

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda C - \beta \frac{\sigma}{v} \quad (4.103)$$

în care : λ este parametrul reținerii având dimensiunea $[L^{-1}]$;

β -este parametrul desprinderii având dimensiunea: $[T^{-1}]$.

Acest concept caută să apropie într-o măsură mult mai mare, rezultatele teoretice de cel experimental. Pentru modelul propus parametri λ și β sunt considerate ca fiind constanți pe parcursul desfășurării procesului.

Din combinarea celor două ecuații (4.83) și (4.103) rezultă sistemul de ecuații cu derivate parțiale pentru descrierea analitică a procesului de filtrare rapidă.

$$\frac{\partial^2 C}{\partial x \partial t} + \beta \frac{\partial C}{\partial x} + \lambda \frac{\partial C}{\partial t} = 0 \quad (4.104)$$

$$\frac{\partial^2 \sigma}{\partial x \partial t} + \beta \frac{\partial \sigma}{\partial x} + \lambda \frac{\partial \sigma}{\partial t} = 0 \quad (4.105)$$

Integrarea acestui sistem de ecuații diferențiale conduce la următoarele soluții:

$$\frac{C}{C_0} = \sum_{n=1}^{\infty} e^{-x} \frac{x^{n-1}}{(n-1)!} A_n e^{-T} \quad (4.106)$$

$$\frac{\sigma}{\sigma_0} = \sum_{n=1}^{\infty} e^{-x} \frac{x^{n-1}}{(n-1)!} (B_n - B_{n-1}) \quad (4.107)$$

în care:

$$X = \lambda \cdot x \quad (4.108)$$

$$T = \beta t \quad (4.109)$$

$$A_n = A_{n-1} - \frac{T^{n-2}}{(n-2)!} \quad (4.110)$$

$$B_n = B_{n-1} - A_n e^T \quad (4.111)$$

$$A_1 = e^T \quad (4.112)$$

Modelul propus de Mintz și-a dovedit valabilitatea, în deseobi, în perioada dinaintea încheierii ciclului de filtrare (stadiul III).

4.10.3.. Modelul matematic Lerk.

În cadrul modelului său, Lerk [96] acceptă ca și Ives [77] ca procesul de filtrare rapidă să fie descris de ecuațiile diferențiale (4.82) și (4.83).

$$-\frac{\partial C}{\partial X} = \lambda C \quad (4.82)$$

$$-\frac{\partial C}{\partial X} = \frac{1}{V} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (4.83)$$

Parametrul filtrării λ se consideră ca fiind o funcție dependentă de depozitul specific σ și de porozitatea inițială a mediului filtrant, exprimat sub forma:

$$\lambda = \lambda_0 \left(1 - \frac{\sigma}{p_0} \right) \quad (4.113)$$

în care:

$$\lambda_0 = \frac{K(1-p_0)A}{\mu d^3 v} \quad (4.114)$$

în care: K și A sunt mărimi constante, caracteristice fiecărui tip de filtru.

Soluțiile sistemului de ecuații diferențiale (4.82) și (4.83), folosind pentru parametrul λ expresiile (4.112) și (4.113) sunt de forma:

$$\frac{C}{C_0} = \frac{e^{At}}{e^{At} + e^{\lambda_0 x} - 1} \quad (4.115)$$

$$\sigma = p_0 \frac{e^{At} - 1}{e^{At} + e^{\lambda_0 x} - 1} \quad (4.116)$$

$$\lambda_0 x = \ln \left[\frac{C_0}{C} e^{At} - e^{At} - 1 \right] \quad (4.117)$$

iar:

$$A = \frac{\lambda_0 v C_0}{p_0} \quad (4.118)$$

condițiile de margine sunt aceleași ca și în cazul modelelor propuse de Ives și Mintz.

4.10.4. Modelul matematic Mirel.

Modelul matematic propus de Mirel [117] este aplicabil perioadei inițiale de filtrare, perioadă specifică pentru amorsarea procesului. Descrierea matematică a procesului se

face tot cu ajutorul sistemului de ecuații (4.82) și (4.83) considerând pentru exprimarea parametrului λ o relație de forma:

$$\lambda = \lambda_0 [1 + (at)^\alpha] \quad (4.119)$$

$$\lambda_0 = A_0 \mu^{\alpha_1} v^{\alpha_2} d^{\alpha_3} \quad (4.120)$$

în care: $\alpha = 1/3$; $\alpha_1 = \frac{1}{2}$; $\alpha_2 = -1$; $\alpha_3 = -2$

După integrare, soluțiile sistemului de ecuații diferențiale (4.82) și (4.83) sunt de forma:

$$C/C_0 = e^{-\lambda_0 x [1 + (at)^{1/3}]} = e^{-x_0 (1 + T^{1/3})} \quad (4.121)$$

în care

$$x_0 = \lambda_0 x \quad (4.122)$$

$$T = a \cdot t \quad (4.123)$$

iar:

$$\sigma/\sigma_0 = 2(X_0 + 3) - E(X, T)e^{-X_0 T^{1/3}} \quad (4.124)$$

în care:

$$\sigma_0 = \frac{3C_0 v e^{-X_0}}{ax X_0^3} = \frac{3C_0 e^{-X_0}}{X_0^3} \left(\frac{V}{V^*} \right) = \frac{3C_0 v_0 e^{-X_0}}{X_0^3} \quad (4.125)$$

iar:

$$E(X, T) = X_0^3 T + X_0^2 (X_0 + 3) T^{2/3} + 2X_0 (X_0 + 3) T^{1/3} \quad (4.126)$$

Perioada inițială de încărcare este cuprinsă între 0 și 15 minute dar se poate extinde, în anumite condiții de exploatare, până la 3 ore.

4.11. Rezistențele hidraulice ale maselor filtrante.

În cadrul procesului de filtrare rezistențele hidraulice ale mediului filtrant cresc, ca urmare a acumulărilor de depozite σ de la o valoare inițială H_0 la o valoare finală H .

Rezistența specifică inițială în ₁₀₄ condițiile regimului laminar de

scurgere, se poate exprima prin intermediul relației (4.7) su forma:

$$h_0 = \frac{H_0}{L} = 0,188vm_0^2 \frac{v(1-p_0)^2}{d_0^2 p_0^3} \quad (4.127)$$

Rezistența specifică la momentul t , determinată de acumulările de depozite pe suprafețele granulelor mediului filtrant se poate exprima sub forma:

$$h = \frac{H}{L} = 0,188vm^2 \frac{v(1-p)^2}{d^2 p^3} \quad (4.128)$$

în care: p_0 și p sunt porozitățile mediului filtrant curățat, la începutul procesului și încărcat, după durata de filtrare;

m_0 și m sunt coeficienții de formă a granulelor curate și încărcate;

d_0 și d sunt diametrele echivalente ale mediului filtrant curat și încărcat;

v este viteza aparentă de încărcare.

Presupunând că reținerile de particule în mediul filtrant au loc pe suprafața granulelor depunerea specifică σ_v .

Se poate exprima sub forma:

$$\sigma_v = \frac{V_i}{V_0} = \frac{(\beta d_0 + \Delta d)^3}{\beta_0 d_0^3} (1 - p_0) \quad (4.129)$$

în care: $V_0 = \beta d_0^3$ este volumul granulelor curate; $V = \beta(d_0 + \Delta d)^3$ este volumul granulelor încărcate; d_0 este creșterea granulelor curate; Δd este creșterea diametrului ca urmare atașerii depozitelor pe granule; β_0, β sunt constante.

Porozitatea efectivă a mediului filtrant p , se poate exprima în funcție de porozitatea inițială p_0 și de depozitivul specific σ_v .

$$p = p_0 - \sigma_v \quad (4.130)$$

Dacă în ecuația (4.115) se consideră $\beta/\beta_0 \cong 1$ și se neglijează $(\Delta d)^3$ rezultă:

$$(d_0 + \Delta d)^2 = d_0^2 \left[\frac{1}{2} + \frac{\sigma_v}{3(1-p_0)} + \sqrt{\frac{\sigma_v}{3(1-p_0)} + \frac{1}{4}} \right] \quad (4.131)$$

în care:

$$d = d_0 + \Delta d \quad (4.132)$$

Întroducând expresia (4.131) în raportul relațiilor (4.128) și (4.127) se obține:

$$\frac{h}{h_0} = \left(\frac{1-p_0+\sigma_v}{1-p_0} \right)^2 \left(\frac{p_0}{p_0-\sigma_v} \right) \left[\frac{1}{\frac{1}{2} + \frac{\sigma_v}{3(1-p_0)} + \sqrt{\frac{\sigma_v}{3(1-p_0)} + \frac{1}{4}}} \right] \quad (4.133)$$

Întroducând notațiile:

$$K_0 = 0,188\nu \frac{m_0^2}{d_0^2} \quad (4.134)$$

$$K = 0,188\nu \frac{m^2}{d^2} \quad (4.135)$$

și dacă : $K_0 = K$ rezultă:

$$h - h_0 = K \left[\frac{(1-p)^2}{p^3} - \frac{(1-p_0)^2}{p_0^3} \right] = \beta \sigma_v \quad (4.136)$$

sau:

$$h = h_0 + \beta \sigma_v \quad (4.137)$$

Considerând un element de filtrare de secțiune unitară și grosime dx se obține expresia:

$$h dx = h_0 dx + \beta \sigma_v dx \quad (4.138)$$

După integrare:

$$\int_0^H h dx = \int_0^H h_0 dx + \int_0^L \beta \sigma_v dx \quad (4.139)$$

se obține:

$$H = H_0 + \beta \int_0^L \sigma_v dx \quad (4.140)$$

Introducând în expresia (4.140) valorile funcției σ_v , dedusă pe baza modelelor propuse de K.I.Ives [73] (4.98), C.F.Lerk [96](4.116) și I.Mirel[117] rezultă:

Modelul K.I.Ives [73]:

$$H = H_0 + \frac{\beta}{2\sqrt{ab}} \ln \left\{ \frac{1 + e^{2al} \{ [(e^\tau + 1)/(e^\tau - 1)]^2 - 1 \}^{1/2} - 1}{1 + e^{2al} \{ [(e^\tau + 1)/(e^\tau - 1)]^2 + 1 \}^{1/2} - 1} \right\} e^\tau \quad (4.141)$$

sau sub forma simplificată:

$$H = H_0 + \frac{\beta}{2\sqrt{ab}} \ln e^\tau = H_0 + \beta v C_0 t \quad (4.142)$$

Modelul C.F.Lerk:[96]

$$H = H_0 + \frac{\beta p_0}{\lambda_0} \ln \left\{ \frac{e^{\lambda_0 L} \left[e^{\frac{\lambda_0 v C_0 t}{p_0}} - 1 \right]}{e^{\lambda_0 L} + e^{\frac{\lambda_0 v C_0 t}{p_0}} - 1} \right\} \quad (4.143)$$

Modelul I.Mirel :[117]

$$H = H_0 + \beta \int_0^L \frac{3C_0 V_*}{x_0^3} e^{-x_0} \left\{ 2(3+x) - E(xT) e^{-x_0 T^{1/3}} \right\} \quad (4.144)$$

în care:

$$x_0 = \lambda_0 x; \quad T = a \cdot t; \quad V_* = \frac{V}{ax} \quad (4.145)$$

iar: $E(x,T)$ se determină cu relația (4.126)

4.12. Modelele matematice ale filtrării de contact.

4.12.1. Aspecte de ordin general.

Filtrarea de contact în tehnologia de epurare a apelor uzate se recomandă în cazul în care se cere reținerea particulelor fine și a celor de natură coloidală.

Particulele foarte fine cu diametrul de până la $10\mu\text{m}$ se pot reține pe suprafața granulelor materialului filtrant sau în porii acestuia, în particule grosiere de până la $150\mu\text{m}$ sunt reținute pe suprafața stratului filtrant prin fenomenul de sită.

Procesul de reținere a particulelor fine, și în special a celor de natură coloidală este substanțial accelerat în cazul în care apa uzată colectată după treapta mecano-biologică este tratată cu săruri de Fe^{3+} , Al^{3+} , cărbune activ care dispun de suprafețe cu o mare capacitate de aderență fizică și chimică.

La filtrarea de contact, reactivi chimici sunt administrați în apa uzată la intrare sau direct în filtru. În cazul în care dozarea reactivilor este necorespunzătoare depunerile de suspensii se concentrează pe suprafața stratului filtrant sau se fixează în porii stratului filtrant determinând blocarea acestora și scoaterea timpurie din funcțiune a filtrului.

Procesele de separare sunt în general, similare cu cele de filtrarea umedă. Particulele din apa uzată aflate în stare de suspensie se rețin pe suprafața granulelor mediului filtrant sau în porii acestuia, sub efectul interceptiei, sedimentării, difuziei, sitării forțelor hidrodinamice și a forțelor Wan der Waals.

Procesele de separare au loc sub efectul mecanismelor de transport, de reținere și de desprindere fiind determinate de mărimea particulelor și a flocoanelor în stare de suspensie în raport cu diametrul porilor din structura mediului filtrant.

4.12.2. Volumul și masa particulelor în suspensie.

Funcția de distribuție a unei aglomerații de particule în raport cu diametrul particulei dp se poate exprima sub forma:

$$n(dp) = \frac{dN}{ddp} \quad (4.146)$$

în care: dN este numărul de particule pe volum în intervalul $(dp, dp+ddp)$;
 ddp -intervalul particulelor de diametru dp .

Numărul total de particule dintr-o suspensie rezultă prin integrarea relației (4.2)

$$N_{\infty} = \int_0^{\infty} n(dp) ddp \quad (4.147)$$

Funcția de distribuție a unei aglomerații de particule în raport cu volumul specific V_p se definește sub forma:

$$n(V_p) = \frac{dN}{dV_p} \quad (4.148)$$

în care dV_p este variația de volum a particulelor pe intervalul dp și $dp+ddp$.

Funcția de distribuție a unei aglomerații de particule în raport cu masa specifică m_p se definește sub forma:

$$n(m_p) = \frac{dN}{dm_p} \quad (4.149)$$

în care dm_p este variația de masă a particulelor pe intervalul dp și $dp + ddp$.

Funcția de volum $V_p(dp)$ fiind dependentă de dp prin derivare se obține:

$$dV_p = V_p(dp) ddp \quad (4.150)$$

Și care prin înlocuirea în (4.148) și cu notația din (4.150) se obține:

$$n(V_p) = \frac{dN}{dV_p} = \frac{dN}{V_p ddp} = n(dp) \frac{1}{V_p} \quad (4.151)$$

În mod analog se obțin și funcțiile de distribuție $n(m_p)$ și $n(dp)$.

Masa unei particule se calculează cu relația:

$$m_p = V_p(dp)\rho_p(dp) \quad (4.152)$$

După derivare în raport cu dp se obține:

$$dm_p = (V_p \cdot \rho_p' + V_p' \cdot \rho_p) ddp \quad (4.153)$$

Prin înlocuirea expresiei (4.148) în (4.150) se obține:

$$n(mp) = \frac{dN}{dm_p} = n(dp) \frac{1}{V_p \cdot \rho_p' + V_p' \cdot \rho_p} \quad (4.154)$$

Concentrația maselor de particule pe intervalul $(dp, dp+ddp)$ calculată cu relația (4.149) și (4.152) rezultă:

$$dc = m_p \cdot n(mp) \cdot dmp = V_p \cdot \rho_p \cdot n(dp) \cdot ddp \quad (4.155)$$

Masa totală de substanță uscată, rezultă prin integrarea expresiei 4.157

$$C = \int_0^{\infty} V_p \cdot \rho_p \cdot n(dp) \cdot ddp \quad (4.156)$$

În cadrul sistemelor practice a unor funcții discretizate se poate scrie:

$$n(dp) = \frac{\Delta N_i}{\Delta dp, i} \quad \text{cu} \quad i = 1, \dots, n. \quad (4.157)$$

notație cu care se obține concentrația de substanță uscată a unei suspensii (C) și volumul total al concentrațiilor de particule.

$$C = \sum_{i=1}^n V_{p,i} \cdot \rho_{p,i} \frac{\Delta N_i}{\Delta dp, i} \Delta dp, i \quad (4.158)$$

$$\text{și: } v = \sum_{i=1}^n V_{p,i} \frac{\Delta N_i}{\Delta dp, i} \Delta dp, i \quad (4.159)$$

Funcțiile de distribuție a unor aglomerații de particule în funcție

de volumul flocoanelor și de masa acestora se determină astfel:

Relația de legătură dintre volumul V_p al unei particule uniforme de diametru d_p și un volum de sferă echivalent cu diametrul d_p și un volum de sferă echivalent cu diametrul d_v este:

$$V_p = \alpha_v d_p^3 = \frac{\pi}{6} d_v^3 \quad (4.160)$$

în care : α_v este factorul de echivalență.

Factorul de formă α_v , pentru o anumită aglomerație de particule ρ nu este constant, el fiind dependent de mărimea particulelor. Pentru determinarea coeficientului α_v se consideră o particulă de formă sferică pentru care $d_{p,0} = 1\mu\text{m}$. Făcând raportul volumelor se obține:

$$\alpha_v = a_v \left(\frac{d_p}{d_{p,0}} \right)^{K_v} \quad (4.161)$$

iar

$$V_p(d_p) = a_v \left(\frac{d_p}{d_{p,0}} \right)^{K_v} d_p^3 \quad (4.162)$$

Valoarea exponentului K_v stabilindu-se pe cale experimentală.

După derivarea funcției (4.162) și înlocuirea acesteia în relația 4.149 se obține:

$$n(V_p) = \frac{dN}{dV_p} = \frac{n(d_p)}{a_v (3 + K_v) \left(\frac{d_p}{d_{p,0}} \right)^{K_v} d_p^2} \quad (4.163)$$

Densitatea unei aglomerații de particule se determină cu relația:

$$\rho_p(d_p) = a_p \frac{1}{\left(\frac{d_p}{d_{p,0}} \right)^{K_p}} \quad (4.164)$$

exponentul K_p și coeficientul a_p se determină experimental.

Înlocuind expresia (4.164) în relația (4.163) se obține funcția de distribuție a masei pentru o aglomerație de particule în funcție de $n(d_p)$:

$$n(m_p) = \frac{dN}{dm_p} = \frac{n(d_p)}{a_v a_c (3 + K_v - K_p) \left(\frac{d_p}{d_{p,0}} \right)^{(K_v - K_p)} d_p^2} \quad (4.165)$$

4.12.3. Modelul matematic Boller.

Sistemul de ecuații, acceptat de Boller, pentru descrierea matematică a proceselor de separare, prin filtrele de contact este asemănător cu cel folosit la filtrele umede în instalațiile de potabilizare a apei.

Sistemul de ecuații diferențiale este alcătuit din ecuații de bilanț masic și cea propusă de Iwasaki:

$$\frac{\partial \sigma_v}{\partial x} + V \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (4.166)$$

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\lambda C \quad (4.167)$$

în care σ_v este volumul specific al depunerilor; C este concentrația materiilor în suspensie; v este viteza de filtrare; λ este parametrul filtrării.

Ecuția de bilanț masic pentru clasa particulelor de mărime $\Delta d_{p,i}$ este analoagă cu ecuația (4.149) transcrisă sub forma:

$$\frac{\partial \sigma_{v,i}}{\partial t} + V_F \frac{\partial C_i}{\partial x} = 0 \quad (4.168)$$

Prin integrarea ecuației (4.168) rezultă depunerea de particule de mărime $d_{p,i}$ în timpul t :

$$\sigma_{v,i} = V_F \int_0^t \left(\frac{\partial C_i}{\partial x} \right) dt \quad (4.169)$$

Depunerea de particule $\hat{\sigma}_{v,i}$ din clasa de mărimi $\Delta d_{p,i}$, pentru o

grosime de filtru Δx rezultă din relația:

$$\sigma_{v,i} = \frac{V_F}{\Delta x \sum_{i=1}^m \Delta C_{i,K} \Delta t_K} \quad (4.170)$$

în care : Δt este intervalul de timp;

$K=1, \dots, m$ este numărul intervalelor de timp;

$\Delta C_{i,t}$ este concentrația particulelor în suspensie din clasa de mărime $\Delta d_{p,i}$

în secțiunea Δx și intervalul de timp stabilit Δt_K .

Cantitatea totală de rețineri σ_v pentru toată clasa de particule se determină cu relația:

$$\sigma_v = \sum_{i=1}^n \sigma_{v,i} = \frac{V_F}{\Delta x \sum_{i=1}^n \sum_{K=1}^m \Delta C_{i,K} \Delta t_K} \quad (4.171)$$

Parametrul filtrării λ din relația (4.150) ca și în cazul filtrării umede este o funcție complexă, dependentă de mărimea particulelor mediului filtrant d_K , mărimea vitezei de filtrare v_F , mărimea particulelor în suspensie d_p , depozitul specific σ , natura materialului filtrant și a particulelor în suspensie, natura reactivilor chimici de floclare utilizați, caracteristicile apelor uzate, durata procesului etc., putându-se exprima sub forma:

$$\lambda = \lambda(d_K, V_F, d_p, \sigma, \alpha, \dots) \quad (4.172)$$

În cazul filtrării de contact Boller propune pentru λ o funcție de forma :

$$\lambda = \lambda_A + \lambda_B + \lambda_S \quad (4.173)$$

în care : λ_A -este parametrul prin care se ține seama de modificările separării masei de suspensii pe suprafețele granulare; λ_B -este parametrul prin care se ține seama de mecanismele de sită din instalația de filtrare; λ_S -este parametrul prin care se ține seama de modificarea mărimii flocoanelor prin desprinderea particulelor fine.

Introducând expresia (4.173) în ecuația generală (4.170) se obține:

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\lambda_{A,i}(d_K, V_F, d_p, \sigma, t)C_i - \lambda_{B,i}(d_K, V_F, d_p)C_i - \lambda_{S,i}(d_K, V_F, d_p, \sigma, t)C_i \quad (4.174)$$

Rezolvarea analitică a sistemului de ecuații diferențiale (4.166) și (4.167) este

posibilă pentru cazul în care parametrul desprinderii $\lambda_{s,i} = 0$.

În acest caz ecuația (4.174) devine:

$$\frac{\partial C_i}{\partial x} = -(\lambda_{A,i} + \lambda_{B,i})C_i \quad (4.175)$$

Pe intervale mici de timp Δt , parametri $\lambda_{A,i}$ și $\lambda_{B,i}$ devin constanți.

În acest caz concentrația la ieșirea din stratul filtrant de grosimea Δx în funcție de concentrația la intrare constantă pe durata Δt rezultă sub forma :

$$C_{a,i} = C_{0,i} \cdot e^{-(\lambda_{A,i} + \lambda_{B,i})\Delta x} = C_{0,i} e^{-\lambda_i C_i} \quad (4.176)$$

Ecuația de bilanț masic (4.21) în cazul reținerilor de particule din clasa de mărime $\Delta d_{p,i}$ într-o secțiune de grosimea Δx se scrie sub forma:

$$\frac{\partial \sigma_i}{\partial t} = V_F (\lambda_{A,i} + \lambda_{B,i}) C_i \quad (4.177)$$

4.12.3.1. Determinarea parametrului $\lambda_{A,i}$

Reținerea particulelor în suspensie pe suprafața granulelor va fi influențată de parametrii fizici și chimici, la care se adaugă mărimile fizice pentru transportul particulelor de la suprafață și forțele chimice de aderență pe granule.

La filtrarea clasică reținerea pe suprafața granulelor se poate face numai dacă volumul porilor este liber. În porii liberi și pe suprafața granulelor curate vor fi reținute numai particulele fine, iar particulele grosiere cu diametrul de mărimea porilor vor fi reținute numai prin efectul mecanismelor de sită.

Descrierea proceselor de reținere pe suprafețele mediului filtrant se poate face cu ajutorul ecuației lui Iwasaki [79]. Eliminarea particulelor dintr-o suspensie omogenă având clasa de mărime $\Delta \delta_i$ și cu concentrația C_i , printr-o secțiune elementară de filtru dx , se exprimă sub formula:

$$\frac{\partial C_i}{\partial x} \Big|_A = -\lambda_{A,i} \cdot C_i \quad (4.178)$$

Parametrul $\lambda_{A,i}$ se poate exprima sub forma:

$$\lambda_{A,i} = A \left(\frac{d}{d_0} \right)^{x_1} \cdot \left(\frac{v}{v_0} \right)^{x_2} \cdot \left(\frac{\delta_i}{\delta_0} \right)^{x_3} \cdot f(\sigma) \quad (4.179)$$

sau prin expresiile:

$$\lambda_{A,i} = A_1 \cdot \left(\frac{d}{d_0} \right)^{x_1} \cdot \left(\frac{v}{v_0} \right)^{x_2} \cdot f(\sigma) \quad (4.180)$$

$$\lambda_{A,i} = A_2 \cdot f(\sigma) \quad (4.181)$$

în care:

$$A_1 = A \left(\frac{\delta_i}{\delta_0} \right)^{x_3} \quad (4.182)$$

$$A_2 = A \cdot \left(\frac{d}{d_0} \right)^{x_1} \cdot \left(\frac{v}{v_0} \right)^{x_2} \cdot \left(\frac{\delta}{\delta_0} \right)^{x_3} \quad (4.183)$$

Constantele A , A_1 și A_2 (L^{-1}) și exponenții x_1 , x_2 și x_3 se vor determina experimental.

În cazul mediilor filtrante curate ($A=A_1=A_2=1$), iar parametrul $\lambda_{A,i}$ va fi dependent numai de depunerea specifică σ , exprimat sub formula:

$$\lambda_{A,i} = f(\sigma) \quad (4.184)$$

Coeficientul de filtrare pentru reținerile de suprafață, în cadrul modelului conceput de Ives [73], [74] este o funcție de natura celei redată în figura 4.11.

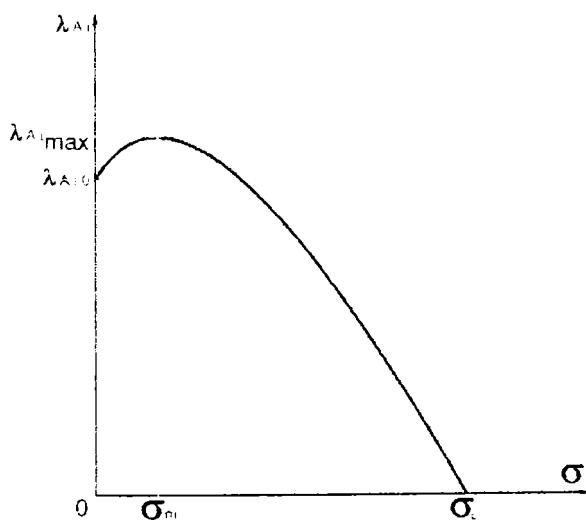


Fig. 4.11.

Modelul conceput de Ives ține cont de faptul că pentru mediile filtrante curate ($\sigma = 0$), coeficientul filtrării $\lambda_{A,i} = \lambda_0$, iar când mediile filtrante sunt încărcate până la capacitatea de saturație ($\sigma = \sigma_s$), coeficientul filtrării devine egal cu zero $\lambda_{A,i} = 0$.

Colectoarele de suprafață sunt considerate ca fiind de formă sferică. Dacă $V_{K,0}$ este volumul

unui colector, p_o –porozitatea inițială și σ_v -depozitul de particule, volumul colectoarelor, cu cantitatea totală de suspensii reținute, se poate determina cu relația:

$$V_K = V_{K,o} \cdot \left(1 + \frac{\sigma_v}{p_o}\right) \quad (4.185)$$

În cazul în care volumul depus se exprimă sub formă de masă de substanță, atunci $\sigma = \varepsilon \cdot \sigma_v$, ε fiind masa specifică medie a particulelor.

Legătura între raportul suprafețelor și cel al volumelor, finale și inițiale, se poate exprima sub forma:

$$\frac{S}{S_o} = \left(\frac{V_K}{V_{K,o}}\right)^{2.3} = \left(1 + \frac{\varepsilon \cdot \sigma}{p_o}\right)^{2.3} \quad (4.186)$$

Viteza în spațiile interstițiale (v_p), ca urmare a depunerilor de suspensii σ_v , se poate exprima în funcție de viteza de filtrare v și porozitatea p .

$$v_p = \frac{V}{p} \quad (4.187)$$

iar

$$p = p_o - \varepsilon \cdot \sigma_v \quad (4.188)$$

Viteza interstițială ($v_{p,K}$) în cazul depunerilor de saturație ($\sigma_{v,s} = \varepsilon \cdot \sigma_s$) se poate exprima sub forma:

$$V_{p,K} = \frac{v}{p_o - \varepsilon \cdot \sigma_s} \quad (4.189)$$

Ținând cont de faptul că parametrul filtrării (λ_A) este invers proporțional cu vitezele interstițiale, acestea se pot exprima sub forma:

$$\lambda_A = \text{const} \left(\frac{1}{v_p} - \frac{1}{v_{p,K}} \right) = \text{const} \left(\frac{p_o - \varepsilon \cdot \sigma}{v} - \frac{p_o - \varepsilon \cdot \sigma_s}{v} \right) = \text{const} \frac{\varepsilon(\sigma_s - \sigma)}{v} \quad (4.190)$$

Dacă:

$$\lambda_{A,o} = \text{const} \frac{\varepsilon \cdot \sigma_s}{v_F} \quad (4.191)$$

rezultă:

$$\frac{\lambda_A}{\lambda_{A,0}} = \frac{\sigma_s - \sigma}{\sigma_s} = 1 - \frac{\sigma}{\sigma_s} \quad (4.192)$$

Din combinația modelelor date de relațiile (4.185) și (4.191) rezultă:

$$\lambda_{A,i}(\sigma) = \lambda_{A,i,0} \cdot \left(1 + \frac{\varepsilon \cdot \sigma}{p_0}\right)^x \cdot \left(1 - \frac{\sigma}{\sigma_s}\right) \quad (4.193)$$

în care:

$$\lambda_{A,i,0} = f(d, v, \delta, \alpha) \quad (4.194)$$

Considerând: $x=2/3$ și cu notațiile:

$$a = \frac{\varepsilon}{p_0} \quad (4.195)$$

$$b = \frac{1}{\sigma_s} \quad (4.196)$$

se obține expresia pentru $\lambda_{A,i}$ sub forma:

$$\lambda_{A,i} = \lambda_{A,i,0} (1 + a\sigma)^{2/3} \cdot (1 - b\sigma) \quad (4.197)$$

După anularea derivatei funcției (4.198), în raport cu σ , se obține:

$$\frac{\partial \lambda_{A,i}}{\partial \sigma} = \lambda_{A,i,0} \left[(1 + a\sigma)^{1/3} \cdot (1 - b\sigma) \cdot \frac{2a}{3} - (1 + a\sigma)^{2/3} \cdot b \right] = 0 \quad (4.198)$$

În cazul în care $\lambda_{A,i,0} \neq 0$ și $\sigma \neq \sigma_s$, pentru $\lambda_{A,i,\max}$ rezultă:

$$\sigma_{\max} = \frac{2a - 3b}{5ab} \quad (4.199)$$

În expresia (4.199) în (4.197), se obține:

$$\lambda_{A,i,\max} = \lambda_{A,i,0} \cdot \frac{2}{3} \cdot \left(\frac{2}{5}\right)^{2/3} \cdot (1 + a\sigma_s)^{2/3} \cdot \left(1 + \frac{1}{a\sigma_s}\right) \quad (4.200)$$

$$\lambda_{A,i,o} = \frac{\lambda_{A,i,max}}{0,326 \cdot (1 + a\sigma_s)^{2,3} \cdot \left(1 + \frac{1}{a\sigma_s}\right)} \cdot (1 + a\sigma_s)^{2,3} \cdot \left(1 - \frac{\sigma}{\sigma_s}\right) \quad (4.201)$$

$\lambda_{A,i,max}$ se determină cu relația (4.200).

4.12.3.2. Determinarea parametrului $\lambda_{B,i}$

Procesele de sitare sunt determinate de filtrarea suspensiilor neomogene, de dozarea necorespunzătoare a reactivilor chimici sau de aglomerațiile mari de depuneri în porii mediilor filtrante. În această situație parametrul reținerilor de suprafață $\lambda_{B,i} = \lambda(\sigma)$ nu devine nul ci se menține la o valoare relativ constantă.

Efectele de sită și implicit mărimea parametrului $\lambda_{B,i}$ sunt influențate considerabil pe mărimea particulelor în suspensie, de mărimea și forma porilor.

Se consideră porii formați din alăturarea a trei granule sferice cu diametrul d (fig.4.12).

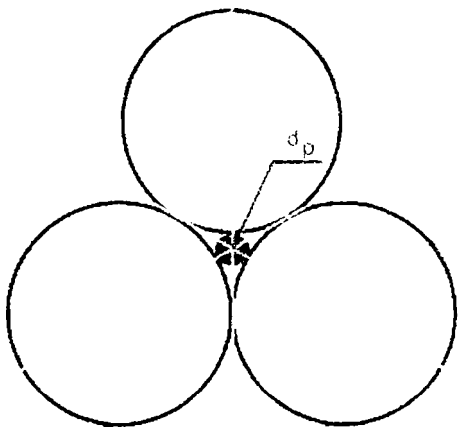


Fig. 4.12

Sub efectul proceselor de sită modificările parametrului $\lambda_{B,i}$ în raport cu depunerea specifică sunt ne semnificative, motiv pentru care se consideră constant și dependent de diametrul granulelor d , vitezele de filtrare v și diametrul particulelor. Se poate exprima sub forma:

Raportul $\frac{\delta}{d}$, în cazul unei particule, este

de 0,155, în cazul a trei particule este de 0,10 iar în cazul a patru particule acesta este de 0,082.

Cu cât crește numărul de particule, raportul $\frac{\delta}{d}$ tinde către zero. Cu cât particulele în suspensie sunt mai mici, efectul de sită se reduce practic la zero.

$$\lambda_{B,i} = B \left(\frac{d}{d_o} \right)^{b_1} \cdot \left(\frac{v}{v_o} \right)^{b_2} \cdot \left(\frac{\delta}{\delta_o} \right)^{b_3} \quad (4.202)$$

Parametrul B (L⁻¹) și exponenții b₁, b₂ și b₃ se determină cu ajutorul unor instalații experimentale.

Adaosul de reactivi și vitezele mici de filtrare sunt factori care stimulează apariția fenomenelor de sită.

4.12.3.3. Determinarea parametrului $\lambda_{S,i}$

Desprinderea particulelor de pe suprafața granulelor sau din porii acestora este dependentă de capacitatea de aderență a flocoanelor și respectiv de mărimea forțelor de respingere van der Waals.

Coeficientul de filtrare $\lambda_{S,i}$ caracteristic momentului de saturare când porii sunt complet umpluți cu suspensiile reținute, este o funcție de forma:

$$\lambda_{S,i} = C \left(\frac{d}{d_o} \right)^{c_1} \cdot \left(\frac{v}{v_o} \right)^{c_2} \cdot \left(\frac{\delta_i}{\delta_o} \right)^{c_3} \cdot f(\sigma) \quad (4.203)$$

Parametrul C (L⁻¹) și exponenții c₁, c₂ și c₃ sunt constante ce se determină cu ajutorul unor instalații experimentale de laborator sau pe stații pilot.

4.12.4. Calculul pierderilor de sarcină

Pierderile de sarcină, în cazul filtrelor de contact, se pot determina cu relația [15], [32], [75], [117].

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = \left(\frac{S}{S_{0,K}} \right)^2 \cdot \left(\frac{p_0}{p} \right)^3 \quad (4.204)$$

în care: ΔH_0 este pierderea de sarcină prin mediul filtrant curat; S – suprafața specifică a granulelor cu depuneri; S_{0,K} – suprafața specifică a granulelor curate; p₀ – porozitatea materialului granular cu depuneri.

Pierderile de sarcină, în mediile granulare curate, se pot determina cu relația stabilită de Carman [22]:

$$\Delta H_0 = K_0 \cdot \frac{v \cdot \nu}{g \cdot m^2} \cdot \Delta L \quad (4.205)$$

în care: v este viteza fluidului în porii mediului filtrant; ν - coeficientul cinematic de vâscozitate; n - raza hidraulică a porilor; g - accelerația gravitațională; ΔL - grosimea stratului filtrant; K_0 - constanta lui Carman.

Raza hidraulică a porilor se poate determina cu relația:

$$m = \frac{p_0}{S_{0,K}(1-p_0)} \quad (4.206)$$

iar suprafața specifică a materialului filtrant, în funcție de diametrul granulelor d , se poate determina cu relația:

$$S_{0,K} = \frac{6(1-p_0)}{\psi \cdot d} \quad (4.207)$$

Suprafața specifică a granulelor exprimată și sub formă de volum efectiv:

$$S_{0,v} = \frac{6}{\psi \cdot d} \quad (4.208)$$

Coeficientul de formă al granulelor (ψ) se poate considera astfel: $\psi = 1,6 - 1,8$ pentru granulele de nisip sparte; $\psi = 0,8 - 0,9$ pentru granulele de nisip rotunde.

Viteza reală a fluidului în porii materialelor filtrante se poate determina în funcție de viteza reală și de sinuozitatea traseelor de curgere.

$$v = \frac{v}{p_0} \cdot \frac{L_e}{L} \quad (4.209)$$

în care: L_e este lungimea efectivă a traseelor de curgere;

L este grosimea stratului filtrant.

Cu aceste notații, pierderea de sarcină inițială, caracteristică mediilor curate, se calculează cu relația:

$$\Delta H_0 = v \cdot \frac{\nu \cdot S_{0,K}^2}{g} \cdot K_0 \cdot \left(\frac{L_e}{L}\right)^2 \cdot \frac{1}{p_0^3} \cdot \Delta L \quad (4.210)$$

$$\text{sau} \quad \Delta H_0 = v \cdot K \cdot \frac{\nu \cdot S_{0,K}^2}{g \cdot p_0^3} \cdot \Delta L \quad (4.211)$$

în care: $K = K_0 \cdot \left(\frac{L_e}{L}\right)^2$ este constanta Carman - Kozeny și care poate avea valori cuprinse între 4 și 6 ($K = 5$).

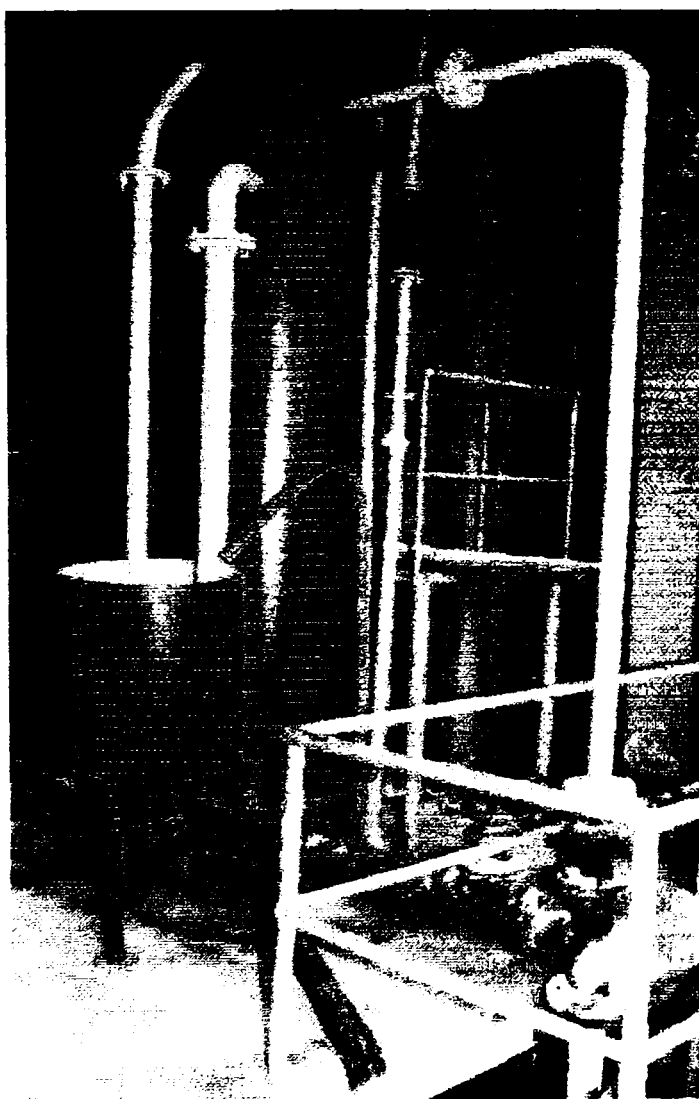
Cap.5. CERCETĂRI EXPERIMENTALE

5.1. Instalația experimentală

În colaborare cu Facultatea de Hidrotehnică Timișoara s-a realizat în Stația de Epurare o instalație pilot pentru epurarea avansată a apelor uzate prin filtrare rapidă. Instalația experimentală realizată se compune dintr-un filtru, din țevă de oțel $\text{Ø}=600\text{mm}$, care va fi echipat cu diverse sorturi de nisip.(poza nr.1)

Filtrul are cinci prize de potențial și prize calitative pentru a da posibilitatea urmării atât a variației calitative, cât și a variației rezistențelor hidraulice în timp (poza nr.2

POZA nr.1

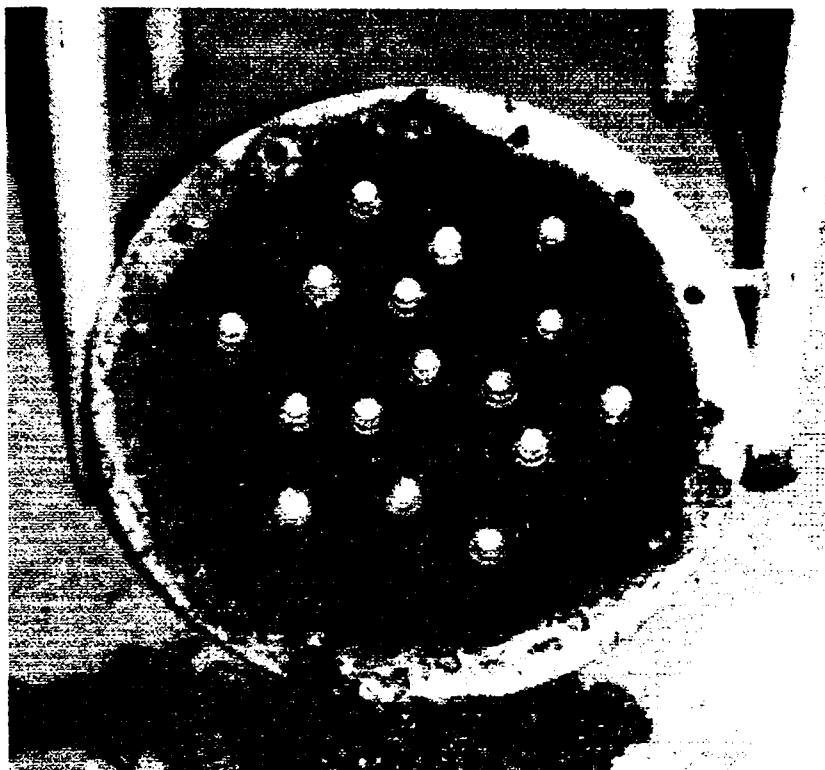


POZA nr.2



Pentru asigurarea unei viteze constate, la partea superioară a filtrului, s-a preconizat un dispozitiv de debit constant, dimensionat pentru viteze de filtrare cuprinse între 1-15 m/h. Pentru a asigura garda hidraulică necesară s-a prevăzut o conductă elastică din cauciuc cu deversare într-o pâlnie racordată la canalizare, pâlnie în care se colectează și apele de la deversorul de dozare și de la spălarea filtrului.

La partea inferioară se află o placă de grosime de 20 mm, pe care sunt montate 16 crepine, pentru a permite accesul apei în filtru. Tot la partea inferioară se găsește o țevă perforată pe unde este introdus aerul pentru spălarea filtrului. (poza nr.3)



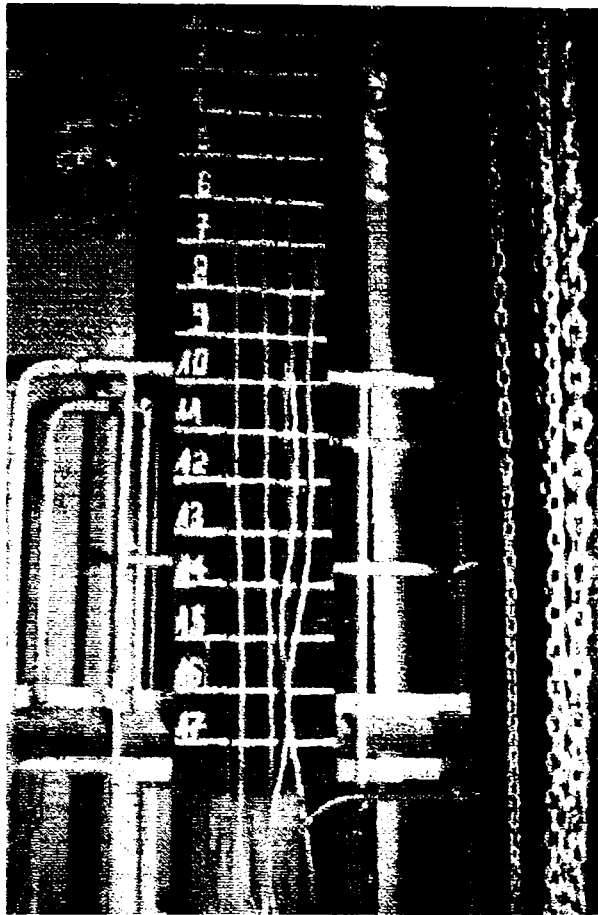
POZA nr. 3

Controlul variației rezistențelor hidraulice s-a prevăzut a se efectua pe un panou piezometric amplasat pe un suport. (poza nr.4)

Alimentarea cu apă a fost asigurată cu ajutorul unei pompe submersibile FLYGT BIBO BS2066 MT 231 având următoarele caracteristici: $Q=15 \text{ m}^3/\text{h}$, electromotor de 2,2Kw la 2800 rotații pe minut, tensiune 380 V, 50HZ, înălțime de pompare $H=5 - 20 \text{ m}$. (poza nr.5)

Această pompă este dimensionată și pentru a realiza spălarea filtrului cu intensitatea necesară de $33 \text{ l} / \text{m}^2 \cdot \text{sec}$. Pentru spălarea filtrului cu apă și aer s-a prevăzut o suflantă de tip SRD 20.

POZA nr.4

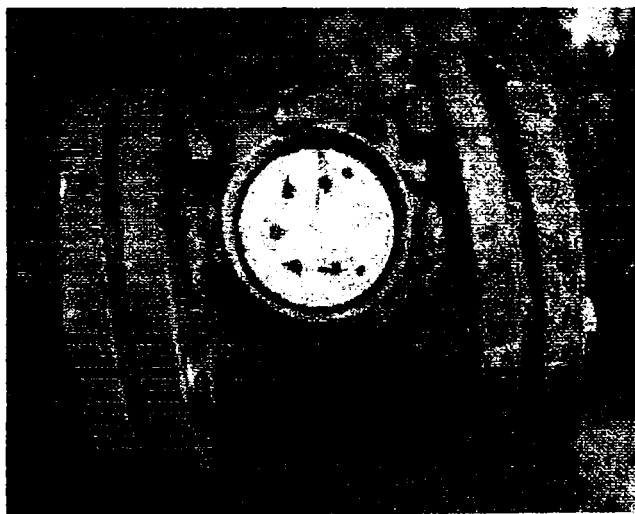


POZA nr.5

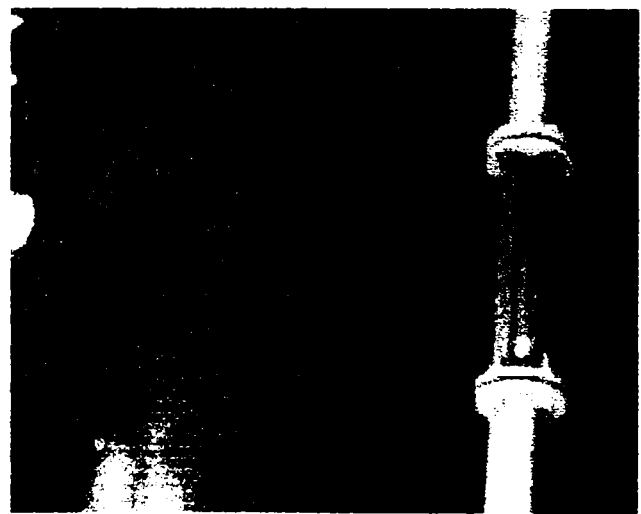


Pentru măsurarea cantităților de apă și aer, filtrul a fost echipat cu un apometru de $\varnothing=50$ (poza nr.6), și un rotametu pentru aer. (poza nr.7)

POZA nr.6

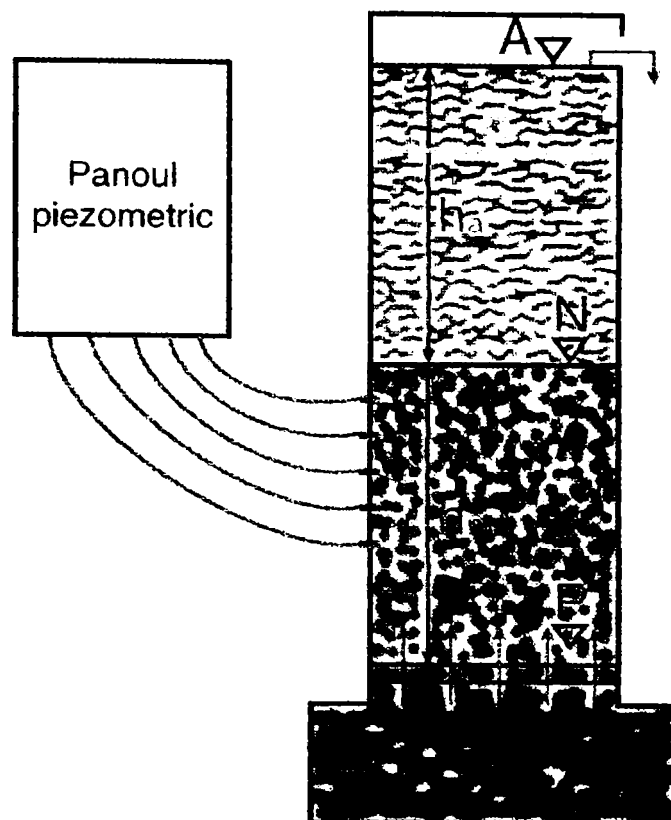


POZA nr.7



Apa care alimentează această instalație de filtrare este apa evacuată din Stația de Epurare (o parte tratată mecanic și biologic, și o parte tratată numai mecanic).

Schema instalației experimentale este următoarea:



5.2. Amplasarea în linia tehnologică de epurare a modulului experimental

Stația de epurare Timișoara a fost printre primele construite în țară în anii 1909-1912. Apele uzate urbane și industriale ajung la stație în sistem de canalizare unitar prin 4 colectoare principale repartizate astfel:

- ◆ Nord vechi
 - ◆ Sud vechi
- } corespunzător celui mai vechi
dispozitiv de canalizare
-
- ◆ Nord nou
 - ◆ Sud nou
- } corespunzător celui mai nou
dispozitiv de canalizare

În anexa nr.1 este redat amplasamentul Stației de epurare a Municipiului Timișoara cu cele 4 colectoare principale.

Ca urmare a analizelor efectuate asupra rețelei de canalizare s-a pus în evidență o calitate diferită a poluării receptate de către ₁₂₄ colectoarele principale. Obiectivul acestor

determinări este de a cunoaște influența poluării industriale și urbane în vederea îmbunătățirii procesului de epurare la R.A .AQUATIM- Stația de epurare.

Monitorizarea prelevărilor de probe de apă uzată din colectoare în funcție de punctele de prelevare față de stație este redată în tabelul nr.5.1

Procesul tehnologic al Stației de epurare este compus dintr-o treaptă de epurare mecanică și o treaptă de epurare biologică.(anexa nr.2)

Treapta de epurare mecanică cuprinde două linii de tratare mecanică,una veche,corespunzătoare liniei Vidrighin cu $Q = 1000 \text{ l/s}$ și una nouă cu $Q = 1000 \text{ l/s}$ și se compune din grătare rare, grătare dese, desnisipatoare, separatoare de grăsimi, stație de pompare, decantoare primare.

Treapta biologică cuprinde bazine de aerare cu nămol activ.Aerarea se face cu ajutorul aeratoarelor mecanice. Decantoarele secundare sunt decantoare longitudinale. O parte din nămolul activ se reântoarce în liniile de aerare iar excesul se reintroduce înaintea decantoarelor primare.

Nămolul primar împreună cu nămolul secundar în exces este dirijat spre metantancuri unde are loc o fermentare anaerobă la o temperatură de $t^{\circ}=32-35^{\circ}\text{C}$.

Nămolul fermentat este evacuat pe paturile de uscare de unde, după ce se deshidratează, se evacuează la deponia orașului.

Biogazul obținut este folosit la centrala termică a stației. În situația actuală, cantitatea și calitatea apelor reziduale intrate în Stația de epurare Timișoara s-a modificat ca urmare a schimbării activității industriale a municipiului.

Se impune cunoașterea corectă cât mai aproape de realitate a poluanților pentru a putea elabora o strategie de dezvoltare optimă a Stației de epurare Timișoara.Evaluarea efectuată a avut ca scop caracterizarea cantitativă și calitativă a efluentului, având ca obiectiv furnizarea elementelor necesare unei viitoare proiectări,privind oportunitatea implementării unei trepte avansate de epurare[160].

Analizele realizate , CBO_5 , CCO , MSV , MS , NH_4 și PO_4 arată că efluentul urban receptat de către Stația de epurare apare diluat dacă îl comparăm cu un efluent urban francez .Acest lucru este redat în tabelul nr. 5.2.

Tabelul nr.5.1

LOCUL PRELEV.	CCO-Mn mg O ₂ /dmc	CCO-Cr mg/dmc	NH ₄ mg/dmc
N vechi Gării+Pop de Băsești 1	30,3	130	12,8
S nou Artex+ Dâmbovița 2	27,6	125	14,6
S vechi 1 Decembrie Bălcescu 3	45,2	160	10,4
N nou Bogdănești+ Sibiu 4	37,5	145	18,5
N vechi T.Ionescu+ ILSA 5	34,9	115	11,0
S nou AEM+ B.Sporturilor 6	55,4	210	8,2
S vechi 1 Decembrie +Olimpia 7	84,9	305	12,0
N nou Gh.Lazăr 8	64,6	230	4,2

Tabel 5.2

	CCO mg/l	CBO5 mg/l	MS mg/l
LINIA VECHE	150	75	150
LINIA NOUA	125	65	120
EFLUENT FRANCEZ	750	350	300

Diluția apelor se datorează pe de o parte unui intens consum casnic iar pe de altă parte prezenței apelor curate parazite provenite din pânza freatică, din râul Bega și din rețeaua de apă potabilă (pierderi importante). Consumurile specifice sunt determinate de lipsa contorizării la o bună parte din consumatori, cât și a risipei de apă din gospodăriile individuale.

Analizele s-au realizat în laboratorul Stației de epurare Timișoara, iar cele de azot total și fosfor total în laboratorul CIRSSE Suez Lyonnaise des Eaux.

În tabelul numărul 5.3 sunt redate valorile N total și P total pentru diferite probe la intrarea în stație pe linia veche și linia nouă.

Tabelul nr5.3.

PROBA NR,	LINIA VECHĂ				LINIA NOUĂ			
	NTK mg /l	NH ₄ mg. /l	P tot mg /l	PO ₄ ³⁻ mg /l	NTK mg /l	NH ₄ mg. /l	P tot mg /l	PO ₄ ³⁻ mg /l
1	13	8.5	2.4	3.4	14	10.5	2.2	4.2
2	12	9.8	2.2	4.1	10	8.9	2.2	5.1
3	13	9.9	1.8	3.5	11	13.8	1.4	3.3
4	13	11.2	2.2	5.3	12	11.2	2	4.8
5	14	8.8	2.2	4.5	14	10	2.2	4.7
6	16	14.4	2.6	4.4	13	10.5	2	4.8
7	13	10	2.5	4.5	14	11.2	2.2	4.5

Raportul mediu CCO/CBO₅ este de 2,8 caracterizând un efluent biodegradabil. Din contra, raportul MS / CBO₅ este foarte variabil, ceea ce demonstrează existența depunerilor în rețeaua de canalizare.

Raportul MSV / CBO₅ de 0,52 confirmă această variantă, dacă o comparăm cu raportul de 0,75 pe care îl constatăm cel mai adesea pentru un efluent urban.

Măsurarea potențialului de oxido – reducere la intrarea emisarilor , arată că stația de epurare primește un efluent cu caracter septic (40 mV / H₂ –25 mV / H₂).

Din contră, raportul MS / CBO₅ este foarte variabil, indicând prezența depunerilor în rețeaua de canalizare. Aceste depuneri sunt repuse în suspensie în funcție de variațiile regimului hidraulic din rețea. Prezența depunerilor în rețeaua de canalizare ar putea explica slaba concentrație în MS la intrarea în Stația de Epurare.

Raporturile MSV / MS și NH₄/ Nt , arată că efluentul urban este în parte degradat în rețeaua de canalizare, ceea ce confirmă prezența depozitelor. Apariția depunerilor în rețea antrenează o degradare pe cale anaerobă a materiilor în suspensie. Aceasta este caracterizată prin septicitatea efluentului și prin valori ale potențialului de oxido – reducere inferioare valorii de 100 mV / H₂.

Măsurători ale potențialului de oxido – reducere au fost realizate la cele două intrări ale Stației de Epurare (40 mV / H₂ pentru linia veche și 30 mV / H₂ pentru linia nouă)

Aceste valori arată că într –adevăr există o degradare anaerobă a poluanților urbani în rețeaua de canalizaare.

.Tabelul nr.5.4 reprezinta calitațiile apei uzate la intrarea in Stația de epurare pe linia Vidrighin (corespunzătoare colectoarelor vechi) în lunile 09.1998 –01.1999.

.Tabelul nr.5.5 reprezintă calitațiile apei uzate la intrarea in Stația de epurare pe linia nouă (corespunzătoare colectoarelor noi) în lunile 09.1998 –01.1999.

Poluarea biologică se realizează prin răspândirea în mediul ambiant a germenilor patogeni.Prin apele reziduale intrate în Stația de epurare Timișoara se pot răspândi diverși germeni patogeni.De asemenea trebuie avute în vedere zoonozele care implică riscul direct vizînd sănătatea omului.

Apele uzate brute au o încărcătură bacteriană cuprinsă între 2.milioane și 9 milioane de unități formatoare de colonii (UFC) pe cm^3 și un număr de coliformi pe centimetru cub ce variază între 20.000 și 1 milion..

Prin deversarea de ape reziduale în emisarii naturali se realizează două forme de poluare biologică : primară și secundară.Poluarea biologică primară, se realizează prin deversarea în apă a reziduurilor care conțin germeni patogeni și elemente parazitare, care pot provoca la om și la animale infecții sau infestații hidrice.

Timpul de supraviețuire a bacteriilor patogene este suficient pentru a realiza aceste infecții.S-a constatat că apa reziduală deversată în cursurile râurilor le modifică indicatorii de calitate în mod nefavorabil.În tabelul nr. 5.9 sunt redate valorile indicatorilor bacteriologici la intrarea în stația de epurare Timișoara (3 probe).

Tabel nr.5.9

Denumire probă	Eșantion nr.1	Eșantion nr.2	Eșantion nr. 3
NTGMA / 100 cm^3	2.560.000	6.800.000	4.800.000
Coliformi totali	1.800.000	3.200.000	4.000.000
Coliformi fecali	1.400.000	4.500.000	3.500.000
Streptococi fecali	30.000	32.000	500.000

Studiind fluxul tehnologic al Stației de epurare Timișoara și indicatorii de calitate la evacuarea în emisar, (râul Bega) s-a încercat îmbunătățirea acestora prin introducerea unei trepte avansate de epurare utilizînd un filtru echipat cu nisip. Prin filtrare se pot reține suspensiile, o parte din bacteriile patogene și nepatogene, se reduce valoarea indicatorilor CCO, CBO, N, P. Instalația experimentală de filtrare a fost montată după treapta biologică. (anexa nr.3).Analizele s-au efectuat în perioada septembrie 1998 – ianuarie 1999.

Tabel 5.4

LU- NA	Suspensii totale mg /l			CCOMn mg /l			CBO5 mg /l			NH4 mg /l			NO3 mg /l			NO2 mg /l			PO4 , mg /l		
	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max
Sept	112.	66	140	32.8	25	53	61.5	46	96	7.45	4.8	9	3.22	1.2	4.6	0.16	0.02	0.32	4.72	3.9	5.1
Oct	225	76	920	31.8	17	56	63.3	38	98	7.96	0.8	12.4	2.56	0.8	7.5	0.23	0.02	0.58	5.66	3.1	7.5
Nov	104	62	158	26.5	18	34	48.8	32	62	7.7	1.5	12	4.32	2.2	6.3	0.68	0.1	1.78	4.72	2.5	6.1
Dec	97	50	114	35	24	53	67.8	48	106	8.12	7.2	9	2.98	0.5	5	0.37	0.28	0.5	4	3.2	4.6
Ian	81.2	56	138	26.4	21	33	53.4	40	68	9.48	8	13.4	5	3.3	7.8	0.34	0.2	0.53	3.92	3.5	4.2

Tabel 5.5.

LU- NA	Suspensii totale mg /l			CCOMn mg /l			CBO5 mg /l			NH4 mg /l			NO3 mg /l			NO2 mg /l			PO4 mg /l		
	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max
Sept	105	72	170	34.8	19	52	63.8	32	96	7.55	5.2	10	4.7	1.6	10.6	0.78	0.55	2.7	3.3	2.7	4.1
Oct	88.3	46	206	26.8	16	38	46.5	29	68	5.26	0.8	10.2	3.85	1.7	8	0.3	0.01	0.62	3.65	2.7	5.5
Nov	79.2	62	100	24	19	30	43.6	34	55	6.24	3.2	10	5.3	3.2	7.1	0.58	0.11	1.62	3.72	2.8	4.7
Dec	77	56	92	26.4	17	31	51	32	64	9.2	8	12	2.9	0.48	5.8	0.31	0.18	0.43	4.04	3.7	5
Ian	78.8	62	120	24.4	19	28	49.2	38	60	8.2	6	9	4.64	4	5.4	0.33	0.2	0.54	3.52	2.6	4.4

Tabel nr.5.6 Calitatea apei uzate la ieșirea din treapta biologică în lunile 09.1998-01.1999

LU-NA	Suspensii totale mg /l			CCOMn mg /l			CBO5 mg /l			NH4 mg /l			NO3 mg /l			NO2 mg /l			PO4 mg /l		
	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max
Sept	20.5	12	28	17.3	13	22	33.8	20	54	9.15	5.6	12	3.27	1.6	4.9	0.13	0.04	0.2	4.35	4	5.1
Oct	14.8	10	18	14	7	18	19.8	12	31	7.86	2.8	11.6	2.81	1	4.3	0.51	0.01	1.26	4.16	3.2	5.4
Nov	16	12	20	10	7	14	17.2	12	24	7.04	3.2	10	7.3	5.2	8.5	1.83	0.4	3.02	3.46	2.2	4.6
Dec	16	14	24	11.2	8	16	22	18	31	9.16	6.8	12	2.3	0.33	3.7	0.48	0.12	1.5	3.02	2.3	3.9
Ian	19.2	10	34	10.8	8	14	21.6	16	28	10.6	7	15	3.82	2.7	4.8	0.44	0.17	0.82	3.14	2.6	3.9

Tabel nr.5.7 Calitatea apei uzate la ieșirea din Stația de epurare(amestec apă epurată mecanic+ apă epurată biologic) în 09.98-01.99

LU-na	Suspensii totale mg /l			CCOMn mg /l			CBO5 mg /l			NH4 mg /l			NO3 mg /l			NO2 mg /l			PO4 mg /l		
	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max	med	min	max
Sept	36	28	48	24.3	21	29	45.2	34	60	9	7	10	3	1	5.8	0.28	0.2	0.4	3.95	3.8	4.4
Oct	29.3	22	44	18.8	15	21	33	25	37	6.65	1	10.5	2.65	1	3.8	0.38	0.01	0.73	3.8	3	4.2
Nov	36.4	28	54	20.4	16	20	30.6	25	34	7.2	4	9	5.52	3.3	6.5	1.32	0.65	2.4	3.9	2.8	4.4
Dec	27	22	31	18.6	15	24	32.6	38	41	8.56	6.8	10	2.6	0.46	4.2	0.32	0.16	0.54	2.34	2	4
Ian	29.6	20	34	20.8	19	24	40.4	39	43	9.96	7	13.8	3.72	2	5.8	0.32	0.12	0.66	3.78	3.6	4

5.3. Obiectivele urmărite

Procesul de filtrare este un proces deosebit de complex și influențat de foarte mulți factori, care pot fi grupați după cum urmează:

1. Caracteristicile dispersiilor care se filtrează, natura, mărimea, concentrația și starea de agregare a acestora în apă.
2. Caracteristicile mediului filtrant, natura, mărimea și forma granulelor, structura, porozitatea și grosimea stratului filtrant.
3. Condițiile hidrodinamice ale filtrării: viteza de filtrare, temperatura apei, pierderea de sarcină, regimul de curgere și variațiile acestora în decursul unui ciclu.

Eficacitatea filtrării este condiționată în principal de mărimea vitezei de filtrare, de caracteristicile fizico-chimice ale apei uzate care trebuie filtrate, de grosimea și de structura granulometrică a stratului filtrant.

Programul de cercetare va urmări în primul rând : reducerea suspensiilor, a substanțelor organice exprimate prin consumul chimic de oxigen și consum biochimic de oxigen, a reducerii azotului (NH_4 , NO_3 , NO_2) dar și a fosforului.

Tot în programul de cercetare sunt urmărite variațiile indicatorilor bacteriologici după cum urmează: NTGMA; bacterii coliforme totale.

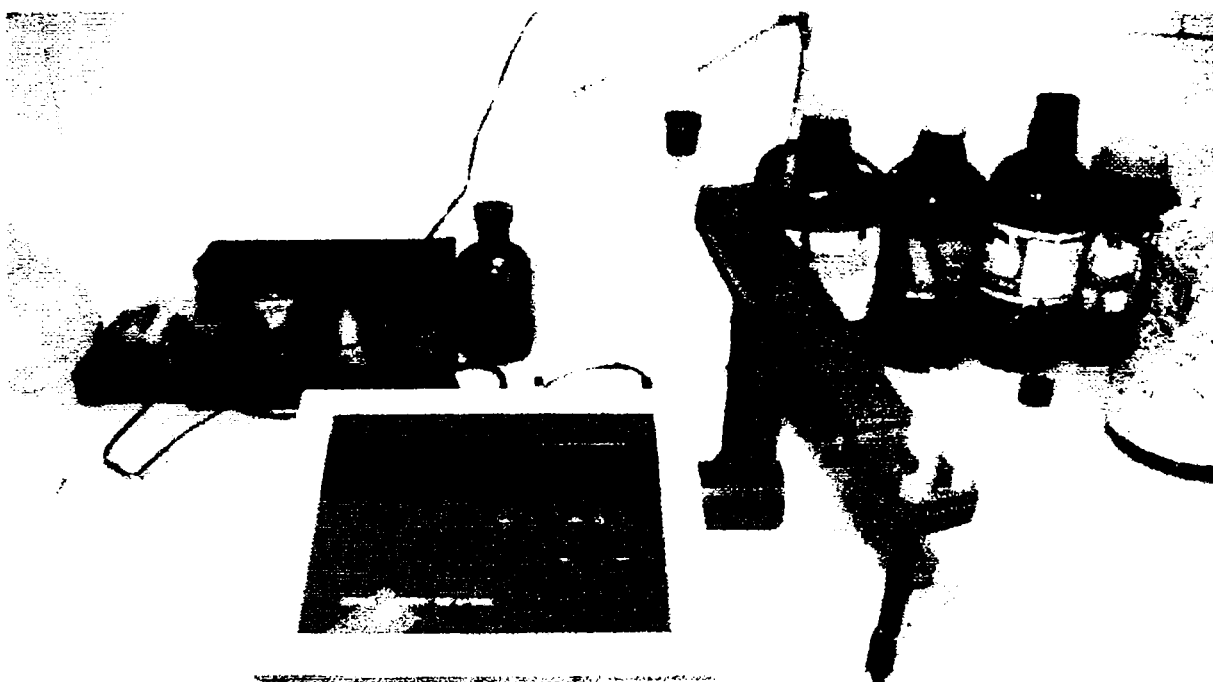
Indicatorii chimici urmăriți sunt următorii: CCO-Mn; CBO_5 ; pH; turbiditate; NH_4^+ ; NO_3^- ; NO_2^- ; PO_4^{3-}

5.4. Metode de analiză și reactivi

Determinările s-au efectuat pe modelul hidraulic din Stația de Epurare, la diferite sorturi de nisip și viteze de filtrare[53], [32], [132], [138], [139],[139], [186].

5.4.1. Determinarea pH-ului

Determinarea pH-ului s-a efectuat cu ajutorul unui ph-metru METLER TOLEDO existent în laboratorul Stației de Epurare.



5.4..2. Determinarea consumului chimic de oxigen

(metoda cu permanganat de potasiu); conform STAS 9887/74

Această metodă urmărește determinarea cantității de oxigen consumat de către substanțele oxidabile prezente în apele uzate.

Principiul metodei- substanțele organice și anorganice oxidabile prezente în apele uzate sunt oxidate cu o soluție titrată de permanganat de potasiu 0,01 N, în mediu

de acid sulfuric. Permanganatul de potasiu neconsumat se titrează cu ajutorul unei soluții de acid oxalic 0,01 N.

Consumul chimic de oxigen determinat cu permanganat de potasiu (CCO-Mn) se exprimă în mg KMnO_4 la litru sau în mgO_2/l .

CCO-Mn exprimat în $\text{mg KMnO}_4/\text{l}$:

$$\text{CCO - Mn} = \frac{[(V_1 + V_2) \cdot f - V_3] \cdot c}{V_4} \cdot 1000 \quad [\text{mg} \cdot \text{KMnO}_4/\text{l}]$$

În care:

V_1 = volumul soluției de permanganat de potasiu 0,01 N adăugat inițial;

V_2 = volumul soluției de permanganat de potasiu 0,01 N întrebuintat la titrare în cm^3 ;

f = factorul soluției de permanganat de potasiu 0,01 N;

V_3 = volumul soluției de acid oxalic 0,01 N adăugat în soluție, în cm^3 ;

c = cantitatea de permanganat de potasiu în mg, corespunzătoare la 1 cm^3 permanganat de potasiu soluție 0,01 N (0,316 mg);

V_4 = volumul probei luate în lucru, în cm^3 (100 cm^3)

CCO-Mn exprimat în $\text{mg O}_2/\text{l}$:

$$\text{CCO-Mn} = \text{KMnO}_4 \cdot 0,253 \quad [\text{mg O}_2/\text{l}]$$

Unde:

KMnO_4 = cantitatea de permanganat în mg/l , calculată conform formulei (1)

0,253 = cantitatea de oxigen, în mg, corespunzătoare la 1 mg KMnO_4 .



5.4.3. Determinarea consumului biochimic de oxigen (CBO₅)

Această metodă de determinare stabilește consumul biochimic de oxigen, care dă indicații asupra conținutului aproximativ de substanțe organice degradabile pe cale biologică, prezente în apa uzată înainte și după filtrare, conform STAS 6592/82.

Principiul metodei: Consumul biochimic de oxigen reprezintă cantitatea de oxigen care se consumă pentru degradarea oxidativă de către micro-organismele a substanțelor organice conținute într-un dm³ de apă în condițiile prevăzute (t° = 20 °C).

CBO₅ rezultă din diferența între concentrațiile oxigenului dizolvat în proba supusă analizei la începutul și la sfârșitul perioadei de incubare. Incubarea probelor diluate în proporții convenabile cu apa de diluție saturată în oxigen, se realizează la temperaturi de 20 ± 1 °C și la întuneric pe o perioadă de 5 zile ± 6h.

Consumul biochimic de oxigen se exprimă în mg/l, și se calculează după formula următoare (2)

$$CBO_5 = \frac{1000}{V_p} \left[(OD_0 - OD_5) - \frac{1000 - V_p}{1000} CBO_{5d} \right] \quad [mg/l]$$

În care:

OD₀ = concentrația de oxigen dizolvat a probei diluate la începutul perioadei de incubare, în mg/dm³;

OD₅ = concentrația de oxigen dizolvat a probei diluate la sfârșitul perioadei de incubare, în mg/dm³;

V_p = volumul apei de analizat conținut în 1000 cm³ de amestec, în cm³/dm³;

CBO_{5d} = consumul biochimic de oxigen al apei de diluție, în mg/dm³;

Pentru a determina diluția maximă, D_{max}, în efectuarea testului de CBO₅ se ia în considerare oxidabilitatea evaluată prin CCO.

$$D_{\max} = \frac{CCOMn (mg / dm^3)}{4,5}$$

sau:

$$D_{\max} = \frac{\text{consumul de } KMnO_4 (mg \cdot KMnO_4 / dm^3)}{4,5}$$

În paralel cu determinările conform metodei STAS s-a utilizat o trusă OXI TOP AQUALYTIC



Sondele trusei măsoară direct consumul biochimic de oxigen. Această metodă prezintă multe avantaje față de metoda clasică (cu diluție). Eșantioanele pot fi utilizate sub formă diluată sau nediluată, gama de măsurare este mai întinsă, curba consumului biochimic de oxigen în funcție de timp fiind ușor de realizat.

Sistemul de măsurare este format din 6 sticle cu eșantioane și 6 sonde de CBO. Este un sistem închis. Volumul de gaz de deasupra sticlei cu eșantion conține o anumită cantitate finită de oxigen. În timpul incubării bacteriile din eșantion consumă oxigenul dizolvat. El este substituit de către oxigenul provenit din volumul de gaz din sticla cu eșantion, în același timp CO_2 este produs de către bacterii și trebuie reținut în sistem, lucru care produce o cădere de presiune măsurată de către sonda de CBO și care apare pe afisaj în mg/l.

Pentru inhibarea nitrificării se recomandă adaugarea unui agent de inhibare (ATH). Ca efect agentul inhibitor de nitrificare permite stoparea activității bacteriene.

Valoarea CBO din eșantion depinde de încărcătura materilor organice care poate fi considerabilă (cantitativ). Din acest motiv sonda este adaptată volumelor de eșantion din tabelul nr.2, ceea ce reprezintă o gamă de a masura CBO total de la 0-4000 mg/l. Conversia CBO_5 în mg/l se face cu ajutorul unui factor (tabelul 2, ultima coloană), fixat

fiecare interval.

Dozajul optim al acestui reactiv este redat in tabelul nr.2

CBO5 [mg/l]	Vol. Esantion [ml]	ATH [picaturi]	Factor
0-40	428	10	1
0-80	360	10	2
0-200	244	5	5
0-400	157	5	10
0-800	94	3	20
0-2000	56	3	50
0-4000	21,7	1	100

5.4.4.Determinarea turbiditatii

S-a facut cu ajutorul fotometrului S.Q. 118. Aparatul are în memoria sa, la metoda 113 curba pentru determinarea turbidității in intervalul 10-400 NTU. Aceasta determinare se face prin compararea unei probe etalon de apă distilată si a probei de analizat.

Aparatul afișează citirea curbei etalon rezultând turbiditatea probei în grade NTU.

Fotocolorimetru S Q 118 MERCK

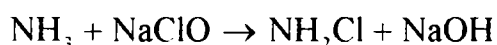


5.4.5. Determinarea amoniului

Se determină cu ajutorul fotocolorimetrului S.Q. 118.

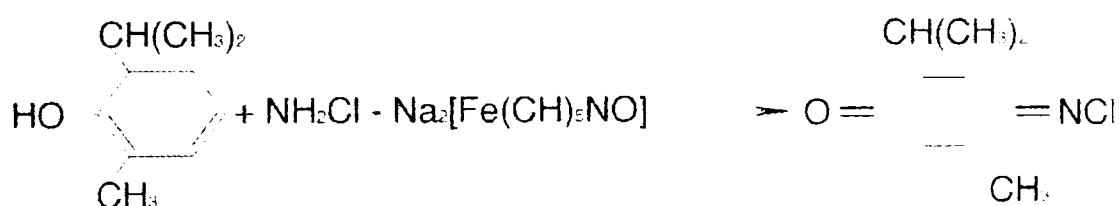
Metoda de determinare este colorimetrică rezultând izo-propil 2,2' metil 5, 5' indofenol albastru(reacția BERTHELOT).

Principiul metodei- Metoda este caracteristică unui mediu puternic alcalin creat cu pH=13. După alcalinizare amoniul reacționează cu hipocloritul și se obține monocloramina, conform reacției:



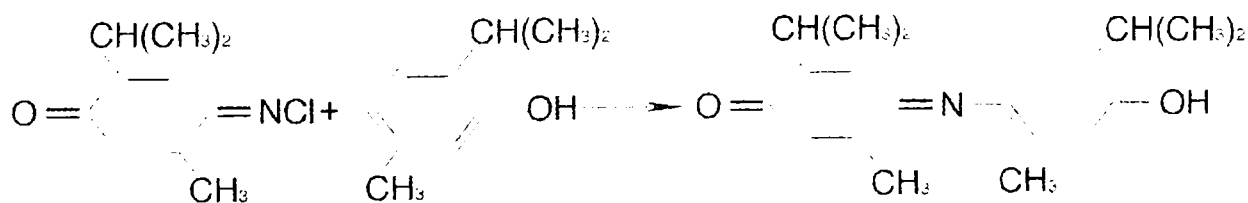
În mediu puternic alcalin formarea de dicloramine și tricloramine nu este posibilă.

Următoarea etapă este reacția monocloraminelor cu nitroprusiat de sodiu și tymol (izopropil 2 metil 5 fenol), rezultând :



Dupa ROSKAN și DE LANGAN, în 1963 tymolul este preferat fenolului pentru reacția sa foarte rapidă.

În ultimul stadiu al reacției, ultima moleculă obținută reacționează cu încă o moleculă de tymol pentru a forma indofenolul, de culoare albastră, după cum urmează:



Curba de extincție prezintă un maxim pronunțat la $\lambda = 690 \text{ nm}$.

5.4.6.Determinarea nitraților

Determinările s-au efectuat cu ajutorul fotocolorimetrului S.Q.118.

Principiul metodei- Metoda constă în reacția nitraților cu NITROSPECTRAL în mediu puternic acid (realizat prin adăugare de H₂SO₄), rezultând o combinație nitrată colorată în roșu închis. Curba de extincție pentru nitrați prezintă un maxim la λ = 515 nm.

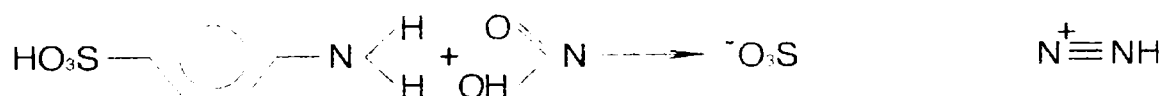
Amestecul de acid sulfuric 96% cu o soluție apoasă (eșantionul) duce la o degajare de căldură. Introducerea următorului reactiv trebuie să se facă la o temperatură de 21-35 °C.

5.4.6.Determinarea nitriților

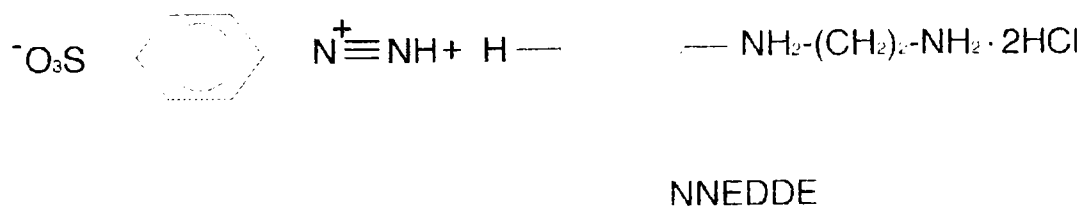
Determinările s-au efectuat cu ajutorul fotocolorimetrului S.Q.118

Principiul metodei- Reacția nitriților cu acid sulfanilic și N-(naftil1)- etilendiamina diclorhidrat dau o colorație azoică roșu-violet.

Nitriții (acid nitric) reacționează cu acid sulfanilic rezultând acid diazobenzen sulfanilic 4, conform reacției:



Reacția acidului diazobenzen sulfanilic 4 cu N – naftil 1 etilen diaminclorhidrat (NNEDDC) duce la formarea colorantului azoic (de culoarea roșu violet) conform reacției :



rezultă



Acest test folosit are avantajul unei manipulari ușoare și o stabilitate în timp. Curba de extincție pentru NO₂ prezintă un maxim pronunțat la $\lambda = 525$ nm. Extincția finală este obținută după un timp de 10 minute și rămâne constantă 60 de ore și 40 min.

5.4.8.Determinarea fosfaților

Determinările s-au efectuat cu ajutorul fotocolorimetrului S.Q.118

Principiul metodei- În mediu de acid sulfuric, ionii ortofosfat reacționează cu ionii molibdați și formează acid fosfo-molibdic, care este redus de către acidul ascorbic în albastru de fosfo-molibden (PMB); acesta din urmă fiind dozat colorimetric. Pentru dozarea fosfaților totali este necesară o mineralizare.

Din soluția etalon de fosfați rezulta ca $10 \text{ mg/l PO}_4^{3-} = 3,3 \text{ mg/l P}$.

Curba de extincție pentru fosfați prezintă un maxim la $\lambda = 712$ nm.

5.4.9.Determinarea numărului totali de germeni mezofili aerobi (N.T.G.M.A.)

Prin acest indicator se apreciază contaminarea globală cu germeni de proveniența animală, deoarece la temperatura de incubare (37°C) pe geloză, în aerobioză, se dezvoltă cu precădere flora mezofilă (N.T.G.M.A.) [194], [193].

S-a determinat prin însămânțări din diluții zecimale, de la 10^{-4} la 10^{-6} , în câte două plăci Petri, în care s-a turnat apoi geloză topită și răcită la 45°C, în strat suficient de gros ca să acopere uniform întreaga suprafață a plăcilor. După omogenizarea conținutului fiecărei plăci, prin mișcări pe plan orizontal, pentru dispersia uniformă a inoculumului în mediul de cultură, placile au fost lăsate în repaus pentru solidificarea mediului. S-a notat pe fiecare placă Petri numărul probei și titrul diluției, apoi au fost incubate la 37°C timp de 24-48 ore.

După expirarea timpului de incubare, s-au triat probele și s-a făcut numărarea coloniilor dezvoltate (fig.8).

Pentru calculul N.T.G.M.A. s-a presupus ca din fiecare bacterie vie însămânțată rezultă o colonie. Numărul total de colonii dezvoltate pe geloză, înmulțit cu titrul

diluției reprezintă N.T.G.M.A. / cm³ de apă uzată.

Datorită dispersiei neuniforme a germeilor și a pierderilor de germeni prin schimbarea pipetei de la o diluție la alta, în final, la numărul de germeni calculat pe baza numărării coloniilor dezvoltate s-a adăugat un factor de corecție de 10%.

Calculul se exprimă prin formula :

$$\text{N.T.G.M.A.} = \Sigma nxd / N + 10\% \text{ (UFC /cm}^3\text{)}$$

În care:

n = numărul de colonii de pe placă

d = titrul diluției

N = numărul de plăci luate în calcul

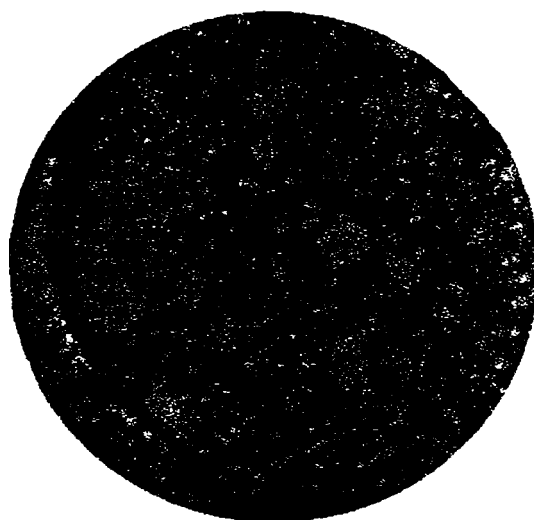


Fig.8 Cultură pe geloză în plăci Petri pentru determinarea numărului total de germeni mezofili aerobi

5.4.10. Determinarea bacteriilor coliforme totale

Prin bacterii coliforme sau germeni coliformi se înțelege un grup de specii Gram negative, lactozo pozitive, intestinale, care se află într-un număr mare în fecale și anume: *Escherichia coli*, *Citrobacter*, *Klebsiella*, *Arizona*, *Enterobacter*. O parte din bacteriile coliforme (*Escherichia coli*) sunt prezente doar în intestin respectiv în fecale la animalele

homeoterme și la om, iar restul pot fi întâlnite în mediul extern și fără o contaminare fecală.

Din aceste motive standardul de potabilitate a apei prevede cerințe distincte pentru coliformii totali și coliformii fecali.[193]

În cadrul acestor cercetări nu s-a făcut o diferențiere strictă a celor două grupe de coliformi (prin testul de toleranță termică la 44-44,5 °C), ci doar evidențierea globală a coliformilor, prin însămânțări pe mediul *Kessler-Swenarton*, urmate de transplant pe mediul *Levine*

Însămânțarea pe mediul *Kessler-Swenarton* s-a făcut din diluțiile zecimale, câte un cm³ în trei eprubete. După o incubare la 37°C, timp de 24-48 ore, din eprubetele în care s-a acumulat gaz în tubul de fermentare (Durham) s-au făcut pasaje de confirmare pe plăci Petri cu mediul *Levine*. Pe acest mediu se poate face diferențierea dintre bacteriile coliforme totale și *Escherichia coli* cu o probabilitate de peste 90% [120]. Coloniile de *Escherichia coli* se dezvoltă, după o incubare de 24 ore și prezintă un luciu metalic foarte asemănător cu cel de fuxină. La interpretarea finală au fost luate în considerare ultimele trei diluții, în care s-a produs fermentarea lactozei pe mediul *Kessler*, confirmată prin prezența coloniilor cu luciu metalic pe mediul *Levine* (fig.9). Pe baza celor trei diluții și cu ajutorul unor tabele antecalculat s-a stabilit numărul probabil de bacterii coliforme la un cm³ de material însămânțat. (fig.9).

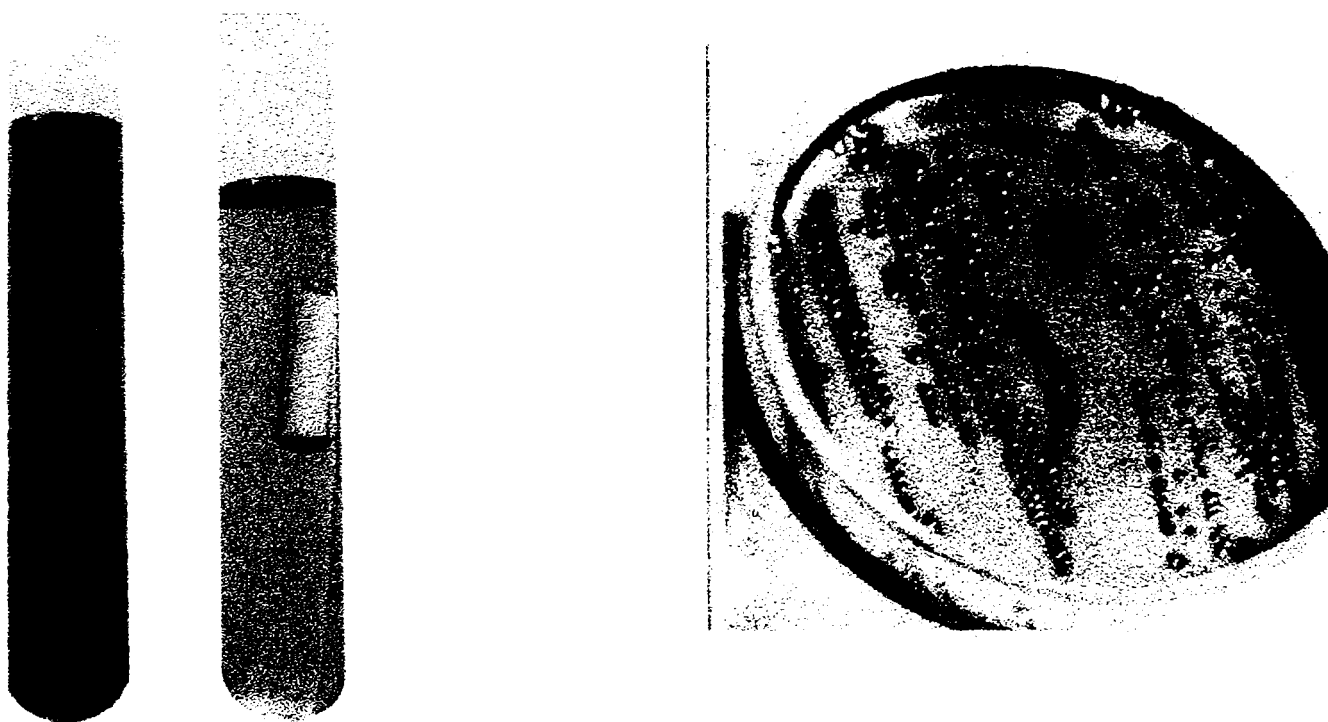


Fig. 9 Culturi pe mediul *Kessler-Swenarton* (stânga) și pe mediul *Levine* (dreapta).

Testul microbiologic de teren a fost conceput și folosit de către Decun și colaboratorii [29], pentru detecția contaminării cu bacterii intestinale a apei și pentru controlul eficienței decontaminării suprafețelor din adăposturi [29]. Testul constă în însămânțarea unui mediu de cultură, care posedă însușiri selective față de bacteriile intestinale. Mediul conține ingrediente care permit evidențierea enterobacteriilor producătoare de hidrogen sulfurat din metabolizarea aminoacizilor cu sulf (*Citrobacter*, *Edwardsiella*, *Salmonella*, *Proteus*, unele tipuri de *Escherichia coli* e.t.c) și anume: peptonă, extract de carne, fosfat disodic, tiosulfat de sodiu, săruri biliare, citrat de fier și apă. Mediul deshidratat poate fi introdus în eprubete, sticlute sau flacoane din material plastic, seringi de unică folosință e.t.c.

Din proba de analizat s-a preluat cu o pipetă sau cu o seringă sterilă o cantitate de aproximativ 10 cm³ de apă, care a fost introdusă în sticluta s-au eprubeta cu mediul deshidratat (impregnat în hârtia de filtru). În acest mod au fost însămânțate un număr de probe din diferite categorii de ape, având o încărcătură de bacterii coliforme cuprinsă între 10 și 10.000/cm³.

Sticlutele astfel însămânțate au fost menținute fie pe termostat (26-30°C), fie în termostat (37°C). În cazul probelor considerate pozitive, în sticlute a apărut o înnegrire totală sau parțială, ca urmare a formării sulfurii de fier. Pentru a identifica și eventualele cazuri în care coliformi fecali nu ar fi însoțiti de enterobacterii producătoare de hidrogen sulfurat, la sticlutele (eprubetele) cu conținut tulbure dar fără înnegrire, s-a adăugat reactiv *Ehrlich-Kovacs*, pentru detecția producției de indol. În același scop, la o parte din probe, au fost folosite benzile de hartie impregnate în reactiv pentru evidențierea indolului. Prezența indolului se traduce prin formarea unui inel de culoare roșie sau roșu-caramiziu la suprafața culturii. Reacția negativă la indol se exprimă printr-un inel de culoare galbuie.

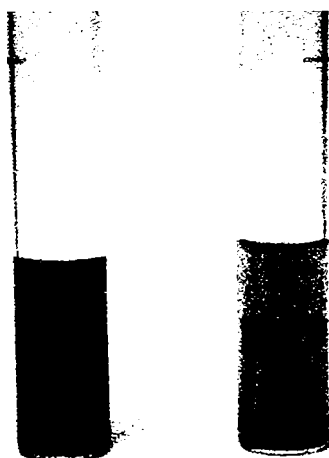


Fig. nr. 10.

balastiera Făget) folosite s-au obtinut prin cernerea nisipului uscat intr-o serie desite normalizate, cuprinse între 0,2 si 5 mm si notând greutatea nisipului reținut pe fiecare sită. În curba granulometrica se exprima pentru fiecare diametru al ochiului de sita, procentul (determinat din greutate) de nisip care a trecut pe sita respectiva. Astfel pe o curba granulometrica, pentru fiecare dimensiune d a sitelor folosite, reprezentate pe axa absciselor, rezulta in ordonata procentul de nisip cu diametrul mai mic decat d.

De pe curba granulometrica se pot extrage trei caracteristici ale stratului filtrant.

1. Coeficientul de uniformitate K_u , care se defineste prin relatia:

$$K_u = d_{60} / d_{10}$$

Unde: d_{60} si d_{10} sunt diametrele care corespund de pe curba granulometrica la procentele 60 si 10%.

2. Diametrul eficace care este d_{10} , (definit mai inainte)

3. Diametrul echivalent d_{ech} , al granulelor stratului filtrant care rezultă din relatia:

$$\frac{1}{d_{ech}} = \sum_{i=1}^{i=n} \frac{a_i}{d_i}$$

în care: a_i = cantitatea de material filtrant în % din greutate pentru fracțiunea cuprinsă între două diametre;

d_i = media aritmetică pentru a acestor diametre

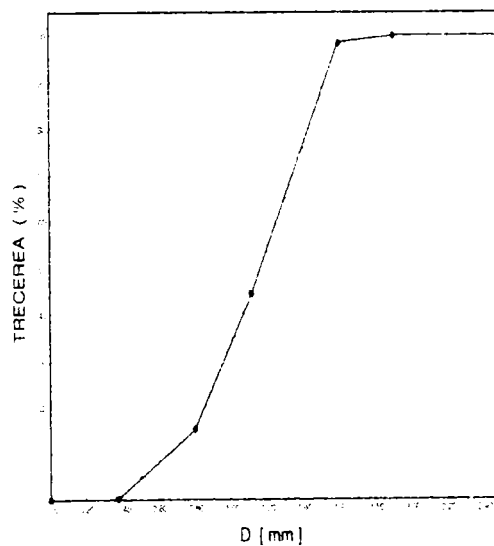


Fig.nr. 11. Curba pentru nisip cu granulometria cuprinsă între 0.7-1.5mm

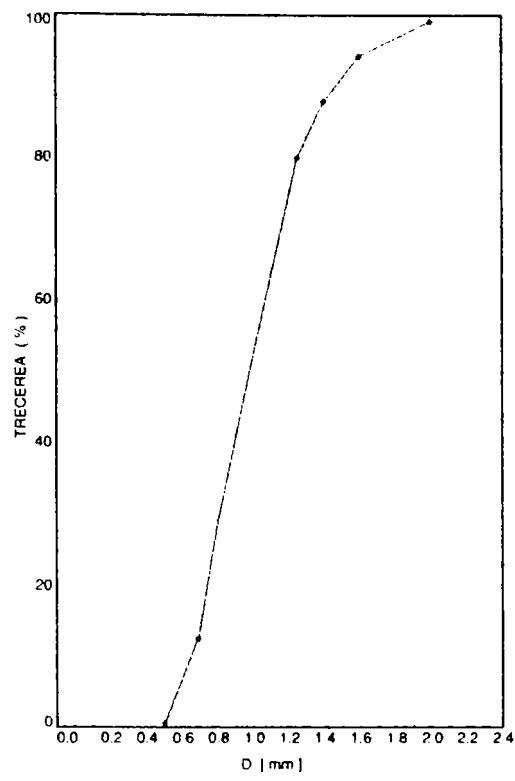


Fig. nr. 12. Curba pentru nisip cu granulometria cuprinsă între 1-3mm

Cap.6 REZULTATE ȘI PRELUCRĂRI EXPERIMENTALE

6.1.FILTRARE ASCENDENTĂ

CAZUL I:

Nisipul are o granulometrie cuprinsă în intervalul 0,7-1,4 mm.

I.a. Viteza de filtrare $v = 5\text{m/h}$

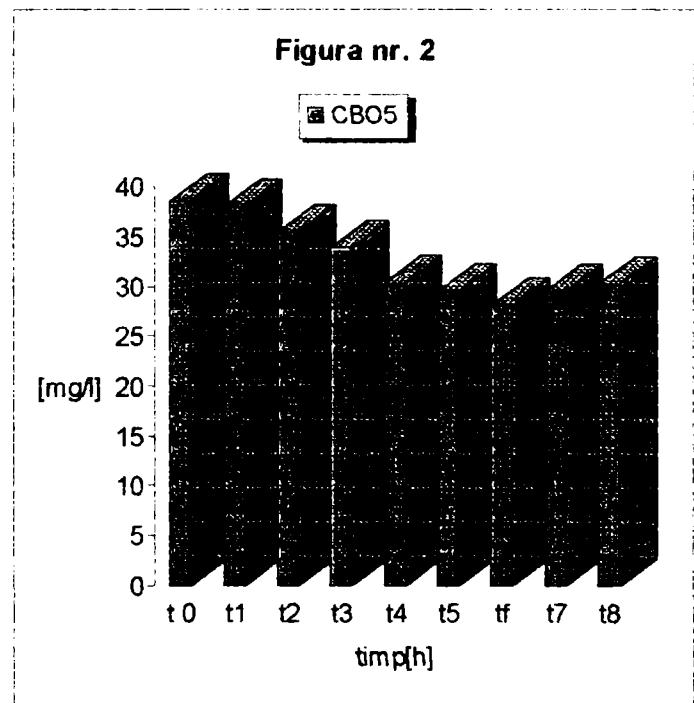
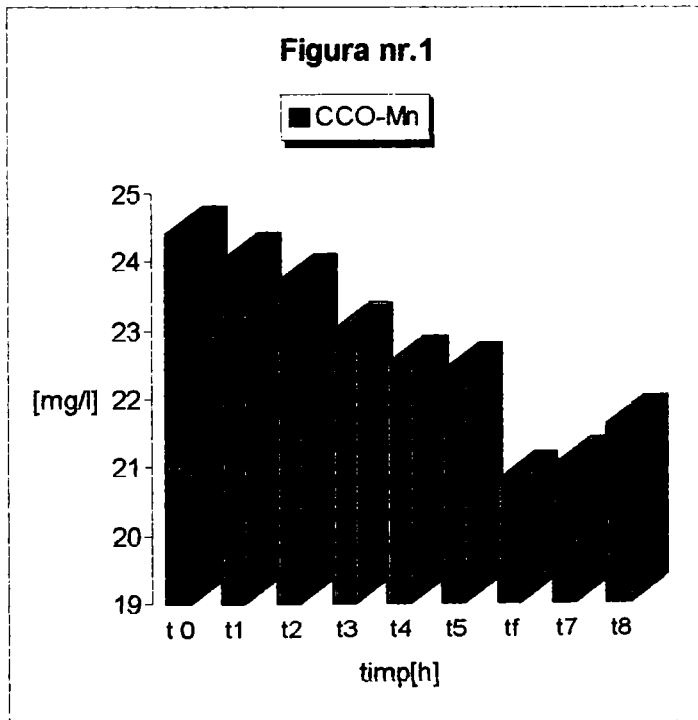
La această viteză s-au luat mai multe probe în timp și s-au analizat indicatorii propuși.

Rezultatele obținute sunt cuprinse în tabelul următor:

Tabel nr. 1.1

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	24,4	38,5	68	3,8	1,3	6,1	3,4
0,5 (t ₁)	24	38	67	3,7	1,3	6	3,4
1,5 (t ₂)	23,7	35,4	60	4,8	1,16	5,6	3,3
3,5 (t ₃)	23	33,8	53	2,7	1,04	6,4	3,1
8,5 (t ₄)	22,5	30,3	57	2,9	0,83	7,6	4,1
14,5 (t ₅)	22,4	29,4	34	2	0,55	8,4	3,4
20,5 (t _f)	20,8	28	30	1,9	0,56	10	3,3
26,5	21	29,4	31	1,9	0,55	9,6	3,3
32	21,61	30,2	42	1,8	0,54	10	3,1

Studiind tabelul nr. 1.1. se poate vedea că substanța organică reprezentată prin

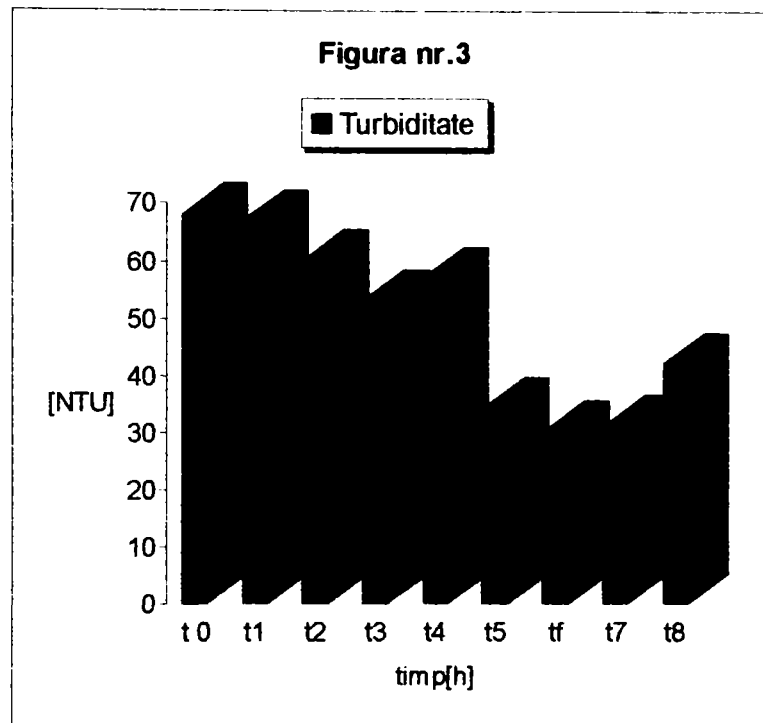


indicatorul CCO-Mn și CBO_5 (fig.nr.1 și fig. nr.2) scade în timp și apoi începe să crească.

Se poate observa că în urma procesului de filtrare la această viteză se continuă procesul de reținere a substanțelor organice din apa uzată; proces care are loc și în treapta anterioară de epurare (treapta biologică).

Eficiența acestei rețineri este de aproximativ 19-20%.

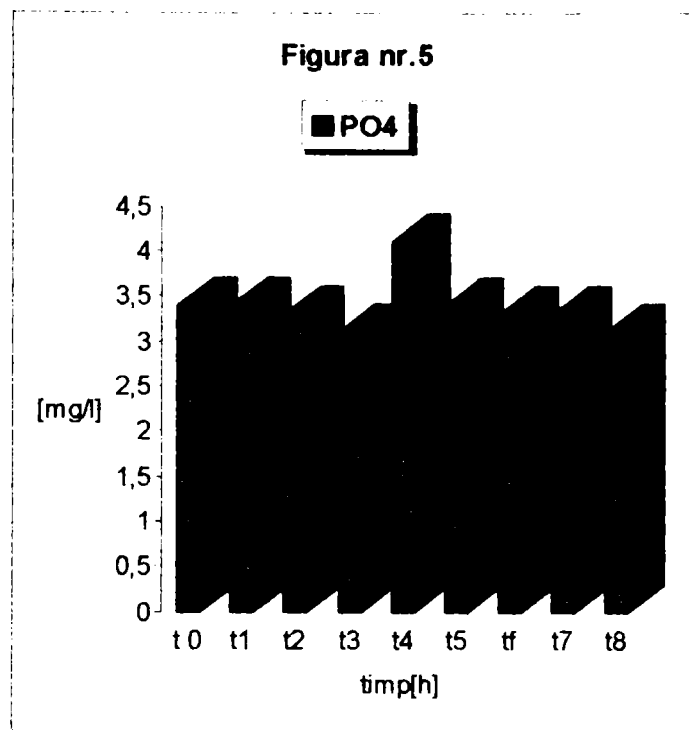
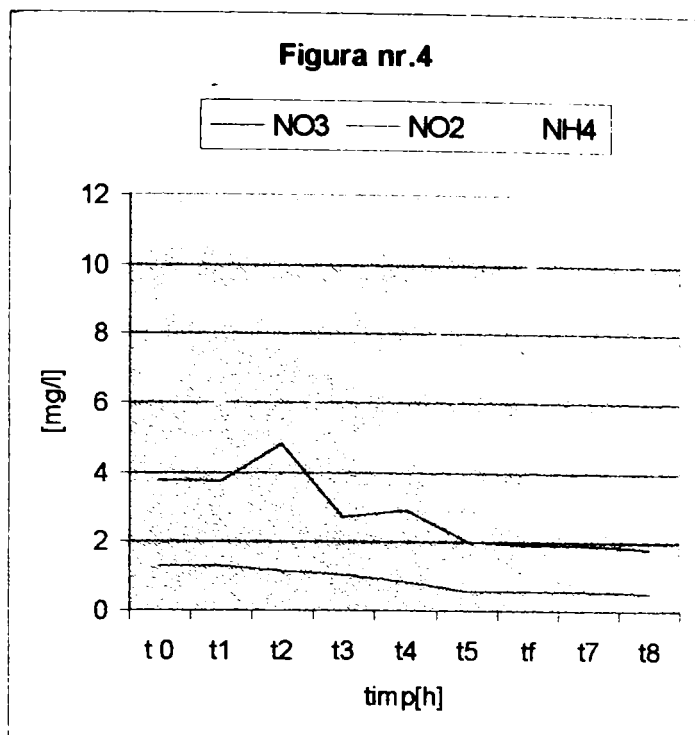
În urma analizelor efectuate se remarcă faptul că parametrul turbiditate are o scădere mai accentuată față de ceilalți parametri urmăriți. Astfel în acest caz eficiența filtrării este de aproximativ 53%. (fig. nr. 3)



Se observă o scădere a parametrilor NO_2 și NO_3 (fig. nr. 4). Acest lucru se poate explica prin transformările chimice care au loc și reținerea pe stratul filtrant a produșilor de reacție.

Indicatorul NH_4 (fig. nr. 4) are o creștere în timpul procesului de filtrare datorită faptului că începe un proces anaerob în interiorul filtrului. Instalația are la partea superioară un capac care împiedică circulația aerului.

În fig. nr. 5 se observă o scădere a indicatorului PO_4 . Această scădere nu este foarte pronunțată și are o eficiență de aproximativ 10%.



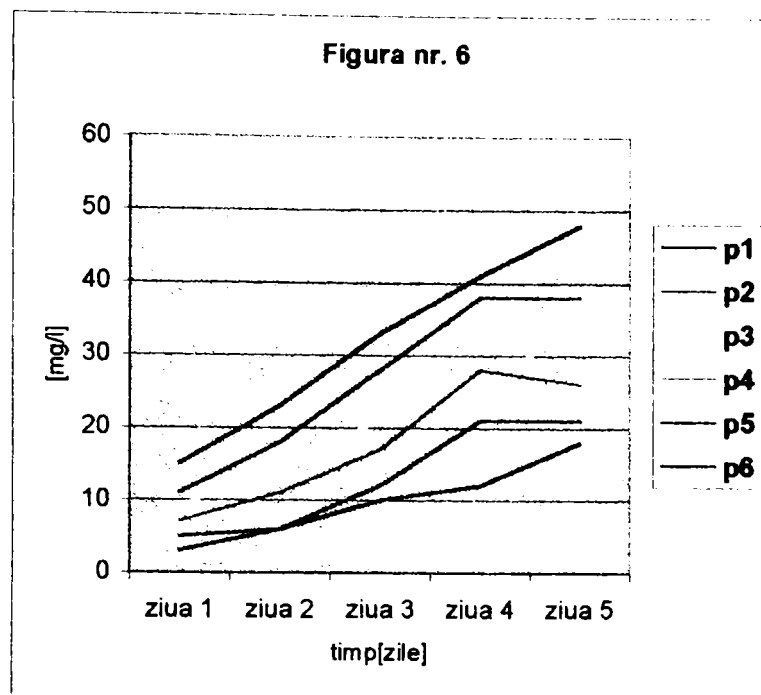
Tot la această viteză de $v=5$ m/h s-au efectuat analizele de CBO_5 cu ajutorul trusei OXI TOP. Valorile acestui indicator sunt redate în tabelul nr.2, ținând cont de valoarea obținută în fiecare zi (prin citirea afișajului sondei de CBO_5).

Tabel.nr.1.2

Proba	ziua 1	ziua 2	ziua 3	ziua 4	ziua 5
$p_1 (t_1)$	15	23	33	41	48
$p_2 (t_2)$	11	18	28	38	38
$p_3 (t_3)$	9	15	21	26	34
$p_4 (t_4)$	7	11	17	28	26
$p_5 (t_5)$	3	6	12	21	21
$p_6 (t_6)$	5	6	10	12	18

Observație; Probele $p_1, p_2, p_3, p_4, p_5, p_6$, reprezintă probele cu apă de analizat la timpul de 0,5h; 1,5h; 3,5h; 8,5h; 14,5h; și 20,5h.

Reprezentarea grafică a consumurilor biochimice de oxigen în funcție de numărul de zile este prezentată în fig. nr.6.



Filtrul este echipat cu patru prize calitative poziționate pe înălțimea filtrului la 20 cm distanță între fiecare.

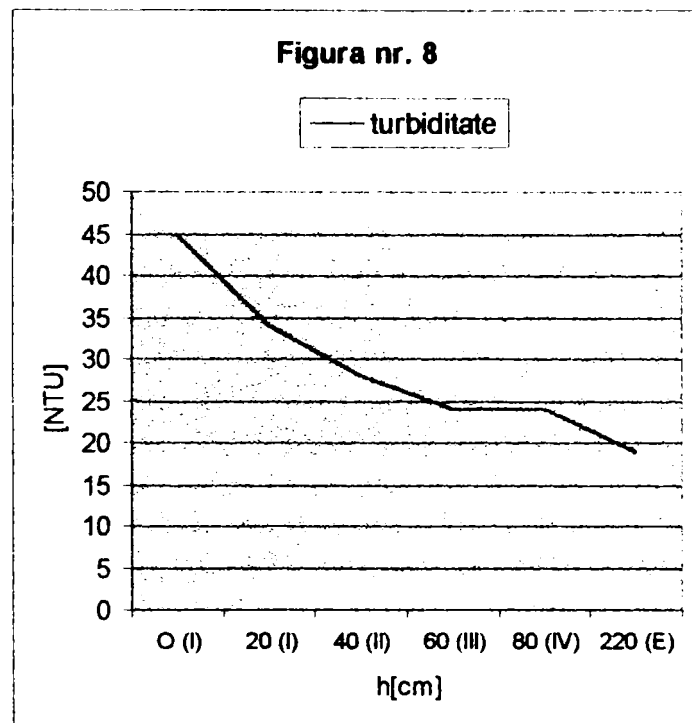
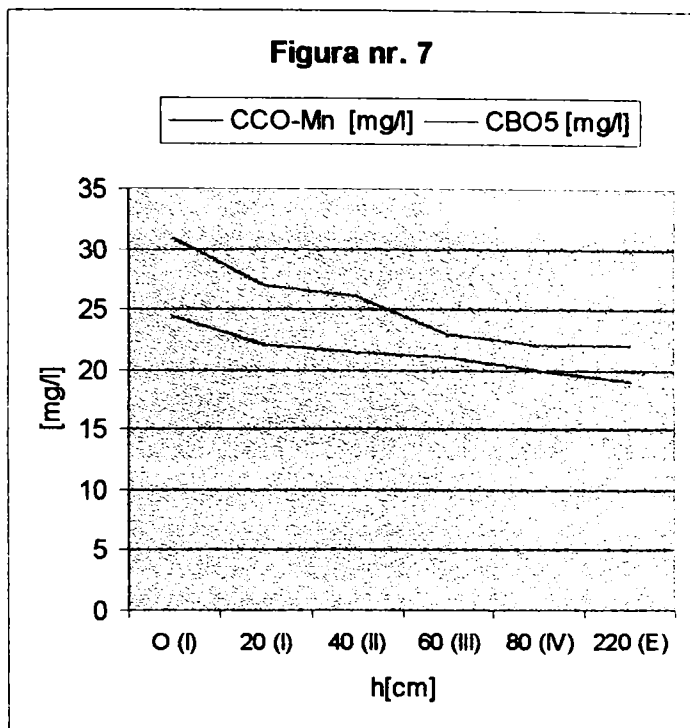
S-au recoltat probe la intrarea apei în filtru ($h=0$), la prizele calitative I ($h=20\text{cm}$), II ($h=40\text{cm}$), III ($h=60\text{cm}$), IV ($h=80\text{cm}$) și la ieșirea apei din filtru ($h=220\text{cm}$).

Probele au fost recoltate ținând cont de timpul de parcurgere a apei prin instalație. La probele recoltate s-au făcut analizele pentru următorii indicatori: CCO-Mn; CBO_5 ; turbiditate; NO_3 ; NO_2 ; NH_4 ; și PO_4 . Indicatorii urmăriți sunt redați în tabelul nr. 1.3

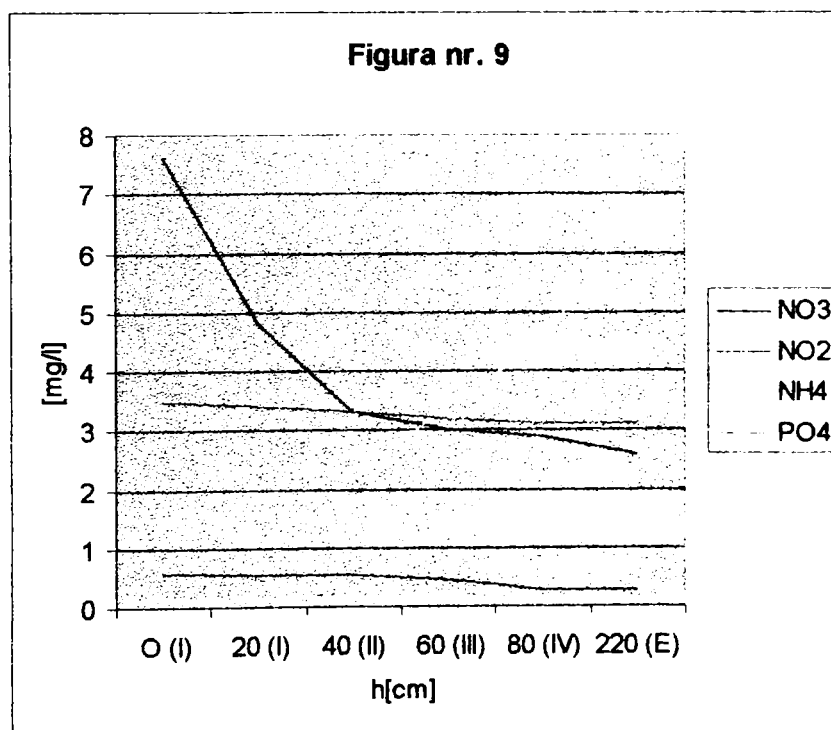
Tabel nr.1.3

Înălțime [cm]	CCO-Mn [mg/l]	CBO_5 [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO_3 [mg/l]	NO_2 [mg/l]	NH_4 [mg/l]	PO_4 [mg/l]
0 (I)	24,5	31	45	7,6	0,56	2,1	3,5
20 (I)	22	27	34	4,8	0,55	2,1	3,4
40 (II)	21,5	26	28	3,3	0,54	2,2	3,3
60 (III)	21	23	24	3	0,46	3,4	3,2
80 (IV)	20	22	24	2,9	0,28	4,5	3,1
220 (E)	19	22	19	2,6	0,28	6,7	3,1

Reprezentarea grafică a indicatorilor CCO-Mn și CBO₅ în funcție de înălțimea stratului filtrant este redată în figura nr. 7, iar variația turbidității în funcție de aceeași înălțime a stratului filtrant este redată în fig. nr. 8.



Reprezentarea grafică a azotaților, azotiților, amoniu și fosfați în funcție de înălțimea stratului filtrant este redată în figura nr. 9



Tot pentru viteza de 5 m/h s-a efectuat un alt set de analize la apa de la prizele calitative pentru a demonstra momentul de colmatare al filtrului.

Rezultatele sunt reprezentate în tabelul nr. 1.4.

Tabel nr.1.4

indicator	priza I	priza II	priza III	priza IV
CCO-Mn	20	21	25	26
CBO ₅	28	30	33	35
Turbiditate	19	24	24	28
NO ₃	3	1,6	3,3	4,8
NO ₂	0,16	0,17	0,46	0,54
NH ₄	8,8	9,2	8,4	8,6
PO ₄	3,2	3,3	3,3	3,4

Tot pentru această viteză s-au efectuat analize bacteriologice la probele de apă de la intrarea și de la ieșirea din filtru.

Rezultatele obținute sunt redade în tabelul nr. 1.5.

Tabel nr.1.5

	Intrare	Iesire
Nr.total de germeni mezofili aerobi	34250/cm ³	7500/cm ³
Coliformi totali	9180/l	2400/l

Din analizele efectuate se poate observa că încărcarea microbiană la intrarea în filtru are o anumită valoare reprezentată prin indicatorii N.T.G.M.A. și coliformi totali, care scad semnificativ după parcurgerea stratului filtrant. Stratul filtrant reține o cantitate mare de germeni patogeni aflați în apa uzată.

În momentul colmatării filtrului s-a trecut la spălarea acestuia în contracurent cu apă și aer. Apa a fost introdusă în filtru de la partea superioară spre partea inferioară, iar aerul de la partea inferioară spre partea superioară.

Calitațiile apei de spălare sunt redade în tabelul nr. 1.6.

Tabel nr. 1.6

	CCO-Mn mg/l	Susp. Totale mg/l	Turbiditate NTU
Apă la începutul spălării	191	810	320
Apă de spălare după 8 minute	127	620	208
Apă de spălare după 20 minute	20	18	9

I.b. Viteza de filtrare $v = 2\text{m/h}$

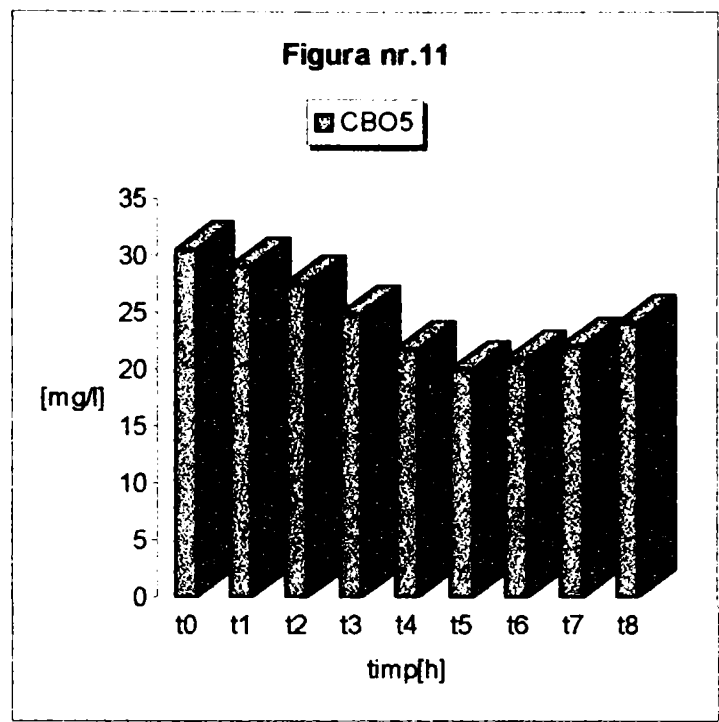
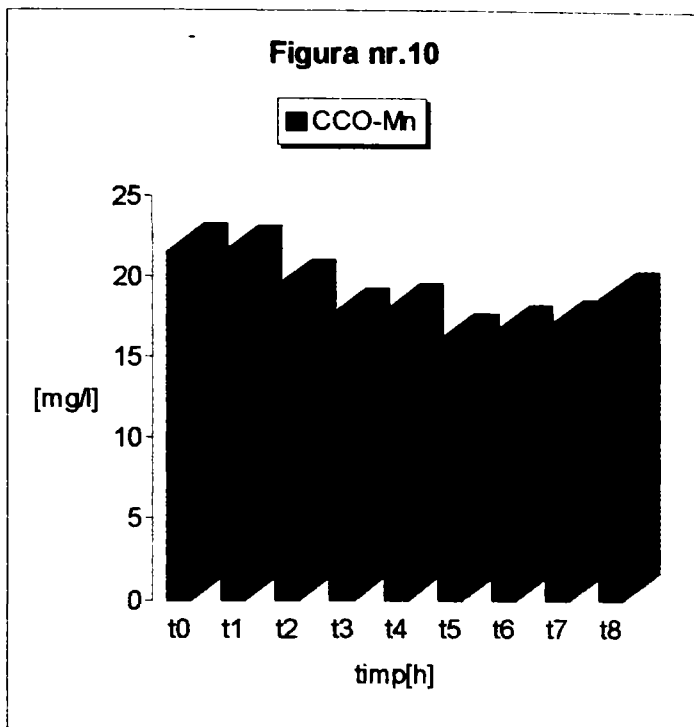
La această viteză s-au luat mai multe probe în timp și s-au analizat indicatorii propuși.

Rezultatele sunt redată în tabelul nr. 1.7.

Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr.10; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 11.

Tabel nr.1.7

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO5 [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO3 [mg/l]	NO2 [mg/l]	NH4 [mg/l]	PO4 [mg/l]
0 (t0)	21,5	30,5	48	2	0,38	10,5	4,5
0,5 (t1)	21,39	29	47	1,8	0,36	10	4,4
1,5 (t2)	19,32	27,5	34	1,6	0,32	9,4	4,4
3,5 (t3)	17,5	24,8	26	1,5	0,26	8,8	3,5
8,5 (t4)	17,8	21,7	24	1,4	0,13	8,6	3,8
16,5 (t5)	16	20	18	1,2	0,12	8,6	3,5
20,5 (t6)	16,47	21	20	1,3	0,12	8,7	3
26,5 (t7)	16,8	22	24	1,2	0,11	9,4	3,2
32 (t8)	18,66	24	25	1,2	0,11	12,3	3,4



In fig. nr. 12 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp.

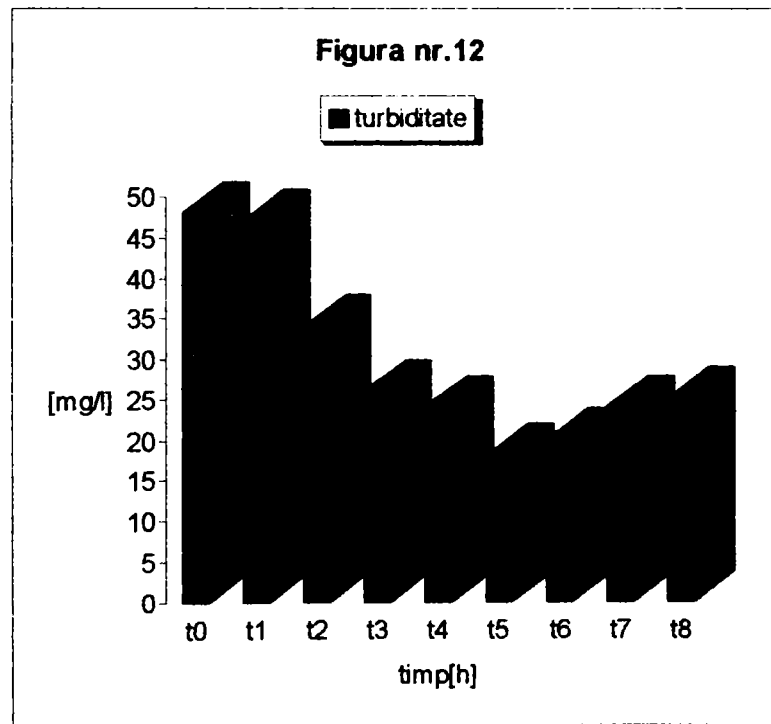
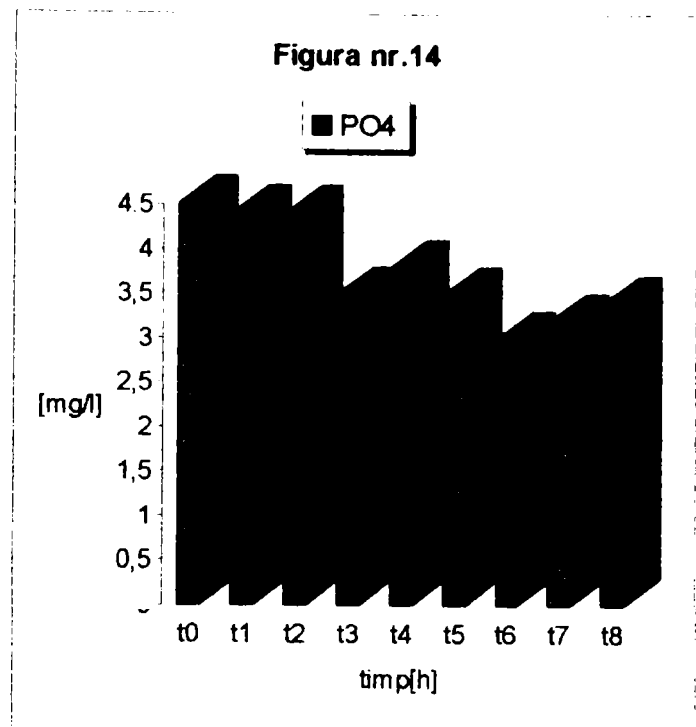
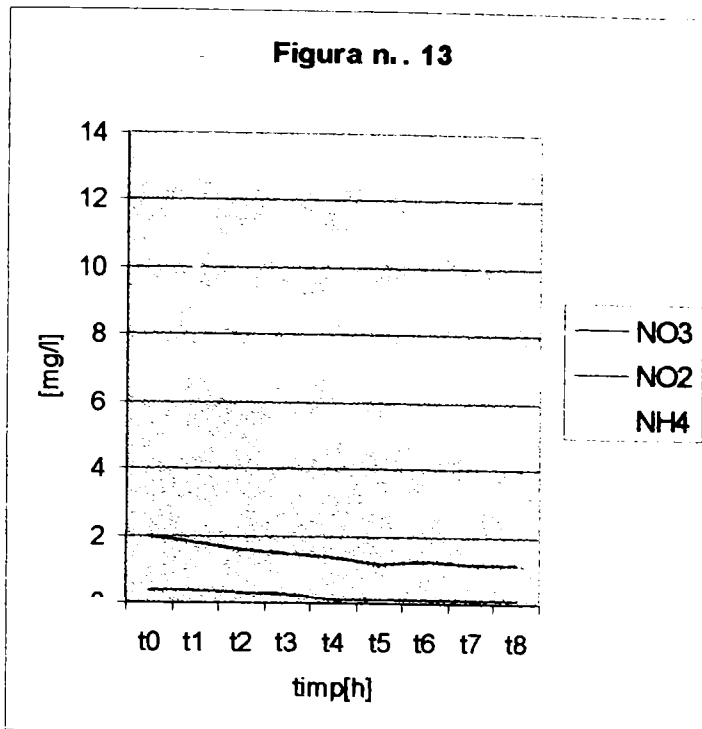


Fig. nr. 13 ne arată variația grafică a indicatoriilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp.

Indicatorii NO_3 și NO_2 scad în timp, pe când indicatorul NH_4 crește (are loc o intensificare a proceselor anaerobe).

Reprezentarea grafică a indicatorului PO₄ în funcție de timp este redată în fig. nr. 14.



Acești indicatori prezintă o scădere în timp până la nivelul colmatării filtrului, moment în care încep să crească.

Timpul de colmatare a filtrului la această viteză este mai mic decât timpul de colmatare al filtrului la viteza de 5 m/h.

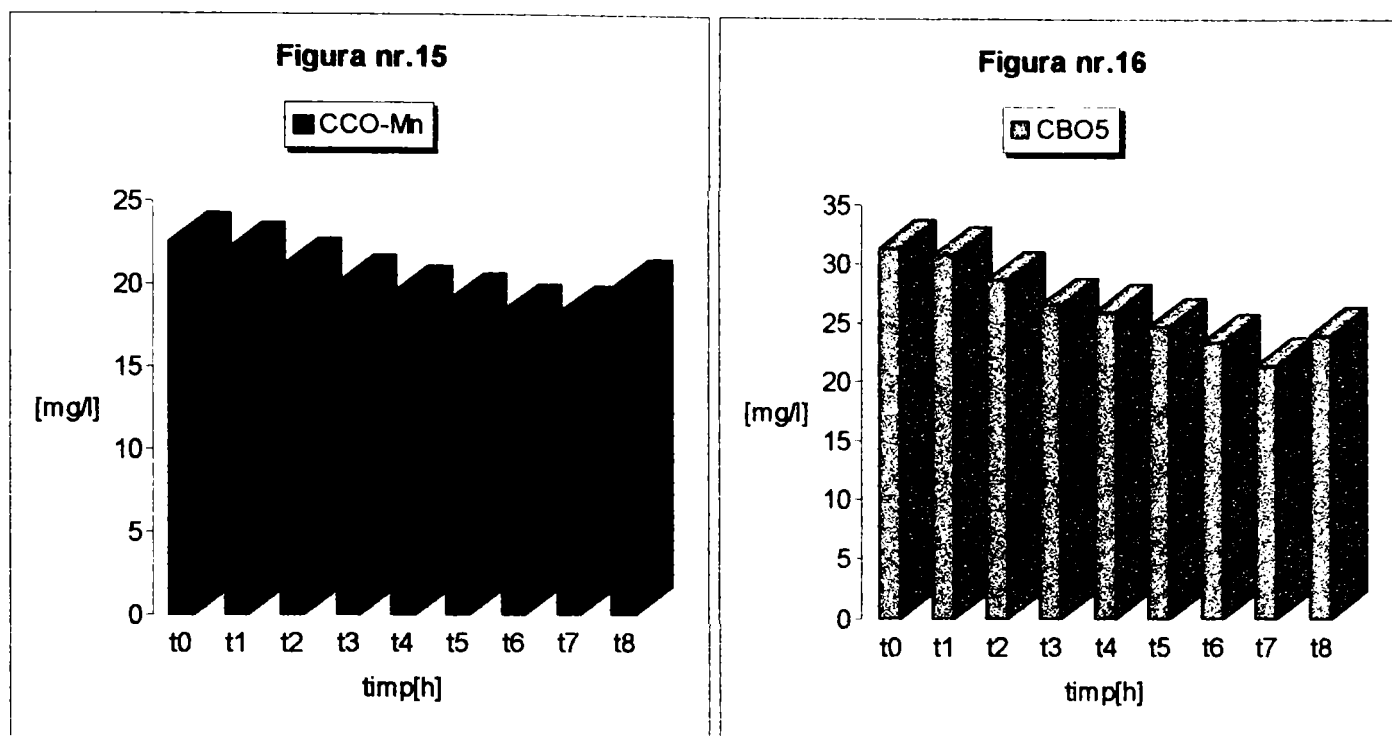
I.c. Viteza de filtrare $v = 10\text{m/h}$

S-au efectuat mai multe analize la diferite intervale de timp. Indicatorii urmăriți sunt CCO-Mn; CBO₅; turbiditate; NO₃; NO₂; NH₄; și PO₄. Rezultatele obținute sunt redade în tabelul nr. 1.8

Tabel nr. 1.8

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	22,52	31,4	44	1,92	1,87	8,45	4
0,5 (t ₁)	22	30,8	42	1,9	1,84	8,4	3,9
1,5 (t ₂)	20,95	38,7	44	2	1,82	8,4	3,6
3,5 (t ₃)	20,03	26,5	37	1,35	1,59	8	4
8,5 (t ₄)	19,35	26	35	1,31	1,52	10	3,7
14,5 (t ₅)	18,91	24,8	35	0,58	1,09	10,8	3,5
20,5 (t ₆)	18,32	23,4	35	0,84	0,54	12	3,4
26,5 (t ₇)	18,21	21,4	34,5	0,84	0,53	12,7	3,4
32 (t ₈)	19,81	24	38	1,12	0,56	13,2	3,9

Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr. 15; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 16.



În fig. nr. 17 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp.

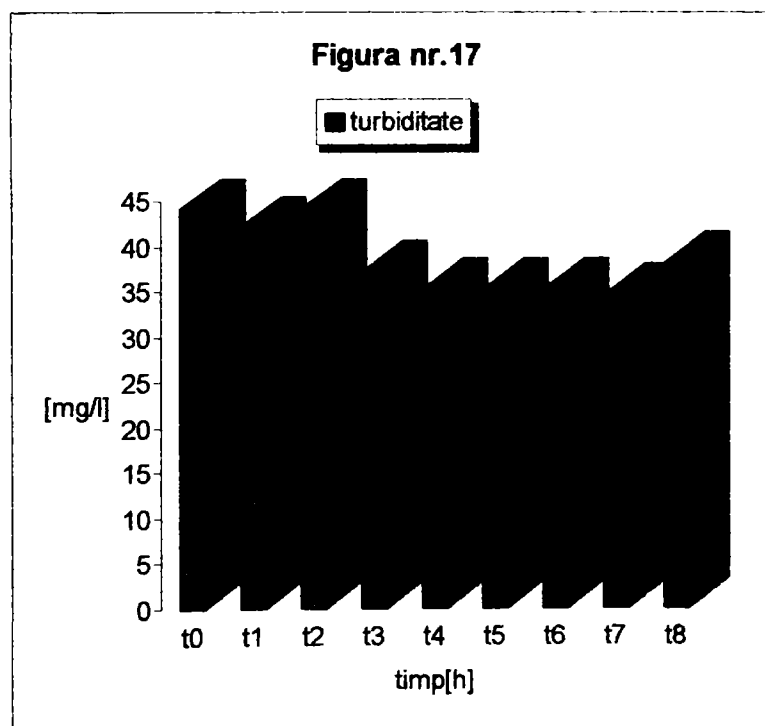
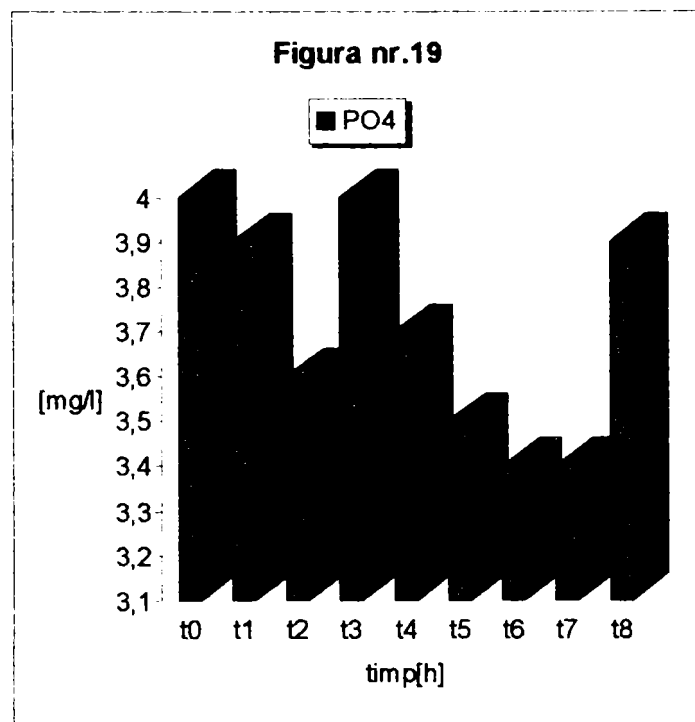
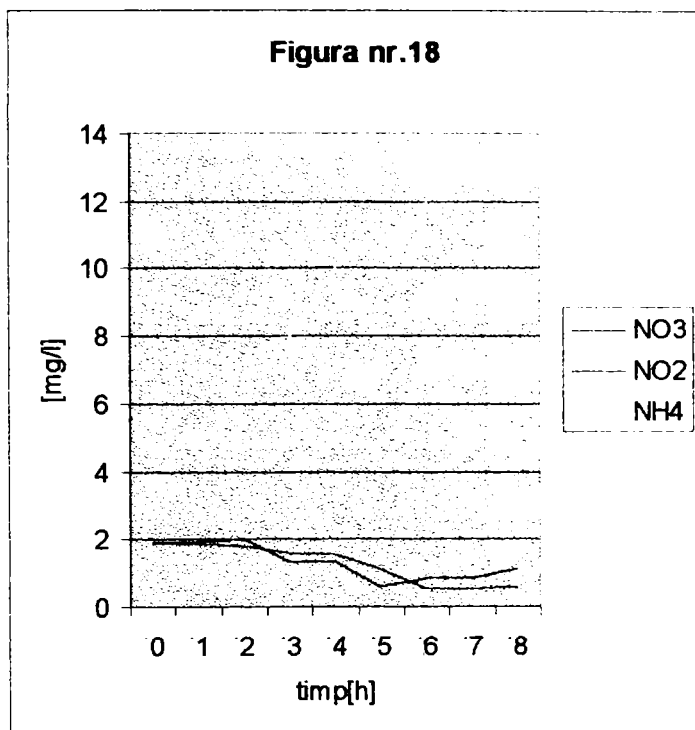


Fig. nr. 18 ne arată variația grafică a indicatorilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp.

Reprezentarea grafică a indicatorului PO_4 în funcție de timp este redată în fig. nr. 19.

Din analiza tabelului nr. 1.7 și a figurilor 15-19 se remarcă faptul că odată cu creșterea vitezei de filtrare scade eficiența reținerii poluanților. Timpul până când filtrul se colmatează este mai mare decât la vitezele cercetate anterior.



CAZUL II:

Nisipul are o granulometrie cuprinsă în intervalul 1- 3mm.

II.a. Viteza de filtrare $v = 2\text{m/h}$.

Indicatorii urmăriți sunt: CCO-Mn; CBO₅; turbiditate; NO₃; NO₂; NH₄ și PO₄.

S-au prelevat mai multe probe într-un interval de timp, iar rezultatele analizelor efectuate sunt redată în tabelul nr. 1.9.

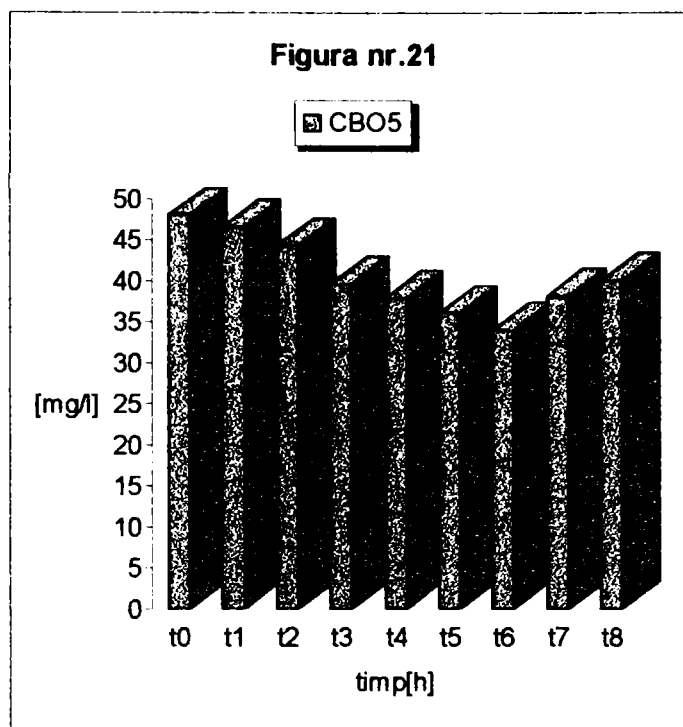
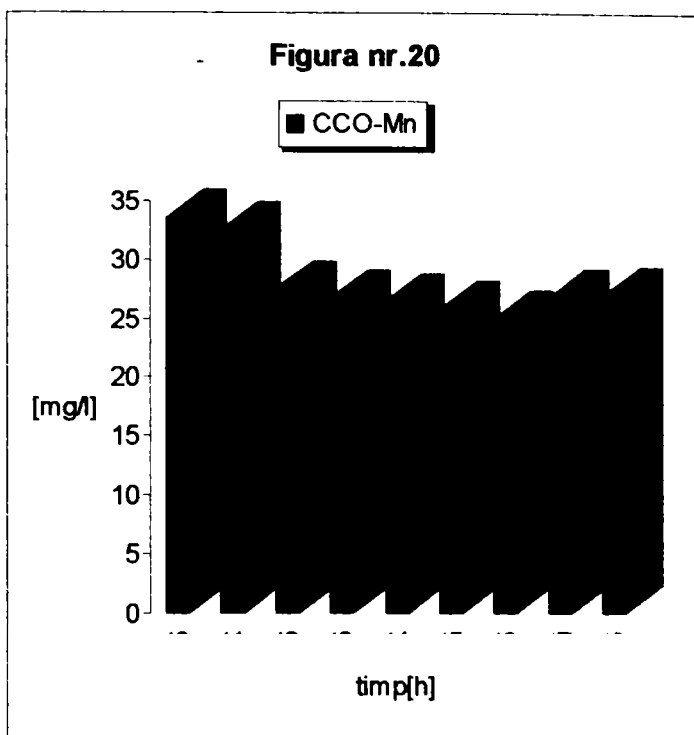
Tabel nr.1.9

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	33,5	48	72	6	0,8	8,8	5
0,5 (t ₁)	32,4	46,5	69	5,6	0,79	7,2	4,7
5 (t ₂)	27,5	44,3	65	5,7	0,74	7,8	4,3
10 (t ₃)	26,6	39,6	62	5,5	0,93	7,9	4,2
22 (t ₄)	26,4	37,9	54	4,6	0,69	8,4	4,1
27 (t ₅)	25,7	36	54	4	0,6	9	3,8
32 (t _f)	25	34	48	3,8	0,54	10,7	3,8
40 (t ₇)	26,8	38	56	3,7	0,54	11,1	4
45 (t ₈)	27	40	58	3,7	0,58	12,4	4,3

Din analiza tabelului nr.1.9 se observă că toți indicatorii în afară de NH₄ scad până la un anumit timp, iar apoi când se colmatează filtrul valoarea acestora începe să crească.

Creșterea indicatorului NH₄ indică derularea unor procese anaerobe, care se realizează prin consumul oxigenului din interiorul filtrului.

Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr. 20; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 21.



În fig. nr. 22 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp.

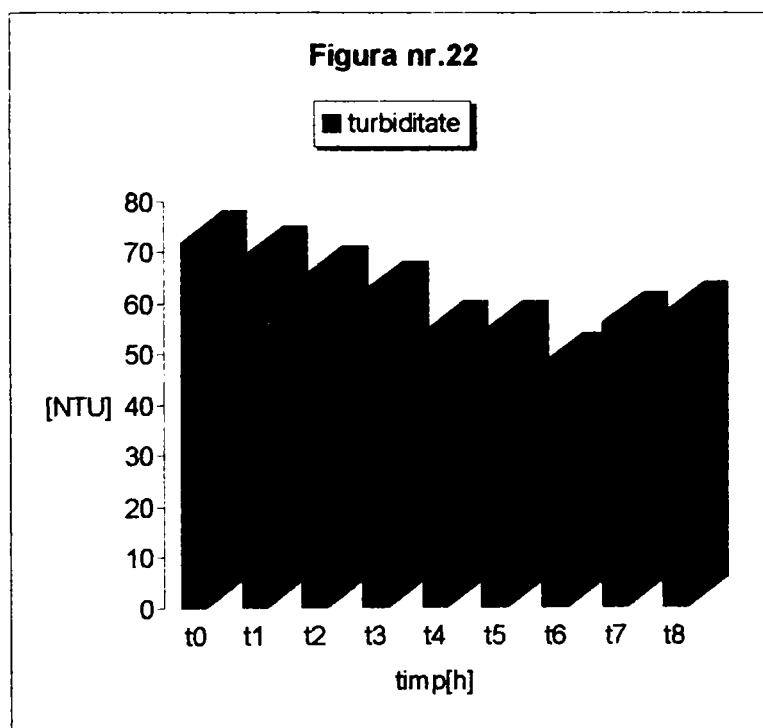
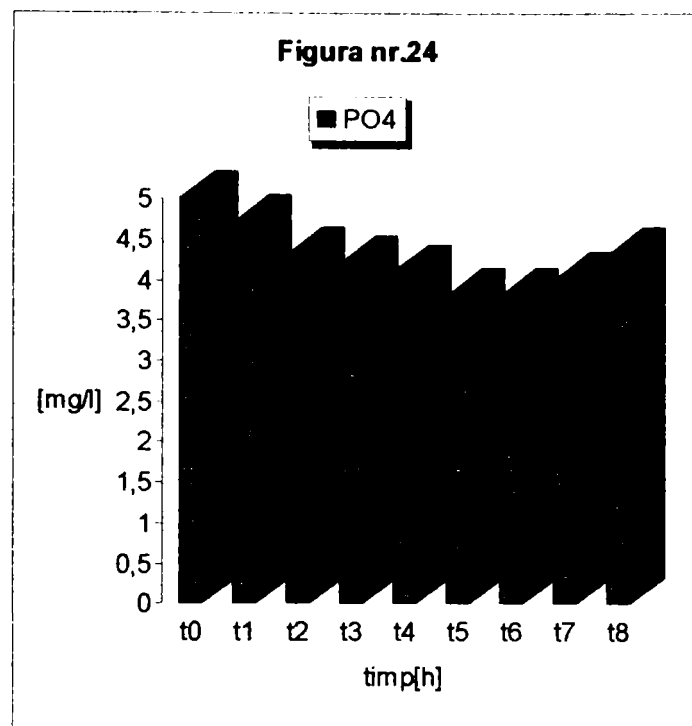
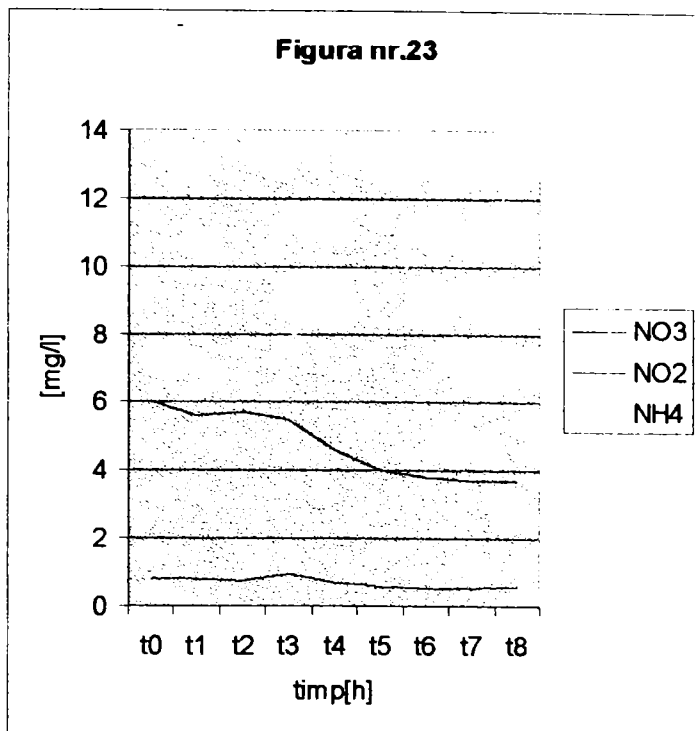


Fig. nr. 23 ne arată variația grafică a indicatoriilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp. Indicatorii NO_3 și NO_2 scad în timp, pe când indicatorul NH_4 crește (are loc o intensificare a proceselor de fermentare).

Reprezentarea grafică a indicatorului PO₄ în funcție de timp este redată în fig. nr. 24.

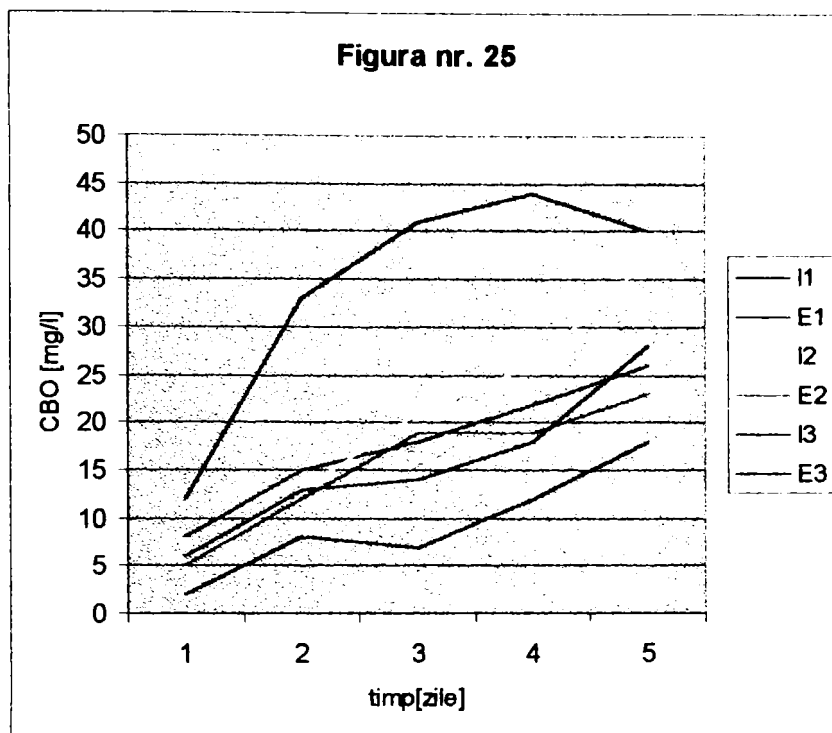


S-au mai efectuat trei analize de CBO₅ pentru apa de intrare în filtru (I) și pentru apa de ieșire din filtru (E) cu trusa OXITOP obținându-se următoarele rezultate:

Tabel nr.10

Proba	CBO ₁ [mg/l]	CBO ₂ [mg/l]	CBO ₃ [mg/l]	CBO ₄ [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]
I1	12	33	41	44	40
E1	8	15	18	22	26
I2	5	13	21	26	37
E2	5	12	19	19	23
I3	6	13	14	18	28
E3	2	8	7	12	18

Reprezentând grafic cele trei rezultate ale CBO-ului de la intrarea apei în filtru și cele trei rezultate de la ieșirea apei din filtru am obținut următorul grafic: (fig. nr.25)



II.b. Viteza de filtrare $v = 5\text{m/h}$.

Indicatorii urmăriți sunt: CCO-Mn; CBO₅; turbiditate; NO₃; NO₂; NH₄ și PO₄.

S-au prelevat mai multe probe într-un interval de timp, iar rezultatele analizelor efectuate sunt redate în tabelul nr. 1.11

Tabel nr.1.11

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	30,6	42	53	7,9	0,65	7,2	3
0,5 (t ₁)	30,2	41	48	6,2	0,53	7,2	3
5 (t ₂)	29	38	44	5,8	0,57	7,8	3,1
11 (t ₃)	27,3	36,5	38	5,5	0,48	8,5	3,1
22 (t ₄)	25,2	34,5	33	5,5	0,4	10	3
25 (t ₅)	22	30	27	5	0,4	12	3,5
28 (t ₆)	21,7	27,5	25	4,9	0,32	12,5	2,9
33 (t ₇)	20,7	26	24	4,5	0,36	13,1	2,8
42 (t ₈)	19,2	24	24	4	0,36	14	2,8
50 (t ₉)	21,6	29	27	4,7	0,4	16	2,9
52 (t ₁₀)	23,8	34	28	5	0,4	15	3,1

Figura nr.26

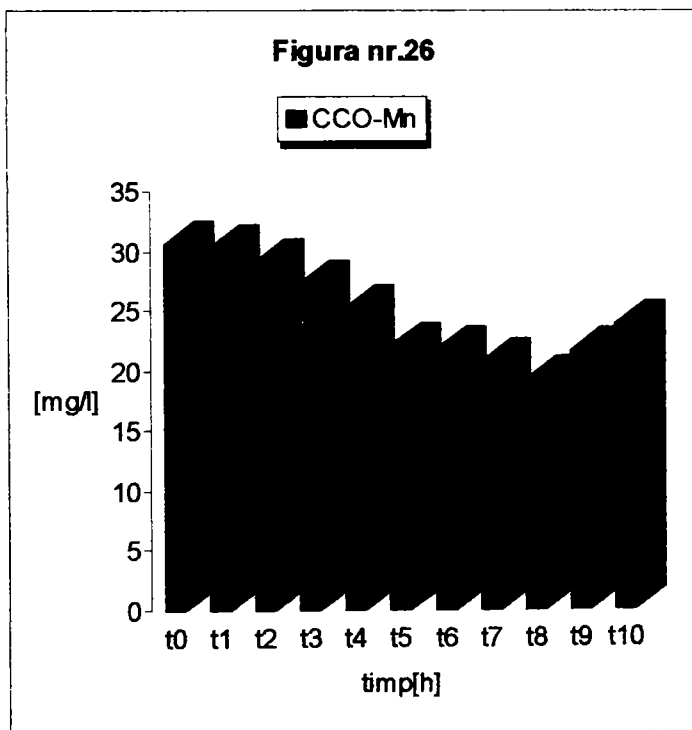
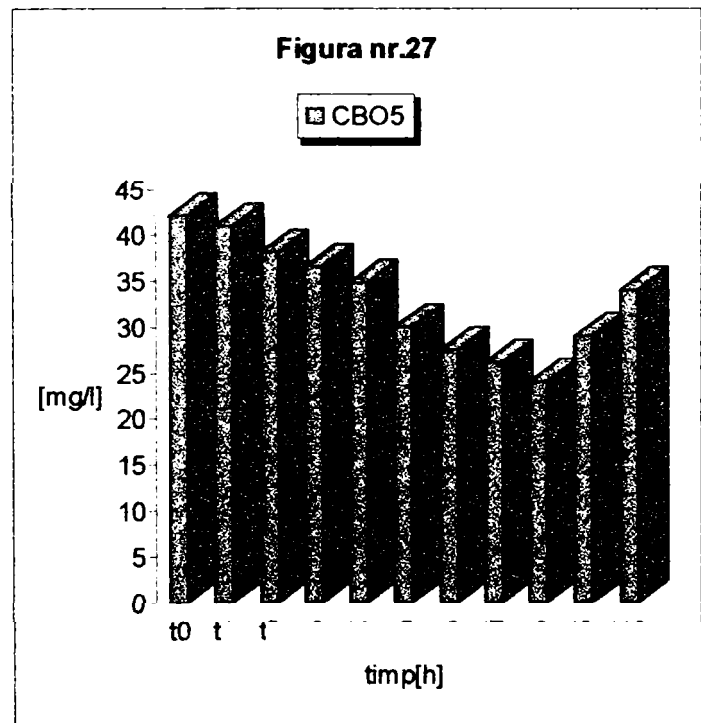


Figura nr.27



Reprezentarea grafică a indicatorilor analizați sunt redată în figurile 26,27,28,29 și 30.

Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr.26; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 27.

În fig. nr. 28 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp.

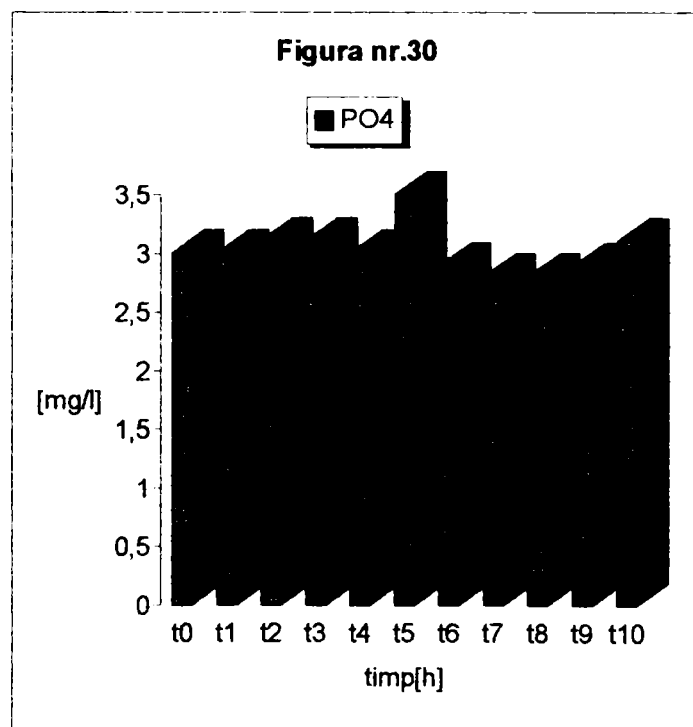
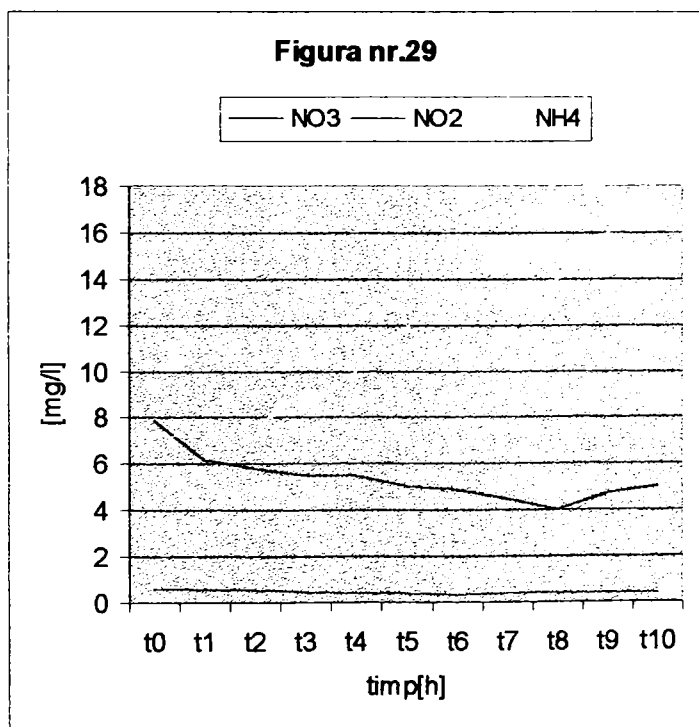
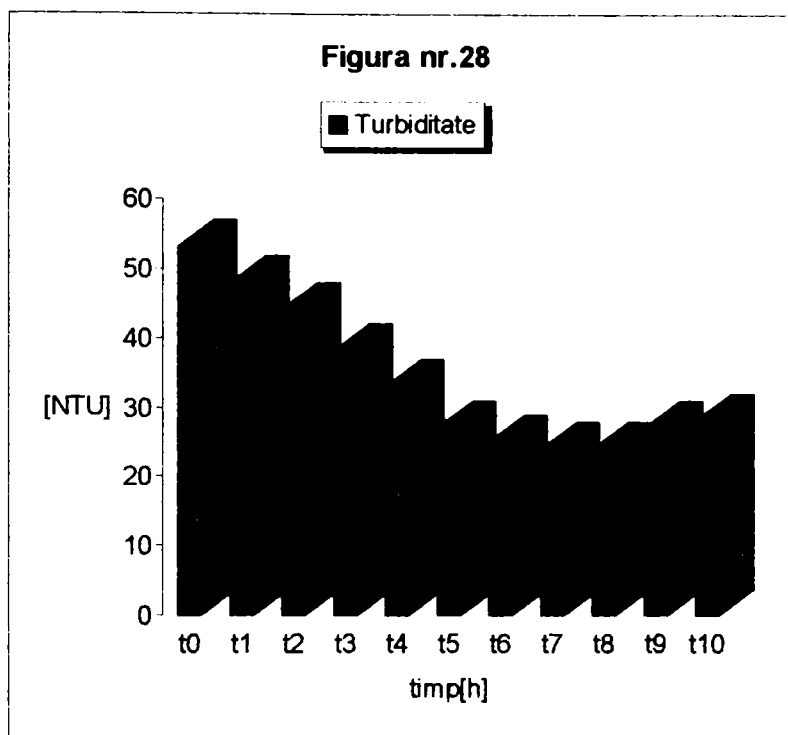


Fig. nr. 29 ne arată variația grafică a indicatorilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp.

Indicatorii NO_3 și NO_2 scad în timp, pe când indicatorul NH_4 crește (are loc o intensificare a proceselor anaerobe).

Reprezentarea grafică a indicatorului PO_4 în funcție de timp este redată în fig. nr. 30.

Din analiza tabelului nr.1.11 reiese că toți indicatorii scad până la un anumit timp, pentru ca apoi aceștia să crească când începe colmatarea filtrului.

La această viteză de $v=5\text{m/h}$ s-au efectuat analizele de CBO_5 cu ajutorul trusei OXI TOP. Valorile acestui indicator sunt redate în tabelul nr.1.12 ținând cont de valoarea obținută în fiecare zi prin citirea afișajului sondei de CBO_5 .

Tabel nr.12

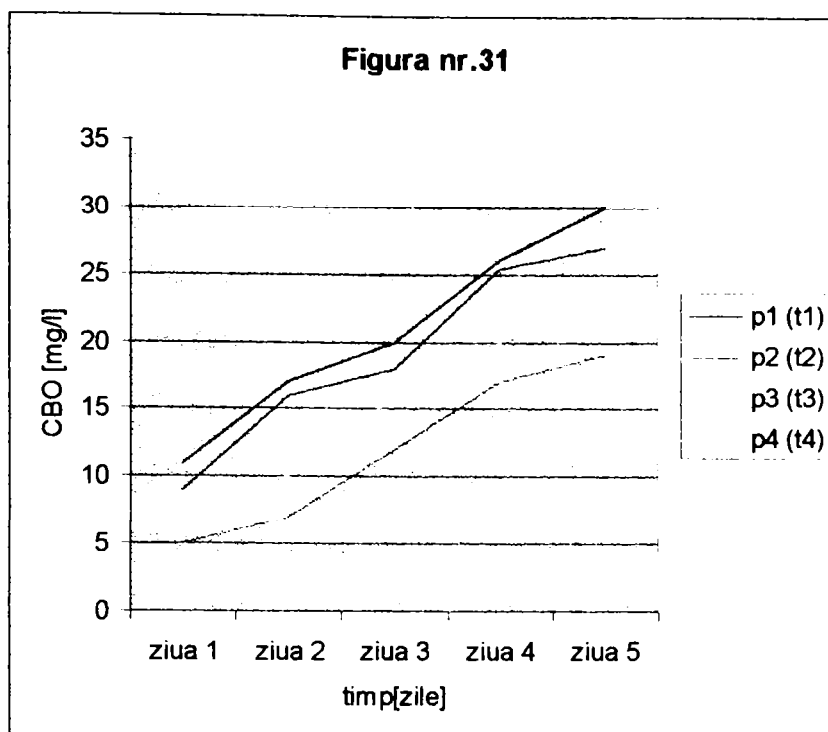
Proba	ziua 1	ziua 2	ziua 3	ziua 4	ziua 5
$p_1 (t_1)$	11	17	20	26	30
$p_2 (t_2)$	9	16	18	25,3	27
$p_3 (t_3)$	8	10	16	20	23,5
$p_4 (t_4)$	5	7	12	17	19

Observație; Probele p_1 , p_2 , p_3 , p_4 , reprezintă probele cu apă de analizat recoltate la începutul funcționării filtrului; apoi după 5h; 25h și 42h.

Reprezentarea grafică a consumurilor biochimice de oxigen în funcție de zile este reprezentată în fig.nr.31.

Pentru această viteză s-au efectuat analize bacteriologice la probele de apă de la intrarea și de la ieșirea din filtru.

Rezultatele obținute sunt redate în tabelul nr. 1.13.



Tabel nr. 1.13

	Intrare	Ieșire
Nr. total de germeni	420.000/cm ³	12.500/cm ³
mezofili aerobi		
Coliformi totali	10.240/l	3.500/l

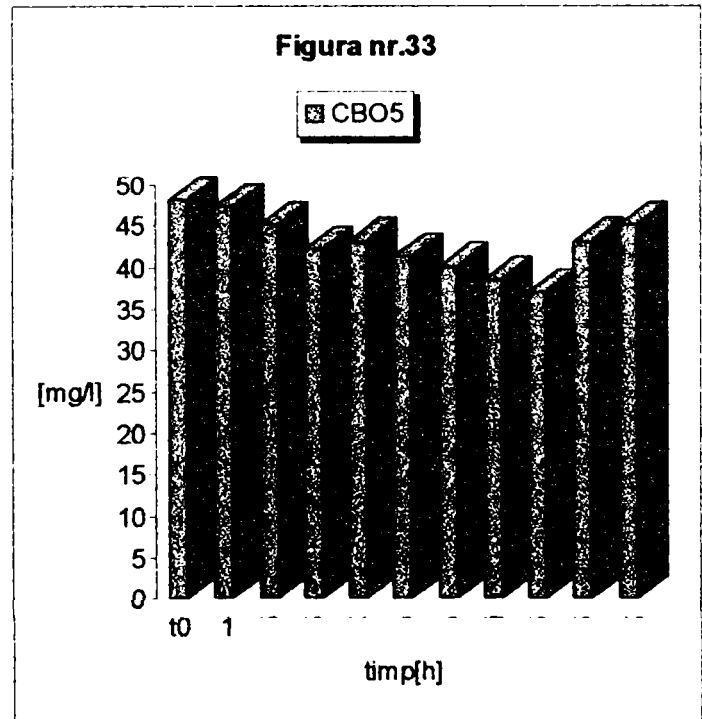
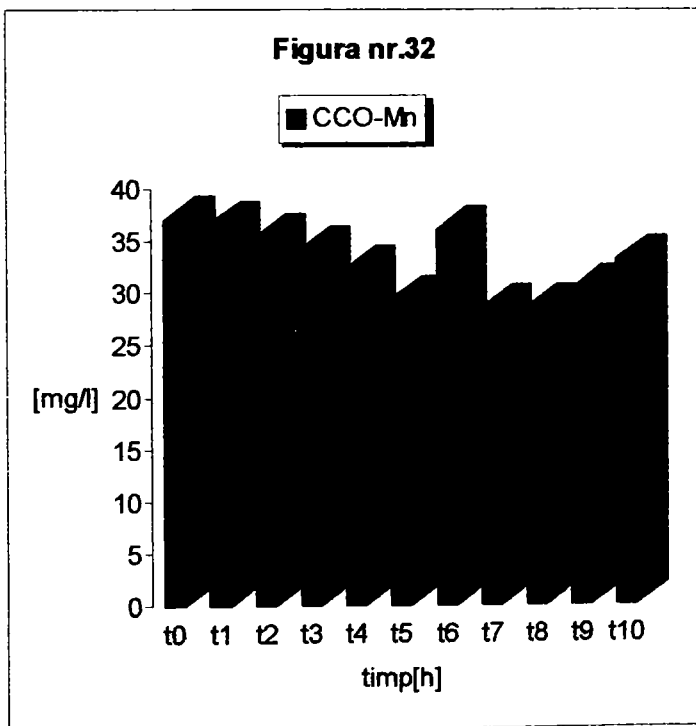
Și la această granulometrie se poate observa că încărcarea microbiană scade semnificativ la ieșirea din filtru față de valoarea de la intrarea din filtru, după parcurgerea stratului filtrant.

II.c. Viteza de filtrare $v = 10\text{m/h}$.

La această viteză s-au prelevat mai multe probe în timp și s-au analizat indicatorii propuși. Rezultatele analizelor efectuate sunt redate în tabelul nr. 1.14.

Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr. 32; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 33.

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	37	48	42	8,3	0,6	9,6	3,8
0,5 (t ₁)	36,5	47,2	36	8,1	0,6	9,6	3,8
5 (t ₂)	35,3	45	37	7,5	0,52	9,4	3,7
11 (t ₃)	34,1	42	36	7,3	0,6	9,1	3,6
20 (t ₄)	32,3	43	34	6,8	0,58	8,3	3,4
28 (t ₅)	29,4	41,2	34	6,6	0,57	8	3,3
32 (t ₆)	26	40	32	6,2	0,55	7,9	3,2
41 (t ₇)	28,5	38,4	31	6,2	0,5	7,9	3,15
50 (t ₈)	28,5	36,8	30	6,1	0,48	7,7	3
56 (t ₉)	30,3	43	34	6,1	0,49	9,7	3,1
64 (t ₁₀)	33,2	45	38	6,2	0,49	10	3,2



În fig. nr. 34 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp.

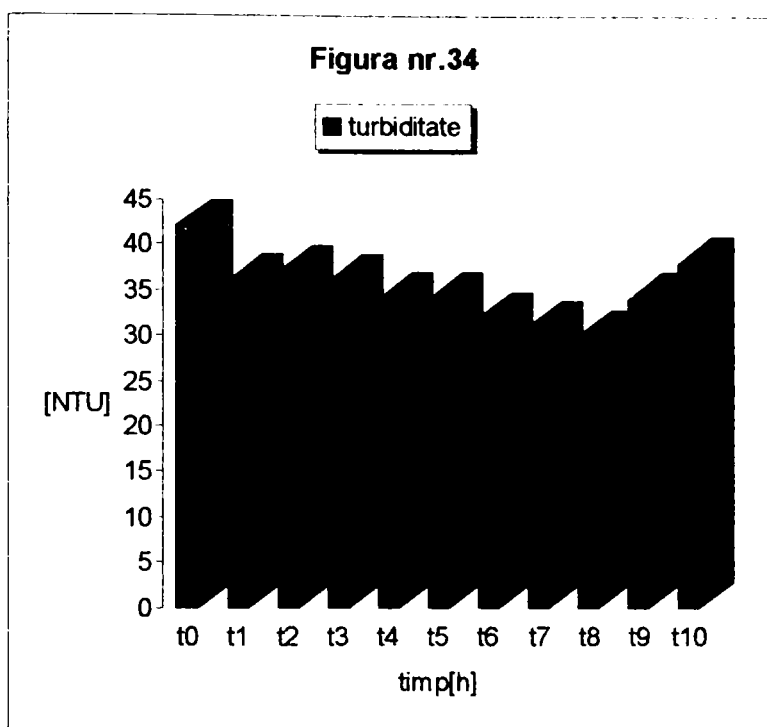
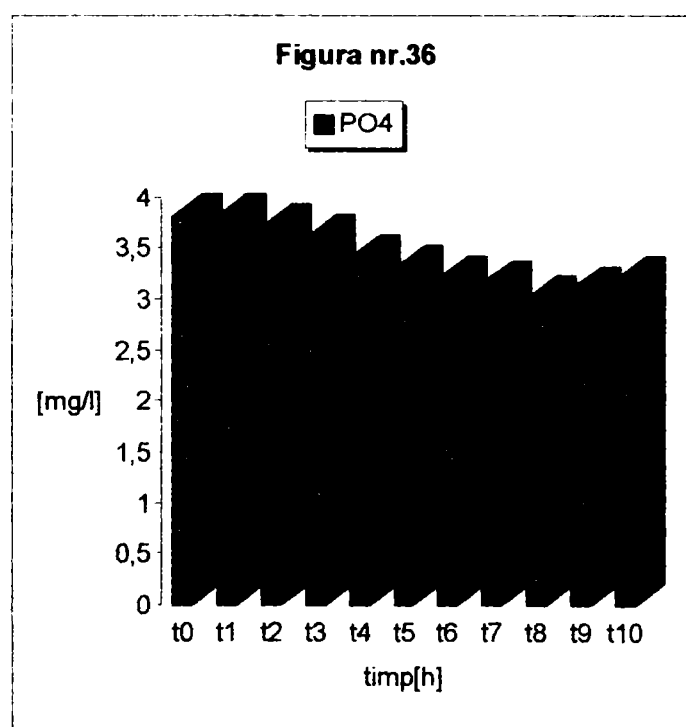
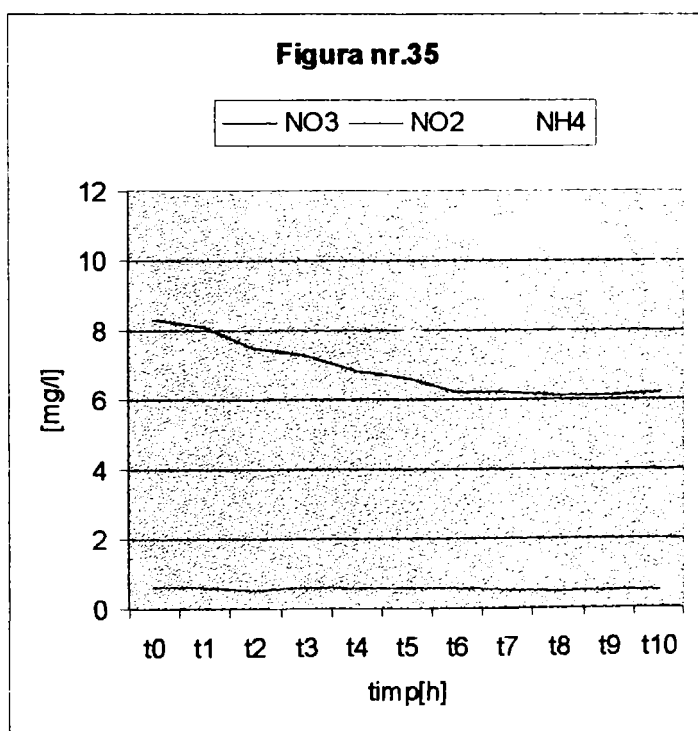


Fig. nr. 35 ne arată variația grafică a indicatorilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp. Reprezentarea grafică a indicatorului PO_4 în funcție de timp este redată în fig. nr. 36. Timpul de colmatare la această viteză este mai mare decât la celelalte viteze.



CAZUL III:

Nisipul are o granulometrie cuprinsă în intervalul 3-5mm.

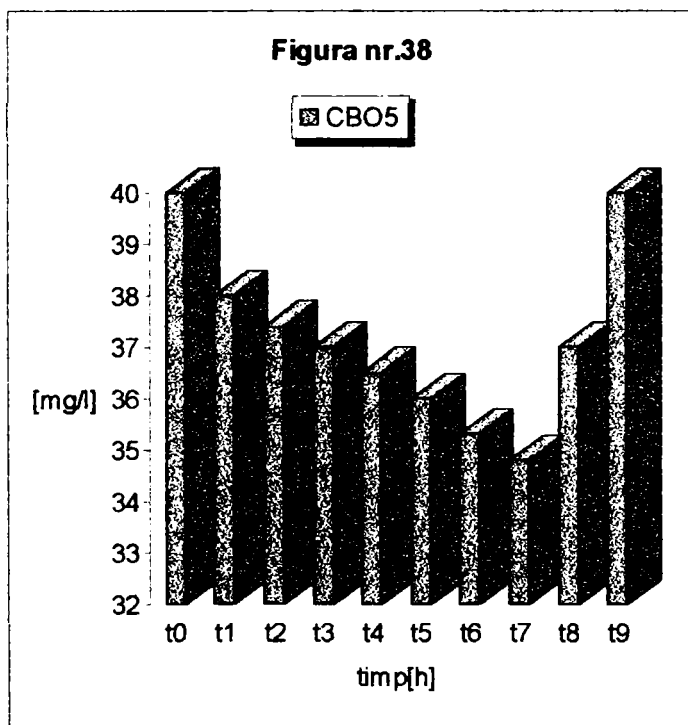
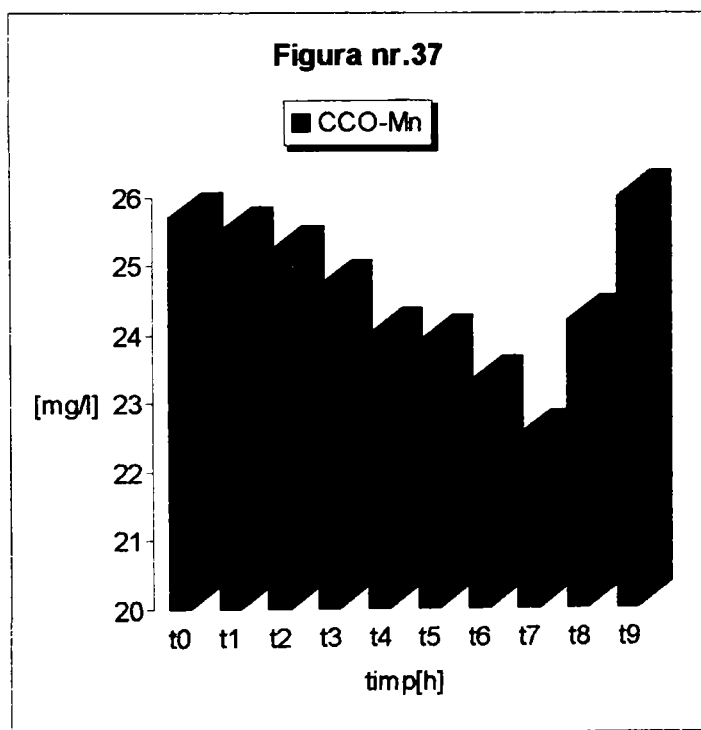
III.a. Viteza de filtrare $v = 2\text{m/h}$.

Indicatorii urmăriți sunt: CCO-Mn; CBO₅; turbiditate; NO₃; NO₂; NH₄ și PO₄.

S-au prelevat mai multe probe într-un interval de timp, iar rezultatele analizelor efectuate sunt redată în tabelul nr. 1.14.

Tabel nr.1.14

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	25,7	40	79	2,3	1,1	9,4	4,3
0,5 (t ₁)	25,5	38	79	2,3	1,11	9,4	4,25
5 (t ₂)	25,2	37,4	74	2,25	1,09	10,2	4,3
10 (t ₃)	24,7	37	76	2,2	1,02	10,3	4
20 (t ₄)	24	36,5	75	2,2	1,02	10,5	4
30 (t ₅)	23,9	36	74	2,18	0,98	10,8	3,95
40 (t ₆)	23,3	35,3	72	2,1	0,98	11	3,9
55 (t ₇)	22,5	34,8	70	2,01	0,98	11,2	3,83
65 (t ₈)	24,2	37	74	2,1	0,99	11,3	3,85
70 (t ₉)	26	40	74	2,1	0,99	11	3,9



Reprezentarea grafică a indicatoriilor analizați sunt redate în figurile nr.37; 38; 39; 40 și 41.

Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr. 37; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 38.

În fig. nr. 39 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp.

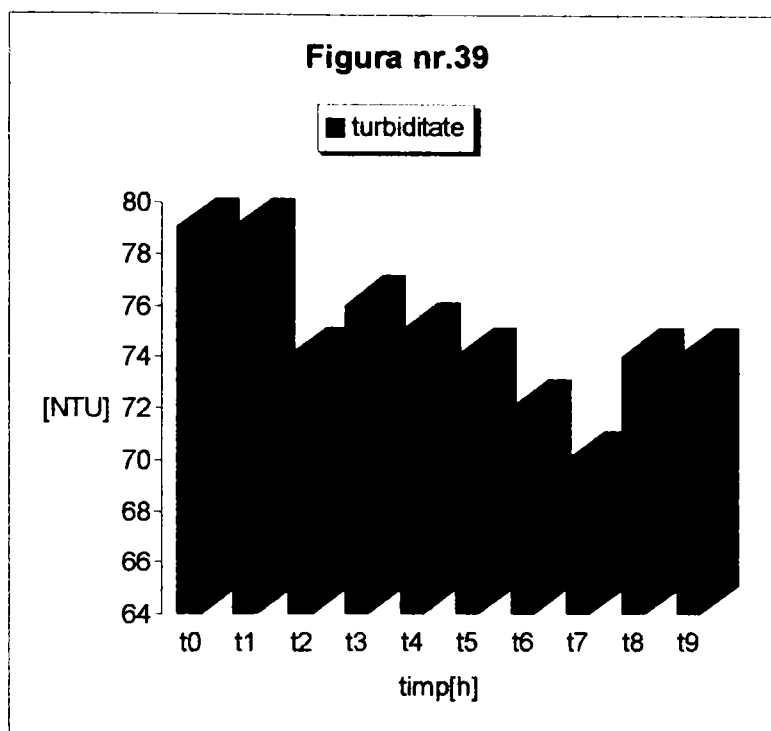
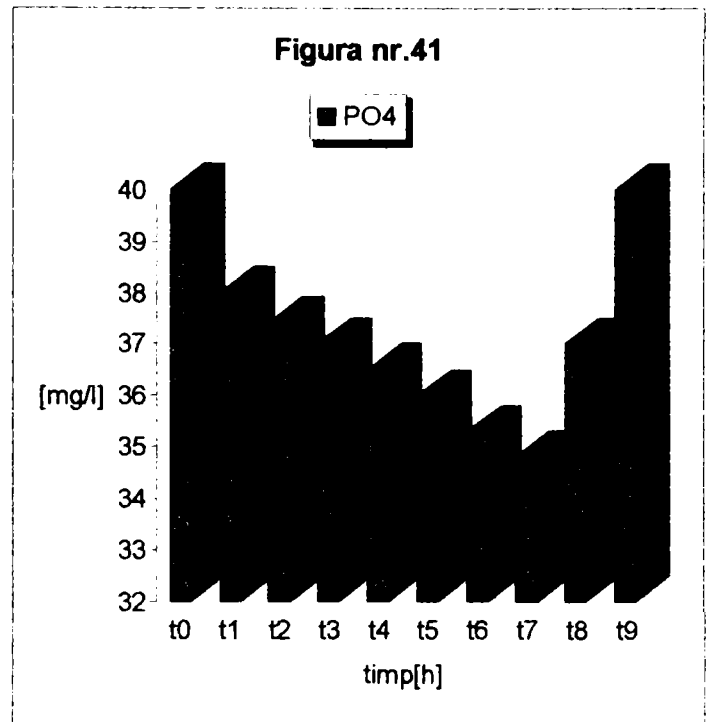
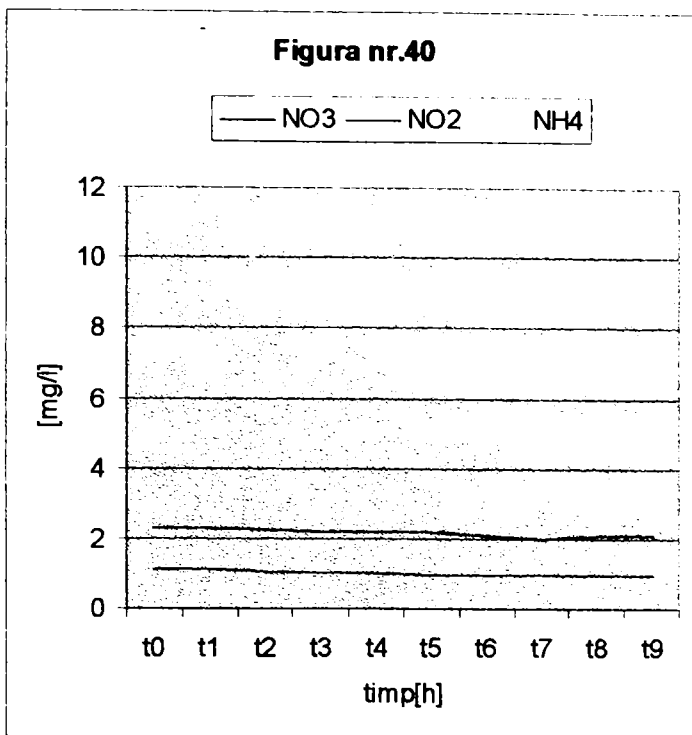


Fig. nr. 40 ne arată variația grafică a indicatoriilor NO₃, NO₂, NH₄ în funcție de timp.

Se observă o scădere a parametrilor NO₂ și NO₃. Acest lucru se poate explica prin transformările chimice care au loc și reținerea pe stratul filtrant a produșilor de reacție.

Indicatorul NH₄ are o creștere în timpul procesului de filtrare datorită faptului că începe un proces anaerob în interiorul filtrului.

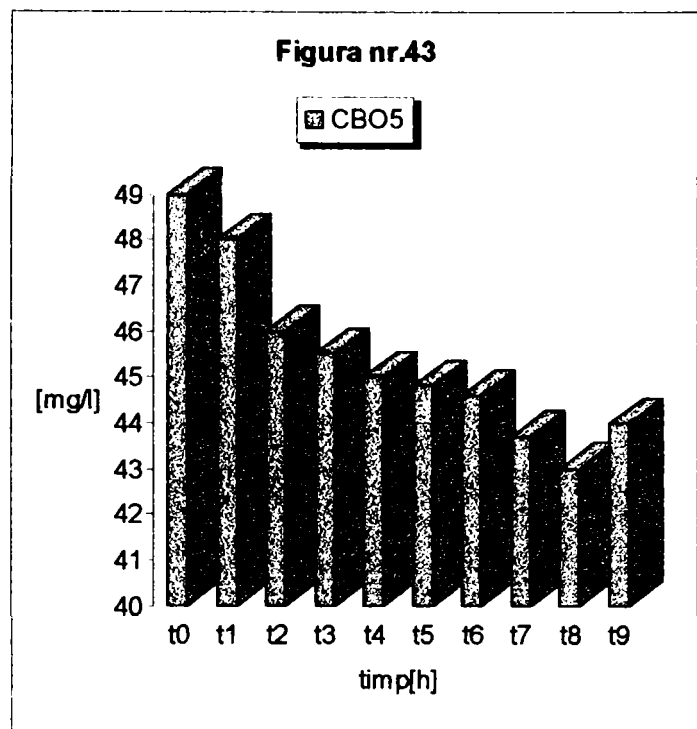
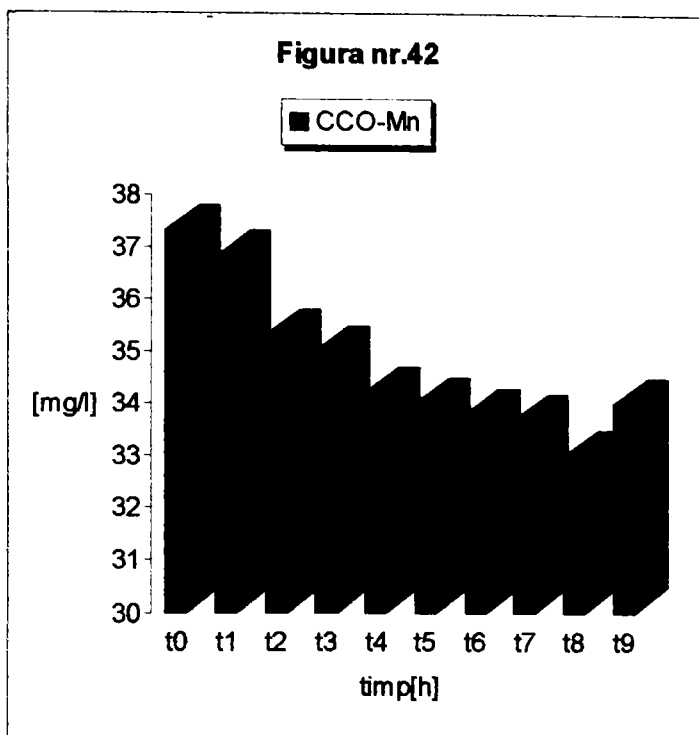
Reprezentarea grafică a indicatorului PO₄ în funcție de timp este redată în fig. nr. 41



III.b. Viteza de filtrare $v = 5\text{m/h}$.

Tabel nr.1.15

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	37,3	49	56	8,3	0,5	7,8	4,4
0,5 (t ₁)	36,8	48	56	8,3	0,5	7,9	4,4
5 (t ₂)	35,3	46	58	8,2	0,48	8,3	4,35
10 (t ₃)	35	45,5	56	8,1	0,47	8,7	4,2
20 (t ₄)	34,2	45	55	8	0,5	9,3	4,18
30 (t ₅)	34	44,8	53	8	0,46	9,6	4,03
40 (t ₆)	33,8	44,6	53	7,9	0,43	10,1	4,1
50 (t ₇)	33,7	43,7	51	7,5	0,43	10	4,07
60 (t ₈)	33	43	50	7,5	0,42	10,4	4
70 (t ₉)	34	44	55	7,6	0,43	11	4,1



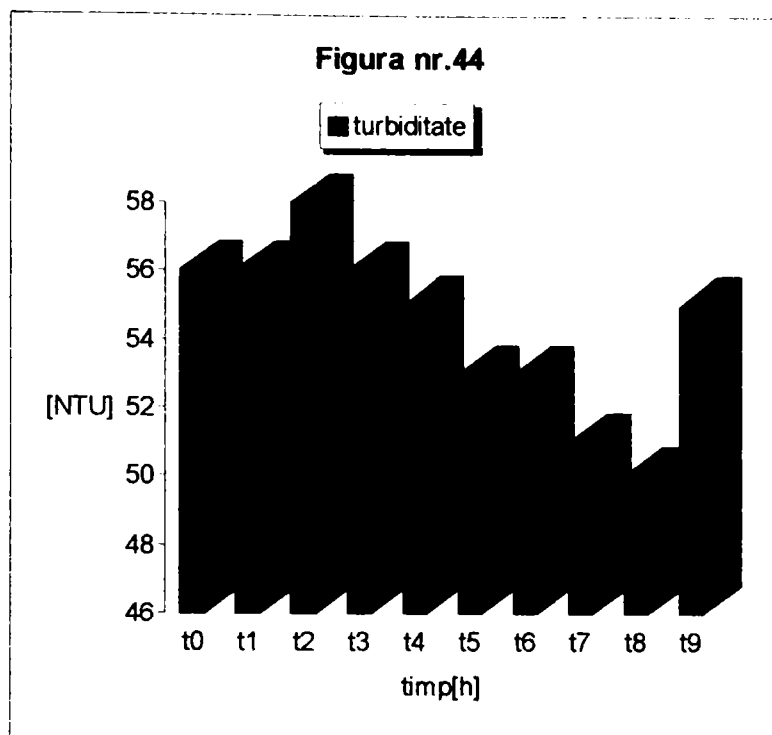
Indicatorii urmăriți sunt: CCO-Mn; CBO₅; turbiditate; NO₃; NO₂; NH₄ și PO₄.

La această viteză s-au luat mai multe probe în timp și s-au analizat indicatorii propuși.

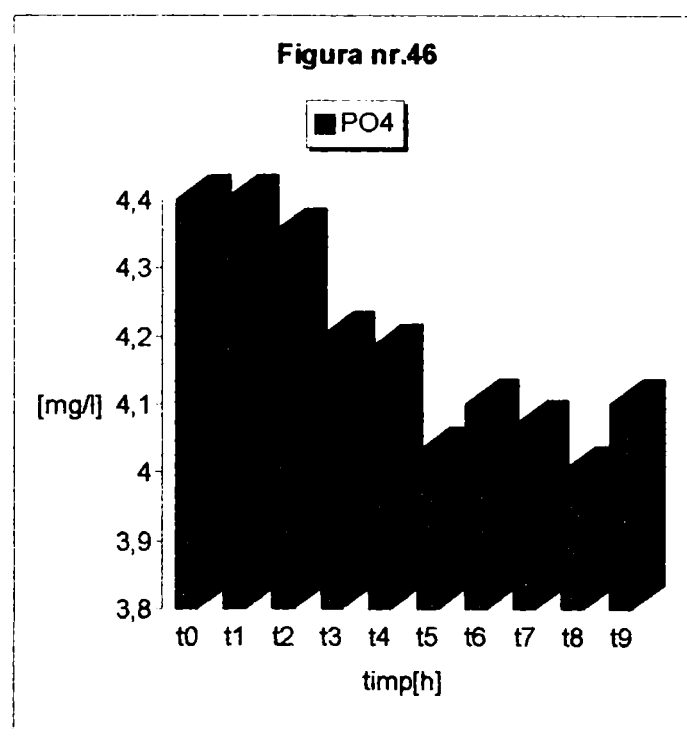
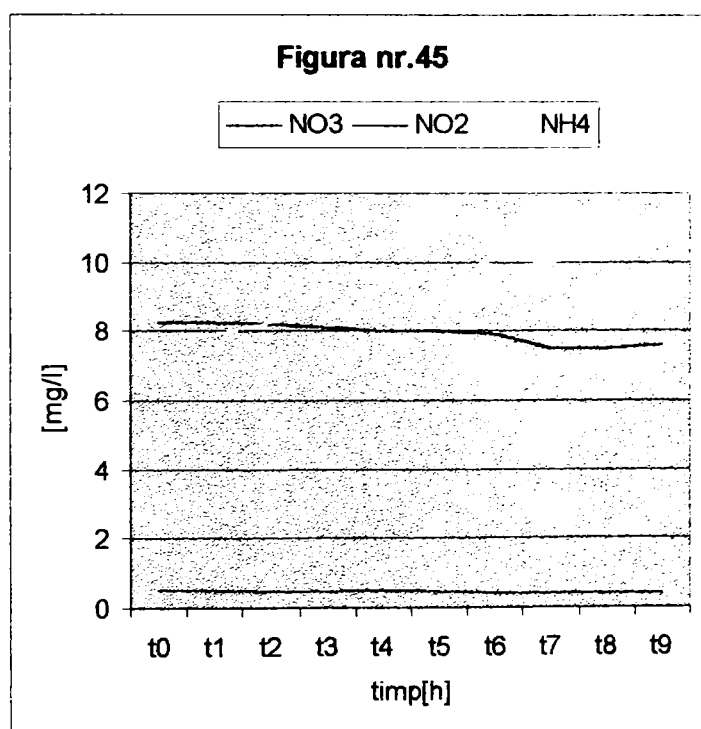
Rezultatele sunt redată în tabelul nr. 1.15.

Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr.42; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 43.

În fig. nr. 44 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp.



Reprezentarea grafică a indicatorilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp este redată în fig. nr.45, iar a indicatorului PO_4 în funcție de timp este redată în fig. nr. 46.



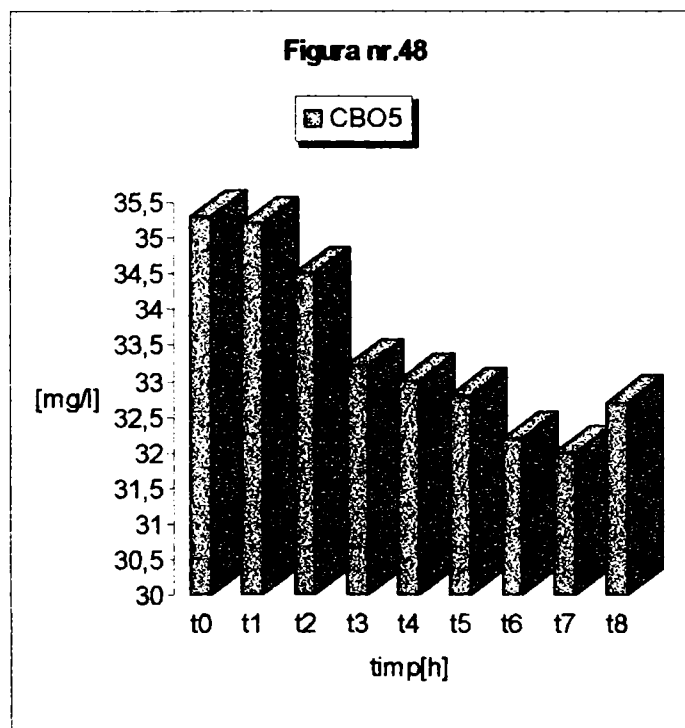
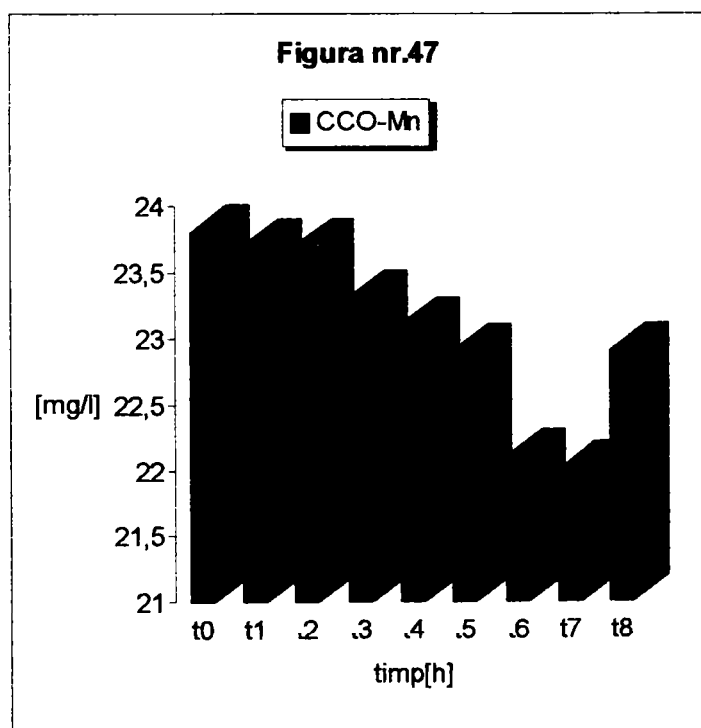
III.c. Viteza de filtrare $v = 10\text{m/h}$.

S-au prelevat mai multe probe într-un interval de timp și s-au făcut analizele pentru următorii indicatori: CCO-Mn; CBO_5 ; turbiditate; NO_3 ; NO_2 ; NH_4 și PO_4 .

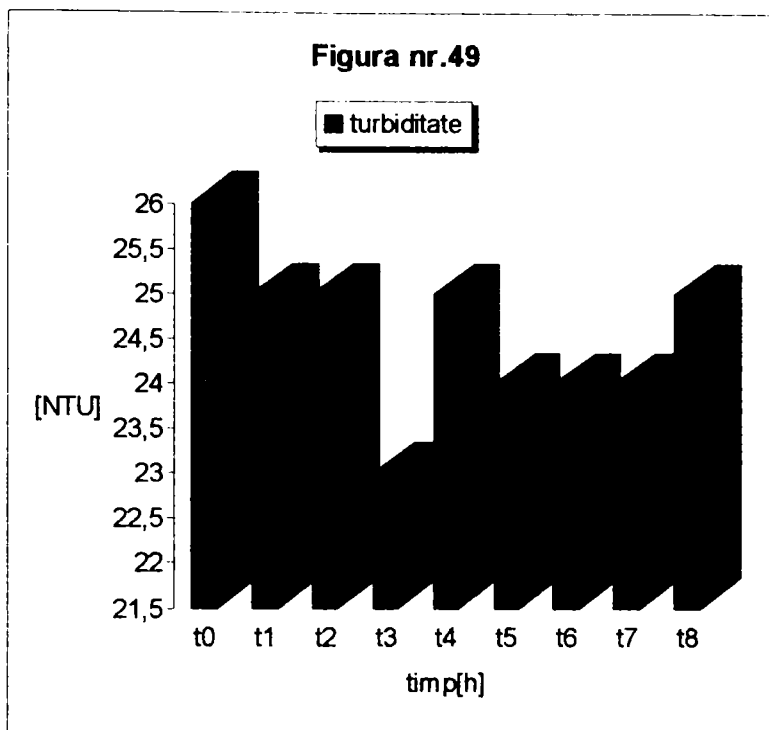
Rezultatele obținute sunt redată în tabelul nr. 1.16

Tabel nr.1.16

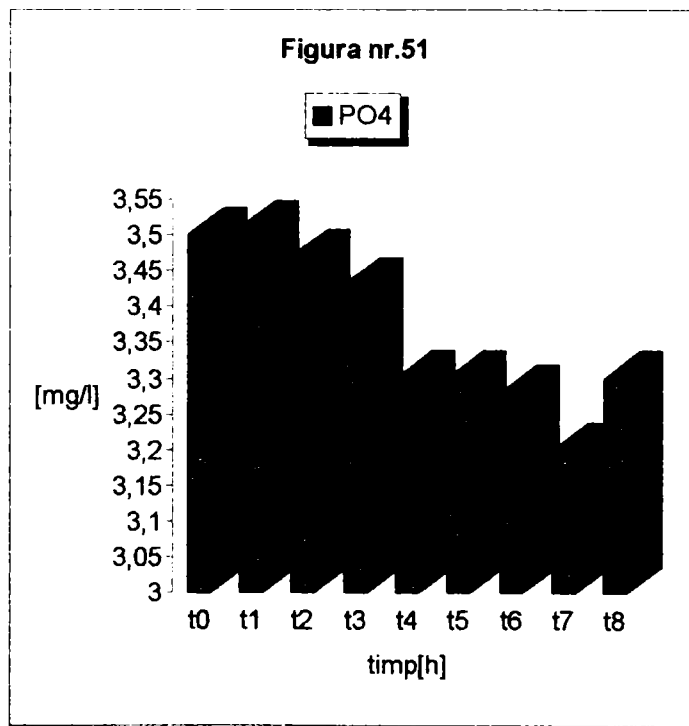
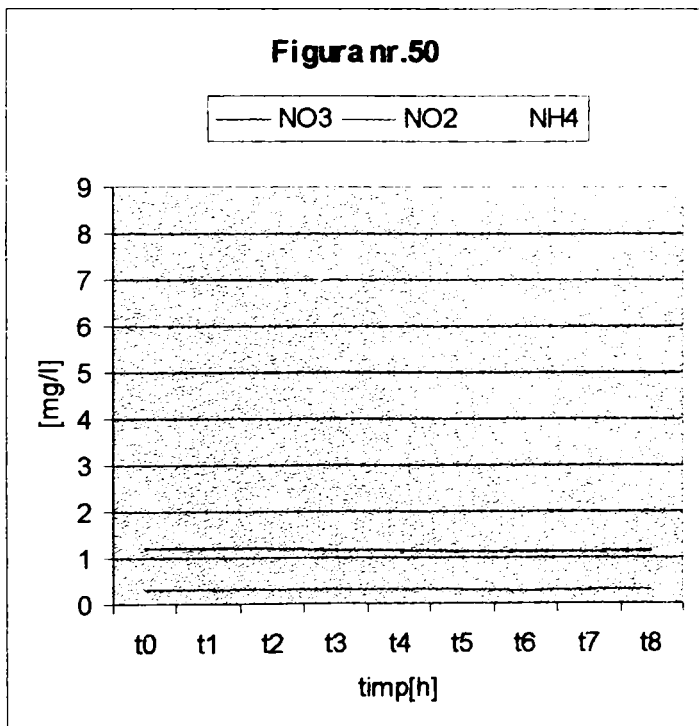
t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO_5 [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO_3 [mg/l]	NO_2 [mg/l]	NH_4 [mg/l]	PO_4 [mg/l]
0 (t_0)	23,8	35,3	26	1,2	0,32	6,4	3,5
0,5 (t_1)	23,7	35,2	25	1,21	0,32	6,6	3,51
5 (t_2)	23,7	34,5	25	1,19	0,32	6,6	3,47
10 (t_3)	23,3	33,2	23	1,16	0,3	7,1	3,43
20 (t_4)	23,1	33	25	1,16	0,3	7,4	3,3
40 (t_5)	22,9	32,8	24	1,13	0,3	7,5	3,3
60 (t_6)	22,1	32,2	24	1,12	0,28	7,8	3,28
70 (t_7)	22	32	24	1,1	0,3	7,9	3,2
80 (t_8)	22,9	32,7	25	1,16	0,3	7,9	3,3



Reprezentările grafice ale indicatorilor analizați sunt redată în figurile nr.47; 48; 49; 50 și 51. În fig. nr.47 avem variația indicatorului CCO-Mn în funcție de timp, iar în fig. nr.48 a indicatorului CBO_5 în funcție de timp.Reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp este redată în fig. nr.49.



Reprezentarea grafică a indicatoriilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp este reprezentată în fig. nr.50, iar a indicatorului PO_4 în funcție de timp este redată în fig. nr. 51.



6.2.FILTRARE DESCENDENTĂ

CAZUL I

Nisipul are o granulometrie cuprinsă în intervalul 1-3 mm

I.a Viteza de filtrare $v = 5\text{m/h}$

La această viteză s-au luat mai multe probe în timp și s-au analizat indicatorii propuși.

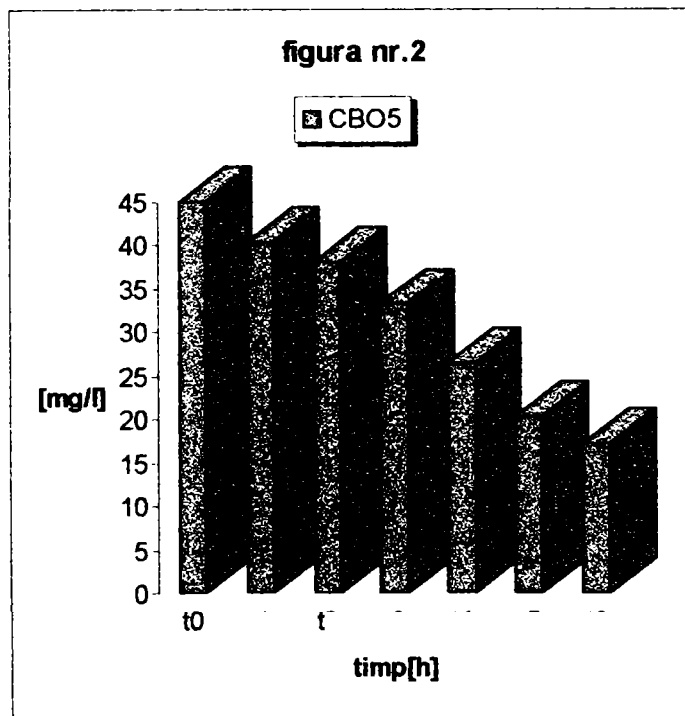
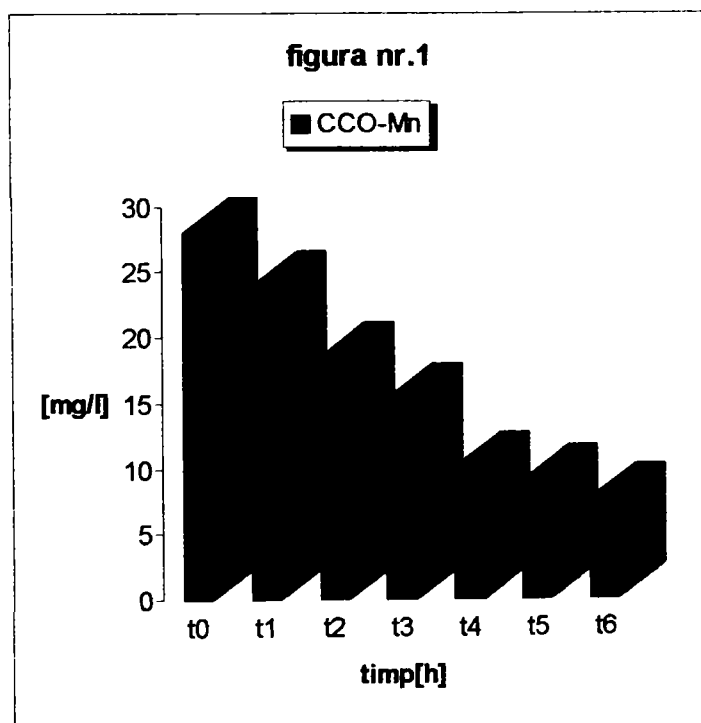
Rezultatele obținute sunt cuprinse în tabelul următor (tabel nr.2.1)

Tabel nr.2.1

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	27,92	45	110	3,2	0,4	11	4,9
0,30 (t ₁)	23,86	40,3	96	3,2	0,4	10,8	4,7
2 (t ₂)	18,43	38	75	3,5	0,41	10,8	4,4
4(t ₃)	15,23	33,2	53	3,7	0,43	10	4,1
7 (t ₄)	10,01	26,4	49	4	0,42	9,6	4,3
10 (t ₅)	8,98	20,3	36	4,1	0,45	9,3	3,9
14 (t ₆)	7,59	17,2	18	4,3	0,48	8,8	3,8

Are loc un proces de denitrificare, filtrul fiind închis. În lipsă de oxigen NH₄ se transformă în NO₂ și NO₃, care cresc, dezvoltându-se bacteriile denitrificatoare.

Studiind tabelul nr. 1 se poate vedea că substanța organică reprezentată prin indicatorul CCO-Mn și CBO₅ (fig.nr.1 și fig. nr.2) scade în timp



În fig. nr. 3 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp. După cum se poate observa eficiența procesului de filtrare descendentă este mai mare decât în cazul filtrării ascendente, în aceleași condiții (granulometria nisipului, înălțimea stratului filtrant).

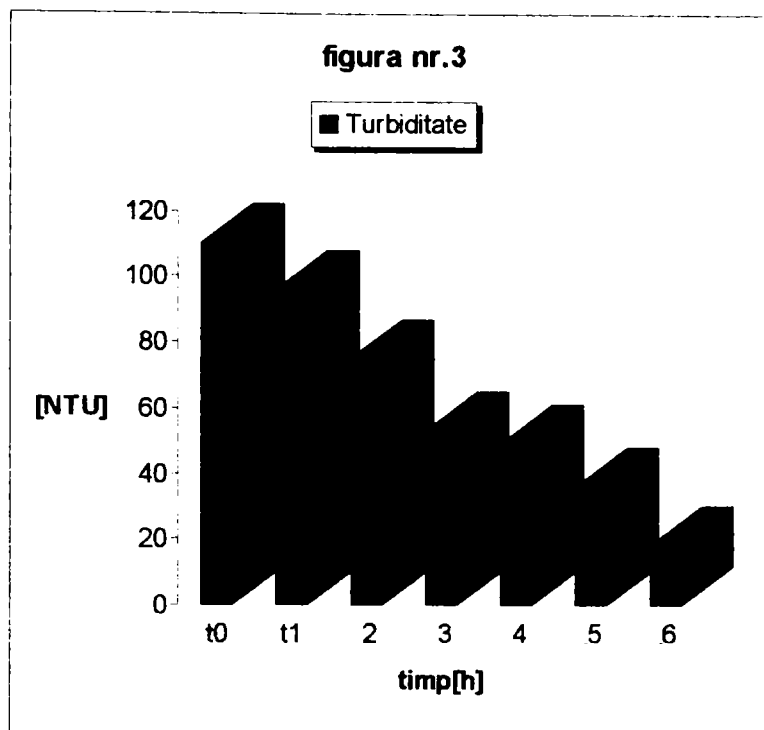
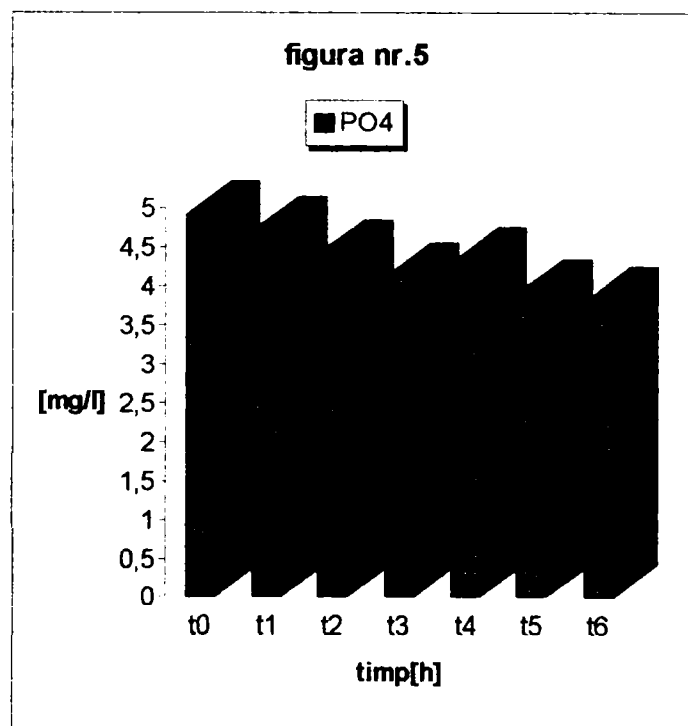
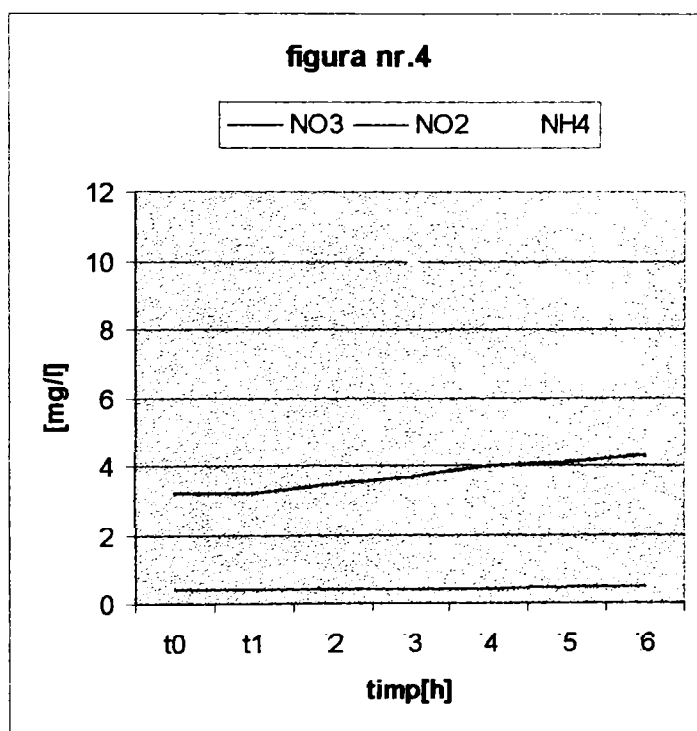


Fig. nr. 4 ne arată variația grafică a indicatorilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp. Reprezentarea grafică a indicatorului PO_4 în funcție de timp este redată în fig. nr.5.

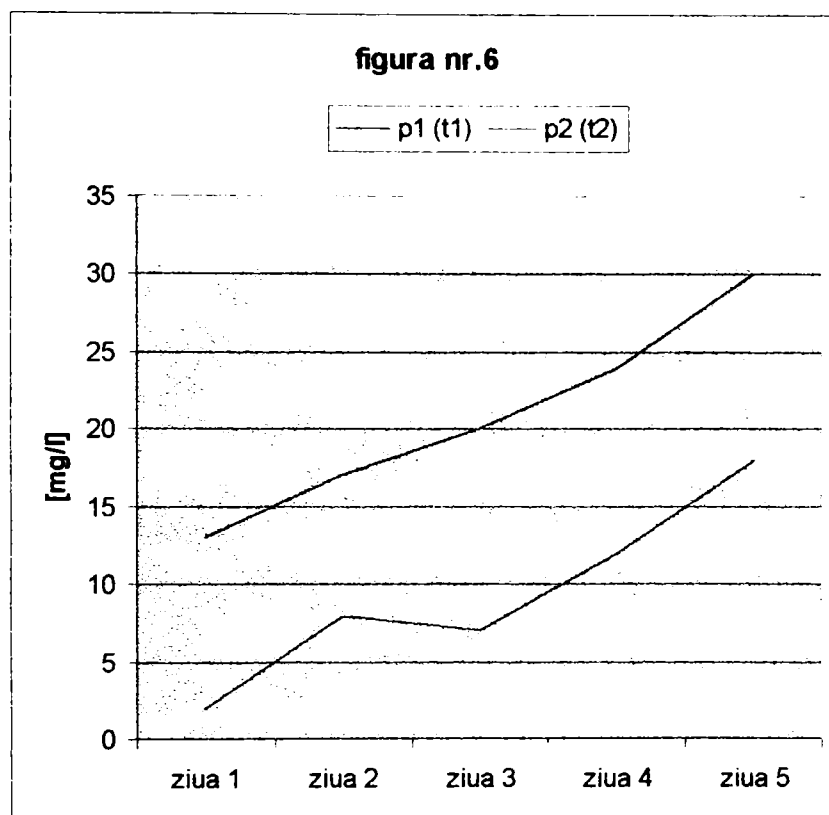


S-au efectuat analize pentru 2 probe de CBO_5 cu trusa OXITOP. Rezultatele sunt evidențiate în tabelul nr.2.2

Tabel nr.2.2

Proba	ziua 1	ziua 2	ziua 3	ziua 4	ziua 5
$p_1 (t_1)$	13	17	20	24	30
$p_2 (t_2)$	2	8	7	12	18

Reprezentarea grafică a acestor valori este redată în figura nr.6



S-a efectuat o analiză bacteriologică pentru apa de intrare și de ieșire din filtru. Rezultatele obținute sunt redade în tabelul nr. 2.3

Tabel nr.2.3

	Intrare filtru	Ieșire filtru
N.T.G.M.A.	109.250	26.750
Coliformi totali	140.000	1500

La aproximativ 14h, ciclul de filtrare s-a terminat (rezistențele hidraulice au scăzut și s-a colmatat ieșirea din filtru a apei).

Spălarea s-a efectuat timp de 45 minute (amestec aer-apă). Comparând timpul de spălare al filtrului la filtrarea ascendentă cu cea descendentă reiese că în acest caz timpul de spălare este mai mare și de asemenea și intensitatea de spălare este mai mare.

Caracteristicile apei de spălare sunt redată în tabelul nr.2.4

Tabel nr.2.4

	CCO-Mn mg/l	Susp. Totale mg/l	Turbiditate NTU
Apă la începutul filtrării	191	810	320
Apă de spălare după 30 minute	127	620	208
Apă de spălare după 45 minute	20	18	9

I.b.Viteza de filtrare $v = 10\text{m/h}$

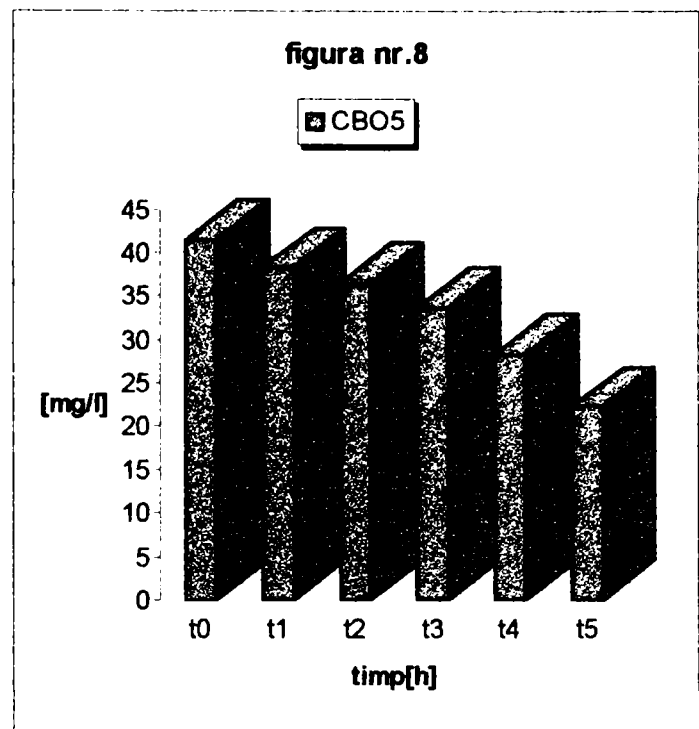
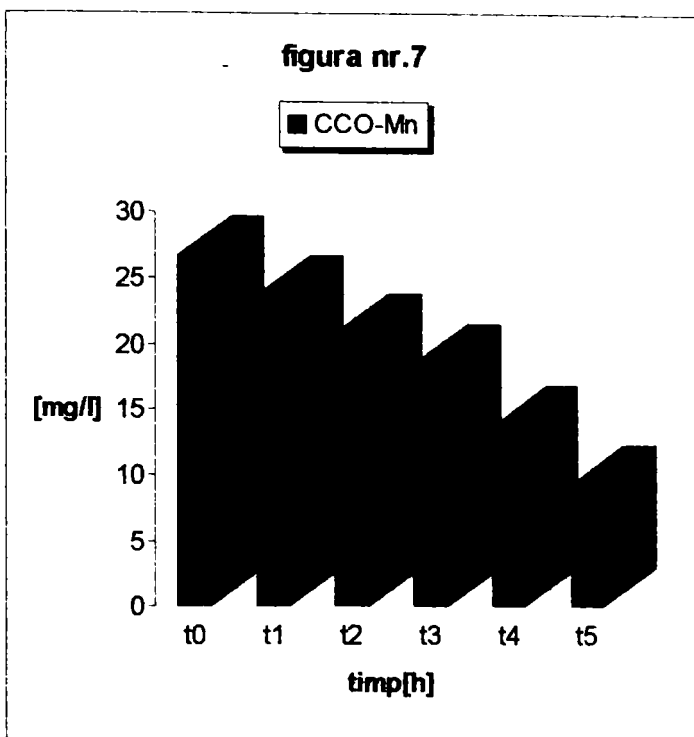
Indicatorii urmăriți sunt: CCO-Mn; CBO₅; turbiditate; NO₃; NO₂; NH₄ și PO₄.

S-au prelevat mai multe probe într-un interval de timp, iar rezultatele analizelor efectuate sunt redată în tabelul nr. 2.5.

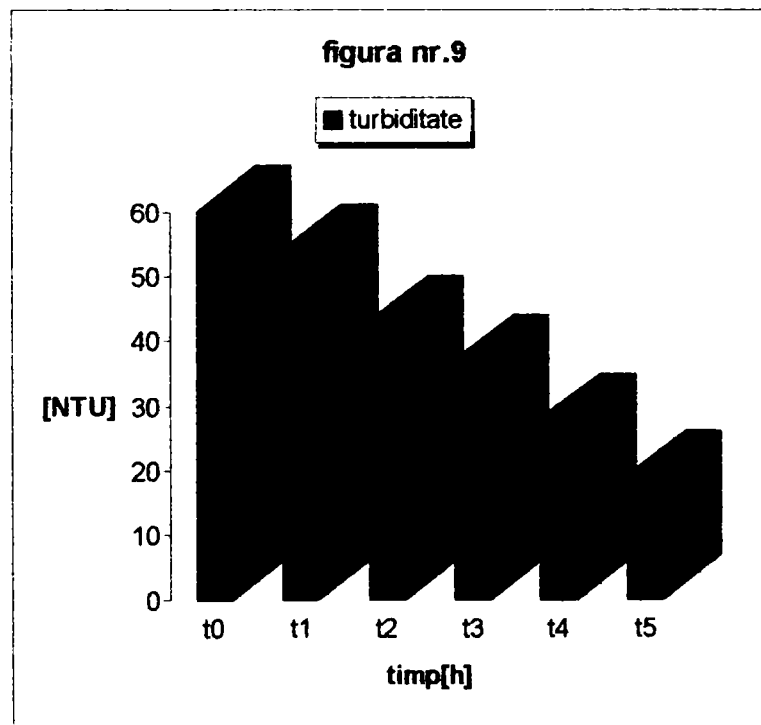
Tabel nr.2.5

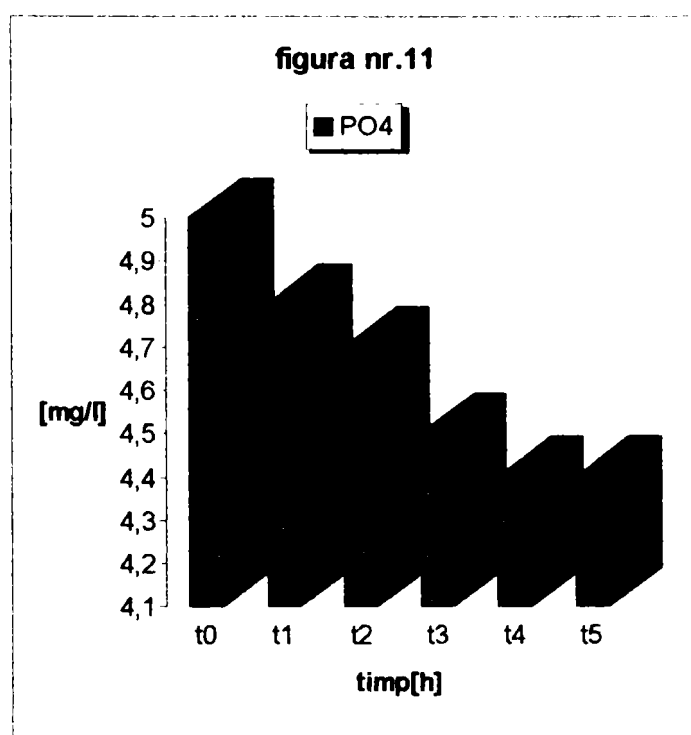
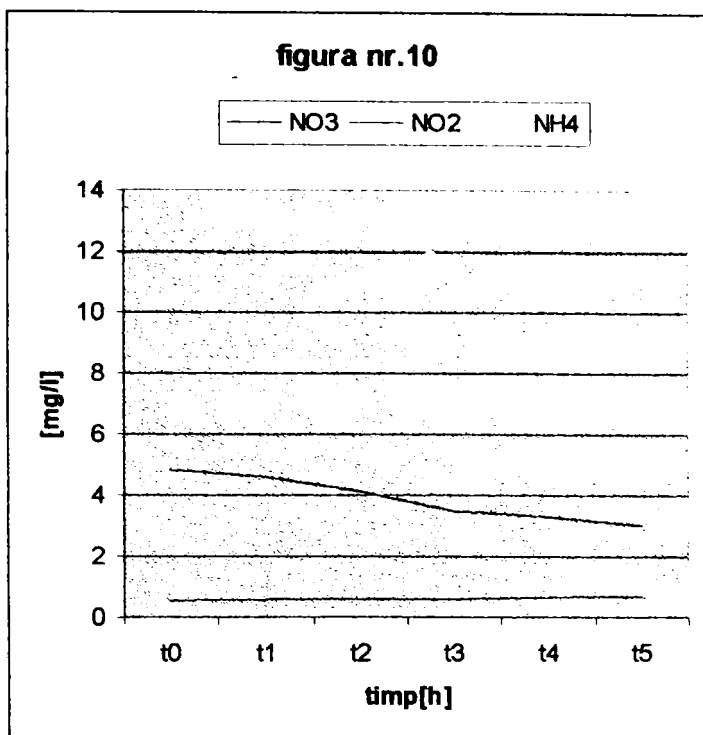
t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	26,6	41,5	60	4,8	0,55	13,2	5
0,5 (t ₁)	23,6	38,3	54	4,6	0,58	13,1	4,8
2 (t ₂)	20,7	36,5	43	4,1	0,60	12,5	4,7
4 (t ₃)	18,4	33,7	37	3,5	0,58	11,8	4,5
6 (t ₄)	13,7	28,4	28	3,3	0,64	11,2	4,4
8 (t ₅)	9,3	22,3	19	3	0,68	11,2	4,4

Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr. 7; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 8.



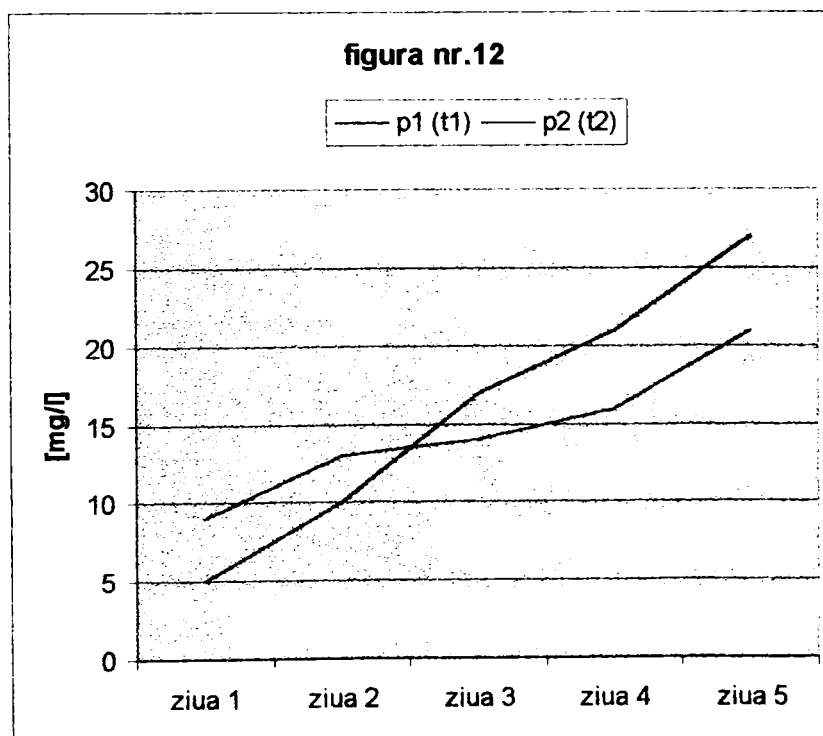
În fig. nr. 9 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp. Fig. nr. 10 ne arată variația grafică a indicatorilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp. Reprezentarea grafică a indicatorului PO_4 în funcție de timp este redată în fig. nr. 11.





S-au efectuat analize pentru 2 probe de CBO₅ cu trusa OXI TOP.

Rezultatele sunt evidențiate în tabelul nr.2.6. Reprezentarea grafică a acestor valori este redată în figura nr.12.



Tabel nr.2.6

Proba	ziua 1	ziua 2	ziua 3	ziua 4	ziua 5
p ₁ (t ₁)	5	10	17	21	27
p ₂ (t ₂)	9	13	14	16	21

S-a efectuat o analiză bacteriologică pentru apa de intrare și ieșire din filtru. Rezultatele obținute sunt redate în tabelul nr.2.7

Tabel nr.2.7

	Intrare filtru	Ieșire filtru
N.T.G.M.A.	89.300	32.800
Coliformi totali	150.000	4500

Ciclul de filtrare este scurt (8h), deci, deși se obține o eficiență foarte mare timpul de filtrare este foarte scurt.

Timpul de spălare a fost de 45 minute.

Caracteristicile apei de spălare sunt redate în tabelul nr.2.8

Tabel nr.2.8

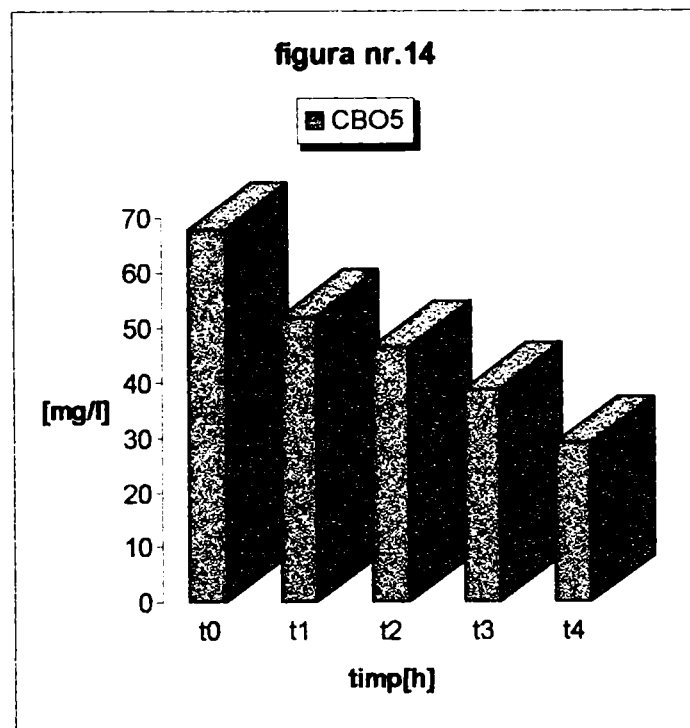
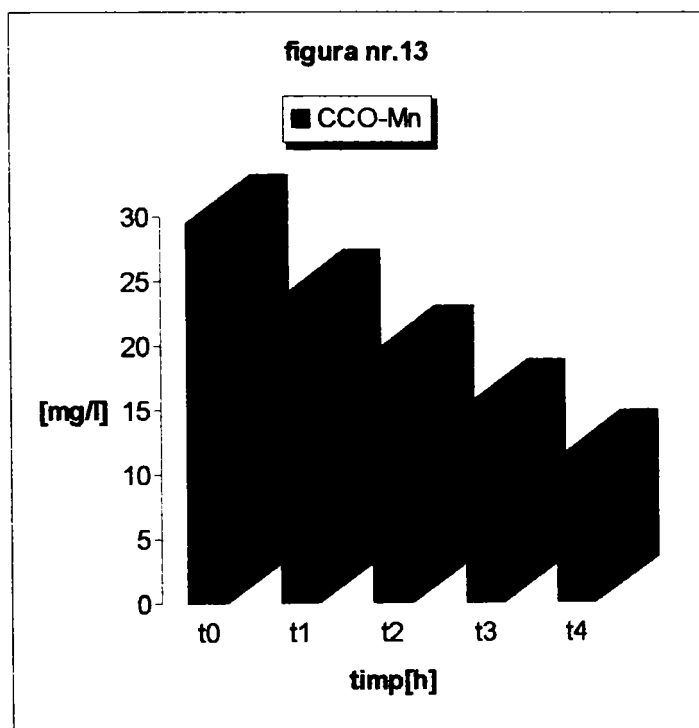
	CCO-Mn mg/l	Susp. Totale mg/l	Turbiditate NTU
Apă la începutul filtrării	276	1016	987
Apă de spălare după 30 minute	136	388	324
Apă de spălare după 45 minute	19	324	35

I.c. Viteza de filtrare $v = 20\text{m/h}$.

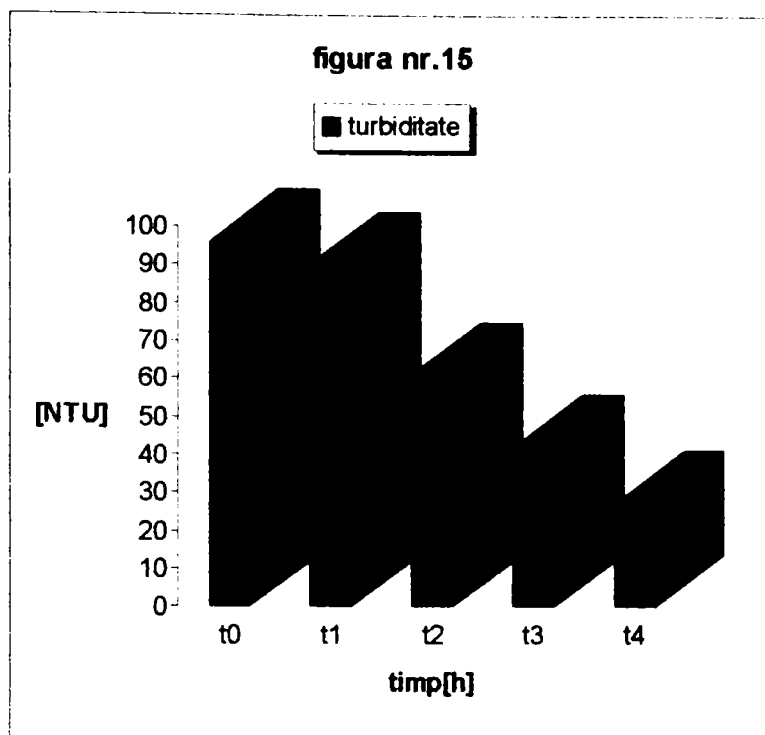
La această viteză s-au prelevat mai multe probe în timp și s-au analizat indicatorii propuși. Rezultatele analizelor efectuate sunt redate în tabelul nr. 2.9.

Tabel nr.2.9

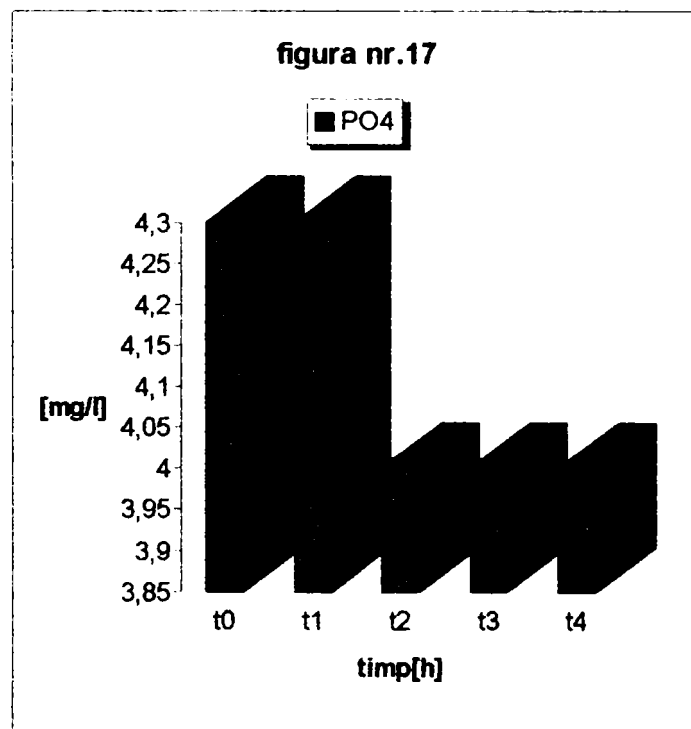
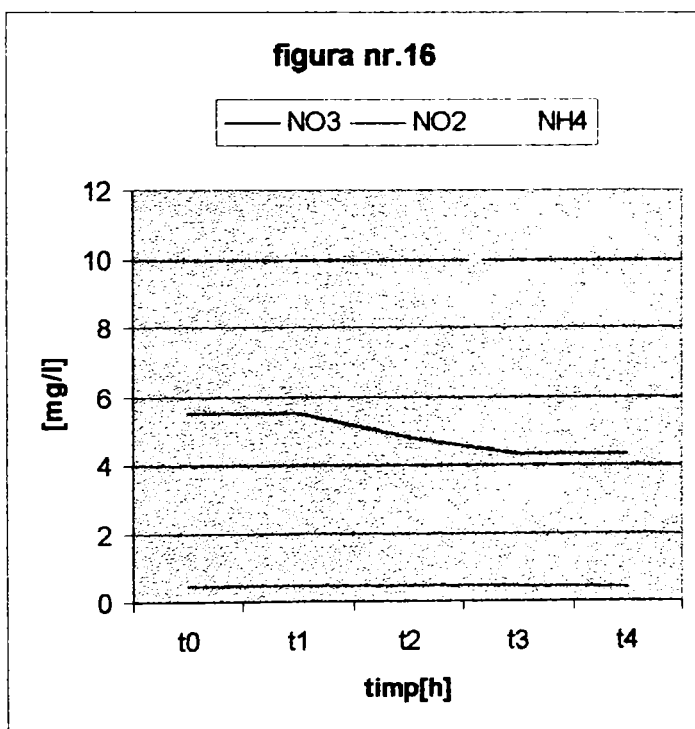
t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO ₅ [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO ₃ [mg/l]	NO ₂ [mg/l]	NH ₄ [mg/l]	PO ₄ [mg/l]
0 (t ₀)	27,57	68	96	5,5	0,48	11	4,3
0,5 (t ₁)	23,7	52	90	5,5	0,48	11	4,3
2 (t ₂)	19,38	46,3	61	4,8	0,46	10,4	4
4 (t ₃)	15,3	38,7	42	4,3	0,45	9,7	4
6 (t ₄)	11,2	28,8	27	4,3	0,42	8,3	4



Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr. 13; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 14



În fig. nr. 15 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp. Fig. nr. 16 ne arată variația grafică a indicatorilor NO_3 , NO_2 , NH_4 în funcție de timp. Reprezentarea grafică a indicatorului PO_4 în funcție de timp este redată în fig. nr. 17.

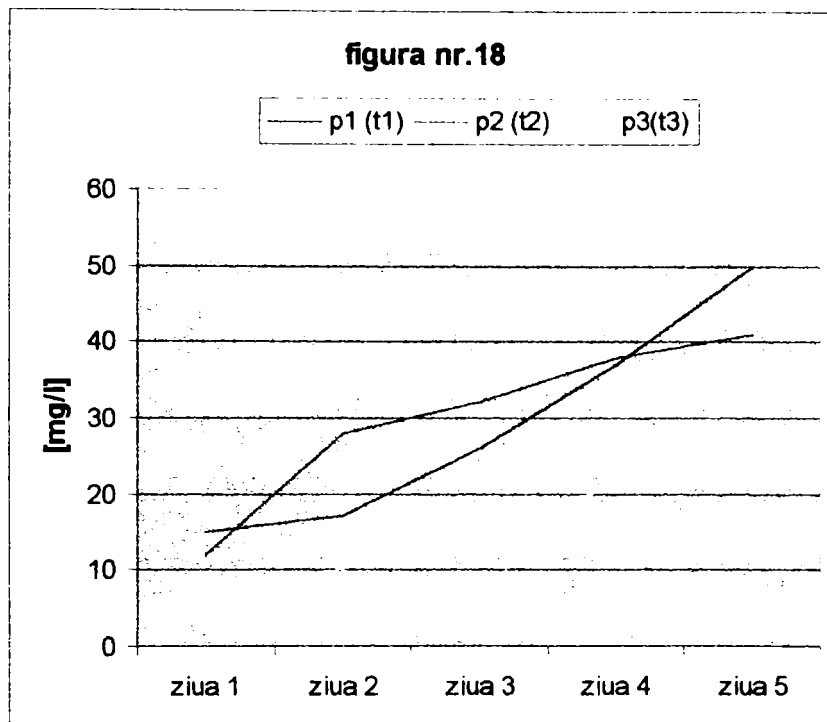


S-au efectuat analize pentru 3 probe de CBO₅ cu trusa OXI TOP. Rezultatele sunt evidențiate în tabelul nr.2.10

Tabel nr.2.10

Proba	ziua 1	ziua 2	ziua 3	ziua 4	ziua 5
p ₁ (t ₁)	15	17	26	37	50
p ₂ (t ₂)	12	28	32	38	41
p ₃ (t ₃)	7	10	15	21	28

Reprezentarea grafică a acestor valori este redată în figura nr.18



S-a efectuat o analiză bacteriologică pentru două probe de apă (intrare în filtru și ieșire din filtru). Rezultatele obținute sunt redate în tabelul nr.2.11

Tabel nr.2.11

	Intrare filtru	Ieșire filtru
N.T.G.M.A.	136.200	40.000
Coliformi totali	83.000	7.500

Se poate observa o scădere a încărcăturii microbiene.

Timpul de filtrare este mai mic (t=6h) decât timpul de filtrare pentru v=10m/h.

Ciclurile de spălare sunt mai dese, deci consumul de energie este mai mare.

Caracteristicile apei de spălare sunt redate în tabelul nr.2.12.

Tabel nr.2.12

	CCO-Mn mg/l	Susp. Totale mg/l	Turbiditate NTU
Apă la începutul filtrării	157	980	870
Apă de spălare după 30 minute	32	103	89
Apă de spălare după 45 minute	14,3	30	20

I.d Viteza de filtrare $v = 2\text{m/h}$

Indicatorii urmăriți sunt: CCO-Mn; CBO₅; turbiditate; NO₃; NO₂; NH₄ și PO₄.

S-au prelevat mai multe probe într-un interval de timp, iar rezultatele analizelor efectuate sunt redate în tabelul nr. 2.13

Tabel nr.2.13

t [h]	CCO-Mn [mg/l]	CBO5 [mg/l]	Turbiditate [NTU]	NO3 [mg/l]	NO2 [mg/l]	NH4 [mg/l]	PO4 [mg/l]
0 (t0)	15,7	41	67	3,3	0,45	12,5	5,1
2 (t1)	12,1	33	53	3,3	0,45	12,7	5,08
5 (t2)	10,4	27	44	3,5	0,43	12,5	5,01
8 (t3)	10	25	40	3,6	0,43	12,6	5
12 (t4)	9,7	22,3	31	3,7	0,41	13	5
14 (t5)	8,9	20	24	4,1	0,4	13,1	4,9
18 (t6)	8,26	18,4	19	4,2	0,4	13,2	4,7

Reprezentarea grafică a indicatorului CCO-Mn în funcție de timp este redată în fig. nr. 19; iar a indicatorului CBO₅ în funcție de timp este redată în fig. nr. 20

În fig. nr. 21 avem reprezentarea grafică a indicatorului turbiditate în funcție de timp.

Fig. nr. 22 ne arată variația grafică a indicatoriilor NO₃, NO₂, NH₄ în funcție de timp.

Reprezentarea grafică a indicatorului PO₄ în funcție de timp este redată în fig. nr. 23.

figura nr.19

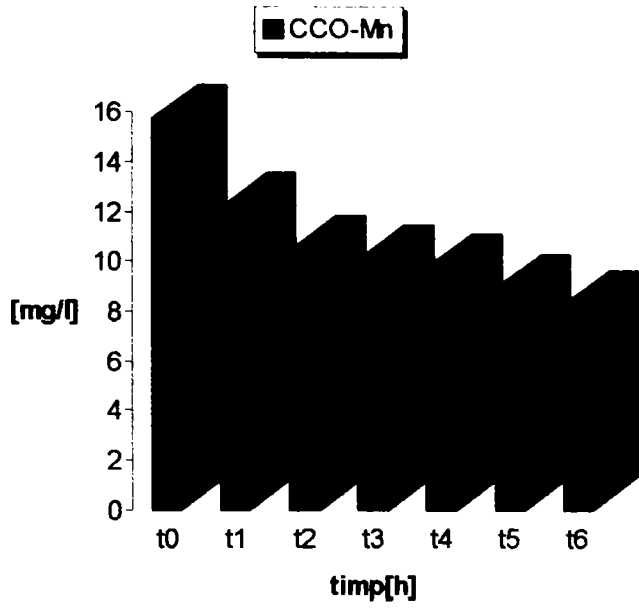


figura nr.20

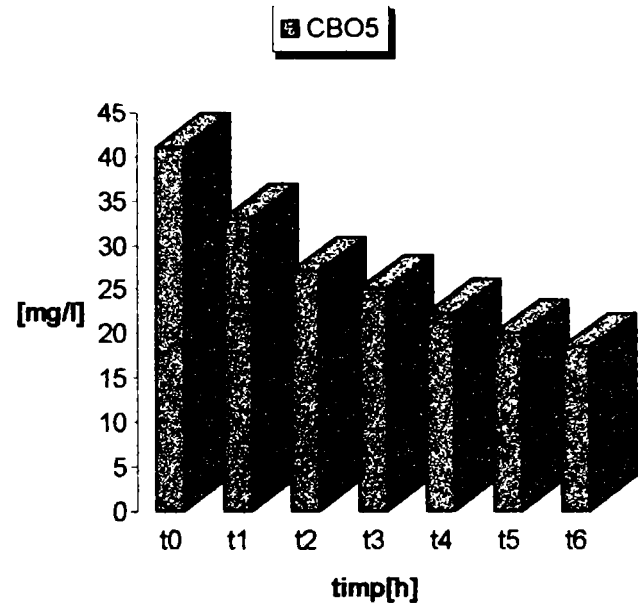
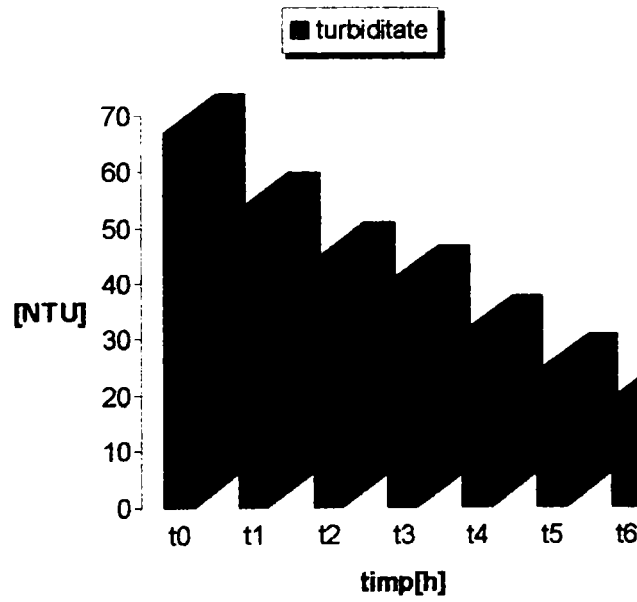
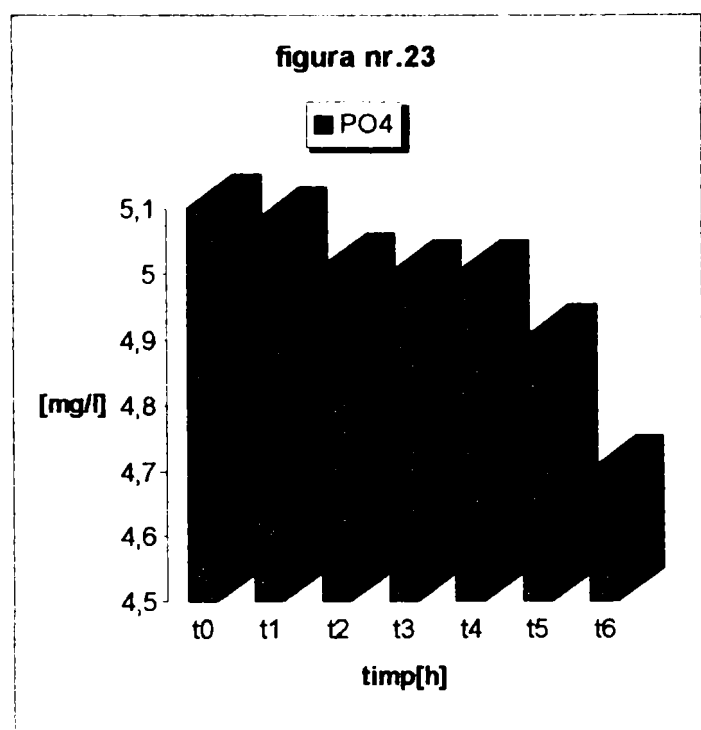
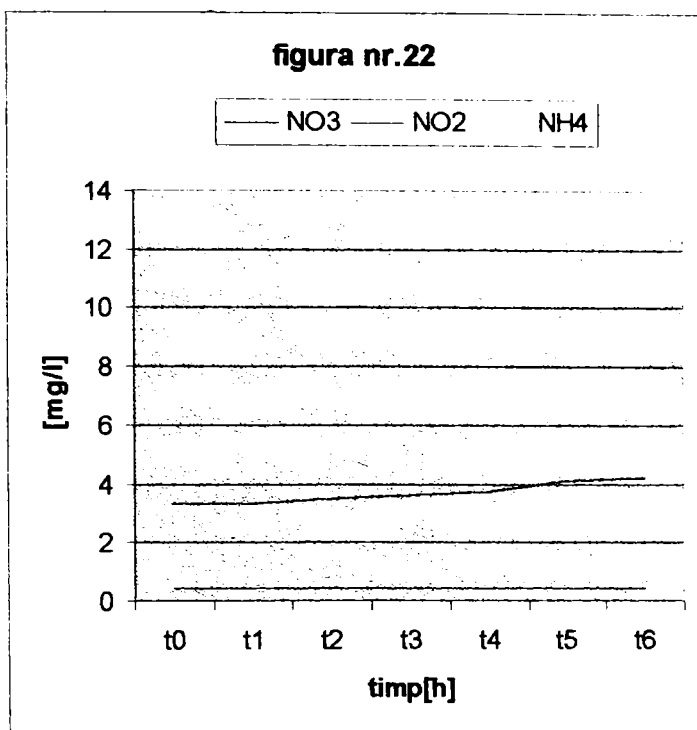


figura nr.21





6.3.Determinarea coeficientului de rezistență al filtrului

Pe baza înregistrărilor obținute la modelul experimental se pot calcula valorile coeficientului de rezistență λ calculate prin intermediul relației 4.77. propusă de Iwasaki [79].

$$\ln C/C_0 = -\lambda x$$

Reprezentarea în coordonate semilogaritmice a mărimilor C/C_0 , în raport cu adâncimea filtrului, au scos în evidență, pentru diferite durate ale filtrării, că repartiția cantitativă a încărcării pe grosimea straturilor filtrante considerate este de natură exponențială.

În conformitate cu acest mod de reprezentare a rezultat că parametrul λ este o mărime constantă pe adâncimea filtrului, dar se modifică pe măsură ce mediul filtrant se încarcă. Astfel :

λ_1 corespunde duratei t_1

- λ_2 corespunde duratei t_2
- λ_3 corespunde duratei t_3
- λ_4 corespunde duratei t_4
- λ_5 corespunde duratei t_5
- λ_6 corespunde duratei t_6

Modificările de ordin calitativ care au loc în filtrele rapide de nisip în timpul desfășurării procesului de filtrare rapidă sunt determinate de natura și mărimea parametrului λ . Procesul de filtrare fiind deosebit de complex, cercetarea parametrului λ s-a făcut în raport cu durata filtrării, mărimea vitezei de filtrare și mărimea granulației mediului filtrant.

Considerând cazul filtrării ascendente, cu viteza de filtrare $v = 2 \text{ m/h}$, $v = 5 \text{ m/h}$, $v = 10 \text{ m/h}$, și granulometria nisipului cuprinsă între 1 – 3 mm, cu grosimea stratului filtrant de 100 cm, conform formulei:

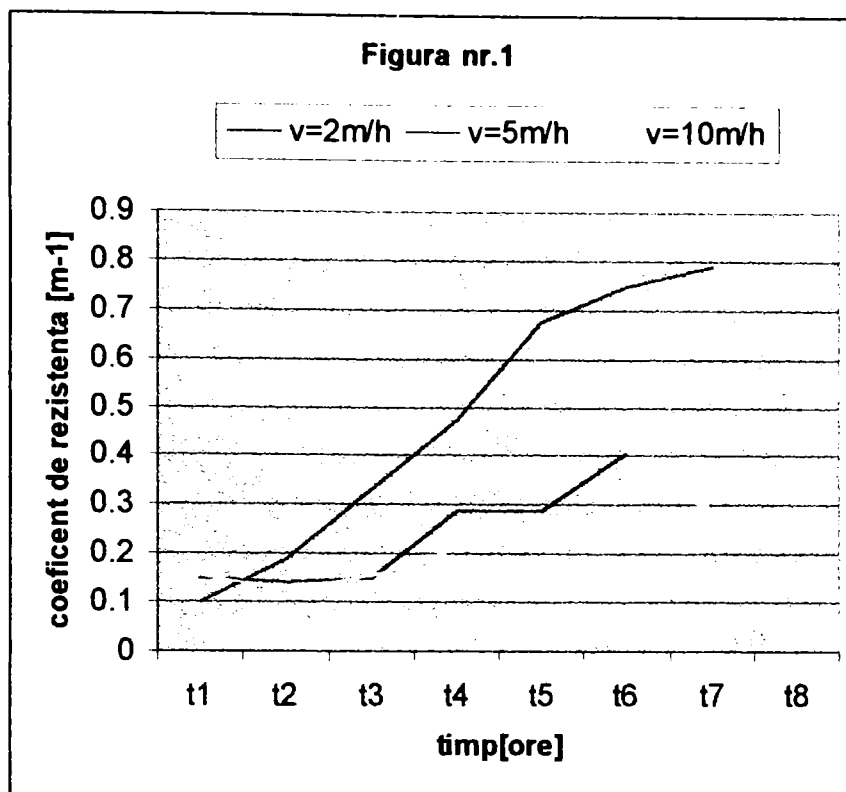
$$\lambda = 1/x \ln C_6 / C$$

valoarea parametrilor λ pentru cazul Ila, I Ib și I Ic sunt redate în tabelul nr.3.1.

Tabel nr.3.1.

FILTRARE ASCENDENTĂ								
Viteza	$\lambda_1 (m^{-1})$	$\lambda_2(m^{-1})$	$\lambda_3 (m^{-1})$	$\lambda_4 (m^{-1})$	$\lambda_5 (m^{-1})$	$\lambda_6 (m^{-1})$	$\lambda_7 (m^{-1})$	$\lambda_8 (m^{-1})$
V=2m/h	0,149	0,143	0,149	0,288	0,288	0,405	-	-
V=5m/h	0,099	0,189	0,333	0,474	0,674	0,751	0,792	-
V=10m/h	0,154	0,127	0,154	0,211	0,211	0,271	0,304	0,336

Reprezentarea grafică a parametrului λ în funcție de timp este redată în fig.nr 1:

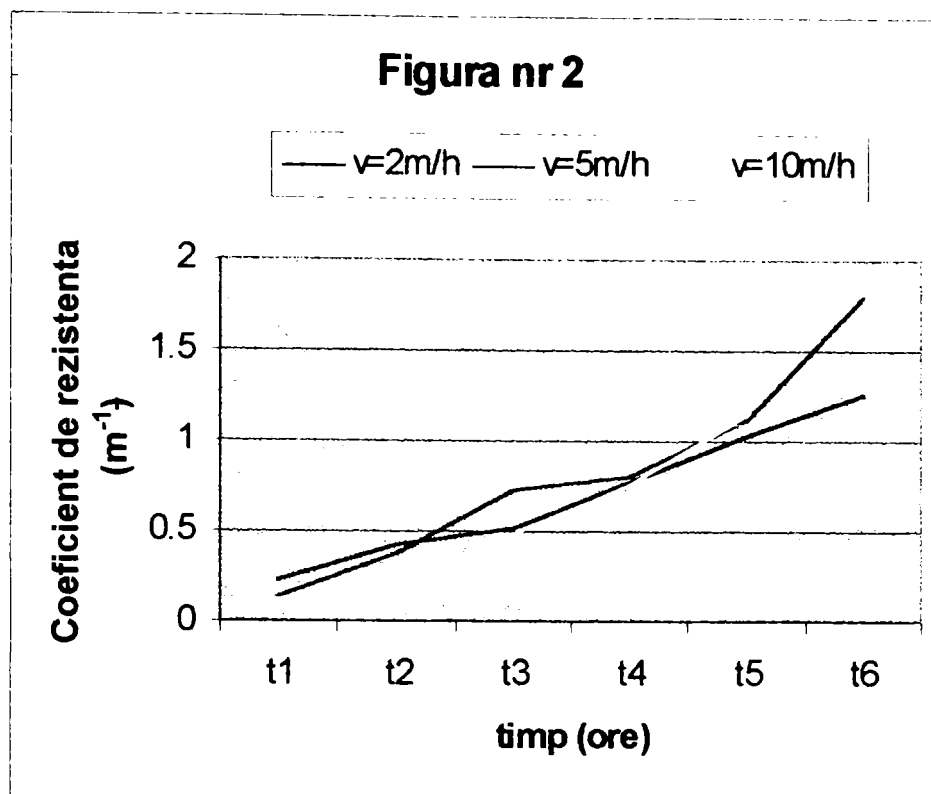


Pentru cazul filtrării descendente la o viteză de filtrare $v = 2\text{m/h}$, $v = 5\text{ m/h}$ și $v = 10\text{ m/h}$, cu granulometria nisipului cuprinsă între 1 – 3 mm și grosimea stratului filtrant de 100 cm, valoarea parametrului λ pentru cazurile 2.1.a , 2.1.b , 2.1.c , sunt cuprinse în tabelul nr. 3.2.

Tabel nr.3.2.

FILTRARE DESCENDENTĂ						
Viteza	$\lambda_1 (m^{-1})$	$\lambda_2(m^{-1})$	$\lambda_3 (m^{-1})$	$\lambda_4 (m^{-1})$	$\lambda_5 (m^{-1})$	$\lambda_6 (m^{-1})$
V=2m/h	0,234	0,420	0,516	0,770	1,026	1,260
V=5m/h	0,136	0,383	0,730	0,808	1,116	1,810
V=10m/h	0,105	0,333	0,483	0,762	1,146	-

Reprezentare grafică a parametrului λ în funcție de timp este redată în figura nr.2.



6.4. Determinarea depunerilor specifice în mediul filtrant

În cadrul procesului de limpezire prin filtrele rapide de nisip, o anumită parte din suspensiile existente în apa uzată sunt reținute în porii materialului filtrant sau pe suprafața granulelor, iar restul sunt conduse mai departe în efluent..

Capacitatea de reținere a particulelor în suspensie de către mediul filtrant este determinată așa cum s-a arătat în capitolul 4 de natura și concentrația suspensiilor , grosimea și structura granulometrică a mediului filtrant, de temperatură, de o serie de factori de natură fizică, chimică, precum și de calitatea spălării mediului filtrant după încheierea ciclului de filtrare.

Folosind ecuația 4.170. stabilită la capitolul 4.12.3. se pot determina pentru anumite durate ale ciclului de filtrare depunerile specifice σ pentru fiecare grosime a stratului filtrant considerat. Aceste date obținute prin măsurători, trebuie să fie în măsură să dea o imagine reală și completă a schimbărilor de ordin calitativ ce survin în masa filtrantă pe tot timpul desfășurării procesului de filtrare.

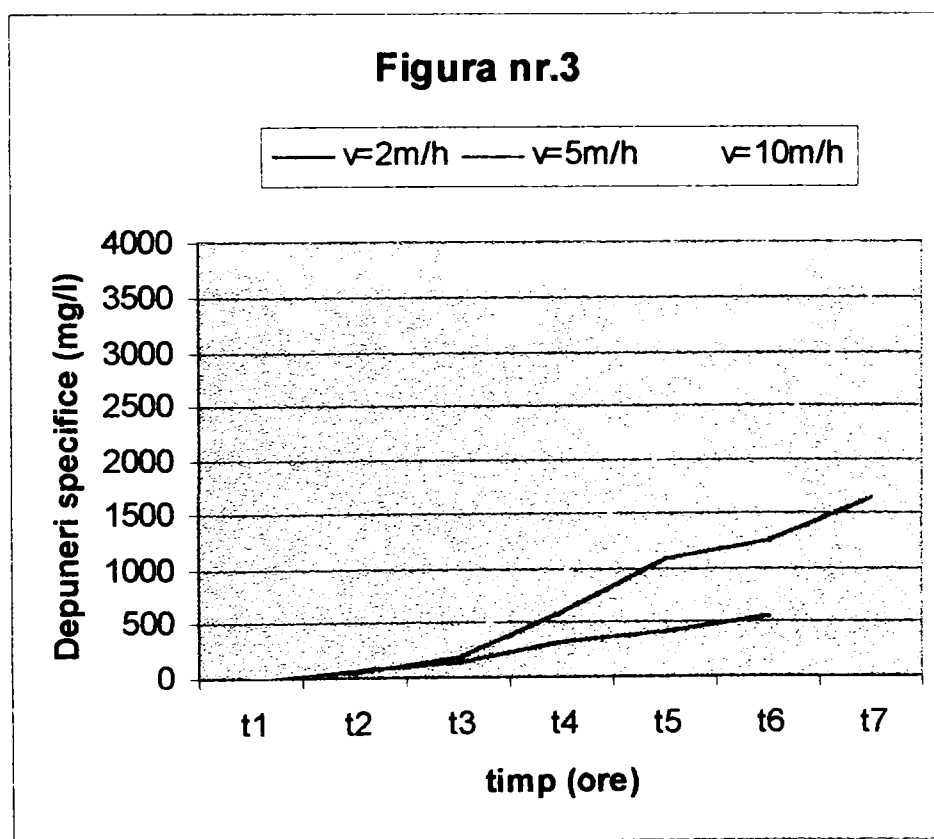
Soluțiile obținute prin integrarea sistemului de ecuații diferențiale 4.166 și 4.167 sunt dependente de parametrul λ și în consecință relațiile stabilite de fiecare din autorii care s-au ocupat de cercetarea procesului de filtrare diferă între ele.

Valorile parametrului σ (depunerea specifică în mediul filtrant) în cazul filtrării ascendente pentru vitezele de filtrare $v = 2 \text{ m/h}$, $v = 5 \text{ m/h}$, $v = 10 \text{ m/h}$, cu o granulometrie a nisipului cuprinsă între 1-3 mm și grosimea stratului filtrant de 100 cm, sunt cuprinse în tabelul nr. 4.1.

Tabel nr.4.1.

FILTRARE ASCENDENTA							
Viteza	σ_1	σ_2	σ_3	σ_4	σ_5	σ_6	σ_7
V=2m/h	1.1	60	138	312.4	421.4	544	-
V=5m/h	1	40	181.5	594	1075	1246	1633
V=10m/h	2.5	85	319	940	2128	2128	3520

Reprezentarea grafică a parametrului σ în funcție de timp este redată în figura nr.3.

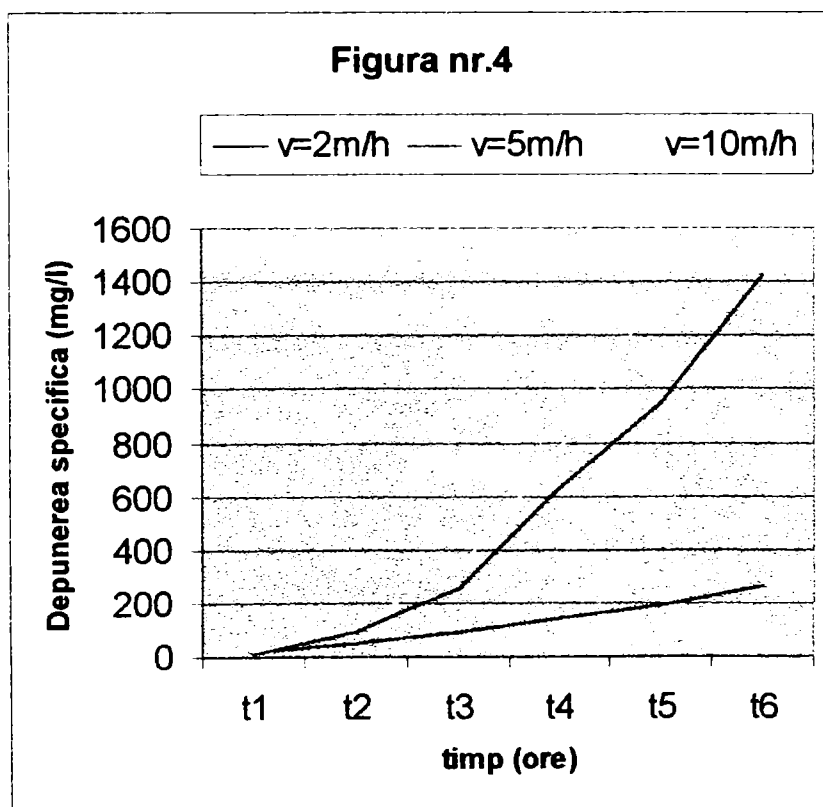


Valoările parametrului σ (depunerea specifică în mediul filtrant) în cazul filtrării descendente pentru vitezele de filtrare $v = 2 \text{ m/h}$, $v = 5 \text{ m/h}$, $v = 10 \text{ m/h}$, cu o granulometrie a nisipului cuprinsă între 1-3 mm și grosimea stratului filtrant de 100 cm, sunt cuprinse în tabelul nr. 4.2.

Tabel nr.4.2.

FILTRARE DESCENDENTA						
Viteza	σ_1	σ_2	σ_3	σ_4	σ_5	σ_6
V=2m/h	14.4	53	9102	144	190.4	267.8
V=5m/h	10.15	94.9	253.8	626.8	947	1423
V=10m/h	15	118	328	774	1384	-

Reprezentarea grafică a parametrului σ în funcție de timp, este redată în figura nr.4.



6.5. Pierderea de sarcină în masa filtrantă a instalației experimentale

În cadrul procesului de filtrare rapidă, suspensiile care se depun pe suprafața granulelor sau în porii mediului filtrant, determină o reducere apreciabilă a porozităților efective și în consecință la majorarea pierderilor de sarcină în masa filtrantă. Mărimea acestor pierderi de sarcină este determinată de structura granulometrică a mediului filtrant, de natura scurgerii și de proprietățile fizice ale fluidului.

Știind că mărimea pierderilor de sarcină este dictată de reducerea porozității efective, iar aceasta la rândul ei de cantitatea de depuneri acumulată în mediul filtrant, se poate stabili legătura care există între porozitatea efectivă și depunerea specifică σ .

Dacă se cunoaște porozitatea inițială a mediului filtrant și depunerea specifică σ exprimată prin raportul dintre volumul suspensiilor și volumul brut al mediului filtrant, porozitatea efectivă p se poate determina prin intermediul unei relații de formă :

$$p = p_0 - \sigma$$

Pierderile de sarcină pe filtrul experimental au fost urmărite la tuburile piezometrice în funcție de natura filtrării, mărimea vitezelor de filtrare și a turbidității influentului

Pierderile de sarcină inițiale când filtrul este curat $T = 0$ se pot determina cu relația 4.138.

Viteza de creștere a pierderilor de sarcină în funcție de conținutul în suspensii a influentului pentru o viteză de 10 m/h este redată în figura nr.6.

Considerând un efluent al cărui conținut în suspensii este de 50mg/l la o viteză de a pierderilor de sarcină de 15cm/h, rezultă pentru o viteză de filtrare de 10m/h și o durată a ciclului de 24h, o pierdere de sarcină de 4,5m.

Reprezentarea grafică a pierderilor de sarcină în funcție de durata ciclurilor de filtrare (la cele patru viteze folosite) este redată în figura nr.5.

- Viteza de filtrare 2 m/h
- Viteza de filtrare 5 m/h
- Viteza de filtrare 10 m/h
- Viteza de filtrare 20 m/h

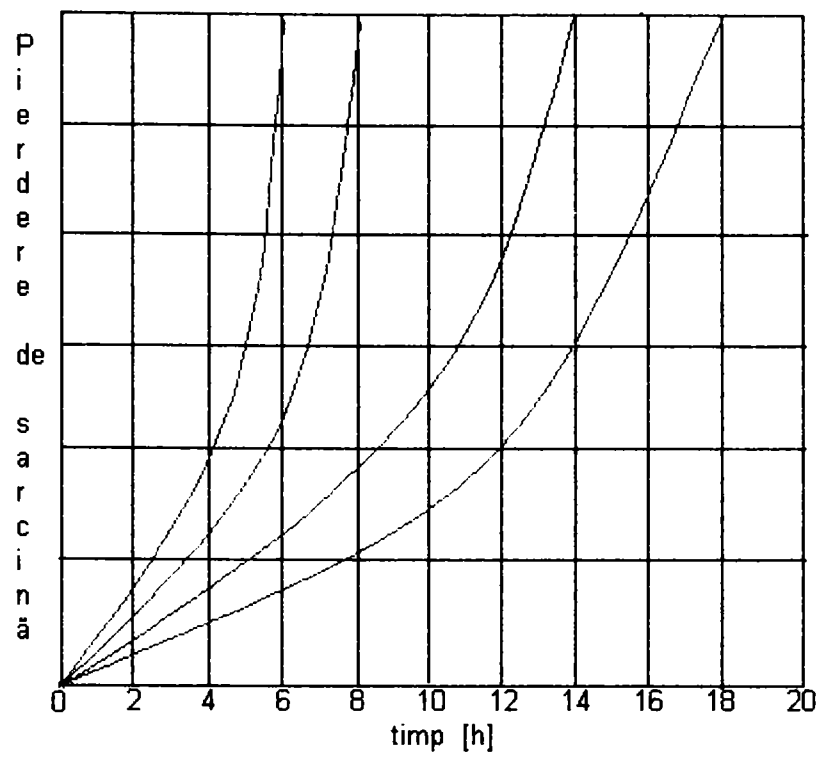


Fig. 5 Variația pierderilor de sarcină în funcție de durata ciclului de filtrare

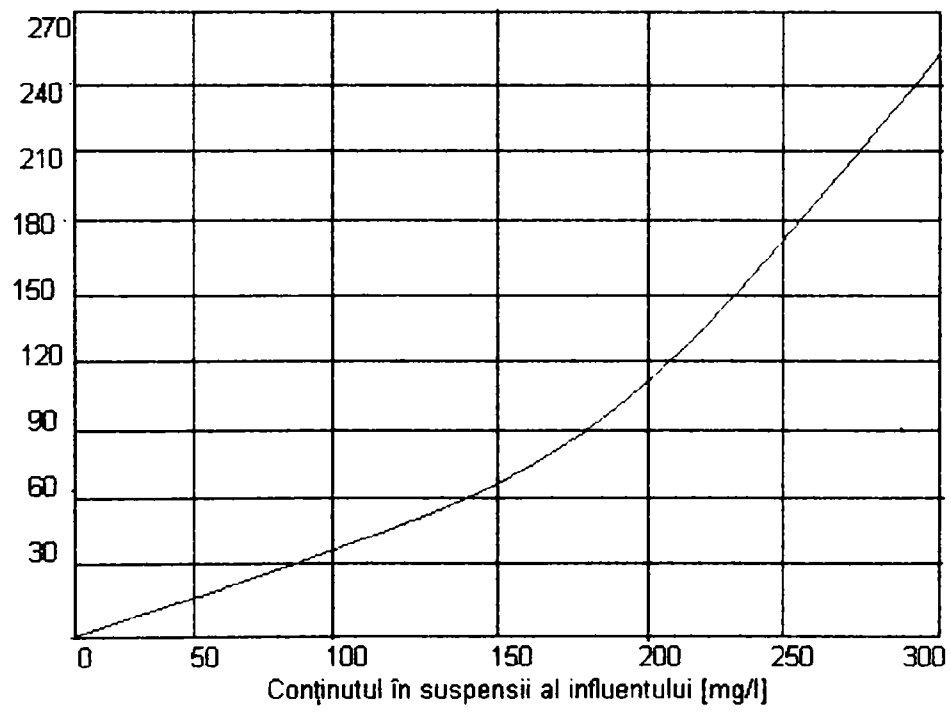


Fig. 6 Variația pierderilor de sarcină în funcție de conținutul de suspensii al influentului

Cap.7. CONCLUZII

În cadrul tehnologiilor de epurare a apelor uzate, filtrarea ca procedeu de epurare avansată constituie un mijloc eficient pentru obținerea unor grade de epurare mult mai ridicate decât cele obținute prin procedeele clasice, cu reținerea și a unora din poluanții care trec neschimbați prin treptele mecano-biologice. De asemenea, prin acest procedeu se asigură o mai bună protecție a mediului înconjurător.

Acest procedeu, practicat de mai multă vreme în Anglia, Germania, Franța, Rusia, S.U.A., Canada și chiar România a devenit subiectul unor studii și cercetări sistematice mai ales în ultimii 20 –25 de ani, ca urmare a unor restricții impuse de legislația protecției mediului înconjurător.

Filtrarea, în cadrul procedeelelor de epurare a apelor uzate, reprezintă treapta prin care se realizează desăvârșirea proceselor de corectare a unor indicatori de calitate a apelor uzate, înainte de vărsarea acestora în emisari naturali.

Condițiile tot mai severe impuse prin legislația protecției mediului înconjurător pretind ca apele uzate menajere, provenite chiar de la gospodăriile individuale și de la unitățile izolate să fie trecute printr-o masă filtrantă alcătuită din nisip, sau să fie epurate mecanic și biologic.

Pentru a se putea realiza o oarecare analogie între filtrarea utilizată în tehnologiile de potabilizare a apelor subterane sau a celor de suprafață, a fost necesar să se studieze caracteristicile fizice, chimice, biologice și bacteriologice ale apelor uzate, metodele și schemele de epurare adecvate, care să conducă la realizarea unor grade de epurare cât mai ridicate.

Filtrarea ca procedeu avansat de epurare se poate aplica ca proces final, după epurarea mecano-biologică, cu sau fără tratare chimică, sau după o epurare mecanică, cu sau fără tratare chimică.

Din multitudinea metodelor prezentate, filtrarea ascendentă, cu și fără adaus de coagulant (pe strat unic de nisip sau pe strat dublu de nisip și cocs metalurgic) este procedeul care se practică cel mai mult pentru epurarea avansată a apelor uzate

Apele uzate având caracteristici fizice, chimice și biologice diferite de cele ale apelor de alimentare comportă mase filtrante de grosimi și structuri mult diferite de cele ale filtrelor

clasice practicate în alimentările cu apă. De asemenea, pentru spălarea materialelor filtrante se vor practica durate și intensități de spălare mult mai mari.

După ce au fost subliniate importanța, rolul și locul filtrării în tehnologia de epurare a apelor uzate, s-a trecut la investigarea, cu ajutorul literaturii de specialitate, a rezultatelor obținute în țară și pe plan mondial, după care, pe baza unui riguros program de cercetare, s-au studiat posibilitățile de aplicare a acestor instalații pentru a crește eficiența tehnologiilor de epurare, respectiv pentru a asigura o protecție mai bună a mediului înconjurător.

Separarea particulelor organice și anorganice din apele uzate supuse să traverseze masele filtrante este rezultatul efectelor simultane ale mecanismelor de transport și ale celor de fixare.

Mecanismele transportului includ toate acele efecte care generează forțele necesare scoaterii particulelor organice și anorganice de pe direcția liniilor de curent și aducerea lor în apropierea granulelor mediului filtrant sau de depozitele anterioare. În funcție de natura și dimensiunea particulelor în suspensie, mecanismele de transport sunt atribuite: difuziei, stării inerțiale a particulelor, sedimentării și forțelor hidrodinamice.

Mecanismele de fixare a particulelor în suspensie de suprafața granulelor mediului filtrant sunt atribuite forțelor fizico-chimice și moleculare de tip Van der Waals, fenomenelor de sită, adsorbție și interceptie.

Curgerea apelor uzate prin mediile poroase poate avea loc în regim laminar, turbulent sau tranzitoriu și este determinată de caracteristicile geometrice, fizice, chimice și electrochimice ale mediului filtrant, respectiv de mărimea și natura particulelor supuse proceselor de filtrare.

Filtrarea apelor uzate fiind în general asemănătoare cu cea a apelor de alimentare, s-a acceptat ca descrierea matematică a proceselor de separare în masa granulară să se facă prin intermediul aceluiași ecuații diferențiale (4.82 și 4.83). La filtrarea clasică, fără adăugare de reactivi în strat, pentru integrarea sistemului de ecuații diferențiale cu derivate parțiale, s-au folosit modelele propuse de: Ives [74], Mintz [116], Lerk [96] și Mirel [117], modele care parțial s-au verificat prin măsurătorile experimentale.

La filtrarea de contact, integrarea sistemului de ecuații diferențiale cu derivate parțiale (4.83 și 4.83), s-a făcut pe baza modelului propus de Boller [17]. Parametrul filtrării, exprimat prin relația (4.176), s-a considerat ca fiind o funcție dependentă de repartiția

suspensiilor reținute pe suprafața granulelor de nisip (λ_A), de efectul reținerilor de suspensii la suprafața filtrului prin mecanismul de sită (λ_B) și respectiv de efectul desprinderii particulelor fine din depozitele reținute (λ_C):

Eficiența procesului de filtrare, ca treaptă avansată de epurare a apelor uzate, a fost urmărită pe modelul experimental din Stația de epurare Timișoara descris la cap.5.

Apele uzate care au făcut obiectul cercetărilor au fost constituite din amestecul de apă uzată epurată numai mecanic și apă uzată epurată mecanic și biologic în proporție de 1:1

Aceste ape reprezintă efluentul Stației de epurare Timișoara care este deversat în râul Bega. Materialul filtrant folosit este nisipul cuarțos de diferite granulometrii. S-au făcut determinări experimentale pentru filtrarea ascendentă și pentru filtrarea descendentă.

Programul experimental conceput a urmărit variația indicatorilor de calitate propuși pentru a fi analizați pentru apa uzată la intrarea în filtru și apa uzată la ieșirea din filtru. De asemenea s-a urmărit variația indicatorilor și pierderea de sarcină de-a lungul ciclurilor de filtrare. S-au mai urmărit variația indicatorilor chimici de calitate și indicatorilor bacteriologici pentru același material filtrant (nisip cuarțos) cu cele trei granulometrii propuse la diferite viteze de filtrare (3 sau 4 viteze), și calitatea apei de spălare a filtrului în diferite momente ale ciclului de spălare.

Contribuțiile personale la acest proces de filtrare a apelor uzate sunt :

1. Evidențierea metodelor și a procedeelelor de epurare avansată.
2. Studiul caracteristicilor fizice, chimice, bacteriologice și biologice ale apelor uzate în raport cu indicatorii de calitate impuși de normativele tehnice interne în vigoare și de directivele Consiliului Europei în materie de mediu.
3. Analiza parametrilor determinanți și evidențierea mecanismelor prin care se realizează transportul și fixarea particulelor organice și anorganice din apele uzate, în mediile filtrante.
4. Efectuarea unui număr important de cicluri de filtrare la viteze diferite cu urmărirea variației indicatorilor de calitate fizico-chimici și bacteriologici impuși.
5. Comparând rezultatele obținute la filtrarea ascendentă și la cea descendentă s-au evidențiat rezultate mult mai bune în cazul filtrării descendente (eficiențe mai mari) decât în cazul filtrării ascendente. Duratele ciclurilor de filtrare în primul caz sunt mult mai mari decât în aceleași condiții față de cel de-al doilea caz.

6. Parametrii CCO-Mn și CBO₅ sunt indicatori reprezentativi pentru încărcarea organică, și scad mai puțin datorită faptului că filtrarea este un procedeu fizic de reținere a particulelor, iar substanțele organice se află dizolvate.
7. La filtrarea ascendentă crește cantitatea de amoniu în timpul ciclului de filtrare și scad azotiții și azotații. Acest lucru se explică prin faptul că filtrul fiind închis și cantitatea de oxigen fiind redusă, are loc un proces de descompunere a substanțelor organice rămase în masa filtrantă.
8. În primul caz de filtrare (ascendentă) , indicatorul turbiditate are eficiența cea mai mare, de aproximativ 50-60 % .
9. La ambele tipuri de filtrare (ascendentă și descendentă), indicatorul PO₄ nu prezintă decât o reducere mică, deci acesta va trebui redus cu ajutorul metodelor clasice de eliminare a fosfaților și fosforului total (chimice și biologice).
10. La filtrarea descendentă s-a putut observa în unele cazuri o creștere a indicatorilor azotiți și azotați compensată de scăderea indicatorului amoniu, fapt explicat prin dezvoltarea unor bacterii specifice procesului de denitrificare asemănătoare unei membrane biologice.
11. Din analizele comparative a probelor efectuate conform STAS 6560 / 1982 pentru determinarea CBO₅-ului și cele efectuate cu trusa **Oxi –Top Aqualytic**, se poate concluziona că rezultatele obținute sunt asemănătoare. Se poate folosi acest test în determinarea uzuală a CBO₅-ului pentru apele uzate datorită timpului scurt de pregătire a probei și posibilitatea de a vizualiza în fiecare zi CBO-ul obținut.
12. În diferitele cicluri de spălare care s-au efectuat s-a remarcat faptul că apa de spălare în primele momente a fost foarte încărcată (CCO-Mn, suspensii), această încărcare scăzând foarte mult pe durata ciclului de spălare
O altă concluzie este aceea că cu cât viteza de filtrare a fost mai mică, colmatarea filtrului s-a făcut mai rapid necesitând spălări mai dese.
13. Trecerea apei uzate prin filtru (model experimental) determină o reducere semnificativă a încărcăturii microbiene indiferent de granulometria și vitezele utilizate. Această reducere a fost aproximativ aceeași.
14. Prin determinarea încărcăturii microbiene (NTGMA) în general și a bacteriilor coliforme în special sa dovedit reducerea semnificativă a bacteriilor intestinale

fapt ce ne îndreptățește să recomandăm această metodă de filtrare la îmbunătățirea proceselor de epurare a apelor uzate.

15. Colimetria filtrelor se poate efectua cu rezultate foarte bune cu economie de material și manoperă, utilizând mediul *Kessler-Sweanarton*. Acest mediu fiind specific poate fi utilizat în laboratoarele uzinale fără confirmare pe mediu *Levine*.
16. Pentru supravegherea zilnică a fluxului tehnologic se recomandă utilizarea TMT (test microbiologic de teren) în diluții proporționale influent-efluent. Acest test va înlesni manopera, iar din punct de vedere al eficienței el este compatibil cu alte teste microbiologice de teren produse de alte firme. Apariția normativului NTPA 001/1997 obligă cunoașterea în permanență a calității din punct de vedere microbial a efluentului ce se deversează în emisar.
17. Prin cunoașterea încărcăturii microbiene pentru probele de apă uzată la intrare și ieșire din filtru putem să corelăm aceste date cu indicatorii chimici care s-au analizat.

Rezultatele cercetărilor experimentale efectuate pot servi în continuare la stabilirea criteriilor tehnologice de proiectare, la posibilitatea implementării acestor filtre în procesul tehnologic de epurare a apelor uzate menajere și industriale, mai ales la stații cu debite mici și mijlocii, pentru îmbunătățirea calității apei deversate și încadrarea în normativele în vigoare.

În condițiile în care compușii cu azot și fosfor total au o concentrație de 12 – 15 mg/l respectiv 2 – 3 mg/l, situate cu puțin peste valorile admise în NTPA 001 / 1997 (10 mg/l pentru N total și 1 mg/l pentru P total), re tehnologizarea unei stații de epurare ar putea fi soluționată prin introducerea unei instalații cu filtre rapide de nisip. În cazul în care tehnologia de epurare va fi constituită dintr-o treaptă mecano-biologică în care la treapta biologică sunt inserate instalații de defosforizare, nitrificare și denitrificare, epurarea avansată prin utilizarea filtrelor rapide de nisip nu se justifică pe deplin.

Tehnologia de defosforizare și nitrificare cu denitrificare devine obligatorie atunci când condițiile de calitate pentru N total și P total trebuie reduse la nivelul directivelor europene.

BIBLIOGRAFIE

1. **ALBERT, G.**, Modelle und beschreibung von Filtrations vorgängen: Filterwiderstand. Veröff. d. Bereiche und der Lehrstuhls für Wasserchemie der TU Karlsruhe, Heft 5, 1971.

2. **ANTOINE, L., GINOCCHIO, I. C., SALES, R.**, Traitement de l'eau sur filtres multicouches. Techniques et sciences municipales no.12, 1980.

3. **AREEN, K., DEB, A. K.**, Theory of sand Filtration, Journal of the Sanitary Eng. Division, iunie,1967.

4. **ARTUR, R. A.**, The price to pay for searcity-Water and Enuironment Internațional val 3, nr.28, mai 1994.

5. **AVERILL, D. W., STICKENEY, A. R.**, Physical-Chemical Treatment for Small Communities, Volume 1, Powdered Activated Carbon in an Integrated Coagulation Adsorbtion Process, Accord Canada-Ontario, rapport de recherche, Projet no.73-3-10, 1980 a.

6. **AVERILL, D. W., STICKENEY, A. R.**, Physical-Chemical Treatment for Small Communities, Volume 1, The High Lime Process and Canada-Ontario, rapport de recherche, Projet no.73-3-10, 1980 b.

7. **AXT, G.**, Kontrolle der Filterwirksamkeit. Veröff. d. Bereichs und des Lehrstuhls für Wasserchemie der TU Karlsruhe, Heft 5,1971.

8. **BAUMANN, E. R., HUANG, J.Y.**, Granular Filters for Tertiary Wastewater Treatment, J. Wat. Poll. Constr. Fed., 46,1974.

9. **BĂLĂUCĂ, N., ARIZON, D.**, Cercetări privind depoluarea apelor reziduale prin procedee biotehnologice. Editura Calistrat Hogaș, București 1993.

10. BER, E. L., BRUNER, C.A., Pressure Filtration of Secondary Treatment Plant Effluent. Water and Wastes Eng., 1969.

11. BLANCHE, M., Weitergehende Biologische Abwasserreinigung, 1996.

12. BLĂGOI, O., Construcții hidrautilitare, Editura Dosoitei, Iași 1998.

13. BOLLER, M., Flockungsfiltration zur Elimination von Phosphor aus Kommunales Abwasser, Gas.Wasser. Abwasser,56,1976.

14. BOLLER, M., GUJER, W., Flockungsfiltration zur Entfernung von Phosphaten; Kriterien zur Dimensionierung, Zeitschrift für Wasser und Abwasserforschung, nr.12,1979.

15. BOLLER, M., Flockungsfiltration zur Phosphorelimination, 9, Abwassertechn. Seminar, Techn. Univ. München, nr.25, 1979.

16. BOLLER, M., ENGSTER, I., WEBER, A., Bericht über Versuchsbetrieb der Abwasserfiltrationsanlage Hochdorf, EAWAG, 1980.

17. BOLLER, M. A., Flockungsfiltration zur Reinigung von Abwasser-Verfahrenstechnische Optimierung zur Elimination von Phosphor und Suspendeden Stoffen. Diss. E.T.H., Zürich, 1980.

18. BOYLE, W. C., Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard, E.P.A.600, 1979.

19. BÖHNKE, B., BILI, V., Zweistufige Anlagen zur Stickstoffelimination. Gewässerschutz, Wasser, Abwasser, Umweltschutz Fördern Bürokratie Abbauen Eigenverantwortung stärken. Essen, Tagung für Wasser-und Abfallwirtschaft. Nr.152, Aachen, 1995.

20. CAMP, Th. R., Theory of Water Filtration. Jour. Of the San. Eng. Div. Proc. Of the American Soc. Of Civil Engin., Aug., 1964.

21. CAMP, Th. R., GRABER, D. S., ș.a., Back washing of granular Water Filters. Journal of the San. Eng. Division SAG, dec., 1971.

22. CARMAN, P. C., Fluid Flow Trough Granular Beds, Trans. Inst. Chem. Eng., 15, 1937.

23. CEAUȘESCU, DUMITRU, Analiza chimică a apei, Editura Facla, 1978.

24. COCHECI, V., MARTIN A., VLAD L., JALEA, V., Bazele tehnologiei chimice, IPTVT, Timișoara, 1984.

25. CONLEY, W. R., Experience with Antracite-Sand Filters, J. Amer. Wat. Works Assoc., 53, 1961.

26. CONLEY, W. R., Operators Guide to High Rate Filtration, JAWWA 64/3, mart., 1972.

27. CRAFT, T. F., Review of Rapid Sand Filtration Teory, J. of Amer. Wat. Works Assoc., 58, 1966.

28. DEB, A. K., Theory of Sand Filtration, Journal of the Sanitary Engineering Division, nr.3, 1969.

29. DECUN, M., CRĂINICEANU, E., TIBRU, I., NICHITA, I., Procedeu microbiologic de teren pentru detecția poluării fecale a apei. Revista română de medicină veterinară, vol.3, m 1, 1993.

30. DESYARDINS, R., Le traitement des eaux 2e ed.Ecale Polytechnique de Montreal, Quebec, 1990.

31. DIMA, M., Epurarea apelor uzate urbane, Edit. Junimea, Iași, 1998.

32. DOHMANN, M., Abwasserfiltration mit feinporigen Filtermaterial.

33. DORE, M., Chemie des oxydants et traitement des eaux.-Technique et Documentation-Lavaisier, 1989.

34. DORGELOH, E., BAUMANN, A., Leistungen und Kosten einfacher Filtrationsverfahren in der Abwasserreinigung. Gewässerschutz, Wasser, Abwasser. Umweltschutz Fördern Bürokratie Abbauen Eigenverantwortung stärken. Essener Tagung für Wasser-und Abfallwirtschaft. Nr.152, Aachen, 1995.

35. EAWAG, Bericht über Versuche zur Chemischbiologischen Abwasserreinigung mit Nitrification im var - und Simultanfällungsverfahren, 1977.

36. EAWAG, Berichte über Simultanfällungs, und Flockungsversuche auf der ARA Hochdorf, 1979.

37. ENGLISCH, J. N., CARRY, C. W., MASSE, A. W., PITKIN, I. B., DRYDEN, F. D., Denitrification in granular carbon and sand columns. Journ. WPCE, vol. 46, Jan., 1974.

38. FAIR, G. M., GEYER, J. C., OKUN, I., Water Purification and Waste Water Treatment, vol. 2, U.S.A., 1966.

39. FEBER, D., Theory of Flow in Filter Media IAWWA, 52/7, july, 1960.

40. FIRK, W., Erfahrungen beim Einfahrbetrieb von klärstufen zur erhöhten biologischen Phosphorelimination. Gewässerschutz, Wasser, Abwasser. Umweltschutz Fördern Bürokratie Abbauen Eigenverantwortung stärken. Essen Tagung für Wasser – und Abfallwirtschaft. Nr.152, Aachen, 1995.

41. FORMANEK, V., Les techniques de flottation en epuration des eaux, Trib. Cebedeanu, nr.389, Montreal, 1976.

42. FRIEDLENDER, S. K., Theory of Aerosol Filtration. Ing. Eng. Chem., 50, 1965.

- 43. GIMBEL, R. D.**, Untersuchungen zur Partikelabscheidung in Schnellfiltern, Diss.T.U. Karlsruhe, 1978.
- 44. GIURCONIU, M.**, Canalizări, vol.II, Lit. IPTV Timișoara, 1973.
- 45. GROGNET, G.**, Epurarea apelor uzate menajere, Tribune de L'eau, nr.38, 1989.
- 46. GROS, H.**, Optimisation de la floculationfiltration pour la palissage des eaux usees, Gas. Wasser, Abwasser, nr.5, 1982.
- 47. GROS, H., GINOCCHIO, J. K.**, Filtration in drinking water and wastewater treatment, Subjent special, nr.9, Congres IWSA, Zurich, 1982.
- 48. HABECK, TROPFKE H.**, Abwasserbiologie, Düsseldorf, 1980.
- 49. HAHN, H. H., MEIER, P. P.**, Simulation von Filtrationsmodellen, Veröffentl. D. Ber, für Wasserchemie, Universität Karlsruhe, Heft 5, 1971.
- 50. HALL, W. E.**, An Analysis of Sand Filtration IWC, ASCE 83, iunie, 1957.
- 51. HARTMAN, L.**, Biologische Abwasserreinigung, Berlin, 1992.
- 52. HAUG, R. T., Mc KARTY, P. L.**, Nitrification with submerged filters, Journ. WPCF, vol.44, 1972.
- 53. HISSEL, M.**, La chimie des eaux, Ed. Eyralles, Paris, 1975.
- 54. HUISMAN, L.**, Lecture notes of Rapid Sand Filtration, Delft University of Technology, Neterlands, 72/1971.
- 55. IANCULESCU, S., ș.a.**, Cercetări privind epurarea avansată a apelor uzate prin utilizarea filtrelor de nisip. Studiu ICPGA, dec., 1976.

56. IANCULESCU, S., ș.a., Cercetări privind epurarea avansată a apelor uzate prin utilizarea filtrelor de nisip. Studiu ICPGA, dec., 1977.

57. IANCULESCU, S., ș.a., Studii pentru stabilirea posibilităților de utilizare a granatelor ca material filtrant. Studiu ICPGA, mai, 1978.

58. IANCULESCU, S., ș.a., Studiu privind automatizarea controlului și conducerii în stații de epurare orășenești. Studiu ICPGA, nov., 1982.

59. IANCULESCU, S., Procedee de epurare avansată a apelor uzate. Referat de doctorat nr.1, I.C. București, 1982.

60. IANCULESCU, S., Metodologie, program și instalații experimentale pentru filtrarea apelor uzate. Referat de doctorat nr.2, I.C. București, 1982.

61. IANCULESCU, S., Responsabilitatea față de mediu – realitate politică și imperativ de viitor. Seminar internațional, 5-7 iunie, București, 1994.

62. IANCULESCU, S., Conceptul de dezvoltare durabilă în politica de mediu a României, 18-20 ianuarie 1995, Courschevel-Franța.

63. IANCULESCU, S., Posibilități de aplicare a normelor de politică de mediu în țările cu economie de tranziție. Seminar Geneva, martie, 1996.

64. IANCULESCU, S., ADLER, S., Aplicarea convențiilor internaționale de mediu în sectorul energetic. Sesiunea "Energia și Mediul", Academia Română, 22 febr., 1996.

65. IANCULESCU, S., Contribuții la utilizarea filtrelor de nisip la epurarea avansată a apelor uzate, Teză de doctorat, 1998.

66. IMHOFF, K. R., Taschenbrech der Stadtentwässerung, 23 Aufl., Verlag R. Oldenbourg, München, 1972.

67. IMHOFF, K., BADE, H., EVERS, P., Epurarea apelor reziduale. Stații comunale de epurare. Editura tehnică București, 1998.

68. IMHOFF, K. R., Taschenbrech der Stadtentwässerung, 27 Auflage, Verlag von R. Oldenbourg, München, 1990.

69. IOVI, A., NEGREA, P., Tehnologia îngrășămintelor minerale, U.P.T. Timișoara, 1997.

70. IONESCU, G. C., Instalații de canalizare. Editura didactică și pedagogică, București, 1997.

71. ISSAC, P. C. G., Die Verwendung von Microsieben und Standfiltern bei der dritten Reinigungsstufe. IAWPP – Warshop, Wien, 1971.

72. ISON, C. R., IVES, K. I., Removal Mechanismus in Deep Bed Filtration, Chem. Eng. Sci., 24, 1969.

73. IVES, K. I., Simplified Rational Analysis of filter Behaviour, Proc. Inst. Civ. Eng., 25, 1963.

74. IVES, K. I., SHOLJI, I., Research an Variables Filtration, J. of San. Eng. Div., SA 4, 1965.

75. IVES, K. I., Theory of Filtration, 8th IWS Congress, Wien, 1969.

76. IVES, K. I., A New Concept of Filtrability, 9th Internat. Conference IAWPR, Stockholm, 1978.

77. IVES, K. I., ș.a., Recherches sur l'optimisation de la filtration. La tribune du Cebedeanu nr.333, 334, aug.-sept., 1971

78. IVES, K. I., ș.a., Filtration, Journal of the Institution of Water Eng., vol.25/1, febr., 1971.

79. IWASAKI, T., Some notes and Sand Filtration. J. of Amer. Wat. Works. Assoc., 29, 1937.

80. JOGO, P. H., Tertiary Sewage Treatment by Rapid Filtration. U. K. Practice Nordforsk Seminar, Helsingor, Denmark, Sept., 1978.

81. JOHNSTON, H. K., LIM, H. S., Treatment of Waste Treatment Plant Effluents by Reverse Osmosis, Accord Canada-Ontario, rapport de recherche no.84, Project no.73-3-14 (volume II) 1978 a.

82. JOHNSTON, H. K., LIM, H. S., Removal of Persistent Contaminants from Municipal Effluents by Reverse Osmosis, Accord Canada-Ontario, rapport de recherche no.25, Project no.73-3-14 (volume II), 1978 b.

83. JORDAN, T. A., GOSH, M. M., BOYD, R. H., Physico-chemical Aspects of Deep-Bed Filtration, J. of Wat. Pol. Contr. Fed., 46, 1974.

84. JOSLIN, I. R., GREENE, G., Sand Filter Experiments at Derby Water Poll. Control, vol.69, 1970.

85. JOST, B., Filtrationsverfahren nider weitergehenden Abwassereinigung. Gas-Wasser-Abwasser, 11, 1986

86. JURA, C., GIURCONIU, M., MIREL,I., Problemele utilizării filtrelor lente. Conferința specialiștilor din domeniul hidroedilitar, Arad, 1978.

87. JURA, C., MIREL, I., MERCEA, C., Determinations des parametres optimaux du barage des filtres. Bul. Șt. Și tehnic, I.C. București, an IV, nr.4, 1971

88. JURA, C., GIURCONIU, M., MIREL, I., RETEZAN, A., SÂRBU, I., MERCEA, C., Degassing of water in vacuum prefiltres, Bul. Șt. Și tehnic al IPTV Timișoara, Tom 28 (42) fasc.1-2, 1983.

89. KAYSER, R., Enstufige Belebungsanlagen zur Stickstoffelimination. Gewässerschutz Wasser, Abwasser. Umweltschutz Fördern Bürokratie Abbauen Eigenverantwortung Stärken. Essener Tagung für Wasser – und Abfallwirtschaft. Nr. 152, Aachen, 1995.

90. KISSELEFF, W., SCHILD, H., Betriebskosten von Kläranlagen mit Filtration im Kanton Zürich. Gas.-Wasser-Abwasser, 11, 1987.

91. KLUDING, K. H., Zur Rückspülung von Filtern. Veröff. D. Bereichs u. d. Lehrstuhls für Wasserchemie der T. U. Karlsruhe, Heft 5, 1971.

92. KOCK, M., KOPPLER, I., JOST, B., Erfahrung mit der Flockungsfiltration in der Schweiz. Wiener Mitteilungen. Wasser, Abwasser, Gewässer. Entfernung von Phosphorverbindungen bei der Abwasserreinigung. Band 97, Wien, 1991.

93. KOZENY, S., Das Grundgesetz der Bewegung des Grundwassers, Bodendurchlässigkeit. Wasserkraft und Wasserversorgung 28 JSS., 1933.

94. KREISEL, J. F., ROBECK, G. G., SOMMERVILLE, G. A., Use of Pilot Filters to Predict Optimum Chemical Feeds, Journ. AWWA, vol.60, 1968.

95. KROISS, H., Importanța bilanțului de masă pentru exploatarea stațiilor de epurare privind eliminarea azotului, Korespondenz Abwasser, vol.41, nr.3, 1994.

96. LERK, C. F., Some Aspects of the Deferisation of Grundwater. Thess., Technical University, Olanda, 1965.

97. LETTERMAN, R., Optimizing Deep Bed Water Filters Using a Deposit Distribution Concept, Filtration and Separation, 13, 4, 1976.

- 98. LIXANDRU, B., TIBRU, I., DRAGOMIR, FI., SĂVESCU, E.,** Cercetări privind efectele poluării biologice asupra ecosistemelor acvatice. Sesiunea anuală de comunicări științifice, Facultatea de protecție a mediului înconjurător, Oradea, 1996.
- 99. LOGAN, B. E.,** Transferul de oxigen în filtre biologice, Journal of Environmental Eng. Nr.6, 1993.
- 100. LYNAM, B., ETTTEL, G., Mc ABOON, T.,** Tertiary Treatment at metro Chicago by Means of Rapid Sand Filtration and Microstrainers. Journ. WPCF vol.41, febr., 1969.
- 101. MACKRLE, V., MACKRLE, S.,** Adhesion in Filters Transaction ASCE, vol.117/III, 1962.
- 102. MACKRLE, V.,** L'étude du phenomene d'adherence. Colmatage dans la milieu pareaux. Thess. Fac. Sci. Grenoble, France, 1960.
- 103. MACKELBURG, D.,** Die Anwendung der Trokenfiltration zur Enteisung. Veröff. Des Bereichs und des Lehrstuhls für Wasserchemie der T.U. Karlsruhe, Heft 5, 1971.
- 104. MACKELBURG, D.,** Zur Anwendung der Flockungsfiltration bei der Aufbereitung von Talsperrenwässern. Veröff. des Bereichs und des Lehrstuhls für Wasserchemie der T.U. Karlsruhe, Heft 5, 1971.
- 105. MAHER, G., LERNER, A.,** Versuche mit Abwasserfiltern auf der Kläranlage Wuppertol Buchenhoffen. Ges.Ing. 59, 1936.
- 106. MANDT, M. G., BELL, A. B.,** Oxidation in Wastewater treatment. Quebec, Montreal, 1993.
- 107. MARUDAS, A.,** Clarification of Suspensions: a Study of Particle Deposition in Granular Filter Media, Ph. D. Thessis, Univ. London, 1961

- 108. MATEESCU, Cr.**, Hidraulica, EDP, București, 1963.
- 109. MĂLACEA, I.**, Biologia apelor impurificate, Edit. didactică și pedagogică, București, 1969.
- 110. MĂNESCU, A., SANDU, M., IANCULESCU, O.**, Alimentații cu apă, EDP București, 1994.
- 111. MĂNESCU, S.**, Igiena mediului, Ed. Medicală, București, 1994.
- 112. MICHAU, R.**, Pressure diagrams in filters, L'Eau, 38, 191, 1951.
- 113. MILLER, D. G.**, Rapid Filtration Following Coagulation including the use of Multi-Layer-Beds, Proc. of the Soc. F. Water Treatment a. Examin., 16, 192, 1967.
- 114. MINTZ, D. M., SCHUBERT, S. A.**, Filtre AKH și spălarea filtrelor rapide, Moscova, 1951 (trad. l. rusă).
- 115. MINTZ, D. M.**, Modern Theory of Filtration Subject us. 10. Internat. Wat. Suppl. Assoc. 7th Congress, Barcelona, 1966.
- 116. MINTZ, D. M.**, Preliminary Treatment of Water before Filtration, Subject nr. 6, Wien, 1969.
- 117. MIREL, I.**, Contribuții la studiul procesului de filtrare rapidă, în perioada inițială de reținere. Teză de doctorat IPTV Timișoara, 1974.
- 118. MIREL, I.**, Precizarea condițiilor tehnice și particularizarea relațiilor de calcul în perioada inițială a filtrării rapide. Bul. Științific și tehnic al I.P. Timișoara, nr. 1, 1976, Tom. 21 (35), fasc. 1.
- 119. MIREL, I.**, Studiul parametrilor determinanți în procesul filtrării rapide. Bul. Științific și tehnic al IPTV Timișoara, fasc.2, 1976, Tom. 21 (35).

120. MIREL, I., Cercetări asupra reținerii particulelor în suspensie prin filtre rapide cu nisip. Bul. Științific și tehnic al IPTV Timișoara, Seria Chimie, nr. 2, 1981, Tom. 26 (40).

121. MIREL, I., Cercetări experimentale și rezultate obținute cu privire la utilizarea filtrelor rapide în tehnologia de epurare a apelor uzate orășenești. Lucrările Simpozionului "Calitate și eficiență în hidrotehnică", București, 24-25 nov. 1983.

122. MIREL, I., Model matematic pentru studiul procesului de separare a suspensiilor prin filtre rapide cu nisip. Simpozionul național "Probleme actuale în gospodărirea apelor", Timișoara, 26-27 nov. 1983.

123. MIREL, I., Utilizarea filtrelor rapide cu nisip la limpezirea apelor uzate orășenești și industriale. Simpozionul național "Probleme actuale în gospodărirea apelor", Timișoara, 26-27 nov. 1983.

124. MIREL, I., Considerații asupra desfășurării procesului de filtrare rapidă în funcție de mărimea particulelor în suspensie. Bul. Științific și tehnic al I. C. Buc., Tom. 24, nr. 1-4, 1980.

125. MIREL, I., MARTIN, A., Cercetări asupra reținerii particulelor în suspensie prin filtre rapide cu nisip. Bul. Științific și tehnic al IPTV Timișoara, Seria Chimie, Tom. 26 (40), nr. 2, 1981.

126. MIREL, I., Betrachtung über die optimierung von schnellen Filteranlagen. Bul. șt. și the. Seria Construcții, Timișoara, Tom. 33 (48), 1988.

127. MIREL, I., GIURCONIU, M., PĂCURARU, M., JURA, D., Procedeu și instalație de filtrare biologică rapidă a apelor reziduale cu conținut ridicat de materii organice. Brevet de invenție nr. 93789/1987.

128. MIREL, I., Wervandung von mit Sand und Hydroantrazit verschen schnellen Filteranlagen zwecke reinigung von Abwassern. Bul. Șt. Și the. Seria Construcții, Topm. 34 (48), 1989.

129. MIREL, I., Betrachtung über die optimierung von schnellen Filteranlagen. Bul. șt. și teh. Seria Construcții, Tom. 33 (48), 1988.

130. MIREL, I., Epurarea apelor uzate de la gospodării și unități izolate. Revista "Instalatorul" nr. 3, 1993.

131. MIREL, I., IANCULESCU, S., CARABEȚ, A., SĂVESCU, E., Epurarea apelor uzate prin procedee avansate. Sesiunea jubiliară "75 de ani de la înființarea Universității Politehnica", Timișoara, 19-20 oct. 1996.

132. MONETTE, H., COMEAU, H., BERON, P., Laboratoire de procedés de traitement des eaux. Ecole Polytechnique, section du génie de l'environnement, cours 6207, 1993.

133. NEGULESCU, M., Epurarea apelor uzate orășenești, E.T. București, 1978.

134. NEGULESCU, M., Epurarea apelor uzate industriale, E.T. București, 1987

135. NEGULESCU, C. A. L., EMINOVICI, A., IVANCEA, G., NEGULESCU, M., Apa curată pentru fiecare, București, 1994.

136. NEGULESCU, M., VAICUM, L., PĂTRU, C., IANCULESCU, S., BONCIU, G., PĂTRU, O., Protecția mediului înconjurător, E.T. București, 1995.

137. O'MELIA, C. R., STUMM, W., Theory of Water Filtration, J. of Amer. Wat. Works Assoc., 59, 1967.

138. O'MELIA, C. R., CROPPS, D.K., Some Chemical Aspects of Rapid Sand Filtration, J. of Amer. Wat. Works Assoc., 56, 1964.

139. O'MELIA, C. R., Discussion to Theory of Water Filtration. J. of the Sanit. Eng. Div., vol. 91/2, apr. 1965.

140. PÂSLĂRAȘU, I., ROTARU, N., TEODORESCU, M., Alimentări cu apă, E.T. București, 1981.

141. PIZARRO, J., Wat. Resource, vol. 29, nr. 2, 617-632, 1995.

142. RAICU, P., Biotehnologii moderne. Edit. tehn., București, 1994.

143. RAYMOND, L., COMEAU, Y., RIEL, J. F., BRIERE, F., Faisabilite de la dephosphatation biologique au Quebec. Assises annuelles de l'AQTE, Quebec, QC, martie 1991.

144. REFLING, D. R., ș.a. Eliminarea azotului și fosforului pentru a obține un afluent de calitate foarte bună și la un cost scăzut, Water Env and Technology, vol. 4, nr. 12, 1992.

145. RENNER, H., Die Kanalisation – ciclul de conferințe “Probleme actuale în hidraulică”, Timișoara, 1996.

146. RODIER, J., L'analyse de l'eau Duned, Paris, 1975.

147. ROJANSCHI, V., IANCULESCU, S., Aspecte hidraulice ale spălării filtrelor rapide. Hidrotehnica, vol. 17, nr. 3, București, 1972.

148. ROJANSCHI, V., IANCULESCU, S., Propuneri privind îmbunătățirea drenajelor filtrelor rapide de nisip. Hidrotehnica, nr. 3, 1976.

149. ROJANSCHI, V., OGNEAN, Th., Cartea operatorului din stații de epurare a apelor uzate, Editura tehnică București, 1997.

150. ROLKE, D., Transportvorgänge in Filtern. Veröff. des Bereichs a. d. Lehrstuhls für Wasserchemie der T.U. Karlsruhe, Heft 5, 1971.

151. ROLKE, D., Untersuchungen zur Filtrationswirksamkeit der Trokenfiltration. Veröff. des Bereichs a. d. Lehrstuhls für Wasserchemie der T.U. Karlsruhe, Heft 5,

152. ROLKE, D., Vergleichende Untersuchungen an Troken – und Überstanfiltern zum Mechanismus der Parikelablagerung in Kiesbettfiltern. Veröff. des Bereichs a. d. Lehrstuhls für Wasserchemie der T.U. Karlsruhe, Heft 6, 1973.

153. ROLKE, D., Vergleichende Untersuchungen an Troken – und Überstanfiltern zum Mechanismus der Parikelablagerung in Kiesbettfiltern, Disseration, Universität Karlsruhe (TH), 1973.

154. ROFFER, H., Tendenzen in der Entwicklung neuer Abwasserreinigungsverfahren. Gewässerchutz-Wasser-Abwasser, Heft 10, Aachen, 1973.

155. ROQUES, H., Fondements Theorique du traitement chimique des eaux, vol. II, Ed. Technique et Documentation, Lavoisier, Paris, 1990.

156. RUSU, G., ROJANSCHI, V., IANCULESCU, S., Utilizarea filtrelor de nisip la epurarea avansată a apelor uzate. Hidrotehnica, vol.22, nr.6, iunie, 1977.

157. RUSU, G., ROJANSCHI, V., Filtrarea în tehnica tratării și epurării apelor, E.T. București, 1980.

158. RUSU, G., POPESCU, V., Epurarea avansată a apelor uzate. Hidrotehnica, vol.20, nr.4, București, 1975.

159. SĂVESCU, E., Considerații preliminare privind oportunitatea utilizării filtrelor rapide de nisip la epurarea apelor uzate. Buletin științific Fam. 43, vol.1, Timișoara, 1998.

160. SĂVESCU, E., HORHAT, M., Evaluarea indicatorilor de calitate a apelor uzate la intrarea în Stația de epurare Timișoara, Simpozionul național pentru instalații și confort ambiental, Timișoara, 1999.

161. SCHRIEBERTSCHING, W., RENNER, H., KAUCH, P. E., SCHLACHTER, H., NEMECEK, E., Abwasser und Abfalltechnik. Manz Verlag Schulbruch, Wien, 1995.

162. SCHOLYI, I., The filtration of suspension through deep granular filters, Ph. D. thesis, Univ. London, 1963.

163. SEDLAK, R., Phosphorus and nitrogen removal from municipal Wastewater, 2nd ed Lewis Publ., Boca Raton, 1991.

164. SEIDEL, D. F., CRITES, R. W., Evaluation of anaerobic denitrification processes. JSED, Proc. of the American Society of Civil Eng., April, 1970.

165. SHULL, K. E., Experiences with Multiple-Bed Filters. Journ. AWWA, vol.57, 1965.

166. SOKTHIVODIVEL, R., THANIKACHALM, V., SEETHARMANN, S., Headloss Theories in Filtration, J. Amer. Wat. Works Assoc., 64, 1972.

167. SONTHEIMER, H., Grundprobleme und Aufgabenstellungen bei der Filtration. Veröff. d. Bereichs a.d. Lehrstuhls für Wasserchemie der T.U. Karlsruhe, Heft 5, 1971.

168. SONTHEIMER, H., Flocungsfiltration. Veröff. d. Bereichs a.d. Lehrstuhls für Wasserchemie der T.U. Karlsruhe, Heft 5, 1971.

169. SPINDLER, P., Beitrag zur Beschreibung des Konzentrationsverlaufes in Schnellfiltern der Wasseraufbereitung. Veröff. d. Bereichs a.d. Lehrstuhls für Wasserchemie der T.U. Karlsruhe, Heft 6, 1973.

170. SPURRI, H., RICHARZ, W., Verweilzeitverteilung in Bodekolonnen. Chem. Ing. Techn. 44, 1972.

171. SCHMIDT, I. W., Technique de traitement tertiaire des eaux usees au Canada (1979), Raport EPS-4-WP-79-5F, Direction generale de la lutte contre la pollution des eaux, Canada, Sept., 1982.

172. SPIELMAN, L. A., GOREN, S. L., Capture of Small Particles by London Forces from Low Speed Liquid Flows, Env. Sci. and Techn., 52, 1974.

173. SPIELMAN, L. A., FRIEDLENDER, S. K., Role of the Electrical Double Layer in Particle Deposition by Conservative Diffusion, *J. of Coll. And Interf. Sci.*, 46, 1974.

174. SPIELMAN, L. A., FITZPATRICK, I. A., Theory of Particle Collection under London and Gravity Forces. *J. of Coll. And Interf. Sci.*, 42, 1973.

175. SPIELMAN, L. A., CUKOR, P. M., Deposition of Non Brownian Particles under Colloidal Forces, *J. of Coll. And Interf. Sci.*, 43, 1973.

176. STREAT, M., PATRICK, W. J., CAMPARRO, J. M., *Wat. Resource*, vol.29, nr.2, 467-472, 1995.

177. STUMM, W., O'MELLIO, Ch., Chemische Vorgänge bei der Filtration. Veröff. d. Bereichs a.d. Lehrstuhls für Wasserchemie der T.U. Karlsruhe, Heft 5, 1971.

178. STUMM, W., SIGG, L., Kolloidschemische Grundlagen der Phosphor – Elimination in Fällung, Flockung and Filtration, *Z. f. Wasser – und Abwasserforschung*, 12, 1979.

179. SUTTOK, P. M., MURPHY, K. L., DAWSON, R. N., Low Temperature Biological Denitrification of Wastewater. *Journal water Pollution Control Federation*, 47 (11): 122, 1975.

180. SUTTON, P. M., MURPHY, K. L., JANK, B. E., Nitrogen Control: A Basis for Design with Activated Sludge Systems *Progress in Water Technology*, 8:467, 1977 a.

181. SUTTON, P. M., MURPHY, K. L., JANK, B. E., Kinetic Studies of Single Sludge Nitrogen Removal Systems, *IAWPR Conference on Advanced Treatment and Reclamation of Wastewater*, Johannesburg, Afrique du Sud, juin 1977 b.

182. SUTTON, P. M., MURPHY, K. L., JANK, B. E., Nitrification Systems with Integrated Phosphorus Precipitation, *Water and Pollution Control*, 116(4), avril, 1978 a.

- 183. SUTTON, P. M., MURPHY, K. L., JANK, B. E.,** Design Considerations for Integrated Nutrient Removal Systems, 9th IAWPR International Conference, Stockholm, Suede, 12-16 juin, 1978 b.
- 184. SUTTON, P. M., MURPHY, K. L., JANK, B. E., MONAGHAN, B. A.,** Efficacy of Biological Nitrification, Journal Water Pollution Control Federation, 47(11):2665, 1975.
- 185. TARDAT-HENRY, M.,** Evolution des derives de l'aluminium utilises comme agents coagulants, Sciences et techniques de l'eau, vol 22, nr.4, Montreal, 1989.
- 186. TARDAT-HENRY, M.,** Chemie des eaux, Montreal, Canada, 1992.
- 187. TCHOBANOGLIOUS, G., ELIOSSEN, F.,** Filtration of Treated Sewage Effluents. Journ. of the San. Eng. Div., Proc. of the Americ. Soc. Of Civ. Eng., April, 1970.
- 188. TCHOBANOGLIOUS, G.,** Filtration Techniques in Tertiary Treatment, Journ. WPCF, vol. 42, April, 1970.
- 189. TEBUTT, T. H. V.,** An Investigation into Tertiary Treatment by Rapid Filtration. Water Research Perganon Press, vol. 5, 1971.
- 190. TEODORESCU, I., ANTONIU, R., VARDUCA, A., POPESCU, L., CRĂCIUN, M.,** Optimizarea supravegherii calității apelor. Editura tehnică București, 1984.
- 191. TESSENDORF, H.,** Untersuchungen zum Widerstandsgesetz für die Durchströmung von Kugelschüttungrn. Mitt. D. Inst. F. Wasserbau und Wasserw., 1994.
- 192. TIBRU, I., SĂVESCU, E.,** Test rapid de apreciere a decontaminării apelor uzate.
- 193. TIBRU, I.,** Influența fermentației metanice a dejectiilor asupra agenților patogeni. Teză de doctorat, 1998.
- 194. TIBRU, I., SĂVESCU, E.,** Cercetări privind efectul factorilor poluanți pe parcursul râului Bârzava. Sesiunea Științifică anuală de medicină veterinară.

195. TOSSEY, D. F., FLEMING, P. J., SCOTT, R. F., Tertiary Treatment by Flocculation and Filtration, Journ. of the San. Eng. Div., Proc. of the Amerc. Soc. of Civ. Eng., Febr., 1970.

196. TOTESCU, E., VASILIU, C., IANULA, A., Importanța cercetării salmonelelor în apele reziduale ca indicatori de eficiență a stațiilor de epurare. Igiena, 1993, vol.32, nr.3.

197. TRIEBEL, W., Lehr – und Handbuch der Abwassertechnik. Band I, II, III, IV, Berlin, München, Düsseldorf. Zweite Auflage, Verlag von Wilhelm Ernst of Sohn, 1973, 1975, 1979, 1980.

198. TROFIN, P., Alimentări cu apă, E.D.P. București, 1982.

199. TRUESDALE, G. A., BIRKBECK, A. E., Tertiary Treatment Processes for Sewage Works Effluents, Waster Poll. Control, Vol.66, 1967.

200. TRUESDALE, G. A., BIRKBECK, A. E., Tertiary Treatment Activated Sludge Effluent. Wat. Poll. Contr. Vol.67, 1968.

201. VACHON, A., ș.a. La dephosphatation biologique des eaux usee, TMS- L'Eau vol.87, nr.4, 1992.

202. VAICUM, L. M., Epurarea apelor uzate cu nămol activ. Edit. Academiei, București, 1981.

203. VAICUM, L., OCNEAN, T., Epurarea biologică a apelor reziduale, ramură modernă a biotehnologiei. Vol.II, Timișoara, 1984.

204. VOERMANS, J. A. R., Waste management practices in Europe. Effluent From linestack Edited by J. K. R. Gasser London, 1991.

205. ZALETOVA, N. A., Despre eliminarea azotului și fosforului din

206. WAGNER, I., Untersuchungen zum Einfluß Chemischer Parameter auf die Flockungsfiltration. Veröff. d. Bereichs a.d. Lehrstuhls für Wasserchemie der T. U. Karlsruhe, Helf 6, 1973.

207. YAO, C. R., Influence of Suspended Particle Size on the Transport Aspect of Water Filtration, Ph.D. Thesis, Univ of North Caroline, Chapel Hill, 1968.

208. YAO, C. R., HABILBRIAN, M. T., O'MELIA, C. R., Water and Waste Water Filtration. Concepts and Aplications, Publication 250, Surv. Sci. and Eng. Dept., Univ. of North Caroline, Chapel Hill, 1970.

209. ***** Centrul de informare al ONU pentru România, "Apa pentru toți", comunicat de presă, 16 martie, 1994.

210. ***** Chemical Abstraccts 1990-1993.

211. ***** Directiva consiliului europeii 91/271 C.E.E. din 21 mai 1991.

212. ***** Legea apelor nr. 107/1996. Monitorul Oficial al României, nr. 244 din 8 octombrie, 1996.

213. ***** Legea protecției mediului, nr. 137/1995. Monitorul Oficial al României nr. 304 din 30 decembrie, 1995.

214. ***** Merck – L'analyse de l'eau Darmstadt 1993.

215. ***** Momento technique de l'eau – Degrement, Paris, 1990.

216. ***** Normativ privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanți a pelor uzate evacuate în resursele de apă, NTPA.001. Monitorul Oficial al României nr. 327 din 25 noiembrie, 1997.

217. ***** Normativ privind condițiile de evacuare a apelor uzate în rețelele de canalizare ale localităților, NTPA-002, Monitorul Oficial al României 1997

218. ***** Recomandarea 1224 a Adunării Plenare a Consiliului Europei – 1 octombrie 1993 – Documentul 6906 a Comitetului pentru Mediu, Amenajarea teritoriului și a puterilor locale, M. Ruffi.

219. ***** Seminaire sur la gestion de l'eau Traitement des eaux usees – Groupe Conseil Eduplus inc – Timișoara, 1994.

220. ***** STAS 8619/3 –90 – Determinarea concentrației ionilor de hidrogen (pH). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

221. ***** STAS 6560 –82 – Determinarea consumului biochimic de oxigen la 5 zile (CBO₅). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

222. ***** STAS 9887 – 74 – Determinarea consumului chimic de oxigen – metoda cu permanganat de potasiu (CCOMn). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

223. ***** STAS 8683 – 70 – Determinarea azotului amoniacal (NH_4^+). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

224. ***** STAS 7312 – 83 – Determinarea azotului total (N). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

225. ***** STAS 8900/1 – 71 – Determinarea azotaților (NO_3^-). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

226. ***** STAS 8900/2 – 71 – Determinarea azotaților (NO_2^-). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

227. ***** STAS 10064 – 75 – Determinarea fosfaților (PO_4^{3-}). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

228. ***** STAS 10064 – 75 – Determinarea fosforului total (P). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

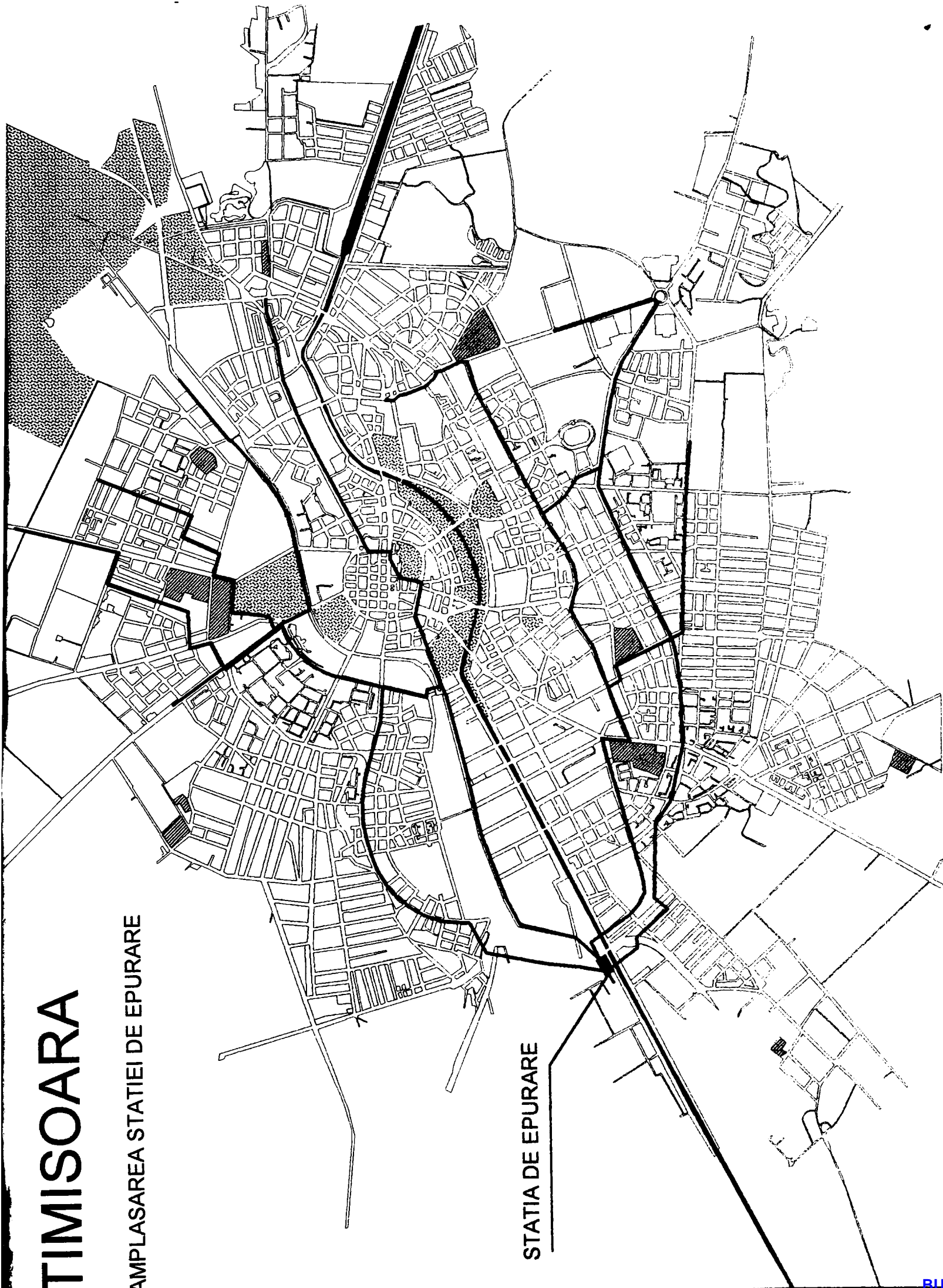
229. ***** STAS 6953 – 81 – Determinarea materiilor totale în suspensie (MTS). CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

230. ***** STAS 3001 – 91 – Determinarea indicatorilor bacteriologici. CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

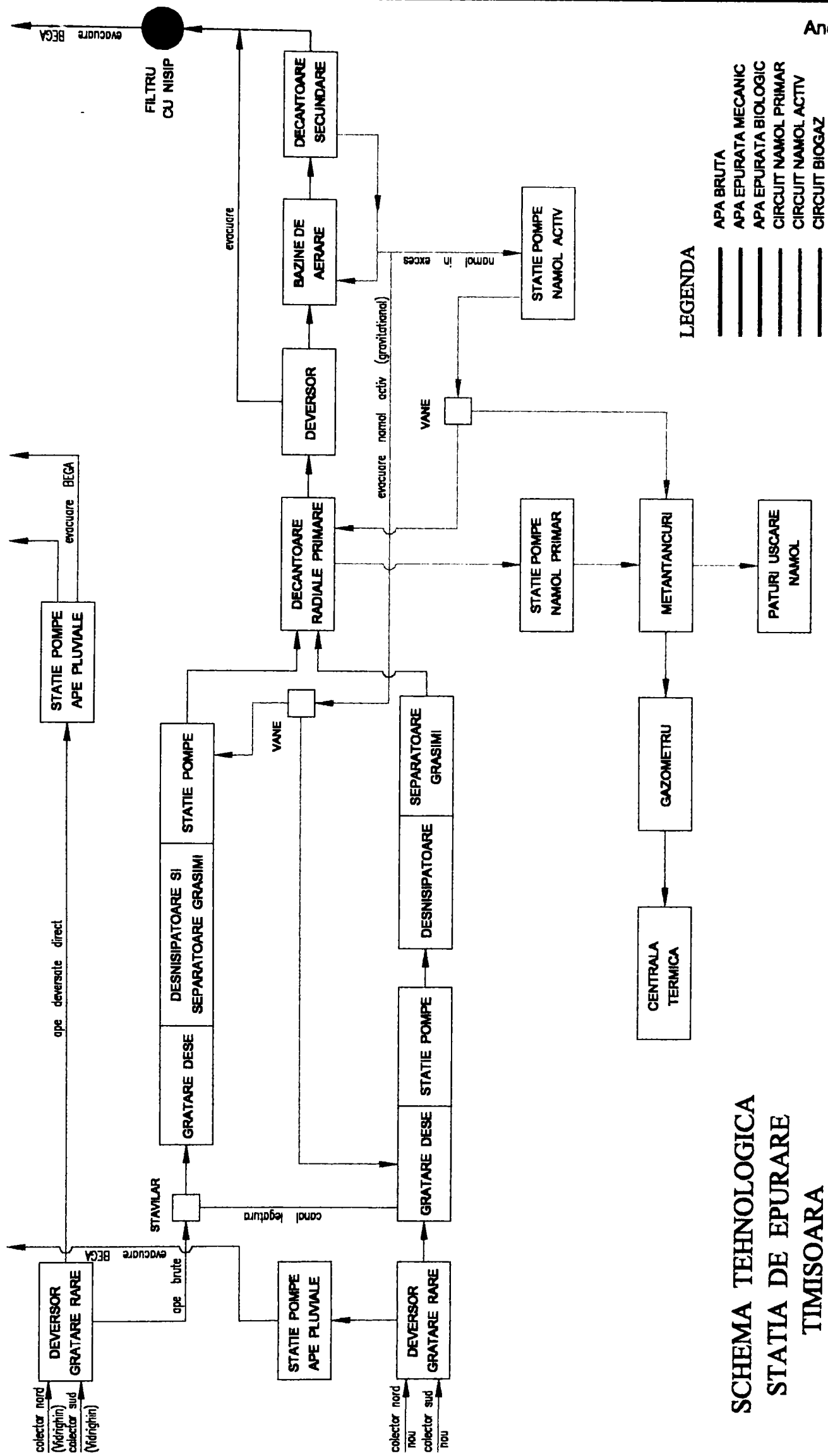
231. ***** STAS 4706 – 88 – Ape de suprafață. CNST, Institutul Român pentru Standardizare, București.

TIMISOARA

AMPLASAREA STATIEI DE EPURARE



STATIA DE EPURARE



SCHEMA TEHNOLOGICA
STATIA DE EPURARE
TIMISOARA