

MINISTERUL EDUCATIEI SI INVATAMINTULUI
INSTITUTUL POLITEHNIC "TRAIAN VUIA"
T I M I S O A R A
Facultatea de Construcții
Ing. VASILE POP

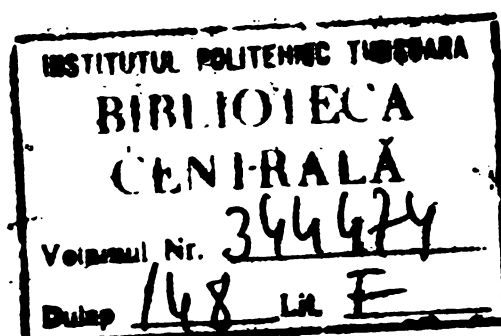
CONTRIBUTIE LA CALCULUL SI REALIZAREA
TEHNICA A INSTALATIILOR DE FILTRARE ULTRARAPIDA

- Teză de doctorat -

Conducător științific
Prof.dr.ing. CORNEL JURA

BIBLIOTECA CENTRALĂ
UNIVERSITATEA "POLITEHNICA"
TIMIȘOARA

Timișoara 1978



C a p i t o l u l 1

OBIECTUL STUDIULUI

1.1.- Introducere.

Importanța bunei gospodăririi a resurselor de apă ale țării este reliefată de faptul că această problemă își găsește un loc distinct în Programul Partidului Comunist Român de făurire a societății socialiste multilateral dezvoltate și înaintare a României spre comunism, adoptat de Congresul al XI-lea al partidului, problemă pentru rezolvarea căreia se apreciază ca necesară o politică specială care să conducă la gospodărirea judicioasă, unitară a resurselor de apă, estimate ca un bun național de preț. În vederea satisfacerii necesităților de apă fie ca și consum public, fie ca cerințe ale industriei sau agriculturii, tot la Congresul al XI-lea al Partidului Comunist Român, s-a evidențiat și necesitatea de a orienta cercetarea științifică cu prioritate pentru valorificarea superioară a resurselor existente și în mod special pentru descoperirea unor noi resurse de apă.

Buna gospodărire a resurselor de apă se impune și ca urmare a creșterii în ultima perioadă, în mod cu totul deosebit a consumului de apă. Ritmul intens de creștere și dezvoltare al industriei și agriculturii, politica dusă în domeniul sistematizării teritoriului, a orașelor și comunelor, precum și creșterea continuă a populației urbane, conduc la sporirea necesităților de apă / 19 /. Ca urmare, pe baza hotărârilor Plenarei comune a Comitetului Central al Partidului Comunist Român și a Consiliului Suprem al Dezvoltării Economice și Sociale a României, din data de 21 - 22 martie 1975, s-a elaborat Programul național de perspectivă pentru amenajarea bazinelor hidrografice din R.S.R., în legătură cu care, secretarul general al Partidului, tovarășul Nicolae Ceaușescu arăta în cuvântul rostit la Plenara C.C. al P.C.R. din 14 aprilie 1976: "acest program are o importanță deosebită pentru dezvoltarea societății noastre socialiste, referindu-se la o problemă vitală pentru înflorirea întregii noastre țări și anume la problema apei, care ca și pe plan internațional, devine o problemă tot mai acută a lumii de astăzi".

Analizând dezvoltarea consumului de apă în ultimii 10 ani, rezultă concluzii evidente în acest sens. Astfel la sfârșitul anului 1975, populația urbană a țării a crescut de 1,4 ori față de anul 1965, producția globală industrială a crescut de 3,2 ori și volumul de apă distribuită de 2,7 ori, indicele consumului specific de apă în litri/locuitor.zi, crescând de la 197 la 380 l/locuitor.zi, deci aproape dublându-se. Numărul localităților care posedă un sistem centralizat de distribuire a apei potabile a crescut de la 233 la 482, sporind gradul de dotare tehnico-edilitară al acestora / 2 /.

În aceeași perioadă municipiul Timișoara a cunoscut o dezvoltare armonioasă și apropiată de media pe țară, populația orașului crescând tot de 1,4 ori, producția globală industrială de 2,9 ori, capacitatea instalațiilor de distribuție a apei crescând de 2,2 ori.

Necesități sporite de apă se prevăd și pentru perspectiva de viitor a următorilor 10 ani, în care se apreciază ca necesară dublarea față de situația actuală a capacităților de distribuție a apei. Cum însă acest volum foarte mare de apă ce urmează a fi distribuit către populație sau industrie este constituit din apă limpezită în măsură mai mare sau mai mică, funcție de cerințele populației sau ale industriei, rezultă importanța crescândă pe care o primesc instalațiile de limpezire a apei și în special treapta tehnologică de filtrare .

Locul de aceea problema filtrării apei este prezentă ca și temă la toate congresele internaționale de alimentație cu apă, un număr important de cercetători din țară și străinătate ocupându-se de problema filtrării apei în scopul de a obține un volum sporit de apă în condiții superioare de calitate și cu costuri cât mai scăzute. Cercetările au fost orientate atât în domeniul teoretic al descrierii matematice a legilor care guvernează fenomenul filtrării, deci pentru încheierea unei " teorii a filtrării ", cât și în direcția îmbunătățirii tehnologiei de filtrare și a găsirii unor soluții constructive care să asigure o eficiență optimă în funcționarea instalațiilor .

În general însă aceste cercetări au avut ca și domeniu de explorare filtrarea rapidă, deci cea cu viteză între 5-15 m/h, / 31,63,111,119,143/, întrucât acest tip de filtrare este folosit aproape exclusiv pe plan mondial, cu rezultate satisfăcătoare și cu o experiență bogată.

INSTITUTUL POLITEHNIC
TIMIȘOARA
SERVICIUL CENTRAL

Atît cercetările cît și instalațiile de filtrare realizate s-au ocupat mult mai puțin de filtrarea la viteze foarte mari, cuprinse între 15 și 100 m/h, așa numita filtrare ultrarapidă, întrucît odată cu creșterea vitezei de filtrare cresc simțitor pierderile de sarcină și scade calitatea filtratului. Dacă însă condițiile de calitate cerute pentru efluent sînt mai puțin severe și aceasta este în general cazul apelor solicitate de industrie, este posibilă în principiu obținerea în anumite condiții, a unui volum sporit de apă tratată cu costuri scăzute, folosind alte modalități de limpezire, / 20 / printre care și filtrarea ultrarapidă. De asemenea, în anumite condiții este posibilă folosirea filtrării ultrarapide ca și treaptă prealabilă de prefiltrare în procesul de limpezire a apei potabile, înlocuind decantarea în fața filtrelor rapide subsecvente.

Din acest punct de vedere cercetările autorului și-au propus analizarea fenomenelor de filtrare la viteze foarte mari, verificarea măsurii în care se aplică în acest domeniu elementele teoretice acceptate pe plan mondial pentru filtrare rapidă și în măsura posibilităților, exprimarea unei contribuții proprii în definirea unor aspecte ale filtrării ultrarapide, astfel ca să se poată asigura elementele necesare stabilirii unor principii generale în alegerea datelor constructive și tehnologice pentru realizarea unor instalații pilot de filtrare ultrarapidă.

Experiențele la scară de laborator și la scară uzinală s-au efectuat în cadrul laboratorului catedrei de construcții hidrotehnice și îmbunătățiri funciare a facultății de construcții de la Institutul Politehnic " Traian Vuia " din Timișoara, sub îndrumarea conducătorului științific prof. dr.ing. Cornel Jura și cu sprijinul colectivului catedrei de construcții hidrotehnice și îmbunătățiri funciare condus de prof. dr.ing. Mihai Bălă, tuturor, autorul mulțumindu-le pe această cale pentru sprijinul și ajutorul acordat.

1.2.- Considerații de ordin general.

Fiind în contact direct cu mediul natural, apa este impurificată și conține în această stare un procent mai mare sau mai mic de substanțe dizolvate sau în suspensie, care influențează asupra calității ei, astfel încît funcțiile de necesitățile impuse la folosire este necesar un proces de limpezire a apei, de corectare a calităților ei în conformitate cu cerințele consumatorilor. Este deci necesară luarea unui complex de măsuri care să aducă în limite admisibile

substanțele dizolvate (deferizare, demanganizare, dedurizare etc) precum și pentru reținerea particulelor de substanță aflate sub formă de suspensie coloidală sau gravimetrică (tratate cu coagulanți sau alți reactivi, decantare, filtrare, desinfectare etc). Procesul de limpezire a apei reprezintă deci un ansamblu complex de măsuri în cadrul cărora filtrarea este o componentă esențială dar nu unică determinantă, care este menită ca, în condițiile favorabile create de procesele anterioare, să desăvârșească, să finiseze acest proces /119, 140 /.

Prin filtrare în sensul general se înțeleg procesele de separare a unor sisteme eterogene cu ajutorul unor medii poroase care rețin unele faze ale sistemului și lasă să treacă altele. În cazul special al limpezirii apelor, filtrarea este treapta tehnologică care realizează desăvârșirea procesului de separare a suspensiilor din apa care se supune tratării, reținându-se prin acest proces suspensiile gravimetrice și coloidale, materiile organice și minerale, microorganismele și bacteriile. Calitatea filtratului, deci gradul de limpezire a apei depinde de viteza de filtrare, de mărimea și concentrația particulelor suspensiei, de caracteristicile mediului poros filtrant (granulometrie, grosime), de temperatură, vâscozitate și densitatea apei / 62, 119 /.

Membranele filtrante sau mediile poroase filtrante au pori care le străbat, pori cu diverse forme și dimensiuni, care în timpul funcționării își reduc dimensiunile efective, ducând la creșterea rezistenței. Dacă particulele nu sînt reținute la intrarea în pori, atunci ele sînt reținute în interiorul acestora, prin diverse mecanisme, care se vor expune detaliat în cadrul unui alt capitol al lucrării. În cazul în care particulele în suspensie nu pătrund aproape deloc în interiorul mediului filtrant, ele fiind reținute la suprafața acestuia sau în stratul superior de 2-3 cm., se realizează tipul de filtrare "cu formare de precipitat", corespunzînd în tehnica potabilizării apei, filtrării prin filtrele lente. Atunci cînd însă, particulele din suspensie sînt reținute în interiorul porilor mediului filtrant, la suprafața acestuia neformîndu-se precipitat aproape deloc, se realizează tipul de filtrare "cu astuparea porilor" tip folosit în tehnica limpezirii apelor la filtrarea prin filtrele rapide / 61, 94 /.

Filtrarea cu astuparea porilor, deci la care procesul de reținere se realizează în interiorul stratului filtrant este caracteristică pentru situațiile în care dimensiunea și concentrația

particulelor solide în suspensie este relativ mică. Experiențele arată că este caracteristic pentru un anumit proces de filtrare și raportul dintre viteza de filtrare și viteza de depunere a particulelor din suspensie sub acțiunea gravitației. La raporturi mici (sub 10) există premise pentru apariția tipului de filtrare cu formare de precipitat, deci la suprafața mediului filtrant, în timp ce raporturi mai mari, deci în care viteza de depunere a particulelor din suspensie este mică în raport cu viteza de filtrare, sînt caracteristice tipului de filtrare în care reținerea suspensiilor se realizează în interiorul porilor mediului filtrant / 61 /.

Filtrarea apei cu conținut ridicat de suspensii prin un material poros, reprezintă dealtfel reproducerea unui fenomen natural de corectare a calității apei, ce se realizează în pămînt la trecerea apei prin stratele de pietriș și nisip. În instalațiile de tratare a apei, fenomenele naturale sînt reproduse de fapt în mod artificial, pentru obținerea aceluiași rezultate, cu o eficiență și intensitate sporită / 143 /.

Procesul de filtrare a apei se realizează în filtre adică în cuve construite din beton armat sau metal care conțin materialul poros filtrant prin care este trecută apa ce se supune tratării. Din punctul de vedere al construcției cuvei, filtrele pot fi deschise sau închise, funcționînd deci cu nivel liber sau sub presiune.

În funcție de mărimea vitezei de filtrare, filtrele pot fi cu acțiune lentă, rapidă sau ultrarapidă. La filtrele cu acțiune lentă viteza de filtrare a apei este cuprinsă între 0,1 și 0,4 m/h, la filtrele rapide între 3,5 și 15 m/h (uzual între 5-7 m/h) iar în filtrarea ultrarapidă vitezele sînt cuprinse între 15 și 100 m/h.

Filtrele lente reprezintă cel mai vechi tip de filtre folosite pentru potabilizarea apei, operația ca principiu fiind amintită în documente vechi de 4000 ani. Folosirea unei instalații de filtrare cu acțiune lentă, în alimentările publice cu apă potabilă de tip modern, a fost efectuată în anul 1829 de James Simpson pentru " Chelsea Water Company " în Londra. Apa este trecută gravitațional prin un strat de nisip, folosind o viteză scăzută astfel că acest tip de filtre au o durată de funcționare îndelungată, curățirea lor fiind necesară numai după cîteva săptămîni sau cîteva luni. Cu un strat filtrant compus din granule fine, cu diametrul pînă la 0,15 - 0,35 mm, materiile în suspensie sau coloidale din apa brută sînt reținute pe fața superioară a patului filtrant, de către o membrană biologică

compusă în mare parte din microorganisme vegetale și animale, aerobe. Murdăria poate fi îndepărtată și filtrul readus la capacitatea originală, prin răzuirea stratului superior de nisip murdar pe o grosime de câțiva centimetri. Deși calitatea filtratului obținut este excelentă, apa fiind potabilă fără a mai necesita o desinfecție ulterioară, filtrele lente se construiesc din ce în ce mai puțin, întrucât datorită vitezei mici de filtrare, la debite reduse necesită volum mare de construcție deci investiții inițiale mari și ocupă suprafețe mari de teren ce sînt scoase din circuitul agricol, în timp ce operațiile de curățire sînt greoaie și consumă multă manoperă / 41, 143 /.

Pentru aceste motive în tehnica filtrării au căpătat o utilizare din ce în ce mai largă filtrele rapide, care elimină inconvenientele amintite și care sînt aproape exclusiv folosite în prezent, ca urmare a unei experiențe îndelungate și a unor îmbunătățiri succesive aduse construcției și tehnologiei de filtrare, pe lângă dezvoltarea corespunzătoare a teoriei filtrării .

Filtrele rapide au fost folosite pentru prima dată în 1885 la Somerville - New Jersey SUA, iar în Europa în 1895 la alimentarea cu apă municipală a orașului Zürich.

În principiu, filtrele rapide deschise descendente imaginate în urmă cu 80 ani și folosite și azi, conțin un strat de material filtrant în grosime de 0,5 pînă la 2 m. deasupra căreia apa ce trebuie tratată stă în o grosime de 0,25 pînă la 2 m. La partea inferioară patul filtrant e suportat de un sistem de drenaj, care în același timp permite descărcarea apei filtrate și aprovizionarea cu apă de spălare / 18, 41. /. Particulele în suspensie sînt reținute în masa stratului filtrant, compus de regulă din nisip cuarțos cu diametrul granulelor între 0,5 și 1 mm. În timpul funcționării suspensiilor reținute se adună în porii materialului filtrant conducînd la creșterea rezistenței, deci a pierderii de sarcină. Atingerea valorii maxime pentru pierderea de sarcină înseamnă de fapt încheierea ciclului de filtrare și începerea operației de spălare. Încheierea ciclului poate surveni și ca urmare a înrăutățirii peste limitele admise a calității efluentului.

Operația de spălare a filtrului încheie durata unui ciclu al filtrelor rapide (1 - 3 zile) și se realizează prin un curent ascendent de apă, cu o viteză de 7 - 10 ori mai mare ca și viteza de filtrare, care expandează stratul de nisip și spală impuritățile. Pentru reducerea debitului și a duratei de spălare s-a

introdus spălarea cu apă și aer sau spălarea cu ejectoare de mică și mare capacitate / 62, 143 /.

Pentru limpezirea apei potabile sau industriale, filtrarea rapidă se folosește pe trei căi diferite și anume ca și, tratare unică, ca și tratare preliminară sau ca și tratament final.

Tratarea unică prin filtrele rapide este folosită mai rar la procesul de limpezire a apei potabile și anume în cazurile în care e necesară o deferizare sau demanganizare a apei freatice de adâncime, această filtrare fiind suficientă având în vedere calitățile igienice ale apei de adâncime / 67, 69 /. Cu granule de nisip acceptabil de aspre (mai mari de 2 mm / se pot atinge cu bune rezultate viteze de filtrare chiar din domeniul filtrării ultrarapide. Tratarea unică prin filtre rapide este folosită și la instalații industriale, de alimentări cu apă unde nu se cere completa clarificare a apei .

La turbidități mai mari, pentru a descărca filtrele lente în care se realizează potabilizarea apei, se folosește filtrarea rapidă pentru pretratarea apei, obiectivul filtrelor rapide nefiind cel de a produce apă potabilă ci doar de a limpezi și reduce încărcătura în substanțe a apei ce intră în treapta următoare de filtrare .

În fine filtrele rapide pot fi folosite ca ultimă treaptă, în ansamblul proceselor tehnologice de limpezire a apei potabile, preluând apa deja limpezită în prealabil prin alte procedee (decantare etc.) și reținând ultimele urme de materii coagulate, sau alte impurități, fiind deci folosite ca filtre de finisare / 41 /.

Există în prezent în lume o tendință generală de a mări viteza filtrării, folosind concomitent ultimele perfecționări în domeniul adausurilor coagulante și a unor procese tehnologice moderne de filtrare / 94 /.

Filtrarea ultrarapidă, deci la viteze foarte mari, a reprezentat în anumite cazuri o soluție de a obține în condiții specifice, debite mari de apă tratată cu eficiență sporită. Este cazul apelor freatice de adâncime, pure din punct de vedere igienic, care însă trebuiesc deferizate sau demanganizate, situații în care s-au obținut viteze de filtrare de până la 54 m/h / 41 /, sau la limpezirea parțială a apelor necesare industriei, instalații construite în URSS și care lucrând sub presiune, ating viteze de filtrare de 25 - 100 m/h / 144 / .-

1.3.- Necesitatea și obiectivele cercetării .

Plecând de la necesitatea gospodăririi raționale și eficiente a apei în general și a celei potabile în special, problemă ce a primit în actuala conjunctură o importanță deosebită pe plan mondial, se impune găsirea unor soluții de economisire a rezervelor de apă potabilă existente, pentru a satisface nevoile mereu crescînde ale populației urbane, a cărei creștere numerică este de factură exponențială. Cum în paralel se înregistrează o dezvoltare deosebită a industriei și implicit deci o creștere notabilă a necesităților de apă pentru consum industrial, se impune asigurarea separat de apă potabilă, a apei de o anumite calitate pentru o parte a necesităților industriei, aceasta atît din punctul de vedere al folosirii eficiente a capacității instalațiilor de producere a apei potabile, cît și pentru producerea apei pentru consum industrial la un preț cît mai scăzut. Cum instalațiile de filtrare necesită ca și investiție peste 30 % din valoarea totală a unei instalații de tratare a apei, prezintă interes realizarea unor instalații puțin costisitoare și de mare productivitate, bazată pe principiul filtrării apei la viteze foarte mari, care să asigure apă tratată la pretențiile calitative ale industriei. La aceste cerințe de calitate mai puțin riguroase, este posibilă mărirea vitezei de filtrare și a dimensiunii granulelor stratului filtrant, chiar și fără creșteri notabile ale grosimii acestui strat / 63,64 /.

În multe localități urbane, printre care și Timișoara, cea mai mare parte a apei necesare proceselor tehnologice din industrie, este prelevată din rețeaua publică de apă potabilă. În Timișoara în anul 1976 din totalul de 37,7 mil. m.c. apă potabilă livrată în rețea, o cantitate de 22,1 mil. m.c. deci 58,6 %, a fost folosită de industrie și de instituții, iar numai 41,4 % din total a revenit populației orașului. Această situație reprezintă în primul rînd o diminuare a cantității de apă livrată populației folosindu-se în industrie o parte din volumul de apă care ar putea reveni consumului public cu urmări nedorite în ceea ce privește, satisfacerea integrală a cerințelor de apă potabilă ale populației. Pe de altă parte se ajunge în situația de a folosi în industrie, pentru nevoi tehnologice apă potabilă, adică o apă tratată la nivelul unor cerințe de calitate mult mai severe decît cele necesare de regulă în industrie, o apă deci obținută cu costuri mai mari, ca urmare a folosirii coagulanților, a desinfectării apei și în general a unor procese de uzinare mai complexe.

Desigur că la această situație s-a ajuns și datorită faptului că extinderea uzinei de apă industrială și a rețelei de distribuție a apei industriale, nu s-a realizat concomitent cu extinderea capacităților de producție ale unităților industriale care pot folosi în procesul tehnologic apa industrială, astfel că din necesitate ele folosesc în realizarea procesului de producție apa potabilă.

Cum însă o parte din consumatorii de apă potabilă în scopuri industriale, sînt amplasați de-a lungul râului Bega, (un număr de 13 unități industriale cu un consum anual de 3,5 mil. m.c. apă potabilă, adică aproape 10 % din totalul apei potabile livrate în rețea), prezintă interes analizarea posibilității înlocuirii folosirii apei potabile furnizată de rețeaua publică de distribuție, cu o apă captată direct din Bega, tratată corespunzător nevoilor calitative mai puțin severe cerute de industrie, tratament ce se poate realiza în anumite perioade cînd apa brută are turbiditate mică exclusiv prin un proces de filtrare ultrarapidă, iar în perioadele scurte de turbiditate mai mare a apei brute, prin un sistem de limpezire în două trepte.

Debitele mari ce se obțin ca urmare a vitezei mari de filtrare, conduc în principiu la instalații simple, cu suprafețe mici și deci cu costuri de investiție avantajoase.

Si cum din datele statistice existente pentru anii 1975 și 1976 privind turbiditatea medie zilnică a râului Bega, rezultă că în medie un număr de 307 zile din an, adică 84 % din total, turbiditatea medie zilnică a apei nu depășește 40 mg/l, rezultă că pentru aceste perioade este demnă de luat în seamă alternativa unui simplu proces de filtrare ultrarapidă care să asigure în aceste condiții un efluent cu un conținut în suspensie, care să nu depășească 10 - 15 mg/l, ceea ce ar corespunde în anumite cazuri condițiilor calitative cerute pentru apa industrială folosită de o parte din industria municipiului .

Dar problema nu trebuie localizată numai la întreprinderile riverane unor surse de apă, care pot să își realizeze în instalații proprii de producere a apei industriale, ci poate fi extinsă și la unele platforme industriale, care nefiind la distanțe mari de aceste surse de apă, asigură în principiu posibilitatea de a fi alimentate în mod centralizat cu apă industrială prin o rețea separată. Un studiu tehnico-economic, poate demonstra irraționalitatea folosirii apei potabile în scopuri tehnologice la aceste platforme ,

precum și posibilitatea de a obține apă industrială la costuri inferioare celei potabile chiar și în condițiile extinderii uzinei de apă și a realizării unei rețele de distribuție aparte .

Inlocuirea apei potabile din procesul tehnologic al industriei cu o apă industrială calitativ corespunzătoare, ar conduce la economii însemnate de apă potabilă care ar putea fi folosite pentru consumul populației, iar unitățile industriale ar putea realiza economii însemnate prin diferența între costul apei potabile și cel al apei industriale obținută fie direct din Bega și tratată prin instalațiile de filtrare ultrarapidă ale unităților respective, fie cea produsă centralizat de o uzină de apă industrială.

Plecând de la aceste premise precum și de la faptul că domeniul filtrării ultrarapide este încă relativ puțin cercetat, obiectivele cercetării au fost îndreptate în următoarele direcții :

- verificarea măsurii în care, datele cunoscute din teoria filtrării rapide, se aplică în procesul de filtrare ultrarapidă ;

- Stabilirea unei contribuții proprii în exprimarea unor formulări teoretice pentru descrierea unor aspecte ale filtrării ultrarapide ;

- studiul parametrilor determinanți ai procesului de separare a suspensiilor în cazul vitezelor mari de filtrare ;

- studiul eficienței filtrării ultrarapide ;

- studiul influenței adausului de coagulant asupra procesului de reținere a suspensiilor în filtrarea ultrarapidă ;

- verificarea prin un proces semi industrial, a concluziilor experiențelor de laborator și a formulărilor teoretice avansate ;

- studiul posibilității folosirii filtrării ultrarapide, în condițiile concrete ale municipiului Timișoara, în vederea producerii apei industriale ;

- stabilirea unor criterii practice pentru realizarea unei instalații pilot de filtrare ultrarapidă (viteză de filtrare, diametrul granulelor stratului filtrant, grosimea acestuia, durata medie și eficiența ciclului de filtrare , etc.)

- verificarea posibilității spălării filtrelor, folosind apa brută din râul Bega și aerul sub presiune ;

- evaluarea tehnico-economică a unei instalații de filtrare ultrarapidă pentru producerea apei industriale, precum și estimarea costurilor de exploatare a unei asemenea instalații , dimensionată la nevoile medii anuale ale unei unități industriale

INSTITUTUL NAȚIONAL
TIMIȘOARA

C a p i t o l u l 2

FILTRAREA RAPIDA, STADIUL ACTUAL AL CERCETĂRIILOR , ASPECTE TEORETICE SI FORMULARI MATEMATICE .

2.1.- Realizări în construcția instalațiilor de filtra- trare a apei .

Urbanizarea și dezvoltarea industrială au impus cerințe sporite de apă limpezită, impulsând dezvoltarea teoriei și practicii în domeniul limpezirii apelor și a instalațiilor de filtrare. Cu toate că au căpătat o utilizare largă, filtrele rapide descendente obișnuite, au neajunsul de a fi scoase din funcțiune prin atingerea rezistenței hidraulice totale, atunci când partea inferioară a stratului filtrant nu a contribuit cu nimic la filtrare, cea mai mare parte a suspensiilor fiind reținute în zona apropiată de suprafața stratului filtrant. Aceasta se datorește faptului că prin spălarea patului filtrant se realizează o sortare hidraulică a nisipului, granulele mai fine așezându-se la partea superioară iar stratele inferioare fiind ocupate de granule de nisip cu diametru mai mare. S-a ivit astfel necesitatea ca prin dezvoltarea teoriei și prin extinderea cercetărilor la stațiile pilot, să se dea soluții acestei probleme, adică a se găsi noi posibilități de a utiliza mai bine întreaga capacitate de reținere a stratului filtrant și implicit a se diminua costurile de exploatare ale instalațiilor .

Ultimul deceniu, a reprezentat, o dezvoltare deosebită a practicii filtrării apei, perfecționările apărute exprimându-se atât în direcția fabricării unor noi coagulanți și a unor adjuvanți de coagulare sau filtrare (polimeri sintetici polielectroliti), cât și prin realizarea unor noi tipuri de filtru, funcționând după principii îmbunătățite și cu echipamente moderne / 23,94 /.

Sărurile de aluminiu sau fier, uzual folosite ca și coagulanți, sînt necesare în cantități relativ mari, realizînd flocoane voluminoase, care astupă rapid porii filtrelor clasice cu granulometrie crescătoare în sensul curgerii apei, flocoane care însă nu sînt suficient de puternice spre a fi reținute în porii dintre granulele mai grosiere. În schimb folosirea unor adjuvanți de filtrare polielectroliti (polimeri sintetici cationici), în cantități mult mai mici (cca 1 mg/l), asigură flocoane mai puternice, ciclul mai lung de

filtrare și costuri mai mici / 127 /.

Pe de altă parte, plecând de la incompleta folosire a capacității de reținere a filtrelor rapide convenționale în care filtrarea se realizează întâi prin un mediu mai fin și apoi prin straturi mai grosiere, s-a formulat principiul teoretic al filtrării în direcția diminuării dimensiunii granulelor mediului filtrant/ 10^4 / care s-a aplicat în practică prin realizarea unor noi tipuri de filtre (ascendente, multistrat, dublu curent, contact etc), care au asigurat o creștere a capacității de reținere a suspensiilor, sporirea vitezelor de filtrare și a duratei de funcționare.

Instalațiilor de filtrare li s-au adus îmbunătățiri și sub raportul adaptării lor la anumite procese speciale de tratare (filtre uscate, ultrarapide etc.) sau prin simplificarea acestor instalații (filtre cu debit variabil, cu funcționare continuă etc). Se vor prezenta în continuare principalele progrese și îmbunătățiri realizate în domeniul filtrării. Filtrarea ascendentă (upflow) reprezintă o posibilitate de a folosi mai bine capacitatea de reținere a patului filtrant, curentul de apă străbătând mediul granular de jos în sus, astfel că apa brută parcurge întâi zona granulelor mai mari ale materialului filtrant, care sînt în stare să rețină o parte a substanțelor în suspensie. Apa este apoi filtrată de granulele mai fine, reținîndu-se ultimele impurități și asigurîndu-se apă filtrată de bună calitate pe parcursul unei durate de funcționare extinse. Procedul nu a avut un succes deosebit, datorită unor dificultăți în exploatare și a riscului de "fluidizare" a granulelor mai fine de nisip, ceea ce are ca efect imediat, scăderea eficienței filtrării / 41,46,105/.

Pe parcurs au fost găsite remedii pentru acest inconvenient în această direcție amintind filtrul ascendent "Imedium cu grilă" produs de firma olandeză IMACTI / 28,43,137 /.

Conflictul cauzat de posibilitatea fluidizării stratului de nisip fin, în filtrarea ascendentă, a fost rezolvat prin filtrarea cu dublu curent (biflow), principiu aplicat în Olanda prin folosirea filtrelor "Imedium" și în Uniunea Sovietică prin realizarea filtrelor "A.K.H." Principiul folosit este acela al instalării unui drenaj pentru captarea filtratului în zona mijlocie a stratului superior de nisip, filtrarea realizîndu-se simultan ascendent printr-un strat de pietriș grosier și un strat de nisip precum și descendent, prin fața superioară a stratului de nisip. Se realizează astfel o echilibrare hidrodinamică a forțelor ascendente care se nasc

în stratul de nisip, ca urmare a curgerii apei în sens ascendent și care au tendința de a provoca fluidizarea nisipului de la partea superioară a stratului filtrant. Această echilibrare este realizată prin separarea filtrului în două zone de circulație, cea de la partea superioară fiind deși o zonă de circulație descendentă /1,26,30,44,46,94,119,137,143 /.

Principiul filtrării în direcția diminuării diametrului granulelor mediului filtrant, înseamnă de fapt filtrarea în direcția creșterii suprafeței granulelor pe unitatea de volum a patului filtrant, această suprafață fiind invers proporțională cu diametrul granulei. Ori o posibilitate de a mări suprafața granulelor în direcția curentului filtrării, o reprezintă micșorarea vitezei de filtrare în această direcție. Ținând cont de secțiunea orizontală constantă a filtrelor de curent ascendent sau descendent, acest deziderat nu este posibil. Filtrarea radială permite obținerea unei viteze ce se micșorează în direcția curentului filtrării /137/, acest tip de filtrare fiind studiat de mai mulți cercetători ca Trazaska, Shekhtman, Mackrle și Horner, detaliile teoriei filtrării radiale fiind stabilite de Horner / 37 /. Comparativ cu tipul clasic de filtrare, filtrarea radială a prezentat avantaje evidente stît în privința calității filtratului cît și a pierderii de sarcină /129/, fapt ce a condus la realizarea practică a unui filtru radial cu dispozitiv de spălare continuă, pentru limpezirea apei industriale /47 /.

Scopul principal al filtrelor descrise mai sus îl reprezintă filtrarea de la granule mai mari spre granule mai mici ale stratului filtrant, situație în care se poate ajunge și dacă sînt folosite filtrele multistrat, care sînt de fapt niște filtre descendente obișnuite, avînd patul filtrant compus din mai multe straturi cu materiale granulare de naturi diferite (nisip, antracit, cocs, polistiren, magnetită etc) care au granule a căror mărime descrește în direcția curentului de filtrare / 65 /. Pentru a preîntîmpina răsturnarea acestor straturi în timpul spălării, descreșterea mărimei granulei trebuie să fie însoțită de creșterea greutății specifice astfel că straturile cu granule mai mari și greutate specifică mică ocupă zona superioară a filtrului, iar cele cu granule de diametru mic dar cu greutate specifică mare, ocupă partea inferioară a filtrului. Acest gen de filtrare nu s-a extins totuși din cauza dificultăților ce survin la procurarea acestor materiale granulare de tip, special precum și datorită costului ridicat al unora din ele /105/. Totuși ca o variantă a acestui tip de filtre, la care diferitele

straturi granulare s-au, redus la două, au apărut și se folosesc uzual filtrele cu dublu strat. Stratul superior este alcătuit din un material cu granule mai mari ca și nisipul ($d = 1-1,5 \text{ mm}$), dar cu greutate specifică mai mică (antracit, cocs metalurgic, semicocs, cărbune cocsificabil etc), strat care avînd o porozitate mai mare reține doar suspensiile grosiere, cele mai fine pătrunzînd adînc în stratul inferior al patului filtrant, strat compus de regulă din nisip cu granule mai mici ($d = 0,5 - 0,6 \text{ mm}$) și care reține suspensiile ajunse aici. Se realizează astfel o participare complexă a întregii mase filtrante la separarea suspensiilor din apa supusă limpezirii, precum și un randament sporit atît prin creșterea duratei ciclului de filtrare între două spălări cît și ca urmare a creșterii vitezei de filtrare / 16,66, 105, 119 /. Aceste filtre lucrează cu o viteză de filtrare de cca 10 m/h, capacitatea de reținere crescînd, de 1,5 - 4. ori față de cea a filtrelor rapide clasice / 14,75, 126 /.

Rezultatele obținute în domeniul filtrării în direcția diminuării mărimii granulelor stratului filtrant (filtrare ascendentă, filtre multistrat), dezvoltarea cunoștințelor în domeniul separării coloizilor din dispersiile apoase și diversificarea producției de adjuvanți de filtrare (polielectroliti, silice activată), au condus la apariția filtrelor de contact.

Aceste filtre produc apă limpezită prin combinarea treptelor de floclare, coagulare și filtrare, direct în patul filtrant. Deci apa brută împreună cu coagulantul este introdusă direct în filtru, fără o prealabilă decantare, astfel că patul filtrant este folosit și ca reactor de floclare și ca rezervor de depozitare al flocoanelor. Patul filtrant compus din strate de granulație diferită asigură filtrarea în direcția diminuării mărimii granulelor, deci apa brută cu adausul de coagulant trece întîi prin zona cu granule mari și apoi prin cea cu granule mărunte ale patului filtrant care astfel asigură o mai bună folosire a capacității sale de reținere / 127 /. Înlocuirea coagulanților obișnuiți (săruri de aluminiu) cu polielectroliti (polimeri sintetici cationici), a îmbunătățit procesul floclării și a condus la economii de coagulant, iar teoria floclării ortocinetice adaptată la nevoile ingineriei sanitare de Camp și Stein a creat suportul teoretic al procesului de coagulare al suspensiilor prin " contact " la suprafața granulelor materialului filtrant / 35, 82 /. Folosirea în practică a filtrelor de contact aduce avantajul unor importante economii ca urmare a înlăturării din schema tehnologică de tratare a apei a construcțiilor și instalațiilor necesare

amestecului cu reactivi și a decantării, condiționat însă de faptul că suspensiile din apa brută să nu depășească 150 mg/l, cantitate mai mare ca și în cazul filtrării rapide obișnuite /1,30,119,131, 143 /.

În general procesul de filtrare rapidă are avantajul de a transporta în soluție o cantitate limitată de apă oxigenată, saturația în oxigen a apei fiind cuprinsă între 8 și 14 mg/l, funcție de temperatură. Cum pentru oxidarea unui mg de amoniac este necesară cantitatea de 3,6 mg oxigen, rezultă că în cazul apelor bogate în amoniac, prin filtrarea rapidă se pot reține cantități limitate între 2 și 3 mg/l. Deci în asemenea situații apar necesare o dublă filtrare cu aerare între filtrări. Conținuturi mari de amoniac pot apărea deseori în apa freatică la care însă o a doua filtrare pentru alte considerente nu ar fi necesară, astfel că numai reținerea amoniacului conduce la cheltuieli suplimentare. Rezolvarea elegantă și economică a acestei situații a fost realizată prin filtrare uscată. Aceste filtre sînt folosite în special în Olanda pentru tratarea în o singură treaptă a apelor freactice ce conțin, pe lângă mangan și un conținut mare de amoniac. Apa brută, pentru a fi tratată, pătrunde descendent prin patul filtrant însoțită de o cantitate egală sau ceva mai mare de aer, din care este reprovizionat imediat oxigenul consumat pentru nitrificare / 41,119 /.

Tot în ideea realizării unui filtru cu performanțe superioare și cu costuri minime, s-au realizat cu rezultate promițătoare filtrele cu funcționare continuă, (filtre Simater), prima instalație de acest gen fiind pusă în funcțiune în 1967 în Anglia. Principiul de funcționare constă din trecerea apei brute în curent orizontal printr-un strat de nisip ce se recirculează prin o mișcare descendentă lentă și care reține impuritățile. Suspensiile reținute sînt spălate atunci cînd nisipul ajunge la partea inferioară a filtrului, nisipul curat fiind ridicat la partea superioară a filtrului și apoi retrimis în curentul descendent./119 /.

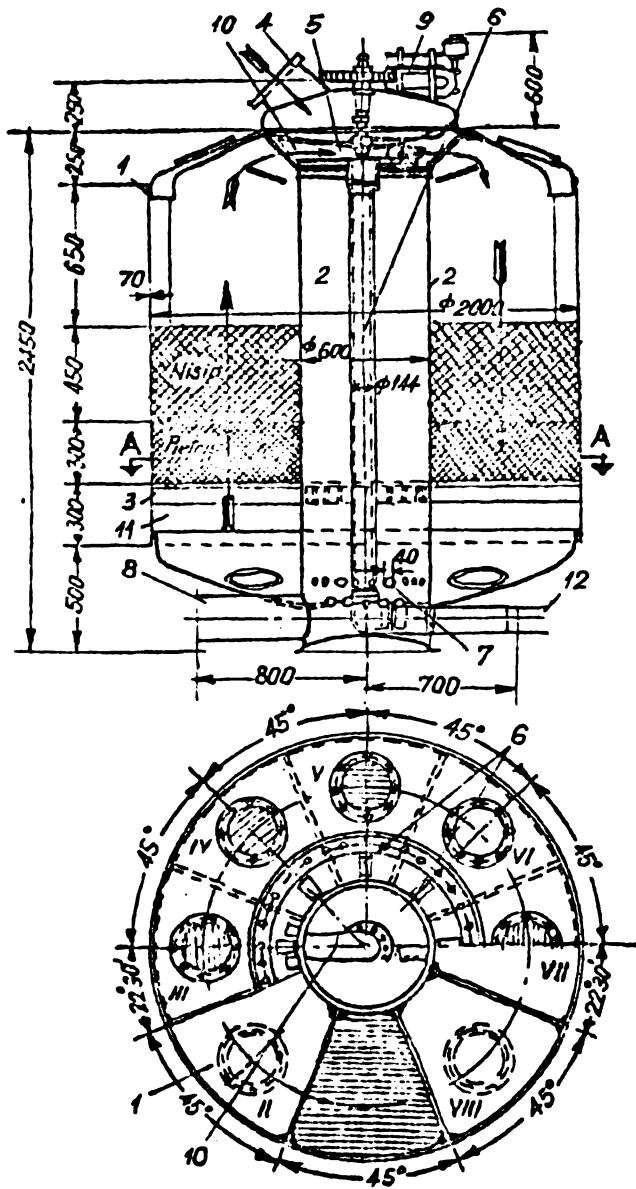
O tendință nouă în practica filtrării apei o reprezintă filtrarea cu debit variabil, care permite obținerea unei productivități sporite a filtrului, economii la spa și aerul de spălare, precum și la investiții prin eliminarea aparatului de reglare a debitului și a înălțimii de construcție, asigurînd și o calitate superioară a filtratului. Spre deosebire de filtrarea cu debit constant, folosită pe scară largă și cu o experiență de peste 60 ani, în filtrarea cu debit variabil, viteza de filtrare și debitul scad pe măsură

ce patul filtrant se colmatează / 28 , 105 /. Experimentările făcute au evidențiat avantajele oferite de filtrarea cu debit variabil, realizată în condiții similare, față de filtrarea cu debit constant. Aceste avantaje au fost îmbunătățirea reținerii cantității de suspensii cu 27. % în timp ce durata ciclului de filtrare a crescut cu 37-50. % / 11,12,94 /.

Pentru limpezirea parțială a apei solicitată de industrie se folosesc filtrele ultrarapide, care funcționează de regulă sub presiune, viteza de filtrare fiind de 25-100 m/h, iar materialul filtrant fiind un nisip de granulație mare, așezat pe un strat de pietriș. Întrucât colmatarea acestor filtre se realizează mult mai repede ca și la filtrele rapide obișnuite, ele se spală automat la intervale de cca 60 - 75 minute, folosind apa filtrată de celelalte componente ale filtrului. În fig. 2.1 se prezintă un filtru ultrarapid, de tip G.N. Nikiforov, care funcționează cu o viteză de 75 m/h.

Filtrul se compune din un cilindru metalic 1, care are la interior un cilindru coaxial de diametru mai mic. Filtrul este împărțit prin pereți verticali așezați la 45° , în 8 sectoare care sînt de fapt unitățile de filtrare a apei. În ele se află patul filtrant, compus din nisip grosier, susținut de un strat gros de pietriș așezat pe un fund drenant 3.

Apa intră în filtru prin conducta sub presiune 4 și este repartizată în 7 din cele 8 sectoare de filtrare cu ajutorul unei piese de distribuție 5 și a unor orificii 6. După ce este filtrată, prin străbaterea patului filtrant, apa limpezită trece prin orificiile 7 în partea inferioară a cilindrului central de unde iese din filtru prin conducta 8. O parte din apa filtrată intră însă în spațiul notat cu 11, de sub cel de al 8-lea sector, care nu a filtrat apa, și îl spală, trecînd de jos în sus prin materialul filtrant. Apa murdară iese prin racordul 10 și conducta 12, fiind evacuată din filtru. Există un sistem automat de rotire a racordului de evacuare a apei de spălare, care face ca succesiv acest racord să treacă prin fața fiecărui sector de filtrare. Cum ciclul total de filtrare al instalației este de 80 minute, fiecare sector lucrează 71 minute la filtrare se spală timp de 6 minute iar 3 minute se pierd cu operația de trecere de la un sector la altul, tot timpul ciclului însă, 7 sectoare fiind succesiv în faza de filtrare și unul în faza de spălare. Există diferențe între vitezele de filtrare din fiecare sector în parte, în cele spălate cu puțin timp în urmă realizîndu-se o viteză de filtrare mai mare în timp în cele parțial colmatate, care urmează la faza de



Sectiune A-A

Fig. 2.1

spălare, viteza este mai mică. Se acceptă ca viteză de filtrare a întregii instalații, viteza medie între cele 2 extreme /144/.

2.2.- Filtrarea rapidă, factori determinanți și cerințe.

2.2.1.- Considerații cu caracter general

Procesul de limpezire a apei prin filtrarea rapidă este deosebit de complex, problema reprezentând teoretic, un câmp vast în care cercetările efectuate nu au dat un răspuns definitiv și unanim acceptat, iar practica a reușit doar să sublinieze complexitatea fenomenului, prin numărul mare de variabile care se constituie ca și factori determinanți în desfășurarea acestui proces.

Se acceptă că acestea se referă în orice caz la caracteristicile apei supuse filtrării, la cele ale stratului filtrant, și la viteza de filtrare /28,119/. Cerința este

să se ajungă la realizarea unei filtrări eficiente, la optimizarea întregului proces.

Ceea ce este unanim acceptat este faptul că pe măsura în care o suspensie traversează un mediu poros filtrant, concentrația suspensiei scade proporțional cu adâncimea patului filtrant, scăderea fiind logaritmică în cazul folosirii unei suspensii cu particule uniforme și a unui filtru cu granule uniforme, conform fig. 2.2. Aceasta a fost demonstrat practic de cercetătorul Ison /45/ și conduce la concluzia că straturile mai profunde, deci mai departate de suprafață, rețin o cantitate mai mică de suspensii, ca urmare a faptului

Volumul Nr. 344474

După 148

că fiecare strat deține în aceeași proporție particulele suspensiei ce îl străbate, iar cum concentrația suspensiei scade pe grosimea filtrului, rezultă evident că, fiecare strat reține o cantitate din ce în ce mai mică de suspensii. Este de dorit deci să se asigure fiecărui strat succesiv din filtru, capacitatea de a reține o proporție mai mare din suspensiile ce îl traversează, în final deci de a realiza o sarcină cantitativă aproximativ egală de reținere a suspensiilor pentru fiecare strat al patului filtrant, situație în care curba reținerii suspensiilor pe grosimea stratului filtrant, are aspectul celei din fig. 2.3.a. În practică însă se constată fenomenul invers, adică faptul că în urma spălării filtrelor cu medii granulare neuniforme, apare o stratificare a nisipului, fiecare strat succesiv devenind mai puțin eficace și reținând o proporție din ce în ce mai mică din materia în suspensie ce îl traversează, filtrul nefiind deci exploatat corect /47/. În acest caz curba scăderii concentrației pe grosimea stratului filtrant, ia aspectul celei din fig. 2.3.b.

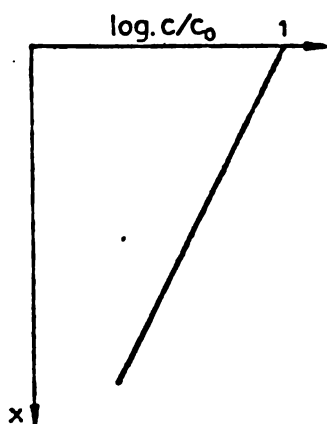
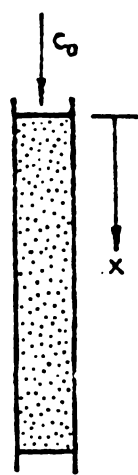


Fig.2.2

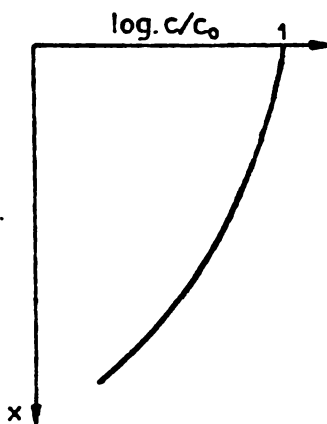


Fig.2.3 a

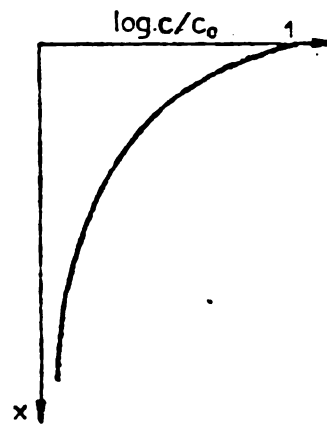


Fig.2.3 b

Deci pentru a atinge curba din fig.2.3.a, în care fiecare strat succesiv este mai eficace, este necesar a examina factorii care afectează randamentul filtrului.

2.2.2.- Caracteristicile apei de filtrat.

Filtrarea rapidă, urmînd în procesul de limpezire, treptei prealabile de decantare, folosește o apă în general tratată cu coagulanți și decantată, astfel că din punctul de vedere al filtrabilității sale prezintă importanță cantitatea de suspensii conținute în apa decantată, potențialul sarcinilor electrostatice ale coloizilor din apă, starea de coeziune a substanțelor ce se află în

suspensie coloidală și puterea lor de fixare pe granulele patului filtrant.

Potențialul electrostatic Zeta reprezintă potențialul electric al sistemului (apă brută) ce conține substanțe organice, coloidale, care prezintă o sarcină electrică negativă. Ca urmare a unor electroforeze s-a stabilit că potențialul electrostatic Zeta al particulelor în suspensie, este cuprins între 10 și - 15 milivolți. Pentru a determina inițierea procesului de floclurare și apoi de sedimentare a coloizilor, este necesară aducerea potențialului electrostatic Zeta în jurul valorii zero, fapt ce se realizează prin adăugul de coagulanți (săruri metalice) care prin disociere, neutralizează sarcinile electrostatice ale coloizilor, procesul de floclurare, începând de la potențialul electrostatic de - 5 m V. În cazurile în care se ivesc greutăți în realizarea neutralizării potențialului electrostatic, se folosesc ajutători de coagulare, spre a evita creșterea dozelor de coagulant dincolo de limite rezonabile și economice /79, 119, 141, 147 /.

Gradul de coeziune al substanțelor aflate în suspensie coloidală și puterea lor de fixare pe granulele patului filtrant, influențează de asemenea durata ciclului de filtrare. Existența unor substanțe cu un puternic grad de coeziune și cu o putere mare de fixare pe granulele patului filtrant, conduce la reținerea acestora aproape exclusiv în straturile superioare ale filtrului, al cărui ciclu este scurt întrucât cresc rapid pierderile de sarcină, deși capacitatea de reținere a întregii mase granulare nu este complet folosită.

Din contră, existența unor substanțe cu un grad mic de coeziune și mică putere de fixare la granulele patului filtrant, conduce la terminarea prematură a ciclului de filtrare, datorită trecerii în efluent într-un timp scurt a acestor impurități, astfel că filtrul e scos din funcțiune datorită înrăutățirii calității filtratului, deși pierderea de sarcină e mică, existând în această direcție rezerve nefolosite /79, 119, 147/.

În fine, cantitatea de suspensii conținută de apă ce urmează a fi filtrată este și ea un factor determinant în procesul filtrării, intervenind direct în durata ciclului de funcționare, cantități mai reduse de suspensii, asigurând în mod logic, durate mai mari de funcționare. În general în practica exploatarii filtrelor rapide se acceptă apa cu un conținut de cca 30 mg/l suspensii/119, 143/. Valori mai mari de 80 mg/l nu sînt admise.

Rezultatele experiențelor efectuate în acest domeniu

relevă faptul că acești factori, ce caracterizează apa ce se supune filtrării și care reflectă de fapt modul în care s-a realizat coagularea și decantarea prealabilă, sînt factori a căror importanță este decisivă în procesul filtrării, influența pe care ei o exercită asupra acestui proces fiind mult mai importantă decît cea a altor factori ce vizează și caracteristicile stratului filtrant /119,141/.

2.2.3.- Caracteristicile stratului filtrant.

Cum patul filtrant este locul în care se realizează reținerea și stocarea impurităților din apa supusă filtrării, deși elementul în care se realizează asigurarea calității finale a efluentului, influența pe care o aduce alegerea unor caracteristici corespunzătoare pentru stratul filtrant (diametrul granulelor și grosimea stratului filtrant) trebuie luată în seamă, efectul acestor elemente resimțindu-se atît în direcția eficienței filtrării cît și în direcția costurilor de investiție și exploatare.

Mediul granular folosit uzual îl reprezintă nisipul cuarțos, conținînd cel puțin 98 % silice, deși după cum s-a arătat, noile tendințe semnalate în domeniul filtrării rapide indică folosirea unor filtre de tip special (multistrat, contact etc) care folosesc și alte materiale ca și strat filtrant (antracit, pietriș, cocs etc)

Caracteristicile pentru materialul granular folosit s-au acceptat următoarele mărimi convenționale /145,146/ :

- diametrul efectiv (uneori denumit și eficace) fiind diametrul convențional ales pe curba granulometrică, astfel încît greutatea particulelor cu diametru mai mic decît acesta să reprezinte 10 % din greutatea totală a probei (d_{10}).

- coeficientul de uniformitate, adică raportul dintre diametrul convențional ales pe curba granulometrică astfel încît greutatea particulelor cu diametru mai mic decît acesta, să reprezinte 60 % din greutatea totală a probei (d_{60}) și diametrul efectiv (d_{10}), definit mai sus, deci $u = \frac{d_{60}}{d_{10}}$

- diametrul mediu echivalent (d_{ec}), care se deduce din relația : $\frac{1}{d_{ec}} = \sum_1^n \frac{a_i}{d_i}$ (2.1)

în care a_i este cantitatea de material filtrant, în % , luată de pe curba granulometrică pentru fracțiunea cuprinsă între două diametre pentru care d_i constituie media aritmetică.

Ca urmare a corelației existente între diametrul

granulelor stratului filtrant și grosimea acestuia este evident faptul că folosirea unui material granular cu dimensiune mai mică conduce la reducerea grosimii stratului filtrant în timp ce dimensiuni mai groasere pentru materialul granular impun creșterea grosimii stratului filtrant. În schimb însă granulații fine cu coeficient de uniformitate ridicat, deci cu structură neuniformă, cauzează rezistențe hidraulice mari care conduc la pierderi mari de sarcină, și scoateren prematură din funcție a filtrului. Granule mai mari pentru stratul filtrant asigură pierderi de sarcină relativ mici însă capacitatea de reținere a stratului granular este mai mică și ca atare înrăutățirea calității efluentului conduce la scurtarea ciclului de funcționare. Din punctul de vedere al spălării filtrelor, sînt preferate cele cu granulație mai mare datorită reducerii gradului de expandare și a duratei de spălare, iar realizarea unui coeficient de uniformitate cât mai scăzut este de dorit ($u < 1,5$), astfel asigurîndu-se un material granular aproape uniform la care nu apare odată cu spălarea și sortarea hidraulică a granulelor, fenomen ale cărei efecte nefavorabile sînt deci evitate .-

Aceste considerente au stat la baza acceptării diferențiate în diverse țări a unor recomandări sau chiar normative privind unele caracteristici ale materialului filtrant folosit în filtrarea rapidă /3,76,112,114,146 /, la noi în țară acestea fiind reglementate prin STAS 1712-70.

Durata ciclului de filtrare în funcție de compoziția granulometrică a granulelor stratului filtrant a fost cercetată de diverși cercetători, dîndu-se în această direcție și exprimări matematice / 28,76,145 / :

$$T = K \cdot d_{10}^{0,3} \dots \dots \dots (2.2)$$

în care K este un coeficient care depinde de natura și cantitatea impurităților conținute în apă și T durata ciclului de filtrare.

După cercetătorii Mintz și Subert însă, această dependență este mult mai puternică și se exprimă prin relația :

$$T = C \cdot d^{2,15} \dots \dots \dots (2.3)$$

în care valoarea lui C se determină pentru perechi de valori ale duratei ciclului T și diametrul granulelor stratului filtrant d /143/.

2.2.4.- Viteza de filtrare

Ca urmare a necesităților sporite de apă limpezită, în ultimul timp este remarcată pe plan mondial o tendință generală de

a mări viteza filtrării și implicit de a folosi material granular mai mare și grosimi de strat sporite / 94 /.

Influența variației vitezei asupra calității filtratului este relativ mică dacă această variație se realizează în cadrul valorilor delimitate de filtrarea rapidă, adică cca 5-10 m/h și dacă flocularea prealabilă s-a realizat în bune condițiuni. Experiințe făcute în această direcție de Baylis, nu au arătat modificări notabile ale calității filtratului deși viteza de filtrare a fost dublată, de la 5 la 10 m/h /3,28,76 /. Creșterea vitezei are însă influență mult mai mare asupra diminuării duratei de funcționare a filtrului, ca urmare a creșterii pierderii de sarcină. Se apreciază că durata de funcționare a filtrului, la sfârșitul căreia se admite o anumită pierdere de sarcină, variază invers proporțional cu viteza de filtrare la puterea 1,5 pînă la 2,2 / 76 /.

La aceleași concluzii au ajuns și studiile cercetătorului Lincevski, care a stabilit o relație asemănătoare între durata de funcționare a filtrului T și viteza de filtrare v :

$$T = C \cdot v^{-1,65} \dots \dots \dots (2.4)$$

Valoarea lui C , care este un parametru caracteristic stratului filtrant și calității apei, se determină stabilind experimental perechi de valori pentru durata ciclului și viteza de filtrare / 119,143 /.

2.3.- Aspecte teoretice ale filtrării rapide .

Filtrarea este apreciată în prezent ca și un fenomen foarte complex, de natură fizico-chimică, condiționat de un important număr de variabile legate de caracteristicile apei ce se supune limpezirii, de cele ale patului filtrant precum și de condițiile de ansamblu ale desfășurării procesului. Complexitatea fenomenului a condus și la lipsa unui punct de vedere acceptat unanim în ceea ce privește natura fizică a procesului de reținere a suspensiilor din apă, deci lipsa unei teorii unitare în această direcție /22,23,24,25,26,27,32,34,50,51,54,57,58,73,74,80,88,116,118,125,135,136,139 /.

În general însă teoriile care explică procesul filtrării sînt clasificate în funcție de natura variabilelor care se apreciază că ar fi determinante în desfășurarea acestui proces. Se amintesc astfel teoriile fizico-mecanice ale filtrării, care rețin ca importante caracteristicile fizice ale stratului filtrant, ale suspensiilor ce urmează a fi reținute precum și metoda de filtrare. Spre deosebire, în teoriile fizico-chimice ale filtrării, se consideră ca

VALORILE
VITEZEI
FILTRĂRII

și determinante în procesul filtrării, caracteristicile chimice ale fazei apoase precum și caracteristicile de suprafață ale particulelor în suspensie și ale granulelor mediului filtrant /23,70,71,72,93, 97,98,99 /.

În general cercetătorii au ajuns la un acord comun în a aprecia natura procesului de clarificare, considerându-l ca și un proces fizico-chimic de aderare a particulelor, la granulele mediului filtrant și la particulele deja aderate în prealabil, cu toate că în ceea ce privesc mecanismele prin care se realizează acest proces mai sînt opinii și presupuneri diferite / 94 /.

Majoritatea cercetătorilor sînt de acord că reținerea particulelor din apă ce traversează un filtru este datorată efectului a două mecanisme principale și anume transportul particulelor pînă în apropierea unei granule sau a unui depozit existent de particule și fixarea particulelor pe suprafețele în apropierea cărora, au fost aduse prin mecanismele de transport. Este controversată existența unui al treilea mecanism, anume cel de detașare, care face ca în același timp cu mecanismul de fixare să existe și un proces de desprindere a particulelor aderate deja, care desprinzîndu-se se eliberează și sînt retrimise în curentul de apă / 47 /. Se vor analiza în continuare, mai detaliat aceste mecanisme caracteristice procesului de filtrare.

2.3.1.- Mecanismul de transport.

Mecanismul transportului cuprinde fenomenele care fac ca particulele solide din suspensie, să fie scoase din firul curentului apei și să fie aduse în imediata vecinătate a granulelor patului filtrant sau a depozitelor anterioare spre a permite astfel inițierea mecanismului de fixare .

Cercetările făcute au confirmat faptul că în condițiile uzuale ale filtrării rapide, deci în care mărimea granulelor este cuprinsă între 0,2 și 2 mm, vitezele de filtrare între 5 și 15 m/h iar temperatura apei între 0 și 30°C, regimul de scurgere poate fi considerat laminar. Relația între pierderea de sarcină și viteza de filtrare este liniară, scurgerea este de tip Poiseuille, termenii inerției fluidului în ecuațiile Navier-Stokes fiind neglijabili. În aceste condiții viteza fluidului este maximă în centrul porilor și este nulă la marginea acestora deci lîngă suprafața granulelor patului filtrant, situație care impune apariția unor forțe care să scoată particulele din firul de curent și să le aducă în apropierea suprafe-

ței granulelor, acolo unde viteza fluidului tinde spre zero și deci unde se crează condiții pentru realizarea mecanismelor de fixare a particulelor pe suprafața granulelor materialului filtrant sau pe depozite deja formate anterior. Aceste forțe sînt generate de fenomenele care caracterizează mecanismul de transport /47/. În raport cu natura și dimensiunile suspensiilor principalelor forme de manifestare ale mecanismului transportului sînt atribuite unor procese fizice care sînt generate, fie de mișcările proprii ale particulelor, situație în care apar efectele de difuzie, sedimentare și inerție, fie de antrenarea particulelor în mișcarea generală a curentului, situație în care apar efectele de interceptie și cele hidrodinamice.

- Difuzia permite particulelor în mișcare să ajungă în proximitatea suprafeței granulelor patului filtrant ca urmare a impulsurilor transmise particulelor de către energia termică a moleculelor de apă înconjurătoare. Efectul a fost studiat de Sholji/57/, Jereminov /60/, Yao /149/ și Litwinsky /81/, apreciindu-se că el este neînsemnat ca și mecanism de transport la particule care depășesc mărimea de un micron, ori cum dimensiunea medie a particulelor din apele de suprafață este de ordinul 22-57 microni, efectul acestui fenomen nu e semnificativ în limpezirea apelor de suprafață /10, 12, 22, 28, 47/.

- Sedimentarea permite ca unele particule din suspensie afectate de gravitate, să traverseze firele de curent spre a ajunge în vecinătatea suprafeței granulelor materialului filtrant. Efectul poate fi luat în seamă ca și mecanism de transport în cazurile în care diametrul particulelor este mai mare de 10 microni și viteza de filtrare e scăzută /105/. Fenomenul a fost cercetat de Ison, Yao, Ives, Gregory și Le Goff / 45, 56, 77, 149/ teoria sedimentării fiind completată de Fair și Stanley /23, 116/.

- Inerția poate conduce la deplasarea particulelor în suspensie pe direcția inițială chiar dacă liniile de curent își schimbă direcția, permițînd astfel acestor particule să ajungă în contact cu suprafața granulelor patului filtrant. Efectul are importanță în filtrarea aerului însă este neglijabil în filtrarea apei datorită vîscozității fluidului /47, 48, 149/.

- Interceptia este un efect care apare atunci cînd particulele antrenate de curent ajung în vecinătatea granulelor materialului filtrant la o distanță mai mică de jumătate din diametrul particulelor ca urmare a formei neregulate a porilor, creînd astfel condiții pentru adeziune /47/, astfel că acest efect poate fi conside-

rat un mecanism de transport cît și unul de fixare/45,136,149/.

- Efectele hidrodinamice se manifestă ca o mișcare în derivă a particulelor în mod imprevizibil și traversînd liniile de curent, ca urmare a unor translații și rotații imprimate particulelor de un câmp de viteze neuniform, mișcări la care se adaugă altele datorate lipsei de simetrie sau deformabilității particulelor/45,47,59/.

- Fenomenul de sită se realizează prin reținerea la suprafața patului filtrant a particulelor din suspensie cu dimensiuni mai mari decît cea a porilor, fenomenul nefiînd caracteristic pentru filtrarea la viteze mari unde dimensiunea particulelor din suspensie este mică în raport cu diametrul granulelor stratului filtrant/47,49/.

În timpul procesului de filtrare este posibil ca aceste efecte ale mecanismului de transport să se combine acționînd simultan asupra particulelor suspensiei. Pentru particulele mai mici de 1 micron va fi important efectul difuziei iar pentru cele mai mari de 10 microni va fi determinant efectul de sedimentare iar cu cît talia particulelor crește, există șansa de a spori posibilitatea de interceptie. Toate particulele vor fi influențate de efectele hidrodinamice, în măsură mai mare cele asimetrice sau deformabile. S-au propus diferite formulări matematice pentru descrierea efectelor mecanismului de transport /7,28,34,45,47,48,136,142,149/, precum și pentru evaluarea randamentului filtrării, randament exprimat prin un parametru adimensional λ /45,117,129,149/. Exprimările sînt foarte diferite ele reflectînd dependența randamentului filtrării de un mare număr de variabile datorate exploatării, astfel că influența mecanismelor de transport asupra randamentului filtrării nu a putut fi încă exprimată în mod clar și univoc. În tabela 2.1 se redau principalele formulări matematice date acestui mecanism.

Formulări matematice pentru efectele mecanismului de transport

Tabela 2.1

Nr. crt.	Parametrul definit	Relația	Semnificația notațiilor
0	1	2	3
1.	Coeficientul de difuzie	$D = \frac{K.T}{3\pi\mu\delta}$	K = constanta lui Boltzmann.
2.	Numărul lui Peclet	$P = \frac{v.d}{D}$	T = temperatura absolută a apei. μ = coeficientul dinamic de vîscozitate a apei

0	1	2	3
3. Parametrul sedimentării.	$G = \frac{g(\rho_p - \rho)d^2}{18 \cdot \mu \cdot v}$		$d =$ diametrul particulelor. $d =$ diametrul granulelor stratului filtrant
4. Parametrul inerției	$M = \frac{\rho_p \cdot d^2 \cdot v}{9 \cdot \mu \cdot d}$		$v =$ viteza de filtrare
5. Parametrul interceptiei	$I = \frac{d}{d}$		$g =$ accelerația gravitației $\rho_p =$ densitatea particulelor
6. Numărul Reynolds	$R = \frac{\rho \cdot d \cdot v}{\mu}$		$\rho =$ densitatea lichidului.
7. Parametrul eficienței filtrării.	$\lambda = f(P, G, M, I, R)$		

2.3.2.- Mecanismul de fixare

Mecanismul principal al întregului proces de limpezire îl reprezintă de fapt fixarea particulelor din suspensie pe suprafața granulelor stratului filtrant sau pe particulele deja fixate.

Acest mecanism de adeziune este considerat ca și un proces de natură fizico-chimică / 6,12,15,17/, proces specific fenomenelor de suprafață ce au loc la contactul între particulele suspensiei sau între acestea și granulele mediului filtrant. Unii cercetători susțin că elementul principal al mecanismului de fixare îl formează acțiunea forțelor moleculare sau London-Van der Waals /36,86,95,102/. Cum nu poate fi neglijat nici efectul de respingere sau de atracție electrostatică a stratului dublu din jurul particulei, alți cercetători /55/ apreciază că trebuie să se țină seama de efectul combinat al interacțiunii forțelor moleculare și al celor electrostatice.

Forțele de interacțiune moleculară (forțele Van der Waals) acționează sub forma unei atracții reciproce între particulele ce se găsesc în suspensie, această atracție variind invers proporțional cu distanța dintre particule. Plecînd de la acest considerent, și de la date experimentale, unii cercetători /87/, au formulat un criteriu de adeziune, ca și o funcție a numărului Reynolds.

În orice caz distanța la care se manifestă aceste forțe este foarte redusă ($< 0,01$ microni), astfel că ele pot avea un efect semnificativ numai în cazul în care, datorită unor alte mecanisme (de transport), particulele au ajuns la această distanță foarte mică la care fixarea poate fi inițiată.

Pe de altă parte în jurul particulelor solide din suspensie există o sferă de protecție electrică formată de un strat dublu /21,29,93 /, teorie completată de Gouy și Stern, pe baza căreia potențialul electric al particulei prezintă particularitatea de a avea un anumit caracter în jurul particulei la distanță foarte mică, acest caracter fiind apoi inversat, pînă la distanțe de 10-100 ori mai mari. Ca stare deci din punct de vedere electric în cazul apropierii, din diverse motive, a unei particule de o altă particulă sau de o granulă de nisip care are aceeași încărcare electrică, în prima fază se naște un fenomen de respingere electrică sarcinile fiind de același fel. Dacă însă aceste forțe de respingere sînt învinse datorită unor alte forțe exterioare (cele de transport de exemplu) și particula continuă procesul de apropiere, deci de micșorare a distanței, apare la un moment dat un fenomen invers, de atracție, ca urmare pe de o parte a intrării în zona cu încărcare electrică de semn contrar și pe de altă parte, datorită micșorării distanțelor, a apariției forțelor de atracție Van der Waals.

Forțele electristatice au și ele distanțe reduse de manifestare, deși simțitor mai mari ca cele ale forțelor moleculare, distanțele fiind în orice caz mai mici ca 1 micron, astfel că și în acest caz, ele au o influență semnificativă numai în cazul în care, mecanismul de transport este în măsură să aducă suprafețele în cauză la o distanță suficient de mică, la care se poate iniția mecanismul de fixare .

În concluzie deci reținerea particulelor în suspensie este o componentă a interacțiunii forțelor de atracție moleculară și a forțelor de respingere electrostatică.

Forțele de atracție moleculară (Van der Waals) descresc invers proporțional cu distanța între suprafețele particulei și a granulei de nisip la puterea șasea, iar forțele de respingere electrostatică variază invers proporțional cu această distanță /4,5,10,13,93 /, putînd accepta puterea doua a acestuia, o influență deci mai notabilă /41/. Cum însă grosimea învelișului de lichid al particulelor are grosimi de ordinul zecilor de microni iar acțiunea forțelor de atracție citate, nu depășește distanțe de 1 micron, rezultă evident că este necesar ca mecanismul de transport să aducă suprafețele particulelor și ale granulelor de nisip, prin învingerea forțelor de respingere, la distanțe suficient de mici, pentru ca mecanismul de fixare să poată avea loc /41 /.

Atît particulele suspensionale din apa supusă limpezirii cît și suprafața grăunțelor de nisip sînt încărcate negativ din punct de vedere electrostatic /4,9,10,13,93/, această caracteristică fiind stabilă și conducînd la fenomene de respingere care pot fi atenuate pe cale chimică, prin adăusul de substanțe coagulante, de regulă săruri de aluminiu sau fier, care în final conduc la destabilizarea suspensiilor prin neutralizarea sarcinilor electrice ale acestora /93/. Situația unor potențiale electrice de acelaș sens, deci fenomene de respingere, pot apare și între particulă și un înveliș de particule deja aderate pe granula de nisip, caz în care s-a încercat cu unele rezultate pozitive, schimbarea potențialului electric al învelișului prin tratarea cu ioni de potențial opus, de tipul polimerilor ionici /40,47,149/. Chiar și inversul a fost obținut experimental, adică ridicarea potențialului electric al particulelor prin adăusul de fosfați sau polifosfați în apă, astfel că acestea au fost respinse de depozitele de particule existente /116,130/ și s-a creat astfel posibilitatea ca aceste particule să fie forțate să pătrundă în adîncimi mai mari ale patului filtrant, unde suprafețe curate erau încă disponibile pentru depunere / 41 /. Teoria interacțiunii forțelor de suprafață nu dă totuși încă răspunsuri complete și unanim acceptate, necesitatea aprofundării ei fiind subliniată /47/.

2.3.3.- Mecanismul de detașare .

Existența unui mecanism opus mecanismului de fixare a particulelor, este un concept avansat de cercetătorul Mintz / 96 / în urmă cu 25 de ani, concept care a suscitat multe păreri contrare ale altor cercetători precum și completări ulterioare din partea autorului. În timpul filtrării apei, concentrația de particule în suspensie se schimbă atît pe grosimea patului filtrant cît și în timp, fiecare strat elementar al patului filtrant manifestînd inițial o creștere ușoară a intensității reținerii însă în timp, în continuare apoi, se manifestă o diminuare continuă a acesteia / 23/.

Această scădere în timp a capacității de reținere a straturilor patului filtrant, este cauzată de acumularea depozitelor în porii materialului granular, dar modul în care aceste acumulări acționează asupra diminuării eficienței, este explicat în mod diferit de două grupuri de cercetători. Un prim grup format din Ives, Lerk și Mackrle asociază reducerea capacității de reținere ca urmare a schimbărilor cauzate de depozite în structura geometrică a mediului

poros și anume în creșterea vitezei curentului de apă prin pori și în micșorarea suprafeței specifice /94/. Un alt grup de cercetători, în frunte cu Mintz, consideră că reducerea capacității de reținere este datorat de schimbările 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 le este parțial distrusă și o parte din ele sînt detașate de pe granule, sub influența efectelor hidrodinamice ale curentului de apă și sînt astfel returnate în suspensie, în interiorul porilor. După Mintz deci efectul clarificării apei poate fi considerat ca un rezultat a două procese opuse : reținerea particulelor din apă, deci fixarea lor pe granulele de nisip sub acțiunea mecanismului de fixare, precum și desprinderea de pe particulele aderate anterior și retrimiteră în curentul de apă. Este un concept dinamic, care arată că mecanismul de detașare impune pentru a se produce, prezența unui mecanism simultan de fixare/47, 103 /. Acest concept a fost combătut de Mackrle și Ives, ultimul citînd experiențele lui Stanley /135/ care nu a putut identifica fenomene de detașare, în studiul filtrării / 84,90,135 /.

Nici în prezent desăcordul nu este încă elucidat /47/.

2.4.- Domenii caracteristice.

Rezultatele practice și literatura de specialitate /17,18,25,41,47,51,53,58,62,78,87,94,105,107,132,147,148 / acceptă în filtrarea rapidă domenii caracteristice din punctul de vedere al eficienței în timp și pe grosimea stratului filtrant a procesului de filtrare, adică al repartizării cantitative în timp a suspensiilor reținute pe grosimea stratului filtrant. Pe parcursul ciclului de filtrare se constată în prima parte o perioadă de reducere a turbidității efluentului, după care urmează o perioadă în care turbiditatea rămîne relativ constantă, spre sfîrșitul ciclului de filtrare turbiditatea efluentului începînd să crească pînă la depășirea limitelor maxime admise (fig.2.4;2.5). Pe de altă parte calitatea efluentului este dependentă și de grosimea stratului filtrant, eficiența filtrării crescînd odată cu grosimea stratului filtrant de nisip (fig.2.4; 2.5).

Modificările de ordin calitativ ce survin în timp pe durata ciclului de filtrare rapidă zăgrăvesc în fond, pentru o

anumită grosime de strat filtrant, evoluția concentrației efluentului de la valoarea inițială C_0 (egală cu cea a apei brute), la valoarea minimă, C_{min} și apoi creșterea ei pînă la valoarea limită, C_{lim} , admisă de normele tehnice. Această evoluție descrie de fapt, trei domenii caracteristice, trei stadii de filtrare definite de cercetătorul Mirel /105/ și redată în fig. 2.6 .

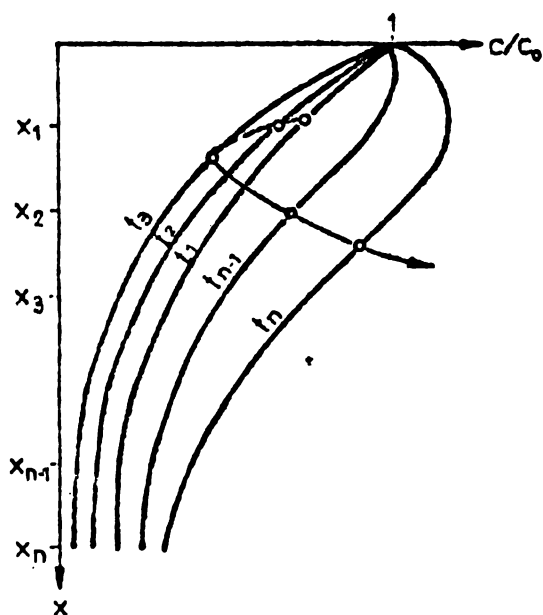


Fig.2.4

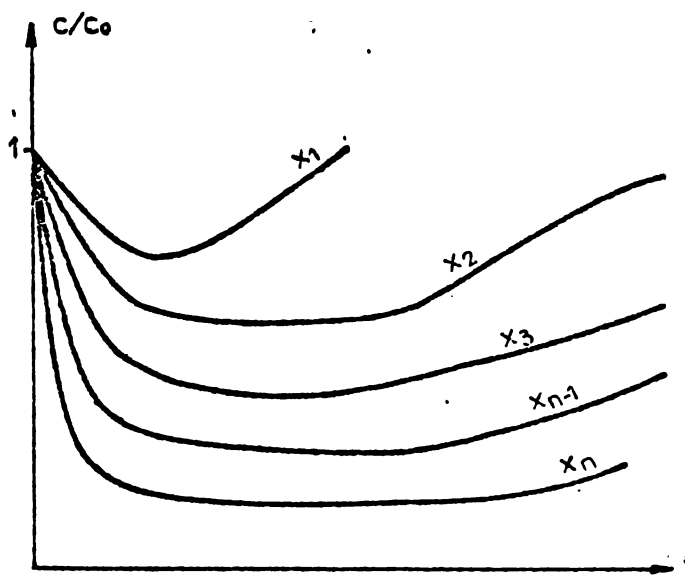


Fig.2.5

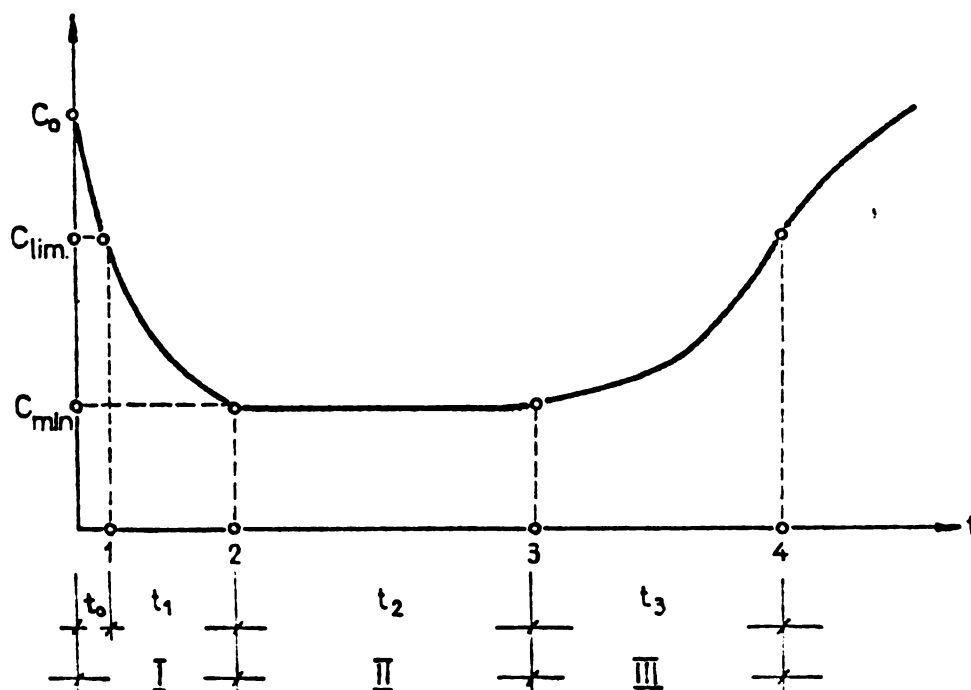


Fig. 2.6

Notațiile din figură reprezintă :

- t_0 : timpul în care concentrația suspensiilor în efluent scade de la C_0 la C_{lim} .
- t_1 : timpul în care concentrația suspensiilor în efluent scade de la C_{lim} la un minim egal cu C_{min} .
- t_2 : timpul în care concentrația suspensiilor în efluent se păstrează aproximativ egală cu C_{min} .
- t_3 : timpul în care concentrația suspensiilor în efluent crește de la valoarea $C \cong C_{min}$ la C_{lim} .

După ce concentrația suspensiilor depășește valoarea C_{lim} , filtrarea se oprește filtratul fiind nefolosibil.

Stadiul I sau perioada inițială de reținere, este definit ca intervalul de timp necesar pentru a reduce concentrația în suspensii a efluentului de la valoarea inițială C_0 la valoarea C_{min} , adică :

$$t_I = t_0 + t_1 \dots \dots \dots (2.5)$$

Durata acestui stadiu este pentru filtrarea rapidă, de câteva ore, iar durata timpului t_0 , adică în care calitatea filtrului nu atinge încă valorile calitativ minime admise de normele tehnice și în care se varsă la canal ca fiind nefolosibil, este de cca 15 - 30 minute / 38,105 /. Durata t_0 poate fi redusă prin creșterea grosimii patului filtrant, prin reducerea temperaturii în această perioadă a vitezei de filtrare și prin folosirea unui nisip cu un coeficient de uniformitate cât mai mic. Se tinde în prezent ca în condițiile de exploatare industrială să nu se mai evacueze la canal, primul filtrat /93/, timpul t_0 fiind astfel redus la minim $t_0 \cong 0$.

Stadiul II sau perioada de regim este definit ca intervalul de timp în care concentrația efluentului este aproximativ constantă și egală cu C_{min} , adică :

$$t_{II} = t_2 \dots \dots \dots (2.6)$$

În mod normal, în filtrarea rapidă, această perioadă poate atinge maxim 1-2 zile.

Stadiul III sau perioada de colmatare, este definit ca timpul necesar concentrației în suspensii a efluentului să ajungă de la valoarea C_{min} la valoarea limită $C = C_{lim}$, adică

$$t_{III} = t_3 \dots \dots \dots (2.7)$$

Filtratul care depășește conținutul în suspensii limită, C_{lim} , este nefolosibil, deci la atingerea timpului t_3 , filtrul trebuie scos din funcție .

Experiențele practice au arătat clar aspectul modificărilor calitative în filtrarea rapidă (fig. 2.5 și 2.6), pentru exprimarea teoretică a acestora însă, s-au utilizat de diverși cercetători modele diferite, încercând astfel cu mai multă sau mai puțină reușită, să cuprindă influența numărului mare de parametri care influențează procesul filtrării și să descrie astfel teoretic, desfășurarea reală a procesului. Unele din aceste modele, sînt redată, după Mirel /105 /, în fig. 2.7 :

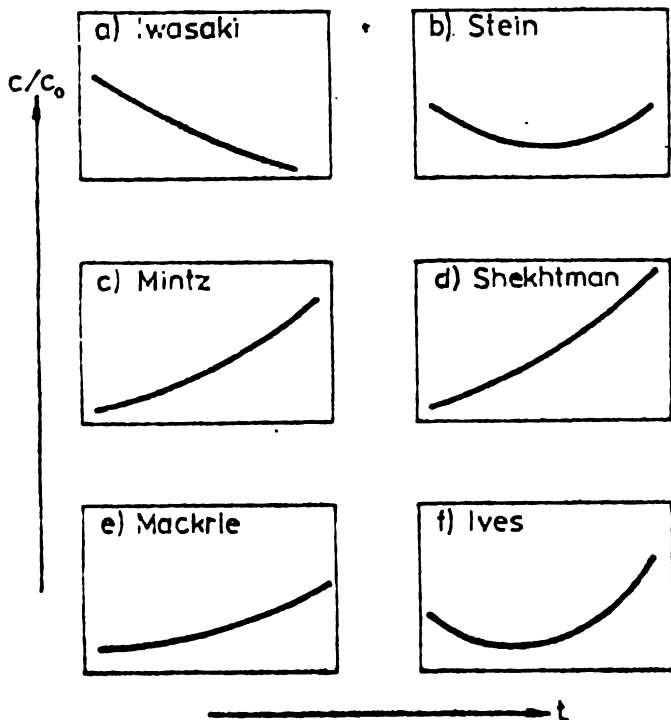


Fig.2.7

Modelul propus de Iwasaki reflectă doar îmbunătățirea calității efluentului, deci perioada inițială de reținere și nu redă înrăutățirea acestei calități. Modelele lui Mintz, Shekhtman și Mackrle redau numai înrăutățirea calității filtrului, deci nu reflectă și perioada inițială de reținere. Modelele propuse de Stein și Ives sînt mult mai aproape de fenomenul real, ele descriind atât o perioadă de îmbunătățire a calității filtratului cât și o perioadă de înrăutățire a acestuia.

2.5.- Ecuațiile generale ale filtrării rapide .

Luînd în discuție un pat filtrant de nisip, avînd grosimea x , prin care se filtrează un debit Q , cu o concentrație în suspensii C_0 (2.8), se constată experimental că există o scădere proporțională a concentrației inițiale în raport cu grosimea stratului filtrant, scădere exprimată de Iwasaki /58/ sub forma unei legi exponențiale :

$$C = C_0 e^{-\lambda x} \dots \dots \dots (2.8)$$

în care : C = concentrația în suspensii a efluentului, la o grosime x a stratului filtrant [M.I- 3]

C_0 = concentrația inițială în suspensia a influenței
lui $[M.L^{-3}]$.

λ = parametrul reținerii sau al filtrării $[L^{-1}]$

x = grosimea stratului filtrant $[L]$

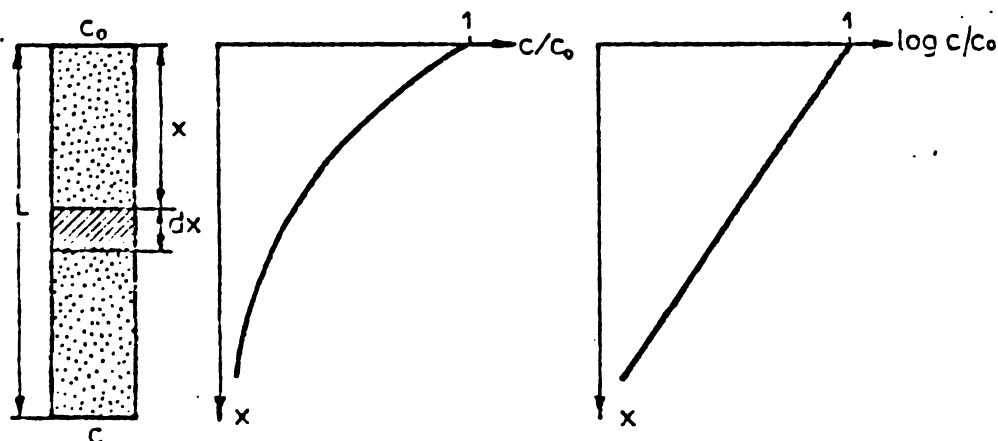


Fig.2.8

Prin logăritmarea și diferențierea expresiei 2.3 se ajunge la :

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\lambda C \dots (2.9)$$

Relația 2.9 exprimă faptul că gradientul reținerii suspensiilor în stratul filtrant

este proporțional cu concentrația impurităților din efluent, din fig. 2.8 rezultând evident faptul că scăderea concentrației pe grosimea stratului filtrant, este logaritmică.

Prin filtrare, în porii materialului filtrant și pe suprafața granulelor de nisip, apar depozite și acumulări de impurități, a căror cantitate pe o grosime elementară de strat filtrant, dx și o perioadă elementară de timp dt , poate fi calculată (fig. 2.9) :

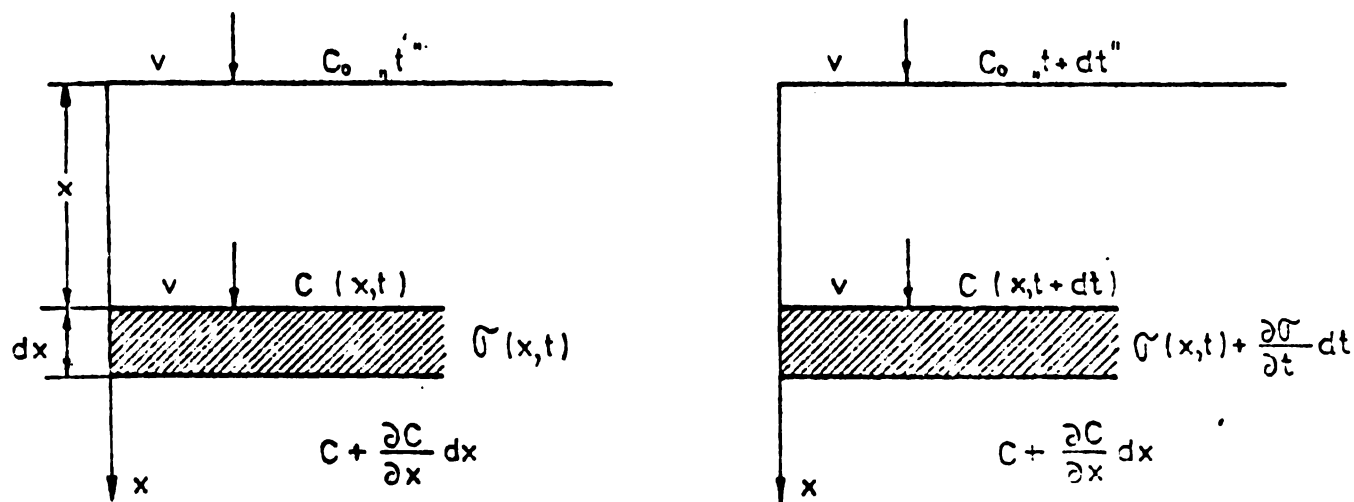


Fig.29

Considerând secțiunea patului filtrant ca și unitate, se aplică legea bilanțului masic :

$$\rho_s v c dt - \rho_s \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right) v dt =$$

$$= - \rho_s \sigma dx + \rho_s \left(\sigma + \frac{\partial \sigma}{\partial t} dt \right) dx + \rho_s \cdot p \cdot \frac{\partial c}{\partial t} dt \cdot dx \dots (2.10)$$

Prin reduceri și simplificări se obține

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \sigma}{\partial t} + \frac{p}{v} \frac{\partial c}{\partial t} \dots (2.11)$$

în care : σ = depunerea sau depozitul specific, definit ca și suspensia reținută pe unitatea de volum a materialului filtrant [M.L⁻³]

$v = \frac{Q}{F}$ = viteza aparentă de filtrare [L.T⁻¹]

ρ_s = masa specifică a suspensiei [M.L⁻³]

Cum în general termenul $\frac{\partial c}{\partial t}$ este foarte mic în comparație cu ceilalți, el poate fi neglijat astfel că se obține relația :

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \dots (2.12)$$

Ecuația cinematică (2.9) reflectă proporționalitatea cantității de suspensii îndepărtată de filtru, cu concentrația locală la nivelul dat. Parametrul reținerii, λ , este un factor de proporționalitate care definește randamentul filtrării, fiind o funcție complexă influențată de caracteristicile mediului filtrant, de cele ale lichidului ce se filtrează și de condițiile în care se desfășoară procesul de filtrare. Ecuația de continuitate (2.12) determină repartiția în timp și spațiu a particulelor reținute, exprimând bilanțul masic raportat la elementul filtrant.

Majoritatea cercetătorilor acceptă ca și modele de filtrare, sistemul de ecuații diferențiale cu derivate parțiale dat de relațiile 2.9 și 2.12 / 7,41,47,62,78,108,134/, pentru a descrie matematic procesul de filtrare rapidă.

Cum însă în procesul filtrării concomitent cu mecanismele de transport și fixare a suspensiilor, s-a remarcat și mecanismul de detașare a acestora, deci de desprindere a unor depozite deja fixate și de relansare în firele de curent ale lichidului, spre a se deplasa spre stratele inferioare ale patului filtrant, s-a încercat introducerea în sistemul general de ecuații care descriu procesul de filtrare rapidă, a unei corecții care să țină cont de acest fenomen.

Ecuația cinematică 2.9 a luat din această cauză, după cercetătorul Mintz /94,96,98,101/, forma :

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda C - \beta \frac{C}{V} \dots \dots \dots (2.13)$$

în care : $\beta =$ parametrul desprinderii [T^{-1}]

Ecuația 2.13 reflectă faptul că în stadiul I de filtrare, deci în perioada inițială de reținere, când mediul filtrant este curat și deci depozitul specific este încă foarte mic ($\sigma \cong 0$), capacitatea de reținere este caracterizată de termenul C care reflectă fenomenul de reținere, relația 2.13 fiind de fapt identică cu relația 2.9. Pe măsura acumulării suspensiilor însă, randamentul clarificării scade și crește importanța celui de al doilea termen al membrului drept al relației 2.13, termen ce reflectă fenomenele de desprindere. Pe baza conceptului elaborat de Mintz, însă atât parametrul reținerii λ , cât și parametrul desprinderii β , sînt mărimi constante ce nu se modifică pe parcursul procesului de filtrare.

Sistemul de ecuații diferențiale cu derivate parțiale, propus de Mintz pentru descrierea matematică a procesului de filtrare rapidă (relațiile 2.12 și 2.13), conduce la o descriere numai parțială conformă cu rezultatele datelor experimentale (în stadiul II și III de filtrare). Dealtfel și premisa că parametrii λ și β sînt constanți, explică neconcordanțele dintre rezultatele experimentale și cele obținute pe cale teoretică, după modelul Mintz.

Sistemele de ecuații diferențiale cu derivate parțiale propuse pentru descrierea matematică a procesului de filtrare rapidă (relațiile 2.9 și 2.12 sau relațiile 2.12 și 2.13), dau soluții analitice pentru valori particulare ale parametrilor λ și β . Expriemarea teoretică a acestor parametri este extrem de diferită și complexă, ținînd cont de numărul mare de variabile care îi influențează precum și de numărul mare de cercetători care au avansat expriări teoretice, apreciînd în mod diferit importanța factorilor care îi influențează.-

2.6.- Parametrii caracteristici procesului de filtrare rapidă.

2.6.1.- Parametrul reținerii.

Parametrul reținerii λ este un factor care caracterizează desfășurarea procesului de filtrare rapidă, guvernînd în

fond eficiența filtrării, nefiind deci o mărime constantă, după cum l-a considerat Mintz și modificându-se continuu de-a lungul desfășurării procesului de filtrare, ca urmare a dependenței sale de un grup complex de factori printre care și geometria internă a materialului poros, care variază pe parcursul filtrării prin creerea depozitelor în pori.

A fost deci necesar ca să se exprime această variație a parametrului reținerii de-a lungul procesului de filtrare, plecând de la valoarea sa inițială, pentru $t = 0$, valoare notată cu λ_0 și definită ca și parametrul inițial al reținerii. De asemenea s-a impus explicitarea unor relații între λ și factorii operaționali, ca și mărimea granulelor stratului filtrant, viteza de filtrare, calitatea apei brute etc.

Rezultatele obținute de mai mulți cercetători au evidențiat faptul că parametrul inițial al reținerii λ_0 și prin el parametrul reținerii λ , sînt influențați de un număr mare de factori ca : diametrul granulelor mediului filtrant d , diametrul particulelor în suspensie δ , viteza de filtrare v , vîscozitatea dinamică μ , temperatura apei T , depozitul specific σ , porozitatea mediului filtrant p_0 , timpul de filtrare t , etc /25, 33, 34, 39, 41, 45, 46, 53, 68, 78, 87, 90, 105, 109, 121, 124, 128, 129, 132, 133, 149 /

În cazul cel mai general se pot scrie relațiile care hotărăsc eficiența filtrării astfel :

$$\lambda_0 = f(d, v, \delta, \mu, T, p_0, C_0, \text{etc}) \dots \dots \dots (2.14)$$

$$\text{iar } \lambda = \lambda_0 f(t) \dots \dots \dots (2.15)$$

$$\text{sau } \lambda = \lambda_0 f(\sigma) \dots \dots \dots (2.16)$$

Relația generală 2.14 redă influența mecanismelor de transport și fixare, modelele matematice avansate fiind diferite, după cum unul sau altul din numărul mare de variabile a fost considerat ca și factor primar. Relațiile 2.15 sau 2.16 trebuie să descrie faptul că în prima parte a ciclului de filtrare parametrul reținerii λ crește, odată de altfel cu eficiența filtrării iar atunci cînd eficiența filtrării scade ca urmare a creșterii depozitelor în interiorul porilor și a creșterii vitezei interstițiale a curentului, relațiile de mai sus trebuie să oglindescă scăderea valorii parametrului reținerii /41 /.

Ținînd cont de numărul mare de variabile luate în discuție, sînt explicabile diferențele de opinie între diverșii

cercetători și numărul mare de relații propuse pentru determinarea parametrilor λ_0 și λ , autorii avînd moduri diferite de apreciere a factorilor determinanți care caracterizează parametrii de mai sus și deci procesul de filtrare rapidă. Se redau în tabelele 2.2 și 2.3 principalele relații teoretice pentru exprimarea parametrului inițial al reținerii λ_0 și pentru parametrul reținerii λ /105/..

Tabela 2.2

Nr. crt.	Autorul	$\frac{\delta < 1 \mu}{\lambda_0 = f(d, \delta, v, \mu)}$	$\lambda = \lambda_0 (\sigma, \sigma_s, p, \dots)$
1.	MACKRLE V.	$\lambda_0 \sim d^{-2} \cdot v^{-1} \cdot \mu^{\frac{1}{2}}$	$\lambda = \lambda_0 [1 - (K\sigma/p_0)^{1/2}]$
2.	IVES K.J.	$\lambda_0 \sim d^{-1} \cdot v^{-1} \cdot \mu^{-2}$	$\lambda = \lambda_0 + c\sigma - \phi\sigma^2/p_0 - \sigma^3$
3.	HEERTJES, LERK	$\lambda_0 \sim d^{-3} \cdot v^{-1} \cdot \mu^{-1} \cdot k_H$	$\lambda = \lambda_0 (1 - K\sigma/p_0)$
4.	YAO K.M.	$\lambda_0 \sim d^{-\frac{2}{3}}$	—

Tabela 2.3

Nr. crt.	Autorul	$\frac{\delta < 3 \mu}{\lambda_0 = f(d, \delta, v, \mu)}$	$\lambda = \lambda_0 (\sigma, \sigma_s, t, \dots)$
1.	IWASAKI T.	$\lambda_0 \sim d^{-1} \cdot v^{-1}$	$\lambda = \lambda_0 [1 + K\sigma]$
2.	STEIN P.C.	$\lambda_0 \sim d^{-3} \cdot \delta^2$	$\lambda = \lambda_0 [(1 - b\sigma)/(1 - b\sigma_s)]^4$
3.	MINTZ D.M.	$\lambda_0 \sim v^{-0.7} \cdot d^{-1.7}$	$\lambda = \lambda_0 (1 - \alpha\sigma/\sigma_s)$
4.	HALL W.A.	$\lambda_0 \sim v^{-1} \cdot d^{-1}; \lambda_0 \sim d^{-\frac{1}{2}} \delta^{\frac{1}{2}}$	—
5.	MACKRLE V.	—	$\lambda = (1 + K\sigma/p_0)^x (1 - K\sigma/p_0)^y$
6.	MAROUDAS A.	—	$\lambda = \lambda_0 (1 - \sigma/\sigma_s)$
7.	IVES K.J.	$\lambda_0 \sim d^{-(1 \dots 3)} \cdot v^{-1} \cdot \mu^{-1}$	$\lambda = \lambda_0 (1 + K\sigma/p_0)^x (1 - \sigma/p_0)^y (1 - \sigma/\sigma_s)^z$
8.	YAO K.M.	$\lambda_0 \sim d^{-2}$	—
9.	LERK C.F.	$\lambda_0 \sim (1 - p_0) p_0 \cdot d^{-3} \cdot v^{-1} \cdot \mu^{-1}$	$\lambda = \lambda_0 (1 - \sigma/p_0)$
10.	MINTZ-LERK	—	$\lambda = \lambda_0 (1 - \sigma/\sigma_s)$
11.	SHEKHTMAN-LERK	—	$\lambda = \lambda_0 (1 - \sigma/p_0)$
12.	SHOLJI I.	$\lambda_0 \sim v^{-1} \cdot \mu^{-2}$	—
13.	ISON C.R.	$\lambda_0 \sim d^{-1.4} \cdot \delta^{0.3} \cdot v^{-1} \cdot \mu^{1.4}$	—
14.	STANLEY D.R.	$\lambda_0 \sim d^{-2.48} \cdot v^{-1.36}$	—
15.	FAIR G.M.	$\lambda_0 \sim d^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{v+10}{60} \right)$	—
16.	BAYLIS-LING-HUDSON	$\lambda_0 \sim d^{-\frac{1}{2}}$	—

17. ASCE(Lab.S.U.A.)	$\lambda_0 \sim d^{-\frac{1}{3}} \cdot \mu^4$	—
18. MIREL I.	$\lambda_0 = A \cdot d^2 \cdot v^{-1}$	$\lambda = \lambda_0 [1 + (at)^{\frac{1}{3}}]$

Pe baza acestor relații, parametrul inițial al reținerii se poate exprima :

$$\lambda_0 = f(d^{-\frac{1}{3}} \dots d^{-3}; \mu^0, \mu^3 \dots \mu^2; v^{-0}, v^{-4}; \mu^{-2} \dots \mu^{1,4}) \dots \quad (2.17)$$

Rezultă deci următoarele concluzii :

- parametrul λ_0 nu depinde de concentrația inițială a apei brute / 89 /.
- parametrul λ_0 crește odată cu mărirea dimensiunii particulelor în suspensie (d)
- parametrul λ_0 este în raport invers cu mărirea granulelor materialului filtrant și cu mărirea vitezei de filtrare, creșterea acestor factori conducând la scăderea valorii parametrului inițial al reținerii /89, 105, 121/
- parametrul λ_0 nu depinde de grosimea stratului filtrant în condițiile păstrării constante a structurii granulometrice a materialului filtrant /105/.
- variația parametrului reținerii λ pe durata ciclului de filtrare este exprimată cu predilecție prin relații de tipul 2.16, adică ca și funcție a depozitului specific σ , forma de exprimare în funcție de timp (relația 2.15), fiind rar abordată datorită exprimării mai dificile a unor durate mari de timp, ciclul de filtrare fiind de 1-2 zile. Pentru perioade mai scurte, deci de câteva ore, la exprimarea parametrului reținerii în stadiul I de filtrare, s-a folosit cu succes și sub o formă accesibilă, exprimarea în funcție de timp (poziția 18 din tabela 2.2)

Se prezintă în continuare câteva formulări, mai importante, avansate de diverși autori, pentru exprimarea teoretică a variației parametrului reținerii λ , pe durata ciclului de filtrare.

A./ Formulare propusă de Lerk :

$$\lambda = \lambda_0 \left(1 - \frac{\sigma}{\rho_0} \right) \dots \dots \dots (2.18)$$

Exprimă o înrăutățire gradată a calității efluentului, însă datorită simplității ei, conduce la soluții analitice relativ simple ca urmare a integrării sistemului de ecuații 2.9 și 2.12 în care λ este exprimat prin relația 2.18, iar λ_0 este o constantă

pentru un caz particular avînd valoare /41,115/ :

$$\lambda_0 = \frac{(1-p_0)p_0}{d.v.v} \dots \dots \dots (2.19)$$

B/. Formulare propusá de I.Mirel :

Pentru stadiul I de filtrare, adicá în perioada inițialá de reținere, se propune exprimarea $\lambda = \lambda_0 f(t)$, care ținînd cont de condițiile de margine ia forma /105./ :

$$\lambda = \lambda_0 [1 + (at)^{1/3}] \dots \dots \dots (2.20)$$

Ecuația redá creșterea continuá a valorii parametrului reținerii, de la valoarea $\lambda = \lambda_0$ pentru $t = 0$ la valoarea maximá care se obține la sfîrșitul stadiului I de filtrare cînd $\lambda = \lambda_{max}$, fiind deci în concordanță cu desfășurarea realá a procesului de filtrare, care în această perioadă realizează o îmbunătățire continuá a calității efluentului. Ecuația nu poate fi folositá în stadiile II și III de filtrare.

C/. Formulare propusá de Ives :

Se propune o ecuație care rezolvá o omisiune semnificativá a celorlalte exprimări și anume aceea că reflectá existența unei perioade de îmbunătățire sau de pástrare constantá a calității filtratului înainte ca , calitatea acestuia sá înceapá sá se înrăutățească /46/ :

$$\lambda = \lambda_0 + c\sigma - \frac{\phi\sigma^2}{p_0 - \sigma} \dots \dots \dots (2.21)$$

în care c și ϕ sînt constante .

Termenul al doilea al membrului drept al ecuației 2.21, reprezintă îmbunătățirea parametrului reținerii, creșterea sa valoricá ca urmare a efectului de reținere a particulelor, iar termenul al treilea exprimá diminuarea valorii parametrului reținerii ca urmare a creșterii vitezei interstițiale a curentului de lichid ce transportá material în suspensie prin porii parțial blocați.

D/. Formulare simplificatá a propunerii lui Ives :

În vederea ușurării integrării sistemului de ecuații diferențiale 2.9 și 2.12, s-a avansat pentru exprimarea parametrului reținerii, o formulare simplificatá /105 /.

$$\lambda = a - b.\sigma^2 \dots \dots \dots (2.22)$$

în care : $a = \lambda_0 + c\sigma \dots \dots \dots (2.23)$

$b = \frac{\phi}{p_0 - \sigma} \dots \dots \dots (2.24)$

E/. Modelul general propus de Ives :

Verificările experimentale au reliefat abateri destul de însemnate între datele experiențelor și cele calculate pe baza soluțiilor sistemului de execuții diferențiale 2.9 și 2.12 în care s-a introdus modelul propus de Ives pentru exprimarea parametrului reținerii (relația 2.21). Din această cauză la al VIII-lea Congres Internațional de Alimentări cu apă, care a avut loc la Viena în 1969, cercetătorul Ives a prezentat o metodă generală pentru estimarea parametrului reținerii .

Teoria filtrării a demonstrat faptul că randamentul filtrării este influențat în mod direct de mărimea suprafeței granulelor de material filtrant pe care particulele în suspensie pot adera și de mărimea vitezei de filtrare. Un randament mai bun se obține atunci când se mărește suprafața granulelor materialului filtrant, adică atunci când se folosesc granule cu diametru descrescând în direcția filtrării, în acest fel crescând suprafața specifică a materialului granular curat, noțiune notată cu S_0 și definită ca suprafața granulelor de nisip pe unitatea de volum a stratului filtrant.

$S_0 = \frac{6(1-p_0)}{\psi \cdot d} \dots \dots \dots (2.25)$

în care ψ = sfericitatea granulelor de material filtrant ($\psi \leq 1$)

De asemenea creșterea randamentului filtrării se poate obține diminuând viteza filtrării, astfel că λ poate fi exprimat ca o funcție de suprafața specifică și de viteza interstițială.

★ Plecând de la aceste constatări și având în vedere geometria complexă a porilor mediului filtrant, s-a admis pentru studiul fenomenelor de filtrare și deci pentru exprimarea parametrului reținerii, un model combinat în care inițial patul poros este considerat ca un ansamblu de sfere individuale care se modifică apoi, prin acumularea depozitelor, într-o structură asemănătoare unor cilindrii capilari individuali.

a). Modelul granulelor sferice :

Se consideră că raportul suprafețelor specifice este proporțional cu puterea 2/3 a raportului volumelor, ajungându-se



În relația :

$$\frac{S}{S_0} = \left(\frac{V}{V_0} \right)^{2/3} = \left(1 + \frac{f \cdot \sigma}{p_0} \right)^{2/3} \dots \dots \dots (2.26)$$

în care : S_0 și S = suprafețele specifice pe unitatea de volum ale patului filtrant curat și respectiv cu depozite.

V_0 = volumul unui grăunte de nisip curat.

V = volumul unui grăunte de nisip anrobat

f = constantă de anrobare

p_0 = porozitatea patului filtrant curat .

b). Modelul capilar :

Se ajunge la relația :

$$\frac{S}{S_0} = \left(1 - \frac{\sigma}{p_0} \right)^{1/2} \dots \dots \dots (2.27)$$

c). Modelul combinat al suprafețelor specifice :

La începutul filtrării depozitele de pe granule vor face dominant modelul granulelor sferice, însă pe parcurs depozitele intră în contact unele cu altele completînd spațiile laterale, astfel că scurgerea se face prin canale care pot fi approximate cu niște tuburi capilare și deci este necesar să fie combinate cele două modele:

$$S = S_0 \left(1 + \frac{f \cdot \sigma}{p_0} \right)^{2/3} \cdot \left(1 - \frac{\sigma}{p_0} \right)^{1/2} \dots \dots \dots (2.28)$$

Ținînd cont de faptul că geometria porilor este mult mai complexă decît cea acceptată ideal pentru cele două modele, se generalizează exponenții :

$$S = S_0 \left(1 + \frac{f \sigma}{p_0} \right)^y \cdot \left(1 - \frac{\sigma}{p_0} \right)^z \dots \dots \dots (2.29)$$

Relația 2.29 este asemănătoare cu propunerea făcută de Mackrle /85 /.

Relația nu e suficientă pentru a concretiza procesul de filtrare pentru că limita $S = 0$ este realizată doar pentru cazul în care $\sigma = p_0$, adică în situația în care porii sînt complet colmatați, fapt ce nu e confirmat de practică unde s-a dovedit că reținerea suspensiilor se oprește înainte de blocarea completă a porului, deci atunci cînd mai există scurgere .

Relația nefiind suficientă, rezultă necesitatea introducerii unui factor limitativ, legat de viteza critică la care nu mai sînt posibile noi acumulări de depozit.

d). Viteza interstițială :

Definind viteza critică drept viteză limită la care nu se mai produc noi depozite, se acceptă că randamentul filtrării și că deci parametrul reținerii λ , este proporțional cu o putere x a diferenței între inversele vitezei interstițiale și a celei critice și se ajunge în final la relația :

$$\lambda = \lambda_0 \left(1 - \frac{\sigma}{\sigma_s} \right)^x \dots \dots \dots (2.30)$$

care este asemănătoare cu propunerea lui Marudas /91/ și în care :

σ_s = depozitul specific ultim, adică volumul depozitului pe unitatea de volum a stratului filtrant, atunci când filtrul devine ineficace.

Modelul general propus de Ives /47/, admite că parametrul reținerii este simultan funcție de suprafața specifică a granulelor și de viteza interstițială :

$$\lambda = \lambda_0 \left(1 + \frac{f \cdot \sigma}{p_0} \right)^y \left(1 - \frac{\sigma}{p_0} \right)^z \left(1 - \frac{\sigma}{\sigma_s} \right)^x \dots \dots (2.31)$$

Modelul caracterizează corect situația limită în care $\lambda = 0$ atunci când $\sigma = \sigma_s$.

Expresia 2.31 are un caracter general, prin particularizare rezultă însă diversele modele acceptate în studiile de specialitate, pentru exprimarea parametrului reținerii .

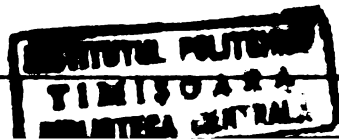
2.6.2.- Parametrul desprinderii

Teoria filtrării propusă de Mintz, pleacă de la coexistența mecanismelor de fixare și de desprindere (detașare), situație pentru care propune ca și ecuații generale pentru descrierea filtrării rapide, sistemul de ecuații diferențiale 2.12 și 2.13, în care pe lângă parametrul reținerii λ , este introdus și parametrul desprinderii β .

În conceptul său Mintz consideră ambii parametri drept mărimi constante, care deci nu se modifică de-a lungul duratei procesului de filtrare .

Determinarea parametrului desprinderii se face după Mintz din condiția în care masa filtrantă a ajuns la saturație, deci la limita maximă de reținere, atunci când $\sigma = \sigma_s$.

Teoretic în această situație $C = C_0$ și deci $\frac{\partial C}{\partial x} = 0$, ceea ce conduce la transformarea relației 2.13 în :



$$\beta = \frac{\lambda \cdot C_0 \cdot v}{\sigma_s} \dots \dots \dots (2.32)$$

Ca urmare a investigațiilor experimentale făcute de Mintz, folosind flocule de hidroxid feric, s-au formulat relații pentru λ și β , în funcție de viteza de filtrare și de diametrul granulelor materialului filtrant :

$$\beta = \frac{\alpha_1 \cdot v}{d} \dots \dots \dots (2.33)$$

$$\lambda = \frac{\alpha}{v^{0,7} \cdot d^{1,7}} \dots \dots \dots (2.34)$$

În care α și α_1 sînt constante determinate experimental.

Deci în relația 2.32, se înlocuiește valoarea parametrului reținerii λ cu exprimarea 2.34, rezultă :

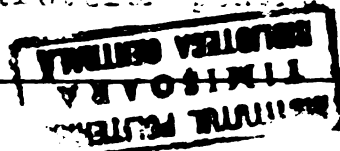
$$\beta = \frac{\alpha \cdot C_0 \cdot v^{0,3}}{d^{1,7} \cdot \sigma_s} \approx \frac{\alpha \cdot C_0 \cdot v^{\frac{1}{3}}}{\sigma_s \cdot d^{\frac{1}{3}}} \dots \dots \dots (2.35)$$

Rezultă deci o exprimare a parametrului desprinderii β proporțională cu viteza de filtrare și invers proporțională cu diametrul granulelor materialului filtrant, numai că s-au schimbat exponenții față de relația 2.33.

Cum în accepția lui Mintz și parametrul λ este constant, rezultă din relația 2.32, o valoare constantă pentru parametrul desprinderii β , ceea ce conduce la zăgrăvirea unui proces de filtrare, prin relația 2.13, în care calitatea filtratului suferă o înrăutățire continuă, adică de fapt descrierea stadiului III de filtrare .

Rezultatele experimentale au dovedit însă existența stadiilor I și II de filtrare în care calitatea filtratului se îmbunătățește sau rămîne constantă, ceea ce conduce la concluzia că și parametrul desprinderii β , ca de altfel și parametrul reținerii λ , sînt mărimi variabile pe parcursul desfășurării procesului de filtrare. În prima parte a procesului de filtrare (perioada inițială), mediul filtrant este relativ curat ($\sigma \approx 0$), capacitatea de reținere a stratului granular este maximă iar termenul $\frac{\beta \cdot \sigma}{v}$ din relația 2.13 este neglijabil / 93,105/.

Pe măsura acumulării suspensiilor și deci creșterii depozitului specific σ , randamentul clarificării scade corespunzător majorării celui de al doilea termen din membrul drept al ecuației 2.13, termen ce reflectă fenomenele de desprindere, în final odată cu epuizarea capacității de reținere a stratelor pentru filtrare



cele două mecanisme, de reținere și desprindere, devenind echivalente și anulând gradientul de concentrație /93/.

Plecând de la aceste premise și considerând ca mărimi determinante în variația parametrului desprinderii β , diametrul mediu echivalent al nisipului, concentrația suspensiilor la intrare, viteza inițială de filtrare, depunerea specifică și durata ciclului, cercetătorul Mateescu / 93 / stabilește, folosind teoria analizei dimensionale și simularea procesului de filtrare pe un calculator electronic, o relație pentru parametrul desprinderii :

$$\beta = \frac{1}{360 \cdot t} \left(1 - 60 \frac{d \cdot C}{C_0 \cdot t \cdot v} \cdot 10^5 \right) \cdot [\text{sec}^{-1}] \dots (2.36)$$

Din relație rezultă raportul direct proporțional între parametrul desprinderii, viteza de filtrare și concentrația în suspensii a influentului în timp ce acest raport este invers față de diametrul granulelor materialului filtrant, raportul $\frac{C}{t}$ fiind aproximativ constant.

În ceea ce privește durata filtrării se remarcă raportul invers între parametrul desprinderii și timp, relația 2.36 putând lua în cazul general forma $\beta = \frac{K}{t}$.

Deși a fost cercetată mai puțin și ce atare a apărut mai rar în literatura de specialitate, problema parametrului desprinderii β poate fi sintetizată în următoarele concluzii :

- pentru stadiul I de filtrare modelul matematic care descrie procesul de filtrare este cel compus din sistemul de ecuații 2.9 și 2.12, influența desprinderii fiind neimportantă și ba atare și influența parametrului desprinderii /93,105/.

- problema variației în timp a parametrului desprinderii este controversată, după Mintz parametrul β fiind constant pe durata desfășurării ciclului de filtrare, dar rezultatele experimentale și unii autori conchid că există o variație în timp a acestui parametru, ca și a parametrului reținerii de altfel, explicând astfel existența celor 3 stadii caracteristice și diferite ale procesului de filtrare rapidă.

- parametrul desprinderii β crește cu majorarea vitezei de filtrare /93,94,105/.

- parametrul desprinderii β crește cu majorarea concentrației în suspensii a influentului și scade odată cu creșterea diametrului granulelor materialului filtrant / 93,94 /.

2.7.- Integrarea ecuațiilor generale ale filtrării rapide .

Se vor prezenta în continuare soluțiile la care au ajuns diverși cercetători prin integrarea sistemului de ecuații diferențiale cu derivate parțiale. (sistemul relațiilor 2.9 și 2.12 sau sistemul relațiilor 2.12 și 2.13) , acceptând diferite modele matematice pentru descrierea parametrului reținerii și a parametrului desprinderii .

2.7.1.- Modelul matematic Mintz

Cercetătorul Mintz /94,96,101/, consideră parametrul reținerii λ și cel al desprinderii β , ca fiind mărimi constante pe durata desfășurării ciclului de filtrare și integrează sistemul de ecuații diferențiale 2.12 și 2.13.

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial}{\partial t} \dots \dots \dots (2.12)$$

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda C - \beta \frac{C}{v} \dots \dots \dots (2.13)$$

Soluțiile acestui sistem de ecuații sînt de forma:

$$\frac{C}{C_0} = \sum_{n=1}^{\infty} e^{-\lambda x} \frac{(\lambda x)^{n-1}}{(n-1)!} \cdot A_n \cdot e^{-\beta t} \dots \dots \dots (2.37)$$

$$\frac{C}{C_0} = \sum_{n=1}^{\infty} e^{-\lambda x} \frac{(\lambda x)^{n-1}}{(n-1)!} (B_n - B_{n+1}) \dots \dots \dots (2.38)$$

în care :

$$A_n = A_{n-1} - \frac{(\beta t)^{n-2}}{(n-2)!} \dots \dots \dots (2.39)$$

$$A_1 = e^{\beta t} \dots \dots \dots (2.40)$$

$$B_n = B_{n-1} - A_n \cdot e^{-\beta t} \dots \dots \dots (2.41)$$

$$B_1 = \beta \cdot t \dots \dots \dots (2.42)$$

Se introduc mărimile adimensionale X și T :

$$X = \lambda \cdot x \quad \text{și} \quad T = \beta \cdot t \dots \dots \dots (2.43)$$

În cazul în care $\frac{C}{C_0} = \text{constant}$, rezultă :

$$X \cong X_0 + KT \dots \dots \dots (2.44)$$

Combinând relațiile 2.12 și 2.13, rezultă sistemul de ecuații cu derivate parțiale de tip hiperbolic, care descriu analitic procesul de filtrare rapidă :

$$\frac{\partial^2 c}{\partial x \partial t} + \beta \frac{\partial c}{\partial x} + \lambda \frac{\partial c}{\partial t} = 0 \dots \dots \dots (2.45)$$

$$\frac{\partial^2 \sigma}{\partial x \partial t} + \beta \frac{\partial \sigma}{\partial x} + \lambda \frac{\partial \sigma}{\partial t} = 0 \dots \dots \dots (2.46)$$

Soluția ecuației este dată de unii cercetători [3], sub forma :

$$C(X,T) C_0 \left\{ e^{-X} \left(1 + X + \frac{X^2}{2!} + \frac{X^3}{3!} \right) - e^{-(T+X)} \left[X + \frac{X^2}{2!} (1+T) + \frac{X^3}{3!} \left(1+T + \frac{T^2}{2} \right) \right] \right\} \dots (2.47)$$

Modelul matematic propus de Mintz caracterizează în special stadiul III de filtrare .

2.7.2.- Modelul matematic Ives .

După Ives, sistemul de ecuații diferențiale care descrie procesul filtrării rapide este format de relațiile 2.9 și 2.12 :

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \lambda c \dots \dots \dots (2.9)$$

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \dots \dots \dots (2.12)$$

Se consideră parametrul reținerii ca și variabil și dependent de depozitul specific (relația 2.21) :

$$\lambda = \lambda_0 + c\sigma - \frac{\phi \sigma^2}{\rho_0 - \sigma} \dots \dots \dots (2.21)$$

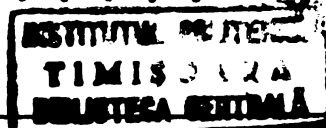
Integrarea se poate realiza numai cu ajutorul unui calculistor electronic, după ce s-au determinat experimental valorile λ_0, c, ϕ și ρ_0 .

Se poate accepta pentru parametrul reținerii λ , exprimarea 2.22, care reprezintă o formulare aproximativă a relației 2.21.

$$\lambda = a - b \sigma^2 \dots \dots \dots (2.22)$$

In acest caz integrarea sistemului de ecuații 2.9 și 2.12 dă ca și soluții :

$$\frac{c}{c_0} = \frac{e^{-ax} (e^T + 1) / (e^T - 1)}{\left\{ \left[(e^T + 1) / (e^T - 1) \right]^2 + e^{-2ax} - 1 \right\}^{1/2}} \dots \dots \dots (2.48)$$



$$\sigma = \frac{(a/b)^{1/2}}{\left\{1 + e^{2ax} \left[\frac{(e^T+1)}{(e^T-1)} \right]^2 - 1 \right\}^{1/2}} \dots (2.49)$$

$$H = H_0 + \frac{K}{2(ab)^{1/2}} \ln \left\{ \frac{\left\{1 + e^{2ax} \left[\frac{(e^T+1)}{(e^T-1)} \right]^2 - 1 \right\}^{1/2} - 1}{\left\{1 + e^{2ax} \left[\frac{(e^T+1)}{(e^T-1)} \right]^2 - 1 \right\}^{1/2} + 1} e^T \right\} \dots (2.50)$$

în care : $T = 2 \cdot C_0 \cdot v \cdot t \cdot a \cdot b \dots (2.51)$

H_0 = pierderea de sarcină la începutul ciclului de filtrare .

$$K = \frac{A}{vC_0} \dots (2.52)$$

$$A = \frac{H-H_0}{t} \dots (2.53)$$

2.7.3.- Modelul matematic Mirel.

Cercetătorul Mirel /105/, propune pentru descrierea procesului de filtrare în stadiul I de filtrare, sistemul de ecuații 2.9 și 2.12.

$$- \frac{\partial c}{\partial x} = \lambda c \dots (2.9)$$

$$- \frac{\partial c}{\partial x} = \frac{1}{v} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} \dots (2.12)$$

Pentru exprimarea parametrului reținerii, se folosește relația :

$$\lambda = \lambda_0 \left[1 + (at)^{1/3} \right] \dots (2.20)$$

Integrarea sistemului de ecuații 2.9 și 2.12 conduce în această situație la următoarele soluții :

$$C = C_0 e^{-\lambda_0 x [1+(at)^{1/3}]} \dots (2.54)$$

$$\sigma = - \frac{3 \cdot v \cdot C_0}{a \cdot \lambda_0^3 \cdot x^4} \cdot e^{-\lambda_0 x [1+(at)^{1/3}]} \cdot E_1(x,t) + \sigma_1(x) \dots (2.55)$$

în care :

$$E_1(x,t) = \lambda_0^3 x^3 (at) + \lambda_0^2 x^2 (\lambda_0 x + 3)(at)^{2/3} + 2 \lambda_0 x (\lambda_0 x + 3)(at)^{1/3} + 6 \dots (2.56)$$

Pentru $t=0$; $\sigma = 0$ rezultă valoarea constantei de integrare .

$$\sigma_1(x) = \frac{18 \cdot v \cdot C_0 \cdot e^{-\lambda_0 x}}{a \cdot \lambda_0^3 \cdot x^4} \dots (2.57)$$

În final deci, relația 2.55 ia forma :

$$\sigma = \frac{3 \cdot v \cdot C_0}{a \cdot \lambda_0 \cdot x^4} e^{-\lambda_0 x} \left\{ 6 - E_1(x, t) e^{-\lambda_0 x (at)^{1/3}} \right\} \quad (2.58)$$

Parametrii λ_0 și a se determină experimental.

2.7.4.- Modelul matematic Lerk

Se propune /41,78/, pentru descrierea matematică a procesului de filtrare sistemul de ecuații diferențiale 2.9 și 2.12, iar pentru exprimarea parametrului reținerii se folosește relația 2.18, care redă dependența parametrului λ în funcție de porozitatea inițială și de depozitul specific. Integrarea sistemului de ecuații se poate face în acest caz fără mari dificultăți, dând ca soluții :

$$C = C_0 \frac{e^{\alpha t}}{e^{\alpha t} + e^{\lambda_0 x} - 1} \quad (2.59)$$

$$\sigma = p_0 \frac{e^{\alpha t} - 1}{e^{\alpha t} + e^{\lambda_0 x} - 1} \quad (2.60)$$

în care :

$$\alpha = \frac{v \cdot \lambda_0 \cdot C_0}{p_0} \quad (2.61)$$

Valorile λ_0 , C_0 și p_0 rezultă experimental.

Valorile pentru coeficientul α sînt constante pentru fiecare caz particular.

2.8.- Pierderea de sarcină

Procesul de separare a suspensiilor din apa supusă filtrării conduce în timp la depunerea acestora în porii și pe granulele patului granular filtrant, porozitatea efectivă reducîndu-se și în consecință crescînd rezistența hidraulică a patului filtrant. Reducerea porozității face ca viteza reală de filtrare să crească și deci regimul de mișcare să fie nepermanent, ținînd însă cont de faptul că în filtrarea rapidă conținutul în suspensii al apei ce se filtrează este relativ scăzut, pentru durate scurte de timp se poate aprecia mișcarea fluidului ca și permanentă și ca stare este posibilă aplicarea legilor scurgerii fluidelor omogene prin medii poroase /105/. Cu toate aceste premise simplificatoare, complexitatea fenomenelor ce au loc în procesul filtrării rapide nu a permis exprimarea unui punct de vedere unic și definitiv în ceea ce privește creșterea rezistenței hidraulice a patului filtrant deci a creșterii pierderii de presiune pe grosimea acestui strat, deși aceasta reprezintă unul din factorii care determină desfășurarea ciclului de filtrare. În

principiu pierderea de sarcină crește în timp fiind proporțională cu viteza de filtrare și invers proporțională cu diametrul mediu echivalent al granulelor patului filtrant, exprimarea teoretică a acestui caracter al pierderilor de sarcină făcându-se diferențiat de fiecare autor în parte .

În tabela 2.4 se redau unele din principalele relații date de diverși autori pentru calculul pierderilor de sarcină în filtrele rapide /105/.

Tabela 2.4

Nr. crt.	Autorul	Ecuația propusă
1	MINTZ - SUBERT	$\frac{\Delta H}{L} = M \frac{\rho^h \cdot v^{2-n}}{g} \cdot \frac{[6 \cdot m \cdot (1-p)]^{14n}}{\rho^3 \cdot d_{ec}^{14n}}$
2	MACKRLE	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = (1 + \frac{\beta \sigma}{\rho_0})^{2/3} (1 - \frac{\sigma}{\rho_0})$
3	IVES	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = (\frac{1 - \rho_0 + \sigma}{1 - \rho_0})^2 (\frac{\rho_0}{\rho_0 - \sigma})^3 (\frac{K}{K_0}) (\frac{r}{r_0})^2$
4	CAMP	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = (\frac{1 - \rho_0 + \sigma}{1 - \rho_0})^2 (\frac{\rho_0}{\rho_0 - \sigma})^3 [\frac{1}{\sqrt{\sigma/3(1-\rho_0)^{1/4} + \sigma/3(1-\rho_0)^{1/2}}}]$
5	HUISMAN	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = (\frac{\rho_0}{\rho})^3 (\frac{s_0}{s})^3$
6	MOHANKA	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = 1 + (1+2\beta) \frac{\sigma}{\rho_0} + (1+\beta)^2 (\frac{\sigma}{\rho_0})^2 + (1+\beta)^3 (\frac{\sigma}{\rho_0})^3 + \dots$
7	SAKTHIVADIYEL	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = (\frac{1 - \rho_0 + \sigma}{\rho_0 - \sigma})^3 \cdot \frac{\rho_0^3}{(1 - \rho_0)^3} \cdot \frac{1}{\xi^2}$

După Mintz fluidul supus filtrării este caracterizat prin densitatea ρ , vîscozitatea dinamică μ , viteza reală de filtrare u și viteza aparentă de filtrare v , în timp ce patul granular filtrant este caracterizat de parametrul liniar l , care se definește prin raza hidraulică a materialului poros. Legătura între acești parametri se realizează prin pierderea de sarcină H , adică prin pierderea de presiune P pe grosimea stratului filtrant L :

$$\frac{P}{L} = f(u, \rho, l, \mu) \dots \dots \dots (2.62)$$

Aplicînd teorema Π din teoria similitudinii, în sistemul u, ρ, l , rezultă :

$$\frac{P}{L} = \rho (Re) \frac{\rho \cdot u^2}{l} \dots \dots \dots (2.63)$$

Raza hidraulică a materialului poros se exprimă prin raportul dintre volumul porilor și suprafața granulelor, care raportat la unitatea de volum rezultă :

$$l = \frac{p}{A_1} = \frac{p \text{ dec}}{6 m(1-p)} \dots \dots \dots (2.64)$$

în care : p = porozitatea materialului filtrant

A_i = suprafața granulelor raportată la unitatea de volum a patului filtrant.

m = coeficientul de formă al granulelor.

d_{ec} = diametrul mediu echivalent al granulelor materialului filtrant, definit prin relația 2.1.

Pentru definirea regimului de scurgere al fluide-
lor se utilizează numărul Reynolds sau forma sa modificată sub de-
numirea numărului lui Blake, a căror exprimare se dă astfel :

$$B = Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d_{ec}}{6 \cdot \mu \cdot m(1-p)} \dots \dots \dots (2.65)$$

După cercetătorii Mintz și Subert /104/, pentru
regimul de scurgere laminar numărul Reynolds trebuie să fie mai mic
decît 2.

Din relația 2.63 se poate exprima pierderea de
sarcină H pe grosimea L a filtrului, înlocuind parametrul liniar cu
relația 2.64 pierderea de presiune $P = H$ și viteza reală de filtra-
re $v = \frac{u}{p}$:

$$H = f(Re) \cdot \frac{\rho}{\delta} \cdot v^2 \cdot \frac{6 m(1-p)}{p^3 d_{ec}} L \dots \dots \dots (2.66)$$

în care după Mintz și Subert :

$$f(Re) = \frac{M}{Re^n} \dots \dots \dots (2.67)$$

Rезultă în cazul în care $n = 1$, forma finală a
relației 2.66 :

$$H = M \frac{\rho}{\delta} \cdot v \cdot \frac{(1-p)^2}{p^3} \left(\frac{6 m}{d_{ec}} \right)^2 L \dots \dots \dots (2.68)$$

Această formă de exprimare este identică cu rela-
țiile date de Kozeny și de Fair - Geyer /105/.

După Mintz și Subert /104/ în cazul regimului la-
minar de scurgere, $M = 5,1$ iar $n = 1$, valori confirmate și de alți
cercetători / 105 /, astfel că expresia 2.68 ia forma :

$$H = 0,188 \cdot \rho \cdot m^2 \frac{v \cdot (1-p)^2}{d_{ec}^2 p^2} L \text{ [cm]}. \dots \dots \dots (2.69)$$

Determinarea pierderii de sarcină pentru cazul
cel mai general se obține plecînd de la relația 2.68, la care se face
substituiri :

$$h = \frac{\Delta H}{L} \qquad K = M \frac{\rho}{\delta} \cdot v \cdot \frac{m^2}{d_{ec}^2} \dots \dots \dots (2.70)$$

$$h_0 = \frac{\Delta H_0}{L} \quad K_0 = M \cdot \frac{v}{g} \cdot v \cdot \frac{m_0^2}{d_{ec}^2}$$

în care : H_0 = pierderea de sarcină inițială
 H = pierderea de sarcină la un moment " t "

Pentru $K = K_0$ rezultă :

$$h - h_0 = K \left[\frac{(1-p)^2}{\rho^3} - \frac{(1-p_0)^2}{\rho_0^3} \right] = B \cdot \sigma_v \quad \dots (2.71)$$

$$\text{sau : } h = h_0 + B \sigma_v \quad \dots (2.72)$$

în care : σ_v = depunerea specifică volumetrică exprimată ca și raportul dintre volumul depunerilor și volumul patului filtrant.

Dacă se consideră un volum de filtru cu grosimea dx și cu suprafața unitară, rezultă :

$$h \, dx = h_0 \, dx + B \sigma_v \, dx \quad \dots (2.73)$$

$$\int_0^H h \, dx = \int_0^H h_0 \, dx + B \int_0^H \sigma_v \, dx \quad \dots (2.74)$$

$$H = H_0 + B \int_0^L \sigma_v \, dx \quad \dots (2.75)$$

Dacă în această expresie se introduc soluțiile date pentru de diverși autori, ca urmare a integrării sistemului de ecuații diferențiale cu derivate parțiale acceptat spre a defini procesul filtrării rapide, rezultă următoarele relații :

a) modelul Ives :

$$H = H_0 + \frac{B}{2\sqrt{ab}} \ln \left\{ \frac{\left[1 + e^{2aL} \left(\frac{e^T + 1}{e^T - 1} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}} - 1}{\left[1 + e^{2aL} \left(\frac{e^T + 1}{e^T - 1} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}} + 1} e^T \right\} \quad \dots (2.76)$$

$$\text{sau aproximativ : } H = H_0 + \frac{B}{2\sqrt{ab}} \ln e^T \quad \dots (2.77)$$

b) modelul Lerck :

$$H = H_0 + \frac{B \rho_0}{\lambda_0} \ln \left\{ \frac{e^{\lambda_0 L} \left[e^{\frac{\lambda_0 v c_0 t}{\rho_0}} - 1 \right]}{e^{\lambda_0 L} + e^{\frac{\lambda_0 v c_0 t}{\rho_0}} - 1} \right\} \quad \dots (2.78)$$

c) modelul Mirel (pentru perioada inițială de filtrare)

$$H = H_0 + B \int_0^L \frac{3v C_0}{a \lambda_0 x^2} e^{-\lambda_0 x} \left\{ 6 - E_1(x, t) e^{\lambda_0 x (at)^{1/3}} \right\} dx \quad (2.79)$$

în care funcția $E_1(x, t)$ este dată de relația 2.56 ..

C a p i t o l u l 3

FILTRAREA ULTRARAPIDA, ASPECTE TEORETICE SI FORMULARI MATEMATICE.

Filtrarea ultrarapidă fiind folosită mai puțin frecvent și doar în scopul de a rezolva strict local probleme unor debite considerabile de apă limpezită parțial, sau ca treaptă prealabilă de limpezire înaintea filtrării finale prin filtre rapide, nu se amintesc în literatura de specialitate cercetări sistematice în direcția filtrării cu viteze foarte mari (15-100 m/h) și ca atare nu s-a cristalizat nici o teorie care să prezinte aspectele teoretice ale problemei și care să furnizeze principiile generale de aplicare în practică ale acestora.

Ca atare cercetările autorului au fost conduse în direcția verificării aplicabilității teoriei actuale a filtrării rapide în domeniul vitezelor foarte mari și în măsura în care a fost posibil, în direcția formulării unor relații și expresii matematice care să zugrăvească teoretic, desfășurarea reală a procesului de separare a suspensiilor din apa filtrată prin instalații de filtrare ultrarapidă.

Rezultatele experiențelor de laborator și a celor cu caracter semi-industrial, coroborate cu formulările matematice exprimate pentru descrierea procesului de filtrare ultrarapidă și a unor parametri determinanți ai acestui proces, conduc la concluzia că în linii generale fenomenul de reținere a suspensiilor prin filtrarea ultrarapidă este asemănător cu cel realizat în filtrarea rapidă.

Procesul este asemănător nefiind însă identic, cadrul general de desfășurare păstrându-se detaliile însă fiind diferite, la fel de altfel ca și exprimările matematice date pentru descrierea procesului și a parametrilor săi determinanți.

Asemănarea constă în modul în care se realizează în timp modificările calitative ale filtratului, pierderile de sarcină și în existența aceluiași parametri care determină desfășurarea procesului de filtrare, parametri care sînt dependenți de aceleași variabile ca și în procesul filtrării rapide. Deosebirile între cele două tipuri de filtrare constau în reducerea duratei ciclului și simplificarea procesului de reținere, care se compune numai din două stadii caracteristice, precum și în exprimarea teoretică a parametrilor determinanți ai procesului, care păstrîndu-și dependența generală

de aceleași variabile ca și în procesul filtrării rapide, și schimbă forma particulară de exprimare. În acest fel se obțin soluții diferite prin integrarea sistemului de ecuații cu derivate parțiale acceptat - ca și în filtrarea rapidă - drept model matematic care descrie teoretic desfășurarea procesului de filtrare.

3.1.- Domenii caracteristice .

Din punctul de vedere al eficienței procesului de filtrare, în timp și pe grosimea stratului filtrant, pe parcursul ciclului de filtrare se constată în filtrarea ultrarapidă, existența distinctă a două stadii, legate uneori cu o perioadă mai scurtă și mai puțin pregnantă de tranziție .

În prima parte a ciclului, de aproximativ 2 ore, se evidențiază o perioadă în care calitatea efluentului se îmbunătățește, acesta reducându-și turbiditatea, perioadă care corespunde stadiului I (perioada inițială de reținere) din filtrarea rapidă. Urmează apoi distinct o perioadă puțin mai lungă, cea 2-4 ore, în care turbiditatea efluentului crește, în final depășindu-se limitele maxime admise, perioadă care corespunde stadiului III (perioada de colmatare) din filtrarea rapidă. Între aceste două stadii, apare în cazul unor viteze de filtrare mai reduse (15-20 m/h) și o perioadă în general mai puțin marcată, în care calitatea efluentului se menține relativ constantă. La viteze mai mari însă (30-50 m/h), această perioadă nu se mai constată direct, procesul reducându-se la cele două domenii caracteristice arătate, perioada inițială și perioada de colmatare.

Ținând cont de durata relativ scurtă a ciclului normal de filtrare ultrarapidă (4-6 ore), este explicabilă absența perioadei de regim, care este caracteristică în filtrarea rapidă unde durata ciclurilor de filtrare este de cea 4 ori mai lungă.

Pentru unele cazuri particulare la care s-au obținut cicluri lungi de 8-12 ore în filtrarea ultrarapidă, ca urmare a unor viteze mai scăzute (13-14 m/h), sau a unor caracteristici specifice pentru suspensiile aflate în influent, s-a evidențiat și o perioadă de regim mai lungă care e legat cele două perioade de capăt, cea inițială și cea finală.

3.2.- Parametrii determinanți în procesul filtrării ultrarapide.

Experiențele efectuate au pus în evidență faptul că și în filtrarea ultrarapidă, determinant este mecanicul de

reținere și fixare a particulelor aflate în suspensie, alături de care apar și fenomene de desprindere a unor particule aderente deja pe granulele patului filtrant. În acest context s-au analizat și aspectele teoretice ale exprimării parametrului reținerii și parametrului desprinderii, din filtrarea rapidă, pentru condițiile de filtrare ultrarapidă.

3.2.1.- Parametrul reținerii .

Si în filtrarea ultrarapidă, dealtfel ca și în filtrarea rapidă, parametrul reținerii λ s-a dovedit a fi factorul ce caracterizează procesul de filtrare, guvernând eficiența filtrării. Experimentele efectuate au confirmat fenomenul scăderii concentrației suspensiei proporțional cu distanța parcursă prin masa stratului granular filtrant, această reducere desfășurându-se după o lege exponențială de tipul celei propuse de Iwasaki /56 / :

$$C = C_0 e^{-\lambda x} \dots \dots \dots (2.8)$$

Parametrul reținerii λ este și în cazul filtrării ultrarapide, un factor de proporționalitate care definește randamentul filtrării, fiind o funcție complexă care este influențată de caracteristicile mediului filtrant, de cele ale apei ce se supune lîmpezirii și de condițiile în care se desfășoară procesul de filtrare. Pe durata ciclului de filtrare, parametrul reținerii prezintă o primă perioadă în care valoarea sa crește de la valoarea parametrului inițial al reținerii λ_0 (pentru $t=0$) pînă la valoarea maximă λ_{max} (pentru $t = 2$ ore) ca apoi să scadă. Experiențele su arătat de asemenea dependența invers proporțională a parametrului reținerii în funcție de viteza de filtrare și de diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant.

În această situație, ca și în filtrarea rapidă, se pot accepta sub formă generală, relațiile :

$$\lambda_0 = f(d, v, \delta, \mu, t, p_0, etc) \dots \dots \dots (2.14)$$

$$\lambda = \lambda_0 f(t) \dots \dots \dots (2.15)$$

Rezultatele experimentale confirmă datele teoretice privind caracteristicile parametrului λ din filtrarea rapidă, dependența acestuia de viteza de filtrare, de mărimea granulelor materialului filtrant și de timp, fiind evidentă. Valoarea parametrului reținerii este influențată și de alți factori ca și vîscozitatea și temperatura apei, dimensiunea particulelor solide din

suspensie etc / 33,42,47,58,68,83,94,106,124,132,133/. In cazul filtrării ultrarapide, folosind apă brută prelevată direct din râul Bega, influența pe care o aduc acești factori este neglijabilă față de cea pe care o aduc viteza de filtrare și mărimea granulelor materialului filtrant. In cazul experiențelor apa a avut temperatura între 7° și 12° C, deci variații relativ neimportante, iar natura și mărimea particolelor solide în suspensie în apa râului Bega nu a avut modificări notabile. In schimb însă viteza de filtrare a crescut de la 13,5 m/h la 30 și 45 m/h, deci cu 100 % și 200 %, iar mărimea diametrului mediu echivalent al granulelor nisipului patului filtrant folosit a variat de la 1,6 mm la 2,25, 3,2 și 4,25 mm, deci pînă la 200 %. Ca atare se reține ca și determinantă, pe lîngă dependența de timp, influența pe care o aduce viteza de filtrare și mărimea granulelor materialului filtrant, influența celorlalți factori apreciînd că nu este nevoie a fi explicitată distinct, ea putînd fi înglobată în o constantă ce se determină experimental, astfel că se poate scrie :

$$\lambda = f(t, v, d) \text{ adică : } \lambda = \lambda_0 f(t) \dots \dots \dots (2.15)$$

$$\text{în care : } \lambda_0 = f(v, d) = K \cdot v^z \cdot d^w \dots \dots \dots (3.1)$$

Ca urmare a determinărilor experimentale expuse detaliat în capitolul 6 al lucrării, pentru filtrarea ultrarapidă autorul propune exprimarea relației (3.1) sub forma :

$$\lambda_0 = K \cdot v^{-2/3} \cdot d^{-4/3} \dots \dots \dots (3.2)$$

în care :

λ_0 = parametrul inițial al filtrării

K = constantă experimentală

v = viteza de filtrare

d = diametrul mediu echivalent al granulelor materialului filtrant

Exprimînd coeficienții sub formă zecimală, expresia (3.2) ia forma :

$$\lambda_0 = K \cdot v^{-0,7} \cdot d^{-1,4} \dots \dots \dots (3.3)$$

Față de expresiile teoretice date pentru valoarea parametrului inițial al reținerii de diverși cercetători pentru domeniul filtrării rapide, expresii redată sintetic în tabelele 2.2 și 2.3, rezultă că expresia de mai sus, propusă de autor pentru exprimarea parametrului λ_0 în domeniul filtrării ultrarapide, este apropiată

de formulările date de cercetătorii Mintz, Fair, Baylis, Ison și cea dată de Laboratorul A.S.C.E. precum și asemănătoare cu formulările date de Iwasaki, Ives, Hell și Mirel, evidențiindu-se astfel asemănarea proceselor din filtrarea rapidă cu cele din filtrarea ultrarapidă /121 /.

Pentru concretizarea expresiei (2.15) care redă dependența parametrului reținerii de durata ciclului și parametrul inițial al reținerii, rezultatele experimentale au condus la necesitatea formulării acestei expresii sub două forme, pentru două intervale de timp, adică pentru perioada inițială de reținere, în care $0 < t < 2$ ore, valorile parametrului reținerii crescînd de la λ_0 la λ_{max} și pentru cea de a doua perioadă caracteristică în care $t > 2$ ore, valorile parametrului λ scăzînd de la valoarea λ_{max} spre zero. Formularea reflectă în general fenomenul cunoscut și din filtrarea rapidă /46,47,51,52,93,105 /, deși durata acestor perioade și exprimarea valorilor λ este diferită. Pentru filtrarea ultrarapidă autorul propune următoarea formulare :

$$\lambda = \lambda_0 f(t) \dots \dots \dots (2.15)$$

$$0 < t_1 < 2 \text{ ore} : \lambda = \lambda_0 [1 + (at_1)^{1/3}] \dots \dots \dots (3.4)$$

$$t_2 > 2 \text{ ore} : \lambda = \lambda_{max} \left\{ 1 - [b(t_2 - 2)]^{2/3} \right\} = \lambda_{max} [1 - (b\bar{t})^{2/3}] \dots \dots \dots (3.5)$$

$$\text{în care : } \bar{t} = t_2 - 2 \text{ ore} \dots \dots \dots (3.6)$$

a și b = constante ce se determină
experimental

$$\text{pentru } t_1 = 2 \text{ ore} : \lambda_{max} = \lambda_0 [1 + (at_1)^{1/3}] \dots \dots \dots (3.7)$$

Expresiile 3.4 și 3.5 sînt omogene dimensional și respectă condițiile de margine căci :

- în expresia 3.4 : $t = 0 \dots \dots \lambda = \lambda_0$
- $t_1 = 2 \text{ ore} \dots \dots \lambda = \lambda_0 [1 + (at_1)^{1/3}] = \lambda_{max}$
- în expresia 3.5 : $t_1 = 2 \text{ ore} \dots \dots \lambda = \lambda_{max}$
- $t_2 > 2 \text{ ore} \dots \dots \lambda$ scade tinzînd spre zero

Funcția $\lambda = f(t)$, formulată prin cele două expresii (3.4 și 3.5) este continuă și derivabilă pe cele două intervale. Nu este derivabilă în punctul $t = 2$ ore întrucît derivata pe intervalul $0 < t < 2$ ore, la limita $t = 2$ ore este finită și pozitivă $\lambda'(2) = \frac{\lambda_0 \sqrt[3]{a}}{3 \cdot 2^{2/3}}$, în timp ce derivata pe intervalul $2 < t < T$ ore, la limita $t = 2$ ore este egală cu $-\infty$.

Se menționează faptul că pentru perioada inițială

de reținere exprimarea 3.4. este identică cu cea propusă de Mirel /105/, în filtrarea rapidă pentru redarea variației în timp a parametrului λ în perioada inițială de reținere, confirmând asemănarea între fenomenele din filtrarea rapidă cu cele din cea ultrarapidă, precum și unele cercetări anterioare ale autorului /120,121,122/.

Expresiile 3.4 și 3.5 exprimă variația parametrului reținerii în funcție de timp adică $\lambda = f(t)$, însă această variație poate fi explicitată și ca o funcție a depunerii specifice σ (suspensia reținută pe unitatea de volum a materialului filtrant), adică $\lambda = f(\sigma)$. Dealtfel din tabelele 2.1 și 2.2, rezultă faptul că în filtrarea rapidă majoritatea cercetătorilor au preferat exprimarea $\lambda = f(\sigma)$ în locul celei de tipul $\lambda = f(t)$, fiind mai comodă pentru domeniul filtrării rapide, în care ciclul de filtrare are durată mare (între 1 și 3 zile) și astfel dependența de durata ciclului fiind dificilă de exprimat. În domeniul filtrării ultrarapide însă, în care duratele ciclului de funcționare sînt cuprinse între 1-6 ore /120,121,144/, a fost posibil să se încerce calea mai puțin folosită a exprimării $\lambda = f(t)$, rezultînd în final expresiile 3.4 și 3.5 .-

Pe baza cercetărilor efectuate se poate concluziona faptul că parametrul reținerii în filtrarea ultrarapidă, prezintă caracteristici asemănătoare cu cele din procesul filtrării rapide, după cum urmează :

- Parametrul λ nu depinde de concentrația inițială a apei brute /89,105/.

- Parametrul inițial al reținerii λ_0 scade odată cu creșterea diametrului granulelor patului filtrant și cu viteza de filtrare /89,106/

- În prima parte a ciclului de filtrare, parametrul λ crește de la λ_0 la λ_{max} , ca apoi să se reducă treptat, tinzînd spre zero /46,47/.

Rezultatele experimentale de laborator și cele cu caracter semi industrial au confirmat relațiile teoretice date pentru exprimarea variației parametrului λ în funcție de timp (relațiile 3.4 și 3.5), precum și formularea teoretică avansată pentru exprimarea dependenței parametrului inițial al reținerii λ_0 în funcție de viteza de filtrare și de mărimea diametrului mediu echivalent al granulelor materialului filtrant (relația 3,2), ele redînd cu suficientă fidelitate rezultatele experimentale, spre a putea fi folosite în continuare pentru verificarea la scara industrială în

instalații pilot, pentru cercetarea filtrării ultrarapide .

3.2.2.- Parametrul desprinderii.

In cadrul capitolului anterior cuprinzând considerațiile teoretice privind filtrarea rapidă, s-a arătat coexistența mecanismelor de reținere și desprindere a suspensiilor în cadrul fenomenului filtrării în concluzie exprimându-se, conform propunerii cercetătorului Mintz /94/, ecuația cinematică a procesului de filtrare, sub forma :

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda C - \beta \frac{\sigma}{v} \dots \dots \dots (2.13)$$

în care : λ = parametrul reținerii, exprimat în dimensiunea $[L^{-1}]$

β = parametrul desprinderii exprimat în dimensiunea $[T^{-1}]$

Forma obișnuită de exprimare, după Iwasaki, a gradientului de concentrație, este :

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda C \dots \dots \dots (2.9)$$

Față de această exprimare , relația 2.13 reflectă mai bine evoluția procesului de filtrare, în sensul că în perioada inițială de filtrare, când mediul filtrant e curat și aproape lipsit de depozite ($\sigma \approx 0$), capacitatea de reținere are valoarea maximă astfel, că relația devine identică cu relația 2.9.-

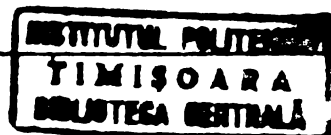
Pe măsura acumulării depozitelor în decursul filtrării, depozitul specific σ crește și randamentul clarificării scade, termenul al doilea din ecuație majorându-se și reflectând astfel accentuarea mecanismului de detașare.

Determinarea parametrului desprinderii se poate face plecând de la condiția în care masa filtrantă a ajuns la limita maximă de reținere și corespunde momentului de saturație $\sigma \rightarrow \sigma_s$, moment în care $C = C_0$ și $\frac{\partial C}{\partial x} = 0$, deci

$$\beta = \frac{\lambda \cdot C_0 \cdot v}{\sigma_s} \dots \dots \dots (2.32)$$

Formulara de mai sus dată de Mintz, pleacă de la premisa ca parametrul reținerii (λ) și cel al desprinderii (β), sînt mărimi constante în timp, fapt însă neconfirmat de evoluția reală a procesului, mulți cercetători subliniind faptul că acești parametri sînt variabili /47,73,93,105 /.

Scriind relația 2.13 sub altă formă și trecînd la diferențe finite se obține :



$$-\frac{\Delta C}{\Delta x} = \frac{\Delta x}{\Delta t} (\lambda c v - \beta \sigma) \frac{1}{v} \dots \dots \dots (3.8)$$

$$-\frac{\Delta C}{\Delta t} = \frac{\Delta x}{\Delta t} (\lambda c v - \beta \sigma) \frac{1}{v} \dots \dots \dots (3.9)$$

dar $\frac{\Delta x}{\Delta t} = v_t = v \dots \dots \dots (3.10)$

deci : $-\frac{\Delta C}{\Delta t} = \lambda c v - \beta \sigma \dots \dots \dots (3.11)$

$$\beta = \frac{1}{\sigma} (\lambda c v + \frac{\Delta C}{\Delta t}) \dots \dots \dots (3.12)$$

Ținând cont de faptul că $\frac{\Delta C}{\Delta t}$ este mic și nesemnificativ față de valorile factorului $\lambda \cdot c \cdot v$, se acceptă :

$$\frac{\Delta C}{\Delta t} \cong 0 \dots \dots \dots (3.13)$$

Pentru valori obișnuite în procesul de filtrare :

$$\frac{\Delta C}{\Delta t} = \frac{C_i - C_{i-1}}{t_i - t_{i-1}} \dots \dots \dots (3.14)$$

iar : $t_i - t_{i-1} = 15$ minute pentru calculul parametrului desprinderii.

$C_i - C_{i-1} \leq 2 \text{ mg} \cdot \text{dm}^{-3}$ la turbidități ale apei brute de pînă la 30-50 $\text{mg} \cdot \text{dm}^{-3}$.

deci : $\frac{\Delta C}{\Delta t} = \frac{2 \text{ mg} \cdot \text{dm}^{-3}}{15 \text{ min.}} = 0,13 \text{ mg} \cdot \text{dm}^{-3} \text{ min}^{-1}$

iar termenul $\lambda \cdot v \cdot C = 0,04 \text{ dm} \cdot \text{min}^{-1} \cdot 5 \text{ dm} \cdot \text{min}^{-1} \cdot 20 \text{ mg} \cdot \text{dm}^{-3} \cong 4 \text{ mg} \cdot \text{dm}^{-3} \cdot \text{min}^{-1}$

Rezultă evident că factorul $\frac{\Delta C}{\Delta t}$ reprezintă în medie față de factorul $\lambda \cdot v \cdot C$, valori mai mici decît 3%, valori care deci pot fi neglijate.

Rezultă deci pentru un moment dat " i " :

$$\beta_i = \frac{\lambda_i \cdot C_i \cdot v}{\sigma_i} \dots \dots \dots (3.15)$$

Rezultatele obținute prin acest mod de calcul pentru β , folosind datele experimentale, au arătat că există o interdependență între parametrul desprinderii, durata ciclului de filtrare și o serie de factori caracteristici mediului filtrant, ai apei ce se supune limpezirii și condițiilor în care se desfășoară procesul de limpezire.

În modul cel mai general se poate exprima parametrul desprinderii, ca și o funcție de timp, viteza de filtrare, diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant, precum și o serie de alți factori ca temperatura apei, vâscozitatea, diametrul și natura suspensiilor etc, factori a căror influență, mai puțin notabilă, se evidențiază global :

$$\beta = f(t, v, d, \text{etc}) = k \cdot v^z \cdot d^w \cdot t^m \dots \dots \dots (3.16)$$

Notînd parametrul inițial al desprinderii :

$$\beta_1 = f(v, d, Co) = k_1 v^z \cdot d^w \dots \dots \dots (3.17)$$

în care $\beta_1 = \beta$ pentru $t = 1$ minut, rezultă :

$$\beta = \beta_1 f(t) = k \beta_1 \cdot t^m \dots \dots \dots (3.18)$$

Rezultatele experimentale expuse detaliat în capitolul 6 al lucrării, au permis formularea de către autori a unei concretizări a expresiei (3.18), sub forma :

$$\beta = \frac{k \cdot \beta_1}{t^{4/3}} \dots \dots \dots (3.19)$$

în care : β = parametrul desprinderii [T^{-1}]

β_1 = parametrul inițial al desprinderii [T^{-1}]

t = timpul de filtrare [T]

k = constantă ce se determină experimental [$T^{4/3}$]

Formulara redă reducerea continuă în timp, a parametrului desprinderii β , de la valoarea maximă $\beta = \beta_1$ pentru $t = 1$ minut, tinzînd în timp spre zero.

Pentru introducerea influenței vitezei de filtrare, și a diametrului mediu echivalent al granulelor materialului filtrant și a celorlalți factori (temperatură, porozitate, etc), deci pentru concretizarea formulării (3.17), autorul propune pe baza rezultatelor experimentale expresia :

$$\beta_1 = k_1 \cdot v^{1/5} \cdot d^{-1/10} \dots \dots \dots (3.20)$$

în care : v = viteza de filtrare [$L \cdot T^{-1}$]

d = diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant [L]

k_1 = constantă ce se determină experimental [$T^{-4/5} \cdot L^{-1/10}$]

Modificarea în timp, după o lege experimentală a parametrului desprinderii, confirmă fenomenul avansat, pentru filtrarea rapidă, de cercetătorul Mateescu /93/, exprimînd astfel



asemănarea fenomenelor din filtrarea ultrarapidă cu cele din filtrarea rapidă. Deși exprimarea teoretică propusă de autor pentru explicitarea parametrului desprinderii în funcție de diverși factori, este diferită în formă de relațiile avansate de alți cercetători/93,94/ ea păstrează însă în fond elementele fundamentale ale acestor relații și anume ; dependența invers proporțională de timp și de diametrul mediu al granulelor de nisip precum și influența direct proporțională a vitezei de filtrare, iar prin intermediul parametrului reținerii și a depozitului specific, influența concentrației în suspensii a efluentului și caracteristicile acestuia (temperatură, vâscozitate, natură și diametrul suspensiilor etc).

Influența duratei procesului de filtrare asupra valorilor parametrului desprinderii este determinantă în primele 150 minute de la începutul filtrării, când valorile lui β scad la a zecea parte din valoarea inițială, după aceasta însă valorile prezintă diferențe minime ele devenind aproximativ constante . Deși mai discretă ca și în cazul parametrului reținerii λ , influența vitezei de filtrare și a diametrului mediu echivalent este totuși semnificativă ($v \frac{1}{5}$ și $d \frac{1}{10}$), prin efectul pe care îl are asupra parametrului inițial al desprinderii β , pe care îl caracterizează în mod direct

3.3.- Ecuațiile generale ale filtrării ultrarapide.

În baza considerentelor teoretice expuse în capitolul 2 al lucrării, rezultă că pentru filtrarea rapidă sînt acceptate pentru descrierea matematică a fenomenului filtrării, de către diverși cercetători, unul din cele două sisteme de ecuații cu derivate parțiale propuse în literatura de specialitate, adică sistemul format de relațiile 2.9 și 2.12 sau cel format de relațiile 2.12 și 2.13. Aceste sisteme dau soluții pentru $C(x,t)$ și $\bar{C}(x,t)$, pentru valori particulare ale parametrilor λ și β . Explicarea teoretică a acestor parametri se face prin modele matematice diferite și complexe, confirmînd lipsa unei teorii unitare a filtrării și diversitatea punctelor de vedere a numărului mare de cercetători care au abordat această problemă.

Cum însă sistemul de ecuații diferențiale cu derivate parțiale, propus de Mintz (relațiile 2.12, 2.13), pleacă de la premisa că parametrii λ și β sînt constanți în timp, fapt recunoscut și confirmat de cercetările efectuate în filtrarea ultrarapidă, s-a renunțat la această exprimare, acceptîndu-se sistemul de ecuații dat de relațiile 2.9 și 2.12, care este aproape unanim înscris și în filtra-

rea rapidă / 7,41,47,62,78,108 /, și în care parametrul reținerii este variabil în timp :

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\lambda C \dots \dots \dots (2.9)$$

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\frac{1}{v} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \dots \dots \dots (2.12)$$

Creșterea valorilor parametrului λ în perioada $0 < t = t_1 < 2$ ore, reflectă în fond influența determinantă a mecanismului de reținere în timp ce variația sa descrescîndă în perioada $2 \text{ ore} < t = t_2 < T = t_{\text{max}} = 6-10$ ore, indică creșterea importanței mecanismului de detașare. De fapt acceptarea unor valori variabile pentru parametrul reținerii λ , asigură acceptarea exprimării implicite a mecanismului de detașare și deci a parametrului desprinderii β

3.4.- Integrarea ecuațiilor generale ale filtrării ultrarapide

Soluțiile date în filtrarea rapidă prin integrarea ecuațiilor generale ale filtrării folosind ca și exprimări pentru parametrul reținerii λ , modelele matematice propuse de diverși cercetători (Ives, Mintz, Lerk), nu au dat rezultate în domeniul filtrării ultrarapide, cum de altfel se precizează în cap.6. A fost necesar astfel ca să se integreze sistemul de ecuații diferențiale cu derivate parțiale, dat de relațiile 2.9 și 2.12 folosind modelul matematic propus de autor pentru exprimarea parametrului reținerii λ (relațiile 3.4 și 3.5)

Modelul propus de autor reflectă teoretic modul real de desfășurare a fenomenului, exprimînd din punctul de vedere al modificărilor calitative ale efluentului, cele două perioade distincte ale ciclului de filtrare ultrarapidă, adică prima perioadă în care calitatea filtratului se îmbunătățește, urmată de perioada în care această calitate se înrăutățește continuu.

Integrarea sistemului de ecuații diferențiale cu derivate parțiale s-a condus în modul următor :

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\lambda C \dots \dots \dots (2.9)$$

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\frac{1}{v} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \dots \dots \dots (2.12)$$

cu : $\lambda = \lambda_0 [1 + (at_1)^{1/3}] \dots \dots \dots$ pentru $0 < t_1 < 2$ ore. (3.4)

$$\lambda = \lambda_m \left\{ 1 - [b \cdot (t_2 - 2)]^{2/3} \right\} \dots \text{pentru } t_2 > 2 \text{ ore} \quad (3.5)$$

$$\text{pentru } t_1 = 2 \text{ ore} : \lambda_m = \lambda_0 [1 + (at_1)^{1/3}] \dots \dots \dots (3.7)$$

Din relațiile 2.9 și 2.12 rezultă :

$$\lambda C = \frac{1}{v} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \text{ adică } \frac{\partial \sigma}{\partial t} = c \cdot v \cdot \lambda \dots \dots \dots (3.21)$$

$$\text{Cum : } C = C_0 e^{-\lambda x} \dots \dots \dots (2.8)$$

$$\text{rezultă : } \frac{\partial \sigma}{\partial t} = C_0 \cdot v \cdot \lambda \cdot e^{-\lambda x} \dots \dots \dots (3.22)$$

Relația 3.22 se integrează pentru cele două domenii caracteristice : $0 < t_1 < 2$ ore și $2 \text{ ore} < t_2 \leq T$ ore în care $T = t_{\max}$, valoare care în domeniul filtrării ultrarapide este cuprinsă între 6 și 10 ore.

- Domeniul I pentru care $0 < t_1 < 2$ ore .

Conform relației 3.22 :

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = C_0 v \cdot \lambda_0 (1 + \sqrt[3]{at_1}) e^{-\lambda_0 x} (1 + \sqrt[3]{at_1}) \dots \dots \dots (3.23)$$

$$\begin{aligned} \sigma(x, t_1) &= C_0 v \lambda_0 e^{-\lambda_0 x} \left[\int e^{-\lambda_0 x \sqrt[3]{at_1}} \cdot dt_1 + \sqrt[3]{a} \int \sqrt[3]{t_1} e^{-\lambda_0 x \sqrt[3]{at_1}} \cdot dt_1 \right] \\ &= C_0 v \lambda_0 e^{-\lambda_0 x} \cdot [I_1 + \sqrt[3]{a} \cdot I_2] \dots \dots \dots (3.24) \end{aligned}$$

în care :

$$\begin{aligned} I_1 &= \int e^{-\lambda_0 x \sqrt[3]{a} \sqrt[3]{t_1}} \cdot dt_1 = \int e^{ks} \cdot 3s^2 \cdot ds = \\ &= \frac{3}{k^3} e^{ks} (k^2 s^2 - 2ks + 2) + \omega_1(x) \dots \dots \dots (3.25) \end{aligned}$$

$$\text{în care : } -\lambda_0 x \sqrt[3]{a} = k \dots \dots \dots (3.26)$$

$$t_1 = s^3 \dots \dots \dots (3.27)$$

$$dt_1 = 3s^2 ds \dots \dots \dots (3.28)$$

$$I_2 = \int \sqrt[3]{t_1} \cdot e^{-\lambda_0 x \sqrt[3]{a} \sqrt[3]{t_1}} \cdot dt_1 = \frac{3}{k^2} e^{ks} \cdot (ks^3 - 3ks^2 + 6ks - 6) + \omega_2(x) \quad (3.29)$$

în care : k și s au semnificațiile din relațiile 3.26-3.28,

$$\text{iar } \omega(x) = \omega_1(x) + \sqrt[3]{a} \cdot \omega_2(x) \dots \dots \dots (3.30)$$

Relația 3.24 devine :

$$\sigma(x, t_1) = C_0 v \lambda_0 e^{-\lambda_0 x} \left[\frac{3}{k^3} e^{ks} (k^2 s^2 - 2ks + 2) + \right.$$

$$+ \frac{3}{k^4} e^{ks} \sqrt{a} (k^3 s^3 - 3k^2 s^2 + 6ks - 6) + \omega(x) \quad \dots (3.31)$$

Constanta de integrare se determină din condiția:

$$t_1 = 0 ; \sigma(x, 0) = 0 \text{ rezultind :}$$

$$\omega(x) = \frac{6}{k} (3 \sqrt[3]{a} - k) \dots (3.32)$$

$$\text{Deci : } \sigma(x, t_1) = \frac{3 C_0 v e^{-\lambda_0 x}}{\lambda_0^3 x^4 a} \left[e^{-\lambda_0 x \sqrt[3]{a t_1}} \cdot F(x, t_1) + 2(\lambda_0 x + 3) \right] \dots (3.33)$$

$$\text{unde : } F(x, t_1) = - \left[\lambda_0^3 x^3 a t_1 + \lambda_0^2 x^2 (\lambda_0 x + 3) \cdot \sqrt[3]{a^2 t_1^2} + 2 \lambda_0 x (\lambda_0 x + 3) \sqrt[3]{a t_1} + 2(\lambda_0 x + 3) \right] \quad (3.34)$$

Domeniul II pentru care : 2 ore < t_2 < T, adică 0 < z < T

în care : z = t_2 - 2 ore iar T = t_max = 6-10 ore .

Conform relației 3.22 :

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = \frac{\partial \sigma}{\partial z} = C_0 v \cdot \lambda_m [1 - (bz)^{2/3}] \cdot e^{-\lambda_m [1 - (bz)^{2/3}] x} \dots (3.35)$$

$$\begin{aligned} \sigma(x, z) &= C_0 v \cdot \lambda_m \cdot e^{-\lambda_m x} \left[\int e^{\lambda_m x \sqrt[3]{b^2 z^2}} \cdot d\bar{z} - \sqrt[3]{b^2} \int \sqrt[3]{z^2} \cdot e^{\lambda_m x \sqrt[3]{b^2 z^2}} \cdot d\bar{z} = \right. \\ &= C_0 v \cdot \lambda_m \cdot e^{-\lambda_m x} [I_3 - \sqrt[3]{b^2} I_4] \end{aligned} \quad (3.36)$$

în care :

$$I_3 = \int e^{\lambda_m x \sqrt[3]{b^2 z^2}} \cdot d\bar{z} = \int e^{ks^6} \cdot 9 \cdot s^8 \cdot ds = 3 \int p^2 \cdot e^{kp^2} \cdot dp \quad (3.37)$$

$$\text{unde : } k = \lambda_m x \sqrt[3]{b^2} \quad \dots (3.38)$$

$$z = s^9 \quad \dots (3.39)$$

$$d\bar{z} = 9 s^8 ds \quad \dots (3.40)$$

$$s^3 = p \quad \dots (3.41)$$

$$\begin{aligned} I_3 &= 3 \int p^2 e^{kp^2} \cdot dp = \frac{3}{2k} (p e^{kp^2} - \int e^{kp^2} dp) = \\ &= \frac{3}{2k} \left[p e^{kp^2} - \frac{1}{\sqrt{k}} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{(\sqrt{k} \cdot p)^{2n+1}}{n! (2n+1)} + \omega_3(x) \right] \quad \dots (3.42) \end{aligned}$$

Se menționează că seria $\sum_{n=0}^{\infty} \frac{\sqrt{k} \cdot p}{n! (2n+1)}$ este convergentă.

$$I_4 = \int \sqrt[3]{z^2} \cdot e^{\lambda_m x \sqrt[3]{b^2 z^2}} \cdot d\bar{z} = \frac{3}{2k} (p^3 \cdot e^{kp^2} - I_3) \quad \dots (3.43)$$

Folosind aceleași notații din relațiile 3.38 - 3.41

Deci relația 3.35 devine :

$$\begin{aligned} \sigma = C_0 \cdot v \cdot \lambda_m e^{-\lambda_m x} & \left\{ \frac{3}{2k} (p e^{kp^2} - \frac{1}{\sqrt{k}} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{(\sqrt{k} \cdot p)^{2n+1}}{n!(2n+1)} + \omega_3(x) - \right. \\ & - \sqrt[3]{b^2} \frac{3}{2k} [p^3 e^{kp^2} - \frac{3}{2k} (p e^{kp^2} - \frac{1}{\sqrt{k}} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{(\sqrt{k} \cdot p)^{2n+1}}{n!(2n+1)} + \\ & \left. + \omega_3(x))] \right\} \dots \dots \dots (3.44) \end{aligned}$$

Folosind notațiile 3.38-3.41, relația (3.44) devine :

$$\begin{aligned} \sigma(x, \zeta) = \frac{3 C_0 \cdot v \cdot e^{-\lambda_m x}}{2x \sqrt[3]{b^2}} & \left[(\sqrt[3]{\zeta} \cdot e^{\lambda_m x} \sqrt[3]{b^2 \zeta^2} - \right. \\ & - \frac{1}{\sqrt{\lambda_m \cdot x} \sqrt[3]{b^2}} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{(\sqrt{\lambda_m \cdot x} \cdot \sqrt[3]{b^2} \cdot \sqrt[3]{\zeta})^{2n+1}}{n!(2n+1)} + \omega_3(x) \left. \right] \cdot \\ & \left[\frac{2\lambda_m x + 3}{2\lambda_m x} - \sqrt[3]{b^2} \cdot \zeta \cdot e^{\lambda_m x} \sqrt[3]{b^2 \zeta^2} \right] \dots \dots \dots (3.45) \end{aligned}$$

Constanta de integrare se determină din condiția continuității funcției în momentul $t = 2$ adică $\zeta = 0$, prin egalarea expresiei $\sigma(x, t_1)$, deci relația 3.33, pentru $t_1 = 2$, cu expresia $\sigma(x, \zeta)$, deci relația 3.45 pentru $\zeta = 0$:

$$\begin{aligned} \omega_3(x) = \frac{4 \lambda_m \sqrt[3]{b^2} \cdot e^{-\lambda_0 x}}{\lambda_0 \cdot x^2 \cdot a (2 \lambda_m x + 3) \cdot e^{-\lambda_m x}} & \left[e^{-\lambda_0 x} \sqrt[3]{2a} \cdot F(x, 2) + \right. \\ & \left. + 2 (\lambda_0 x + 3) \right] \dots \dots \dots (3.46) \end{aligned}$$

În concluzie, rezultă propunerea autorului pentru determinarea teoretică a modificărilor calitative și a depunerii specifice în filtrarea ultrarapidă.

domeniul : $0 < t_1 < 2$ ore : $C = C_0 e^{-\lambda_0 x} [1 + (at_1)^{1/3}] \dots \dots \dots (3.47)$

$\sigma =$ conform relației (3.33)

domeniul : $t_2 > 2$ ore : $C = C_0 e^{-\lambda_m x} \left\{ 1 - [b(t_2 - 2)]^{2/3} \right\} =$
 $= C_0 e^{-\lambda_m x} [1 - (b\zeta)^{2/3}] \dots \dots \dots (3.48)$

$\sigma =$ conform relației (3.45)

Cunoscând grosimea stratului filtrant x , turbiditatea apei brute C_0 , viteza de filtrare v , diametrul mediu echivalent al

granulelor patului filtrant d și constantele a și b evaluate experimental, se pot determina, folosind calculatorul, valorile concentrației în suspensii a efluentului C și cele ale depozitului specific σ . Aceste valori pot fi calculate și manual, modificările în timp ale concentrației efluentului, calculându-se relativ simplu cu relațiile 3.47 și 3.48. Determinarea variației în timp a depunerii specifice se face însă laborios astfel că este indicată folosirea calculatorului.

3.5.- Folosirea calculatorului electronic pentru calcularea valorilor particulare ale soluțiilor rezultate din integrarea modelului matematic propus de autor.

3.5.1.- Generalități

În vederea simplificării calculului numeric al valorilor particulare pentru soluțiile $C(x,t)$ și $\sigma(x,t)$, s-a realizat în comun cu Centrul teritorial de calcul electronic Timișoara, programul și schema logică de calcul pentru calculatorul "Felix C - 256". În acest capitol sînt redată principalele date ale programului și ale schemei logice.

Plecînd de la diverse valori cunoscute sau impuse pentru viteza de filtrare v , concentrația inițială a apei ce se filtrează C_0 , grosimea patului filtrant x , parametrul inițial al reținerii λ_0 , precum și de la cele ale constantelor determinate experimental a și b , se pot obține valorile la diverși timpi pentru funcțiile $C(x,t)$ și $\sigma(x,t)$.

Justețea alegerii programului și exactitatea soluțiilor analitice propuse pentru $C(x,t)$ și $\sigma(x,t)$, s-a făcut determinînd pe cale teoretică, cu calculatorul "Felix C-256", valorile particulare pentru $C(x,t)$ și $\sigma(x,t)$ plecînd de la condițiile în care s-au realizat experimentele de laborator și cele cu caracter semi industrial. Aceste valori sînt redată în cap. 6.-

Rezultatele obținute pe cale teoretică, folosind calculatorul electronic, au fost comparate cu rezultatele determinate experimental, pentru aceleași condiții, concluziile fiind redată în capitolul 6 al lucrării. S-a confirmat pe de o parte, faptul că modelul matematic propus de autor și soluțiile acestuia, descriu satisfăcător procesul separării suspensiilor în cadrul filtrării ultrarapide, iar pe de altă parte că aceste calcule pot fi realizate corect și rapid, cu calculatorul electronic.

Unele mici diferențe între valorile calculate teoretic pentru depunerea specifică $\bar{\sigma}$ și cele determinate experimental, se datoresc faptului că s-a folosit la calculator pentru întregă durată a unei experiențe o valoare constantă pentru concentrația inițială a apei brute C_0 . În realitate de-a lungul unei experiențe calitatea apei de Bega nu a fost constantă, ea suferind variații uneori destul de mari ($\pm 50\%$), astfel că folosirea unei concentrații medii a condus la apariția unor diferențe între datele calculate teoretic și cele determinate experimental, diferențe care nu schimbă nici caracterul general al funcției $\bar{\sigma}(x,t)$ și păstrează destul de exact ordinul de mărime al valorilor rezultate .-

Existența acestui program permite nu numai calculul numeric al valorilor particulare ale funcțiilor $C(x,t)$ și $\bar{\sigma}(x,t)$ ci și extinderea problemei la realizarea unor studii de optimizare în filtrarea ultrarapidă. Se pot determina valorile funcțiilor pentru diferite valori ale grosimii stratului filtrant, ale vitezei de filtrare, ale concentrației inițiale a apei brute și ale dimensiunii granulelor stratului filtrant (implicit prin valoarea λ_0 a parametrului inițial al filtrării), diversele variante fiind rapid calculate pe calculatorul electronic, permițând găsirea unor soluții optime.

3.5.2.- Schema logică și programul pentru calculul valorilor $C(x,t)$ și $\bar{\sigma}(x,t)$.

Sistemul de două ecuații cu derivate parțiale cu două necunoscute :

$$(*) \begin{cases} \frac{\partial C(x,t)}{\partial x} = -\lambda C(x,t) & (2.9) \\ \frac{\partial C(x,t)}{\partial x} = -\frac{1}{v} \cdot \frac{\partial \bar{\sigma}(x,t)}{\partial t} & (2.12) \end{cases}$$

are soluții :

$$(1) C(x,t) = C_0 e^{-\lambda(t) \cdot x} \quad (2.8)$$

unde

$$\lambda(t) = \begin{cases} \lambda_0 [1+(at_1)^{1/3}] & 0 < t_1 \leq 2 \text{ ore} & (3.4) \\ \lambda_m \{1-[b \cdot (t_2-2)]^{2/3}\} & 2 \text{ ore} < t_2 & (3.5) \end{cases}$$

cu

$$\lambda_m = \lambda_0 [1+(t_1 a)^{1/3}] \quad \text{unde } t_1 = 2 \text{ ore} \dots \dots \dots (3.7)$$

(2) (a) $0 < t_1 \leq 2 \text{ ore}$

$$\bar{\sigma}(x,t_1) = \frac{3C_0 v \cdot e^{-\lambda_0 \cdot x}}{\lambda_0^3 \cdot x^3 \cdot a} \cdot \left[e^{-\lambda_0 \cdot x \cdot \sqrt[3]{at_1}} \cdot F(x,t_1) + 2(\lambda_0 \cdot x + 3) \right] \dots (3.3)$$

$$F(x, t_1) = - \left[\lambda_0^3 \cdot x^3 \cdot a \cdot t_1 + \lambda_0^2 \cdot x^2 \cdot (\lambda_0 x + 3) \sqrt{a^2 \cdot t_1^2} + 2 \lambda_0 x (\lambda_0 x + 3) \sqrt{a \cdot t_1} + 2 (\lambda_0 x + 3) \right] \quad (3.34)$$

(2) (b) $2 < t_2 < T$

Notînd $t_2 = \zeta + 2$, rezultă

$$\begin{aligned} \sigma(x, \zeta) = \frac{3C_0 \cdot v \cdot e^{-\lambda_m \cdot x}}{2x \sqrt[3]{b^2}} & \left\{ \left[\sqrt[3]{\zeta} \cdot e^{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2 \cdot \zeta^2}} - \frac{1}{\sqrt{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2}}} \left(\sqrt[3]{\zeta} \cdot \sqrt{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2}} \right. \right. \right. \\ & \left. \left. \left. + \frac{\zeta \cdot b (\lambda_m \cdot x)^{3/2}}{3} \right) + \omega(x) \right] \cdot \frac{2 \lambda_m x + 3}{2 \lambda_m x} - \sqrt[3]{b^2} \cdot \zeta \cdot e^{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2 \cdot \zeta^2}} \right. \end{aligned} \quad (3.43)$$

relație ce rezultă din relația 3.45 în care se iau în considerare primii doi termeni ai seriei convergente, adică : $\sum_{n=0}^1 \frac{[\sqrt{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2} \cdot \sqrt[3]{\zeta}}]^{2n+1}}{n! (2n+1)}$ și în care

$$\omega(x) = \frac{4 \lambda_m \sqrt[3]{b^2} \cdot e^{-\lambda_0 x}}{\lambda_0^3 \cdot x^2 \cdot a \cdot (2 \lambda_m x + 3) \cdot e^{-\lambda_m x}} \left[e^{-\lambda_0 x \cdot \sqrt[3]{2a}} \cdot F(x, 2) + 2 (\lambda_0 x + 3) \right] \quad (3.46)$$

Cunoscînd soluția sistemului (*), dată de (1), (2)(a) și (2) (b) se pune problema calculului valorilor acesteia de la $t = 0,5$ cu un pas $\Delta t = 0,5$ pentru aceleași valori ale lui x, a, b, λ_0, v și a condiției inițiale C_0 .

Deoarece condiția inițială C_0 intervine și în (2)(a) și (2) (b) este natural ca în calculul lui $\sigma(x, t)$ să se ia în considerare valoarea medie a condițiilor inițiale C_0 .

Problema de mai sus se rezolvă cu ajutorul unui sistem de calcul prin intermediul unui program de limbaj FORTRAN.

Programul are două părți distincte

- program principal
- subprograme de tip funcție.

Subprogramul LANDAO calculează $\lambda(t)$ pentru $0 < t \leq 2$ iar LANDAL pentru $2 < t_2$

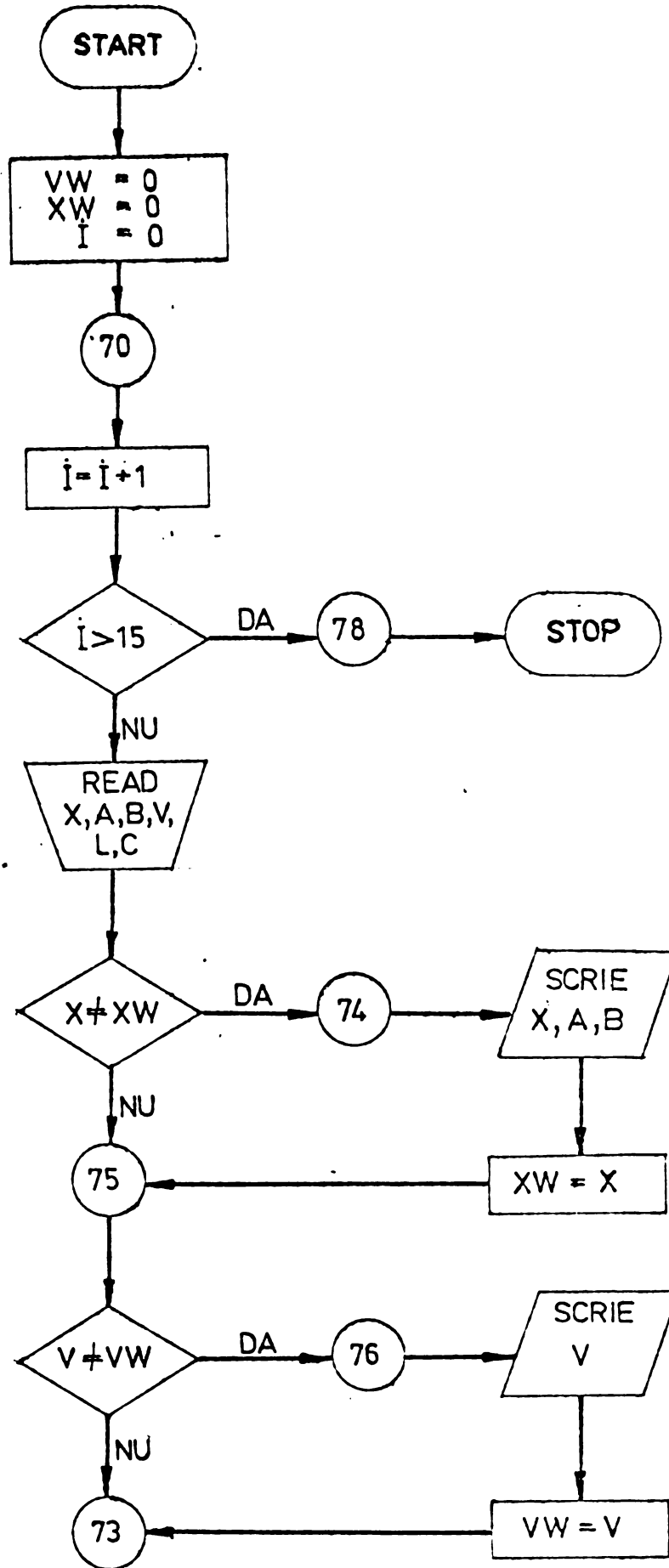
FUNCTIE este subprogramul care calculează $F(x, t)$, iar calculul lui $\sigma(x, t)$ se realizează prin subprogramele SIGMA1 pentru $0 < t_1 \leq 2$ și SIGMA2 pentru $t_2 > 2$

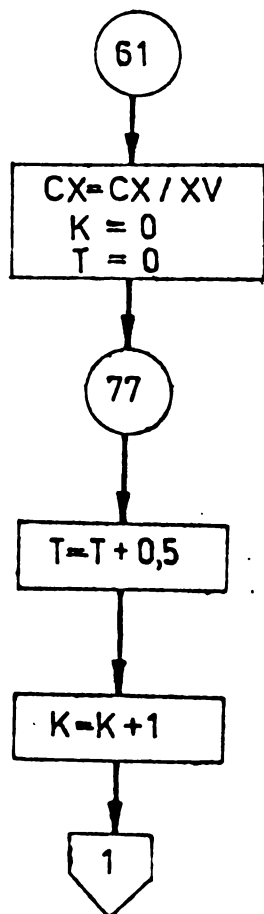
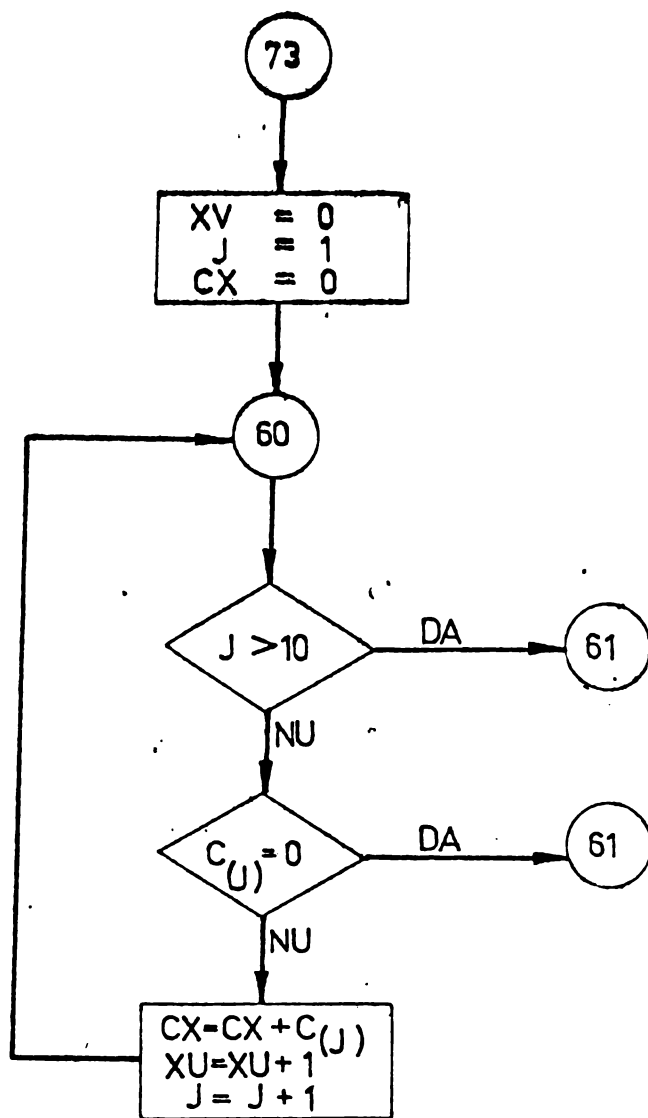
Subprogramul SERIE calculează expresia

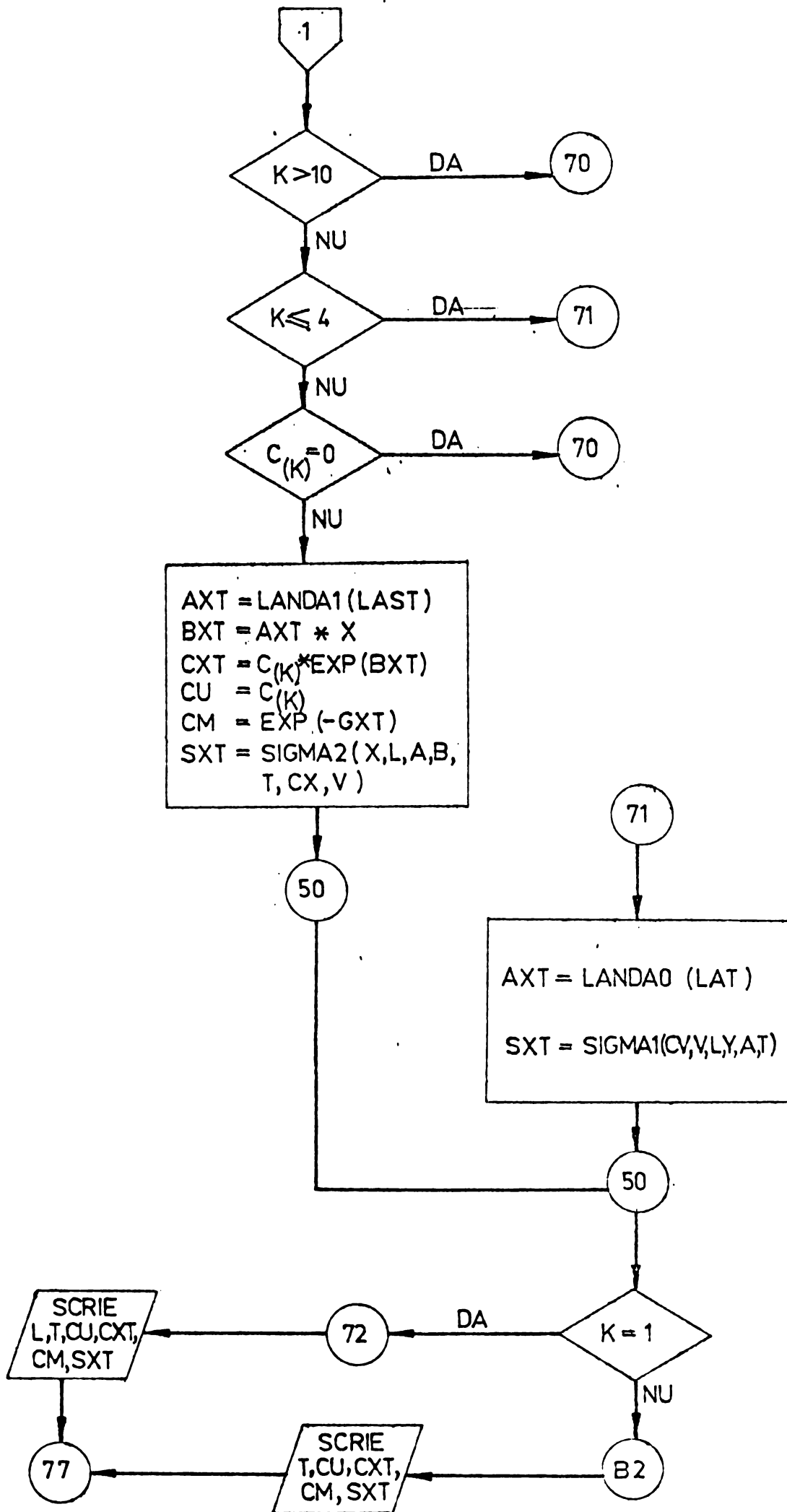
$$\sqrt[3]{\zeta} \cdot \sqrt{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2}} + \frac{\zeta \cdot b \cdot (\lambda_m x)^{3/2}}{3} \quad (3.49)$$

iar calculul lui $\omega(x)$ se realizează prin subprogramul OMEGA.

Programul principal citește datele, calculează valoarea medie a condițiilor inițiale C_0 , face apel la subprogramele amintite mai sus în funcție de valoarea parametrului t și afișează rezultatele .







```

FUNCTION DMEGA(X2,L2,A2,B2,T2)
REAL X2,L2,A2,B2,T2,X3,Y3,DEMI,CIT1,IMP1
Y3=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
YEM1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
YEM2=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
YEM3=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
IMP1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
CIT1=DEMI/IMP1
YEM2=FUNCTION(L2,X2,A2,TT)
ZMEGA=CIT1*(Z1+EXP(-Y4))+2*(Y3+3)
END

```

```

FUNCTION SIGMA(C1,V1,X1,X2,V1,CIT1,Y1,Y2,Z1)
REAL C1,V1,X1,X2,V1,CIT1,Y1,Y2,Z1
Y2=X1*(A1+X1**2)**(1/3)
Z1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
IMP1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
YEM1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
YEM2=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
YEM3=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
IMP1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
CIT1=X1*(A1+X1**2)**(1/3)
SIGNA=IMP1*(EXP(-Y2))+2*(L1+X1+3)
END

```

```

FUNCTION F(X0,A0,T0)
REAL X0,A0,T0
X1=X0+T0
X2=X0+T0
X3=X0+T0
X4=X0+T0
X5=X0+T0
X6=X0+T0
X7=X0+T0
X8=X0+T0
X9=X0+T0
X10=X0+T0
X11=X0+T0
X12=X0+T0
X13=X0+T0
X14=X0+T0
X15=X0+T0
X16=X0+T0
X17=X0+T0
X18=X0+T0
X19=X0+T0
X20=X0+T0
X21=X0+T0
X22=X0+T0
X23=X0+T0
X24=X0+T0
X25=X0+T0
X26=X0+T0
X27=X0+T0
X28=X0+T0
X29=X0+T0
X30=X0+T0
X31=X0+T0
X32=X0+T0
X33=X0+T0
X34=X0+T0
X35=X0+T0
X36=X0+T0
X37=X0+T0
X38=X0+T0
X39=X0+T0
X40=X0+T0
X41=X0+T0
X42=X0+T0
X43=X0+T0
X44=X0+T0
X45=X0+T0
X46=X0+T0
X47=X0+T0
X48=X0+T0
X49=X0+T0
X50=X0+T0
X51=X0+T0
X52=X0+T0
X53=X0+T0
X54=X0+T0
X55=X0+T0
X56=X0+T0
X57=X0+T0
X58=X0+T0
X59=X0+T0
X60=X0+T0
X61=X0+T0
X62=X0+T0
X63=X0+T0
X64=X0+T0
X65=X0+T0
X66=X0+T0
X67=X0+T0
X68=X0+T0
X69=X0+T0
X70=X0+T0
X71=X0+T0
X72=X0+T0
X73=X0+T0
X74=X0+T0
X75=X0+T0
X76=X0+T0
X77=X0+T0
X78=X0+T0
X79=X0+T0
X80=X0+T0
X81=X0+T0
X82=X0+T0
X83=X0+T0
X84=X0+T0
X85=X0+T0
X86=X0+T0
X87=X0+T0
X88=X0+T0
X89=X0+T0
X90=X0+T0
X91=X0+T0
X92=X0+T0
X93=X0+T0
X94=X0+T0
X95=X0+T0
X96=X0+T0
X97=X0+T0
X98=X0+T0
X99=X0+T0
X100=X0+T0

```

```

FUNCTION SIGMA(X3,L3,A3,B3,T3)
REAL X3,L3,A3,B3,T3,X4,Y4,DEMI,CIT1,IMP1
Y4=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
YEM1=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
YEM2=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
YEM3=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
IMP1=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
CIT1=DEMI/IMP1
YEM2=FUNCTION(L3,X3,A3,TT)
ZSIGMA=CIT1*(Z1+EXP(-Y4))+2*(Y4+3)
END

```

```

FUNCTION SERIE(LMO,XO,BO,TAUO)
REAL LMO,XO,BO,TAUO
X1=LMO+XO
X2=LMO+XO
X3=LMO+XO
X4=LMO+XO
X5=LMO+XO
X6=LMO+XO
X7=LMO+XO
X8=LMO+XO
X9=LMO+XO
X10=LMO+XO
X11=LMO+XO
X12=LMO+XO
X13=LMO+XO
X14=LMO+XO
X15=LMO+XO
X16=LMO+XO
X17=LMO+XO
X18=LMO+XO
X19=LMO+XO
X20=LMO+XO
X21=LMO+XO
X22=LMO+XO
X23=LMO+XO
X24=LMO+XO
X25=LMO+XO
X26=LMO+XO
X27=LMO+XO
X28=LMO+XO
X29=LMO+XO
X30=LMO+XO
X31=LMO+XO
X32=LMO+XO
X33=LMO+XO
X34=LMO+XO
X35=LMO+XO
X36=LMO+XO
X37=LMO+XO
X38=LMO+XO
X39=LMO+XO
X40=LMO+XO
X41=LMO+XO
X42=LMO+XO
X43=LMO+XO
X44=LMO+XO
X45=LMO+XO
X46=LMO+XO
X47=LMO+XO
X48=LMO+XO
X49=LMO+XO
X50=LMO+XO
X51=LMO+XO
X52=LMO+XO
X53=LMO+XO
X54=LMO+XO
X55=LMO+XO
X56=LMO+XO
X57=LMO+XO
X58=LMO+XO
X59=LMO+XO
X60=LMO+XO
X61=LMO+XO
X62=LMO+XO
X63=LMO+XO
X64=LMO+XO
X65=LMO+XO
X66=LMO+XO
X67=LMO+XO
X68=LMO+XO
X69=LMO+XO
X70=LMO+XO
X71=LMO+XO
X72=LMO+XO
X73=LMO+XO
X74=LMO+XO
X75=LMO+XO
X76=LMO+XO
X77=LMO+XO
X78=LMO+XO
X79=LMO+XO
X80=LMO+XO
X81=LMO+XO
X82=LMO+XO
X83=LMO+XO
X84=LMO+XO
X85=LMO+XO
X86=LMO+XO
X87=LMO+XO
X88=LMO+XO
X89=LMO+XO
X90=LMO+XO
X91=LMO+XO
X92=LMO+XO
X93=LMO+XO
X94=LMO+XO
X95=LMO+XO
X96=LMO+XO
X97=LMO+XO
X98=LMO+XO
X99=LMO+XO
X100=LMO+XO

```

```

FUNCTION LAMDA(X,LAMDA0,ACT,BST)
REAL X,LAMDA0,ACT,BST
Y=LAMDA0+ACT
Z=LAMDA0+ACT

```

```

FUNCTION SIGMA(C1,V1,X1,X2,V1,CIT1,Y1,Y2,Z1)
REAL C1,V1,X1,X2,V1,CIT1,Y1,Y2,Z1
Y2=X1*(A1+X1**2)**(1/3)
Z1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
IMP1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
YEM1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
YEM2=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
YEM3=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
IMP1=X2*(A2+X2**2)**(1/3)
CIT1=X1*(A1+X1**2)**(1/3)
SIGNA=IMP1*(EXP(-Y2))+2*(L1+X1+3)
END

```

```

FUNCTION F(X0,A0,T0)
REAL X0,A0,T0
X1=X0+T0
X2=X0+T0
X3=X0+T0
X4=X0+T0
X5=X0+T0
X6=X0+T0
X7=X0+T0
X8=X0+T0
X9=X0+T0
X10=X0+T0
X11=X0+T0
X12=X0+T0
X13=X0+T0
X14=X0+T0
X15=X0+T0
X16=X0+T0
X17=X0+T0
X18=X0+T0
X19=X0+T0
X20=X0+T0
X21=X0+T0
X22=X0+T0
X23=X0+T0
X24=X0+T0
X25=X0+T0
X26=X0+T0
X27=X0+T0
X28=X0+T0
X29=X0+T0
X30=X0+T0
X31=X0+T0
X32=X0+T0
X33=X0+T0
X34=X0+T0
X35=X0+T0
X36=X0+T0
X37=X0+T0
X38=X0+T0
X39=X0+T0
X40=X0+T0
X41=X0+T0
X42=X0+T0
X43=X0+T0
X44=X0+T0
X45=X0+T0
X46=X0+T0
X47=X0+T0
X48=X0+T0
X49=X0+T0
X50=X0+T0
X51=X0+T0
X52=X0+T0
X53=X0+T0
X54=X0+T0
X55=X0+T0
X56=X0+T0
X57=X0+T0
X58=X0+T0
X59=X0+T0
X60=X0+T0
X61=X0+T0
X62=X0+T0
X63=X0+T0
X64=X0+T0
X65=X0+T0
X66=X0+T0
X67=X0+T0
X68=X0+T0
X69=X0+T0
X70=X0+T0
X71=X0+T0
X72=X0+T0
X73=X0+T0
X74=X0+T0
X75=X0+T0
X76=X0+T0
X77=X0+T0
X78=X0+T0
X79=X0+T0
X80=X0+T0
X81=X0+T0
X82=X0+T0
X83=X0+T0
X84=X0+T0
X85=X0+T0
X86=X0+T0
X87=X0+T0
X88=X0+T0
X89=X0+T0
X90=X0+T0
X91=X0+T0
X92=X0+T0
X93=X0+T0
X94=X0+T0
X95=X0+T0
X96=X0+T0
X97=X0+T0
X98=X0+T0
X99=X0+T0
X100=X0+T0

```

```

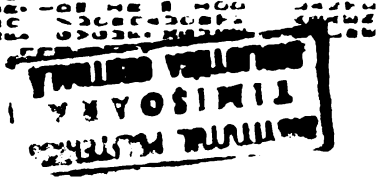
FUNCTION SIGMA(X3,L3,A3,B3,T3)
REAL X3,L3,A3,B3,T3,X4,Y4,DEMI,CIT1,IMP1
Y4=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
YEM1=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
YEM2=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
YEM3=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
IMP1=X3*(A3+X3**2)**(1/3)
CIT1=DEMI/IMP1
YEM2=FUNCTION(L3,X3,A3,TT)
ZSIGMA=CIT1*(Z1+EXP(-Y4))+2*(Y4+3)
END

```

```

FUNCTION SERIE(LMO,XO,BO,TAUO)
REAL LMO,XO,BO,TAUO
X1=LMO+XO
X2=LMO+XO
X3=LMO+XO
X4=LMO+XO
X5=LMO+XO
X6=LMO+XO
X7=LMO+XO
X8=LMO+XO
X9=LMO+XO
X10=LMO+XO
X11=LMO+XO
X12=LMO+XO
X13=LMO+XO
X14=LMO+XO
X15=LMO+XO
X16=LMO+XO
X17=LMO+XO
X18=LMO+XO
X19=LMO+XO
X20=LMO+XO
X21=LMO+XO
X22=LMO+XO
X23=LMO+XO
X24=LMO+XO
X25=LMO+XO
X26=LMO+XO
X27=LMO+XO
X28=LMO+XO
X29=LMO+XO
X30=LMO+XO
X31=LMO+XO
X32=LMO+XO
X33=LMO+XO
X34=LMO+XO
X35=LMO+XO
X36=LMO+XO
X37=LMO+XO
X38=LMO+XO
X39=LMO+XO
X40=LMO+XO
X41=LMO+XO
X42=LMO+XO
X43=LMO+XO
X44=LMO+XO
X45=LMO+XO
X46=LMO+XO
X47=LMO+XO
X48=LMO+XO
X49=LMO+XO
X50=LMO+XO
X51=LMO+XO
X52=LMO+XO
X53=LMO+XO
X54=LMO+XO
X55=LMO+XO
X56=LMO+XO
X57=LMO+XO
X58=LMO+XO
X59=LMO+XO
X60=LMO+XO
X61=LMO+XO
X62=LMO+XO
X63=LMO+XO
X64=LMO+XO
X65=LMO+XO
X66=LMO+XO
X67=LMO+XO
X68=LMO+XO
X69=LMO+XO
X70=LMO+XO
X71=LMO+XO
X72=LMO+XO
X73=LMO+XO
X74=LMO+XO
X75=LMO+XO
X76=LMO+XO
X77=LMO+XO
X78=LMO+XO
X79=LMO+XO
X80=LMO+XO
X81=LMO+XO
X82=LMO+XO
X83=LMO+XO
X84=LMO+XO
X85=LMO+XO
X86=LMO+XO
X87=LMO+XO
X88=LMO+XO
X89=LMO+XO
X90=LMO+XO
X91=LMO+XO
X92=LMO+XO
X93=LMO+XO
X94=LMO+XO
X95=LMO+XO
X96=LMO+XO
X97=LMO+XO
X98=LMO+XO
X99=LMO+XO
X100=LMO+XO

```



3.6.- Pierderi de sarcină

Plecînd de la relația 2.75, se introduc soluțiile date în urma integrării sistemului de ecuații diferențiale acceptate pentru definirea procesului de filtrare :

$$H = H_0 + B \int_0^L \sigma_v \quad dx \dots \dots \dots (2.75)$$

I./ pentru domeniul : 0 < t₁ < 2 ore.

$$H = H_0 + B \int_0^L \frac{3 Co.v.e^{-\lambda_0 x}}{\lambda_0^3 \cdot x^4 \cdot a} \left[e^{-\lambda_0 x} \cdot \sqrt[3]{at} \cdot F(x,t) + 2(\lambda_0 x + 3) \right] dx \dots \dots \dots (3.50)$$

în care funcția F (x,t) este dată de relația (3.34)

II./ pentru domeniul : 2 ore < t₂ < T ore adică 0 < ζ < T

în care ζ = t₂ - 2 ore și T = t_{max} = 6 - 10 ore.

$$H = H_0 + B \int_0^L \frac{3 Co.v.e^{-\lambda_m \cdot x}}{2 \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2}} \left[(\sqrt[3]{\zeta} \cdot e^{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2 \zeta^2}} - \frac{1}{\sqrt{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2}}} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{(\sqrt{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2 \cdot \sqrt[3]{\zeta}}})^{2n+1}}{n! (2n+1)} + \omega_3(x) \right] \frac{2\lambda_m x + 3}{2\lambda_m \cdot x} - \sqrt[3]{b^2} \cdot \zeta \cdot e^{\lambda_m \cdot x \cdot \sqrt[3]{b^2 \zeta^2}} \right] dx \dots \dots (3.51)$$

în care ω₃ (x) este dat de relația (3.46).

3.7.- Optimizarea funcționării filtrelor.

Principiul optimizării funcționării filtrelor , ținînd cont de pierderea de sarcină și de calitatea filtratului, a fost formulat de cercetătorii Mintz și Ives, începînd din anul 1965 prin rapoarte prezentate la Congresele internaționale de Alimentări cu apă de la Barcelona 1966 și Viena 1969 /47,94/.

Acest principiu exprimă faptul că se obține optimumul instalației, atunci cînd construcția și exploatarea, fac ca

filtrul să atingă pierderea de sarcină limită în același timp cu scăderea calității filtratului. După Mintz un filtru ar putea fi caracterizat prin două durate de funcționare :

t_1 = timpul în care apa filtrată rămâne clară, adică în condițiile de turbiditate admise.

t_2 = timpul în care se ajunge la pierderea de sarcină limită admisibilă în filtru.

Dacă $t_1 = t_2$, se obține cantitatea maximă de apă filtrată de bună calitate între două spălări, adică ciclul optim de filtrare / 95,99,100 /, ceea ce înseamnă utilizarea integrală a posibilităților filtrului de a reține substanțe în suspensie folosind totodată întreaga presiune disponibilă a filtrului. Aceasta se realizează atunci când curba care leagă timpul de funcționare al filtrului de grosimea sa, pentru o pierdere de sarcină limită dată, se întretaie cu curba care leagă timpul de funcționare al filtrului de grosimea sa, pentru o anumită calitate limită a filtratului, conform fig. 3.1 .-

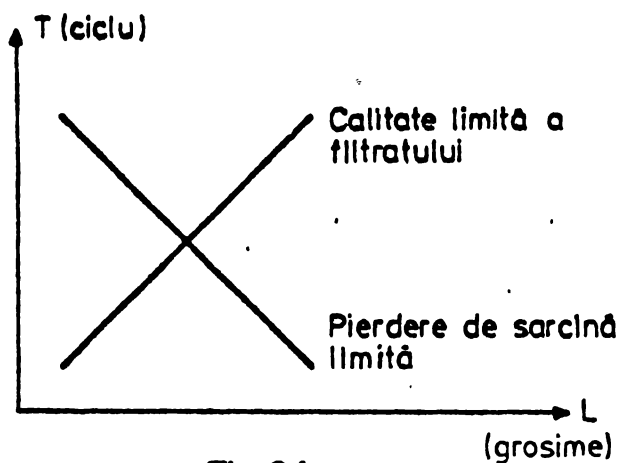


Fig. 3.1

După Ives, este posibilă obținerea unui optim dacă se modifică și unele elemente constructive, adică grosimea stratului filtrant, dimensiunea granulelor acestuia și viteza de filtrare, adică unii parametri fizici variabili.

Modificarea vitezei de filtrare produce un nou punct de optim iar o serie de asemenea puncte de optim pentru diferite viteze, produc un loc al optimurilor (o curbă), care oferă viteze alternative de filtrare, pentru a produce condiții optime de filtrare la diferite grosimi ale stratului filtrant (fig. 3.2). Modificarea grosimii stratului filtrant oferă teoretic alte locuri de optim corespunzătoare altor viteze de filtrare, cum însă modificarea grosimii stratului filtrant nu e o soluție realizabilă practic din cauza construcției filtrului, se alege alternative de a modifica viteza la un alt loc pe curba locurilor optime, păstrând grosimea stratului filtrant. În fig. 2.5 pentru grosimea L_1 , rezultă 2 viteze optime de filtrare, reprezentate prin punctele α_1 și α_2 . Prin modificarea diametrului granulei materialului filtrant, pentru fiecare diametru de granule corespunde o altă curbă cu un loc al optimurilor pentru anumite viteze, ca și în fig. 3.3 .-

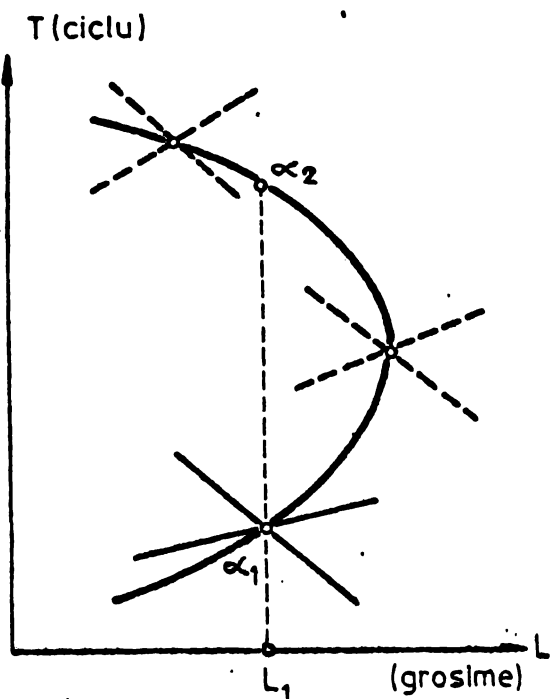


Fig. 3.2

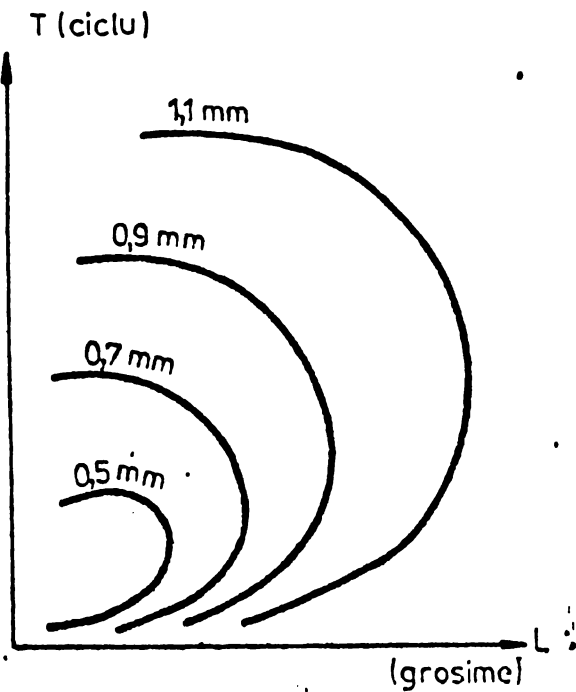


Fig. 3.3

Dacă deci nu e posibilă modificarea vitezei de filtrare al unui filtru ce funcționează neoptimal, este posibilă ca o soluție de optimizare să o reprezinte modificarea dimensiunii granulelor stratului filtrant de asemenea manieră încât pentru o grosime dată de strat filtrant, curba corespunzătoare a vitezei de filtrare să întretăie locul optimumurilor corespunzător dimensiunii noui alese pentru granulă / 47 /.

Însă în afara modificării unor variabile fizice ca și viteza de filtrare, grosimea și mărimea granulei mediului filtrant, este posibil ca să se obțină condiții optime de filtrare, după Mintz și Lundberg și prin modificarea naturii suspensiilor deci a coeziunii flocoanelor. Astfel se poate renunța la acțiunea asupra parametrilor constructivi, acțiune care se face greoi în timpul exploatării și e dificilă datorită calității variabile a apei ce trebuie filtrată. Modificarea naturii suspensiilor se obține prin adăugarea unor ajutători de coagulare, care în anume condiții de PH și temperatură grăbesc flocularea datorită sarcinii lor electrice, intrând reciproc în reacție cu coagulantul de bază și antrenând astfel în reacție și particulele suspensiei, ajutând la formarea unor fulgi mai denși și rezistenți / 94 /.

În cazurile în care $t_1 > t_2$, filtrul trebuie scos din funcțiune datorită atingerii pierderii de sarcină limită, ca urmare a unor flocoane puternice și coesive, fixate solid în zona superioară a stratului filtrant, deși filtrul mai are rezerve de a furniza apă de calitate corespunzătoare. Pentru optimizare se reco-

mandă reducerea dozei de coagulant și înlocuirea nisipului fin cu unul mai grosier.

În cazurile când $t_1 < t_2$ înseamnă că flocoanele au o slabă stare de coeziune și putere de fixare, ele pătrund profund în stratul filtrant, pe care îl străbat în timp scurt, dând apă necorespunzătoare calitativ, deși filtrul ar mai avea rezerve de debit, pierderea de sarcină maximă nefiind atinsă. Pentru optimizare se recomandă aplicarea unor ajutători de coagulare și folosirea unui nisip cu granulatie mai fină / 94 /.

Este de dorit ca prin o proiectare rațională să se obțină un proces optim de filtrare, adică să se realizeze scoaterea din funcțiune a filtrului prin stingerea concomitentă a valorii $C = C_{lim}$ pentru concentrația în suspensii a efluentului și a valorii limită admise pentru pierderea de sarcină, adică $H = H_{lim}$, conforma fig. 3.4.

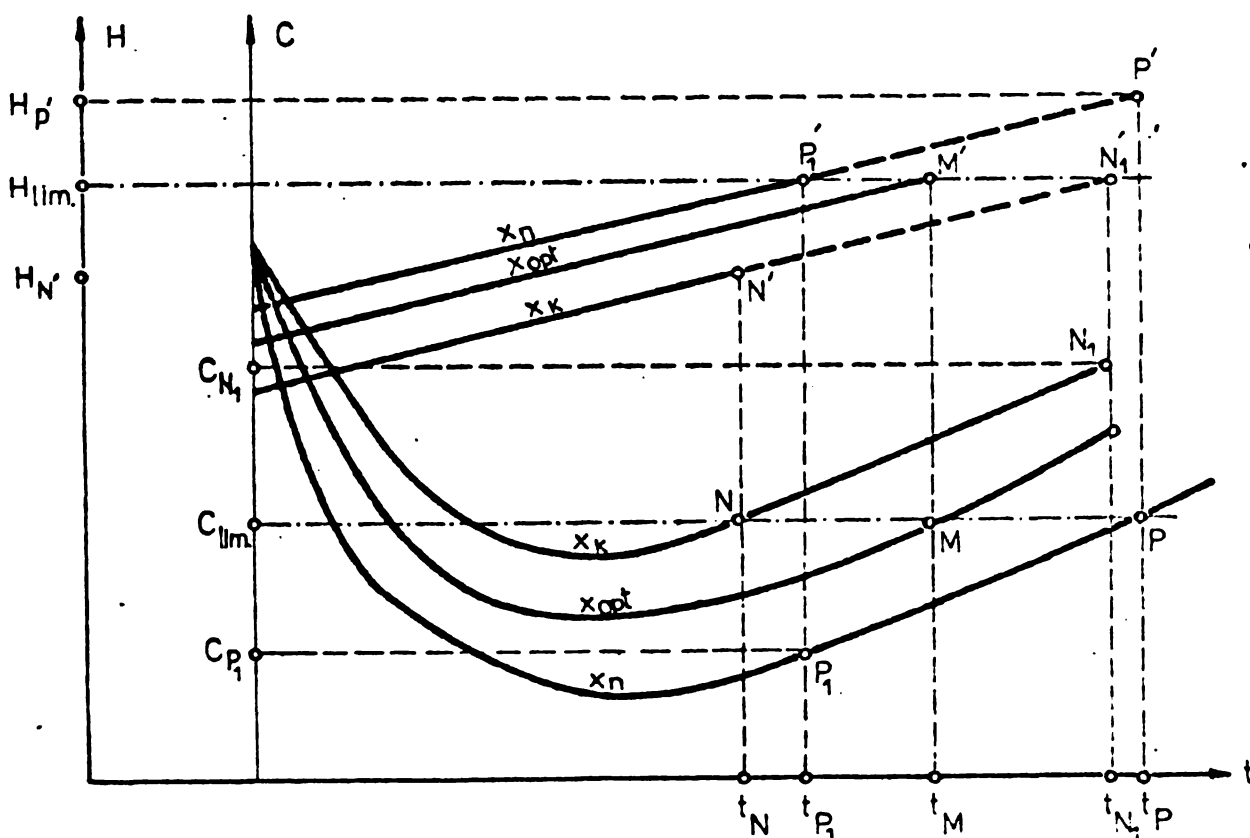


Fig 3.4.

Se remarcă faptul că pentru o grosime de strat filtrant $X = X_{opt}$, concentrația în suspensii a efluentului $C = C_{lim}$ și pierderea de sarcină $H = H_{lim}$ sînt atinse concomitent pentru timpul $t = t_M$; deci pentru o durată optimă de filtrare.

Pentru o grosime de strat filtrant $X = X_k$, se atinge concentrația limită în suspensii a efluentului $C = C_{lim}$

în timpul $t = t_N$, atunci când pierderea de sarcină are valoare $H_N' < H_{lim}$, iar invers, se atinge pierderea de sarcină limită $H = H_{lim}$ iar timpul $t = t_{N1}$ atunci când concentrația în suspensii a efluentului are valoarea $C_{N1} > C_{lim}$. Deci procesul de filtrare nu este optim.

Pentru o grosime de strat filtrant $X = X_n$, concentrația limită în suspensii a efluentului $C = C_{lim}$ este atinsă în timpul $t = t_p$, pentru care pierderea de sarcină are valoarea $H_p' > H_{lim}$, iar invers, se atinge pierderea de sarcină limită $H = H_{lim}$ pentru timpul $t = t_{p1}$, atunci când concentrația în suspensii a efluentului are valoarea $C_{p1} < C_{lim}$. Deci și în acest caz procesul de filtrare nu este optim.

C a p i t o l u l 4

CONSIDERATII ASUPRA SIMILITUDINII SI MODELARII PROCESULUI DE FILTRARE .

4.1.- Considerații generale.

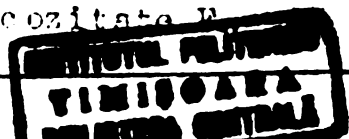
Datorită numărului mare de parametri care îl influențează, procesul de filtrare reprezintă un fenomen complex asupra descrierii cărui, din punct de vedere teoretic, nu s-a ajuns încă la un consens pînă în prezent, diversele formulări exprimate luînd în considerare sau neglijînd unii sau alții din numărul mare de parametri determinanți în desfășurarea procesului. Tocmai de aceea s-a impus utilizarea cercetării experimentale, în laborator pe modele la scară redusă sau în uzină pe modele la scară industrială.

Din datele experimentale rezultă valorile parametrilor determinanți ai procesului analizat, astfel că folosind metoda analizei dimensionale se poate obține, sub formă criterială, legea de desfășurare a fenomenului respectiv și a grupului de fenomene asemenea. Prin faptul că se pot stabili condițiile generale ce trebuie îndeplinite de fenomenele asemenea se asigură posibilitatea ca prin teoria similitudinii să se poată studia la scară redusă, de laborator, fenomenele complexe din natură, iar rezultatele să poată fi extinse, după anumite legi, la scara întreagă de fenomene asemenea. În măsura în care teoria de cunoaștere a fenomenelor este cuprinzătoare și completă, modelarea poate fi folosită și ca metodă de verificare a rezultatelor teoretice / 92,110 /.

Aplicarea modelării hidraulice în procesul de limpezire a apelor poate conduce fie la stabilirea caracteristicilor optime pentru patul filtrant (grosimea acestuia și diametrul mediu al granulelor de nisip care îl compun), plecînd de la necesități impuse de concentrația în suspensii a apei brute și de mărimea vitezei de filtrare, fie la stabilirea vitezei optime de filtrare în condițiile date pentru concentrația în suspensii a efluentului și a celor date de caracteristicile patului filtrant (grosimea sa și diametrul mediu al granulelor de nisip).

4.2.- Stabilirea condițiilor de similitudine prin metoda forțelor .

Mișcarea fluidelor conținînd particule în suspensie este determinată de acțiunea concomitentă a forțelor de inerție F_i , de presiune F_p , gravitaționale F_g și a celor de vîscozitate F_v .



Se pot în acest caz scrie ecuațiile de echilibru, cu aceste categorii de forțe, pentru fenomenul din natură și model.

$$F_i + F_p + F_g + F_v = 0 \dots\dots\dots(4.1.)$$

$$f_i + f_p + f_g + f_v = 0 \dots\dots\dots(4.2.)$$

Cum fenomenele sînt identice, rezultă că și ecuațiile de mișcare ce le caracterizează sînt identice, adică trebuie satisfăcută condiția de similitudine :

$$\frac{F_i}{f_i} = \frac{F_p}{f_p} = \frac{F_g}{f_g} = \frac{F_v}{f_v} \dots\dots\dots(4.3.)$$

a) Dacă mișcarea este permanentă iar viteza particulei în suspensie este egală cu viteza curentului, rezultă ca preponderente forțele gravitaționale (masice) și cele de vîscozitate și deci condițiile de similitudine se reduc la două criterii :

$$Fr = idem ; Re = idem \dots\dots\dots(4.4.)$$

Această condiție conduce la o relație obligatorie între coeficientul de scară al lungimilor, α_l și cel al coeficientului de vîscozitate cinematică :

$$\frac{v_n}{v_m} = \alpha_l^{\frac{3}{2}} \text{ sau } v_m = v_n \alpha_l^{-\frac{3}{2}} \dots\dots\dots(4.5.)$$

Această condiție impune ca fluidul folosit pe model să aibe o anumită vîscozitate, în funcție de scara geometrică aleasă conform relației 4.5., ceea ce practic nu se realizează întrucît în modelarea hidraulică fluidul folosit este de regulă apa, astfel că satisfacerea concomitentă a celor două criterii din relația 4.4 devine incompatibilă.-

b) Dacă și forțele masice sînt neglijabile, rămîn preponderente forțele de vîscozitate, deci se obține criteriul Reynolds :

$$Re = idem \dots\dots\dots(4.6.)$$

$$\text{Dacă: } \alpha_g = 1 \text{ rezultă } \alpha_v = \alpha_l^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots(4.7.)$$

c) Pentru filtrarea rapidă, precum și ținînd cont de asemănarea fenomenelor, pentru cele din filtrarea ultrarapidă, se apreciază ca forțe predominante cele de gravitație și cele de frecare, procesele fiind asemănătoare cu mișcarea apei subterane, criteriul de similitudine rezultînd /123 / :

$$\frac{Fr}{Re} = idem = \frac{v \cdot v}{l^2 \cdot g} \dots\dots\dots(4.8.)$$

Legătura între coeficienții de scară este dată de relația :

$$\frac{\alpha_v \cdot \alpha_v}{\alpha_l \cdot \alpha_g} = 1 \dots \dots \dots (4.9.)$$

Mediul filtrant poate fi caracterizat prin diametrul mediu echivalent al granulelor (d_{ec}), și cum parametrul l care caracterizează uzual mediul filtrant este o mărime dependentă de diametrul mediu echivalent d_{ec} , precum și de coeficientul de formă a granulelor și de porozitatea mediului filtrant, condiția de similitudine 4.8. poate fi exprimată prin diametrul mediu echivalent/105/:

$$\frac{Fr}{Re} = \frac{v \cdot v}{d_{ec}^2 \cdot g} = \text{idem} \dots \dots \dots (4.10)$$

Dacă pe model se filtrează același lichid $\alpha_v = 1$ și cum de regulă $\alpha_g = 1$, ținând cont că $\alpha_l = \alpha_{dec}$, condiția de scară se scrie :

$$\alpha_v = \alpha_{dec}^2 \dots \dots \dots (4.11)$$

În filtrarea rapidă, viteza fluidului prin un mediu poros se poate exprima sub forma

$$V = A \cdot d_{ec}^2 \frac{H}{L} = A \cdot d_{ec}^2 \cdot I \dots \dots \dots (4.12)$$

în care : $A = \frac{p^3}{0,188 \cdot m^2 \cdot v \cdot (1-p)^2}$

$\frac{H}{L} = I = \text{pantă piezometrică}$.

Dacă $(I)_n = (I)_m$ rezultă

$$\frac{v_n}{v_m} = \frac{A_n (d_{ec}^2)_n \cdot I_n}{A_m (d_{ec}^2)_m \cdot I_m} = \frac{A_n (d_{ec}^2)_n}{A_m (d_{ec}^2)_m} \dots \dots \dots (4.13)$$

Deci similitudinea fenomenelor de mișcare a fluidelor prin medii granulare se exprimă prin relația 4.10 și prin similitudinea geometrică între model și obiectul la scara fenomenului natural.

4.3.- Stabilirea criteriilor de similitudine în funcție de eficiența limpezirii .

Intrucât se impune ca efectul limpezirii pe filtrul model să fie același cu cel de pe filtrul uzinal, condiția de similitudine rezultă :

$$\frac{(C/C_0)_n}{(C/C_0)_m} = 1 \dots \dots \dots (4.14)$$

în care C și C_0 reprezintă concentrațiile particulelor în suspensie în afluent și în apă brută.

Pe baza celor cuprinse în capitolul anterior rezultă



că procesul de reținere a suspensiilor din apa brută se redă prin relația 3.4, eficiența limpezirii fiind deci exprimată, după Iwasaki, astfel :

$$\frac{C}{C_0} = e^{-\lambda x} \text{ sau } \ln \frac{C}{C_0} = -\lambda x \dots \dots \dots (4.15)$$

în care parametrul reținerii λ , influențează în mod nemijlocit eficiența limpezirii. La rândul său parametrul reținerii este dependent de viteza de filtrare, de durata acesteia și de diametrul mediu echivalent al granulelor ce compun stratul filtrant, precum și de un grup de factori ce cuprind : depozitul specific, temperatura și viscozitatea apei, mărimea particulelor aflate în suspensie, porozitatea mediului filtrant etc.

În exprimarea sa teoretică, au fost folosite două tipuri generale de relații (2.15 și 2.16), fie forma explicit dependentă de durata ciclului de filtrare, fie cea explicit dependentă de depozitul specific :

$$\lambda = \lambda_0 f(t) \dots \dots \dots (2.15)$$

$$\lambda = \lambda_0 f(\sigma) \dots \dots \dots (2.16)$$

Pentru filtrarea ultrarapidă s-a acceptat o exprimare de tipul 2.15, adică în funcție de durata ciclului de filtrare :

- pentru : $0 < t_1 < 2 \text{ ore}$: $\lambda = \lambda_0 [1 + (at_1)^{1/3}] \dots \dots \dots (3.4)$

- pentru : $t_2 \geq 2 \text{ ore}$: $\lambda = \lambda_m \{1 - [b(t_2 - 2)]^{2/3}\} = \lambda_m [1 - (b\bar{z})^{2/3}] \dots \dots \dots (3.5)$

în care : $\bar{z} = t_2 - 2 \dots \dots \dots (3.5)$

Deci $\lambda_0 = K \cdot v^{-2/3} \cdot d^{-4/3} \dots \dots \dots (3.2)$

$$0 < t_1 < 2 \text{ ore} : C/C_0 = e^{-\lambda_0 \cdot x [1 + (at_1)^{1/3}]} \dots \dots \dots (4.17)$$

$$t_2 \geq 2 \text{ ore deci } \bar{z} > 0 : C/C_0 = e^{-\lambda_m \cdot x [1 - (b\bar{z})^{2/3}]} \dots \dots \dots (4.18)$$

în care : C = concentrația în suspensii la o anumită grosime x a stratului filtrant [mg. dm⁻³]

C₀ = concentrația în suspensii a apei brute [mg.dm⁻³]

C₀ = parametrul inițial al reținerii [dm⁻¹]

λ_m = parametrul maxim al reținerii, pentru t = 2 ore [dm⁻¹]

x = grosimea stratului filtrant [dm]

a = Constantă caracteristică, ce se determină experimental [ore⁻¹]

b = Constantă caracteristică, ce se determină experimental [ore⁻¹]

t = timpul de filtrare [ore]

v = viteza aparentă de filtrare [dm. ora⁻¹]

$d = d_{ec}$ = diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant [dm]

K = constantă caracteristică determinată experimental [dm. ore^{-2/3}]

a) Perioada I ($0 < t_1 < 2$ ore)

Este perioada în care sînt valabile relațiile 3.4, 3.2 și 4.17, astfel că se formează complexul dimensional :

$$X = \lambda \cdot x = \lambda_0 [1 + (at_1)^{1/3}] \dots \dots \dots (4.19)$$

Se notează : $X_0 = \lambda_0 \cdot x$ și $T = at_1$ $\dots \dots \dots (4.20)$

rezultînd astfel : $X = X_0 (1 + T^{1/3})$ $\dots \dots \dots (4.21)$

Plecînd de la condiția exprimată prin relația 4.14 rezultă că e necesar să se respecte și condiția :

$$\frac{(X)_n}{(X)_m} = 1 \dots \dots \dots (4.22)$$

Similitudinea procesului de limpezire prin filtrii ultraspizi se asigură pe baza criteriului :

$$X_0 (1 + T^{1/3}) = \text{idem} \dots \dots \dots (4.23)$$

iar condițiile de mișcare ale fluidului prin mediul filtrant, pe baza criteriului exprimat cu relația 4.10.-

Coefficienții de scară, în ipoteza unor durate egale ale ciclurilor pe model și în natură, se exprimă :

$$\frac{\alpha_K}{\alpha_v^{2/3} \cdot \alpha_d^{1/3}} = 1 \dots \dots \dots (4.24)$$

În această situație se pot analiza 3 ipoteze :

- dacă : $\alpha_K = 1$ rezultă : $\alpha_v = \alpha_d^{-2}$ $\dots \dots (4.25)$
 α_v și $\alpha_d \neq 1$

- dacă : $\alpha_v = 1$ rezultă : $\alpha_d = \alpha_K^{3/4}$ $\dots \dots (4.26)$
 $\alpha_K \neq 1$

- dacă : $\alpha_d = 1$ rezultă : $\alpha_v = \alpha_K^{3/2}$ $\dots \dots (4.27)$
 $\alpha_K \neq 1$

b) Perioada II ($t_2 > 2$ ore)

Este perioada în care sînt valabile relațiile 3.5, 3.2 și 4.18, astfel că se formează complexul dimensional :

$$X = \lambda \cdot x = \lambda_m \cdot x [1 - (b\delta)^{2/3}] \quad \dots (4.28)$$

Se notează : $X_1 = \lambda_m \cdot x$ și $T_1 = b\delta$ $\dots (4.29)$

rezultînd astfel $X = X_1 (1 - T_1^{2/3})$ $\dots (4.30)$

Similitudinea procesului de limpezire în această perioadă a filtrării ultrarapide se asigură pe baza criteriului :

$$X_1 (1 - T_1^{2/3}) = \text{idem} \quad \dots (4.31)$$

iar condițiile de mișcare ale fluidului prin mediul filtrant, pe baza criteriului exprimat cu relația 4.10.

Coeficienții de scară se exprimă tot prin relația 4.24, care rămîne valabilă pentru acest domeniu.

Constataările făcute permit să se determine în cazul duratei optime a ciclului de filtrare, care corespunde momentului în care filtrul atinge pierderea de sarcină maximă concomitent cu valoarea limită impusă pentru calitatea efluentului, fie grosimea optimă a stratului filtrant, fie viteza optimă de filtrare .

Regimul optim de funcționare al instalațiilor de filtrare ultrarapidă se face la turbidități ale apei brute care nu depășesc un conținut în suspensii de 40 - 50 mg/dm³ . În situația în care la viituri aceste valori sînt cu foarte mult depășite, se produce o înrăutățire rapidă a calității efluentului, creșterea apreciabilă a pierderilor de sarcină și scurtarea ciclului de filtrare sub limita normală de 4-6 ore. Ca atare condițiile care se pun procesului de filtrare ultrarapidă în aceste situații se referă la necesitatea ca efluentul să se încadreze în limitele admise pentru apa industrială solicitată de industrie .

Depunerea specifică σ , corespunzătoare timpului de funcționare în care nu se atinge încă limita impusă efluentului, se admite după Ives /53/ a fi o constantă care reprezintă capacitatea maximă de reținere a stratului filtrant. Deci se apreciază că depunerea specifică este dependentă în principal de concentrația apei brute, de viteza de filtrare și de durata filtrării /110/, adică :

$$\sigma = f(C_0, v, t) \approx k \cdot C_0 \cdot v \cdot t \quad \text{constant} \quad \dots (4.32)$$

Astfel se exprimă legătura dintre viteza de filtrare, durata ciclului și concentrația în suspensii a apei brute :

$$v = \frac{\sigma / k}{C_0 \cdot t} \quad \dots (4.33)$$

Dacă se folosește în această situație o formă de exprimare pentru parametrul reținerii de tipul 2.15, adică în funcție

de depunere specifică rezultă :

$$\lambda = \lambda_0 \cdot f(\sigma) = k \cdot v^{-2/3} \cdot d^{-1/3} \cdot f(\sigma) = A_1 \cdot v^{-2/3} \cdot f(\sigma) \quad \dots(4.34)$$

în care : $k \cdot d^{-1/3} = A_1$

Pe baza relației 4.22, deci a condiției ca eficiența limpezirii pe model și în natură să fie aceeași, rezultă :

$$[A_1 \cdot v^{-2/3} \cdot f(\sigma) \cdot x]_n = [A_1 \cdot v^{-2/3} \cdot f(\sigma) \cdot x]_m \quad \dots(4.35)$$

$$\frac{\alpha_{A_1} \cdot \alpha_{\sigma} \cdot \alpha_x}{\alpha_v^{2/3}} = 1 \quad \dots(4.36)$$

- dacă : $\alpha_{A_1} = \alpha_{\sigma} = 1$; rezultă : $\alpha_x = \alpha_v^{2/3}$... (4.37)

- dacă : $\alpha_{A_1} = \alpha_{\sigma} = \alpha_x = 1$; plecînd de la relația 4.15, rezultă :

$$\frac{\ln(\frac{C}{C_0})_n}{\ln(\frac{C}{C_0})_m} = \frac{(A_1 \cdot v^{-2/3} \cdot f(\sigma) \cdot x)_n}{(A_1 \cdot v^{-2/3} \cdot f(\sigma) \cdot x)_m} = \alpha_{A_1} \cdot \alpha_v^{-2/3} \cdot \alpha_{\sigma} \cdot \alpha_x = \alpha_v^{-2/3} \quad \dots(4.38)$$

$$\text{Deci : } \frac{\ln(C/C_0)_n}{\ln(C/C_0)_m} = \left(\frac{v_n}{v_m}\right)^{-2/3} = \left(\frac{v_m}{v_n}\right)^{2/3} \quad \dots(4.39)$$

$$\text{Notînd : } \ln\left(\frac{C}{C_0}\right)_m = p \quad \text{și} \quad v_m = q \quad \dots(4.40)$$

$$\text{rezultă : } \ln\left(\frac{C}{C_0}\right)_n = p \cdot \frac{q^{2/3}}{v_n^{2/3}} \quad \dots(4.41)$$

$$\left(\frac{C}{C_0}\right)_n = e^{-\frac{p \cdot q^{2/3}}{v_n^{2/3}}} \quad \dots(4.42)$$

$$\text{notînd : } p \cdot q^{2/3} = r \quad \text{rezultă : } C_n = C_0 \cdot e^{-\frac{r}{v_n^{2/3}}} \quad \dots(4.43)$$

Relația 4.43 permite exprimarea concentrației suspensiilor din efluent în funcție de viteza de filtrare.

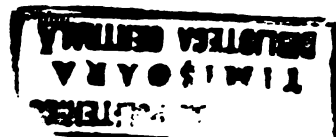
Criteriile stabilite prin relațiile 4.21 și 4.31 pot fi folosite pentru modelarea procesului de filtrare ultrarapidă, urmînd ca să se țină seama și de următoarele condiții :

- respectarea similitudinii geometrice între model și instalația uzinală,

- să se mențină același regim de mișcare,

- să se cerceteze efectul variației următorilor

parametrii funcționali, determinanți în procesul filtrării ultrarapide :



- grosimea și structura granulometrică a stratului filtrant,
- mărimea vitezei de filtrare ,
- mărimea concentrației în suspensii a influențului și natura acestora .

4.4.- Transcrierea sub formă adimensională a soluțiilor obținute prin integrarea ecuațiilor cu derivate parțiale care guvernează procesul de filtrare ultrarapidă.

În vederea generalizării la o scară largă de fenomene asemenea, soluțiile obținute prin integrarea ecuațiilor cu derivate parțiale care descriu fenomenul filtrării ultrarapide trebuie transcrise sub formă adimensională.

Sistemul de ecuații diferențiale acceptat pentru descrierea fenomenului de separare a suspensiilor în filtrarea ultrarapidă este :

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\lambda \cdot C \quad \dots \dots \dots (2.9)$$

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\frac{1}{v} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad \dots \dots \dots (2.12)$$

Acest sistem admite prin integrare, soluții pentru $\frac{C}{C_0}$ și σ , diferențiat pentru cele două perioade caracteristice ale procesului de filtrare ultrarapidă.-

a) perioada I ($0 < t_1 \leq 2$ ore)

Soluția : $\frac{C}{C_0} = e^{-\lambda_0 x [1+(at_1)^{1/3}]} \quad \dots \dots (4.17)$

se transcrie sub formă adimensională, pe baza notațiilor făcute (relația 4.20) :

$$\frac{C}{C_0} = e^{-X_0(1+T^{1/3})} \quad \dots \dots \dots (4.44)$$

$$\text{Soluția : } \sigma(x,t) = \frac{3C_0 \cdot v \cdot e^{-\lambda_0 x}}{\lambda_0^3 \cdot x^4 \cdot a} \left\{ 2(\lambda_0 x + 3) \cdot e^{-\lambda_0 x (at_1)^{1/3}} \cdot [\lambda_0^3 \cdot x \cdot a \cdot t_1 + \lambda_0^2 \cdot x^2 (\lambda_0 x + 3) (at_1)^{2/3} + 2 \lambda_0 x (\lambda_0 x + 3) (at_1)^{1/3} + 2(\lambda_0 x + 3)] \right\} \quad \dots (3.33)$$

se transcrie sub formă adimensională folosind notațiile :

$$X_0 = \lambda_0 x \quad \text{și} \quad T = at_1 \quad \dots \dots \dots (4.20)$$

$$a \cdot x = v^* \quad , \text{ are dimensiunea de viteză [dm.ora}^{-1}] \dots (4.45)$$

$$v/v^* = V_0 \dots \dots \dots (4.46)$$

$$\bar{\sigma}_0 = \frac{3C_0 \cdot v \cdot e^{-X_0}}{a \cdot x \cdot X_0^3} = \frac{3C_0 \cdot v \cdot e^{-X_0}}{v^* \cdot X_0^3} = \frac{3C_0 \cdot V_0 \cdot e^{-X_0}}{X_0^3} \dots \dots \dots (4.47)$$

Rezultă: $\frac{\sigma(X,T)}{\bar{\sigma}_0} = \left\{ 2X_0 e^{-X_0 T^{1/3}} \cdot [X_0^3 T + X_0^2 (X_0+3) T^{2/3} + 2X_0 (X_0+3) T^{1/3}] + 6 \right\}$ (4.48)

Notînd :

$$F_1(X,T) = X_0^3 T + X_0^2 (X_0+3) T^{2/3} + 2X_0 (X_0+3) T^{1/3} \dots \dots \dots (4.49)$$

Rezultă în final : $\frac{\sigma}{\bar{\sigma}_0} = 2X_0 + 6 - F(X,T) \cdot e^{-X_0 T^{1/3}}$ (4.50)

b) perioada II (t₂ > 2 ore)

$$-\lambda_m \cdot x [1 - (b\tau)^{2/3}]$$

Soluția : $\frac{C}{C_0} = e \dots \dots \dots (4.13)$

se transcrie sub formă adimensională pe baza notațiilor făcute cu relația 4.29 :

$$\frac{C}{C_0} = e^{-X_1 (1 - \tau_1^{2/3})} \dots \dots \dots (4.51)$$

Soluția $\sigma(x,\tau) = \frac{3C_0 \cdot v \cdot e^{-\lambda_m \cdot x}}{2x \cdot b^{2/3}} \cdot \left\{ [\tau^{1/3} \cdot e^{\lambda_m \cdot x \cdot (b\tau)^{2/3}} - \frac{1}{\sqrt{\lambda_m \cdot x \cdot b^{2/3}}}] \dots \dots \dots (3.45)$

$$\sum_{n=0}^{\infty} \frac{(\sqrt{\lambda_m \cdot x \cdot b^{2/3}} \cdot \tau^{1/3})^{2n+1}}{n!(2n+1)} + \omega_3 \cdot \left. \frac{2\lambda_m \cdot x + 3}{2\lambda_m \cdot x} - b^{2/3} \cdot \tau \cdot e^{\lambda_m \cdot x \cdot (b\tau)^{2/3}} \right\} \dots \dots \dots (3.45)$$

în care:

$$\omega_3(x) = \frac{4\lambda_m \cdot b^{2/3} \cdot e^{-\lambda_0 \cdot x}}{\lambda_0^3 \cdot x^2 \cdot a (2\lambda_m \cdot x + 3) \cdot e^{-\lambda_m \cdot x}} \cdot [2(\lambda_0 x + 3) + F(x,2) \cdot e^{-\lambda_0 \cdot x (2a)^{1/3}}] \dots \dots \dots (3.46)$$

$$F(x,2) = - [\lambda_0^3 \cdot x^3 \cdot 2a + \lambda_0^2 \cdot x^2 (\lambda_0 x + 3) (2a)^{2/3} + 2\lambda_0 \cdot x (\lambda_0 x + 3) (2a)^{1/3} + 2(\lambda_0 x + 3)] \dots \dots \dots (3.34)$$

se transcrie sub formă adimensională folosind în plus notațiile :

2 a = A₀ ; fiind adimensional, cifra 2 avînd dimensiunea de [ore] (4.52)

K₁ = $\frac{b}{a}$; fiind adimensional, a și b avînd dimensiunea de [ora⁻¹] (4.53)

x · b = v₁^{*} ; are dimensiunea de viteză [dm · ora⁻¹] (4.54)

v/v₁^{*} = V₁ (4.55)

$$F(x,2) = - \left[A_0 X^3 + A_0^{2/3} X_0^2 (X_0+3) + 2 A_0^{1/3} X_0 (X_0+3) + 2 (X_0+3) \right] \quad (4.56)$$

$$\bar{\sigma}_1 = \frac{3 C_0 \cdot v \cdot e^{-X_1}}{2 \cdot x \cdot b} = \frac{3 C_0 \cdot v \cdot e^{-X_1}}{2 v_1^*} = \frac{3}{2} C_0 \cdot V_1 \cdot e^{-X_1} \quad \dots (4.57)$$

Rezultă :

$$\frac{\sigma(X,T)}{\bar{\sigma}_1} = \left\{ T^{1/3} \cdot e^{X_1 T_1^{2/3}} - \frac{1}{X_1^{1/2}} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{(X_1^{1/2} \cdot T_1^{1/3})^{2n+1}}{n! (2n+1)} + \frac{4 K_1 \cdot X_1 \cdot e^{-X_0}}{X_0^3 (2X_1+3) \cdot e^{-X_1}} \cdot \left[2(X_0+3) - F(X,2) \cdot e^{X_0 \cdot A_0^{1/3}} \right] \right\} \cdot \frac{2X_1+3}{2X_1} - T_1 \cdot e^{X_1 \cdot T_1^{2/3}} \quad \dots (4.58)$$

4.5. Concluzii

În sinteză, rezultatele obținute folosind teoria similitudinii și a modelării hidraulice, se pot concretiza astfel :

- S-au particularizat criteriile generale de similitudine ale mișcării particulelor în suspensie din un fluid oarecare, în condițiile de mișcare ale apei prin filtrele ultrarapide.
- S-au stabilit criteriile de similitudine ale procesului de filtrare ultrarapidă.
- au fost definiți parametri adimensionali, caracteristici celor 2 stadii din filtrarea ultrarapidă.-
- S-au transcris sub formă adimensională soluțiile obținute prin integrarea sistemului de ecuații cu derivate parțiale, care descriu procesul filtrării ultrarapide.-

Capitolul 5

PROGRAMUL EXPERIMENTAL

5.1.- Standul experimental de laborator.

Plecând de la necesitățile și obiectivul cercetării, care au fost exprimate pe larg în capitolul 2 al lucrării, s-a conceput și realizat în laboratorul Catedrei de construcții hidrotehnice și îmbunătățiri funciare a Facultății de construcții din Institutul politehnic "Traian Vuia" din Timișoara, instalația de laborator prezentată în fig. 5.1 și fotografia 5.2, cu ajutorul căreia s-a efectuat programul experimental de laborator.

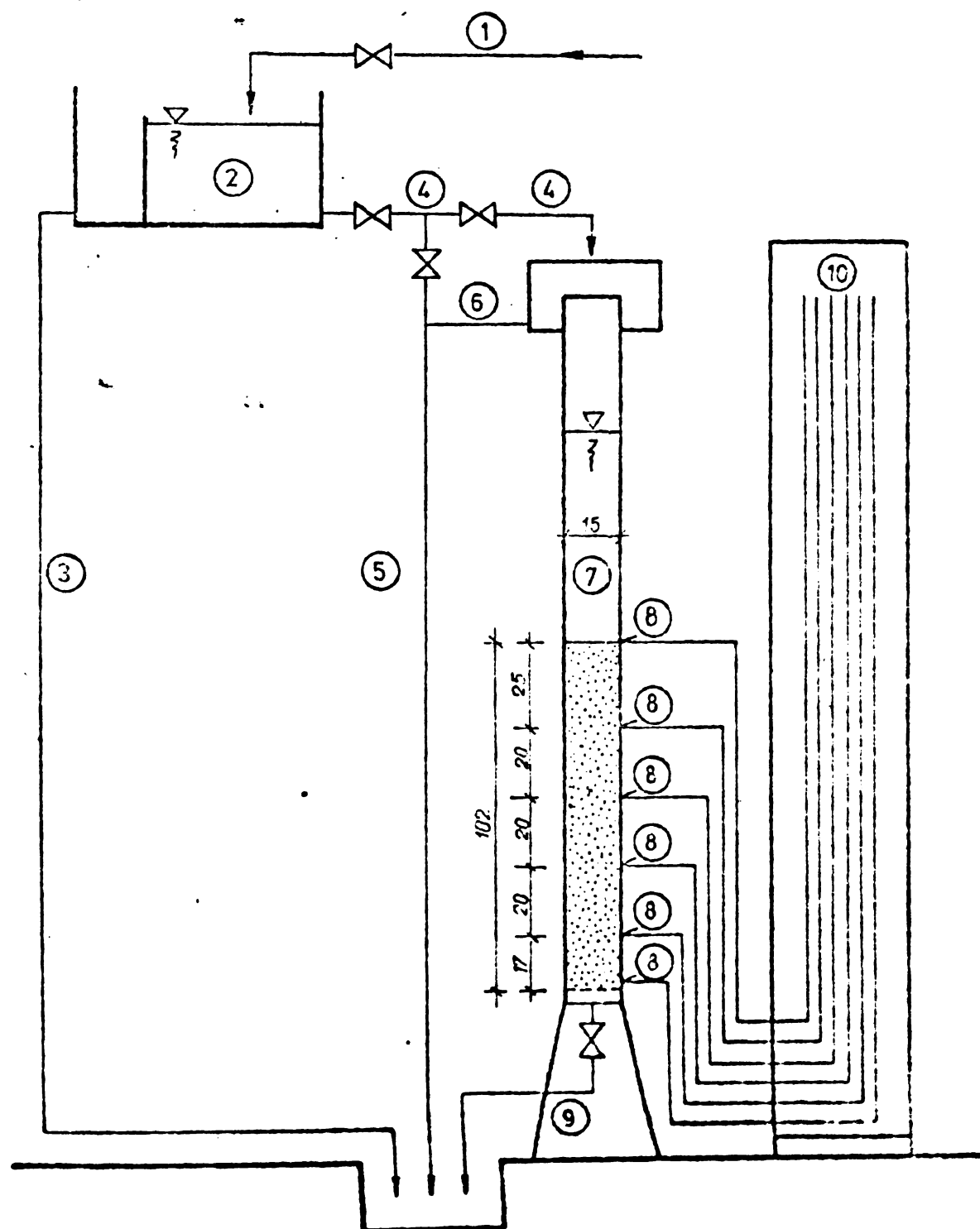


Fig. 5.1.



S-a folosit un filtru confecționat din un tub de material plastic (7) cu diametrul $D = 15$ cm și înălțimea utilă $L = 200$ cm, în care s-a introdus stratul filtrant granular din nisip de diverse mărimi, grosimea stratului de nisip fiind de 102 cm. Apa brută, prelevată direct din râul Bega a fost adusă prin conducta (1) în un rezervor cu volum constant (2), prevăzut cu un deversor plusul de apă fiind eliminat la canal prin conducta (3), filtrul fiind alimentat prin conducta (4). Apa brută ajunsă în filtru, este trecută prin stratul de nisip cu grosime de 102 cm, efluentul fiind

evacuat prin conducta (9).-

În perioada stabilirii debitului de alimentare a filtrului, deci a vitezei de filtrare, se folosește conducta de scurt circuitare (5) care conduce apa direct la canal. Spălarea filtrului se face cu apă curată, în sens invers prin conducta (9) iar impuritățile sînt eliminate de filtru, împreună cu apa de spălare prin conductele (6) și (5), la canal. Pentru a se asigura un debit constant de funcționare a filtrului, acesta a fost prevăzut cu un robinet pe conducta (9), care a fost deschis treptat, pe măsura colmatării filtrului. Pentru a determina modificările calitative în concentrația cu suspensii a efluentului și pentru a măsura pierderile de sarcini, s-au prevăzut prize (8) la diferite nivele pe grosimea filtrului. S-au montat prize la suprafața nisipului și la următoarele adîncimi de la suprafața acestuia : 25 , 45 , 65 , 85 și 102 cm, ultima fiind la nivelul cel mai de jos al filtrului. Prizele au folosit la prelevarea unor probe de lichid de la diverse nivele din filtru, probe la care

s-a determinat concentrația în suspensii cu un turbidimetru
" HACH - 2100 A ".

Pierderile de sarcină la diferite nivele s-au măsurat pe un panou piezometric (10), alăturat filtrului.

5.2.- Standul experimental semi-industrial.

Pentru verificarea la scară semi-industrială a rezultatelor și concluziilor furnizate de instalația de laborator, conceput și realizat tot în laboratorul Catedrei de construcții Hidrotehnice și îmbunătățiri funciare a Facultății de construcții Institutul politehnic " Traian Vuia " Timișoara, un stand experimental cu caracter semi-industrial, descris în fig. 5.3 și fotografiat

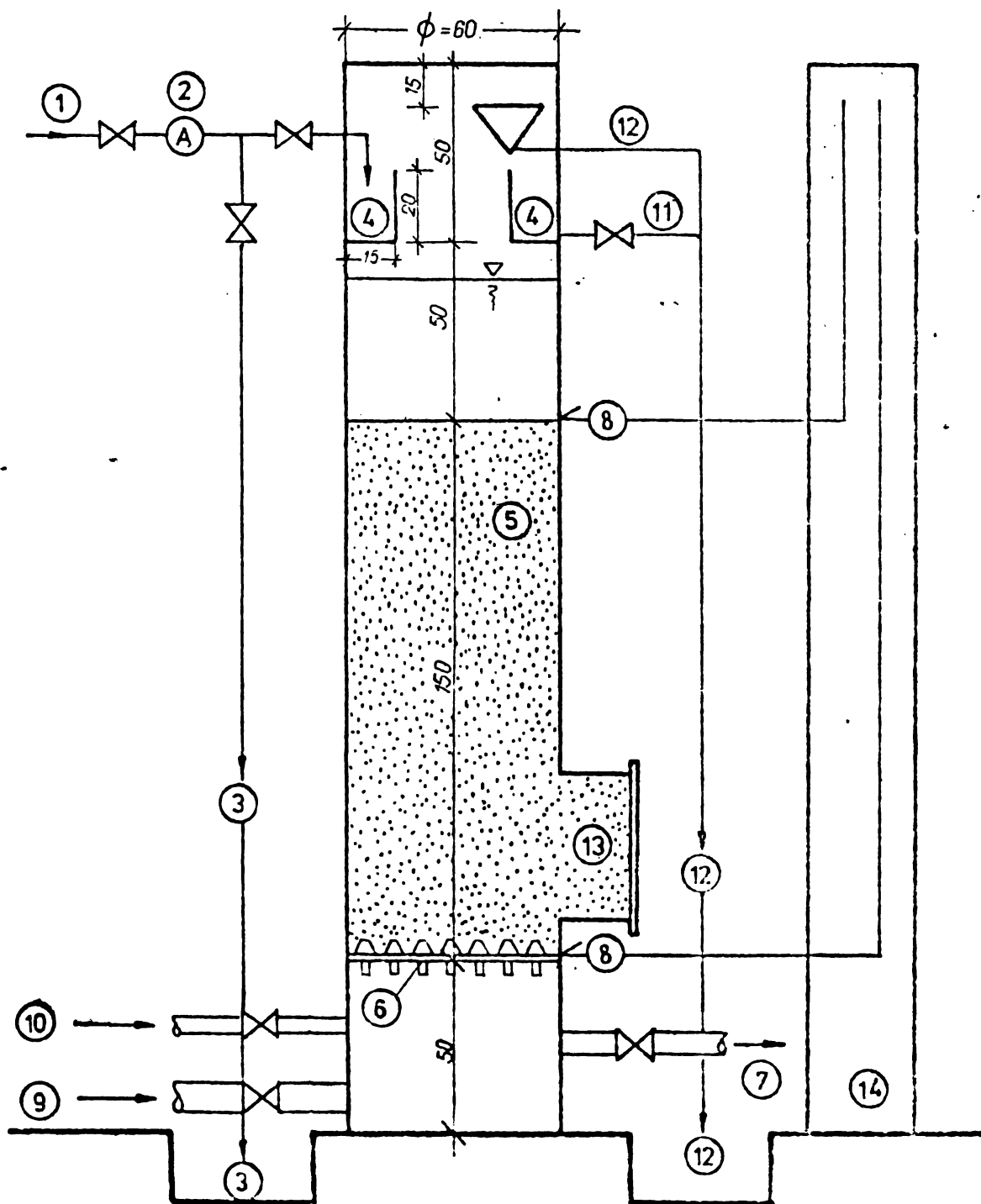


Fig.53

5.4, cu ajutorul căruia s-a efectuat programul de cercetări stabilit.



S-a folosit un filtru confecționat dintr-o țeavă de oțel cu diametrul de 60 cm și înălțimea $h = 300$ cm, în care s-a introdus stratul filtrant granular de nisip, de diverse mărimi, grosimea stratului de nisip fiind de 150 cm. Apa brută din râul Bega este adusă la filtru prin conducta (1), debitul și deci inclusiv viteza de filtrare fiind determinate prin un apometru (2), conducta (3) fiind folosită ca și evacuare pe timpul reglării debitului de alimentare a filtrului.

Apa brută ajunge în un jghiab circular (4), din care se prelinge în filtrul (5), străbate stratul filtrant de nisip în grosime de 1,5 m. și trece prin drenajul (6) format din bob. crepine, spre evacua-

rea efluentului limpezit, care se face prin conducta (7), pentru prelevarea probelor necesare determinării modificărilor calitative în concentrația cu suspensii și pentru a înregistra pierderile de sarcină, s-au prevăzut prizele de potențial (8), amplasate la fața superioară a stratului filtrant de nisip și la ieșirea efluentului din filtru, pierderea de sarcină măsurându-se pe un panou piezometric (11) iar concentrația în suspensii a efluentului s-a măsurat cu ajutorul unui turbidimetru "HACH - 2100 A". Nu s-au prevăzut prize de potențial la nivelele intermediare pe grosimea filtrului. Spălarea se face cu apă brută în sens invers prin conducta (9) și cu aer prin conducta (10), apa de spălare și impuritățile fiind evacuate prin jghiabul circular (4) și conductele (11) și (12). Conducta (12) folosește și pentru evacuare ca și conductă de prea plin. Pentru schimbarea nisipului și vizitare s-a prevăzut un capac de vizitare $\varnothing 400$ (13).

~~CONFIDENTIAL~~
12-15-2-

5.3.- Programul de experimentare.

În scopul atingerii obiectivelor fixate pentru cercetare, s-a urmărit modul în care este influențat procesul de filtrare prin modificarea vitezei de filtrare, a mărimii granulelor stratului filtrant, a grosimii stratului filtrant și prin adăusul de coagulant.

La standul experimental de laborator s-au făcut experiențe cu 3 viteze de filtrare și anume : 13,5 ; 30 și 45 m/h. În plus s-au făcut încercări și cu viteze de filtrare foarte mari (60 și 90 m/h) rezultatele nu au fost reținute însă, ele nefiind concludente datorită ieșirii din funcție a instalației în timp foarte scurt, de regulă datorită creșterii foarte mari a pierderii de sarcină, în paralel cu o eficiență scăzută în reținerea impurităților.

La standul experimental uzinal s-au făcut experiențe cu viteze de filtrare cuprinse între 30 și 34 m/h.

S-a folosit material granular ciuruit (nisip cuarțos de Făget), cu următoarele caracteristici :

a) nisip folosit la standul experimental de laborator

- | | | | | |
|----|-------------------------|-------------------|--------------------------|--------------|
| 1) | diametru echivalent:dec | = 1,60 mm; | coef.de uniformitate: u= | 1,75 |
| 2) | " | " :dec = 2,25 mm; | " | " : u = 1,12 |
| 3) | " | " :dec = 3,20 mm; | " | " : u = 1,07 |
| 4) | " | " :dec = 4,25 mm; | " | " : u = 1,08 |

b) nisip folosit la standul experimental semi industrial .

- | | | | | |
|----|--------------------------|--------------------|------------------------|--------------|
| 1) | diametru echivalent: dec | = 1,67 mm; | coef.de uniformitate : | u = 1,51 |
| 2) | " | " : dec = 2,22 mm; | " | " : u = 1,43 |

La experiențele realizate cu standul experimental de laborator s-au măsurat pierderile de sarcină și modificările calitative ale concentrației în suspensii la 5 nivele pe grosimea stratului filtrant granular și anume la 25, 45, 65, 85 și 102 cm de la suprafața nisipului, deci pentru 5 grosimi de strat filtrant în timp ce la experiențele realizate la standul uzinal, aceste măsurători s-au referit la o grosime de strat filtrant de 150 cm.

Se remarcă faptul că s-a căutat ca la experiențele cu caracter semi-industrial să se folosească condiții cât mai apropiate de cele existente la experiențele de pe standul de laborator, caracteristicile vitezei de filtrare și ale mărimii granulei materialului filtrant, fiind aproape identice.

Experiențele au constatat la standul experimental de laborator, din filtrarea spei brute din Bega, prin straturi gra-

nulare cu diametru echivalent de 1,6 ; 2,25 ; 3,2 și 4,25 mm, cu viteze de 13,5 ; 30 și 45 m/h. La standul experimental uzinal s-a filtrat apă brută din Bega cu o viteză de 30, 32 și 34 m/h, prin straturi granulare de material filtrant cu diametrul echivalent de 1,67 și 2,22 mm. În aceste cazuri apă brută din Bega nu a fost tratată cu reactivi, în schimb la experiențele realizate cu standul experimental de laborator s-au realizat și un număr de experimente cu apă tratată cu reactivi. S-a folosit ca și coagulant sulfatul de aluminiu $Al_2(SO_4)_3$, care a fost introdus odată cu apa brută, direct în filtru, sub formă de soluție, cu diverse concentrații, folosind o pompă pentru coagulant "ELMED - 304". Dozajul de coagulant a fost de 10 și 15 mg/l în funcție de turbiditatea apei brute.

În cadrul experiențelor realizate cu diferite viteze de filtrare, folosind nisip având granulații variate și cu sau fără adăugare de coagulant, s-au determinat direct la diferite nivele pe grosimea stratului filtrant, modificările pierderii de sarcină și a cantității de suspensii în efluent. Durata ciclului de filtrare urmărită a variat între 150 și 800 minute, funcție de reducerea capacității de reținere a filtrului, în stabilirea concluziilor privind parametrii determinanți ai procesului folosindu-se în special datele pentru primele 240 minute de funcționare.

Măsurătorile privind modificările calității efluentului și ale pierderii de sarcină, s-au făcut din 15 în 15 minute pentru intervalul primelor 90 minute de la începerea experienței, apoi datele s-au luat din 30 în 30 minute .-

C a p i t o l u l 6

REZULTATELE CERCETĂRILOR EXPERIMENTALE.

Se prezintă în continuare rezultatele cercetărilor experimentale realizate în laborator și pe modelul semi industrial.

6.1.- Calculul parametrului mediu al reținerii.

Din considerentele teoretice expuse în cap.2 și 3 care privesc parametrul reținerii λ , a rezultat accepția unanimă a scăderii concentrației suspensiei proporțional cu distanța parcursă prin masa stratului granular filtrant, această reducere a concentrației desfășurându-se după o lege exponențială [8,47,58,94] de forma:

$$C_x = C_0 e^{-\lambda x} \dots \dots \dots (2.8)$$

Din expresia 2.8 rezultă :

$$-\lambda = \frac{\ln \frac{C}{C_0}}{x} \text{ deci } \lambda = \frac{\ln \frac{C_0}{C}}{x} \dots \dots (6.1)$$

Aplicînd logaritmi zecimali rezultă :

$$\lambda = \frac{2,3 \log \frac{C_0}{C}}{x} \dots \dots \dots (6.2)$$

Cu această expresia s-au calculat valorile lui λ folosind rezultatele experiențelor. În timp valorile s-au calculat din 15 în 15 minute pentru primele 90 minute, iar apoi din 30 în 30 minute. Calculul s-a făcut pentru 5 valori ale lui x, corespunzînd celor 5 nivele pe grosimea filtrului de la care s-au prelevat probe pentru determinarea modificărilor în calitatea efluentului și anume $x = 25,45,65,85$ și 102 cm. Conform programului experimental propus, determinările s-au realizat pentru 3 viteze ($13,5$; 30 și 45 m/h) și 4 mărimi ale diametrului mediu echivalent al granulelor de nisip ($1,6$, $2,25$, $3,2$ și $4,25$ mm).

În cadrul experiențelor efectuate cu un nisip format din unul din tipurile de material de mai sus, pentru fiecare timp și viteză de filtrare s-a calculat o valoare medie pentru λ pe întreaga grosime a filtrului, prin media valorilor obținute pe cele 5 nivele ($x = 25,45,65,85$ și 102 cm), cu expresia 6.2.-

Din cele expuse în cap.2 și 3 rezultă faptul că valoarea parametrului reținerii λ nu ar trebui să fie dependentă de grosimea "x" a stratului filtrant. Faptul că în urma interpretării rezultatelor experimentale au apărut valori diferențiate la diferite grosimi ale stratului filtrant se explică prin aceea că folosirea

unui nisip cu granule neegale conduce la obținerea unor capacități neuniforme de reținere a suspensiilor în patul filtrant. Această situație este pusă și mai clar în evidență în urma spălării filtrului, când la partea inferioară a stratului filtrant se depun, ca urmare a sortării hidraulice, granulele de nisip cu diametru mai mare iar la partea superioară cele cu diametru mai mic. Aceasta a impus calcularea unei valori medii pentru parametrul reținerii, notată cu λ_{med} .

Valorile parametrului λ_{med} [dm^{-1}], sînt redată sintetic în tabela 6.1.

Tabela 6.1.

Viteza de filtrare, m/h.				Viteza de filtrare, m/h			
t min	13,5	30	45	t min	13,5	30	45
Nisip d = 1,6 mm				Nisip d = 3,2 mm			
15	0,0748	0,0442	0,0332	15	0,0335	0,0220	0,0153
30	0,0764	0,0486	0,0340	30	0,0366	0,0227	0,0175
45	0,0912	0,0500	0,0359	45	0,0377	0,0233	0,0211
60	0,0810	0,0465	0,0376	60	0,0416	0,0266	0,0223
75	0,0688	0,0401	0,0353	75	0,0396	0,0286	0,0219
90	0,0628	0,0426	0,0321	90	0,0360	0,0245	0,0210
120	0,0525	0,0352	0,0243	120	0,0321	0,0203	0,0155
150	0,0373	0,0310	0,0222	150	0,0273	0,0171	0,0144
180	0,0344	0,0273	0,0171	180	0,0210	0,0144	0,0107
210	0,0312	0,0223	-	210	0,0176	0,0124	0,0107
240	0,0272	0,0170	-	240	0,0132	0,0091	0,0072
NISIP d = 2,25 mm				NISIP d = 4,25 mm			
15	0,0600	0,0375	0,0217	15	0,0262	0,0141	-
30	0,0670	0,0405	0,0271	30	0,0273	0,0153	-
45	0,0782	0,0413	0,0300	45	0,0295	0,0158	-
60	0,0723	0,0451	0,0323	60	0,0301	0,0160	-
75	0,0655	0,0421	0,0262	75	0,0249	0,0143	-
90	0,0595	0,0371	0,0225	90	0,0240	0,0126	-
120	0,0478	0,0342	0,0204	120	0,0157	0,0102	-
150	0,0360	0,0289	0,0173	150	0,0179	0,0091	-
180	0,0300	0,0222	0,0104	180	0,0135	0,0070	-
210	0,0273	0,0201	-	210	0,0108	0,0062	-
240	0,0226	0,0143	-	240	0,0101	0,0052	-

Exprimarea grafică a variației valorilor medii ale parametrului reținerii λ_{med} în raport cu timpul, pe baza datelor din tabele 6.1, este redată în fig. 6.1, 6.2, 6.3, și 6.4.-

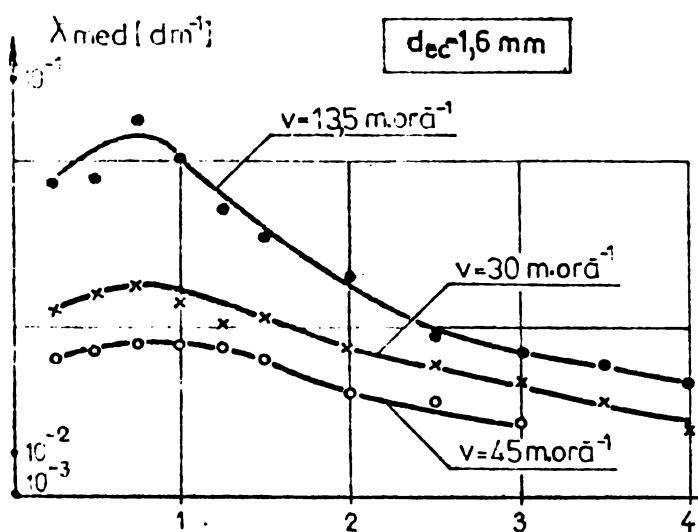


Fig. 6.1.

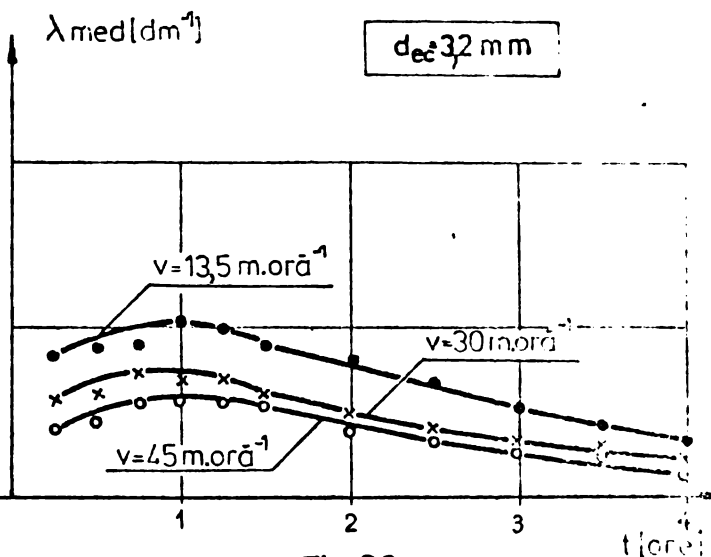


Fig. 6.3

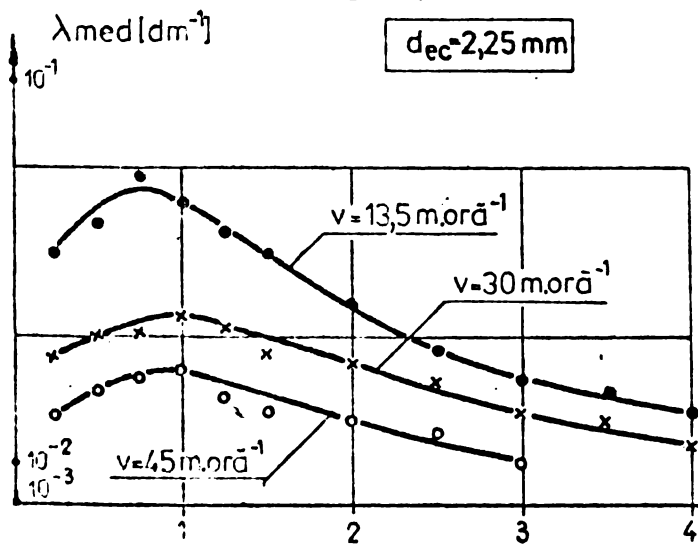


Fig. 6.2

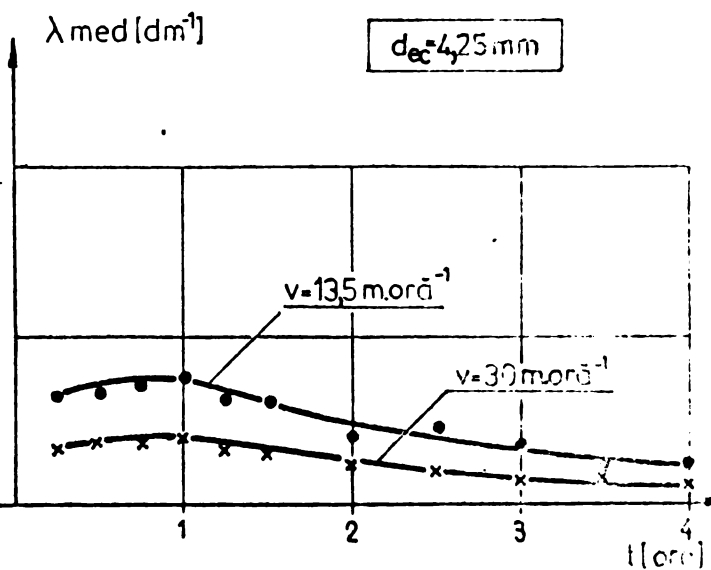


Fig. 6.4

Rezultă evident că în raport cu timpul valoarea medie a parametrului reținerii crește la începutul ciclului de filtrare și apoi valorile să scadă, confirmându-se astfel unele concluzii din domeniul filtrării rapide /41,47/.

Mai rezultă de asemenea faptul că valorile medii ale parametrului reținerii sînt puternic influențate de viteza de filtrare, între aceste valori existînd o proporționalitate inversă, creșterea vitezei de filtrare conducînd la scăderea valorilor parametrului reținerii. O influență notabilă o aduce și mărimea granulilor materialului filtrant, parametrul reținerii scăzînd odată cu creșterea mărimii granulelor materialului filtrant, deci și între aceste valori existînd o proporționalitate inversă /41,47/.

Rezultatele experimentale confirmă astfel că caracteristicile parametrului λ și dependența sa de viteza de filtrare, de mărimea granulelor materialului filtrant și de timp. Deși valoarea medie a parametrului

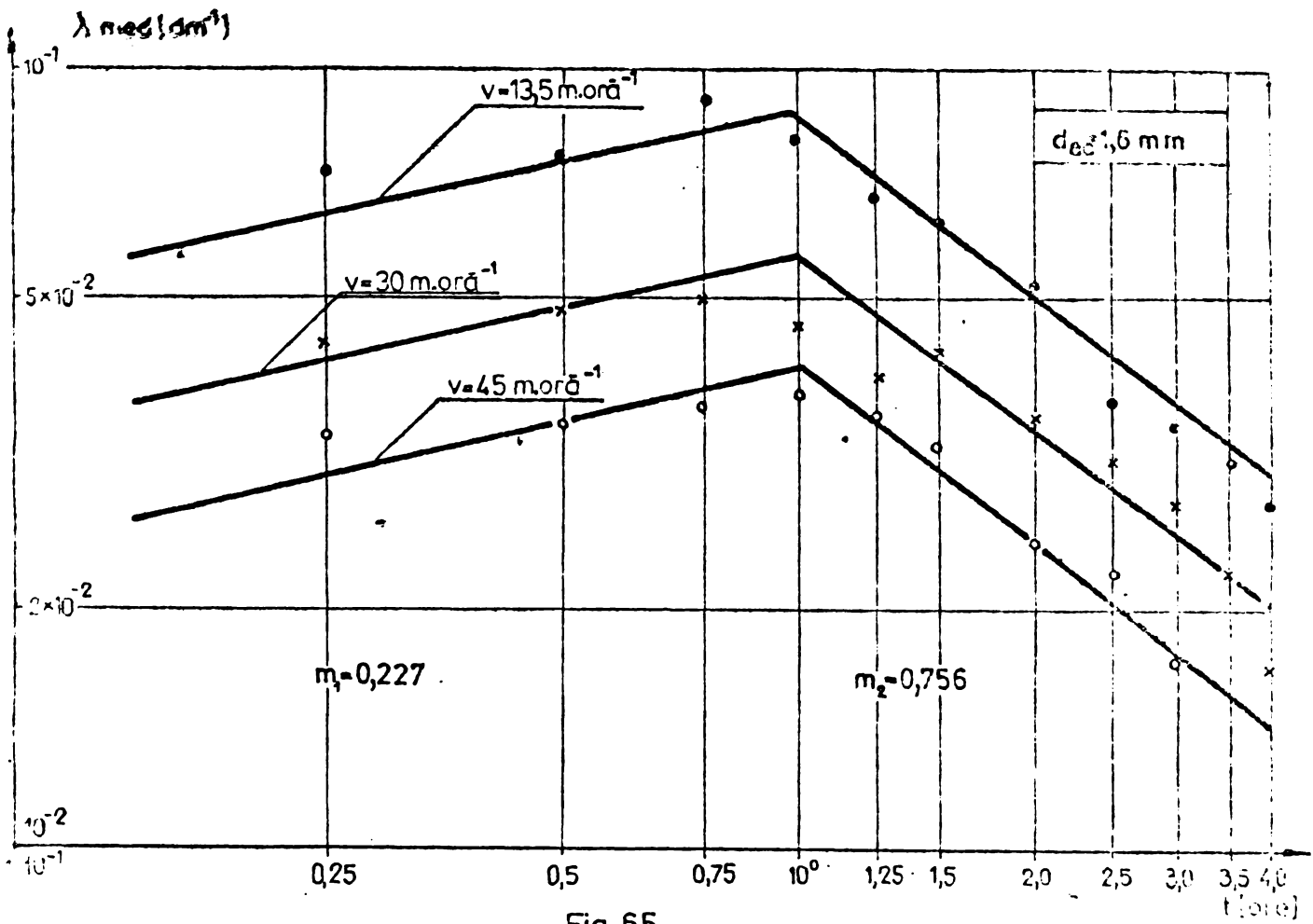


Fig. 6.5

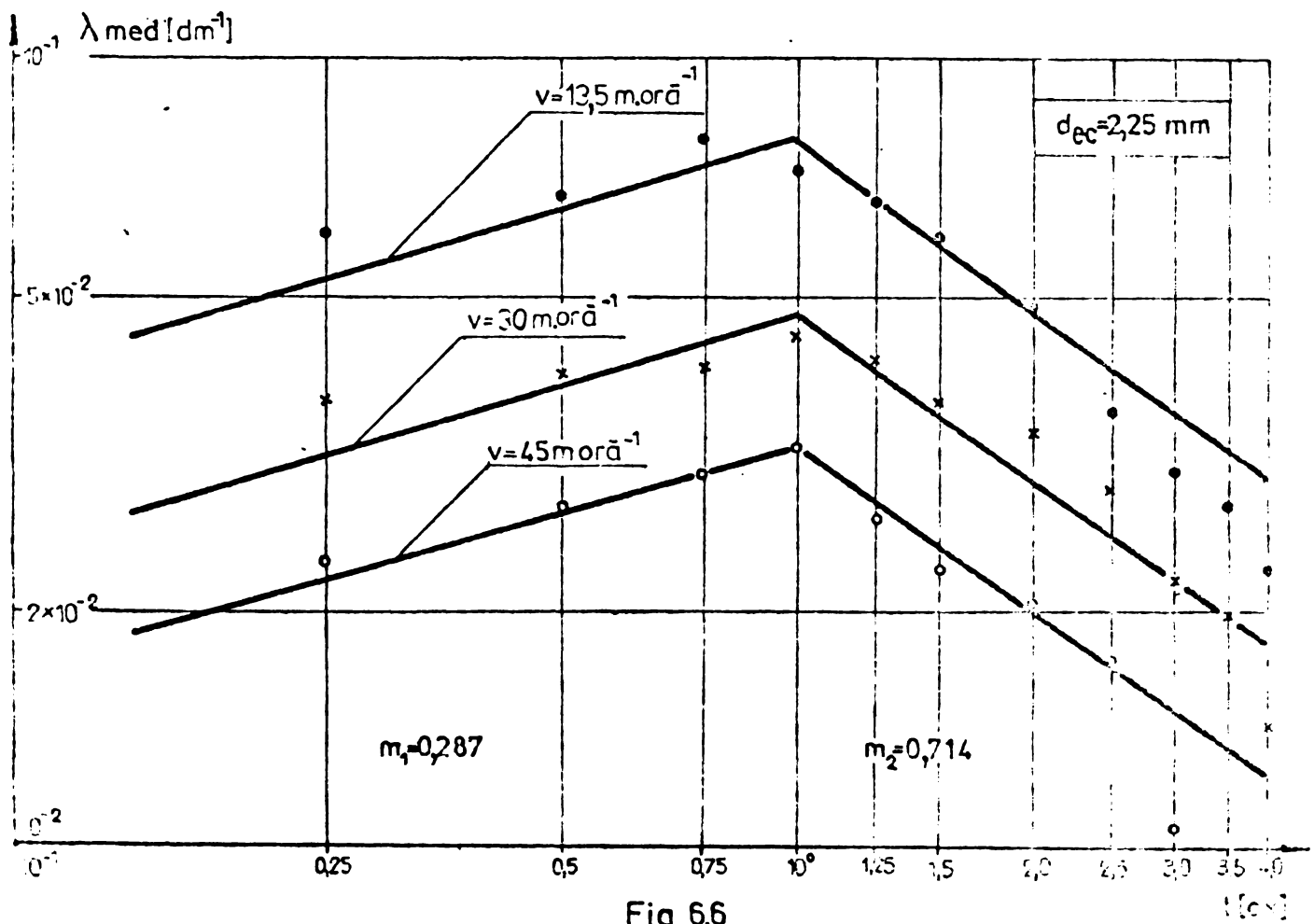


Fig. 6.6

reținerii este influențată și de alți factori (vîscozitatea și temperatura apei, dimensiunea particulelor solide din suspensie etc) conform celor expuse detaliat în paragraful 3.2.1, se apreciază ca determinante, dependența de timp, influența adusă de mărimea vitezei de filtrare și cea a diametrului mediu echivalent al granulelor stratului filtrant, influența celorlalți factori nefiind exprimată explicit, conform relațiilor 2.15 și 3.1.-

Reprezentînd grafic, în scară dublu logaritmică, valorile medii ale parametrului reținerii λ_{med} în funcție de timp rezultă ordonarea punctelor aproximativ după drepte, care au coeficienți unghiulari distincti pentru intervalul de la începerea filtrării pînă la cca una oră și pentru timpi mai mari de una oră. Au fost notați cu m_1 coeficienții unghiulari pentru $0 < t < 1$ oră și cu m_2 pentru $t > 1$ oră, după cum rezultă din fig. 6.5 - 6.6 . La intersecția cu axa ordonatelor rezultă valorile parametrului mediu inițial al reținerii $\lambda_{0 med}$.

Rezultă următoarele valori pentru m_1 și m_2 , care se redau în tabelul 6.2. Calculînd media valorilor rezultă că $m_1 = 0,271$ iar $m_2 = 0,707$. Se acceptă în continuare următoarele valori apropiate :

$$m_1 = 0,333 \approx \frac{1}{3} \quad \text{iar} \quad m_2 = - 0,667 \approx - \frac{2}{3}$$

Tabela 6.2

	diametrul mm			
	1,6	2,25	3,2	4,25
m_1	0,227	0,287	0,357	0,208
m_2	0,756	0,714	0,586	0,780

6.1.1.- Exprimarea parametrului mediu inițial al reținerii în filtrarea ultrarapidă.

Din reprezentarea grafică " $\lambda_{med} - t$ " folosind $m_1 = \frac{1}{3}$ și $m_2 = \frac{2}{3}$, rezultă că pentru $t=0$, adică la începerea procesului de filtrare, parametrul reținerii λ_{med} are o valoare distinctă, diferită de zero, valoare care se notează cu $\lambda_{0 med}$ și se definește ca și parametrul mediu inițial al reținerii. Se exprimă valoarea acestui parametru ca și o funcție de viteza de filtrare și mărimea granulelor materialului filtrant $/\log_{121} /$

$$\lambda_{0 med} = f(v,d) \quad \text{adică} \quad \lambda_{0 med} = K.v.^z d^w. \dots (6.3)$$

Aplicînd logaritmi :

$$\lambda_{0 med} = \lg K + z \lg v + w \lg d \dots (6.4)$$

Dacă : $d = \text{constant} \dots \lg \lambda_{0 med} = \lg K_1 + z \lg v \dots (6.5)$

$v = \text{constant} \dots \lg \lambda_{0 med} = \lg K_2 + w \lg d \dots (6.6)$

Expresiile 6.5 și 6.6 reprezintă de fapt ecuațiile unor drepte în care z și w sînt coeficienții unghiulari .

Valorile ce rezultă pentru parametrul mediu inițial al reținerii $\lambda_0 \text{ med}$, sînt redată în tabelul 6.3

Tabela 6.3

d mm	Viteza de filtrare, m/h.		
	13,5	30	45
1,6	0,040	0,025	0,020
2,25	0,036	0,023	0,015
3,2	0,021	0,013	0,010
4,25	0,0145	0,0085	-

Pentru a determina legea de variație a parametrului mediu inițial al reținerii $\lambda_0 \text{ med}$, în funcție de viteza de filtrare și de mărimea diametrului mediu echivalent al granulelor materialului filtrant, se reprezintă

grafic, în scara dublu logaritmică, ecuațiile 6.5 și 6.6

Din reprezentarea grafică rezultă coeficienții unghiulari z și w , fig. 6.7 și 6.8.-

$$\text{Rezultă : } z = -\frac{2}{3} = 0,67 \cong 0,7$$

$$\text{iar } w = -\frac{4}{3} = -1,33 \cong 1,4$$

Introducînd aceste valori în relația 6.3, rezultă exprimarea teoretică a parametrului mediu inițial al reținerii :

$$\lambda_0 \text{ med} = K \cdot v^{-2/3} \cdot d^{-4/3} \dots \dots \dots (3.2)$$

în care :

$\lambda_0 \text{ med}$ = parametrul inițial al filtrării [L^{-1}]

K = constantă experimentală [$L.T^{-2/3}$]

v = viteza de filtrare [$L.T^{-1}$]

d = diametrul mediu echivalent al granulelor materialului filtrant [L]

6.1.2.- Exprimarea parametrului mediu al reținerii.

Prin explicitarea parametrului mediu inițial al reținerii $\lambda_0 \text{ med}$ în funcție de viteza de filtrare și de mărimea diametrului mediu echivalent al granulelor materialului filtrant (expresia 3.2), se poate da o formă mai simplă expresiei 2.15 și anume :

$$\lambda = \lambda_0 f(t) \text{ adică } \lambda = \lambda_0 t^m \dots \dots \dots (6.7)$$

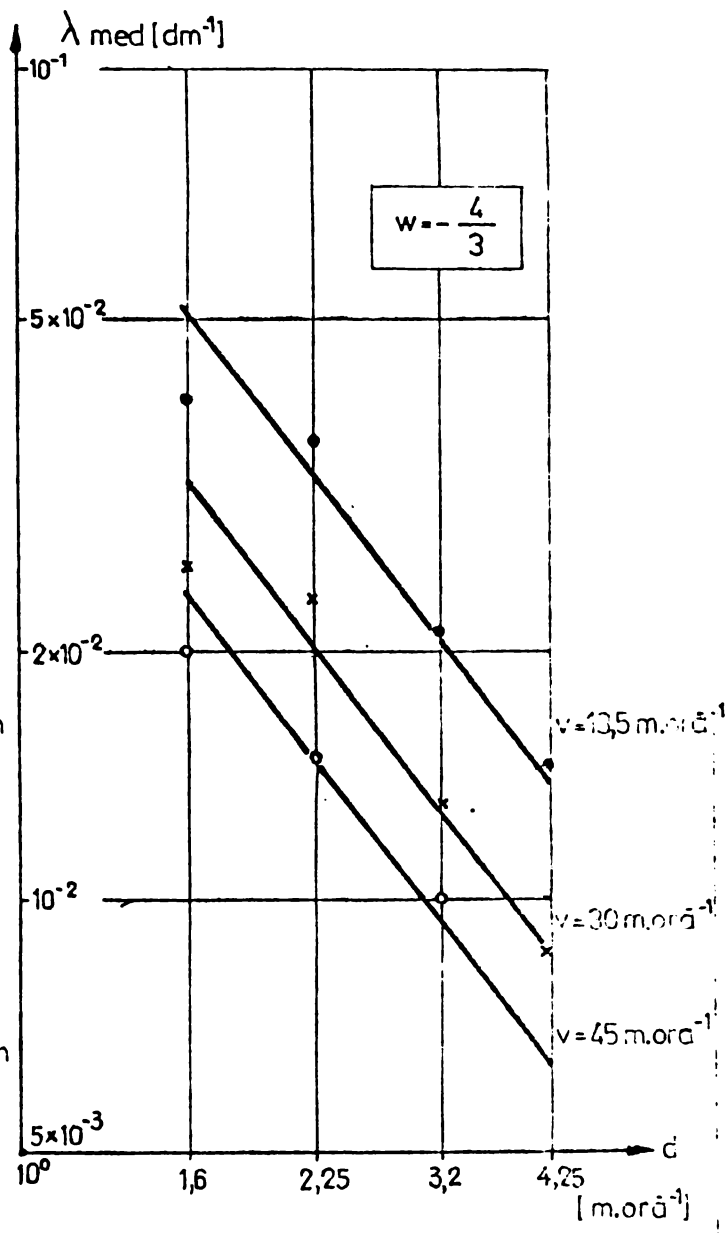
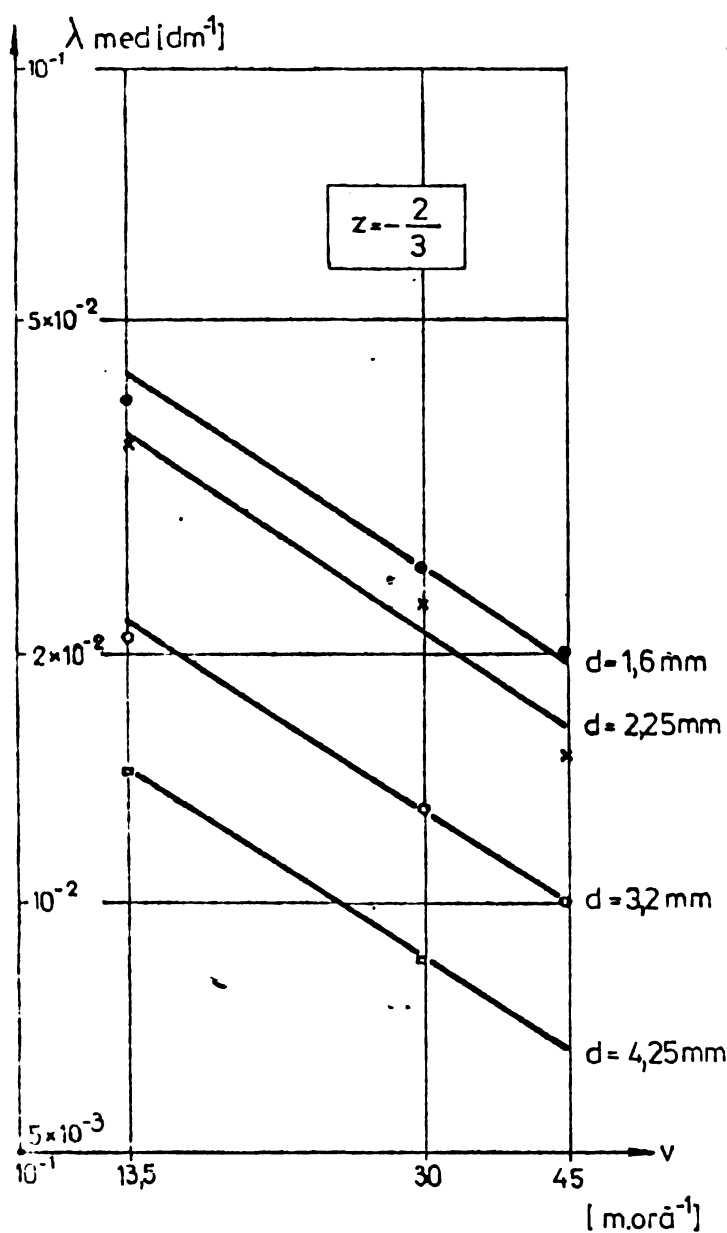
în care :

$\lambda_0 \text{ med}$ = parametrul mediu inițial reținerii [dm^{-1}]

t = durata timpului scurs de la începerea ciclului de filtrare [ore]

m = coeficient adimensional (tabela 6.2)

Cercetările efectuate în domeniul filtrării rapide au relevat faptul că parametrul reținerii λ crește ca și valoare în



perioada inițială a ciclului de filtrare de la valoarea $\lambda = \lambda_0$ la $\lambda = \lambda_{max}$, ca apoi să scadă, tinzînd spre zero odată cu terminarea ciclului de filtrare, de la valoarea $\lambda = \lambda_{max}$ la $\lambda = 0$ /45, 57, 51, 42, 95, 105 /. Ca atare, din acest punct de vedere există două perioade distincte pentru variația " $\lambda - t$ ", prima în care valorile lui λ cresc și a doua în care acestea scad. Fenomenul se confirmă și în domeniul filtrării ultrarapide (tabcla 6.1), astfel că rezultă pentru coeficientul m , două valori, una pentru perioada inițială de filtrare în care valorile medii ale parametrului reținerii λ_{med} cresc, coeficientul m devenind $m = m_1$ și o altă valoare $m = m_2$ pentru perioada în care valorile medii ale parametrului reținerii λ_{med} scad. Ca rezultat valorile coeficienților m_1 și m_2 , acordîndu-se cu :

- pentru perioada inițială de filtrare $m = m_1 = \frac{1}{2}$

- pentru restul ciclului de filtrare $m = m_2 = - \frac{2}{3}$

Rezultatele experimentelor au arătat că perioada în care valorile medii ale parametrului reținerii λ_{med} cresc, se întinde pe o durată de cca 60 - 90 minute, acceptându-se în continuare această durată egală cu 1 oră, deci pentru $t_1 < 1$ oră $m = m_1 = 1/3$ iar pentru $t_2 > 1$ oră, $m = m_2 = - 2/3$, expresia 6.7 devenind :

$$0 < t_1 < 1 \text{ oră} \dots \lambda_{med} = \lambda_{o\ med} \cdot t_1^{1/3} \dots (6.8)$$

$$t_2 > 1 \text{ oră} \dots \lambda_{med} = \lambda_{o\ med} \cdot t_2^{-2/3} \dots (6.9)$$

Se remarcă însă faptul că expresiile 6.8 și 6.9 nu sînt omogene din punct de vedere dimensional și nici nu respectă condițiile de margine; pentru că în cazul în care $t = 0$ nu se respectă condiția ca $\lambda_{med} = \lambda_{o\ med}$ și nici cînd $t = 1$ nu rezultă $\lambda_{med} = \lambda_{max}$.

Se necesită din această cauză exprimarea sub altă formă a acestor relații, inclusiv introducerea unor constante în vederea respectării omogenității dimensionale, astfel ca relațiile să respecte condițiile de margine. În acest sens se propun următoarele formulări care îndeplinesc aceste deziderate :

- pentru intervalul $0 < t_1 < 1$ oră : $\lambda_{med} = \lambda_{o\ med} [1 + (at_1)^{1/3}]$ (6.10)

- pentru intervalul $t_2 > 1$ oră : $\lambda_{med} = \lambda_{max} \{1 - [b(t_2 - 1)]^{2/3}\}$ (6.11)

în care :

λ_{med} = parametrul mediu al reținerii [dm^{-1}]

$\lambda_{o\ med}$ = parametrul mediu inițial a reținerii [dm^{-1}], conform relației 3.2.-

t = durata în timp a ciclului de filtrare, [ore]

a = constantă [ore⁻¹]

b = constantă [ore⁻¹]

λ_{max} = valoarea maximă a parametrului mediu al reținerii

pentru $t_1 = 1$ oră : $\lambda_{max} = \lambda_{o\ med} [1 + (t_1 \cdot a)^{1/3}]$ (6.12)

Expresiile 6.10 și 6.11 sînt omogene din punct de vedere dimensional și respectă condițiile de margine căci :

- în expresia 6.10 : $t_1 = 0 \dots \lambda_{med} = \lambda_{o\ med}$

$t_1 = 1 \text{ oră} \dots \lambda_{med} = \lambda_{max}$

- în expresia 6.11 : $t_2 = 1 \text{ oră} \dots \lambda_{med} = \lambda_{max}$

$t_2 > 1 \text{ oră} \dots \lambda_{med}$ scade, tinzînd spre

zero.

Calculul constantelor a și b din expresiile 6.10 și 6.11 se poate face grafic și analitic .

$$S\text{-au determinat : } a = 2,515 \text{ [ore}^{-1}\text{]}$$

$$b = 0,1154 \text{ [ore}^{-1}\text{]}$$

După determinarea constantelor " a " și " b " se calculează teoretic valorile parametrului mediu al reținerii λ_{med} , ca și funcție de timp, cu relațiile 6.10 și 6.11. Aceste valori sînt redate în tabelul 6.4.-

Tabela 6.4.

t ore	Viteza de filtrare m/h			Viteza de filtrare			
	13,5	30	45	13,5	30	45	
NISIP d = 1,6 mm				NISIP d = 3,2 mm			
0,25	0,06909	0,04318	0,03455	0,25	0,03627	0,02245	0,01727
0,50	0,07665	0,04791	0,03832	0,50	0,04024	0,02491	0,01916
0,75	0,08196	0,05122	0,04098	0,75	0,04303	0,02664	0,02049
1	0,08618	0,05386	0,04309	1	0,04524	0,02801	0,02154
1,25	0,07353	0,04595	0,03676	1,25	0,03860	0,02390	0,01838
1,5	0,06609	0,04131	0,03305	1,5	0,03469	0,02148	0,01652
2	0,05429	0,03393	0,02715	2	0,02850	0,01765	0,01357
2,5	0,04441	0,02775	0,02220	2,5	0,02331	0,01443	0,01110
3	0,03558	0,02223	0,01779	3	0,01868	0,01156	0,00889
3,5	0,02745	0,01715	0,01372	3,5	0,01441	0,00892	0,00686
4	0,01986	0,01241	0,00993	4	0,01042	0,00645	0,00496
NISIP d = 2,25 mm				NISIP d = 4,25 mm			
0,25	0,06218	0,03973	0,02591	0,25	0,02505	0,01468	-
0,50	0,06898	0,04407	0,02874	0,5	0,02778	0,01629	-
0,75	0,07376	0,04712	0,03073	0,75	0,02971	0,01742	-
1	0,07756	0,04955	0,03232	1	0,03124	0,01831	-
1,25	0,06617	0,04228	0,02758	1,25	0,02665	0,01562	-
1,5	0,05948	0,03799	0,02479	1,5	0,02396	0,01404	-
2	0,04886	0,03122	0,02036	2	0,01968	0,01154	-
2,5	0,03997	0,02553	0,01665	2,5	0,01610	0,00944	-
3	0,03202	0,02045	0,01334	3	0,01290	0,00756	-
3,5	0,02470	0,01578	0,01029	3,5	0,00995	0,00583	-
4	0,01787	0,01142	0,00745	4	0,00720	0,00422	-

Se reprezintă grafic în fig. 6.9 - 6.12 la scară obișnuită, variația parametrului mediu al reținerii λ_{med} în funcție de timp, comparîndu-se valorile rezultate pe cale experimentală cu cele calculate teoretic, prin relațiile 6.10 și 6.11. Se redau cu

linie plină rezultatele determinate experimental iar cu linie punctată valorile determinate pe cale teoretică.

Se constată valorile apropiate de datele experimentale pe care le furnizează expresiile teoretice 6.10 și 6.11, exprimarea teoretică zugrăvind fidel rezultatele experiențelor practice. Relația 6.10, care redă variația în timp a parametrului reținerii în perioada inițială de filtrare, este identică cu cea propusă pentru filtrarea rapidă de cercetătorul Mirel /105/, confirmând deci și pe această cale, asemănarea procesului de reținere din filtrarea ultrarapidă cu cel din filtrarea rapidă, precum și unele cercetări anterioare / 120,121,122 /.

Rezultatele experimentale de laborator au confirmat relațiile teoretice date pentru exprimarea variației parametrului λ med în funcție de timp (relațiile 6.10 și 6.11), precum și formularea teoretică avansată pentru exprimarea dependenței parametrului mediu inițial al reținerii λ_0 med în funcție de viteza de filtrare și de mărimea diametrului mediu echivalent al granulelor materialului filtrant (relația 3.2)

Aceste relații oferă valori foarte apropiate de cele determinate cu ajutorul rezultatelor experimentale pentru valorile medii ale parametrului reținerii λ med și ale parametrului inițial al filtrării λ_0 med.

6.1.3.- Influența adausului de coagulant.

S-au realizat și experiențe folosind apa din Bega la care s-au adăugat doze de coagulant (sulfat de aluminiu) după cum rezultă din tabela 6.5.

Tabela 6.5.

Nisip dec [mm]	Viteza de filtrare [m.ora ⁻¹]	Concentrația medie în suspensii a apei brute Co [mg. dm ⁻³]	Adaus Al (SO ₄) ₃ [mg. dm ⁻³]
2,25	13,5	40	10
	30	48	10
4,25	13,5	132,5	15
	30	130	15

S-au calculat valorile pentru parametrul mediu al reținerii λ med, cu ajutorul relației 6.2, rezultatele fiind trecute în tabela 6.6. Reprezentarea grafică a acestor date, care reflectă variația parametrului mediu al reținerii în funcție de timp este relatată în fig. 6.13 și 6.14, evidențiindu-se comparativ și valorile din

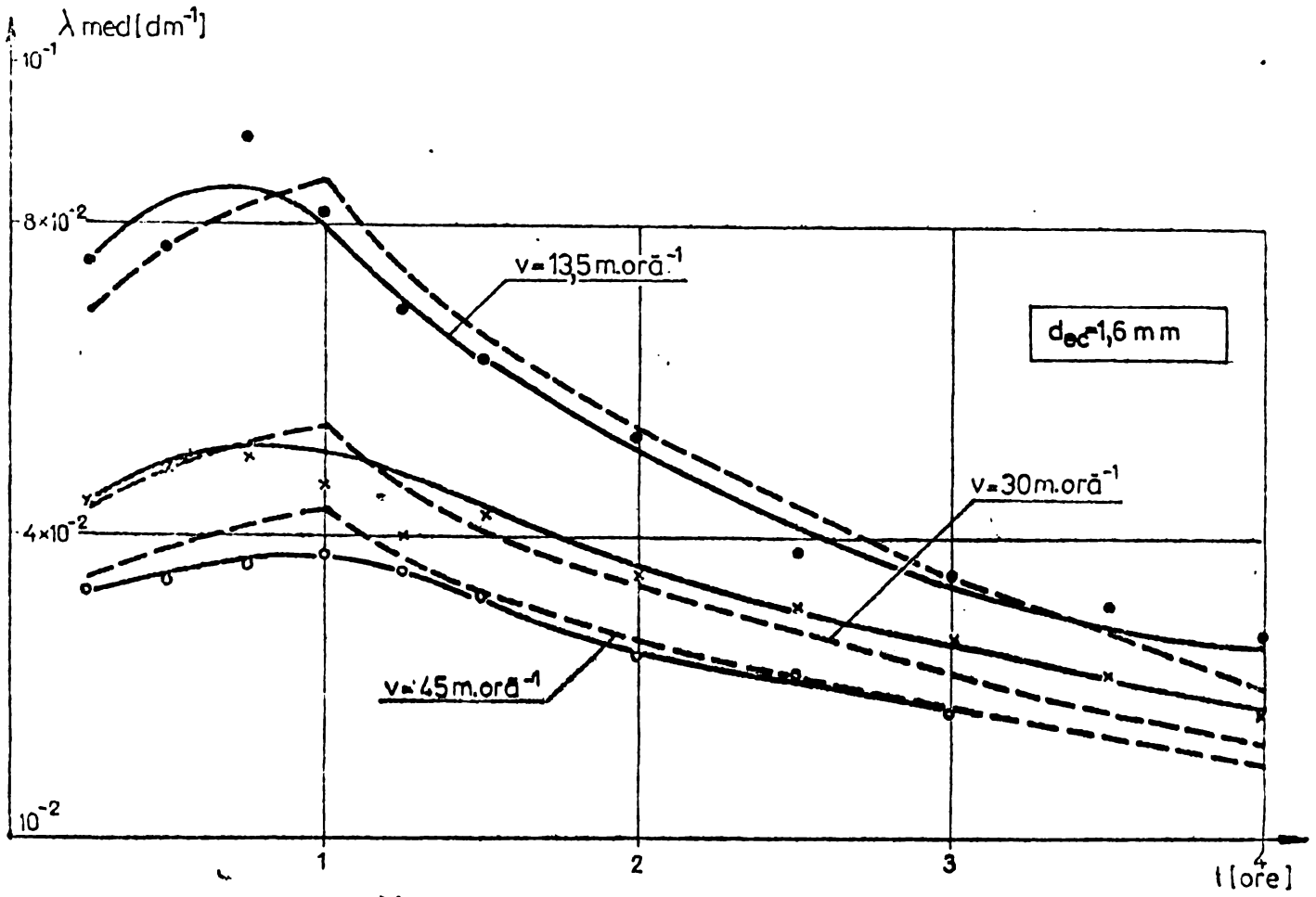


Fig. 6.9

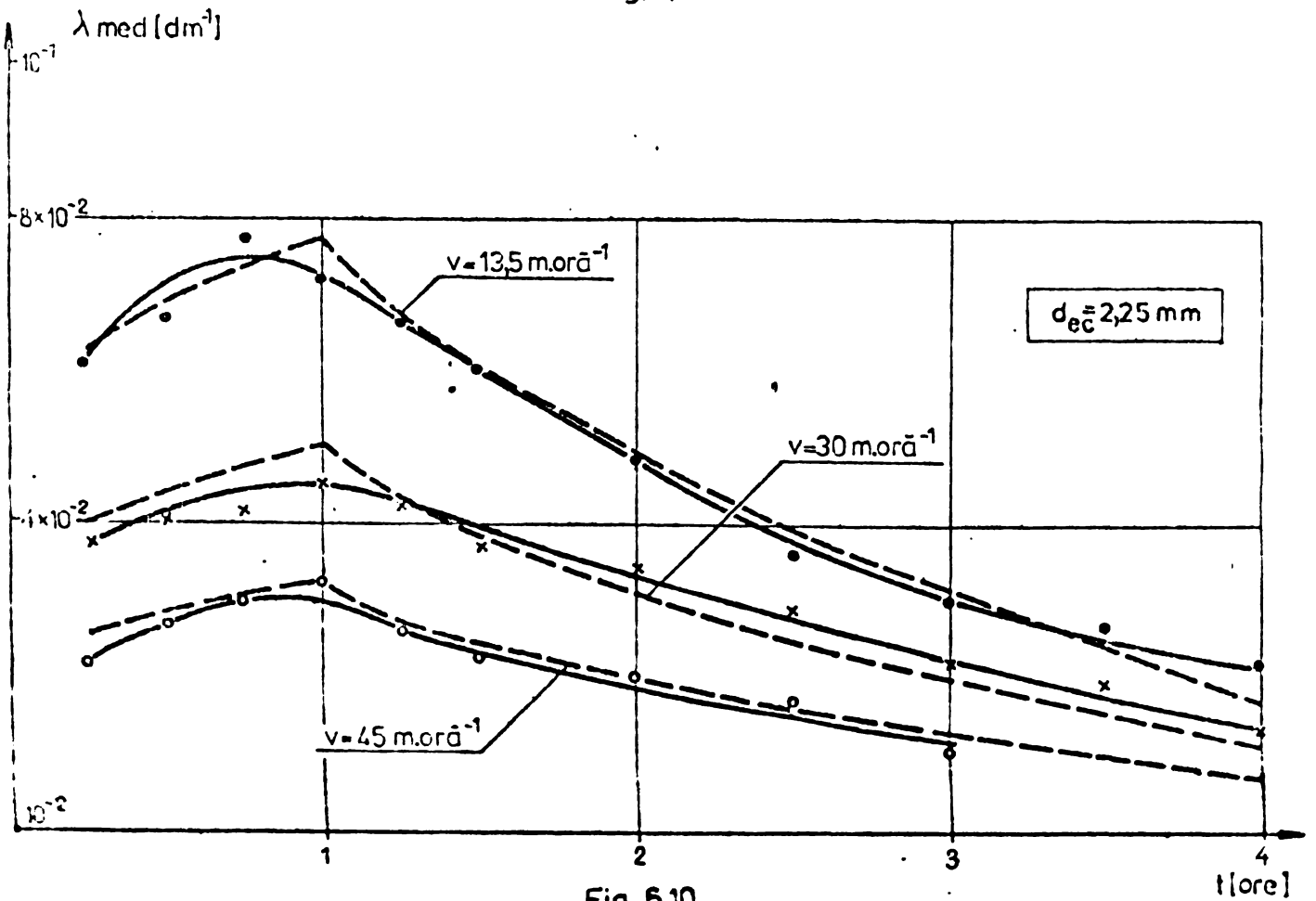


Fig. 6.10

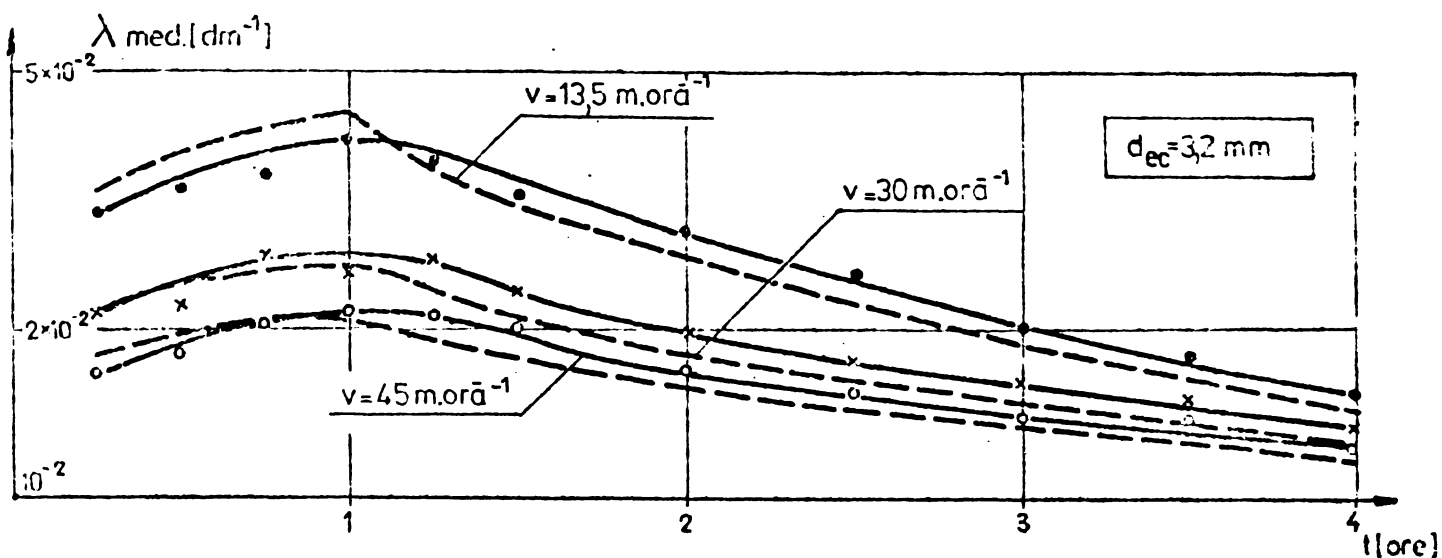


Fig. 6.11

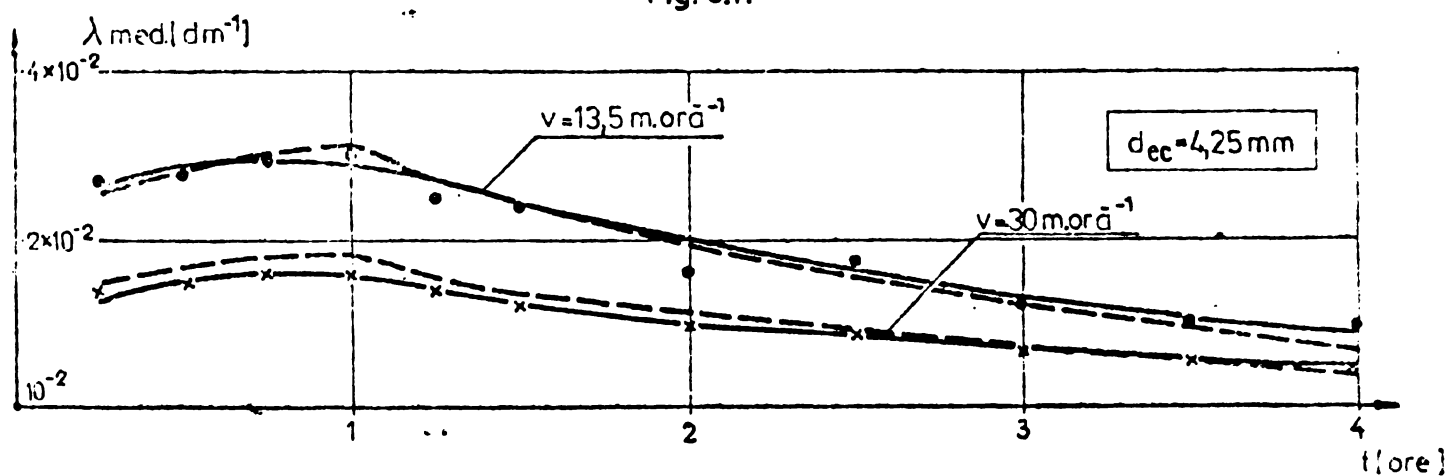


Fig. 6.12

cazul filtrării fără adăug de coagulanți.

Tabela 6.6

t min.	d = 2,25 mm		d = 4,25 mm	
	v = 13,5 m/h	v = 30 m/h	v = 13,5 m/h	v = 30 m/h
15	0,1588	0,0507	0,0374	0,0151
30	0,1219	0,0564	0,0374	0,0115
45	0,0907	0,0571	0,0343	0,0115
60	0,0590	0,0551	0,0448	0,0237
90	0,0718	0,0421	0,0343	0,0146
120	0,0615	0,0378	0,0243	0,0120
150	0,0425	0,0291	0,0219	-
210	0,0316	0,0258	0,0182	-
270	0,0216	0,0165	-	-

Rezultatele încercărilor efectuate arată că influența adăugării de coagulant asupra parametrului mediu al regenerării λ_{med} , se constată în următoarele direcții :

- Valorile prezintă diferențe mari doar în intervalul de una, două ore de la începerea filtrării, în restul ciclului rezultatele avînd valori apropiate, rezultînd astfel că influența adausului de coagulant asupra valorilor medii ale parametrului reținerii, este notabilă numai în prima parte a ciclului de filtrare (cca 1 - 2 ore).

- În perioada inițială de filtrare, influența adausului de coagulant asupra parametrului mediu al reținerii se manifestă prin creșterea valorii acestuia în proporție de 100 - 200 % (practic valorile crescînd de două pînă la trei ori).

- Spre deosebire de cazul filtrării fără adaus de coagulant în care valorile medii ale parametrului reținerii λ_{med} cresc în perioada inițială de filtrare (cca 1 oră) ca apoi să se scadă tinzînd spre zero, adausul de coagulant schimbă această variație a parametrului mediu al reținerii, ale cărei valori scad permanent în timp.

- Deci, din punctul de vedere al parametrului mediu al reținerii, adausul de coagulant influențează remarcabil acest parametru numai în perioada inițială de filtrare (cca 1-2 ore), în restul ciclului de filtrare efectele acestei influențe diminuează mult.

Pentru verificarea modului în care adausul de coagulant influențează relațiile teoretice avansate pentru exprimarea parametrilor λ_{med} și $\lambda_{o med}$ în funcție de timp, viteza de filtrare și de diametrul mediu echivalent al granulelor materialului filtrant (relațiile 6.10, 6.11, 3.2), s-a uzat de calea folosită în cazul filtrării fără adaus de coagulant, și s-au reprezentat grafic în scară dublu logaritmică, valorile din tabela 6.6, rezultînd coeficienții unghiulari m_1 și m_2 iar funcție de acestia s-au determinat valorile pentru parametrul mediu inițial al filtrării $\lambda_{o med}$, redacte în tabela 6.7.

A rezultat pentru $t > 1$ oră, coeficientul $m_2 = - 2/3$, identic ca și în filtrarea fără coagulant, în schimb influența coagulantului s-a manifestat în perioada inițială ($0 < t < 1$ oră) rezultînd coeficientul $m_1 = - 1/2$ spre deosebire de cazul filtrării fără adaus de coagulant în care rezultase $m_1 = 1/3$, evidențindu-se deci tendința de scădere permanentă a valorii parametrului mediu al reținerii λ_{med} de-a lungul întregului proces de filtrare.

Din reprezentarea grafică în scară dublu logaritmică a valorilor medii pentru parametrul inițial al reținerii $\lambda_{o med}$ în funcție de viteza de filtrare și diametrul mediu echivalent al

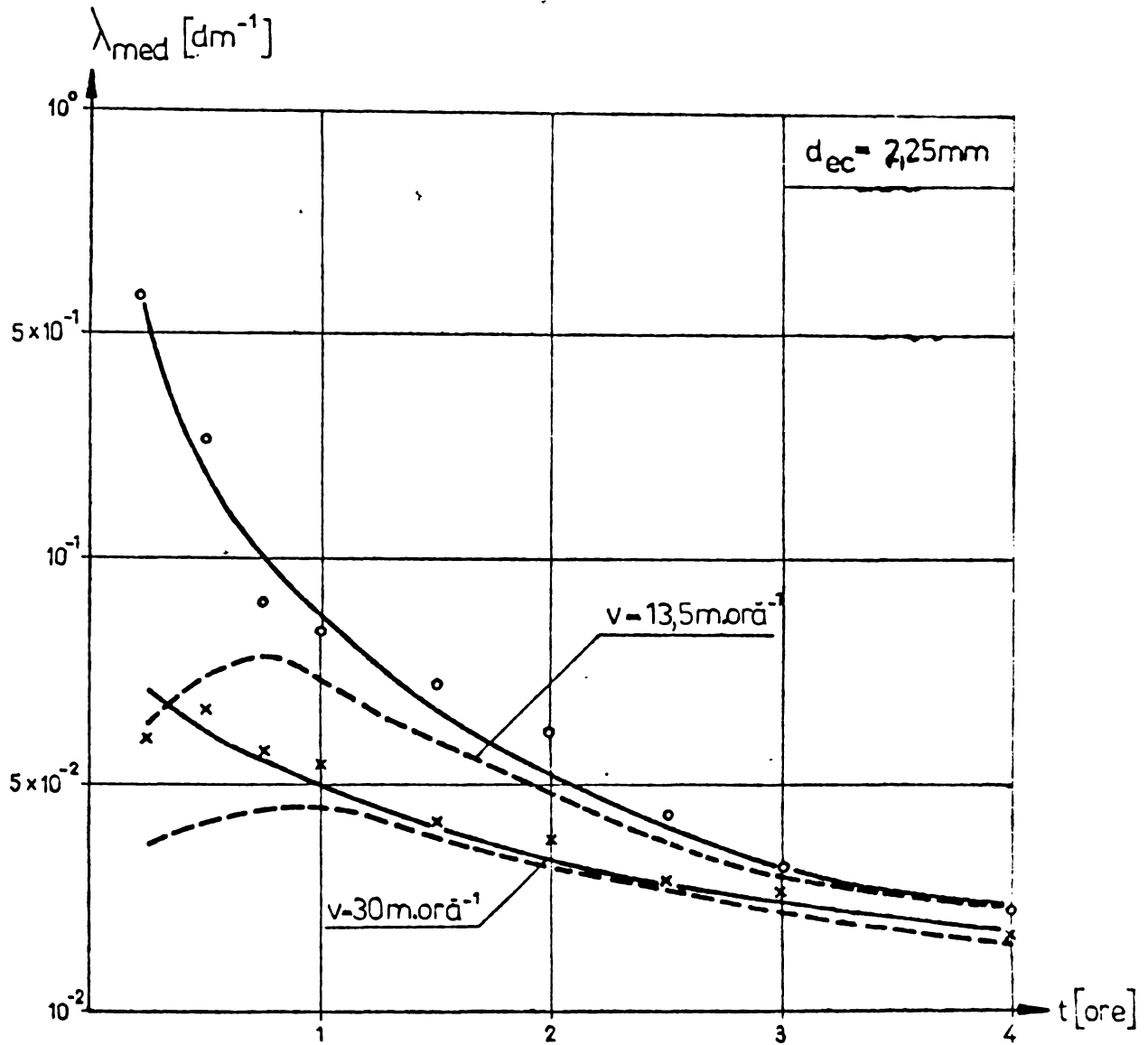


Fig. 6.13

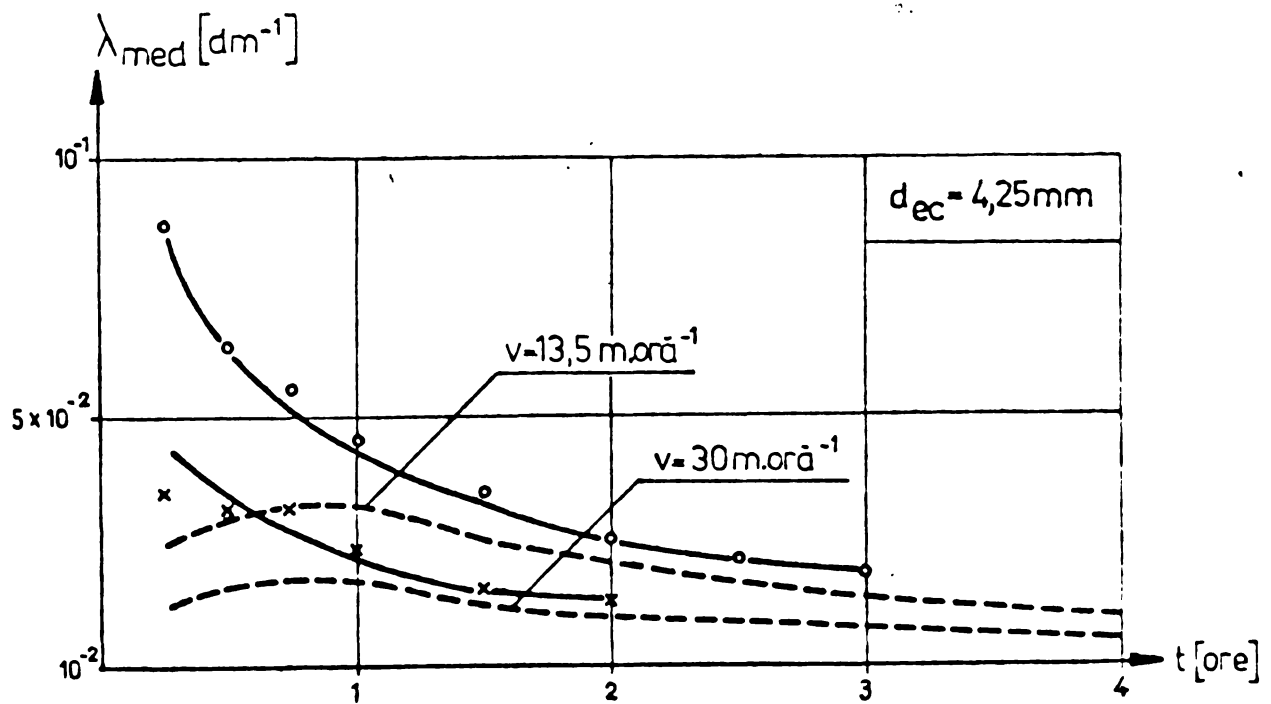


Fig. 6.14

Tabela 6.7

d, mm	Viteza de filtrare m.oră ⁻¹	
	13,5	30
2,25	0,27	0,17
4,25	0,13	0,075

cu rezultatele din filtrarea fără adăus de coagulant, confirmându-se deci relația 3.2, sub raportul proporției în care diametrul echivalent al granulelor materialului filtrant și viteza de filtrare, influențează parametrul inițial al reținerii.

granulelor materialului filtrant (fig. 6.15 și 6.16), se verifică coeficientii z și w din relația 3.2. De asemenea, că $z = -\frac{2}{3}$ și $w = -\frac{4}{3}$, în concordanță

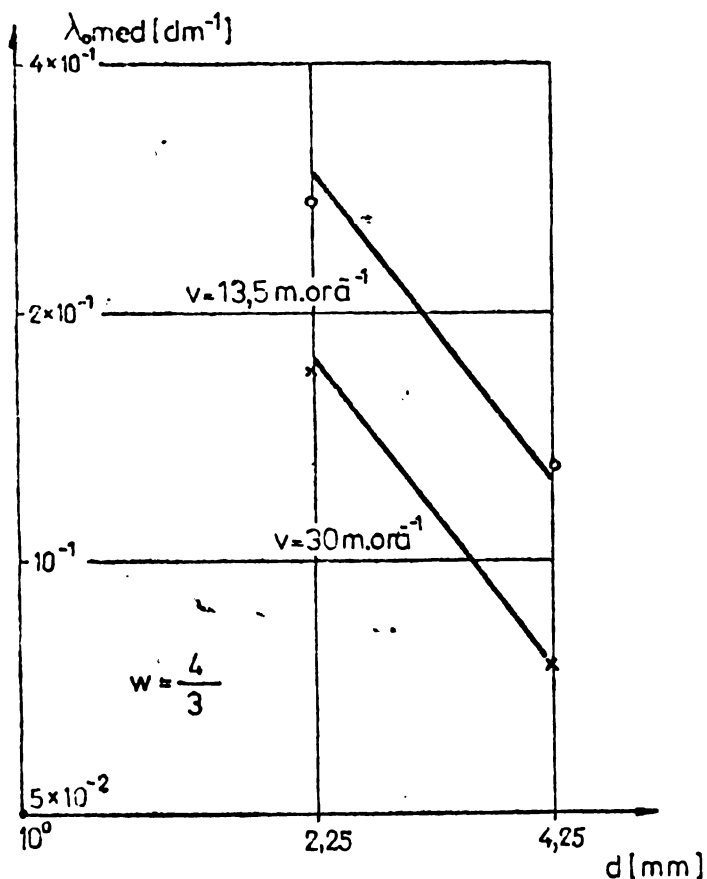


Fig. 6.15

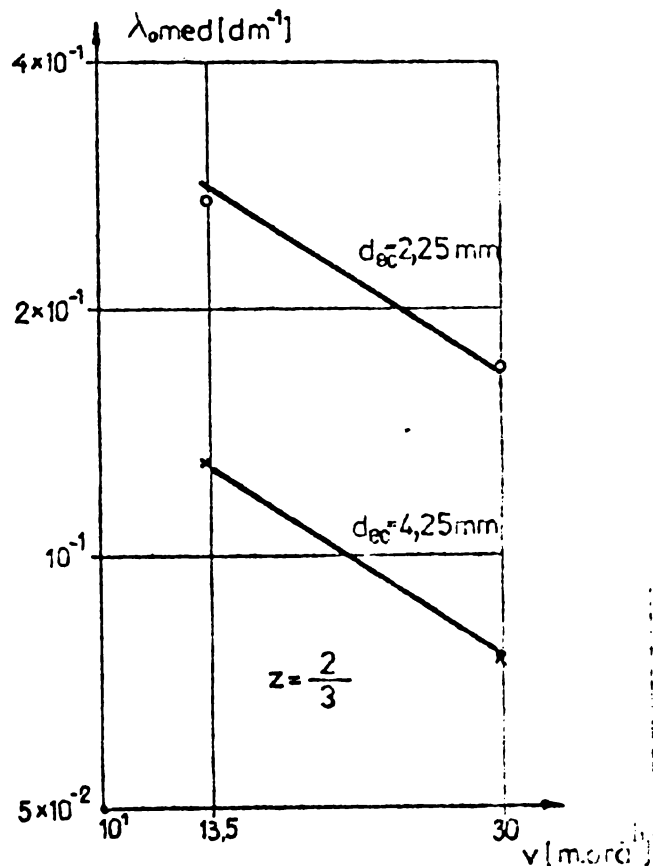


Fig. 6.16

În ce privește exprimarea teoretică a funcției $\lambda_{med} = f(t)$, pentru perioada $t_2 > 1$ oră, se propune aceeași formulă ca și în filtrarea fără adăus de coagulant adică relația 6.2 înlocuind valoarea λ_{max} cu λ_1 , adică valoarea parametrului de reținerii pentru timpul $t = 1$ oră, propunere care reflectă faptul că în perioada $t_2 > 1$ oră, influența adăusului de coagulant asupra parametrului mediu al reținerii este aproape neglijabilă.

$$\lambda_{med} = \lambda_1 \left\{ 1 - [b(t_2 - 1)]^{2/3} \right\} \quad \dots (6.13)$$

- în care :
- λ_{med} = parametrul mediu al reținerii [dm⁻¹]
 - λ_1 = parametrul mediu al reținerii pentru $t = 1$ oră
 - t = timpul de filtrare [ore]
 - b = constantă [ore⁻¹]

Pentru $0 < t_1 < 1$ oră se propune exprimarea :

$$\lambda_{med} = \lambda_{o med} [1 - (at_1)^{1/2}] \dots \dots \dots (6.14)$$

în care : λ_{med} = parametrul mediu al reținerii [dm^{-1}]
 $\lambda_{o med}$ = parametrul mediu inițial al reținerii [dm^{-1}]
 t = timpul de filtrare ore
 a = constantă [ore^{-1}]

Relațiile 6.13 și 6.14 sînt omogene dimensional și respectă condițiile de margine căci :

- în expresia 6.14 $t_1 = 0 \dots \dots \dots \lambda_{med} = \lambda_{o med}.$
- , $t_1 = 1 \text{ oră} \dots \dots \dots \lambda_{med} = \lambda_1$
- în expresia 6.13 : $t_2 = 1 \text{ oră} \dots \dots \dots \lambda_{med} = \lambda_1$

Constantele a și b se determină grafic și analitic, se cunosc valorile pentru $\lambda_{o med}$ și λ_1 , iar cu ajutorul relațiilor 6.13 și 6.14 se calculează pe cale teoretică valorile parametrului filtrării λ_{med} în funcție de timp, pentru cazul filtrării cu coagulant rezultînd datele din tabela 6.8.-

Tabela 6.8

t ore	NISIP dec = 2,25 mm		t ore	NISIP dec = 4,25 mm	
	Viteza de filtrare m/h			Viteza de filtrare m/h	
	13,5	30		13,5	30
0,25	0,1777	0,1119	0,25	0,0856	0,0491
0,50	0,1395	0,0878	0,50	0,0671	0,0387
0,75	0,1101	0,0693	0,75	0,053	0,0306
1,0	0,0854	0,0538	1,0	0,0411	0,0237
1,25	0,0729	0,0459	1,25	0,0351	0,0202
1,5	0,0655	0,0412	1,5	0,0315	0,0182
2,0	0,0538	0,0339	2,0	0,0259	0,0140
2,5	0,0440	0,0277	2,5	0,0212	0,0122
3	0,0352	0,0222	3	0,0170	0,0098
3,5	0,0272	0,0171	3,5	0,0131	0,0076
4	0,0197	0,0124	4	0,0095	0,0055

Se reprezintă grafic în fig. 6.17 și 6.18 valorile medii rezultate din calculul teoretic pentru parametrul reținerii λ_{med} (cu relațiile 6.13 și 6.14), comparîndu-se cu valorile rezultate din datele experimentale. Cu linie plină se reprezintă rezultatele determinate experimental iar cu linie punctată cele calculate teoretic.

Se constată că formulările teoretice avansate conduc la curbe apropiate de cele ce reprezintă rezultatele experimentale, relațiile 6.13 și 6.14, redînd cu suficientă exactitate variația

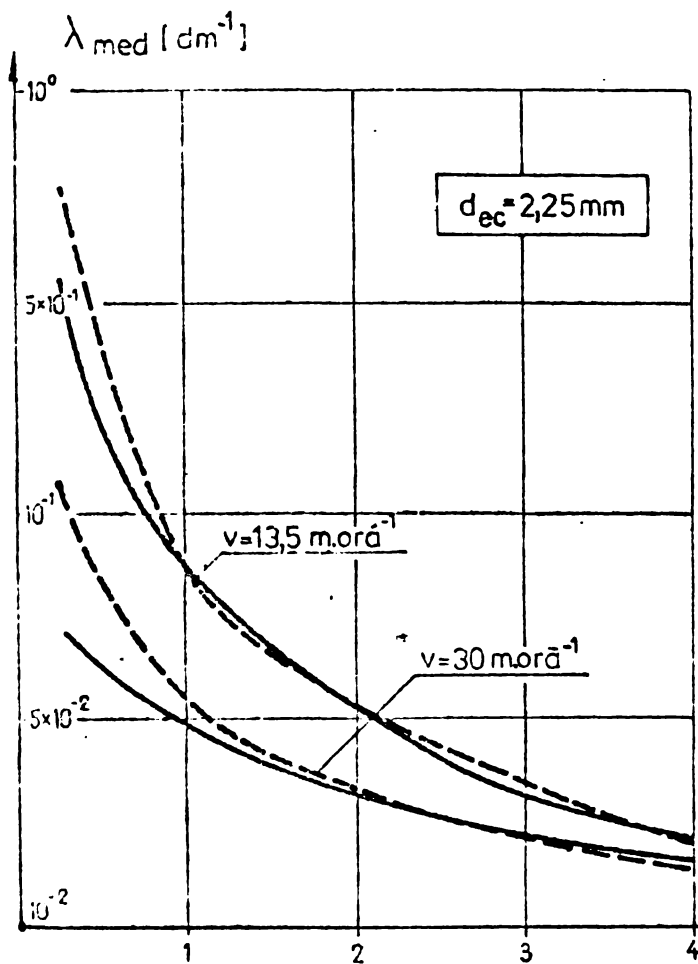


Fig. 6.17

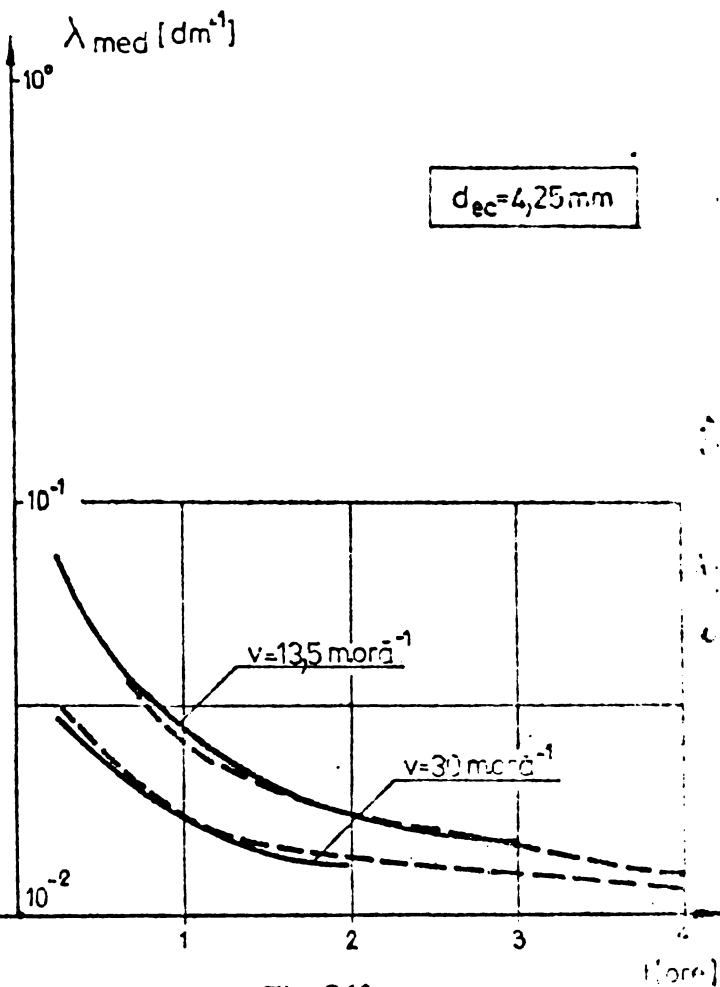


Fig. 6.18

parametrului mediu al reținerii de-a lungul procesului de filtrare, în cazul în care se folosesc adausuri de coagulanți.

Influența adausului de coagulant asupra parametrului mediu al reținerii se manifestă deci cu următoarele caracteristici :

- Adausul de coagulant are o influență puternică în prima parte a ciclului de filtrare (cea 1 - 2 ore), când are loc creșterea notabilă a valorii parametrului mediu al reținerii, după aceasta însă influența este mai mică.

Variația în funcție de timp se realizează, în general, astfel încât valorile să rămână permanente de la începutul procesului de filtrare ($\lambda_{med} = \lambda_{o med} = \lambda_{maxim}$), pînă la terminarea ciclului ($\lambda_{med} = \lambda_{minim}$).

Parametrul mediu inițial al reținerii $\lambda_{o med}$, este influențat de dependența de mărimea diametrului mediu echivalent al porilor filtrant și de cea a vitezei de filtrare, precum și de alți factori determinanți valoarea parametrului $\lambda_{o med}$. În ceea ce privește influența adausului de coagulant, relația 3.2 conține următoarea

- Adausul de coagulant nu a modificat esențial

valorile parametrului mediu al reținerii în perioada în care $t_2 > 1$ oră, astfel că relația teoretică stabilită pentru acest interval de timp (expresia 6.11) se confirmă, ea fiind reformulată sub forma 6.13.

În perioada $0 < t_1 < 1$ oră, în care aluzul de coagulant influențează puternic valorile parametrului mediu al reținerii, s-a avansat formularea 6.14 care exprimă teoretic, pentru această perioadă de timp, funcția $\lambda_{med} = \lambda_0 med. f(t)$.

6.2.- Determinarea depunerii specifice .

Limpezirea apei constă de fapt în reținerea unei anumite cantități de material aflată în suspensie și depunerea ei în porii patului granular filtrant, fenomen care depinde, după cum s-a arătat în capitolele anterioare, de un mare număr de factori, fenomenul fiind concretizat de depunerea specifică, notată cu σ , care reprezintă cantitatea de suspensii reținută pe unitatea de volum a materialului filtrant. Ecuațiile teoretice expuse exprimă depunerea specifică și în funcție de parametrul reținerii λ , a cărui exprimare la rândul său diferă de la autor la autor, verificarea experimentală impunându-se.

În cadrul programului experimental de filtrare realizat, s-au obținut modificările calitative ale efluentului la diverși timpi și la diverse grosimi ale stratului filtrant granular, odată cu modificarea vitezei de filtrare și a mărimit diametrului mediu echivalent al granulelor stratului filtrant.

Folosind metoda diferențelor finite s-a calculat depunerea specifică după ce în prealabil relația 2.12 a fost scrisă sub forma :

$$d\sigma \cdot dx = -v \cdot dC \cdot dt \quad \dots \dots \dots (6.15)$$

Calculul s-a făcut pe intervale de câte 30 minute și pe trei grosimi ale stratului filtrant (25,65 și 102 cm), rezultând :

$$\sigma_{xi} = \frac{v \cdot (C_0 - C_i) \cdot \Delta t}{x} \quad \dots \dots \dots (6.16)$$

- în care : σ_{xi} = valoarea depunerii specifice pentru grosimea de strat filtrant x , în momentul i [$mg \cdot dm^{-3}$]
- v = viteza de filtrare [$dm \cdot min^{-1}$]
- x = grosimea de strat filtrant luată în discuție [dm^{-1}]
- C_0 = Concentrația în suspensii a apei influente [$mg \cdot dm^{-3}$]
- C_i = Concentrația în suspensii a efluentului la grosimea x și în momentul i [$mg \cdot dm^{-3}$]
- Δt = durată elementară de timp, egală cu 30 minute [min]

Insumând valorile σ_{xi} , pentru fiecare interval $\Delta t = 30$ minute, a rezultat depunerea specifică totală σ [$\text{mg} \cdot \text{dm}^{-3}$]

$$\sigma = \sum_a \sigma_{xi} \dots \dots \dots (6.17)$$

Valorile depunerii specifice calculate pentru întreaga gamă a experiențelor sînt redată în tabela 6.9, ele completînd unele cercetări anterioare/120,121,122/.

Tabela 6.9.

d	t	Viteza de filtrare m / h								
		13,5			30			45		
		grosime strat filtrant cm			grosime strat filtrant cm			grosime strat filtrant cm		
	25	65	102	25	65	102	25	65	102	
1,6	30	162,0	114,2	82,9	120,0	92,3	79,4	180,0	173,1	154,4
	60	297,0	215,9	162,4	210,0	173,0	155,8	315,0	398,1	330,8
	90	378,0	288,6	222,1	270,0	265,3	232,3	450,0	588,5	496,1
	120	432,0	356,0	275,1	276,0	346,1	308,7	459,0	761,6	639,5
	150	405,0	423,5	331,5	216,0	392,2	386,6	369,0	931,7	804,8
	180	405,0	491,0	387,9	-	426,8	474,8	-	1004,0	937,1
	210	351,0	542,9	457,5	-	449,9	592,4	-	-	-
	240	270,0	584,4	530,4	-	496,0	701,2	-	-	-
2,25	30	82,0	54,0	41,8	180,0	80,7	63,2	45,0	87,0	121,3
	60	217,0	147,4	137,9	270,0	156,9	132,3	135,0	191,0	213,9
	90	294,5	225,2	247,3	330,0	235,3	205,8	207,0	243,0	291,1
	120	335,0	282,3	353,8	360,0	304,5	294,0	279,0	295,0	357,2
	150	335,0	318,7	456,1	420,0	350,7	388,1	351,0	330,0	401,4
	180	240,5	375,7	552,3	330,0	396,8	466,0	378,0	365,0	431,5
	210	24,5	405,9	638,5	210,0	442,9	539,5	-	-	-
	240	-	438,0	747,7	-	466,0	605,6	-	-	-
3,2	30	67,5	31,1	23,2	60,0	46,1	51,5	90,0	47,9	55,1
	60	135,0	67,5	53,0	150,0	92,3	117,6	180,0	117,2	121,3
	90	189,0	98,6	79,6	180,0	150,0	191,1	270,0	186,4	187,4
	120	234,1	129,8	106,1	210,0	196,1	264,6	315,0	221,0	242,5
	150	261,1	160,9	132,6	210,0	242,2	338,1	315,0	290,3	330,8
	180	274,6	186,8	155,8	180,0	288,4	411,6	225,0	321,9	407,9
	210	-	212,8	179,0	120,0	311,5	485,1	135,0	359,5	485,1
	240	-	-	202,2	-	-	558,6	45,0	-	551,2
4,25	30	27	31	28	30	39	35	-	-	-
	60	67	57	61	66	78	75	-	-	-
	90	86	86	98	90	101	119	-	-	-
	120	86	101	135	96	124	163	-	-	-
	150	97	116	168	102	136	207	-	-	-
	180	70	137	205	102	148	244	-	-	-

210	30	153	238	42	160	281	-	-	-
270	-	165	271	-	165	313	-	-	-

Reprezentarea grafică a valorilor σ este următoarea la următoarele concluzii :

- a). În general și în orice caz pentru prima parte a ciclului de filtrare (cca 1-2 ore) funcția $\sigma = f(t)$ crește liniar și cantitatea de suspensii reținută scade pe grosimea straturilor filtrare, stratele superioare reținând cantități mai mari de impurități decât cele inferioare (fig. 6.19), fenomen atestat și în filtrarea rapidă/le.

- b). În straturile superioare pot să apară și fenomene de desprindere a impurităților depuse deja, fenomen realizat prin scăderea cantității de suspensii reținută și apariția în spectrul curbelor straturilor superioare, a unor curburi în jos (fig. 6.20).

- c). La turbidități mai mari sau la viteze mari ($v = 45$ m/h) deja din perioada inițială de filtrare apar modificări în modul de reținere al suspensiilor pe grosimea filtrului, în cazul în care stratele inferioare sînt solicitate mai mult, cantitatea de suspensii reținute în acestea fiind mai mare decât cea reținută de stratele superioare (fig. 6.21, 6.22).

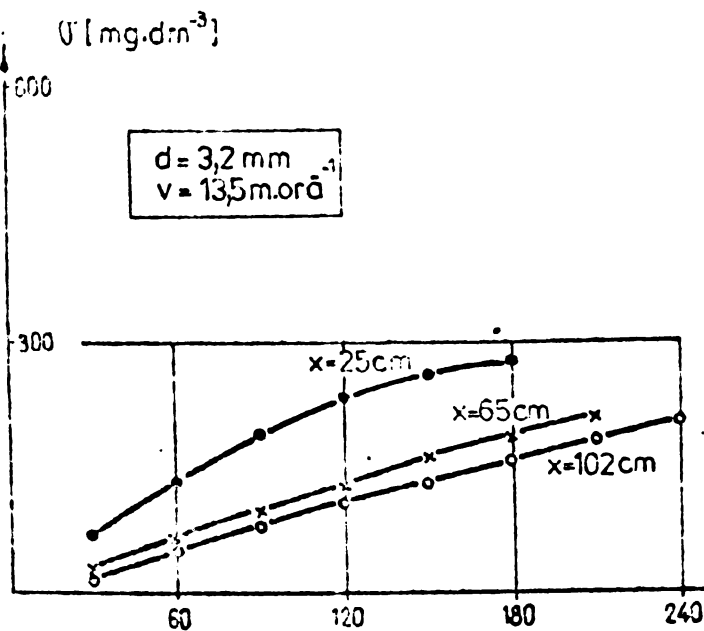


Fig. 6.19

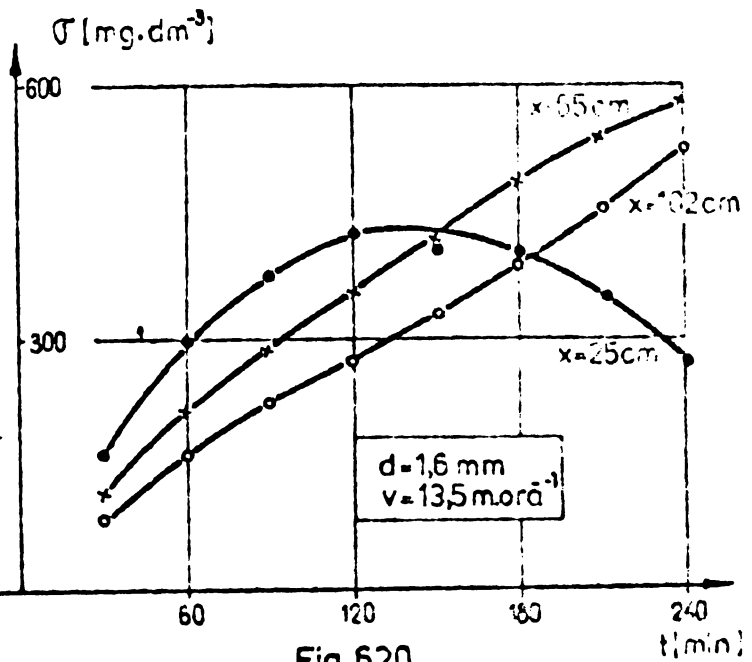


Fig. 6.20

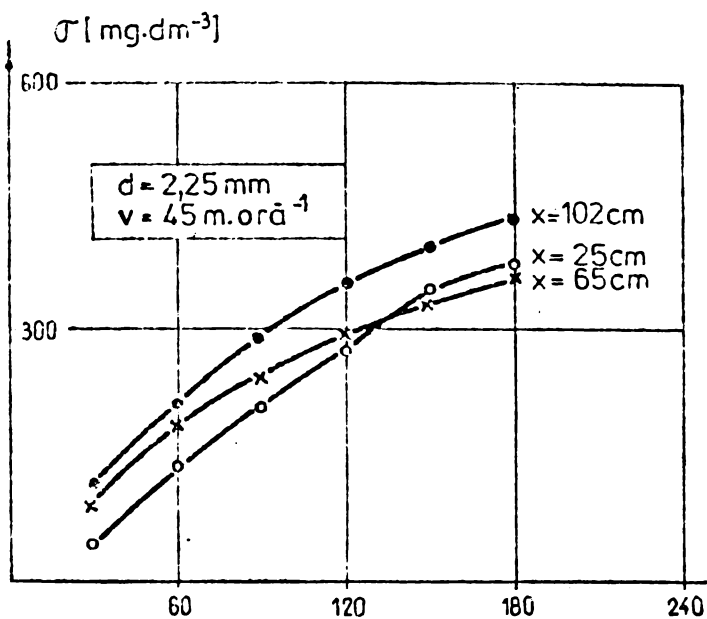


Fig. 6.21

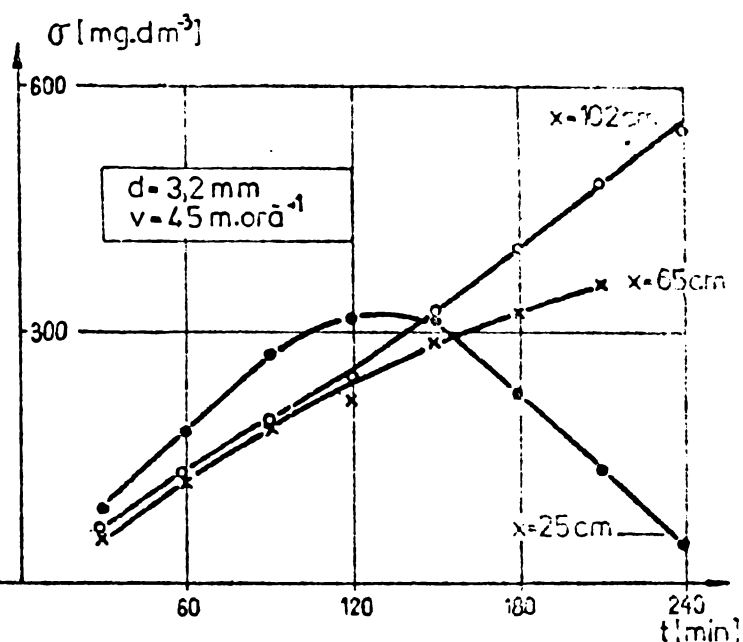


Fig. 6.22

6.3.- Calculul parametrului desprinderii.

În capitolele 2 și 3 ale lucrării s-au expus considerațiile teoretice referitoare la acest parametru, modul său de exprimare și metoda de calcul pentru cazul filtrării ultrasupide.

Pentru calculul valorilor β s-a folosit relația 5.15.

S-au calculat valorile lui β pentru intervalele de timp de 30 minute pe o durată de 240 minute, pentru grosimile de acest filtrant de 25, 65 și 102 cm, pentru cele 4 dimensiuni ale granulelor materialului filtrant ($d_{ec} = 1,6 ; 2,25, 3,2$ și $4,25$ mm), precum și pentru cele 3 viteze de filtrare pentru care s-au efectuat experiențele (13,5 ; 30 și 45 m/a). Au rezultat valori relativ apropiate, grafic curbele " $\beta - t$ " fiind asemănătoare cu valorile de calcul (Fig. 6.23 și 6.24).

Valorile definitive ale parametrului β au fost calculate ca și medie valorilor rezultate pentru diversele grosimi ale stratului filtrant, fiind redată în tabele 6.10.-

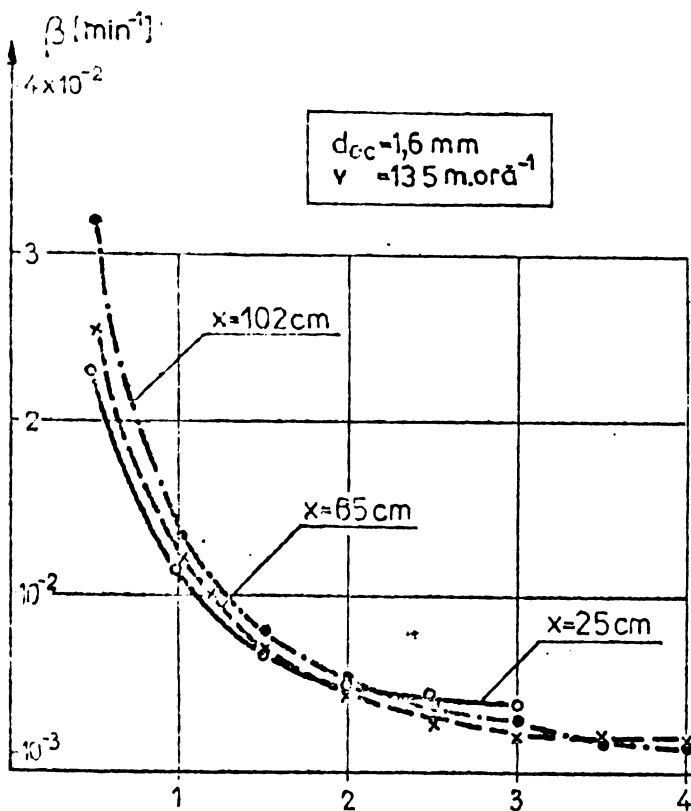


Fig. 6.23

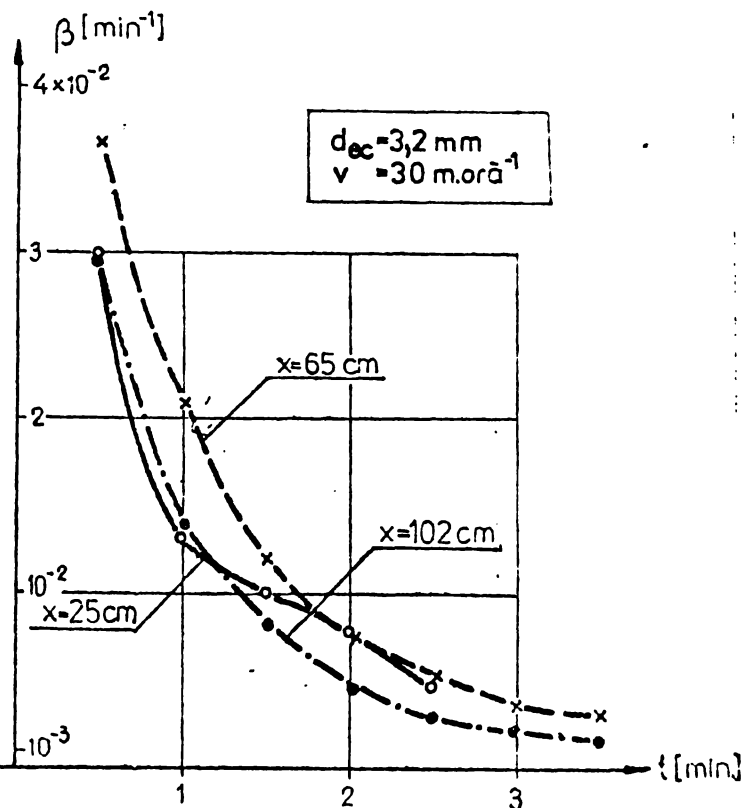


Fig. 6.24

Tabela 6.10

d mm	t min	Viteza de filtrare m/h			d mm	t min	Viteza de filtrare m/h		
		13,5	30	45			13,5	30	45
1,6	30	0,02685	0,02917	0,03053	3,2	30	0,03298	0,03231	0,03235
	60	0,01272	0,01316	0,01662		60	0,01630	0,01592	0,01665
	90	0,00724	0,00805	0,00961		90	0,00962	0,00995	0,01005
	120	0,00432	0,00517	0,00637		120	0,00664	0,00677	0,00663
	150	0,00301	0,00332	0,00359		150	0,00467	0,00435	0,00631
	180	0,00239	0,00254	0,00277		180	0,00305	0,00292	0,00397
	210	0,00212	0,00261	-		210	0,00243	0,00252	0,00310
	240	0,00169	0,00206	-		240	-	-	-
2,5	30	0,02693	0,02585	0,03828	4,25	30	0,0239	0,0295	-
	60	0,01602	0,01404	0,01542		60	0,0159	0,0144	-
	90	0,00891	0,00734	0,00782		90	0,0082	0,0085	-
	120	0,00594	0,00434	0,00563		120	0,0046	0,0058	-
	150	0,00411	0,00466	0,00425		150	0,0044	0,0047	-
	180	0,00277	0,00297	0,00241		180	0,0031	0,0035	-
	210	0,00261	0,00240	-		210	0,0023	-	-
	240	0,00206	-	-		240	0,0021	-	-

Reprezentarea grafică a curbelor " β - t ", reflectă

modul de parcurgere al desprinderii este variabil în timp, variație

care se face după o lege exponențială și ea este influențată atât de viteza de filtrare cât și de diametrul granulelor materialului filtrant (fig. 6.25 și 6.26).-

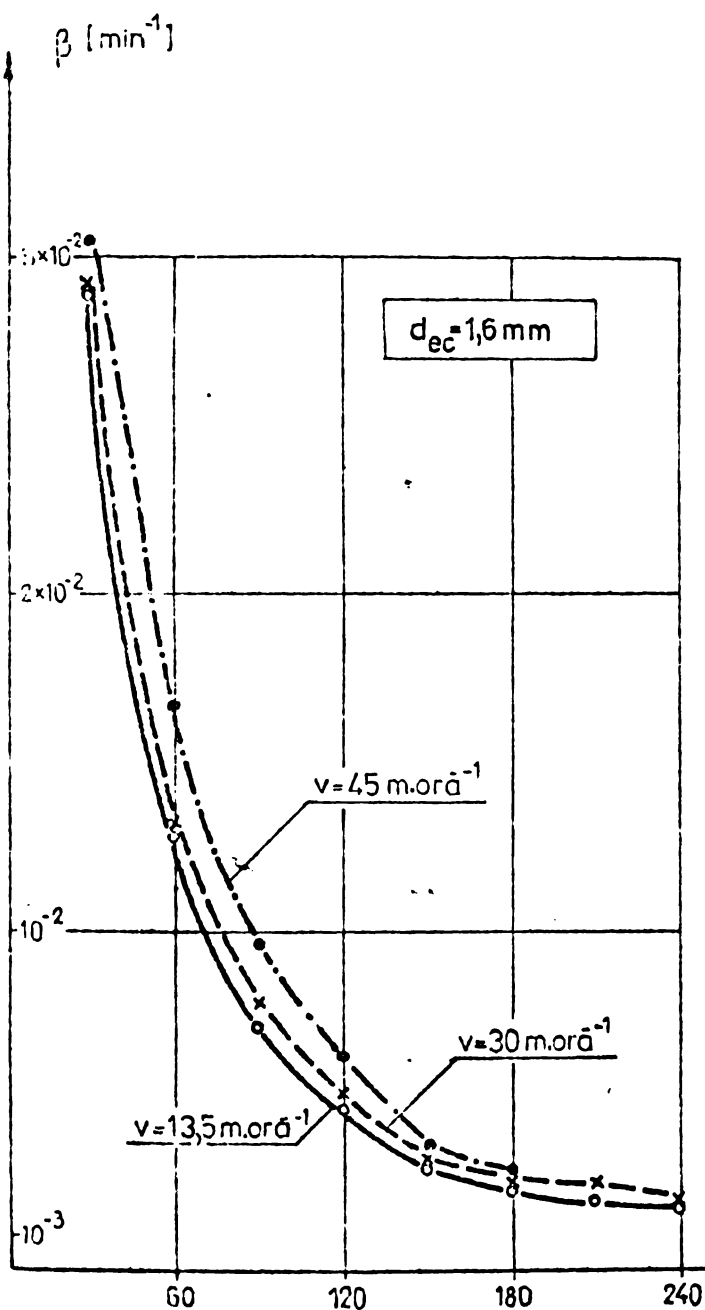


Fig. 6.25

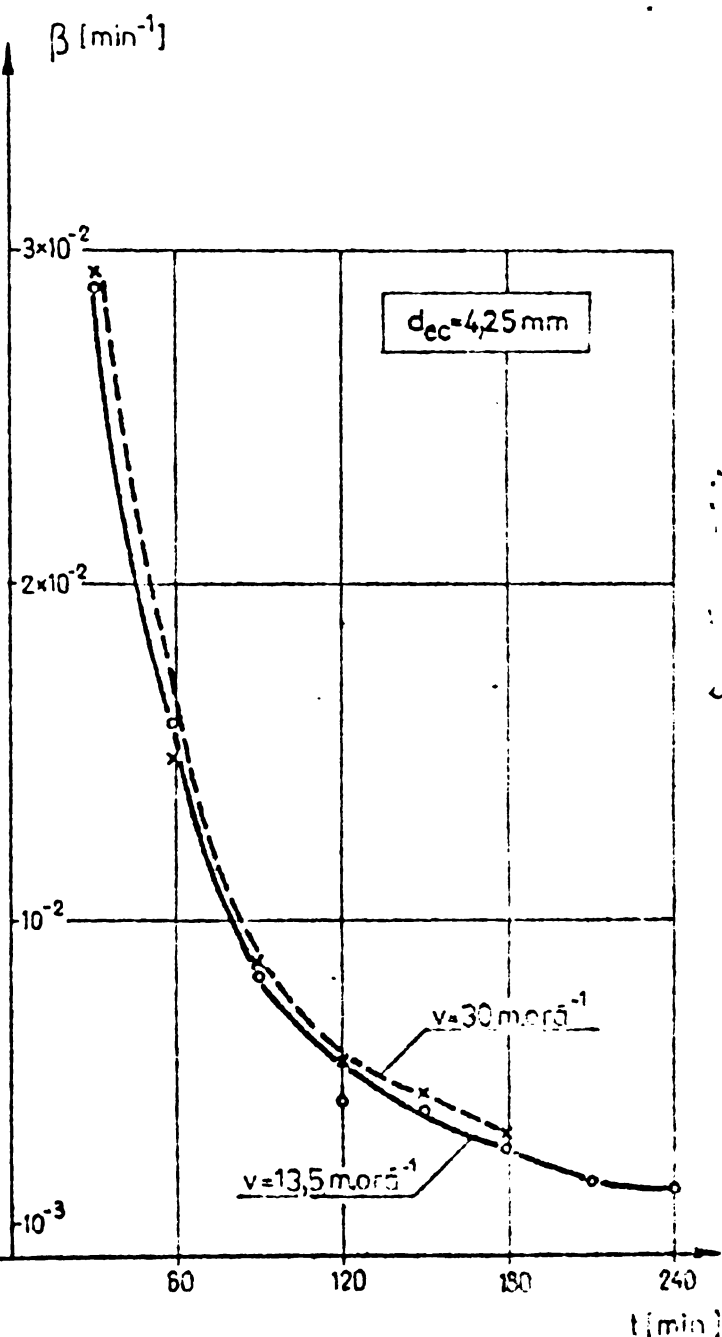


Fig. 6.26

Alina curbelor și dependența de timp, de viteza de filtrare și de diametrul mediu echivalent al granulelor materialului filtrant, conduc la asemănări cu concluziile cercetărilor făcute în domeniul filtrării rapide asupra parametrului de performanță β/α .

Pe baza considerațiilor teoretice expuse în cap.

rezultă că se poate exprima parametrul de performanță ca funcție de timp, viteză de filtrare, diametrul mediu echivalent al granulelor materialului filtrant, presiunea și de o serie de factori fizici precum: temperatura apei, viscozitatea, diametrul și cantitatea de apă etc., factorii a căror influență, mai puțin notabilă, se evită să se

placii :

$$\beta = f(t, v, d, etc) = k \cdot v^z \cdot d^w \cdot t^m \dots \dots \dots (3.16)$$

Notînd parametrul inițial și desprinderii :

$$\beta_1 = f(v, d, Co) = k_1 \cdot v^z \cdot d^w \dots \dots \dots (3.17)$$

în care $\beta_1 = \beta$ pentru $t = 1$ minut , rezultă :

$$\beta = \beta_1 \cdot f(t) = k \cdot \beta_1 \cdot t^m \dots \dots \dots (3.18)$$

Logaritmiind expresia 3.18, rezultă ecuația unei drepte în care "m" este coeficientul unghiului :

$$\lg \beta = \lg \beta_1 + m \lg t \dots \dots \dots (3.19)$$

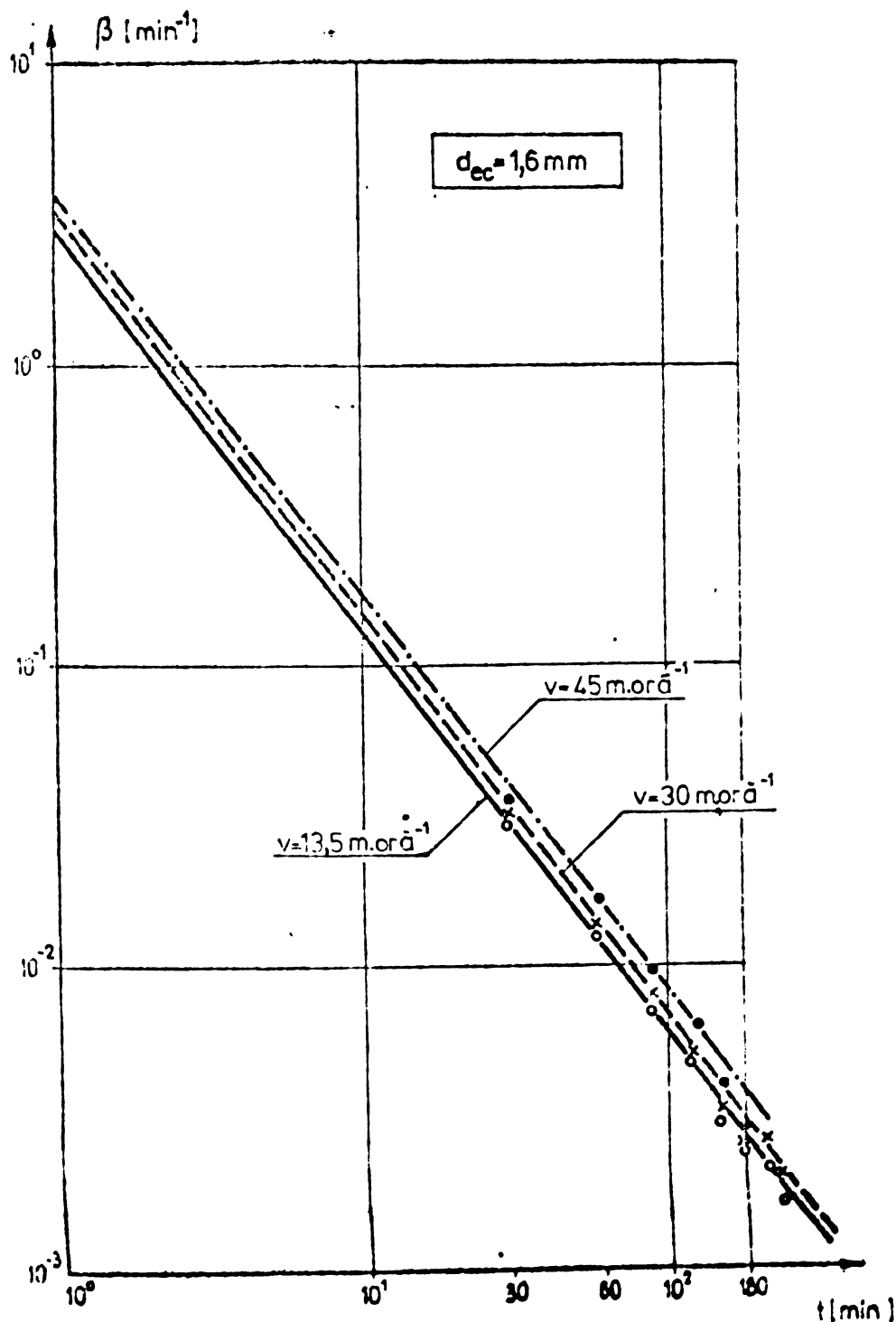


Fig. 6.27

S-au necesitat diagramele " $\beta - t$ " în care dublu logaritmice (fig. 6.27; 6.28), observându-se corespondența practică, aproximativ după dreptele de referință, coeficient unghiular este în funcție de viteza de rotație.

Din reprezentările grafice rezultă și valorile parametrului inițial și coeficientului β_1 , care este valoarea lui β pentru $t = 1 \text{ min}$.

În tabelul 6.2 se notează valorile parametrului inițial și desprinderii.

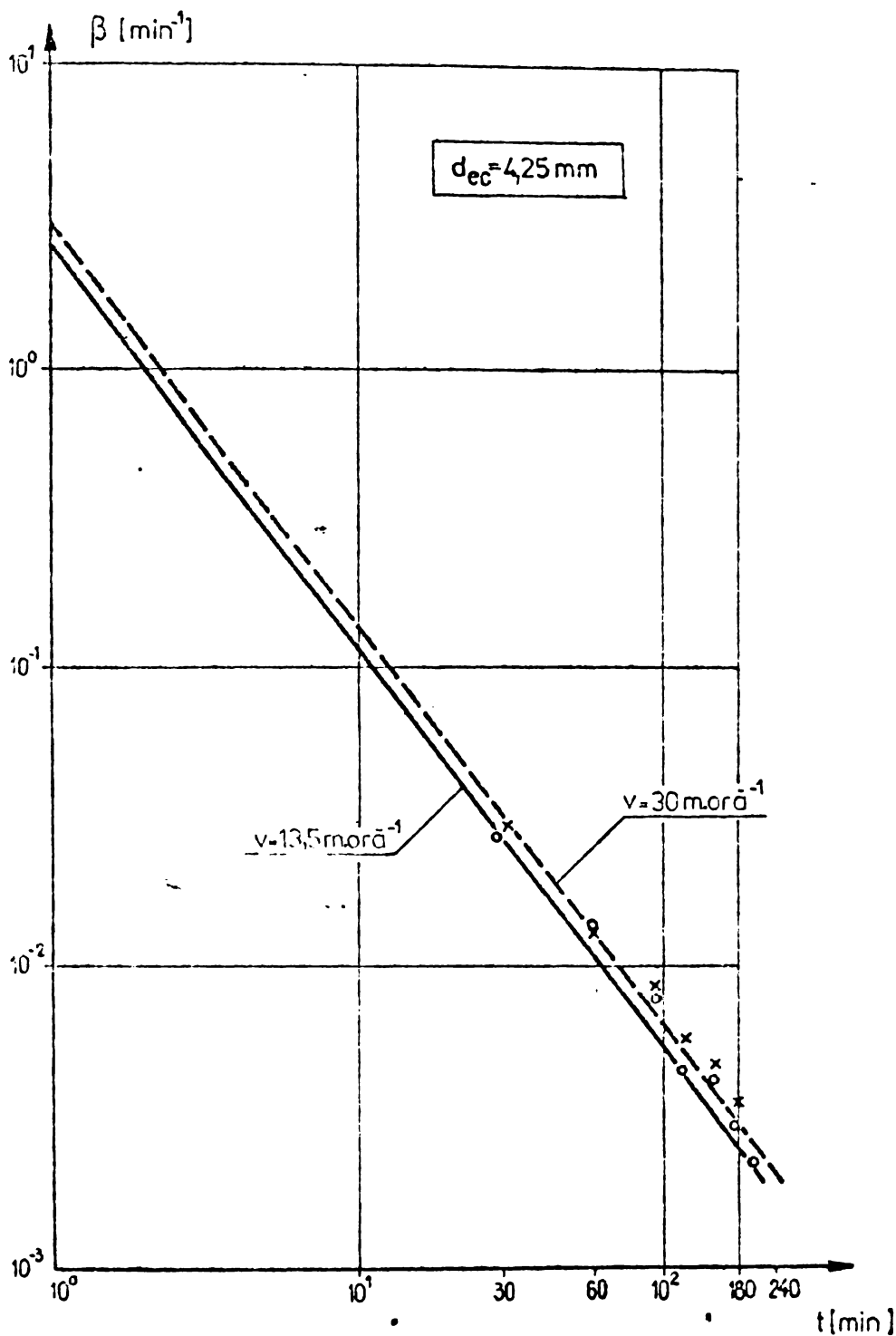


Fig. 6.28

Deci expresia teoretică a parametrului de agregare se dă ca :

$$\beta = \frac{k \cdot \beta_1}{t^{\frac{v}{2}}} \quad (3.19)$$

β = parametrul de agregare [min⁻¹]

β_1 = parametrul inițial al agregării [min⁻¹]

t = timpul de filtrare [min]

k = constantă ce se determină experimental [min^{v/2}]

Pabela 6.11

v	viteza de filtrare m/h		
	30,0	30	45
2,5	2,52	3,15	3,53
2,75	2,59	3,09	3,50
3,0	2,65	3,07	3,33
3,25	2,77	2,99	-

6.3.1, Expresia teoretică a parametrului inițial al agregării.

Conform relației (3.17), parametrul inițial al agregării β_1 , adică valoarea parametrului β pentru timpul $t = 1$ min, este o funcție de viteza de filtrare.

1, parametrul echivalent al granulelor materialului filtrat.

și de alți factori.

Logaritmând expresia 3.17 rezultă :

$$\lg \beta_1 = \lg k_1 + z \lg v + w \lg d \dots \dots \dots (6.19)$$

unde :

$$d = \text{constant} \quad \lg \beta_1 = \lg k_2 + z \lg v \dots \dots \dots (6.20)$$

$$v = \text{constant} \quad \lg \beta_1 = \lg k_3 + w \lg d \dots \dots \dots (6.21)$$

Expresiile 6.20 și 6.21 reprezintă ecuațiile unor drepte în care z și w sînt coeficienții unghiulari. Valorile acestor coeficienți inițial ai desprinderii sînt redată în tabelul 6.11.-

Pentru a determina legea de variație a parametrului inițial al desprinderii β_1 , în funcție de viteza de filtrare și de diametrul mediu echivalent al granulelor materialului filtrat, se reprezintă grafic în fig. 6.29 și 6.30, în scară dublu logaritmică, rețelele 6.20 și 6.21.-

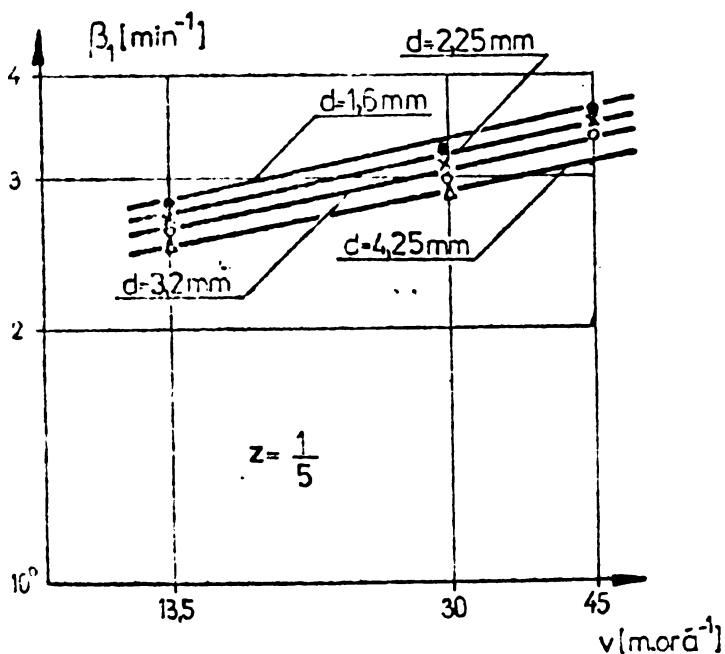


Fig. 6.29

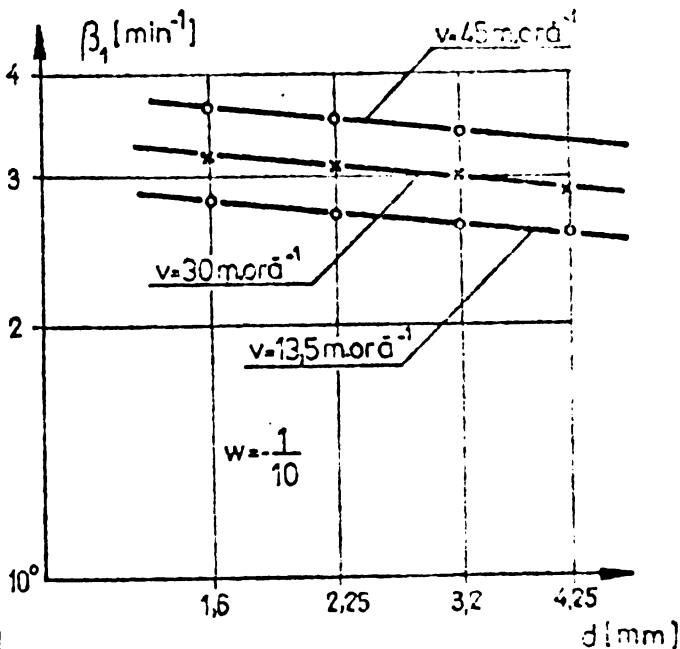


Fig. 6.30

Rezultă că $z = \frac{1}{5}$ și $w = -\frac{1}{10}$. Introducînd aceste valori în expresia 3.17, rezultă exprimarea teoretică pentru parametrul inițial al desprinderii :

$$\beta_1 = k_1 \cdot v^{\frac{1}{5}} \cdot d^{-\frac{1}{10}} \dots \dots \dots (3.20)$$

6.3.2. Exprimarea teoretică a parametrului de desprindere

Folosind relația 3.19 se poate calcula teoretic valoarea parametrului de desprindere β , valori ce se vor da în tabelul 6.11.-

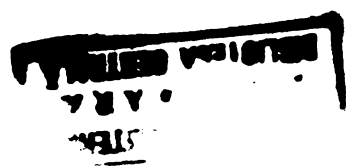


Tabela 6.12

d mm	t	V i t e z a m/h			d mm	t	V i t e z a m/h		
		13,5	30	45			13,5	30	45
	30	0,0467	0,0520	0,058		30	0,0595	0,0602	0,072
	60	0,0108	0,0120	0,013		60	0,0138	0,0139	0,017
1,6	90	0,0063	0,0070	0,0080	3,2	90	0,00807	0,0081	0,0096
	120	0,0043	0,0058	0,0050		120	0,0050	0,0055	0,0066
	150	0,0032	0,0041	0,0040		150	0,00408	0,0041	0,0049
	180	0,0025	0,0028	0,0030		180	0,00317	0,0032	0,0038
	210	0,0021	0,0021	0,0025		210	0,00261	0,0026	0,0031
	240	0,0017	0,0019	0,0021		240	0,00218	0,0022	0,0026
	30	0,0572	0,0467	0,055			30	0,0553	0,0589
	60	0,0132	0,0108	0,013		60	0,0128	0,0135	-
	90	0,0077	0,0063	0,0070		90	0,0074	0,080	-
	120	0,0052	0,0043	0,0050		120	0,0051	0,0055	-
	150	0,0039	0,0032	0,0040		150	0,0038	0,0040	-
	180	0,0030	0,0025	0,0030		180	0,0029	0,0031	-
	210	0,0025	0,0020	0,0020		210	0,0024	-	-
	240	0,0021	0,0017	-		240	0,0020	-	-

Se constată valori apropiate între cele determinate teoretic și cele determinate pe cale experimentală și se prezintă spre exemplificare, reprezentarea grafică a unora din aceste rezultate în fig. 6.31 - 6.33.-

Se reprezintă valorile rezultate pe cale experimentală cu linie punctată iar cele calculate teoretic folosind relația 3.19 cu linie plină.-

Formulările teoretice propuse de autor pentru parametrul desprinderii β în funcție de timp (relația 3.19), precum și pentru evidențierea dependenței parametrului inițial al desprinderii β_1 , în funcție de viteza de filtrare și diametrul mediu echivalent al granulelor materialului filtrant (relația 3.20) redau corect rezultatele obținute în urma prelucrării datelor experimentale.-

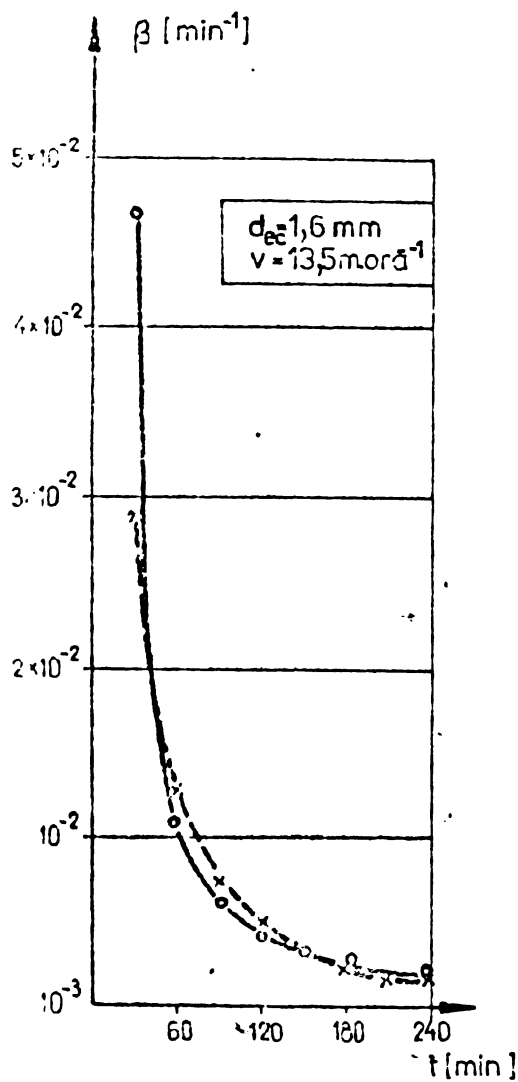


Fig. 6.31

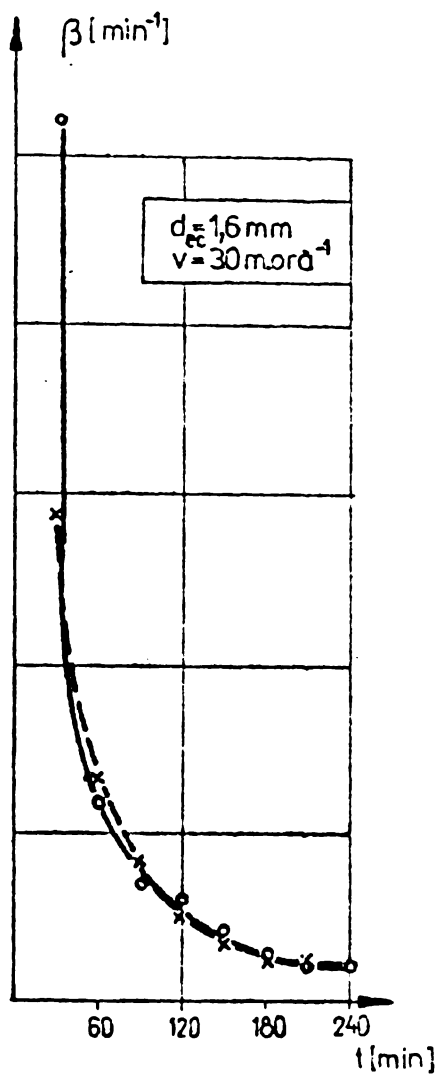


Fig. 6.32

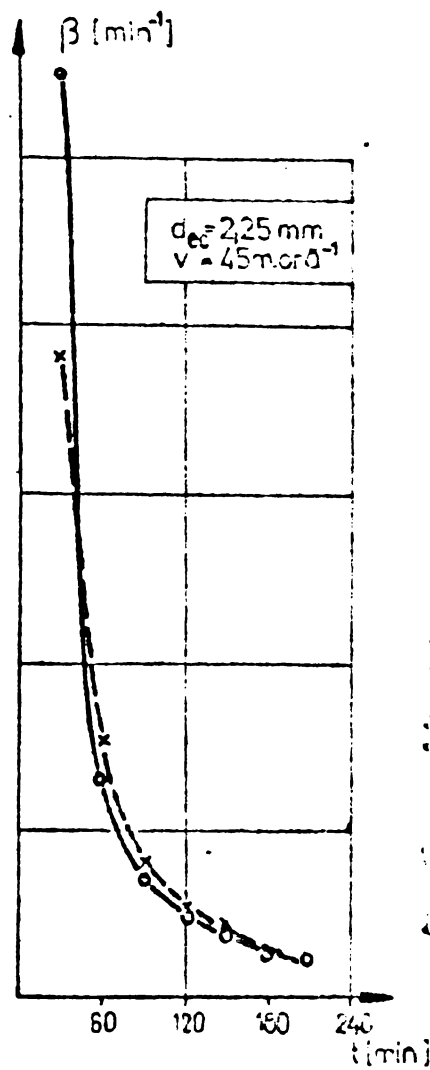


Fig. 6.33

6.3.3. Influența stăușului de coagulant.

Pentru experiențele făcute folosind apă de la Iași care s-au atinsut doze de coagulant (tabela 6.5), s-au obținut folosind relația 3.15 valorile pentru parametrul desprinderii, medii din aceste rezultate, calculate pentru diversele grosimi ale straturii filtrant, fiind redată în tabela 6.13 :-

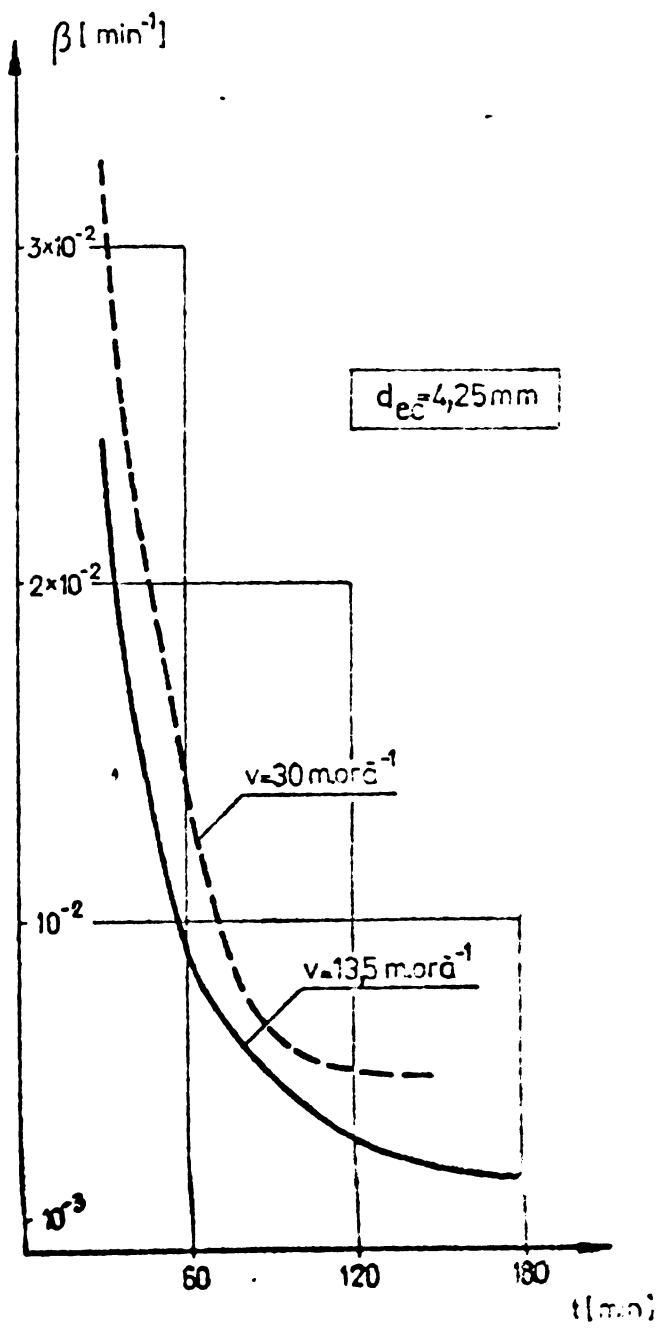
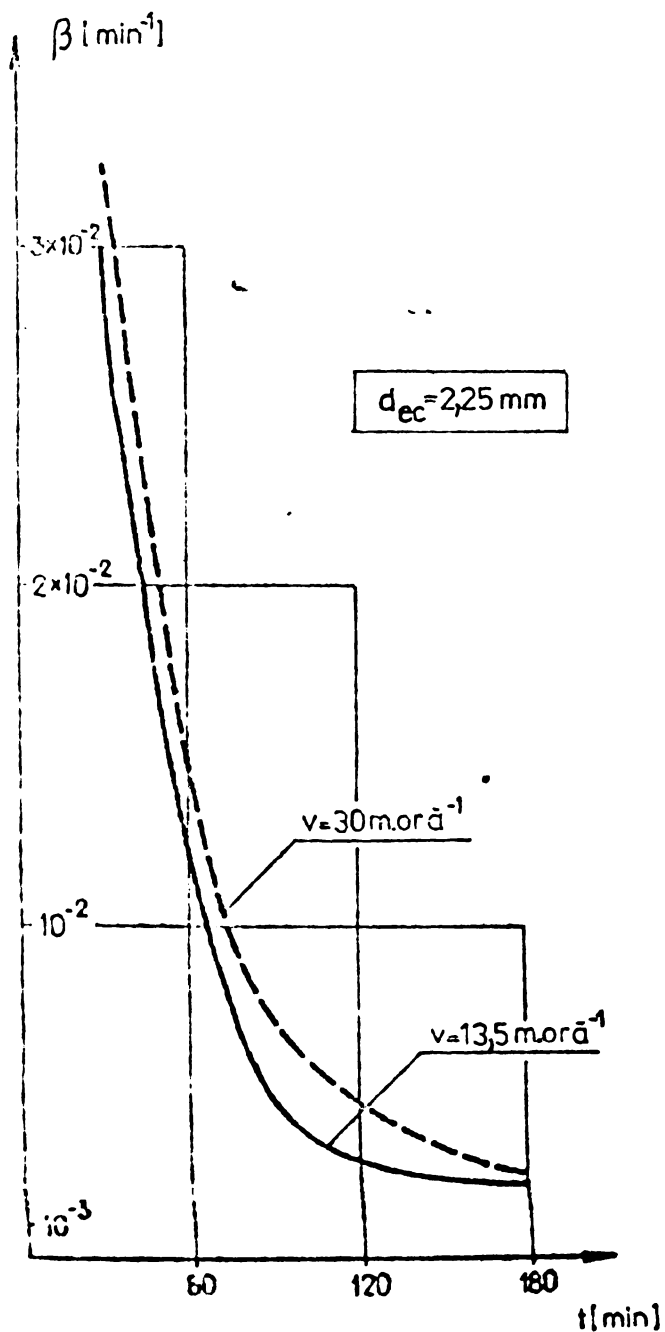
Tabela 6.13

t	Viteza de filtrare m/h		d	t	Viteza de filtrare m/h	
	13,5	30			13,5	30
30	0,0297	0,0323	4,25	30	0,0231	0,0205
60	0,0130	0,0146		60	0,0033	0,0137
90	0,0045	0,0072		90	0,0071	0,0113
120	0,0033	0,0051		120	0,0035	0,0036
150	0,0025	0,0033		150	0,0029	0,0055
180	0,0020	0,0026		180	0,0023	-

Se remarcă faptul că valorile rezultate pentru

parametrul desprinderii, în cazul folosirii coagulanților în procesul de filtrare, sînt în general mai mici decît cele din cazul în care nu se folosesc coagulanți. Concluzia este logică întrucît în cazul în care viteza de filtrare și concentrația în suspensii a influențului sînt constante, raportul $\frac{\lambda_{med}}{\sigma}$ caracterizează valorile parametrului β , iar acest raport scade ca urmare a efectului slăbii de coagulare, acest efect fiind exprimat conform concluziilor paragrafelor precedente, prin creșteri relativ mici în mîsură absolută ale parametrului de desprindere λ_{med} în raport cu creșterile notabile ale depozitului specific σ .

Din reprezentarea grafică a variației parametrului de desprindere β în funcție de timp, rezultă relația de fapt existentă între acești factori (fig. 6.34 și 6.35).-



Reprezentînd grafic în scară dublu logaritmică variația parametrului desprinderii β în funcție de timp se observă ordonarea aproximativă a punctelor după drepte, al căror coeficient unghiular este identic cu cel din cazul filtrării fără coagulant, adică: $m = -\frac{4}{3}$ ceea ce înseamnă că și în cazul adausului de coagulant, relația 3.19 se respectă, adică acest parametru își menține exprimarea :

$$\beta = \frac{k \cdot \beta_1}{t^{4/3}} \dots \dots \dots (3.19)$$

Determinînd valorile pentru parametrul inițial al reținerii β_1 , se constată că adausul de coagulant nu modifică dependența acestui parametru de viteza de filtrare și de diametrul mediu echivalent al granulelor de nisip, astfel că relația 3.20 își păstrează valabilitatea, adică

$$\beta_1 = k_1 \cdot v^{1/3} \cdot d^{-1/3} \dots \dots \dots (3.20)$$

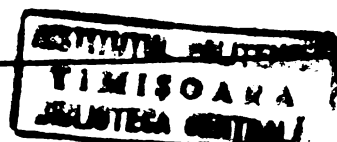
În concluzie se constată că influența adausului de coagulant asupra parametrului desprinderii se manifestă în direcția scăderii valorii acestui parametru, într-o măsură mai mică, ca urmare a influenței pe care o aduce creșterea depozitului specific.

În condițiile în care concentrația apei brute este constantă și se păstrează de asemenea constantă viteza de filtrare și diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant, influența adausului de coagulant se transmite prin modificările pe care acest adaus le aduce asupra mărimii parametrului mediu al reținerii λ_{med} și a mărimii depozitului specific σ , mai exact asupra valorii raportului acestor mărimi. Ori valoarea acestui raport scade moderat odată cu adausul de coagulant, fapt ce se manifestă prin scăderi ponderate ale parametrului desprinderii.

Dependența invers proporțională de timp precum și influența vitezei de filtrare și a diametrului mediu echivalent, se păstrează la fel ca și în cazul filtrării fără adaus de coagulant, relațiile teoretice avansate pentru exprimarea acestora păstrîndu-se neschimbate.

6.4. Determinarea pierderilor de sarcină.

Depozitarea și reținerea pe suprafața granulelor materialului filtrant, a unei anumite părți din cantitatea de suspensii a influentului, conduce la modificarea porozității stratului granular filtrant și deci la creșterea pierderilor de sarcină. Pe panoul piezometric atașat instalațiilor de filtrare s-au cedit pierderile de presiune la diverși timpi și pentru mai multe grosimi ale stratu-



lui filtrant. Rezultatele confirmă creșterea pierderii de sarcină pe subțierea stratului filtrant și pe durata ciclului de filtrare ca urmare a modificărilor mai intense survenite în porii materialului granular din partea superioară a filtrului, modificări care se realizează în timp. Creșterea vitezei de filtrare conduce la mărirea pierderii de sarcină iar mărirea diametrului mediu echivalent al granulelor stratului filtrant micșorează valorile pierderii de sarcină.

6.4.1.- Pierderi de sarcină în cazul filtrării fără adăus de coagulant .

S-au determinat valori pentru pierderea de sarcină din 15 în 15 minute, în primele două ore de la începerea ciclului de filtrare și pe 5 grosimi caracteristice (25,45,65,85 și 102 cm).

Se reprezintă grafic în figurile 6.36 - 6.41 comparativ, modificările de timp ale pierderii de sarcină pentru vitezele de 13,5 și 30 m/h, la straturi filtrante cu nisip având $d_{ec} = 1,6 ; 2,25$ și $4,25$ mm. Aceleași valori sînt redată în fig. 6.42 - 6.44, într-un alt mod, pentru a pune în evidență dependența pierderii de sarcină de viteza de filtrare, de diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant și variația ei de timp.

Rezultă evident că pierderea de sarcină crește pe grosimea stratului filtrant și crește și în timp. Mărirea diametrului

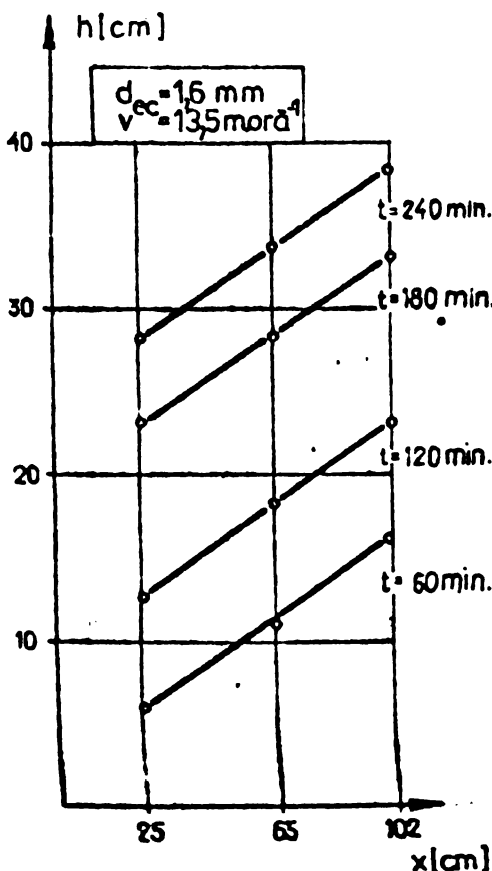


Fig. 6.36

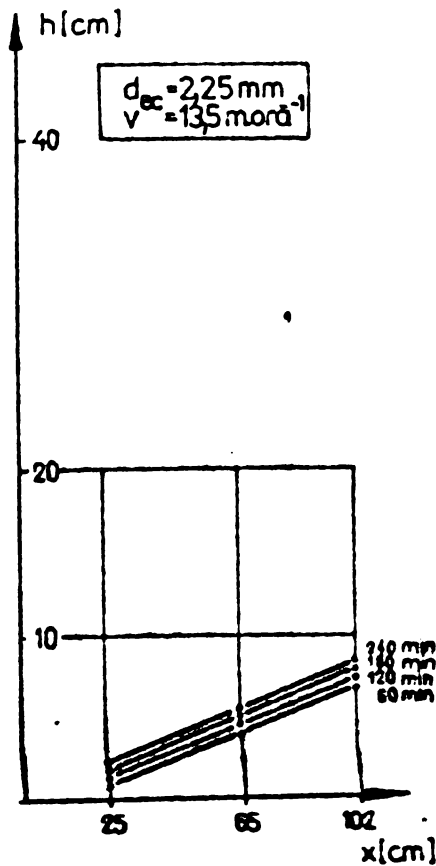


Fig. 6.37

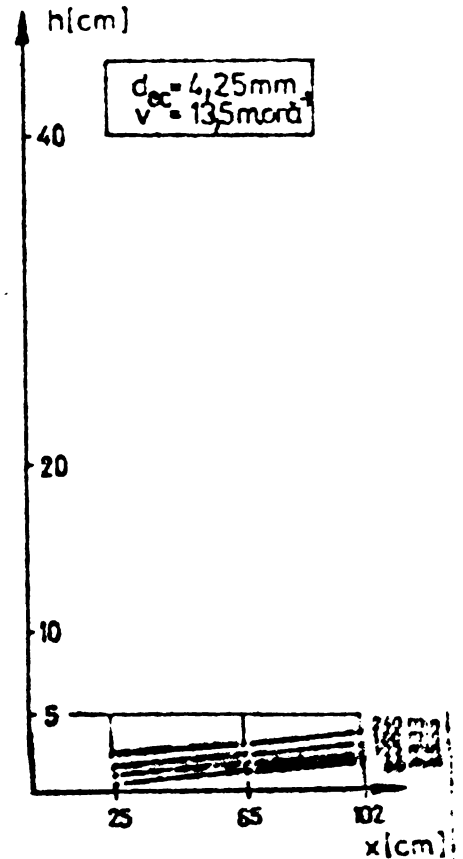


Fig. 6.38

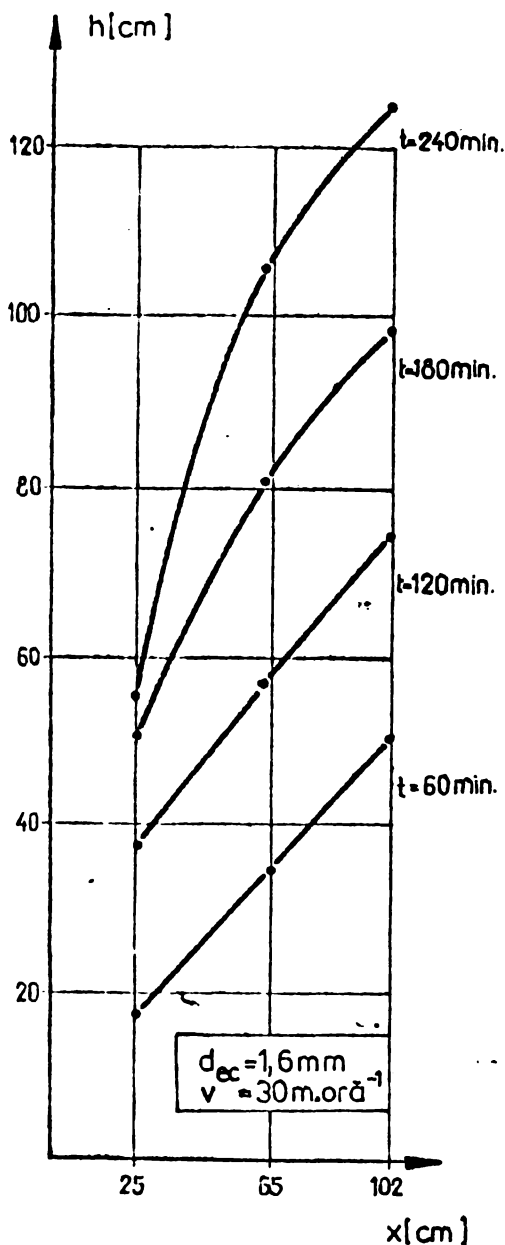


Fig. 6.39

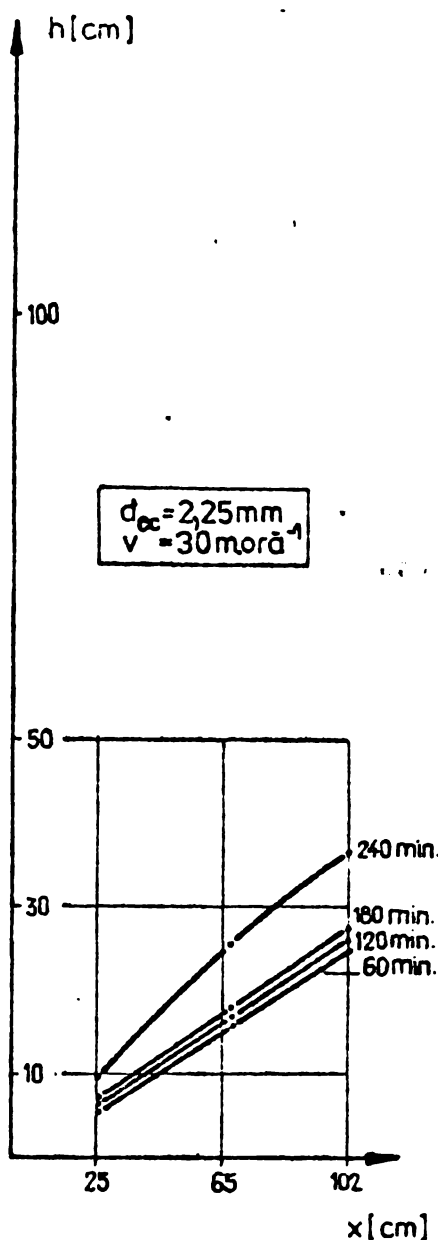


Fig. 6.40

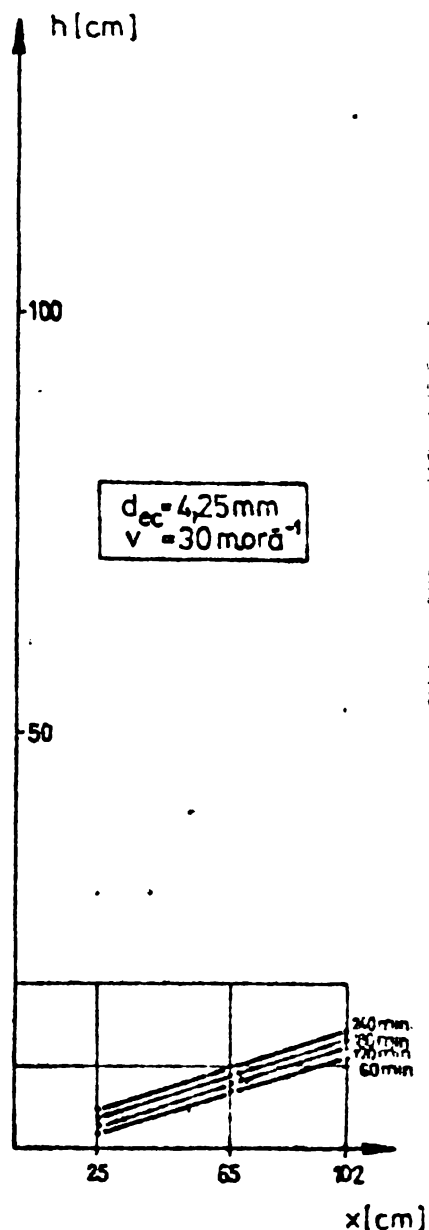


Fig. 6.41

granulelor stratului filtrant conduce în mod logic la scăderea pierderii de sarcină în timp ce creșterea vitezei de filtrare conduce la mărirea pierderii de sarcină. La nisipuri fine și viteze mari de filtrare (30 și 45 m/h), s-au atins valori mari pentru pierderea de sarcină, de 1,2 - 1,7 m, în schimb valoarea acesteia a scăzut în limite admisibile (40 - 70 cm), pentru nisipuri mai groasere (dec. 2,25 - 3,2 mm).

În concluzie se poate aprecia că pentru grosimi ale stratului filtrant de cca 1 m. se realizează pierderi de sarcină sub 100 cm. la viteze mari de filtrare (30-40 m/h), atunci când se folosește un nisip mai grosier, cu diametrul mediu echivalent al granulelor cuprins între 2 și 4 mm.

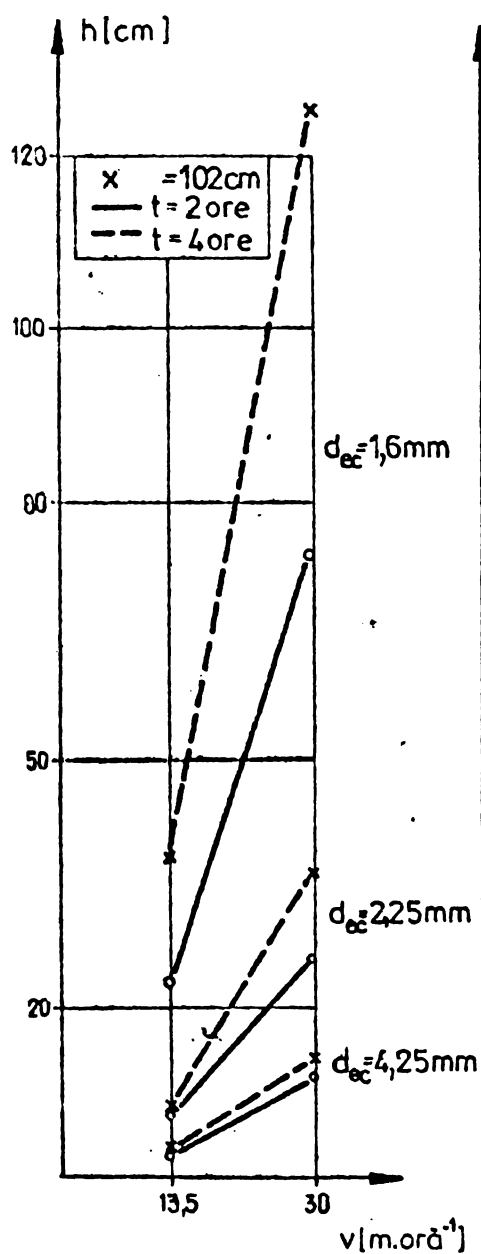


Fig. 6.42

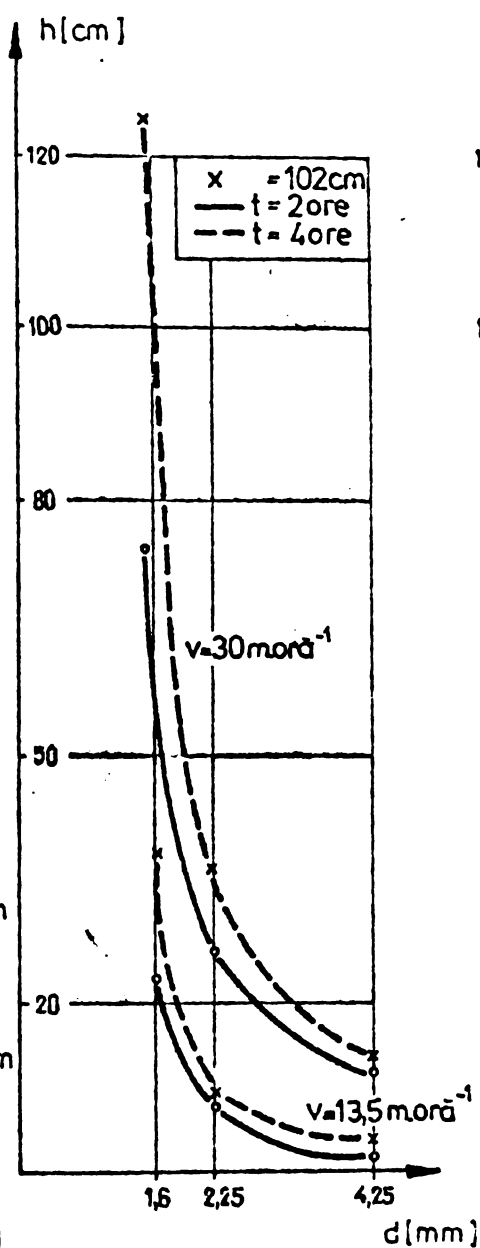


Fig. 6.43

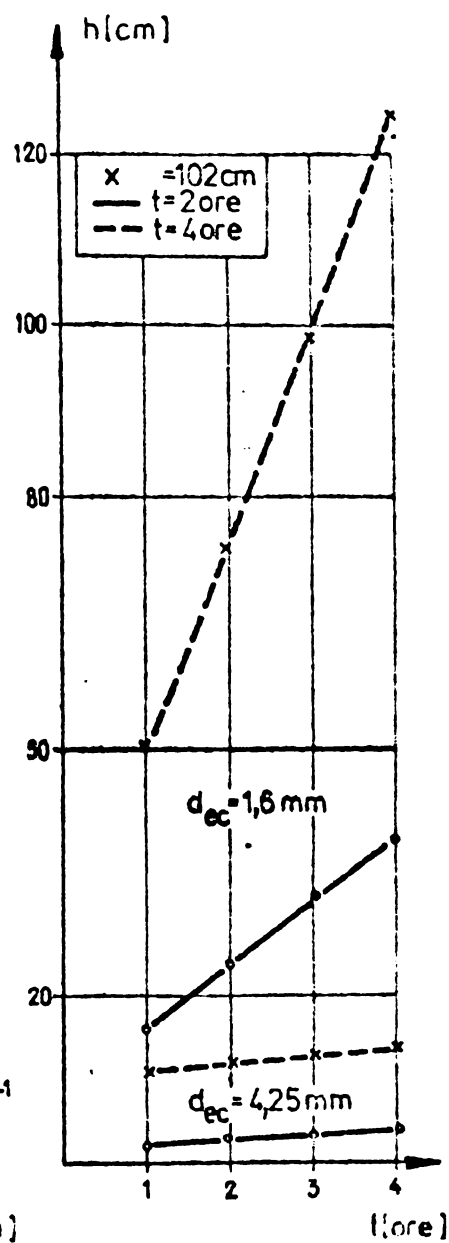


Fig. 6.44

6.4.2.- Influența adusului de coagulant

Pentru experiențele făcute cu adăos de coagulant s-au măsurat și pierderile de sarcină, în aceleași condiții ca și în cazul filtrării fără coagulant.

Reprezentarea grafică a acestor date este redată în fig. 6.45- 6.48, figuri care atestă creșterea pierderii de sarcină pe proximitatea stratului filtrant în timp, proporțional cu creșterea vitezei precum și descreșterea pierderii de sarcină ca urmare a măririi diametrului mediu echivalent al granulelor stratului filtrant.

Se remarcă creșteri mari ale pierderii de sarcină în cazul adusului de coagulant, creșteri de ordinul 2-5 ori față de cele înregistrate în cazul filtrării fără coagulant.

În general creșterea deosebită a pierderii de

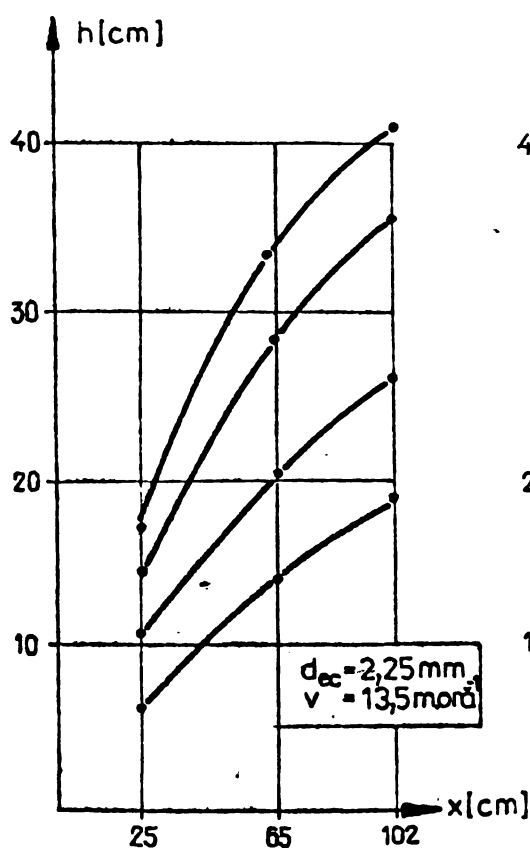


Fig. 6.45

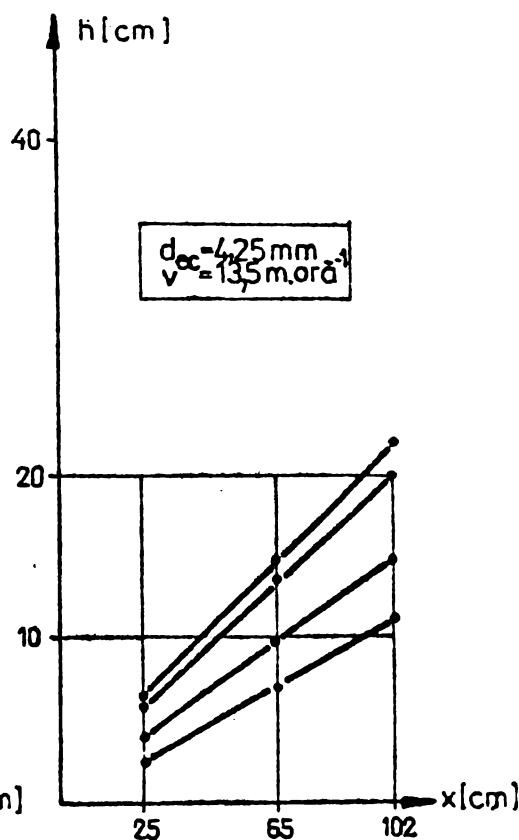


Fig. 6.46

sarcină ca urmare a adausului de coagulant reflectă eficiența sporită a procesului de filtrare în aceste condiții, încercarea mult mai puternică a porilor stratului granular filtrant ca urmare a efectului de aglomerare a suspensiilor și de depunere a flocoanelor astfel formate.

În concluzie se constată că adausul de coagulant conduce la creșteri mari, între 3 - 5 ori, a pierderii de sarcină, ca urmare a încărcării mai puternice și deci a eficienței sporite a stratului filtrant, aceste pierderi de sarcină rămânând la valori sub 1 m. pentru viteze de filtrare de 30 m/h și grosimi ale stratului filtrant de 1 m, atunci când se folosesc nisipuri cu diametrul mediu echivalent al granulelor cuprinse între 2 și 4 mm.

Pierderile de sarcină cresc în timp, pe grosimea stratului filtrant și odată cu creșterea vitezei de filtrare, ele scăzând cu creșterea diametrului mediu echivalent al granulelor stratului filtrant.

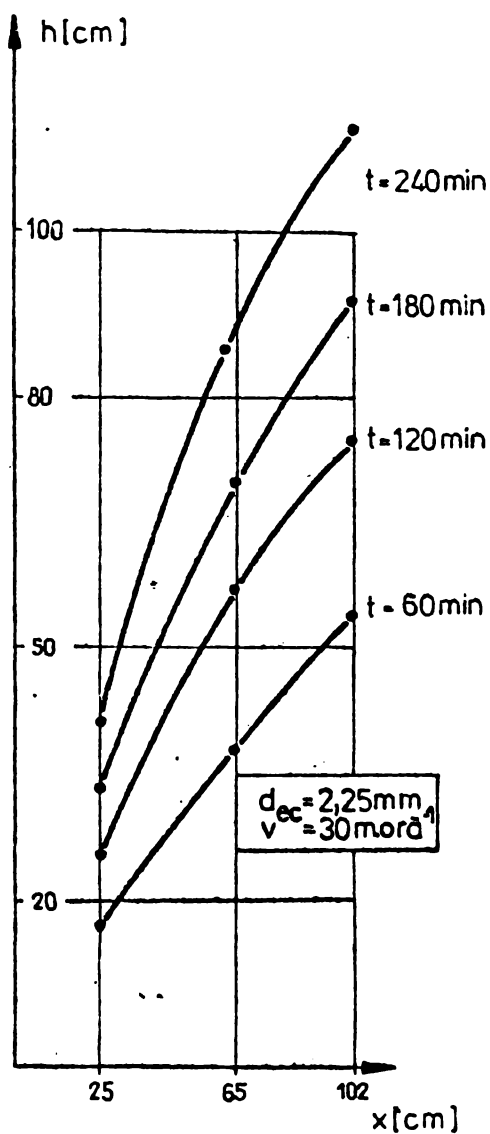


Fig. 6.47

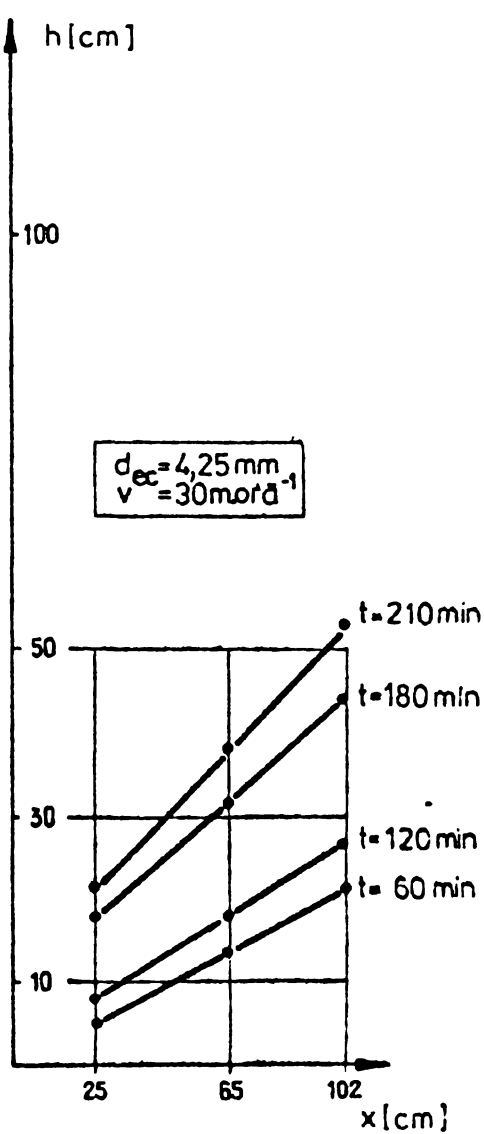


Fig. 6.48

6.5.- Modificări calitative și eficiența filtrării.

6.5.1.- Modificări calitative ale efluentului.

În capitolele precedente ale lucrării s-au prezentat considerațiile asupra domeniilor caracteristice ale ciclului de filtrare rapidă, precum și descrierea desfășurării acestui proces, în timpul căruia se constată reducerea treptată a turbidității efluentului până la o valoare care poate rămâne apoi aproape constantă pe o anumită durată a ciclului de filtrare, în final turbiditatea începând din nou să crească. Teoretic acest aspect a fost reprezentat în fig. 2.4 și 2.5, iar stadiile caracteristice ale ciclului de filtrare rapidă s-au prezentat grafic, ca și principiu, în fig. 2.6.-

În ceea ce privește scăderea concentrației suspensiei proporțional cu adâncimea patului filtrant pe care îl traversează, s-a arătat că aceasta este logaritmică, aspectul fiind redat



grafic în fig. 2.2 și 2.3.-

Realizarea experiențelor cu viteze mari de filtrare, a scos în evidență faptul că aceste aspecte caracteristice filtrării rapide, se regăsesc și în cazul filtrării ultrarapide. Astfel, prezentarea grafică a concentrației efluentului în funcție de timp (fig. 6.49), în cazul unei viteze mai mici de filtrare (13,5 m/h), redă existența celor 3 stadii caracteristice existente în filtrarea rapidă, stadiul I sau perioada inițială de reținere, stadiul II sau perioada de regim și stadiul III sau perioada de colmatare /loș /. Odată cu creșterea vitezei de filtrare, în fig. 6.50 se remarcă o reducere a stadiului II (perioada de regim) față de filtrarea rapidă, fapt explicabil ținând cont de durata relativ scurtă a ciclului în filtrarea ultrarapidă, astfel că de fapt se poate accepta în linii generale în filtrarea ultrarapidă existența celor două stadii precis conturate (stadiul I și stadiul III), legate de o perioadă relativ scurtă și puțin conturată corespunzătoare stadiului II.

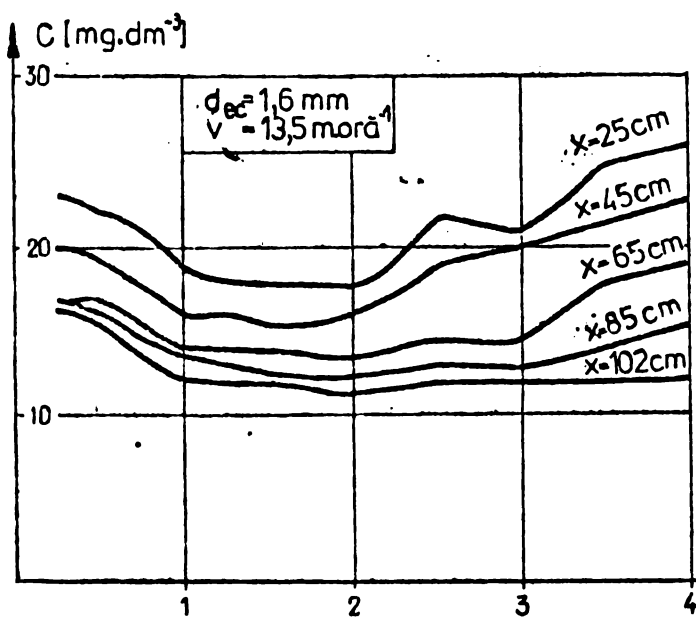


Fig. 6.49

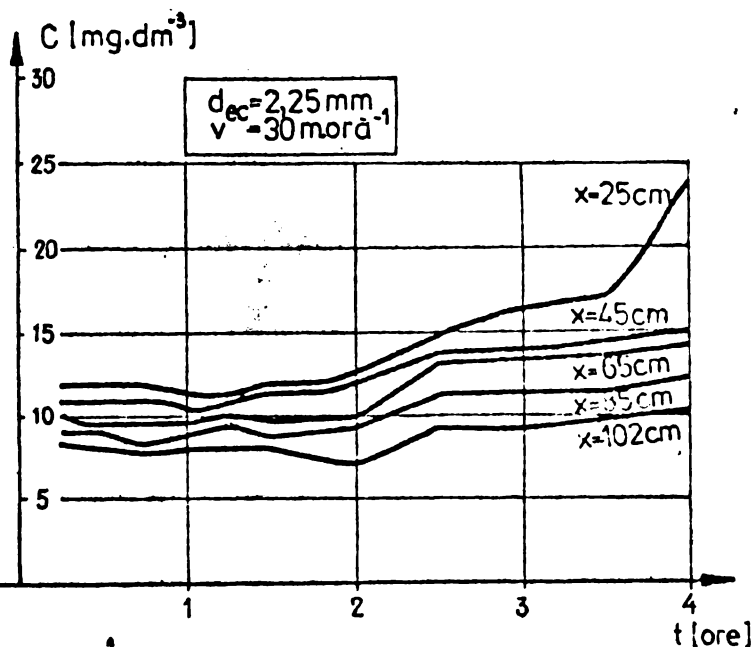


Fig. 6.50

Se constată și scăderea concentrației suspensiei pe direcția stratului filtrant, în unele momente însă în straturile superioare ale patului filtrant, existând fenomene de încărcare deosebită, peste valoarea concentrației în suspensia influentului, urmate de desprinderi ale unei părți din depozitele fixate anterior, și re-suspendarea lor în curentul lichidului. Se relevă de fapt prezența unor coeficienți cu mecanisme de transport și fixare, a mecanismului de desprindere.

Acste caracteristici se regăsesc în reprezentarea grafică a majorității experiențelor.

Pentru a ilustra mai bine scăderea după o lege exponențială a concentrației suspensiilor pe grosimea stratului filtrant pe care îl traversează, se reprezintă grafic în raport cu grosimea stratului filtrant, variația raportului adimensional $\frac{C}{C_0}$, adică a raportului dintre concentrația efluentului și concentrația inițială a apei brute. Raportul $\frac{C}{C_0}$ se calculează pe baza datelor privind modificarea calității efluentului, măsurate pe timpul desfășurării experimentelor.

După calcularea raportului C/C_0 , s-a reprezentat grafic variația acestui raport în funcție de grosimea stratului filtrant, spre a pune astfel în evidență scăderea concentrației suspensiilor pe grosimea stratului filtrant și pentru a ilustra, desfășurarea în timp a procesului de reținere a impurităților și existența stadiilor caracteristice de filtrare. Din numărul mare de reprezentări grafice care zugrăvesc cele expuse mai sus se redau un număr de 2 reprezentări (fig. 6.51 - 6.52)

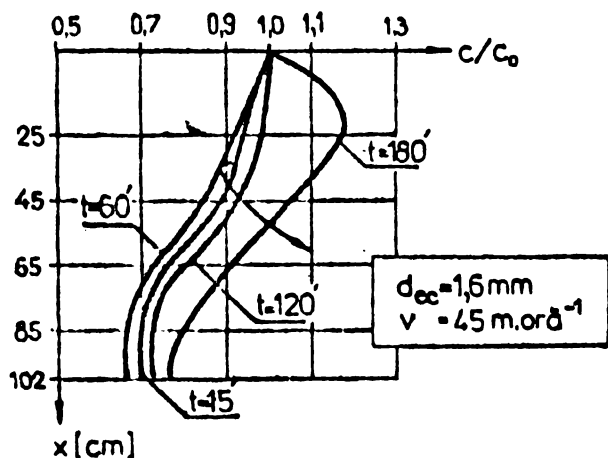


Fig. 6.51

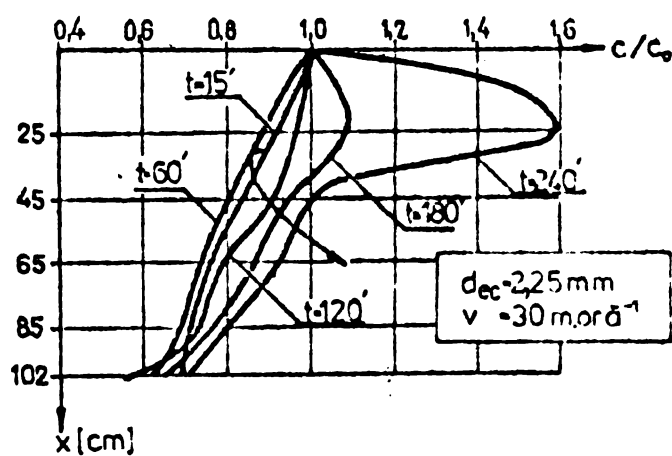


Fig. 6.52

Se constată că reprezentările sînt identice cu cele din fig. 2.4, care redă la modul general desfășurarea fenomenului pentru filtrarea rapidă, astfel că se poate afirma din acest punct de vedere, că procesul de scădere a concentrației suspensiilor proporțional cu distanța parcursă este în principiu același, stînd pentru filtrarea rapidă cît și pentru cea ultrarapidă. Aceasta este o confirmare pentru aplicabilitatea și în domeniul filtrării ultrarapide a descrierii procesului de separare prin o lege de formă exponențială (relația 2.8).-

Reprezentările grafice 6.51 - 6.52, mai zugrăvesc că îmbunătățirea calității efluentului în perioada inițială de timp, cu valori ale raportului C/C_0 în scădere pentru perioada

până la $t = 60 - 120$ minute, păstrarea unei calități aproape constante în scurta perioadă de regim, marcată prin apropierea curbelor pentru $t = 120' . . . 180'$ la grosimile de $85 - 102$ cm, și îndepărtarea evidentă a acestei calități, în perioada de colmatare, reprezentată de zona curbelor pentru $t = 180' - 240'$, care se apropie de valoarea raportului $C/C_0 = 1$. Se constată la unele din reprezentările grafice realizate, depășirea valorii unitare a raportului C/C_0 , de regulă pentru straturile superioare ale patului filtrant, urmate de scăderi bruște la valori subunitare ale acestui raport, marcând astfel fenomene de desprindere a unor depozite anterior fixate, ca urmare a mecanismului de detașare.

Pentru a pune în evidență mai clar faptul că există o scădere logaritmică a concentrației suspensiei, proporțional cu grosimea patului filtrant, se reprezintă grafic în scara unei logaritmică variația raportului C/C_0 în funcție de grosimea stratului filtrant (fig. 6.53 și 6.54).

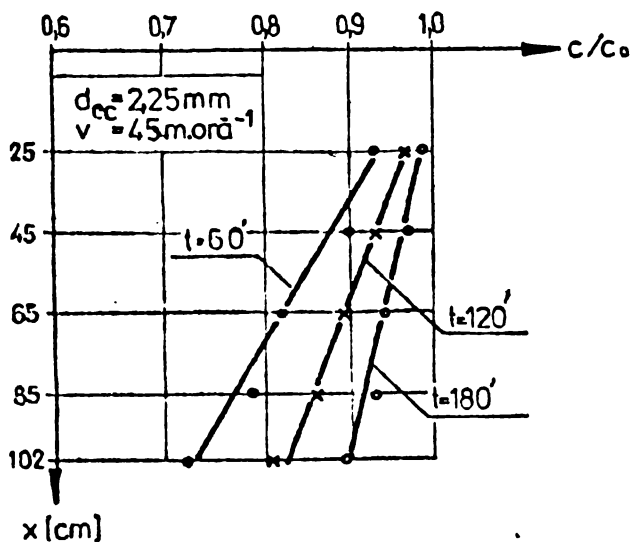


Fig.6.53

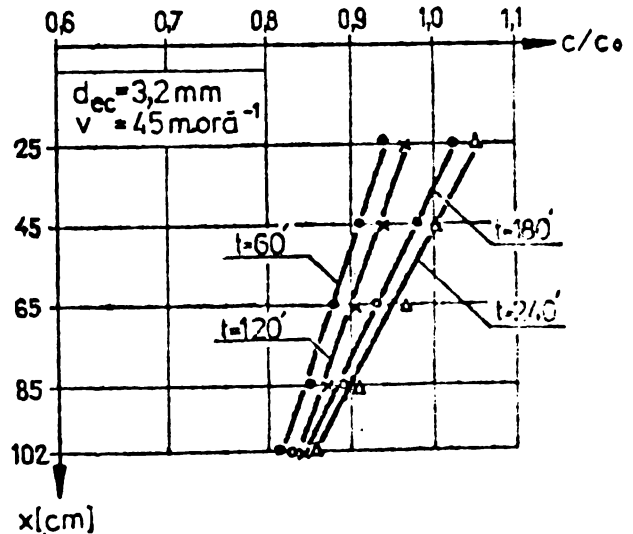


Fig.6.54

Se constată în general un spectru cu o componentă apropiată de linia dreaptă, confirmând astfel natura logaritmică a scăderii concentrației suspensiei, reprezentările fiind asemănătoare cu cele exprimate în principiu pentru filtrarea rapidă de Ives/47, și redată în fig. 2.2. Se constată de asemenea tendința unei curbură spre originea axelor, adică asemănător fig. 2.3 a, ceea ce indică în orice caz o satisfăcătoare folosire a capacității de reținere a tuturor straturilor patului filtrant și faptul că nisipul folosit, a avut o granulatie relativ uniformă, subliniindu-se astfel faptul că este recomandabilă folosirea unor coeficienți de uniformitate mai mici de 1,5.

În final se poate concluziona faptul că studiul modificărilor calitative ale efluentului pe parcursul ciclului de filtrare și la diverse grosimi ale stratului filtrant, a evidențiat asemănarea proceselor din filtrarea ultrarapidă cu cele din filtrarea rapidă.

Modificarea în timp a calității efluentului, deci descrierea procesului de filtrare, se aseamănă cu descrierea redată pentru filtrarea rapidă /105/ remarcându-se prezența perioadei inițiale de reținere în care se îmbunătățește calitatea efluentului precum și cea a perioadelor de regim și colmatare, perioada de regim fiind mai puțin marcată la viteze mari / 122 / , modelele propuse de Stein și Ives pentru descrierea procesului de filtrare rapidă fiind relativ apropiate de modul în care se desfășoară în realitate fenomenul filtrării ultrarapide.

Se confirmă de asemenea aspectele semnalate în filtrarea rapidă privind scăderea concentrației suspensiei proporțional cu adâncimea stratului filtrant, precum și natura exponențială a acesteia, conform formulării date de Iwasaki (relația 2.8).-

6.5.2.- Eficiența filtrării

Pentru a reda mai elocvent randamentul procesului de filtrare, s-a introdus noțiunea de eficiență a filtrării reprezentând exprimarea în procente a cantității de suspensii pe unitatea de volum reținută la un moment dat, în raport cu cea conținută în unitatea de volum a influentului :

$$E \% = \left(1 - \frac{C}{C_0} \right) \times 100 \dots \dots \dots (6.22)$$

Eficiența s-a calculat pe baza datelor măsurate experimental pentru toate ciclurile de filtrare realizate și pe cele 5 grosimi ale stratului filtrant al instalației de laborator (25 ; 45 ; 65 ; 85 ; și 102 cm).

Analizarea în continuare a randamentului filtrării s-a făcut pentru o grosime de strat filtrant caracteristică $x = 1,02 \text{ m} = 1 \text{ m}$, valorile pentru eficiența filtrării E%, corespunzătoare acestui nivel fiind redată în tabela 6.14.-

Din tabelă rezultă în mod clar faptul că eficiența filtrării este dependentă de viteza de filtrare, creșterea acesteia conducând la înrăutățirea randamentului filtrului, ca urmare a scăderii valorii parametrului mediu al reținerii λ_{med} . De asemenea se constată că eficiența filtrării scade odată cu creșterea mărimumi diametrului mediu echivalent al granulelor de nisip. Unele

Tabela 6.10

d mm	t mm	E %			d mm	t mm	E %		
		Viteza de filtrare m/h					Viteza de filtrare m/h		
		13,5	30	45			13,5	30	45
	30	44,6	36,0	28,0	30	21,2	20,6	15,2	
	60	50,0	38,5	31,4	60	27,5	27,3	19,4	
	90	42,9	37,1	30,6	90	25,0	29,4	19,4	
	120	40,0	37,1	27,1	120	25,0	29,4	16,7	
1,6	150	40,5	44,2	30,0	3,2	150	25,0	29,4	19,0
	180	40,5	50,0	24,0	180	22,6	29,4	17,5	
	210	45,7	50,0	-	210	23,3	27,8	17,5	
	240	47,8	46,2	-	240	23,3	27,8	16,7	
	30	42,0	33,1	35,5	30	24,0	16,7	-	
	60	55,8	36,2	31,1	60	28,6	18,4	-	
	90	60,0	38,5	27,0	90	30,6	20,0	-	
2,25	120	58,2	46,2	23,1	4,25	120	30,6	20,0	-
	150	56,4	40,0	15,4	150	27,8	20,0	-	
	180	52,7	35,3	11,5	180	27,5	16,7	-	
	210	46,4	33,3	-	210	23,8	16,7	-	
	240	44,8	30,0	-	240	22,0	13,8	-	

abateri locale de la această regulă se datoresc faptului că experiențele s-au făcut cu apă avînd turbidități variate, influența acestora nefiind evidențiată din punctul de vedere al eficienței filtrării.

În concluzie se constată că, funcție de viteza de filtrare, s-au obținut următoarele valori medii pentru eficiența filtrării :

- pentru viteză de filtrare 13,5 m/h... E % = 40 - 60 %
- " " " 30 m/h... E % = 20 - 45 %
- " " " 45 m/h... E % = 20 - 30 %

Se constată de asemenea că la nisip cu granulație mare (dec = 3,2 - 4,2 mm), în cazul vitezelor mari (30 - 45 m/h), eficiența filtrării nu depășește 30 % .

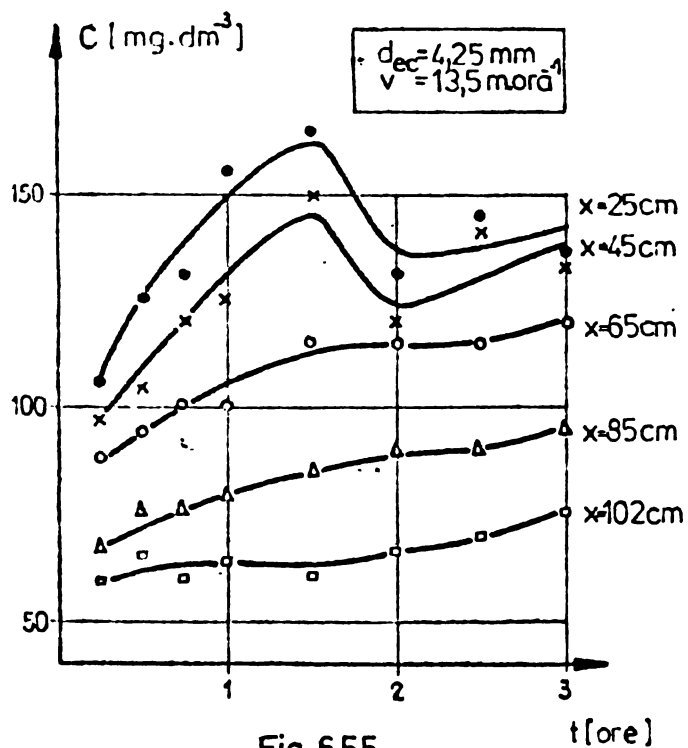
Perioada inițială de reținere și perioada de recuperare au o durată totală de 4-6 ore pentru viteza de filtrare la 30 - 35 m/h, scăzînd însă la oca 3 ore în cazul vitezei de filtrare de 45 m/h. Perioada inițială de reținere are în general o durată de pînă la 120 minute de la începutul ciclului de filtrare .

Este deci posibil ca, folosind un strat filtrant

la grosime de 1 m cu granule având diametrul mediu echivalent cu -
 prias între 2 - 3 mm și filtrând cu o viteză de 20 - 30 m /h,
 obținându-se cicluri de filtrare cu durată de cca 4 - 6 ore și eficiențe
 de cca 90 - 95%, funcție și de caracteristicile apei brute ce se
 filtrează.

6.5.3.- Influența adusului de coagulant.

Experiențele realizate cu un adans de coagulant
 conduc la modificări calitative ale efluentului, reprezentarea
 grafică a acestora (fig. 6.55) indicând clar modul în care s-au
 produs aceste modificări.



Se remarcă faptul că pe
 perioada inițială de regim se nu se
 mai evidențiază, întregul ciclu
 de filtrare prezentând în timp și
 pe întreaga grosime a stratului
 filtrant un proces de înrăutățire
 a calității efluentului. Re-
 prezentarea variației raportului
 C/C_0 pe grosimea stratului fil-
 trant (fig.6.56) indică la fel
 de clar acest lucru și arată că
 adansul de coagulant nu a influen-
 cat scderea de natură exponenție-
 lă a concentrației suspensiei pro-
 porțional cu adâncimea stratului
 filtrant.

Evidențierea scderii lo-
 calitice a concentrației suspensiei pe grosimea stratului filtrant,
 se face reprezentând în fig. 6.57, în scară semilogaritmică, valorile
 date la coordonată în fig. 6.56.

Spectrul curbelor se apropie de linie dreaptă,
 confirmând deci a cură logaritmică a scderii concentrației suspen-
 siei pe grosimea stratului filtrant și deci aplicabilitatea formulei
 lui M. Masaki (relația 2.3). Folosind valorile măsurate exp-
 erimental, s-a calculat eficiența filtrării în cazul adusului de co-
 agulant, rezultatele fiind trecute în tabela 6.15 , pentru grosimea
 strat filtrant $x = 1,02 \text{ m} \approx 1 \text{ m}$.

$d_{ec}=2,25\text{mm}$; $v=30\text{m.ora}^{-1}$

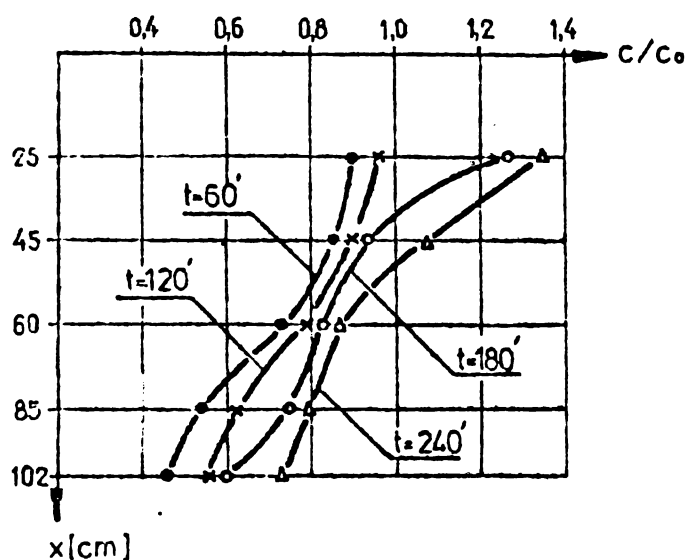


Fig. 6.56

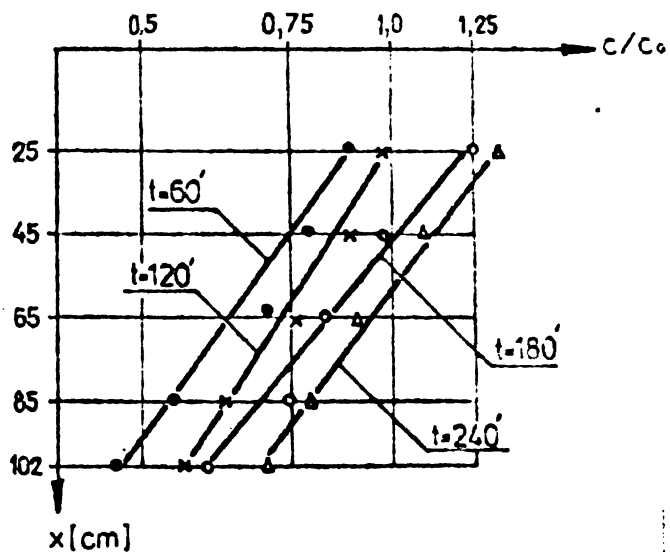


Fig. 6.57

Tabela 5.1

d mm	t min	E %		d mm	t min	E %	
		Viteza de filtrare m/h				Viteza de filtrare m/h	
		13,5	30			13,5	30
	30	86,5	54,2	30	53,6	19,3	
	60	85,3	54,2	60	55,8	19,3	
	90	79,3	45,9	90	57,2	23,1	
2,25	120	75,0	43,8	4,25	120	46,4	23,3
	150	65,0	41,7	150	44,8	-	
	180	52,5	41,7	180	41,6	-	
	240	45,0	27,1	240	-	-	

Se constată că adausul de coagulant nu e modificat în dependența invers proporțională a eficienței filtrării de variația vitezei de filtrare și de mărimea diametrului mediu echivalent al granulelor materialului filtrant. În schimb se observă o creștere relativă a eficienței filtrării ca urmare a adausului de coagulant, valoarea medie ale creșterii pentru diverse viteze de filtrare fiind :

- pentru viteză de 13,5 m/h E % = 50-85 %
- pentru viteză de 30 m/h E % = 20-55 %

Se menține observația ca la viteze foarte mici și granulatie grosieră a nisipului ($d_{ec} = 4,25\text{ mm}$), eficiența rămânând relativă (sub 50 %), chiar și cu adaus de coagulant. Datorită adausului de coagulant, perioada inițială de reținere nu mai poate fi neglijată, întregul ciclu reprezentând o degradare mai mult sau mai puțin mare a calității efluentului (fig. 6.55).-

YVALLES VALLENS

Este evidentă influența puternică a adosului de coagulant în primele 2 ore de la începerea ciclului de filtrare, perioadă în care la turbidități moderate, granulații ale nisipului pînă la 3 mm și viteze de filtrare pînă la 30-35 m/h, se obțin caracteristici spectaculoase ale eficienței filtrării.

Pentru a pune în evidență și mai clar influența adosului de coagulant se reprezintă grafic, comparativ, variația "E % - t" pentru cazul filtrării fără ados de coagulant (cu linie punctată) și cea cu ados de coagulant (cu linie plină), în fig. 6.58 - 6.59.

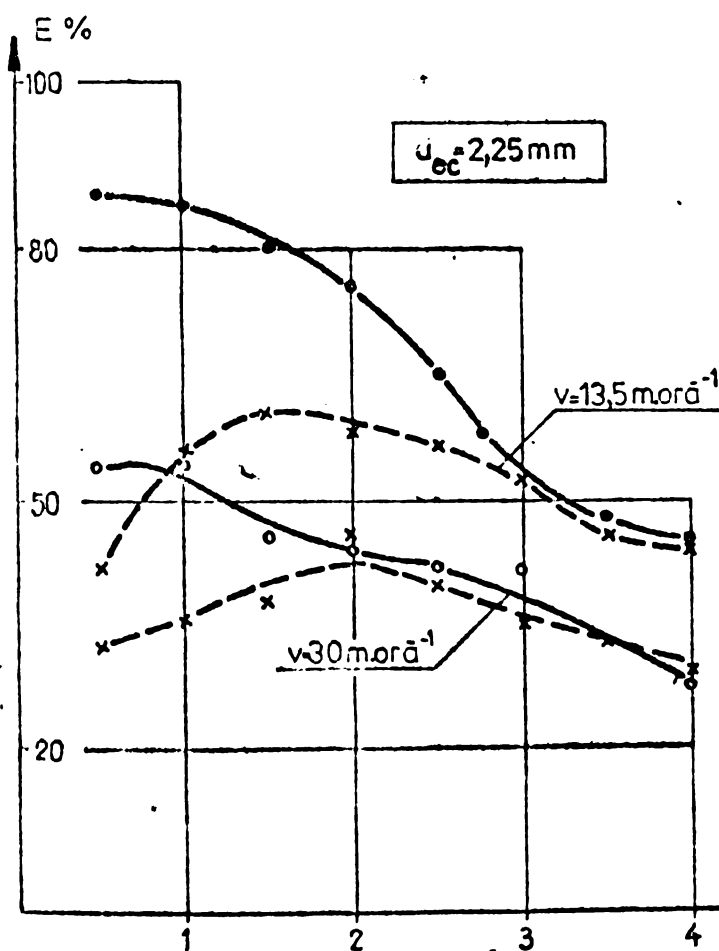


Fig. 6.58

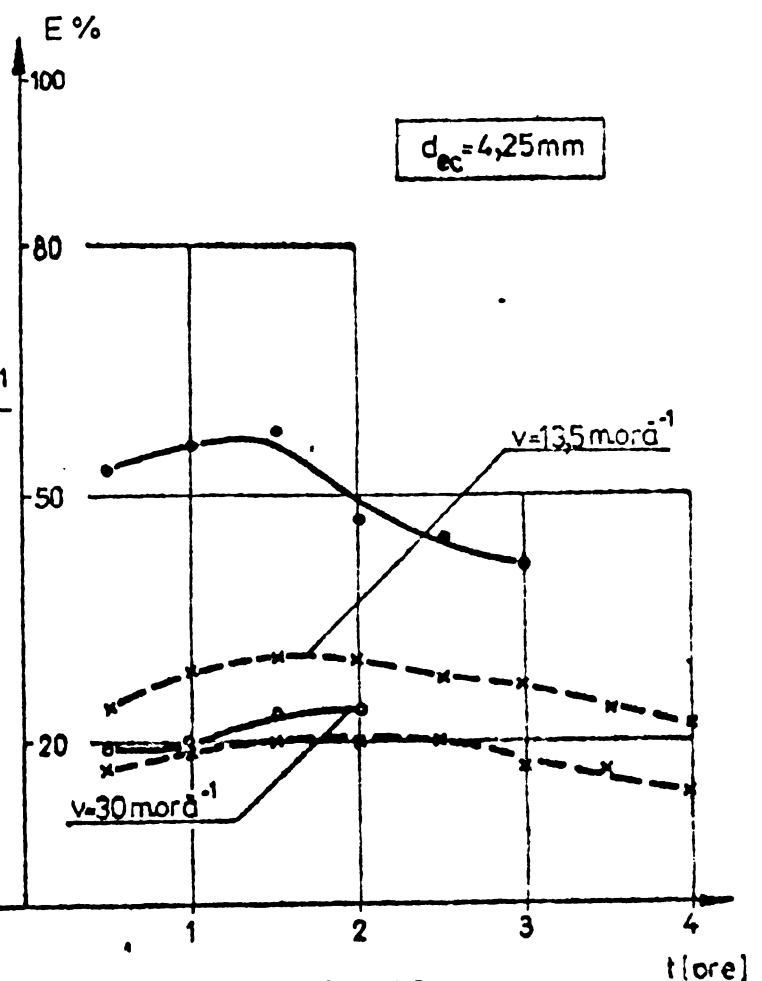


Fig. 6.59

Influența adosului de coagulant prezintă următoarele caracteristici :

- eficiența filtrării crește mult în primele 1-2 ore de la începerea ciclului de filtrare, creșterile fiind de ordinul 50% - 100%.

- După circa 1 - 2 ore influența coagulantului asupra eficienței filtrării devine mai puțin importantă. Aspectul este corelat cu influența asupra adosului de coagulant și are asupra parametrului mediu al rășinării λ_{med} (paragraful 6.1.3 fig. 6.13 și 6.14)

- Se poate aprecia deci ca adosul de coagulant se justifică în

special în cazul unor influențe cu turbiditate moderată ($C_0 < 50^{\circ}$ JTU) când adăusul de coagulant direct în filtru, asigură pentru grosimi de strat filtrant de 1 m și nisip avînd diametrul mediu echivalent cuprins între 2-3 mm, o eficiență a filtrării de cea 60 % la viteze de filtrare de 20 - 30 m/h.

6.6.- Verificarea aplicabilității în domeniul filtrării ultrarapide, a metodelor matematice propuse pentru integrarea ecuațiilor generale ale filtrării rapide .

Sistemul general de ecuații care descrie matematic procesul filtrării rapide și soluțiile ce rezultă din integrarea acestuia, în funcție de valorile particulare acceptate pentru parametrii λ și β , prezintă o diversitate mare de formulări, caracterizînd pe de o parte numărul mare de cercetători care au abordat această problemă și pe de altă parte, complexitatea problemei și diversitatea parametrilor determinanți, astfel că în prezent nu există un consens general în această direcție, acest aspect fiind cu atât mai puțin clarificat pentru domeniul filtrării ultrarapide.

Tinînd însă cont de asemănarea în unele direcții a proceselor din filtrarea rapidă cu cele din filtrarea ultrarapidă, s-a verificat aplicabilitatea în domeniul filtrării ultrarapide, a unora din modelele matematice propuse pentru filtrarea rapidă, pentru o grosime de strat filtrant $L = 10,2$ dm.

6.6.1.- Modelul matematic Ives .

Cercetătorul Ives propune pentru descrierea matematică a fenomenelor filtrării rapide, conform celor expuse detaliat în cap. 2 al lucrării, un sistem de ecuații diferențiale care admite ca și soluții :

$$\frac{C}{C_0} = \frac{e^{-ax} \cdot \frac{e^T + 1}{e^T - 1}}{\left\{ \left[\frac{e^T + 1}{e^T - 1} \right]^2 + e^{-2ax} - 1 \right\}^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{a}{b} \right)^{\frac{1}{2}}} \dots (2.48)$$

$$\sigma = \frac{1}{\left\{ 1 + e^{2ax} \left[\left(\frac{e^T + 1}{e^T - 1} \right)^2 - 1 \right] \right\}^{\frac{1}{2}}} \dots (2.49)$$

$$H = H_0 + \frac{K}{2(a \cdot b)^{1/2}} \ln \left\{ \frac{\left[1 + e^{2ax} \left[\left(\frac{e^T + 1}{e^T - 1} \right)^2 - 1 \right] \right]^{1/2} - 1}{\left[1 + e^{2ax} \left[\left(\frac{e^T + 1}{e^T - 1} \right)^2 - 1 \right] \right]^{1/2} + 1} \cdot e^T \right\} \dots (2.50)$$

Soluțiile rezultă acceptînd :

$$\lambda = a - b \sigma^2 \dots \dots \dots (2.22)$$

în care a și b se acceptă ca și constante pentru fiecare proces de filtrare în parte și rezultă din ecuația 2.22.

Ceilalți parametri din expresiile 2.48, 2.49, 2.50 au următoarele semnificații :

$$T = 2 \cdot v \cdot c_0 \cdot t \cdot \sqrt{ab} \text{ [adimensional]} \dots \dots \dots (2.51)$$

H_0 = pierderea de sarcină la începutul ciclului de filtrare, care rezultă din măsurătorile experimentale.

$$K = \frac{A}{v \cdot c_0} \text{ [mg}^{-1} \text{ dm}^3 \text{]} \dots \dots \dots (2.52)$$

este o constantă pentru fiecare proces de filtrare în parte.

$$A = \frac{H - H_0}{t} \text{ [dm} \cdot \text{min}^{-1} \text{]} \dots \dots \dots (2.53)$$

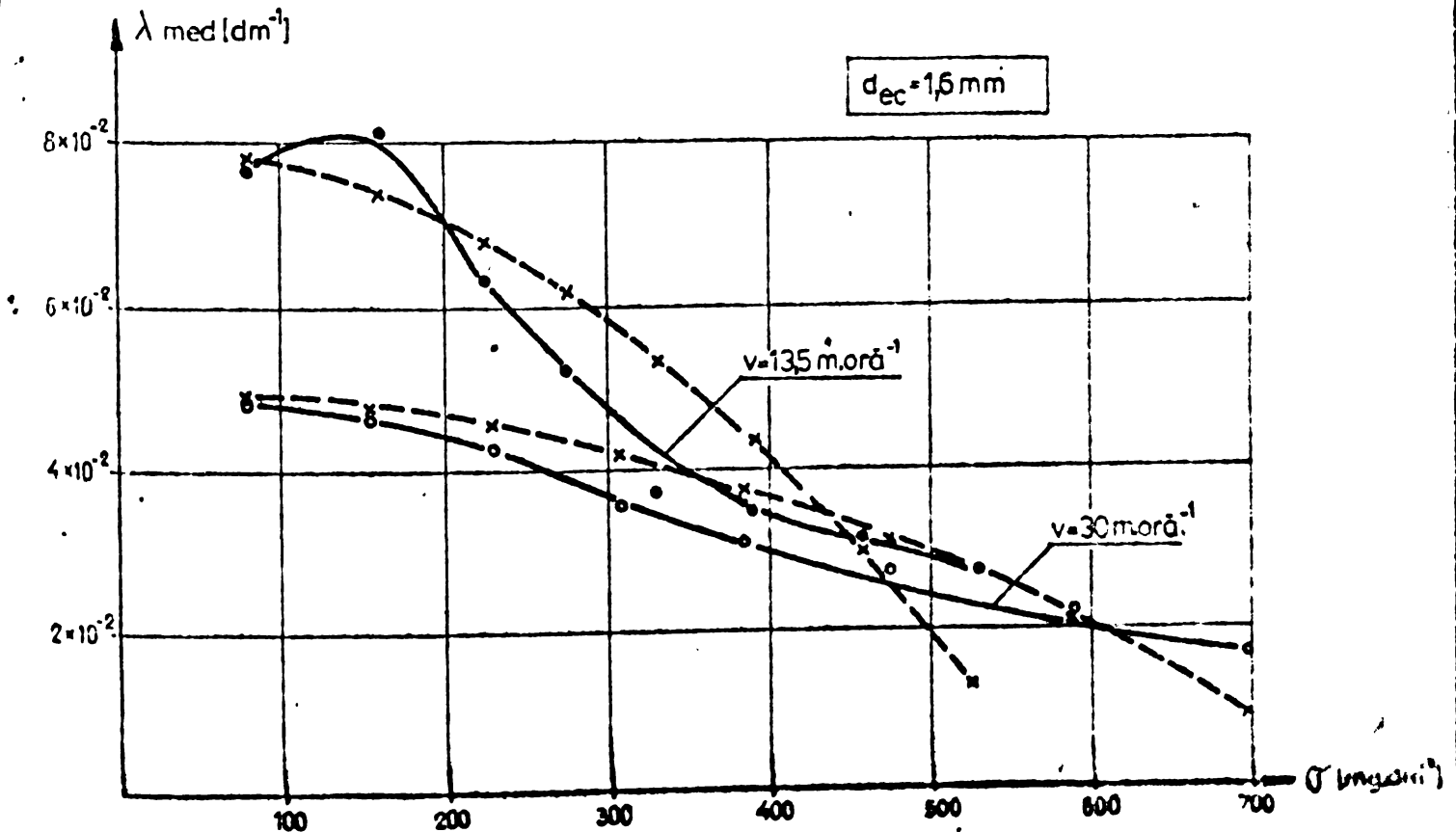
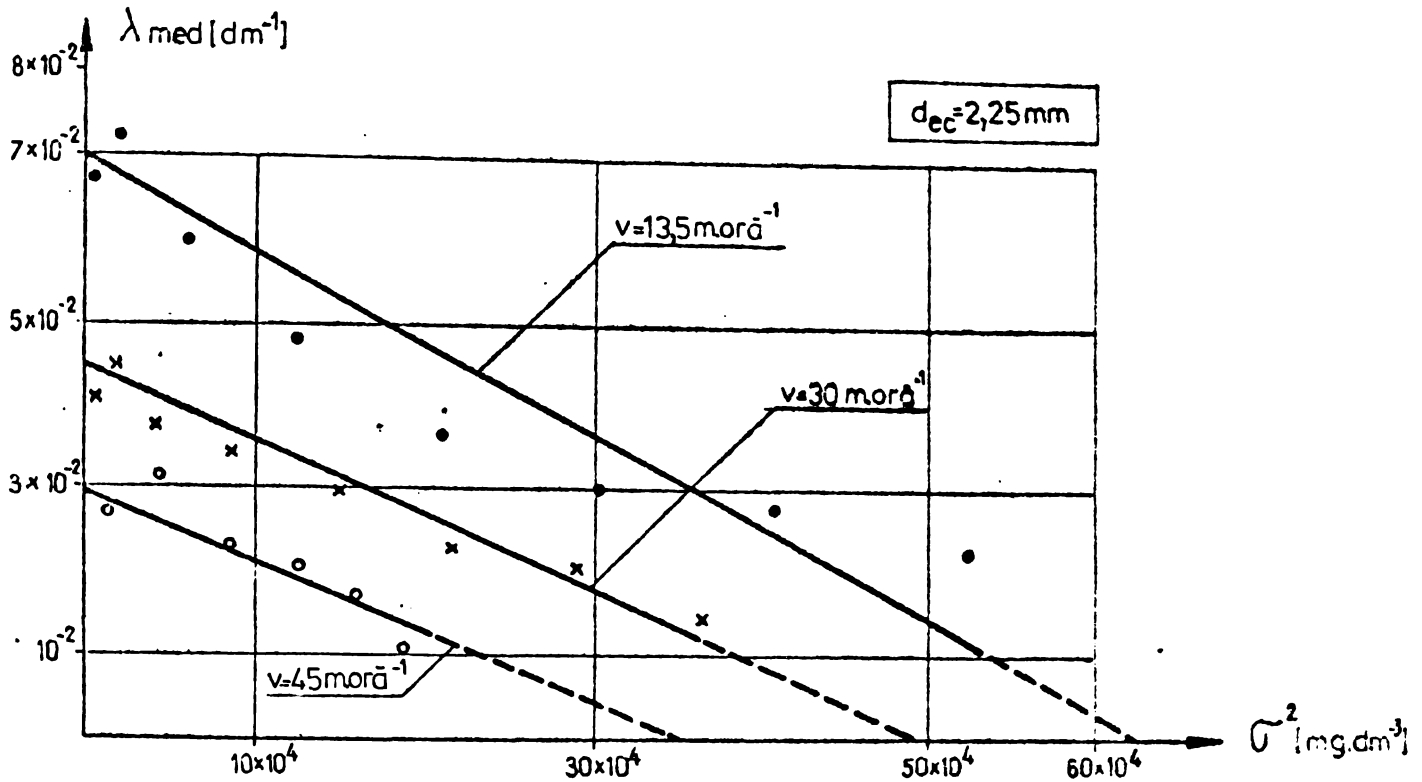
este o constantă pentru fiecare proces de filtrare în parte și rezultă din interpretarea datelor experimentale .

Se determină în prealabil constantele a și b din relația 2.22, determinarea făcîndu-se pe cale grafică, prin desena-rea dreptelor care unesc aproximativ datele experimentale transcrise în un sistem de axe în care , ordonata reprezintă axa " λ_{med} ", iar abscisa axa " σ^2 ". In aceste condiții constanta " a " rezultă ordonata în origine, iar constanta "b" este coeficientul unghiular al dreptei. In fig. 6.60 se redă pentru exemplificare, reprezentarea grafică pentru experiențele realizate folosind nisip cu diametrul mediu echivalent de 2,25 m.

Formulara simplificată ce s-a avansat pentru exprimarea parametrului reținerii λ (relația 2.22), nu zugrăvește fidel variația parametrului mediu al reținerii în funcție de depozitul specific σ în filtrarea ultrarapidă, ea fiind dată pentru filtrarea rapidă, astfel că constantele a și b se determină cu oarecare aproximație.

Pentru a evidenția diferențele pe care formulara 2.22 dată pentru filtrarea rapidă, le introduce prin folosirea ei în filtrarea ultrarapidă, se reprezintă grafic comparativ unele

discuțiile "λ-σ" ce redau relația teoretică 2.22 (cu valorile în rezultat pentru a și b) față de datele experimentale rezultate pentru λ_{med} și σ. Reprezentările se redau în fig. 6.61-6.62, cu linii



punctată fiind reprezentate valorile teoretice iar cu linie plină cele ale datelor experimentale, ele conducând la concluzia că expresia teoretică 2.22 redă cu unele modificări și diferențe față de $\lambda = f(\sigma)$ în filtrarea ultrarapidă, diferențele față de valorile determinate pe baza rezultatelor experimentale, fiind în medie de obicei între 5 - 15 %, punctele extreme nedeșăbind diferențe de până la 30 %.

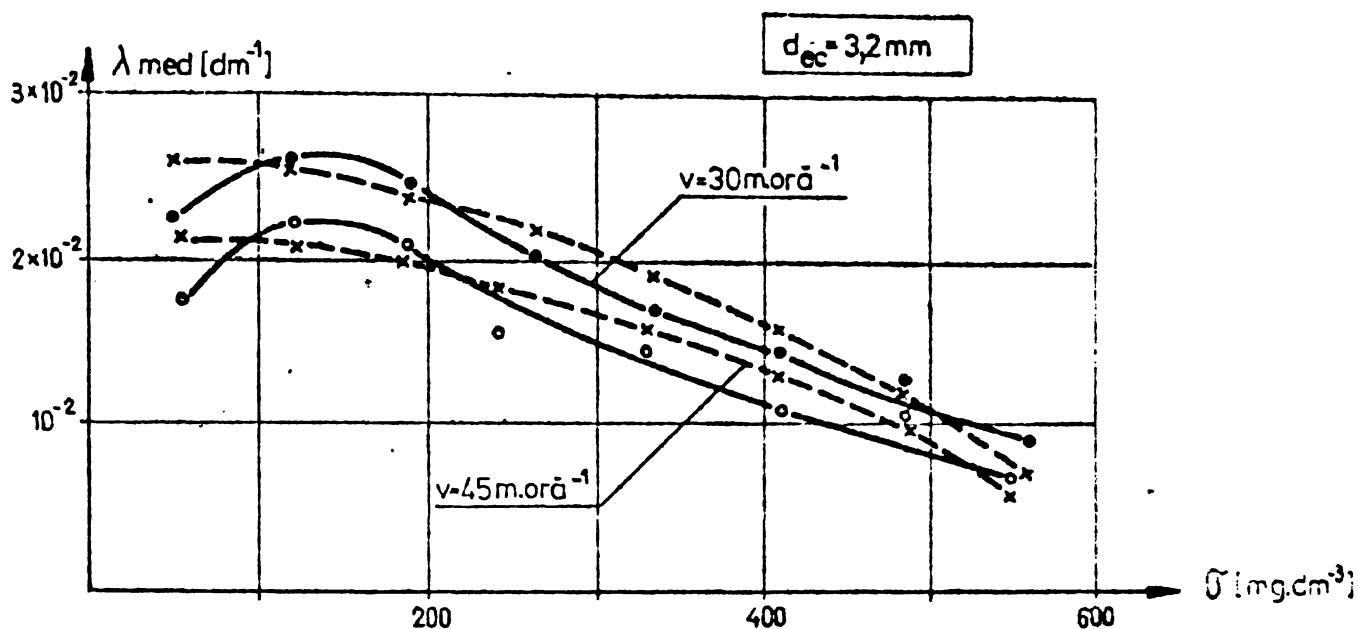


Fig.6.62

6.6.1.1.- Determinarea raportului C/Co.

Calculul teoretic al raportului C/Co care radiază în momentul filtrării, se face pe baza relației 2.43 folosind pentru parametrii a și b datele determinate conform celor expuse mai sus, înlocuind parametrului adimensional T , calculându-se conform relației 2.51. S-a calculat teoretic valoarea raportului C/Co , pentru diferite valori a vitezelor de filtrare și a diametrelor corăilor centrifugale de 1,6 ; 2,25 ; și 3,2 mm, pentru timpi din 10 în 10 de minute.

Rezultatele obținute pe această cale s-au reprezentat grafic, comparativ cu rezultatele obținute pentru raportul C/Co experimentală. In fig. 6.63 - 6.71 s-au reprezentat cu linie punctată rezultatele experimentale și cu linie plină rezultatele calculate teoretic cu relația 2.43.

Analiza comparativă a acestor rezultate conduce, în concluzii :

- Valoarea modelului Ives în domeniul filtrării

ultrarapide conduse în general la estingerea teoretică a unei

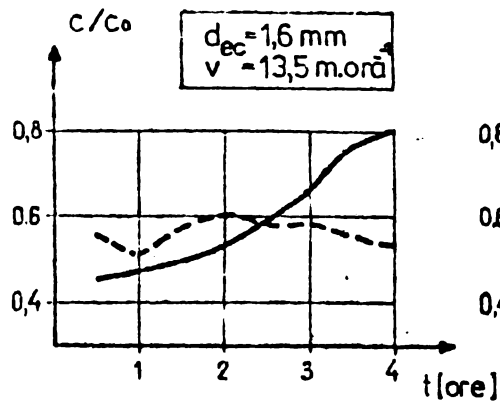


Fig. 6.63

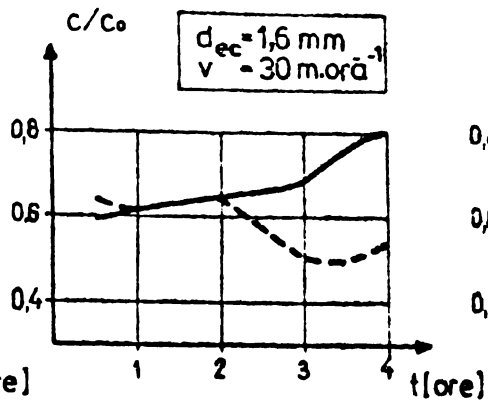


Fig. 6.64

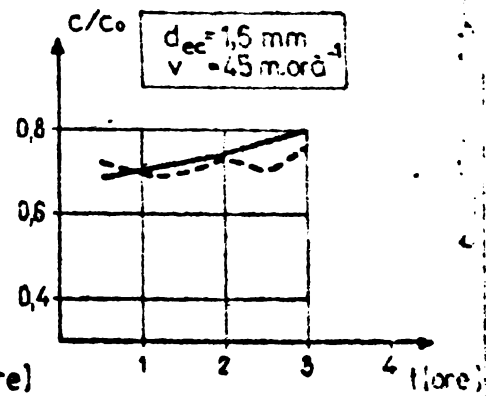


Fig. 6.65

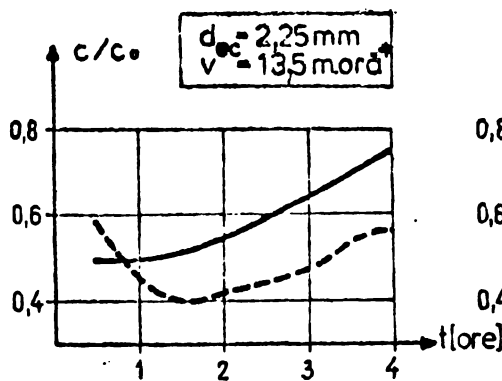


Fig. 6.66

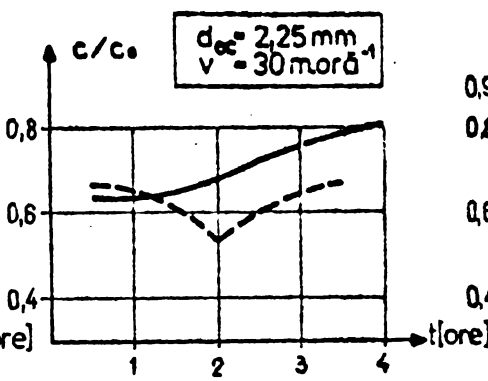


Fig. 6.67

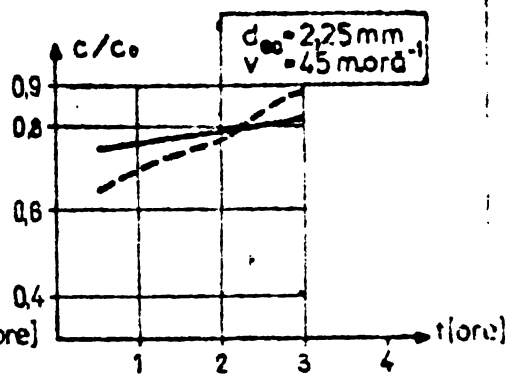


Fig. 6.68

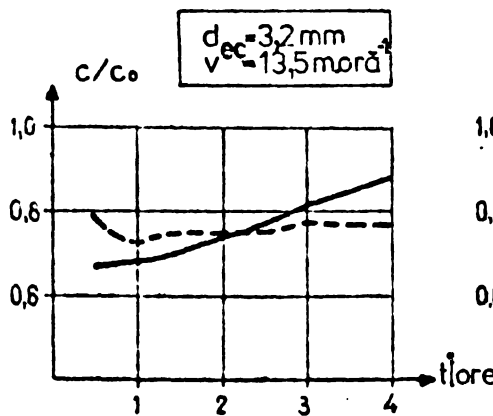


Fig. 6.69

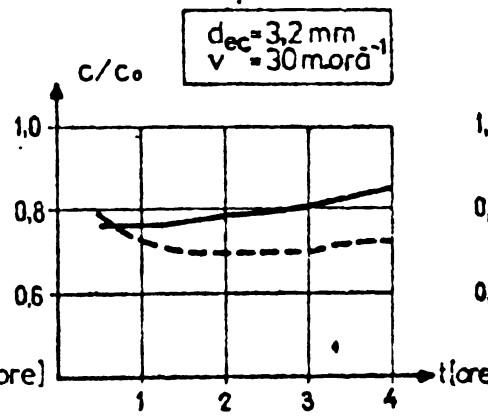


Fig. 6.70

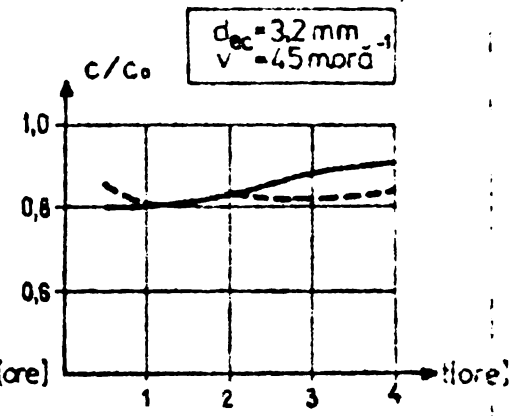


Fig. 6.71

...ante mai slabe decât cele pe care le dovedesc rezultatele experim...
...ale, exprimarea teoretică nereușind să redea acceptabil desfi...
...fenomenului de filtrare ultrarapidă.

- Diferențele ajung pînă la 50% în situațiile ex...
...e, în medie însă diferențele fiind de cca 20%.

- diferențele cele mai mari între calculul teoretic...
...rezultatele experimentale apar acolo unde s-au introdus și ero...
...și cele mai mari în exprimarea $\lambda = f(\sigma)$, prin relația 2.11.

Se reflectă astfel direct influența aproximațiilor acceptate în exprimarea teoretică, după Ives, a parametrului reținerii,

6.6.1.2.- Determinarea depozitului specific σ

Calculul teoretic al depozitului specific σ face pe baza relației 2.49 unele din rezultate reprezentându-se grafic în fig.6.72 - 6.75, în care cu linie plină s-au reprezentat rezultatele obținute pe cale teoretică (relația 2.49) iar cu linie punctată valorile calculate pe baza rezultatelor experimentale.

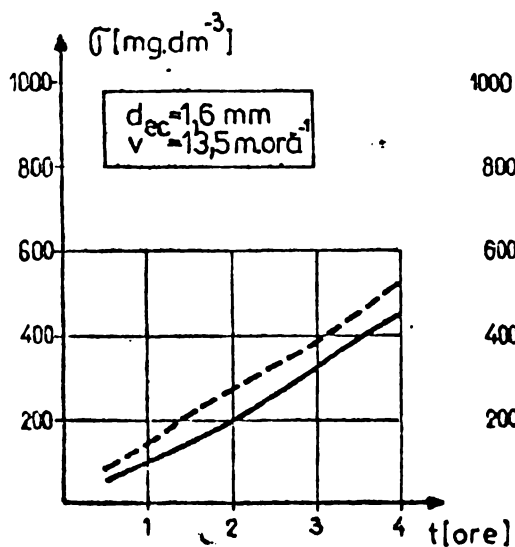


Fig. 6.72

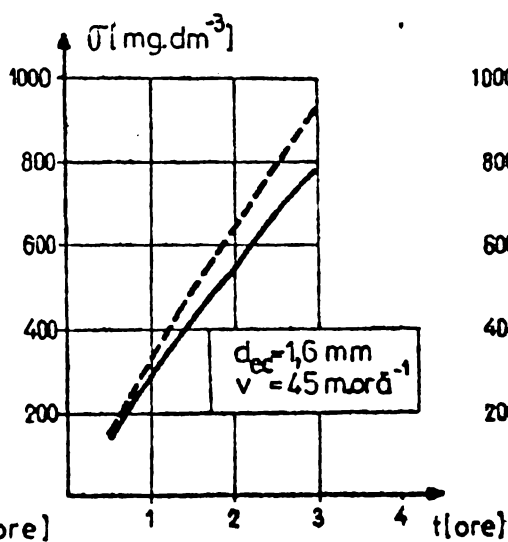


Fig. 6.73

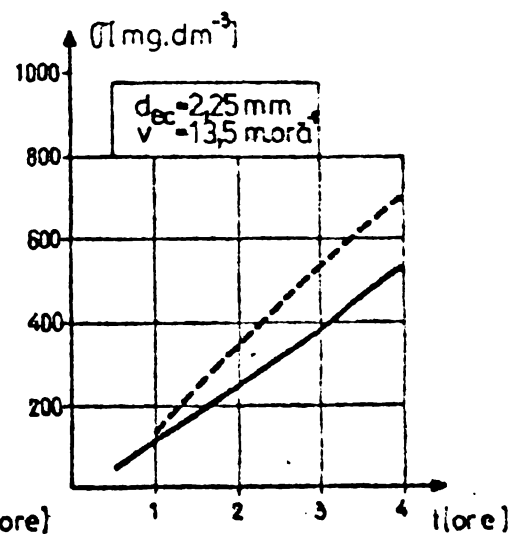


Fig. 6.74

Analiza acestor rezultate conduce la următoarele concluzii :

- Valorile calculate pe cale teoretică sînt fără excepție mai mici decît valorile determinate experimental pentru depozitul specific, deci modelul propus de Ives condus la valori mici pentru σ , implică deci la un nivel mai mic al reținerilor în filtru, fapt ce

altfel confirmat în paragraful precedent prin verificarea comparativă a datelor

privind modificările calitative ale filtratului (raportul C_1/C_0).

Diferențele citate mai sus dintre rezultatele experimentale și valorile calculate teoretic nu depășesc în general 10%, fiind deci relativ apropiate.

6.6.1.3.- Determinarea pierderii de sarcină.

Calculul teoretic al pierderii de sarcină face pe baza relației 2.50, unele din rezultatele obținute pe cale

se înfățișează grafic în fig. 6.76 - 6.78, în care cu linie întreruptă s-au reprezentat valorile obținute pe cale teoretică iar cu linie continuă valorile determinate prin măsurători experimentale.

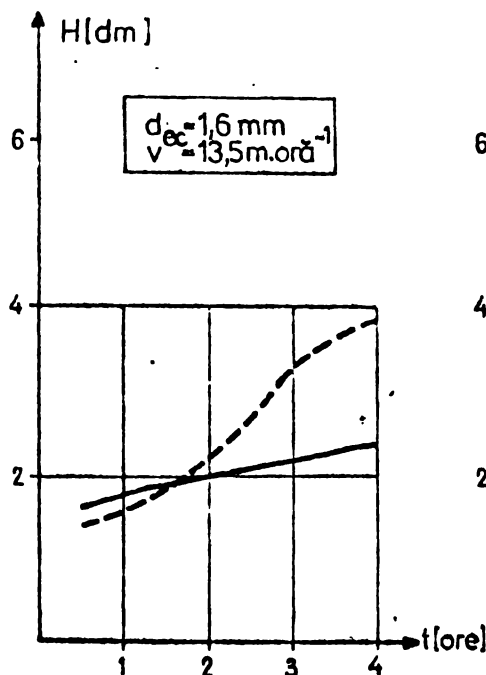


Fig. 6.76

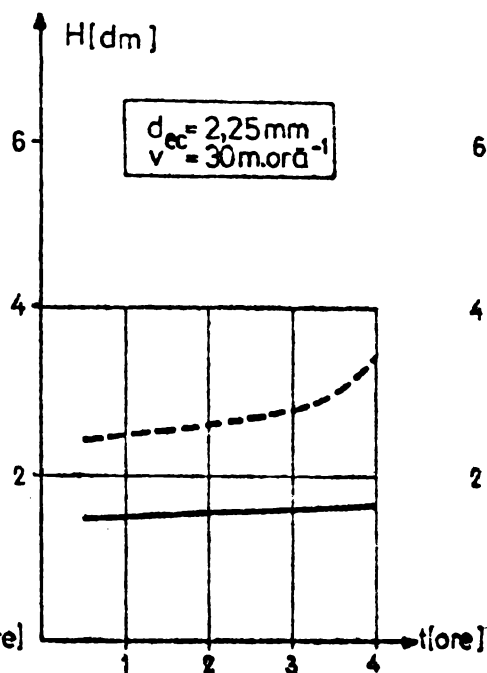


Fig. 6.77

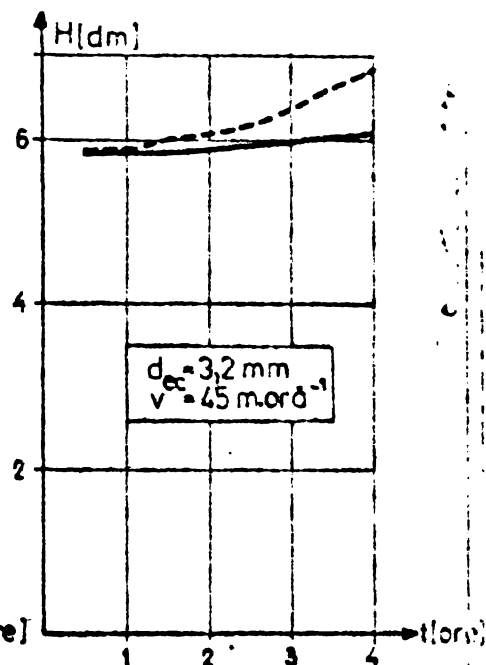


Fig. 6.78

Analiza acestor rezultate conduce la următoarele

concluzii :

- Valorile calculate pe cale teoretică sînt cu puțin mai mici decît cele determinate pe cale experimentală, în corelația de ritm cu valorile asemănătoare rezultate la determinarea depozitului specific și a raportului C/Co.

- Diferențele între mărimile calculate teoretic și cele determinate experimental nu depășesc în general 15 - 20 cm., deci cea de 3, cu excepția cazurilor în care s-au folosit viteze mari de filtrare (pe 15 m/h) și nisip cu granulatie mărunta, situație în care diferențele au fost de 40 - 60 cm adică aproximativ 50%.

x

x

x

În concluzie se poate aprecia că modelul matematic propus de Ives, pentru descrierea procesului de filtrare rapidă, nu conduce la obținerea unor rezultate acceptabile în cazul filtrării în domeniul filtrării ultrarapide, rezultatele obținute teoretic și cele determinate pe cale experimentală fiind în general cu aproximativ 20 % mai mici decît rezultatele experimentale, în anumite situații diferențele ajungînd la 50 %, desfigurarea practică a fenomenului deci conducînd la rezultate

tate mai bune decât cele evaluate pe cale teoretică. Diferențe mari între estimările teoretice și rezultatele practice (cca 50 %) s-au observat în cazurile în care s-a filtrat cu viteze mari (30-45 m/h), prin straturi filtrante cu granulație mărunță (dec = 1,5-2 mm), diferențele în această situație sesizându-se în estimarea pierderii de sarcină.

A mai condus la diferențe notabile în aprecierea randamentului filtrării (raportul C/Co), exprimarea teoretică (relația 2.22) propusă de Ives pentru determinarea parametrului reținerii λ, relație care în special pentru viteze mai mici de filtrare (v = 13,5 și 30 m/h) și nisip mărunț (dec = 1,5 - 2 mm), conduce în anumite cazuri la deosebiri față de datele experimentale de cca 30 %.

În general datele calculate teoretic au fost mai mici decât cele experimentale subevaluând deci capacitatea de reținere a instalației pentru procesul filtrării ultrarapide.

Ținând cont de diferențele și neconcordanțele față de datele experimentale, care rezultă prin folosirea modelului matematic Ives în filtrarea ultrarapidă, se poate aprecia că modelul poate fi folosit numai cu titlu informativ pentru anumite condiții de exploatare, adică turbiditatea moderată a influentului, viteze relativ mici de filtrare (15-20 m/h) și diametru mediu echivalent al granulelor stratului filtrant mai grosier, situații în care datele pe care le furnizează conduc la diferențe de cca 15 - 20 %. În general însă se constată faptul că modelul propus de Ives pentru filtrarea rapidă, nu poate fi folosit în mod obișnuit în filtrarea ultrarapidă.

6.6.2.- Modelul matematic MINTZ

Cercetătorul Mintz propune pentru descrierea matematică a fenomenului filtrării rapide, conform celor expuse în capitolul 2 al lucrării, un sistem de ecuații diferențiale ale cărui soluții, pentru exprimarea randamentului filtrării se pot exprima în final sub forma :

$$\frac{C}{C_0} = e^{-X} \cdot \left[1 + X + \frac{X^2}{2!} + \frac{X^3}{3!} \right] - e^{-(T+X)} \cdot \left[X + \frac{X^2}{2!} (1+T) + \frac{X^3}{3!} (1+T + \frac{T^2}{2!}) \right] \dots (2.47)$$

în care :

$$X = \lambda x \quad \text{și} \quad T = \beta t \dots \dots \dots (2.48)$$

S-au luat ca valori pentru parametrul reținerii și pentru parametrul desprinderii, cele care corespund timpului t = t_f

pentru care $\sigma = \sigma_s$, deci depositul specific este maxim, valorile pentru λ fiind cele date de relațiile 6.10 și 6.11, iar pentru β s-a folosit relația propusă de Mintz :

$$\beta_i = \frac{\lambda_i \cdot C_0 \cdot v}{\sigma_s} \dots \dots \dots (2.32)$$

Timpul t_i pentru care $\sigma = \sigma_s$, s-a determinat din reprezentarea grafică a variației raportului C/C_0 în funcție de timp, prin extrapolarea curbelor C/C_0 și în domeniul de timp ce depășește 240 minute, pînă la momentul în care $C/C_0 = 1$.

Două din aceste reprezentări, se redau în fig.

6.79 - 6.80 :

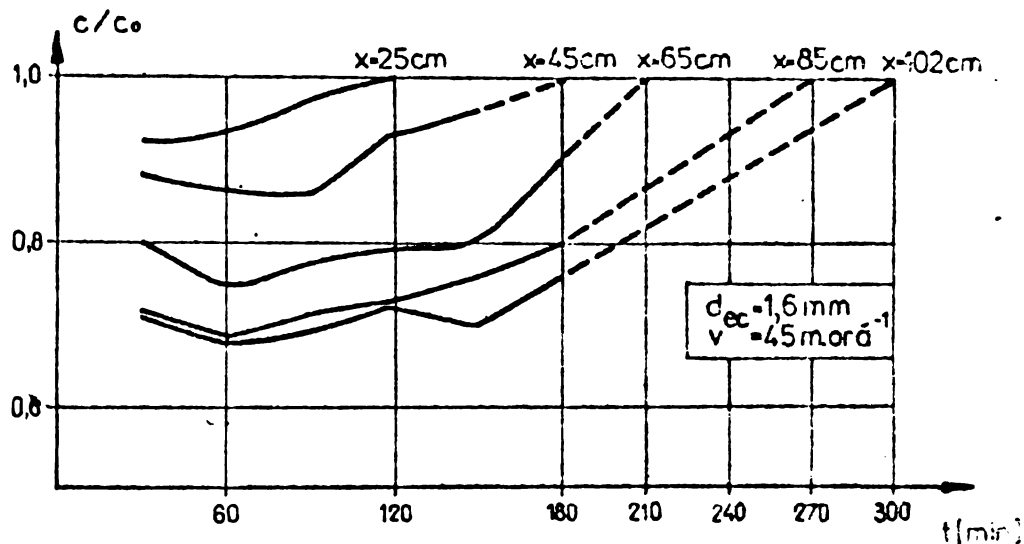


Fig. 6.79

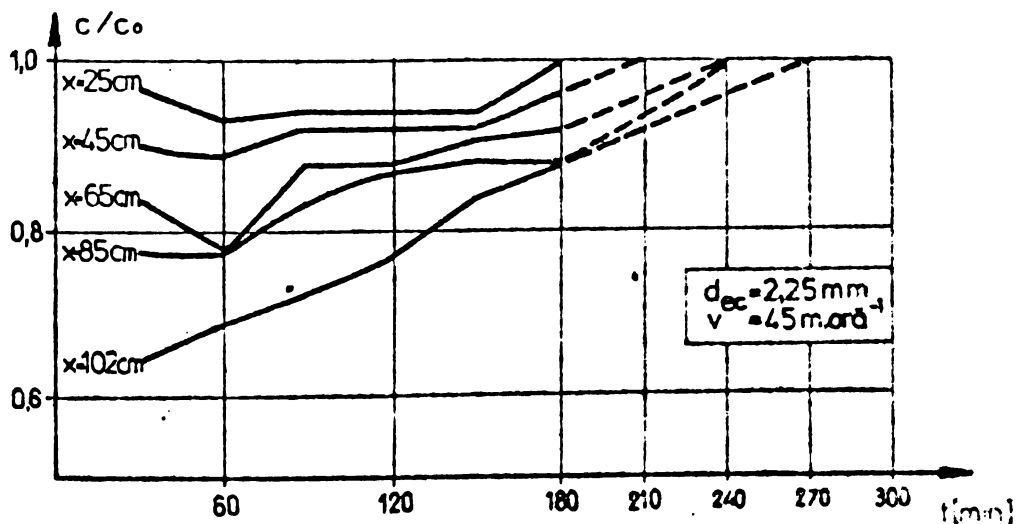


Fig. 6.80

După determinarea valorilor $\sigma = \sigma_s$ și a valorilor β cu relația 2.32, s-au calculat valorile λ și Z conform relației 2.31, valori care s-au reprezentat grafic într-un sistem de coordonate λ, Z ; două din aceste reprezentări reproducindu-se în fig. 6.81 - 6.82.

INSTITUTUL
TEHNIC
TIMISOARA

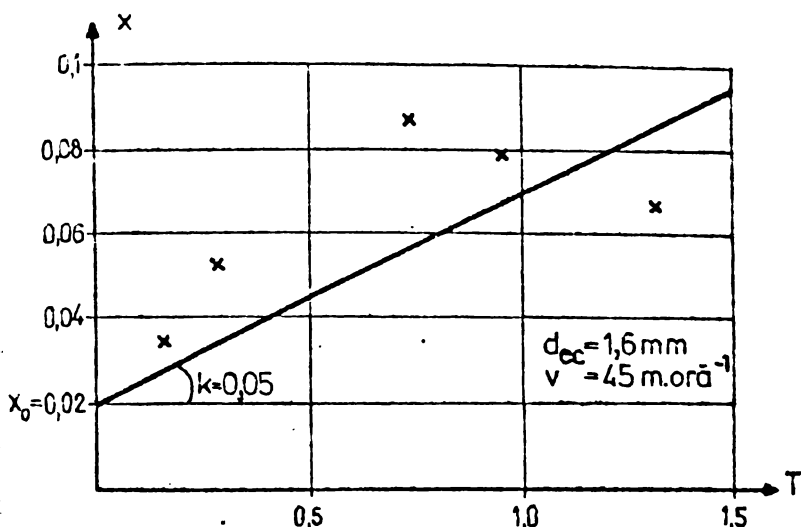


Fig.6.81

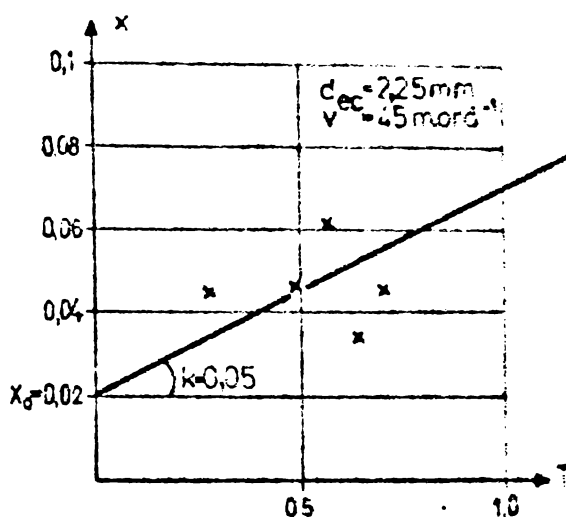


Fig.6.82

După Mintz, valorile X , T urmează a se ordona relativ după o dreaptă avînd ecuația :

$$X = X_0 + KT \dots \dots \dots (2.44)$$

în care X_0 este ordonata în origine, iar K coeficientul angajului dreptei. După cum se remarcă din fig. 6.81 - 6.82, ordonarea parametrilor după o dreaptă se face cu o aproximație destul de bună, ceea ce înseamnă faptul că în realitate parametrul reginerii este variabil, luînd de la bun început aceste aproximații se poate prezenta, cu relativă exactitate, din fig. 6.81 - 6.82, următorul formula (2.44) :

$$X = 0,02 + 0,05 T \dots \dots \dots (2.45)$$

Pe baza relației 6.23 se calculează valorile X și T iar cu aceasta se determină teoretic, valorile parametrilor X_0 , pe baza relației 2.47.

O parte din rezultatele obținute astfel, în urma aplicării metodei matematice propusă de Mintz pentru filtrarea rapida, este comparativ cu valorile corespunzătoare parametrilor realizate în domeniul filtrării ultrarapide. Căci, în domeniul filtrării ultrarapide rezultatele determinate teoretic iar cu metoda propusă de Mintz sunt comparabile cu rezultatele obținute în urma experiențelor de laborator (fig. 6.83 - 6.85).-

Analiza acestor rezultate conduce la următoarele concluzii :

- rezultatele calculate după metoda matematice propusă de Mintz sunt în acord cu rezultatele obținute în urma experiențelor de laborator, aplicarea acestui model matematic, realizîndu-se cu o precizie de 70 - 100 % față de rezultatele obținute în urma experiențelor de laborator.

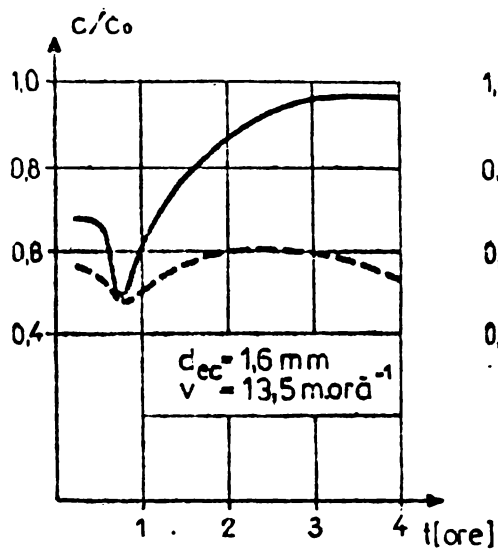


Fig. 6.83

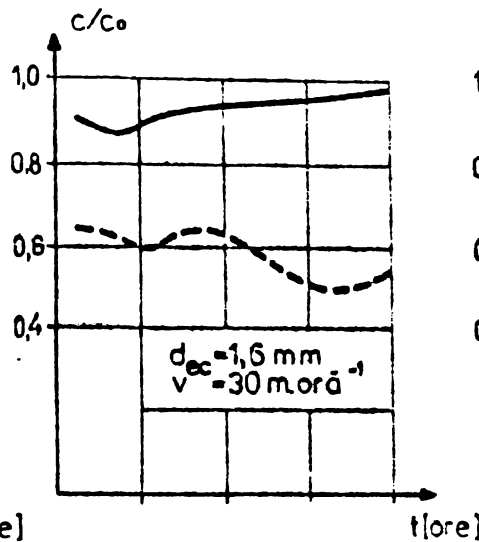


Fig. 6.84

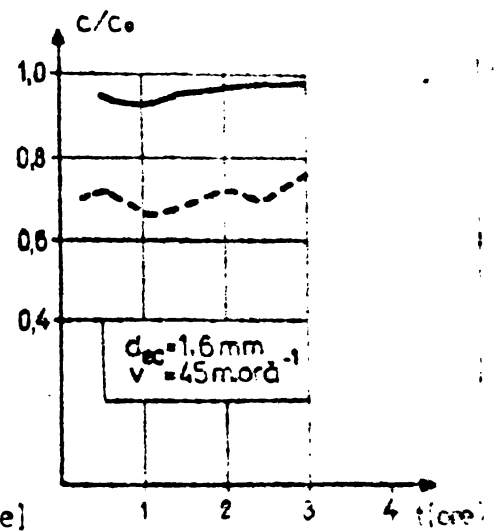


Fig. 6.85

ultrarăpidă, la subevaluarea cu aproape 50 % a performanțelor, în-
tâmpl pe cale practică :

- faptul că în realitate parametri λ și β nu sînt
constanți și nu constau după cum i-a arătat Mintz, ci depind de
concentrație înăl de la determinarea valorilor dimensionale λ_0 și β_0 , și
unele erori care se repercutează în final prin realizarea unor di-
ferențe notabile între datele experimentale și cele calculate teoretic
pe această cale ;

- se poate deci concluziona că modelul matematic
elaborat de Mintz pentru filtrarea rapidă, nu dă rezultate satisfăc-
toare în domeniul filtrării ultrarapide .

6.6.3.- Modelul matematic LERK

Pentru domeniul filtrării rapide, s-a elaborat
modelul Lerk pentru sistemul de ecuații diferențiale care descrie
procesul de filtrare, sintetizate de relațiile 2.59 - 2.61.

$$\frac{c}{c_0} = \frac{e^{-\alpha \cdot t}}{e^{-\alpha \cdot t} + e^{-\lambda_0 \cdot x} - 1} \quad \dots \dots \dots (2.59)$$

$$\sigma = p_0 \cdot \frac{e^{-\alpha \cdot t} - 1}{e^{-\alpha \cdot t} + e^{-\lambda_0 \cdot x} - 1} \quad \dots \dots \dots (2.60)$$

$$\alpha = \frac{v \cdot \lambda_0 \cdot c_0}{p_0} \quad \dots \dots \dots (2.61)$$

Considerăm $p_0 = 0,4$ și luînd valorile λ_0 și β_0 din
tabelul pentru λ_0 (tabelul 6.3), s-au calculat valorile

coeficienți ale raportului C/C_0 și ale depozitului specific σ , care înțelegă gând a vitezelor de filtrare și diametrelor de particule, valori care s-au comparat cu datele furnizate de experiențe pentru aceleași mărimi. Aceste comparații au arătat pe de o parte diferențe foarte mari (50 - 100 %) precum și faptul că fenomenul de filtrare ultrarapidă este diferit de cel descris de modelul propus de Berk pentru filtrarea rapidă.

Spre exemplificare se vedea în fig. 6.86 - 6.91 unele din reprezentările grafice pentru experimentele efectuate, cu evidențierea diferențelor mari între rezultatele experimentale și cele calculate cu modelul Berk, se gătesc în general la toate experimentele indiferent de viteză de filtrare sau diametrul particulelor de nisip.

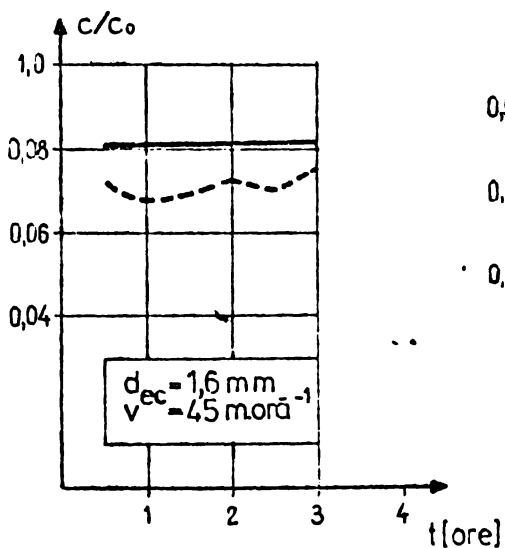


Fig. 6.86

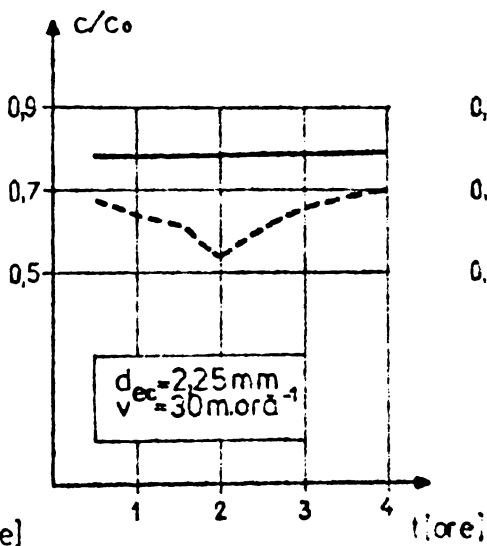


Fig. 6.87

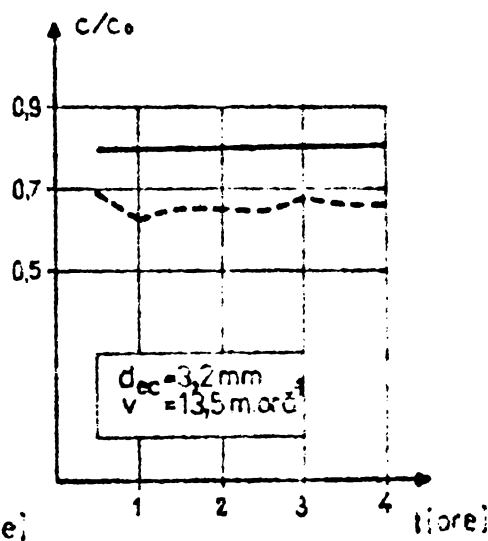


Fig. 6.89

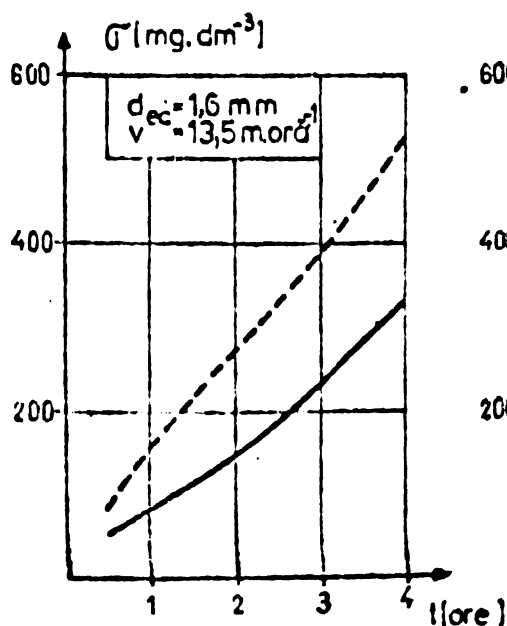


Fig. 6.88

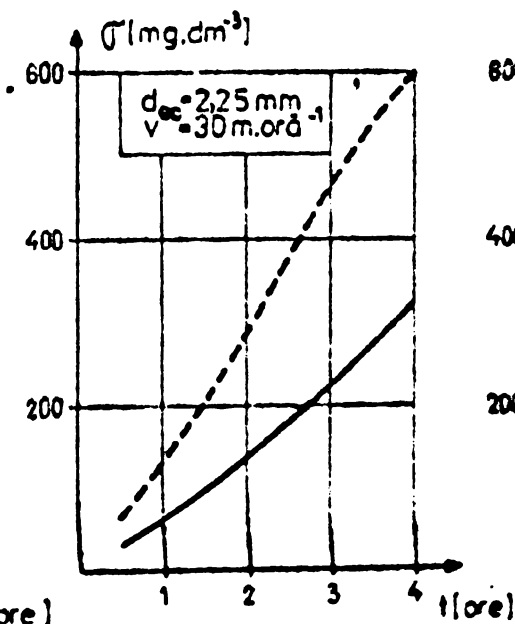


Fig. 6.90

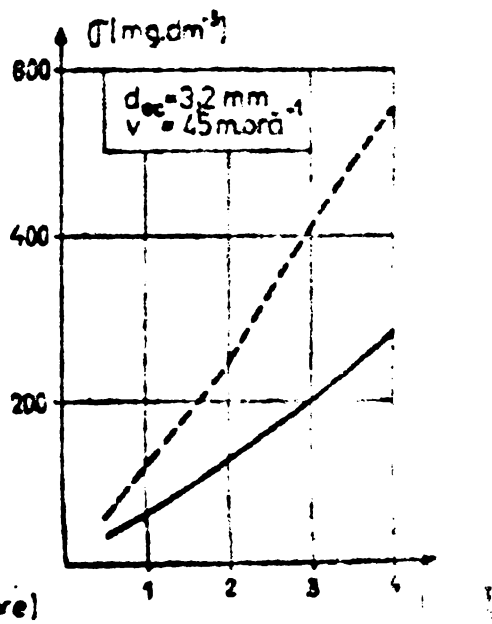


Fig. 6.91

Cu linie plină sînt reprezentate valorile calculate cu modelul Lerk iar cu linie punctată cele reprezentate de datele experimentale .

Rezultă evident că modelul matematic propus de Lerk pentru filtrarea rapidă, nu dă rezultate acceptabile și ca atare nu poate fi folosit, în domeniul filtrării ultrarapide .

6.7.- Calcularea parametrului reținerii λ în funcție de valorile stabilite pentru parametrul mediu al reținerii λ_{med} .

Scăderea concentrației inițiale în raport cu grosimea stratului filtrant după o lege exponențială, a fost exprimată de Iwasaki prin relația 2.8 :

$$C = C_0 e^{-\lambda \cdot x} \dots \dots \dots (2.8)$$

Rezultatele experimentale au arătat că și în filtrarea ultrarapidă scăderea concentrației efluentului pe grosimea stratului filtrant este logaritmică și că deci legea propusă de Iwasaki este valabilă. S-a verificat în continuare măsura în care , exprimarea parametrului reținerii λ prin o valoare medie pe grosimea stratului filtrant λ_{med} , conform celor expuse în paragraful 6.1, satisface relația 2.8 și valorile determinate experimental.

Pentru exprimarea valorilor medii ale parametrului reținerii s-au propus de autor, relațiile 6.10 ; 6.11 ; 6.12 și 6.2, adică :

$$0 < t_1 < 1 \text{ oră} \dots \dots \lambda_{med} = \lambda_{0med} [1 + (a \cdot t_1)^{1/3}] \dots \dots (6.10)$$

$$t_2 > 1 \text{ oră} \dots \dots \lambda_{med} = \lambda_{max} \left\{ 1 - [b(t_2 - 1)]^{2/3} \right\} \dots \dots (6.11)$$

pentru $t_1 = 1 \text{ oră} \dots \dots \lambda_{max} = \lambda_{0med} [1 + (a \cdot t_1)^{1/3}] \dots \dots (6.12)$

$$\lambda_{0med} = K \cdot v^{-2/3} \cdot d^{-4/3} \dots \dots (6.2)$$

Introducînd în relația 2.8 valorile de rezultat pentru λ_{med} din relațiile de mai sus, se obțin valorile determinate teoretic pentru raportul C/C₀, valori ce se compară cu valorile C/C₀ măsurate experimental. O parte din acestea se reprezintă grafic în fig. 6.92 - 6.97, în care valorile calculate teoretic sînt reduse cu linie plină iar cu linie punctată cele experimentale.

Rezultă faptul că pentru perioada acceptată ca o perioadă inițială de filtrare ($0 < t_1 < 1 \text{ oră}$), rezultatele

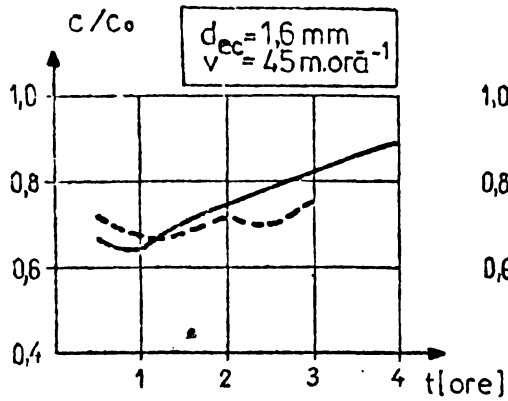


Fig. 6.92

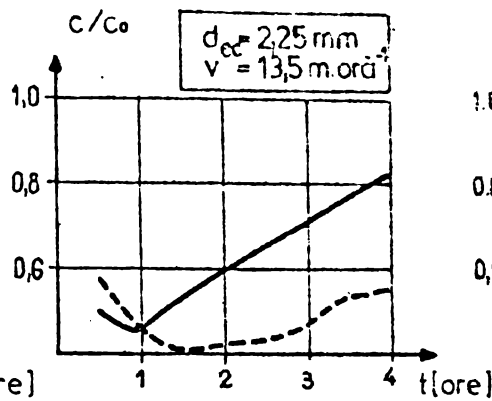


Fig. 6.93

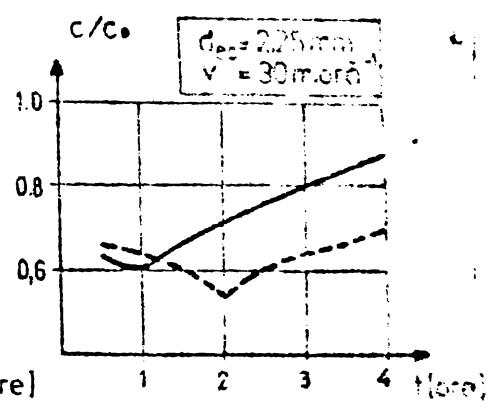


Fig. 6.94

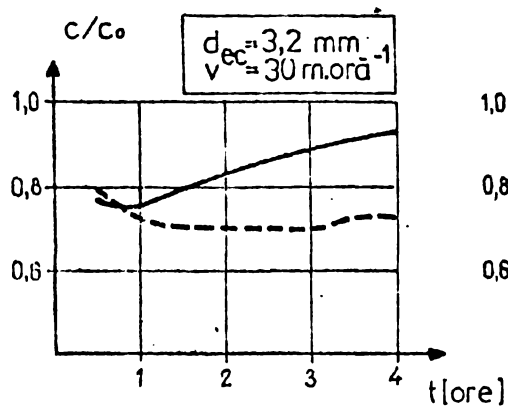


Fig. 6.95

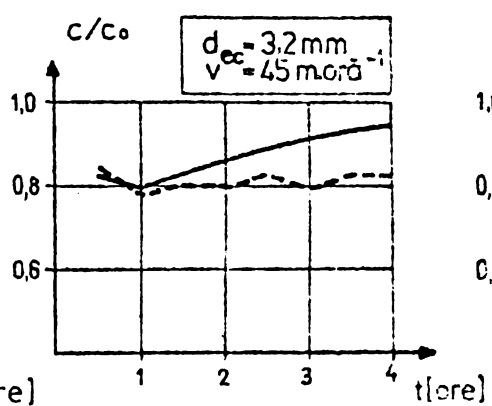


Fig. 6.96

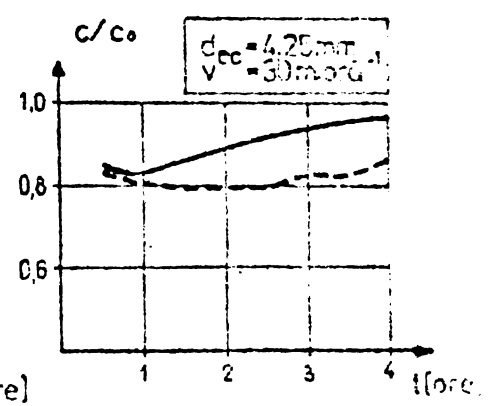


Fig. 6.97

teoretice sînt apropiate cu cele experimentale, ceea ce înseamnă că relația 6.10, exprimă corect variația parametrului λ în funcție de intervalul $t_2 > 1$ oră se constată în general că valoarea medie aritmetică a λ este de circa 15 %, cu accent în anumite momente care sugerează că valoarea medie aritmetică a λ este în jurul valorii de 15 %.

Reprezentările grafice reflectă corect evoluția fenomenului real a unei perioade inițiale de 1 oră, perioadă în care calitatea filtratului pe λ este în scădere, fapt care este în acord cu relațiile teoretice 6.10 și 6.11 pentru o perioadă inițială de 1 oră. De asemenea reprezentările grafice reflectă o subevaluare a eficienței filtrării (raportul c/c_0 este mai mare decât valoarea teoretică avansată în comparație cu eficiența filtrării experimentale). Aceste diferențe se datoresc influenței asupra valorilor parametrului mediu al reținerii λ_{med} , valori care sînt în medie aritmetică a valorilor rezultate experimentale pentru valorile λ ale filtratului filtrat (25,45,60,85 și 100 %).

De fapt valorile medii aritmetice ale parametrului λ la diferite grosimi, ar fi trebuit să fie în funcție de grosimea în cauză nefiind deosebit de mare și să fie în funcție de valoarea medie aritmetică a valorilor rezultate experimentale pentru valorile λ ale filtratului filtrat (25,45,60,85 și 100 %).

realizează depunerea la partea superioară a patului filtrant a unui strat format din granule de nisip cu diametru mai mic decât diametrul mediu echivalent, în timp ce granulele cu diametru mai mare se depun la partea inferioară a stratului filtrant, realizând astfel capacități neuniforme de reținere a suspensiilor. Rezultă deci valori foarte mici ale parametrului reținerii λ în straturile superioare ale patului filtrant, strat care pe parcursul filtrării se colmată complet și nu mai reținând aproape de loc suspensiile din influent. Ca atare media aritmetică a valorilor parametrului reținerii λ , de la diferitele grosimi ale filtrului, este influențată evident de valorile mici corespunzând straturilor superioare. Din această cauză calculul teoretic al raportului C/C_0 , folosind valorile medii ale parametrului reținerii, conduce la obținerea unor rezultate mai mari, evidențiind o eficiență mai slabă decât cea obținută efectiv prin rezultatele experimentale.

Pe de altă parte valorile medii ale parametrului reținerii λ med fiind calculate prin interpretarea rezultatelor experiențelor de laborator realizate pe model, trebuie acceptată o anumită influență a "efectului de perete", influență manifestată prin anumite deformări ale proceselor de filtrare în zona de lângă peretele modelului.

În această zonă, din cauza rezistențelor hidraulice mai mici la perete, apa se mișcă cu o viteză mai mare decât în altă parte a modelului / 123 /. Importanța efectului depinde de raportul dintre debitul de apă ce trece în zona de la perete și cel ce trece prin toată secțiunea, raport care poate fi apreciat în funcție de raportul între diametrul interior al modelului D și diametrul mediu echivalent al granulelor de nisip d_{ec} , stabilit cu relația 2.1. După Rojanschi / 123 / pentru a asigura o influență neimportantă a efectului de perete este necesar ca raportul $\frac{D}{d_{ec}} > 120$. În cazul modelului folosit în laborator ($D = 150$ mm) și a granulelor de nisip cu $d_{ec} = 1,6$; $2,25$; $3,2$ și $4,25$ mm, rezultă că în cazul experiențelor de laborator raportul $\frac{D}{d_{ec}}$ a avut valori de $93,7$; $66,7$; $46,9$ și $35,3$, deci mai mici ca 120 , situație în care efectul de perete a avut o oarecare influență.

În aceste condiții se impune concluzia că valorile calculate pentru λ_{med} , ca și media aritmetică a valorilor intermediare determinate în laborator pe grosimea stratului filtrant, nu reflectă cu exactitate valoarea reală a parametrului reținerii.

Având în vedere diferențele rezultate, apare ca necesară exprimarea parametrului reținerii λ prin introducerea unei

corecții în calculul teoretic al parametrului mediu al reținerii λ_{med} , corecție care să conducă în final la exprimarea parametrului reținerii λ cu valori care să conducă la respectarea legii lui Iwasaki (relația 2.8) și la obținerea unor rezultate cât mai apropiate de cele determinate pe cale experimentală.

De altfel, introducerea unor corecții asupra parametrului reținerii λ , în scopul respectării legii de separare propusă de Iwasaki, au fost necesare și unele cercetări asupra parametrului reținerii din filtrarea rapidă /lo8/, după efectuarea acestora rezultatele teoretice conducând la valori mai apropiate de cele experimentale.

Analiza diferențelor ce apar între rezultatele experimentale și cele exprimate teoretic pe baza formulărilor propuse pentru λ_{med} conduc la necesitatea introducerii unor mici corecții în următoarele direcții :

- a) Reducerea valorii parametrului inițial al reținerii λ_0 med spre a se obține evaluarea unor valori mai mici ale raportului C/Co, deci o eficiență mai bună și conformă cu rezultatele experimentale, noua valoare pentru parametrul inițial al reținerii λ_0 reprezentînd o fracțiune din valorile rezultate pentru λ_0 med din tabela 6.3, sau celor calculate cu relația 3.2 :

$$\lambda_0 = \epsilon \cdot \lambda_{0med} \dots \dots \dots (6.24)$$

Datele experimentale au condus la determinarea valorii coeficientului adimensional, ϵ :

$$\epsilon = 0,9 \dots \dots \dots (6.25)$$

- b) Modificarea domeniului de aplicare al relațiilor teoretice 6.10 și 6.11, adică a perioadei inițiale de filtrare, la o durată de 2 ore, ceea ce înseamnă că relația 6.10 își extinde valabilitatea acționînd pe intervalul $0 < t_1 < 2$ ore, în timp ce relația 6.11 devine valabilă numai pentru $t_2 > 2$ ore.

Ca urmare valorile corectate ale parametrului mediu al reținerii λ_{med} , valori care redau valorile reale ale parametrului reținerii λ , iau următoarea exprimare teoretică :

- în intervalul $0 < t_1 < 2$ ore :

$$\lambda = \lambda_0 [1 + (at_1)^{1/3}] \dots \dots \dots (6.4)$$

- în intervalul $t_2 > 2$ ore :

$$\lambda = \lambda_{max} \left\{ 1 - [b(t_2 - 2)]^{2/3} \right\} = \lambda_{max} [1 - (b\delta)^{2/3}] \dots (6.5)$$

în care :

$$\delta = t_2 - 2 \text{ ore} \dots \dots \dots (6.6)$$

afund $t_f = 2$ ore : $\lambda_{max} = \lambda_0 [1 + (at_f)^{1/2}]$

Pentru a verifica adunarea în corectitudine a temperaturii definitive propusă de autor pentru proiectarea sistemelor de filtrare, s-a făcut modificarea concentrației afluenței în filtrare și s-au calculat numeric, valorile de mare temperatură din curba relațiilor 3.4 și 3.5 pentru raportul C/C_0 . Curbele rezultate din aceste calcule, s-au reprezentat grafic în fig. 6.98 - 6.99, față de valorile raportului C/C_0 rezultate din datele experimentale. Se constată că valorile calculate pe baza relațiilor 3.4 și 3.5 și 2.3 iar punctele cele ale datelor experimentale.

Se constată că formularea teoretică este în

reprezentarea celor
 realizată a d
 neale a ciclului
 trare, diferenței
 tind în general
 confirmarea în
 lator relațiilor
 ce 3.4 și 3.5
 aceeași parame
 ulă λ în sist
 respiciv.

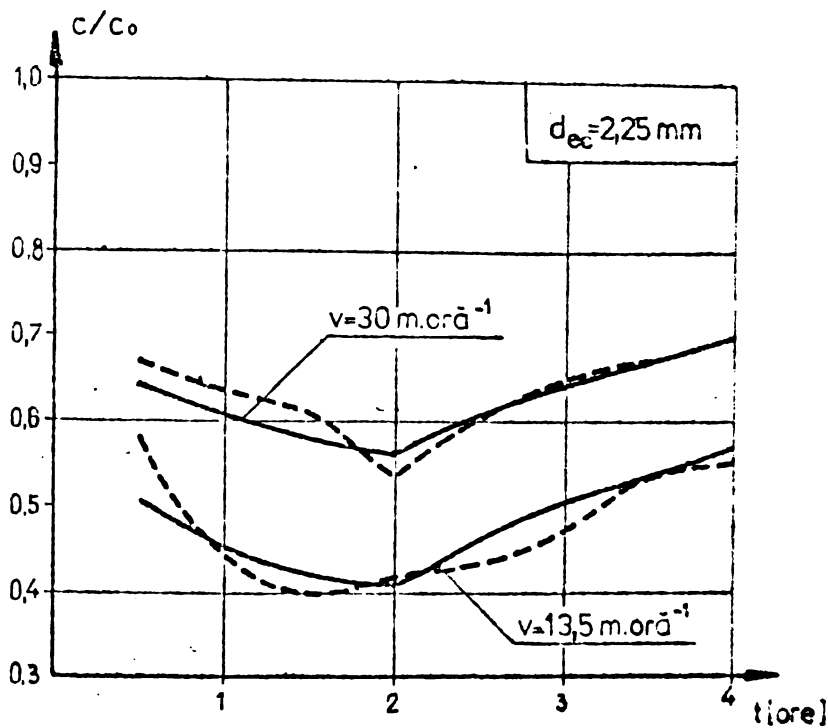


Fig. 6.98

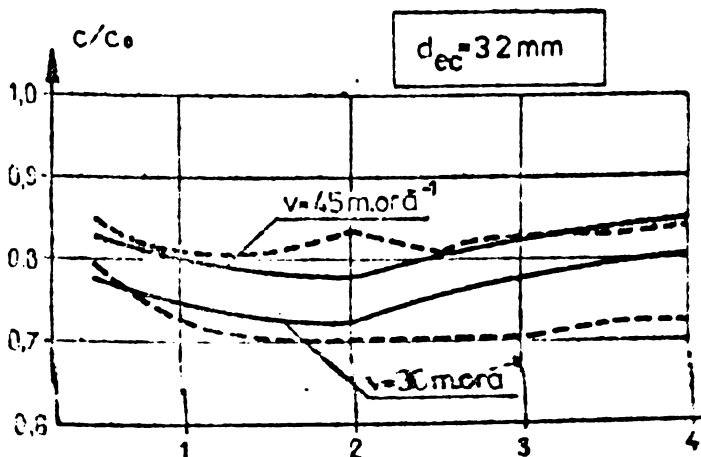


Fig. 6.99

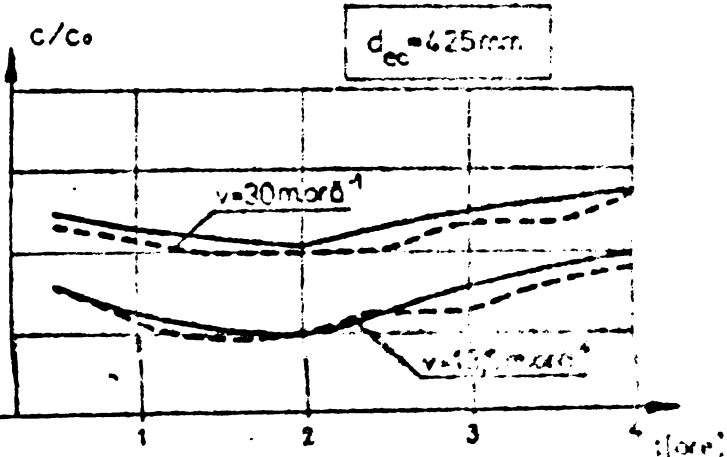


Fig. 6.100

6.8.- Rezultatele experimentelor cu caracter semi industrial.

La instalația semi industrială descrisă în cap.5 s-au realizat experiențe de filtrare ultrarapidă a apei din Beqa, viteza de filtrare fiind cuprinsă între 30 - 31 m/h, stratul filtrant în grosime de 1,5 m fiind compus din nisip cuarțos având $d_{50} = 1,67$ și 2.23 mm. Rezultatele obținute au folosit la verificarea considerentelor teoretice avansate ca urmare a concluziilor experiențelor de laborator, precum și pentru testarea în condiții de uzină a instalației de filtrare ultrarapidă concepută de autor.

6.8.1.- Eficiența filtrării .

Prin experiențele cu caracter semi industrial s-au verificat aprecierile făcute asupra experiențelor de laborator, rezultatele exprimate sub forma eficienței filtrării evidențiate cu relația 6.22, fiind redată în tabela 6.16.

Tabela 6.16

t ore	d = 1,6 mm				d = 2,23 mm			
	v = 30 m/h		v = 32 m/h		v = 32 m/h		v = 31 m/h	
	C/Co	E %	C/Co	E %	C/Co	E %	C/Co	E %
0,5	0,520	48,0	0,607	39,3	0,541	45,9	0,623	37,2
1	0,462	53,8	0,536	46,4	0,474	52,6	0,576	42,4
1,5	0,407	59,3	0,482	51,8	0,458	54,2	0,543	45,2
2	0,385	61,5	0,482	51,8	0,440	56,0	0,503	49,2
2,5	0,400	60,0	0,503	49,7	0,504	49,6	0,535	44,5
3	0,416	58,4	0,510	49,0	0,515	45,5	0,505	43,5
3,5	0,496	50,4	0,576	42,4	0,552	44,8	0,571	42,9
4	0,576	42,4	0,592	40,8	0,572	42,8	0,591	40,9
4,5	0,640	36,0	0,600	40,0	0,600	40,0	0,614	38,6
5	-	-	-	-	0,620	38,0	0,636	36,4

Experiențele cu caracter semi industrial au confirmat concluziile rezultatelor experimentale realizate în laborator , între aceste două categorii de experiențe neexistând diferențe notabile. Intrucât modelul folosit pentru experiențele cu caracter semi industrial a avut diametrul $D = 600$ mm, iar diametrul mediu echivalent al granulelor de nisip folosite a fost de 1,67 și 2,23 mm, rezultat evident că valorile raportului $\frac{D}{d_{50}}$ sînt de 359,3 și 270,3 deci mult mai mari decît 120, situație în care influența efectului de perete a fost neglijabilă /123 /. Se explică astfel și unele diferențe neesențiale, între aceste rezultate și cele efectuate în laborator,

situație în care influența efectului de perete nu a putut fi evitată (paragraful 6.7).

Se confirmă deci faptul că folosind un nisip cu $d_{ec} = 2,25$ mm și filtrând cu viteza de 30-35 m/h se obține o eficiență medie de cca 50 %, durata ciclului de filtrare fiind cuprinsă între 4 și 6 ore. Se menționează însă că în aceleași condițiuni, s-au obținut la unele experiențe și eficiențe de ordinul 75-85 %, cu durată de funcționare între 8-12 ore, ca urmare a unei turbidități mai mici a apei brute și a unei naturi a suspensiilor care a favorizat reținerea acestora. Considerând aceste rezultate ca ni excepționale ele nu s-au luat în considerare, reținându-se însă concluzia că este posibilă în condițiile indicate mai sus obținerea unor rezultate mai eficiente, cele luate în considerare fiind acoperitoare.

6.8.2.- Determinarea parametrului reținerii și a raportului C/Co.

În baza metodologiei descrise în cap. 6.1 și a relației 6.2 s-au calculat valorile parametrului reținerii folosind datele experiențelor cu caracter semi industrial. Întrucât nu au fost prelevate probe la nivelele intermediare pe grosimea stratului filtrant rezultatele obținute nu mai sînt o medie a unor valori la diferite grosimi ale stratului filtrant.

Comparînd valorile parametrului reținerii λ , rezultate din datele experimentale pentru grosimea de strat filtrant de 150 cm, cu cele determinate teoretic pentru λ cu relațiile 3.4 și 3.5, rezultă în fig. 6.101 și 6.102 valori asemănătoare, ceea ce confirmă și pe calea experiențelor semi industriale, exprimarea teoretică propusă de autor pentru parametrul reținerii λ , prin relațiile 3.4 și 3.5.

Avînd și confirmarea rezultatelor experiențelor cu caracter semi industrial în ceea ce privește exprimarea teoretică corectă a parametrului reținerii, s-a procedat la calcularea raportului C/Co cu ajutorul relației 2.8, valorile rezultate fiind redată grafic în fig. 6.103 și 6.104 comparativ cu cele ale datelor experiențelor cu caracter semi industrial. Rezultă valori foarte apropiate, cu diferențe foarte mici sub 10 %, obținîndu-se astfel și pe calea experiențelor semi industriale, confirmarea că formulările teoretice avansate de autor pentru evidențierea parametrului reținerii, cu relațiile 3.4 și 3.5 asigură o reprezentare conformă cu realitatea a fenomenelor din filtrarea ultrarapidă.

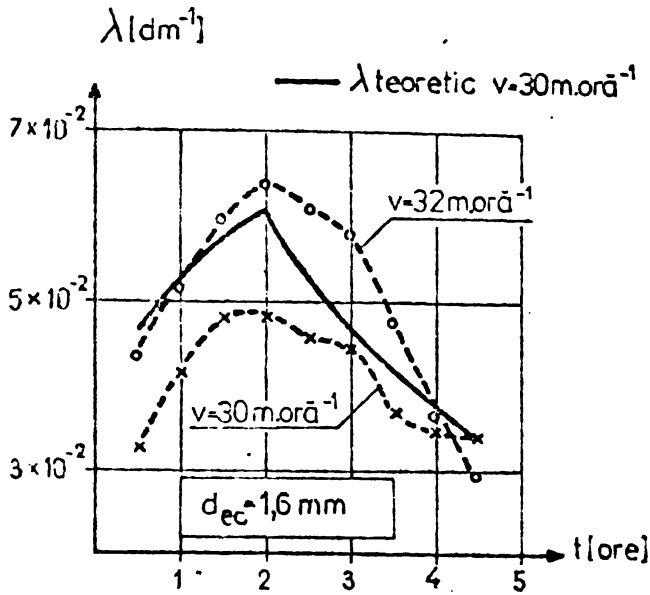


Fig. 6.101

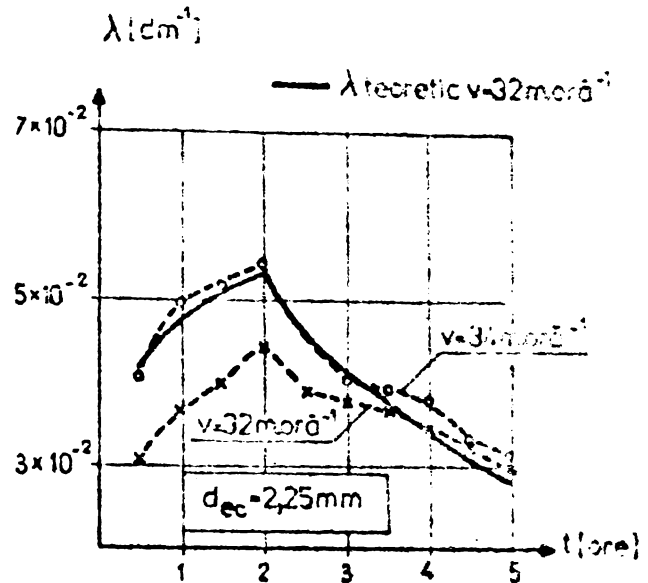


Fig. 6.102

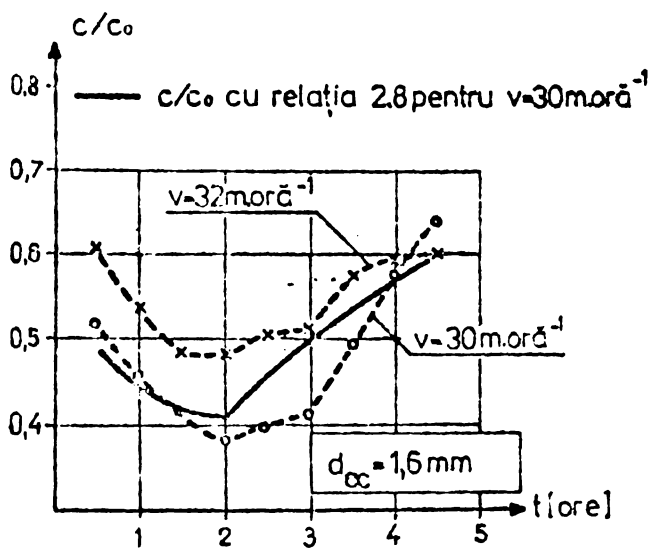


Fig. 6.103

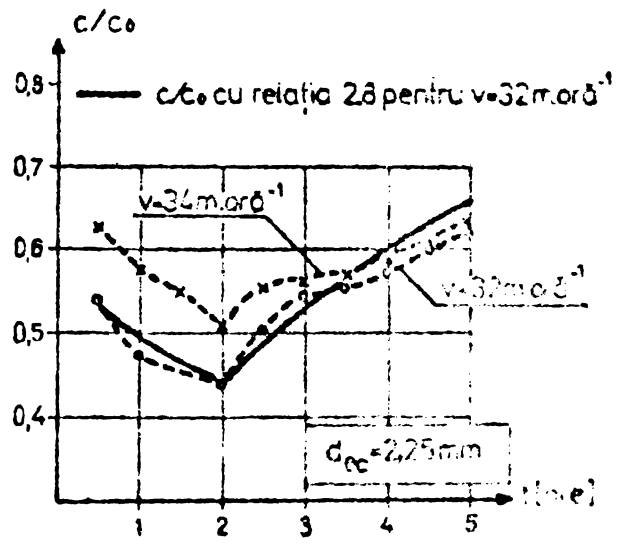


Fig. 6.104

6.3.3.- Depuneri particulare .

Am calculat prin metoda diferențelor finite, curbele de depuneri specifice rezultate din experimentele de laborator industriale, valorile acestora fiind reduse în tabele 6.17 .

t ore	d = 1,67 mm		d = 2,25 mm	
	v = 30 m/h	v = 32 m/h	v = 32 m/h	v = 34 m/h
0,5	50	52	50	50
1	120	111	115	110
1,5	100	130	115	110
2	55	274	300	110

2,5	361	368	389	771
3	434	455	442	834
3,5	497	531	492	988
4	550	588	540	1092
4,5	598	640	585	1183
5	-	-	626	1279

6.9.- Verificarea modelului matematic propus de autor pentru descrierea procesului filtrării ultrarapide.

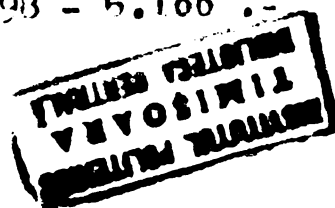
Prin introducerea corecțiilor necesare în exprimarea teoretică a parametrului reținerii λ , se propun în final formulările teoretice date de relațiile 3.4 și 3.5, care redau mai exact variația în timp a parametrului reținerii. Folosind aceste exprimări în integrarea sistemului de ecuații diferențiale cu derivate parțiale (relațiile 2.9 și 2.12) care descriu teoretic desfășurarea procesului de filtrare ultrarapidă, se obțin soluțiile teoretice pentru $C(x,t)$ și $\bar{C}(x,t)$, conform celor redată în capitolul 3 al lucrării, prin relațiile 3.33 ; 3.45 ; 3.47 și 3.48.-

Calculul teoretic al acestor soluții pentru diferitele situații pentru care s-au realizat atât experiențele de laborator cât și cele cu caracter semi industrial, s-a efectuat cu calculatorul " Felix - C-256 ", conform celor expuse în paragraful 3.5 al lucrării, rezultatele fiind prezentate la finele paragrafului în tabela 6.16.

Rezultatele teoretice obținute au fost comparate cu valorile determinate experimental, ele fiind redată în fig. 6.105 - 6.138, în care cu linie plină s-au redat valorile calculate teoretic și cu linie punctată cele rezultate din interpretarea datelor experimentale, atât a celor de laborator cât și a celor cu caracter semi industrial.

În fig. 6.105 - 6.126 se reprezintă comparativ valorile teoretice și cele experimentale pentru conținutul în suspensii, C al efluentului și pentru depunerea specifică \bar{C} în cazul experiențelor de laborator.

Reprezentările conținutului în suspensii sub formă adimensională C/C_0 au fost redată în fig. 6.98 - 6.100.



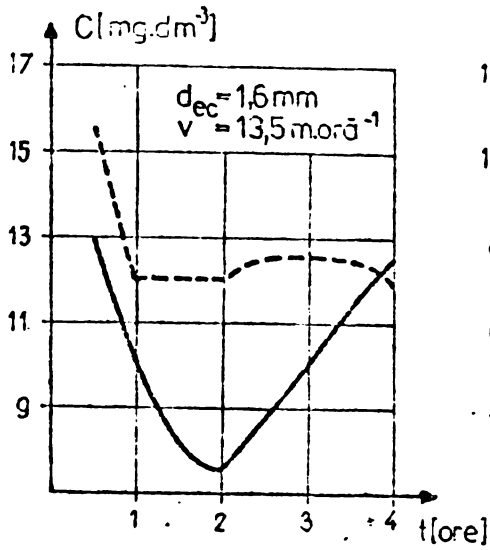


Fig. 6.105

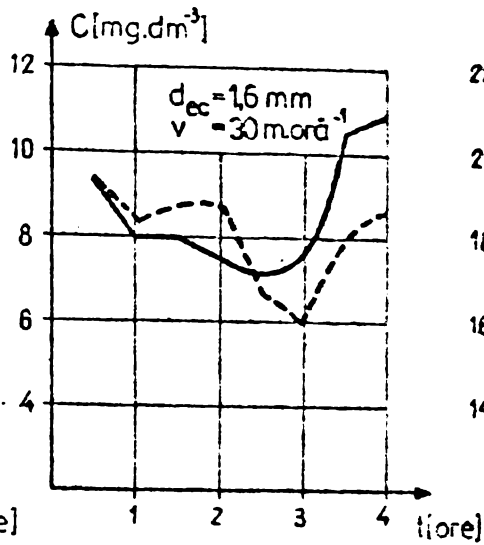


Fig. 6.106

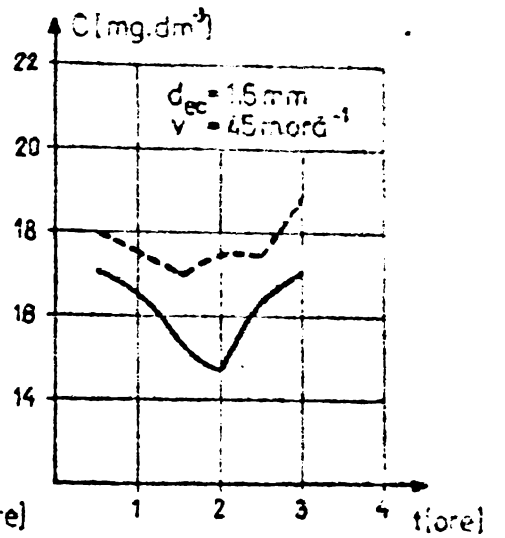


Fig. 6.107

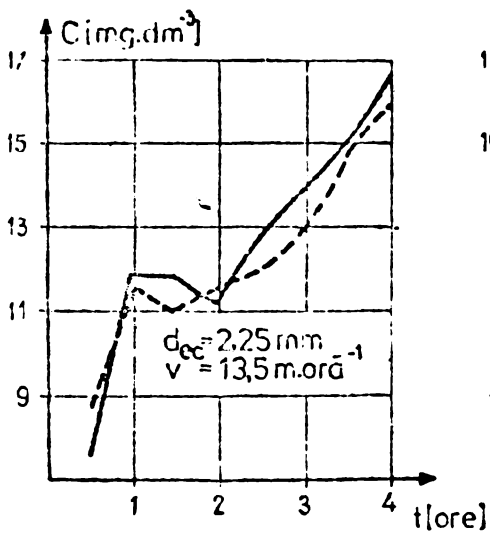


Fig. 6.108

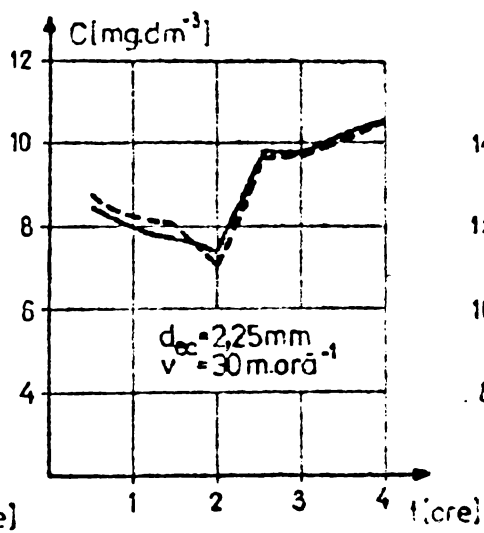


Fig. 6.109

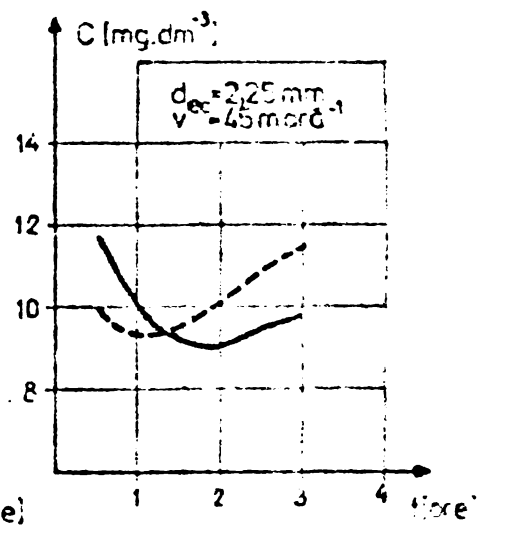


Fig. 6.110

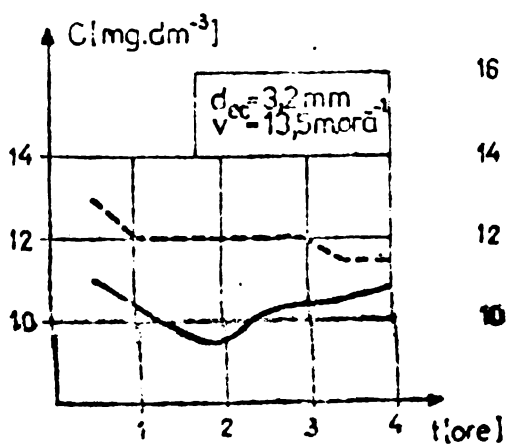


Fig. 6.111

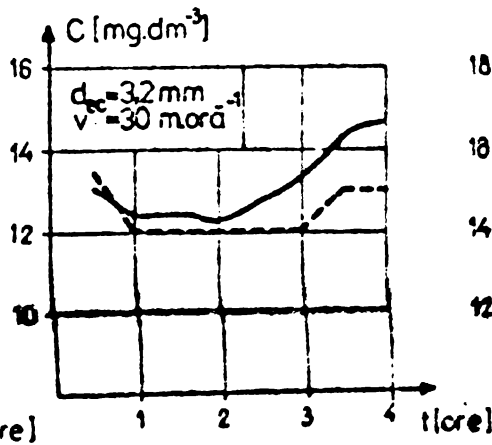


Fig. 6.112

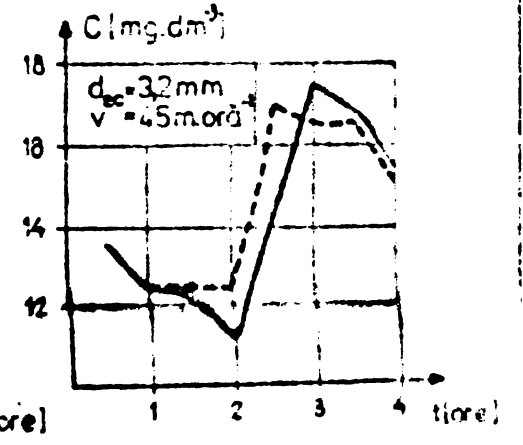


Fig. 6.113

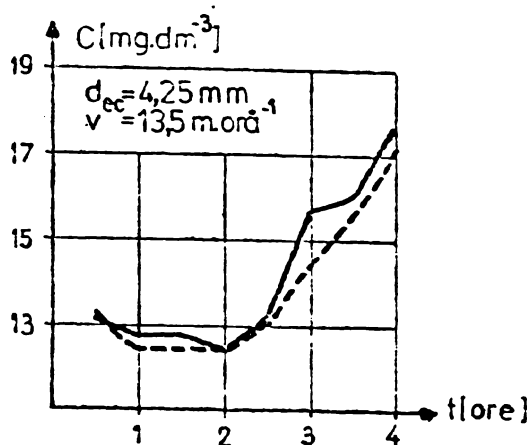


Fig. 6.114

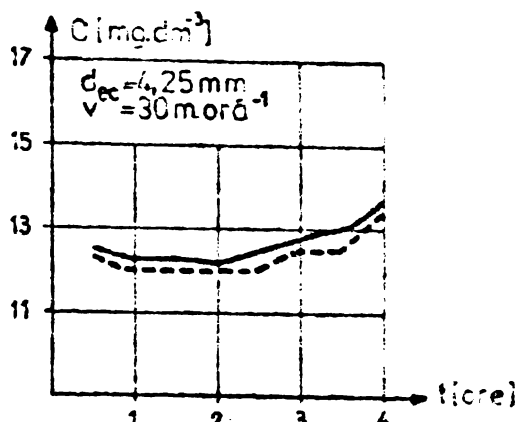


Fig. 6.115

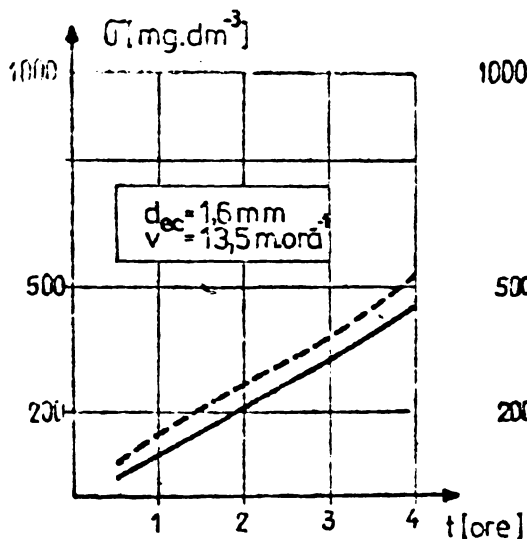


Fig. 6.116

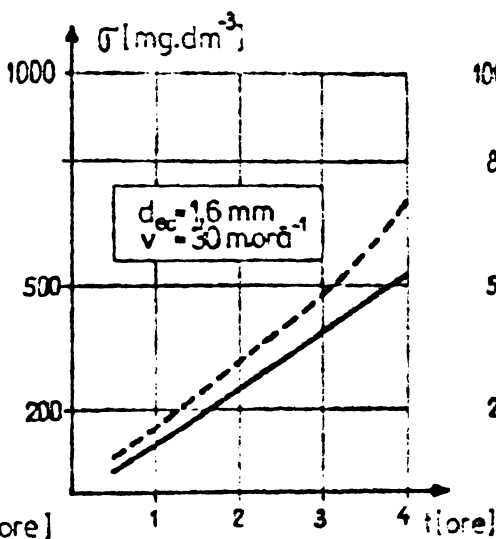


Fig. 6.117

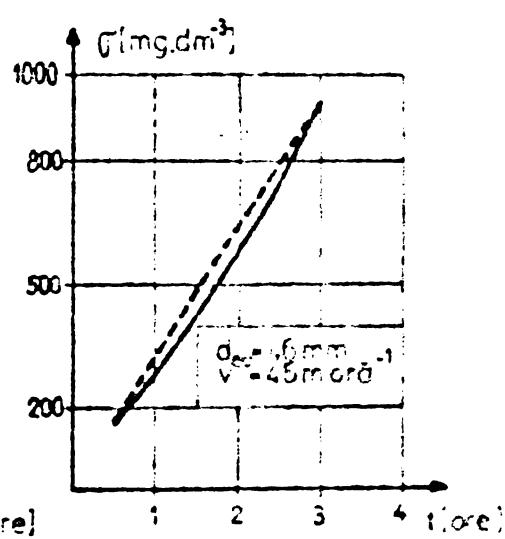


Fig. 6.118

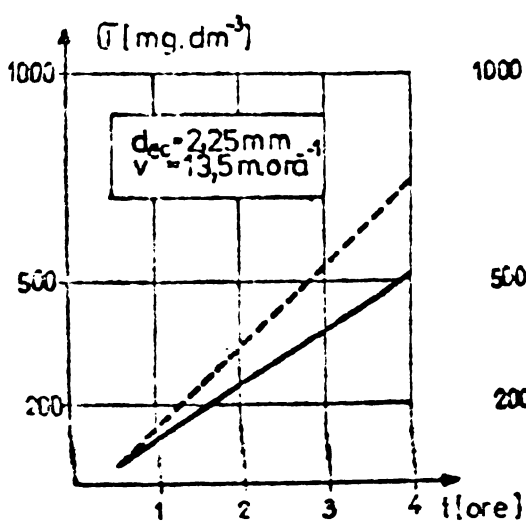


Fig. 6.119

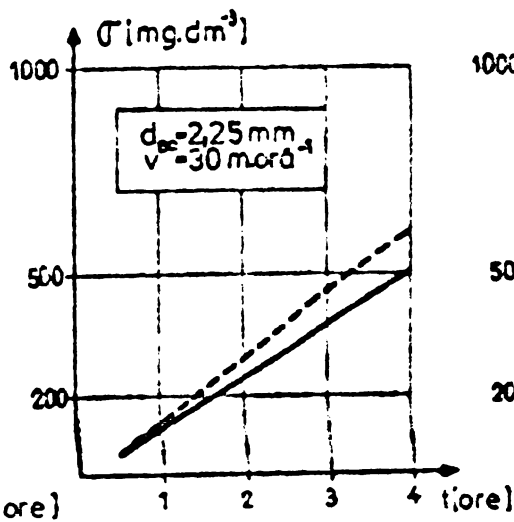


Fig. 6.120

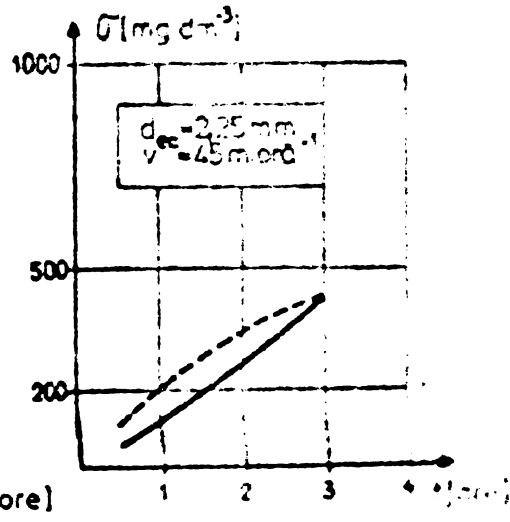


Fig. 6.121

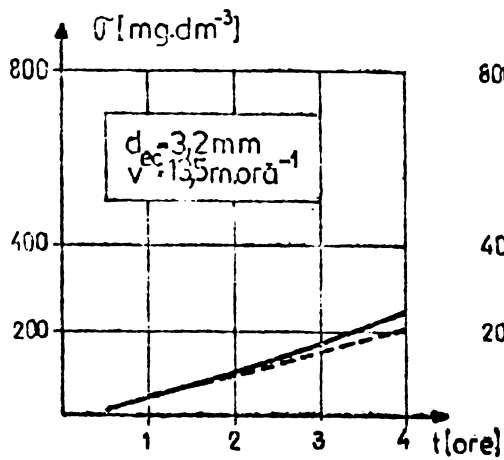


Fig. 6.122

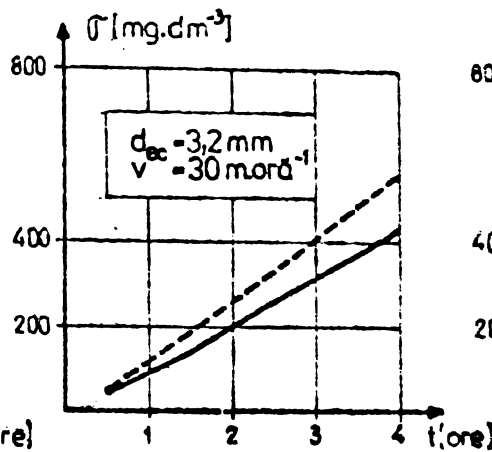


Fig. 6.123

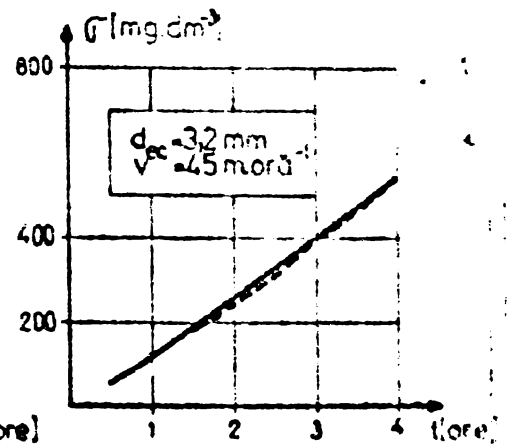


Fig. 6.124

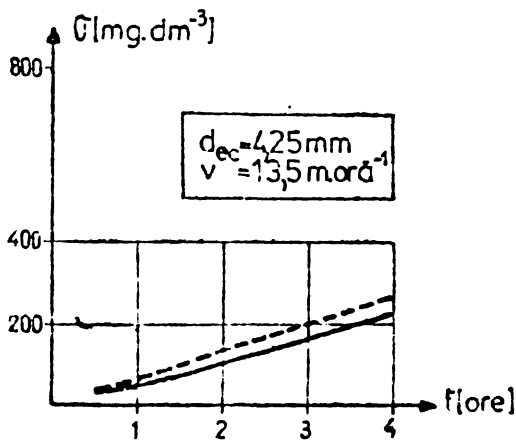


Fig. 6.125

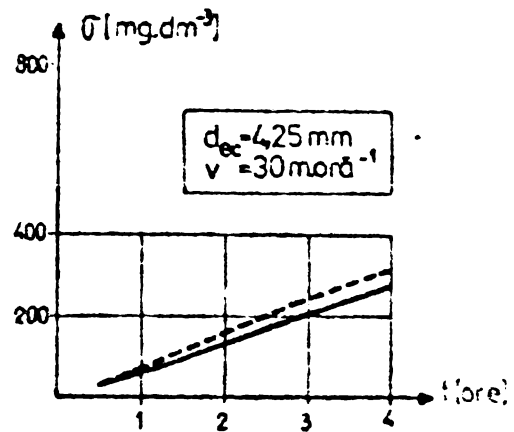


Fig. 6.126

În fig. 6.127 - 6.133 se reprezintă, respectiv, valorile calculate teoretic și cele determinate experimental, pentru condițiile experimentale cu caracter semi-industrial, pentru două cazuri de influențare a concentrației $C(x, t)$, exprimată și alături de raportului C/C_0 și pentru depunerea specifică σ .

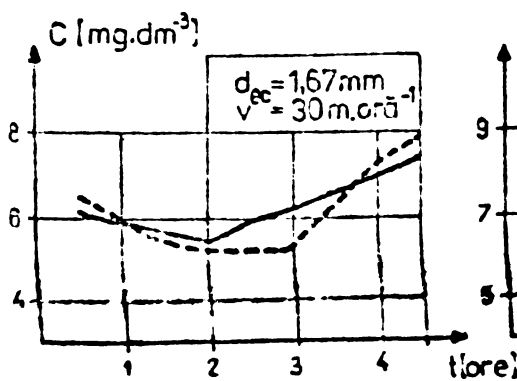


Fig. 6.127

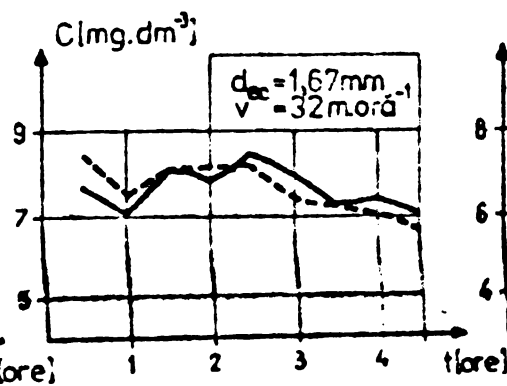


Fig. 6.128

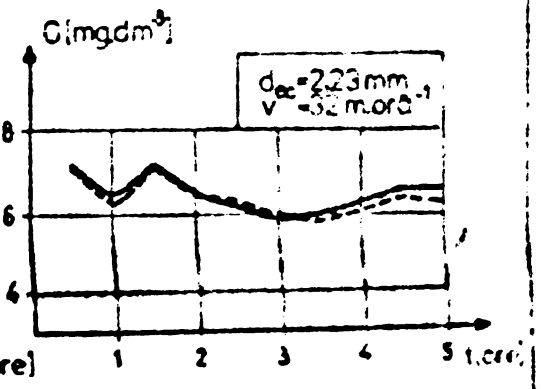


Fig. 6.129

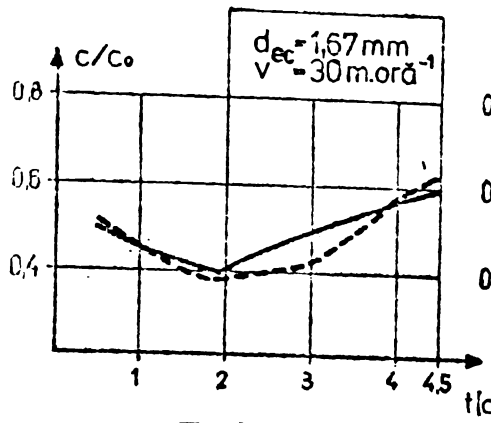


Fig. 6.130

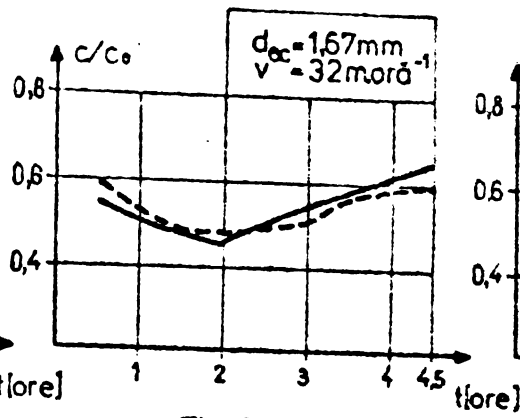


Fig. 6.131

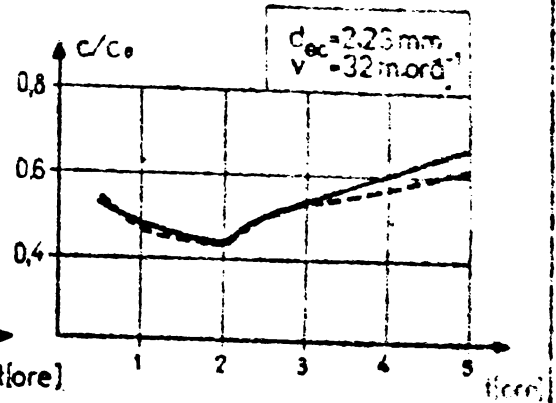


Fig. 6.132

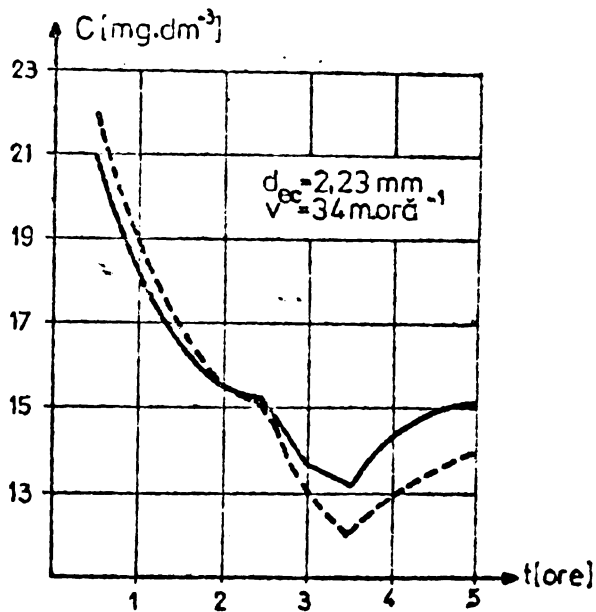


Fig. 6.133

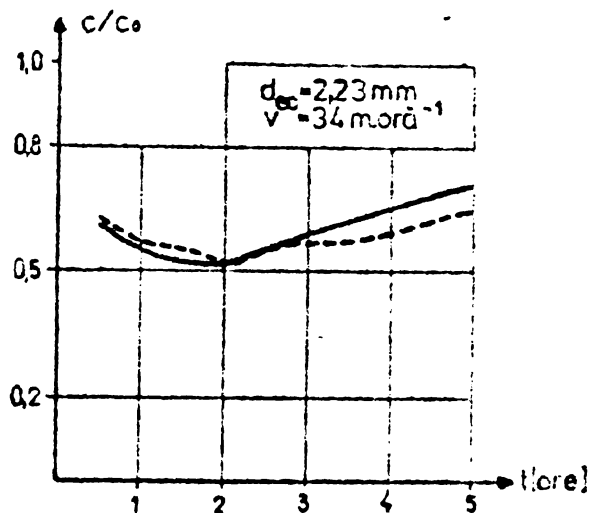


Fig. 6.134

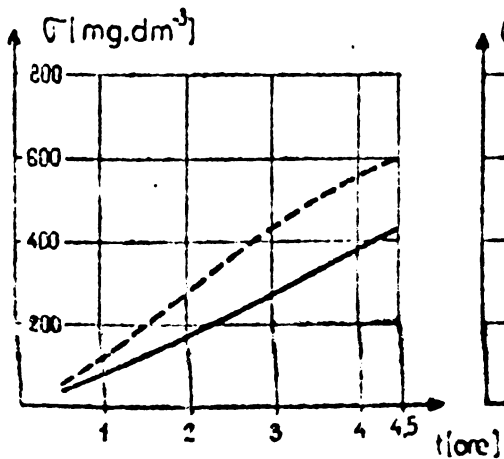


Fig. 6.135

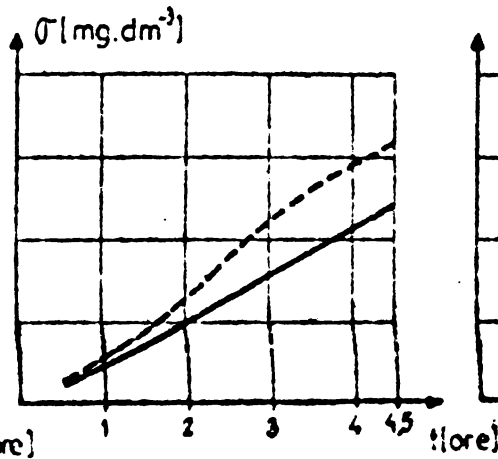


Fig. 6.136

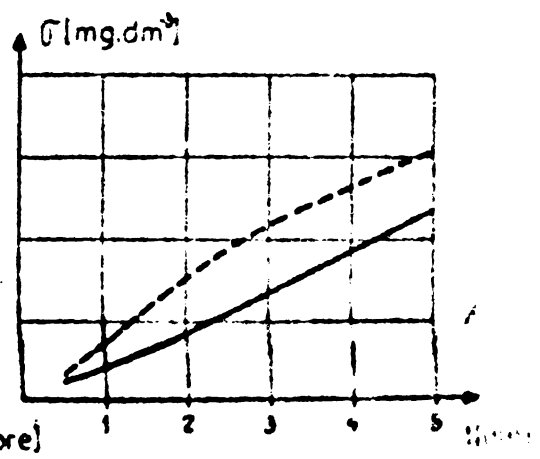


Fig. 6.137

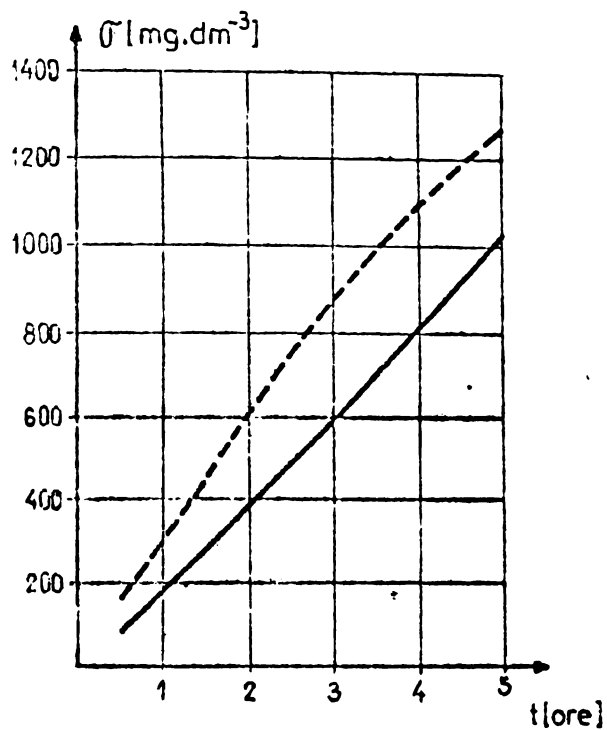


Fig. 6.138

Din analiza celor două grupuri de valori determinate experimental și cele calculate folosind modelul matematic propus de autor, rezultă următoarele :

a) conținutul în suspensii $\sigma(x,t)$;
 - Diferențele sînt în general mai mici sub 10 %, în jumătate din cazuri fiind chiar sub 5 %.

- Diferențe mari s-au constatat în cazul folosirii suspensiilor cu granule mărunte și vitezelor de filtrare mai mici (13,9 m/h), adică la periferia domeniului de aplicare al teoriei ultrarapide, acolo unde se întrepătrund cu filtrarea rapidă.

- Pentru viteza de filtrare

30-45 m/h și în cazul folosirii unui nisip mai grosier (d₅₀ = 2, 3, 4, 5 mm), rezultatele determinate teoretic sînt foarte apropiate de cele rezultate din interpretarea datelor experimentale (sub 10 %).

- Compararea datelor teoretice cu cele experimentale face să se constate că modelul matematic ales asigură o descriere fidelă a procesului de filtrare ultrarapidă, cu o perioadă inițială în care calitatea filtratului se îmbunătățește și cu o perioadă ulterioară în care calitatea filtratului se îndreaptă către valoarea inițială, ceea ce este în concordanță cu ceea ce s-a observat în natură și este în acord cu modelul matematic propus de autor și Stein (fig. 2.7).

b). depunerea specifică $\bar{\sigma}(x,t)$:

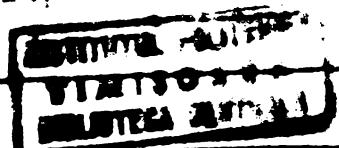
- Diferențele sînt în general sub 10 %.

- Diferențe mai mari (pînă la 10 %) s-au constatat

în cazul interpretării rezultatelor cu corectare și în cazul aplicării de altfel datorită ciclurilor mai lungi de filtrare și a diferențelor și a volumului mai mare de suspensii depuse, adică în unele cazuri erorile date de interpretarea datelor experimentale prin metoda diferențelor finite, au fost ceva mai mari.

- Diferențele sînt explicabile și

și ca aceste calcule s-au efectuat pentru o concentrație de suspensii influențului C_0 , ori în realitate în timpul



experiențelor calitatea apei brute de Bege a suferit variații destul de mari.

- Modelul matematic asigură o descriere corectă a creșterii în timp a depunerii specifice, cu diferențe acceptabile, cu atât mai mult cu cât valorile rezultate din interpretarea datelor experimentale, conțin implicit erorile determinate de metoda prin care ele au fost calculate (metoda diferențelor finite).

DETERMINAREA CONCENTRAȚIEI DE SUSPENȚII (C) ȘI A
DEPUNERII SPECIFICE (σ) ÎN FUNCȚIE DE GROSIMEA STRATULUI
FILTRANT, A VITEZEI DE FILTRARE (V) A PARAMETRULUI INITIAL
AL RETINERII (λ_0) ȘI CONCENTRAȚIEI INITIALE (C_0).

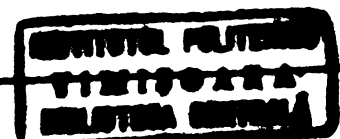
Tabela 6.18

v dm.ora ⁻¹	λ_0 dm ⁻¹	t ore	C_0 mg.dm ⁻³	$C(x,t)$ mg.dm ⁻³	C/C ₀	σ mg.dm ⁻³
x = 10,2 dm ; a = 2,515 ore ⁻¹ ; b = 0,115 ore ⁻¹						
135	0,03600	0,5	28.00000	13.04834	0,46501	50.00012
		1,0	24.00000	10.08947	0,42039	101.01171
		1,5	21.00000	8.21281	0,39109	152.00453
		2,0	20.00000	7.39444	0,36922	210.21303
		2,5	21.00000	8.99745	0,42845	272.00006
		3,0	21.00000	9.81913	0,46758	313.50003
		3,5	23.00000	11.57218	0,50314	396.50005
		4,0	23.00000	12.35462	0,53716	460.72118
6,03240	0,03240	0,5	15.00000	7.54482	0,50299	56.25302
		1,0	26.00000	11.91969	0,45845	116.87817
		1,5	27.50000	11.81349	0,42958	173.99027
		2,0	27.50000	11.21739	0,40791	241.61215
		2,5	27.50000	12.82458	0,46635	307.15550
		3,0	27.50000	13.87398	0,50451	373.25510
		3,5	28.00000	15.08956	0,53891	444.00722
		4,0	29.00000	16.57635	0,57160	515.50195
0,01890	0,01890	0,5	15.50000	11.05077	0,66974	25.50003
		1,0	16.50000	10.46893	0,63143	51.70005
		1,5	16.00000	9.77330	0,61086	85.00003
		2,0	15.00000	9.48301	0,59259	117.30002
		2,5	15.00000	10.25339	0,64034	150.20000
		3,0	15,50000	10.39933	0,67092	182.40000
		3,5	15.00000	10.45869	0,69725	214.40000
		4,0	15.00000	10.82416	0,72161	246.40000

v dm.ora ⁻¹	λ_0 dm ⁻¹	t ore	C_0 mg.dm ⁻³	$C(x,t)$ mg.dm ⁻³	C/C_0	σ mg.dm ⁻³
	0,01310	0,5	17.50000	13.25475	0,75741	20.03215
		1,0	17.50000	12,76707	0,72955	51.7427
		1,5	18,00000	12.79102	0,71061	80,97693
		2,0	13.00000	12.52604	0,69589	112.09138
		2,5	13.00000	13.22286	0,73160	143.13293
		3,0	20.00000	15.16679	0,75834	173.43220
		3,5	20.50000	15.96620	0,77884	202.97034
		4,0	22.20000	17.70677	0,79760	231.73163
300	0,02250	0,5	15.00000	9,30764	0,62051	56.23357
		1,0	13.50000	7.85452	0,58182	110.90041
		1,5	14.00000	7.78572	0,55612	136.20920
		2,0	14.00000	7,51075	0,53648	204.46735
		2,5	12,00000	7.06512	0,53376	301.27733
		3,0	12.00000	7.46174	0,62181	391.50244
		3,5	16,00000	10.41537	0,69096	461.82076
		4,0	16.00000	10.85009	0,67813	571.31128
	0,02070	0,5	13,00000	8,38054	0,64466	53.70160
		1,0	13.00000	7.89853	0,60758	114.63931
		1,5	13.00000	7.57705	0,58285	170.11375
		2,0	13.00000	7.33051	0,56339	215.53241
		2,5	16.00000	9.82794	0,61425	312.09532
		3,0	15,00000	9.63351	0,64590	380,41260
		3,5	15.00000	10.10553	0,67321	447.43164
		4,0	15,00000	10.49299	0,69253	513.02050
	0,01170	0,5	17.00000	13.26411	0,78021	45.70370
		1,0	16.50000	12.45009	0,72935	95.00043
		1,5	17.00000	12.52962	0,73704	149.24012
		2,0	17.00000	12,29752	0,72333	209.29109
		2,5	17.00000	12.90675	0,75922	257.20044
		3,0	17.00000	13.27358	0,78109	323.33032
		3,5	13.00000	14.39862	0,79992	377.90210
		4,0	13.00000	14.70306	0,81711	430.95023
	0,00765	0,5	14.70000	12.49333	0,85023	27.33055
		1,0	14.70000	12.22771	0,83182	59.65057
		1,5	15,00000	12.28710	0,81914	93.87631
		2,0	15,00000	1213781	0,80910	133.96931
		2,5	15,00000	12.52767	0,83516	170.49773
		3,0	15,00000	12.76250	0,85083	205.44791
		3,5	15,00000	12.96231	0,86419	239.03035
		4,0	15.70000	13.75770	0,87629	271.41162

ν dm.ora ⁻¹	λ_0 dm ⁻¹	t ore	C_0 mg.dm ⁻³	$C(x,t)$ mg.dm ⁻³	C/C ₀	σ mg.dm ⁻³
450	0,01800	0,5	25.00000	17.06628	0,68265	120,72316
		1,0	25.50000	16.53366	0,64838	270,39037
		1,5	24.50000	15.32156	0,62537	435,76015
		2,0	24.00000	14,58329	0,60764	598,50517
		2,5	25.00000	16.36403	0,65156	761,49121
		3,0	25.00000	17.09422	0,68380	923,21023
	0,01350	0,5	15.50000	11.64074	0,75102	57,43760
		1,0	13.50000	9.75450	0,72256	123,23137
		1,5	13.00000	9.14210	0,70321	196,03963
		2,0	13.00000	8.91698	0,68323	271,53521
		2,5	13,00000	9.46033	0,72772	346,65161
		3,0	13,00000	9.77550	0,75196	420,92711
	0,00900	0,5	16.50000	13.63274	0,82623	55,43062
		1,0	15.50000	12.48091	0,80522	121,42931
		1,5	15,50000	12.25745	0,79030	195,65331
		2,0	15.00000	11.09266	0,77951	263,29163
		2,5	21.00000	16.99005	0,80905	337,27515
		3,0	20.00000	16,53341	0,82692	407,33037
3,5		20.00000	16.84421	0,84221	475,93024	
4,0	18.00000	15.40934	0,85610	541,86320		
$x = 15,0 \text{ dm} ;$			$a = 2,515 \text{ ore}^{-1} ;$		$b = 0,115 \text{ ore}^{-1}$	
300	0,02250	0,5	12.50000	6.19623	0,49570	42,29201
		1,0	13.00000	5,86192	0,45092	67,76302
		1,5	13,50000	5.69619	0,42194	104,13326
		2,0	13,50000	5,40282	0,40021	131,07659
		2,5	13.00000	5,28509	0,45035	230,18060
		3,0	12.50000	6,21537	0,49723	281,51009
		3,5	12.50000	6.61853	0,53133	333,67529
		4,0	12.50000	7.06060	0,56485	386,52733
		4,5	12.50000	7,46180	0,59694	440,44727
320	0,01900	0,5	14.00000	7.74029	0,55283	46,63723
		1,0	14.00000	7.14518	0,51039	97,90703
		1,5	17,00000	8.20340	0,43255	150,36773
		2,0	17.00000	7.84516	0,46143	201,81903
		2,5	16.50000	8.51646	0,51797	250,65003
		3,0	14.50000	8.03762	0,54432	317,40501
		3,5	12.50000	7.33161	0,58677	375,60507

\checkmark dm.ora ⁻¹	λ_0 dm ⁻¹	t ore	C ₀ mg.dm ⁻³	C(x,t) mg.dm ⁻³	C/C ₀	σ mg.dm ⁻³
		4,0	12.00000	7.40301	0,61733	433.33011
		4,5	11.00000	7.11511	0,64633	491.23120
0,02000		0,5	13.50000	7.23464	0,53590	41.00485
		1,0	13.50000	6.65064	0,49264	35.70130
		1,5	15.50000	7.19315	0,46440	131.79959
		2,0	15.00000	6.64612	0,44307	173.63666
		2,5	12.50000	6.25424	0,50034	227.23553
		3,0	11.00000	5.91106	0,53737	277.71733
		3,5	10.50000	5.99059	0,57053	303.13203
		4,0	10.50000	6.31952	0,60186	379.74692
		4,5	10.50000	6.63772	0,63216	430.69013
		5,0	10.00000	6.61830	0,66183	461.55734
340	0,01660	0,5	35.00000	20.35433	0,59585	36.05630
		1,0	35.00000	18.33640	0,55565	182.52260
		1,5	31.00000	16.40137	0,52903	232.80591
		2,0	30.50000	15.51943	0,50883	335.44397
		2,5	27.00000	15.19638	0,56285	420.03213
		3,0	23.00000	13.73582	0,59721	507.82251
		3,5	21.00000	13.18052	0,62764	701.02146
		4,0	22.00000	14.43454	0,65612	811.92226
		4,5	22.00000	15.03529	0,68342	913.21484
		5,0	22.00000	15.61957	0,70998	1023.50781



CONSIDERENTE TEHNICO-ECONOMICE PRIVIND APLICAREA
A STUDIILOR ȘI A SOLUȚIILOR CERCETĂRIILOR ÎN
CAMPUL FILTRĂRII ULTRARAPIDE .

7.1.- Generalități

Scopul final al studiilor și cercetărilor efectuate este acela ca prin elucidarea unor aspecte teoretice privind tratarea la viteze foarte mari, să se asigure elementele tehnice și economice pentru realizarea concretă a unei instalații pilot, utilitate și avantajoasă economic, în condițiile specifice ale municipiilor Timișoara .

Concluzia cea mai generală a studiilor este că există în aceea că este posibil ca folosind filtrarea ultrarapidă, la viteze de 30 - 35 m/h, să se realizeze cicluri de funcționare minimum 4 - 6 ore, cu eficiență de aproximativ 50 %, eficiența care poate fi ridicată la cea 70 % prin folosirea adausului de coagulant.

În unele cazuri (turbidități mici, natură stabilă a suspensiilor) se pot obține la aceeași viteză de filtrare, cicluri de 8 - 12 ore cu eficiența de 75 - 85 %, fără adaus de coagulant.

Realizarea unor viteze de filtrare de 5-10 ori mai mari decât vitezele obișnuite în filtrarea rapidă (5-7 m/h), conduce la obținerea unor debite importante de apă curată în condițiile reducerii cu 50 - 70 % a conținutului de suspensii. Dacă conținutul de suspensii al apei brute nu este prea ridicat, cerințele calitative cerute efluentului nu sînt prea stricte, utilizarea și avantajele folosirii filtrării ultrarapide, sînt evidente.

Analizînd variația conținutului în suspensii al apei din râul Bega conform datelor statistice pentru anul 1975 și 1976, expusă în tabela 7.1, rezultă faptul că în medie anualitatea exprimată în grade SiO_2 este cuprinsă între $15-50^{\circ} SiO_2$, un număr de $\frac{220 + 293}{2} = 256$ zile/an, iar un număr de $\frac{55 + 43}{2} = 49$ zile/an este cuprinsă între $50 - 100^{\circ} SiO_2$. În restul de 53 zile/an conținutul apei din Bega depășește $100^{\circ} SiO_2$, avînd momente la care conținutul depășește $2000^{\circ} SiO_2$.

Tabela 2.

Turbiditate $^{\circ}\text{SiO}_2$	Număr de zile pe an cu turbiditate medie			Se poate demonstra ca aproximativ 70% din turbiditatea medie anuală pășeste 50°SiO_2 , iar 70% din este cuprinsă între 50°SiO_2 , ceea ce înseamnă un con- ținut de suspensii după cum se mează :
	Anul 1975	Anul 1976	de la anul 1975 și 1976	
15 - 50	220	293	256	
50 - 100	55	48	51	
100 - 500	75	25	50	
500 - 1000	9	-	5	
1000 - 2000	5	-	2	
peste 2000	1	-	1	

- conținut în suspensii maxim 20 mg/dm^3 250 zile/an
- " " cuprins între $20-40 \text{ mg/dm}^3$ 50 "
- " " peste 40 mg/dm^3 55 "

Plecând de la această situație și de la concepția
posibilității obținerii unei eficiențe de 50 - 70 % în procesul de
filtrare ultra rapidă, rezultă că au reprezentat o problemă deosebită
obținerea unui efluent cu un conținut de $10 - 15 \text{ mg/dm}^3$, timp de
300 zile/an.

Din bilanțul consumului de apă potabilă pentru anul
1976, rezultă că 48,5 % din totalul apei potabile este consumat
întreprinderi și numai 51,7 % reprezintă consumul instituțiilor și
populației . Si cum din consumul de apă potabilă al industriei, doar
aproximativ 20 % reprezintă consumul menajer la grupurile sociale și
birouri, înseamnă că de fapt 40 % din apa potabilă livrată în anul
1976 în rețea, a fost consumată în procesul tehnologic al fabricii
municipiului .

Folosirea în industrie a apei potabile (filtrată,
tratată cu coagulanți și desinfecată), reprezintă în multe cazuri
un consum nejustificat de apă potabilă întrucât condițiile tehnologice
de procese tehnologice industriale nu impun de regulă utilizarea
apei potabile, admițând în multe cazuri un conținut de suspensii
cuprins între $10 - 50 \text{ mg/dm}^3$. De regulă lipsa unei rețele
distribucție a apei industriale, obligă majoritatea unităților industriale
la utilizarea apei din rețelele de distribuție existente, deci a apei potabile.
Această situație poate să se manifeste în cazul unităților industriale
riverane râului de Jos, pentru care folosirea în procesul tehnologic

triale a apei extrase din Bega și limpezită prin un procedeu de filtrare ultrarapidă, ar conduce la economii substanțiale la prețul de cost, realizându-se în același timp și o economie de apă potabilă care în condițiile actuale și de perspectivă este extrem de bine venită la consumul populației. Aceasta reprezintă una din căile prin care se pot finaliza practic cercetările întreprinse în domeniul filtrării ultrarapide, iar o altă cale o reprezintă folosirea în anumite cazuri a acestui procedeu în locul decantării clasice la uzinele de apă potabilă sau la instalațiile de acest gen ale construcțiilor agro-zootehnice. Obținerea unei ape limpezite cu caracteristici asemănătoare cu cele ale apei decantate prin decantoarele clasice, adică cu un conținut de suspensii de $50 - 50 \text{ mg/dm}^3$ /144 /, face să fie în fond posibilitatea înlocuirii în anumite condiții a construcțiilor masive ale decantoarelor, prin instalații simple, ușoare și de mare productivitate, folosind filtrarea ultrarapidă și deci reducerea în aceste cazuri a costului investiției și economisirea unor însemnate cantități de ciment. Aceasta ar fi cea de a doua cale pentru aplicarea practică a filtrării ultrarapide, pentru ambele posibilități, prezentându-se în continuare detalierea tehnico-economică a realizării și eficienței unor asemenea instalații.

7.2.- Instalații de filtrare ultrarapidă pentru prelucrarea apei industriale.

Din datele unei anchete realizate la un număr de 9 unități industriale riverane râului Bega, dar care consumă pentru procesul tehnologic apă potabilă, rezultă faptul că în anul 1975 s-a consumat numai de aceste unități un volum total de apă potabilă de 2.042 mii mc, conținutul medie de suspensii admis de procesul tehnologic industrial folosit fiind cuprins între $10 - 50 \text{ mg/dm}^3$ (tabelul 7.2)

Intrucât din tabelul apei consumate, aproximativ 30 % reprezintă consumul industrial propriu zis și 70 % consumul de apă potabilă în scopuri menajere, totalul consumului se reduce în 2014, rezultând în final un consum anual de 1.636.512 mc.

Au mai fost anchetate un număr de 4 întreprinderi industriale riverane râului Bega, la care însă a rezultat faptul că pentru procesul tehnologic specific pe care îl posedă este necesară folosirea apei potabile, ele nefiind deci luate în considerare.

Nr. crt.	Intreprinderea	Adresa	Pondere (%)		
			Anul 1976	Conținut mg	
			Annual	Conținut mg	Conținut mg/dm ³
1.	Industria Română de Piele	Str. I. G. Grosu nr. 16.	170.500	24.851	14
2.	1 Iunie	Str. Peneg Curcanul nr. 6.	329.957	32.353	15
3.	Industria Lînei	Spl. Ind. Lînei	528.385	43.670	20
4.	Intrepr. de Piele și Mănuși.	Str. S. Bănuțiu nr. 19.	138.094	9.673	50
5.	Fabrica de ciopârți.	Str. Kozluniceanu nr. 11.	402.352	44.516	10
6.	Comb. Petrochimic Solventul.	Spl. Titulescu	223.026	27.183	15
7.	Fabrica de zahăr	Str. Polonă nr. 2	105.689	12.432	55
8.	Uzina Azur	Str. Peneg Curcanul nr. 5-5.	88.546	6.700	10
9.	Intr. Textilă	B1. Vasile Pîrvan	55.200	4.615	12
T O T A L			2.011.689	-	-

Intrucît condițiile de calitate cele mai stricte ca și conținut de suspensii sînt de $10 - 15 \text{ mg/dm}^3$, rezultă că este posibilă obținerea unui efluent de asemenea calitate, filtrînd cu viteze de $30 - 35 \text{ m/h}$ apa brută din Bega, al cărei conținut de suspensii nu depășește 20 mg/dm^3 în medie aproximativ 250 zile anual. Pentru apa de Bega, cu conținut în suspensii cuprins între 20 și 40 mg/dm^3 , este posibilă obținerea unui efluent la condițiile cerute de industrie în cazul filtrării ultrarapide folosind aduna de coagulanți. Cercetările întreprinse au demonstrat că o instalație de filtrare ultrarapidă, folosind un strat de nisip în grosime de $1,5 \text{ m}$, și avînd diametrul mediu echivalent al granulelor de $0,25 \text{ mm}$, asigură în cazul vitezei de filtrare de $30 - 35 \text{ m/h}$ pe o durată de minimum $4-6$ ore, o reducere a suspensiilor în proporție de cea 50% , eficiența crescînd cu aproximativ 20% în cazul adăugării de coagulanți, precum și faptul că la turbidități mici ale influentului și la condiții specifice ale naturii suspensiilor, se obțin durate ale ciclului de filtrare de $8 - 12$ ore și o eficiență a filtrării de $75 - 85\%$. Aceste rezultate asigură, fără dificultăți deosebite în medie pe tot anul, obținerea unei ape limpide cu un conținut de suspensii care

nu depășește $10 - 15 \text{ mc/dm}^3$, deci satisfăcător necesităților industriale.

7.2.1.- Evaluarea costului unei instalații de filtrare ultrarapidă.

Plecând de la datele de consum maxime lunare (tabel 7.2) rezultă că pentru unitățile mari consumatoare de apă este necesar să se proiecteze o instalație de filtrare ultrarapidă cu un debit mediu orar de cca 50 mc/oră, ceea ce asigură în cazul funcționării în 3 schimburi (24 ore /zi) un debit lunar de cca 3000 mc, iar în cazul funcționării în 2 schimburi (16 ore /zi), un debit lunar de 24.000 mc apă lipeșită, valori care asigură consumul lunar maxim al marilor consumatori din tabel 7.2. Pentru întreprinderile cu consum mai mic se pot reduce în mod corespunzător unitățile de filtrare (filtrele propriu zise) ale instalației respective.

O unitate de filtrare (filtru) se prevede a fi realizată din o țeavă metalică $\varnothing 1000 \text{ mm}$, executată exact după acelaș principiu ca și cel al instalației semi industriale, de varietate pe lângă la cap. 5 al lucrării. Proiectată pentru o viteză de filtrare de 30 m/h având o suprafață de filtrare de 0,785 mp, rezultă un debit de 25 mc/oră, adică 7 l/sec.

Filtrul necesită un debit de spălare cu apă de 3 l/sec. mp. ceea ce impune o conductă de alimentare cu apă de $\varnothing 100 \text{ mm}$.

Pentru spălarea cu aer se necesită un debit de 13 l/sec. mp. deci o conductă de alimentare de $\varnothing 1\frac{1}{2}''$. Schema de principiu al unui filtru ultrarapid este redată în fig. 7.1.-

Apa brută este pompată din Beza cu o pompă tip BERNA 65 C, realizată de Uzina Pîmpuri Hoi București, având următoarele caracteristici ($Q = 25 \text{ mc/h}$; $H = 20 \text{ mc A}$; $N = 3 \text{ Kw}$; $n = 2850 \text{ rot/min}$).

Pentru asigurarea debitului necesar de 50 mc/oră, se impune executarea unei instalații de filtrare ultrarapidă, compusă din două unități de filtrare, de tipul celei de mai sus, având fiecare o capacitate de 25 mc/oră, prevăzându-se în plus încă o unitate de rezervă și pentru funcționarea în timpul spălării. Aerul comprimat se asigură prin un singur aparat pentru toate cele 3 unități de filtrare, ținînd cont că ele nu se spală concomitent.

Aparatul este un electrocompresor 1 BERNA 30, pe presiune, cu butelie de aer, fabricat de Uzina Pîmpuri Hoi București,

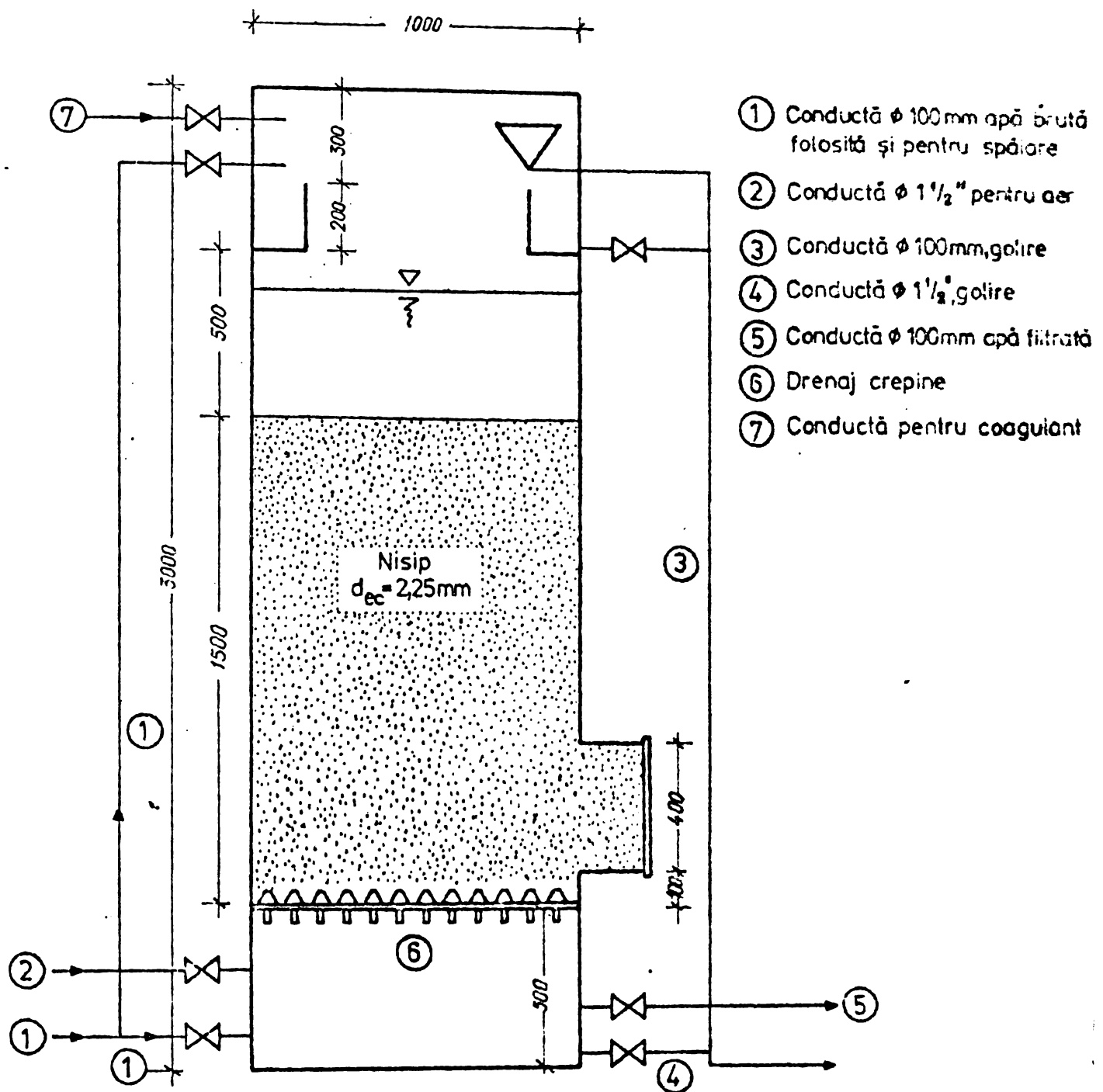
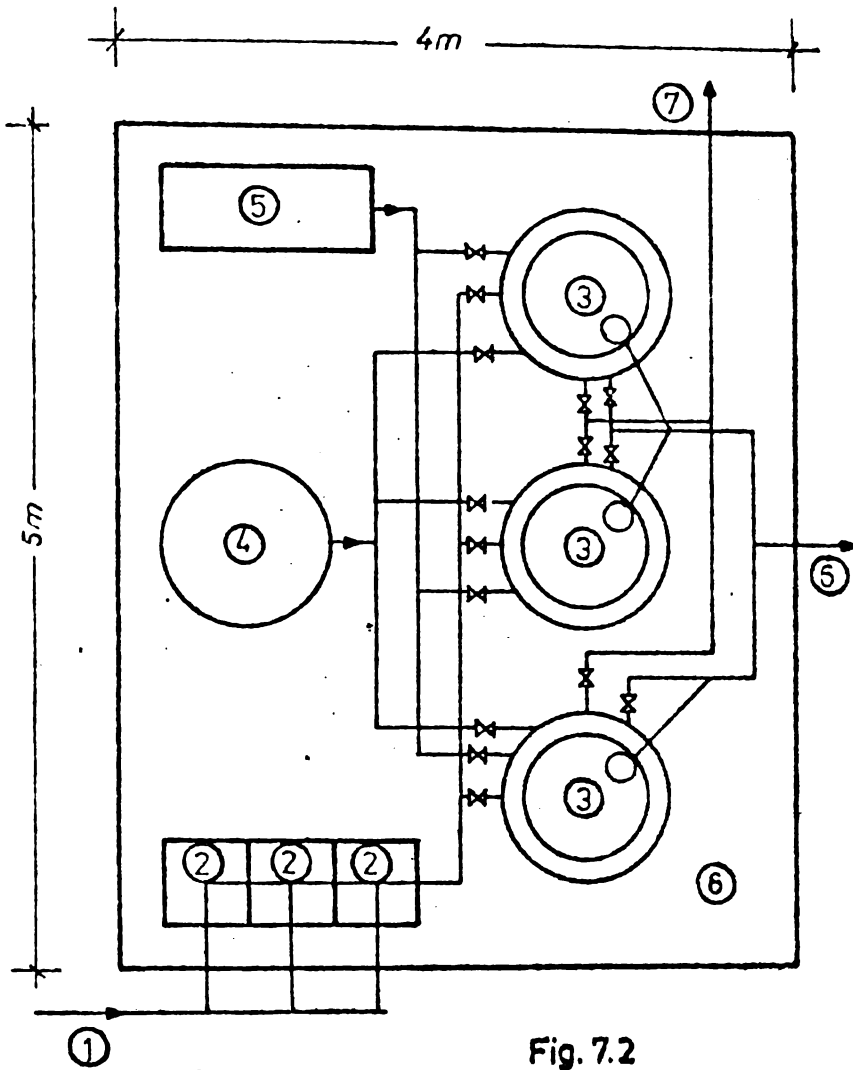


Fig. 7.1

($d = 2,2 \text{ Kw}$). Întreaga instalație formată din 2 + 1 filtre, 2 pompe și un electropompresor, se prevede a fi aşezată pe o platformă de 20 mp, acoperită cu o construcție ușoară, de protecție (construcție din țicli), conform schemei de principiu 7.2. Pentru perioadele cu turbiditate mai ridicată se realizează și o mică gospodărie de reactivi (coagulanți).

În continuare se prezintă evaluarea construcției de stație de tratare cu capacitate de 50 mc/h, relatată în Fig. 7.2, și a sistemelor de aprovizionare medii de deviz, aplicate la actuala evaluare de către Institutul de Proiectări Tâmbacove (IPROTEM).



- ① Apă brută sau decantată
- ② Pompă tip „Cerna”
- ③ Filtru ultrarapid
- ④ Coagulant
- ⑤ Aer comprimat
- ⑥ Preaplin, spălare, golire
- ⑦ Apă filtrată
- ⑧ Platformă acoperită 5x4m

Fig. 7.2

a) Filtru (1 buc)

- Tencușă oțel \varnothing 1020 x 11 mm	3 ml	x 1000 lei/ml	= 3000 lei
\varnothing 419 x 7	0,5 ml	x 600 "	= 300 lei
\varnothing 108 x 4	7 ml	x 150 "	= 1050 lei
\varnothing 1 1/2"	2 ml	x 80 "	= 160 lei
- Tablă - 10 mm	120 kg	x 10 lei/kg	= 1200 lei
5 mm	50 kg	x 10 "	= 500 lei
- Crepine :	60 buc.	x 10 lei/buc	= 600 lei
- Robinete cu flanse- \varnothing 100	4 buc.	x 450 "	= 1800 lei
- 1/2"	2 buc.	x 200 "	= 400 lei
- Hâșip de filtru : 0,735 mp x 1,5 m x 1,6 t/mc x 930 lei/t =			1050 lei
Rotunjire, diverse			= 240 lei
			<u>11.000 lei</u>

b) Conducte de lașură :

- \varnothing 108 x 4 mm :	
- apă brută	15 m
- apă spălare	3 m
- preaplin	8 m
- apă tratată	5 m
- coagulant	<u>5 m</u>

	36 ml x 150 lei/ml = 5400 lei	
- Ø 1/2" : - conductă aer.	6 ml	
- golire.	<u>3 ml</u>	
	9 ml x 80 lei/ml = 720 lei	
- Ø 168 x 8: - apă tratată	6 ml x 180 lei/ml = 1080 lei	
	Rotunjiri.	= 300 lei
		<u>7.500 lei</u>

c) Evaluarea întregii instalații :

- 3 filtre.	3 x 11.000 lei	=	33.000 lei
- conducte de legătură		=	7.500 lei
- 3 electropompe Cerna 65 C. 3 x 3000 lei		=	9.000 lei
- electrocompresor, 1 HCR 350		=	10.000 lei
- construcția. . . 20 mp x 1400 lei/mp . .		=	28.000 lei
- gospodăria de reactivi		=	3.000 lei
- Instalații electrice de forță și lumină			
10 kw x 800 lei/kw.		=	8.000 lei
	Rotunjire.	=	<u>1.500 lei</u>
	TOTAL		100.000 lei

Rezultă deci că realizarea unei asemenea instalații se ridică la aproximativ 100.000 lei. În continuare se va prezenta estimarea prețului de revenire al unui mc apă filtrată prin această instalație .

7.2.2.- Evaluarea prețului de cost al apei filtrate.

Se ia în considerare cazul exploatării instalației timp de 300 zile/an, în 3 schimburi, adică 24 ore pe zi :

- Pierderi nisip 30 % din total :		
0,3 x 1850 lei x 3 filtrații		= 1.700 lei
- Energie electrică :		
7 Kw/h x 24 ore x 300 zile x 0,45 lei/ Kwh		= 22.700 "
- Pierderi crepine :		
10 % anual : 3 x 60 x 0,10 = 18 buc. x 10 lei.		= 1800 "
- Coagulant, sulfat aluminiu tehnic, cca 60 mg/l,		
rezultă 50 mc/ oră x 60 g/mc x 24 ore x 50 zile =		
3600 kg x 1 lei / kg.		= 3.600 "
- Amortisamente, conf .Decret 393/1976, cod 265-6 ; 1,4 %		
pe an, din valoarea totală a investiției :		
1,4 % x 100.000 lei		= 1.400 "
- Manoperă : 3 x 1800 lei/lunar x 12 luni		= 65.000 "
	Diverse, rotunjiri 5 %	= 2.400 "
	TOTAL :	<u>100.000 "</u>

Costurile totale anuale sînt de 100.000 lei, în 300 zile producîndu-se : $50 \text{ mc/oră} \times 24 \text{ ore} \times 300 \text{ zile} = 360.000 \text{ mc}$.
Revine deci ca și cost pe un mc apă filtrată 0,278 lei.

Tinînd cont de faptul că prețul de vînzare al apelor potabile către industrie este de 1,365 lei/mc, rezultă o economie de 1,087 lei/mc.

Plecînd de la consumul de apă potabilă în scopuri industriale al unităților riverane rîului Bega în anul 1976, consum anual care se ridică conform celor expuse în paragraful 7.2 al lucrării la 1.633.512 mc. este necesar să se pondereze acest consum cu cel aferent consumului pe 300 zile din an, adică cu raportul $\frac{300}{365} = 0,822$, rezultînd un consum de 1.330.182 mc. Față de acest consum, folosirea apelor limpezite prin filtrarea ultrarapidă, cu instalațiile descrise mai sus, ar conduce numai în acest caz la economii anticipate de $1.330.182 \text{ mc} \times 1,087 \text{ lei/mc} = 1.445.257 \text{ lei}$ anual, pentru un număr de 9 unități industriale, riverane rîului Bega. Chiar și pentru perioade din an în care se apreciază turbidități mai mari ale apelor brute, la care numai procesul de filtrare ultrarapidă nu este suficient, se pot găsi soluții economice mai avantajoase decît cea a folosirii apelor potabile. Pentru aceste situații este mai rațional să se realizeze alături de stația de filtrare ultrarapidă, o treaptă prealabilă de decantare, prin un decantor orizontal sau al unui decantor supraordonat pentru cazul în care nu există teren suficient, apă decantată în prealabil urmînd să fie trecută prin filtrele ultrarapide. Soluția este eficientă și economică, întrucît investiția specifică la realizarea unui decantor este de cea 1.300 lei pentru un debit instalat de un mc/oră apă decantată, deci în cazul luat în discuție (50 mc/oră) se necesită o investiție suplimentară de numai 65.000 lei, asigurîndu-se însă funcționarea instalației în tot timpul anului și realizînd siguranța funcționării ei și la viitori. Creșterea costurilor de exploatare este nesemnificativă, tinînd cont de extinderea duratei de exploatare pe întregul an.

O altă soluție de rezolvare a problemei puse de perioadele în care din cauza viiturilor turbiditatea apelor brute este prea ridicată, o constituie dubla filtrare, adică mîrirea unităților de filtrare ultrarapidă, punerea în funcție a unităților de decantare și funcționarea în această perioadă cu o parte a instalației și cu prefiltru (degrosior), treapta în care se realizează curățarea apelor brute la parametrii calitativi la care ea poate fi prelucrată și pre-

lucrată de restul unităților de filtrare ultrarapide. Și în acest caz un calcul economic dovedește eficiența soluției față de folosirea apei potabile, întrucât creșterea cheltuielilor de exploatare este nesemnificativă.

Problema înlocuirii apei potabile în procesele tehnologice industriale poate fi însă extinsă, luându-se în considerare avantajele tehnico-economice ale aplicării acestui procedeu și pentru platformele care nu sînt riverane unui curs de apă și care nu sînt deservite de conducte de apă industriale, de exemplu platforma industrială din zona de sud-est a municipiului Timișoara.

În acest caz intervin costuri suplimentare de investiții pentru realizarea unei stații de pompare și a unei rețele separate pentru transportul apei industriale și implicit creșterea costurilor de exploatare, dar pentru distanțe relativ mici (2-3 km) pînă la sursa de apă realizarea unui asemenea proiect rezultă teoretic ca și avantajoasă și realizabilă, conducînd la economii însemnate de apă potabilă și la economii la prețul de cost al întreprinderilor industriale de pe platformă. În condițiile în care 40 l/din apă potabilă livrată în rețea, este în Timișoara consumată pentru procesele tehnologice industriale, înlocuirea, chiar și a unui procent de numai 20 - 30 % din aceasta ar conduce la economii însemnate de apă potabilă și la rezolvarea în mai bune condițiuni a aprovizionării cu apă potabilă a populației. Realizarea în prealabil a unei stații pilot este însă strict necesară, pentru a se testa exploatarea și eficiența filtrelor ultrarapide în complexul de condiții oferit de obicei unui an de zile de către calitatea apei brute a râului Bega.

7.3.- Folosirea filtrării ultrarapide în procesul de preliminare a apei.

Treapta prealabilă filtrării în procesul de limpezire a apei, decantarea trebuie să asigure reducerea concentrației în suspensii, înainte de treapta filtrării rapide, la un conținut maxim de $30 - 50 \text{ mg/dm}^3$ și în mod excepțional pe o perioadă scurtă, la viituri, sub 100 mg/dm^3 /144/. Decantarea se realizează, de regulă, în decantoare orizontale, construcții masive din beton armat, care necesită costuri relativ ridicate și consum mare de ciment. Costurile cuvei de beton armat și a lucrărilor de construcții aferente (deci fără instalații) a unui decantor realizat după proiectul tip IPACH, cu debit de 20 l/sec. deci 72 mc/oră, rezultă un cost de cea 80.000 lei, adică o investiție specifică de aproximativ 1100 lei pentru un debit instalat de 1 mc/oră apă decantată, conținut total de

ciment fiind de aproximativ 45 tone, adică 625 kg. ciment pentru un debit instalat de 1 mc/oră apă decantată.

Un debit de 75 mc/oră se poate realiza și cu 3 + 1-4 unități de filtrare ultrarapidă al căror costuri numai pentru filtri se ridică la $4 \times 11.000 \text{ lei/buc} = 44.000 \text{ lei}$, deci o investiție specifică de aproximativ 585 lei pentru un debit instalat de 1 mc/oră apă decantată. Rezultă deci o reducere a costurilor de aproximativ 50 % și în același timp, ceea ce nu este neglijabil, economii de ciment de 45 tone și o mai eficientă ocupare a terenului, decantorul clasic necesitând o suprafață construită de 10 ori mai mare decât cea necesară pentru asigurarea aceluiași debit prin 4 filtre ultrarapide.

Costul investiției specifice, pe mc. apă decantată, prevăzut în proiectul treptei decantare la extinderea Uzinei de apă a municipiului Timișoara, proiect întocmit de Institutul de proiectări IPROTIM Timișoara și care prevede realizarea a 26 bucăți decantare orizontale, este de 1.300 lei pentru un debit instalat de 1 mc/oră apă decantată, evaluarea făcându-se numai pentru decantare, fără partea de pompare și gospodăria de reactivi. Valoarea rezultată este semnificativă cu cea evaluată pentru decantorul de tip IFACH, confirmându-se deci pentru realizarea treptei de decantare, necesitatea unei investiții specifice de cea 1300 lei pentru un debit instalat de un mc/oră apă decantată. Compararea cu investiția specifică necesară instalării unor filtre ultrarapide cu aceeași capacitate de prelucrare confirmă astfel aprecierea posibilității reducerii cu peste 50 % a costurilor de investiție prin înlocuirea decantarelor orizontale clasice, în anumite condiții cu filtrele ultrarapide.

Pentru a realiza însă o asemenea înlocuire, este necesar în primul rând ca apa brută ce urmează a fi decantată să nu depășească turbiditatea, chiar și la viituri, mai mari de 300 mc/dm^3 , adică 750° SiO_2 , apreciind o eficiență a reținerii prin filtrele ultrarapide în cazul folosirii coagulanților de aproximativ 70 %. Chiar și în situația favorabilă a unei surse de apă cu turbiditate medie relativ mică (de exemplu cazul râului Bega), există totuși o perioadă scurtă de câteva zile pe an (în 1975 un număr de 10 zile dar în 1976 nici o zi), în care turbiditatea depășește 700° SiO_2 , situație în care eficiența filtrelor ultrarapide nu asigură un efluent de calitate corespunzătoare, treptei următoare de filtrare rapidă, astfel că înlocuirea decantării clasice prin filtrare ultrarapidă nu este posibilă. În schimb în condițiile existenței unei capacități de decantare în soluție clasică, devine eficientă analizarea posibilității înlocuirii pe parcurs a unor etape de extindere a acestora cu pânzele

20 - 25 %, cu costuri mai reduse, pe principiul filtrării ultrarapide, apreciind că pentru perioadele excepționale cu vîituri și să se folosească numai decantoarele orizontale majorînd viteza de filtrare a acestora pentru a compensa în parte diminuarea capacității, și acceptînd o înrăutățire a calității apei decantate pentru cea 20-25% din debitul total, care prin amestec cu restul de 75-80 % apă calitativ corespunzătoare, nu conduce la dificultăți de nereșolvat în tratarea de filtrare.

Experimentări cu o stație pilot, pe întreg cursul unui an, ar putea furniza detalii suplimentare pentru o alegere alternativă.-

Capitolul 8

CONCLUZII GENERALE

Necesitatea de a obține cantități din ce în ce mai mari de apă potabilă, a impulsionat dezvoltarea continuă a procedurilor de limpezire a apei și în mod special a tehnicii de filtrare a apei, procedeu care reprezintă de regulă treapta finală în tratarea apei în vederea potabilizării ei. S-a ajuns astfel la o mare varietate în realizarea filtrelor și la viteze de filtrare ridicate, asigurându-se o calitate corespunzătoare pentru efluent în condiții de mare productivitate. Filtrarea rapidă s-a impus ca și procedeu de filtrare, iar cercetările teoretice și experimentale au îmbogățit cunoștințele asupra fenomenului complex pe care îl reprezintă separarea suspensiilor din apă de către mediul filtrant. Cu toate acestea încă, complexitatea fenomenului nu a permis încheierea unei teorii matematice unitare care să zădărească fidel și integral procesul de separare a suspensiilor din apă și care să servească nealiniat în proiectarea și realizarea unor instalații de filtrare a apei. Problema de o stringentă actualitate, filtrarea apei reprezintă un subiect de mare interes, pus în discuție la toate congresele de alimentare cu apă, cercetătorii din acest domeniu propunându-și obținerea unor viteze de filtrare cât mai ridicate, pentru ca prin reducerea suprafețelor de filtrare instalate, să se obțină cantități mai mari de apă tratată, la un preț de cost cât mai redus.

Cum vitezele de filtrare folosite în diverse situații pentru filtrarea rapidă nu depășesc 12-15 m/h, ele fiind uneori chiar de regulă între 5-7 m/h pentru apă potabilă și 7 - 9 m/h pentru apă industrială, prezintă interes cercetarea fenomenului filtrării la viteze foarte mari, între 15 - 50 m/h, precum și a modalităților în care, productivitatea cu totul deosebită a filtrării ultrarapide poate fi coroborată cu menținerea în limite admisibile a calității efluentului și a creșterii pierderilor de sarcină. Obținerea în anumite condiții a unui compromis între aceste tendințe antagoniste, permite folosirea avantajoasă a filtrării la viteze foarte mari.

Cercetări în domeniul filtrării ultrarapide au fost făcute doar sporadic, cu scopul limitat de a rezolva probleme, în anumite condiții specifice, problema obținerii unor debite mari de apă tratată, de regulă apă industrială. În literatura de specialitate nu sînt amintite cercetări mai ample în domeniul filtrării ultrarapide

și ca stare nu s-au formulat nici concepte teoretice pentru descrierea fenomenului de separare a suspensiilor în aceste condiții.

Cercetările autorului au plecat de la intenția demonstrării posibilității producerii în condiții tehnico-economice avantajoase, a unei ape tratată la nivelul cerințelor unei părți a industriei municipiului Timișoara și a înlocuirii pe această cale a cantităților mari de apă potabilă folosită, cu costuri foarte reduse, în scopuri tehnologice de unitățile industriale în cauză. În acest scop s-a intenționat și verificarea posibilității ca în anumite condiții, filtrarea ultrarapidă să înlocuiască avantajos din punct de vedere economic, treapta de prelupezare a apei ce urmează a fi filtrată, adică decantarea ei.

Pentru a putea obține condiții teoretice și practice care să poată fi materializate în proiectarea și realizarea unei instalații pilot de filtrare ultrarapidă, s-a cercetat în condiții de laborator fenomenul separării suspensiilor din apă, folosindu-se un strat filtrant în grosime de 1,02 m și 4 dimensiuni (1,6 ; 2,0 ; 3,2 și 4,25 mm) pentru diametrul mediu echivalent al granulelor de nisip ce compun stratul filtrant, vitezele de filtrare variind între 13,5 și 90 m/h, reținând însă rezultatele corespunzătoare vitezelor de filtrare cuprinse între 13,5 și 45 m/h. A fost verificat de asemenea efectul adăusului de coagulant.

Experiențele de laborator au permis să se creeze o imagine mai clară a fenomenului fizic al filtrării ultrarapide și să se avanseze în consecință, aprecieri asupra modului în care aceste teoretice cunoscute din teoria filtrării rapide se pot folosi și în domeniul filtrării ultrarapide. S-au propus de asemenea formule teoretice originale pentru descrierea matematică a variației unor din parametrii determinanți ai procesului de filtrare ultrarapidă, parametrii pentru care relațiile existente în teoria filtrării rapide de nu își găseau aplicabilitatea.

În final s-a propus de autor pentru descrierea procesului de filtrare ultrarapidă un sistem de ecuații diferențiale cu derivate parțiale, a cărui integrare a condus la obținerea unor soluții care exprimă pe cale teoretică variația în timp, de-a lungul procesului de filtrare, a condițiilor efluentului și a depunerii particulice. Efectuarea calculului teoretic s-a realizat cu ajutorul calculatorului electronic "Felix G-255", programul întocmit rezultând și extinderea cercetărilor la realizarea unor studii de optimizare în domeniul filtrării ultrarapide, prin variația diversilor factori determinanți ai acestui proces.

Rezultatele obținute pe cale teoretică, folosind modelul matematic propus de autor, sînt apropiate de cele determinate experimental, confirmînd astfel justetea folosirii în domeniul filtrării ultrarapide a formulărilor teoretice avansate .

Concluziile cercetărilor de laborator și relațiile stabilite de autor pe baza acestora, au fost verificate cu o instalație semi industrială reușindu-se să se confirme rezultatele de laborator și concluziile teoretice exprimate. În acest fel au putut fi stabilite și principiile de realizare a unei instalații pilot de filtrare ultrarapidă, pentru condițiile specifice ale unei părți din industria municipiului Timișoara și în condițiile oferite de râul Begă.

În sinteză, rezultatele studiilor și cercetărilor efectuate pot fi rezumate prin următoarele concluzii :

1. Fenomenul fizic al filtrării ultrarapide este în general asemănător celui al filtrării rapide, mai ales pentru viteze de filtrare pînă la 50 m/h. Fenomenele sînt asemănătoare în linii generale, fără a fi identice, cadrul general în care se desfășoară reținerea suspensiilor, modul în care se realizează depozitele de materie reținută, creșterea pierderilor de sarcină și influența vitezei de filtrare, a grosimii stratului filtrant și a diametrului mediu al granulelor care îl compun, reprezentînd elemente ale căror caracteristici de ordin general sînt asemănătoare cu cele din filtrarea rapidă, în același timp însă existînd diferențe precise conturate în ceea ce privește proporția și ponderea în care aceste elemente influențează procesul de filtrare, pentru cazul filtrării ultrarapide. Unele din formulările teoretice date în filtrarea rapidă pentru a zăvrăvirea procesului de separare a suspensiilor, conduc la redarea cu multă aproximație (cu diferențe între 20-50 %) a fenomenului real din filtrarea ultrarapidă deși îi zăvrăvesc caracterul general, tocmai pentru faptul că influența parametrilor determinanți este specifică și diferită în filtrarea ultrarapidă față de filtrarea rapidă.

La viteze mari de filtrare (60 și 90 m/h), în cazul filtrărilor deschise, creșterea pierderilor de sarcină este extrem de puternică iar eficiența reținerii este foarte slabă astfel că pentru acest domeniu filtrarea ultrarapidă conduce la cicluri foarte scurte și neeficiente .

2. Întrucît pentru integrarea sistemului general de ecuații diferențiale care descriu matematic procesul de filtrare rapidă s-au dat modele matematice de către diverși cercetători, în funcție de valorile particulare acceptate pentru parametrul reținerii

λ și parametrul desprinderii β , s-au verificat pentru domeniul filtrării ultrarapide, modelele matematice propuse de cercetătorii Ives, Mintz și Lerk în domeniul filtrării rapide. S-a constatat faptul că modelele propuse de Mintz și Lerk nu sînt aplicabile în domeniul filtrării ultrarapide, soluțiile rezultate fiind foarte diferite de rezultatele experimentale ca urmare a precizilor acceptate pentru parametrii determinanți în procesul de filtrare, premise care nu sînt confirmate de realitatea fenomenului de filtrare ultrarapidă. Modelul matematic propus de Ives a condus la rezultate mai apropiate de datele experimentale, diferențele fiind în general de ordinul 20%, cu accente locale care au ajuns pînă la 50%, ca urmare a acceptării, a unei exprimări simplificată pentru variația parametrului reținerii.

3. Pentru domeniul filtrării ultrarapide, autorul stabilește pe baza concluziilor cercetărilor experimentale, formulări originale pentru exprimarea parametrului reținerii λ și a parametrului inițial al reținerii λ_0 (relațiile 3.4 ; 3.5 și 3.2). Se evidențiază astfel variația în timp a parametrului reținerii λ , precum și dependența parametrului inițial al reținerii λ_0 , de viteza de filtrare și de diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant. Formulările teoretice avansate redau corect caracteristicile acestor parametri (λ și λ_0), valorile determinate prin prelucrarea rezultatelor experimentale fiind apropiate de cele determinate teoretic pe baza formulărilor propuse de autor.

4. Rezultatele experimentale au pus în evidență existența în domeniul filtrării ultrarapide a două stadii de filtrare, perioadă inițială în care calitatea efluentului se îmbunătățește și perioadă de colmatare, în care calitatea acestuia se înrăutățește, spre deosebire de filtrarea rapidă în care aceste două stadii sînt legate de o lungă perioadă de regim, în care calitatea efluentului rămîne aproximativ constantă. Desfășurarea reală a fenomenului este diferită de cea descrisă de modelele matematice propuse în filtrarea rapidă de Iwasaki, Mintz și alți cercetători care redau fie doar înrăutățirea în timp a calității efluentului, fie doar îmbunătățirea sa și se apropie de calea descrisă de modelele propuse de Ives și alții care acceptă o perioadă de îmbunătățire a calității efluentului urmată de una de înrăutățire a acestuia.

Aceste considerații au condus la concluzia că se poate accepta pentru descrierea procesului de filtrare ultrarapidă sistemul de ecuații 2.9 și 2.12, propus de Ives pentru filtrarea rapidă, rezervînd însă pentru exprimarea parametrului reținerii λ , forma specifică proprie filtrării ultrarapide, adică formularea



propusă de autor prin relațiile 3.2 ; 3.4 și 3.5.

În acest fel se renunță la ecuația 2.13 propusă de Mintz și deci la exprimarea sub formă explicită a parametrului desprinderii β . Întrucât însă pentru exprimarea parametrului reținerii λ , s-a propus o descriere variabilă în timp (relațiile 3.4 și 3.5), mecanismul desprinderii este evidențiat implicit, prin diminuarea în timp a mecanismelor de reținere și fixare.

Integrarea sistemului de ecuații diferențiale (relațiile 2.9 și 2.12) acceptat de autor pentru descrierea procesului de filtrare ultrarapidă, a condus la soluții originale pentru exprimarea variației în funcție de grosimea stratului filtrant și a duratei de filtrare, a calității efluentului, adică $C(x,t)$ și a depunerii specifice, adică $\sigma(x,t)$.

Aceste soluții sînt redată de relațiile 3.47; 3.48; 3.33 și 3.45.

Calculul numeric pentru diferite valori ale variabilelor s-a făcut cu ajutorul calculatorului electronic "Felix - C-256", pe baza unui program stabilit în această direcție.

Comparația între valorile calculate teoretic pe baza formulărilor propuse de autor, conform celor de mai sus și rezultatele determinate experimental sau deduse din interpretarea rezultatelor experimentale de laborator sau cu caracter semi industrial, au condus la diferențe mici, în general sub 10%, cu unele rare abateri locale care însă nu au depășit 20%, confirmînd astfel justetea formulărilor teoretice propuse de autor pentru descrierea filtrării ultrarapide.

5. Pentru cazul folosirii adansului de coagulant, s-a verificat efectul acestuia asupra variației parametrului mediu al reținerii λ_{med} și implicit asupra raportului C/C_0 , adică asupra modificărilor calitative survenite, constatîndu-se efectul favorabil produs asupra eficienței filtrării, în special în perioada inițială de filtrare. Exprimarea teoretică a parametrului mediu al reținerii, în cazul folosirii adansului de coagulant, se propune a se face cu relațiile 6.13 și 6.14. După scurgerea unei durate de cea 2 ore de la începerea ciclului de filtrare, efectul adansului de coagulant este mai puțin important.

În general însă adansul de coagulant conține în orice caz, funcție de viteză de filtrare, diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant și de conținutul în suspensii al apei ce se filtrează, la îmbunătățirea eficienței filtrării în proporție de minimum 20%.

6. Pe baza datelor experimentale s-au calculat, folosind metoda diferențelor finite, valorile depunerii specifice σ , constatându-se în general ca și în filtrarea rapidă ca depunerea specifică crește proporțional cu timpul și că stratele superioare ale patului filtrant rețin cantități mai mari de impurități decât cele inferioare. La viteze mai mari s-au remarcat și fenomene de desprindere a unor impurități depuse deja, ceea ce a determinat necesitatea de a verifica caracteristicile și influența pe care parametrul desprinderii β , evidențiat de unii cercetători, îl are asupra procesului de filtrare ultrarapidă.

7. Folosind valorile rezultate din datele experimentale, au fost propuse de autor relații teoretice (relațiile 3.19 și 3.20), pentru a formula valorile parametrului desprinderii β , în funcție de timp, viteza de filtrare și diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant. În esență relațiile reprezintă o variație invers proporțională a acestui parametru în raport cu timpul, deosebită de formularea cercetătorului Mintz, care pentru filtrarea rapidă apreciază acest parametru ca și constant pe durata ciclului de filtrare și descrie deci astfel un proces de filtrare în care calitatea filtratului suferă o înrăutățire continuă. Exprierea dată cu relațiile 3.19 și 3.20 este ca esență asemănătoare cu cea dată acestui parametru de cercetătorul Mateescu, evidențind dependența de timp ca urmare a exprimării sale în funcție de parametrul reținerii λ_{med} , care a rezultat în mod evident ca și variabil în timp de-a lungul procesului de filtrare. În aceste condiții însă, în care parametrii determinanți ai filtrării λ și β sînt variabili în timp, premisele stabilite de Mintz pentru evidențierea parametrului desprinderii nu mai sînt respectate, astfel că este justificată acceptarea pentru descrierea matematică a fenomenului de filtrare ultrarapidă a sistemului de ecuații diferențiale cu derivate parțiale dat de relațiile 2.9 și 2.12, renunțându-se din motivele expuse, la folosirea sistemului de ecuații dat de relațiile 2.12 și 2.13, adică la evidențierea parametrului desprinderii β .-

8. Verificarea pierderilor de sarcină a confirmat dependența acestora de timp, viteza de filtrare, diametrul mediu echivalent al granulelor stratului filtrant, concentrația în suspensie a influentului și grosimea stratului filtrant. A rezultat faptul că pentru straturi filtrante în grosime de 1,0 m compuse din nisipuri groasere ($d_{ec} = 2 - 4 \text{ mm}$), în cazul unor viteze de filtrare mari de 30-45 m/h, pierderile de sarcină nu depășesc 100 cm, ele fiind cuprinse între 40 - 70 cm.

În cazul sporirii grosimii stratului filtrant la 1,5 m. în aceleași condițiuni, pierderile de sarcină nu depășesc 150 cm, fiind cuprinse între 90 - 130 cm.

9. Experiențele la scară semi industrială au confirmat premisele și formulările teoretice exprimate pentru filtrarea ultrarapidă demonstrând în același timp posibilitatea obținerii unei eficiențe de minimum 50 % în condițiile folosirii fără adaus de coagulant a unui filtru având un strat filtrant, în grosime de 1,5 m, compus din nisip cu diametrul mediu echivalent al granulelor cuprins între 2 și 3 mm, instalație care lucrează cu o viteză de filtrare de 30 - 35 m/h. Pierderile de sarcină sînt cuprinse între 0,9 și 1,3 m, limite acceptabile de altfel, iar durata ciclului de filtrare este de minim 4-6 ore, în anumite condiții de calitate apei brute (turbiditatea scăzută a influentului, calitatea deosebită a suspensiilor, etc), obținîndu-se în mod repetat durate ale ciclului de filtrare de 8 - 12 ore, cu eficiențe ale filtrării cuprinse între 75 % - 85 % fără adaus de coagulant. Experiențele la scară semi industrială au confirmat rezultatele experiențelor de laborator realizate pe model, diferențele neimportante ce au apărut, datorîndu-se și efectului de perete pus în evidență de experiențele de laborator .

10. S-au definitivat criteriile pentru proiectarea unei instalații pilot de filtrare ultrarapidă, care să asigure o anumită calitate pentru efluent. Aceste criterii se referă la alegerea grosimii stratului filtrant, a vitezei de filtrare, a diametrului mediu echivalent al granulelor de nisip și a unor elemente geometrice pentru filtru , caracteristici în funcție de care rezultă eficiența instalației de filtrare . S-a verificat de asemenea, cu rezultate bune posibilitatea spălării filtrelor ultrarapide cu apă brută și aer. S-au creat premisele posibilității inițierii unor studii de optimizare a funcționării filtrelor ultrarapide, prin întocmirea programului pentru calculatorul " Felix 2-256 ", cu ajutorul cărui se pot obține o varietate foarte mare de soluții în funcție de diversele valori ce se acceptă pentru grosimea stratului filtrant, viteza de filtrare și diametrul mediu echivalent al granulelor de nisip.

11. Realizarea practică a unei instalații de filtrare ultrarapidă cu o anumită eficiență, a permis analizarea posibilității producerii apei industriale în anumite condiții de calitate și de economicitate, astfel încît să fie posibilă în mod concret soluționarea cantității mari de apă potabilă folosită pentru procesul tehnologic de unele unități industriale din Ploiești, unități riverane râului Bega. Se prezintă concluzii tehnice și economice care susțin

această posibilitate la un număr de 9 unități industriale din municipiul Timișoara, măsuri care aplicate ar conduce la economii de apă potabilă de 1,4 milioane mc/anual precum și economii la prețul de cost al acestor unități industriale în valoare de 1,5 milioane lei anual. Se precizează de asemenea necesitatea realizării în prealabil a unei instalații pilot care să testeze pe întreaga durată a unui an de zile, funcționarea instalației de filtrare ultrarapidă, spre a se putea constata efectul condițiilor variate pe care le prezintă calitatea apei din Bega (turbiditate, natura și dimensiunea suspensiilor, temperatură etc).

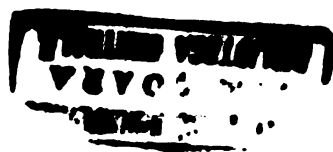
12. S-au analizat posibilitățile tehnice și cele economice pentru folosirea filtrelor ultrarapide la treapta de decantare, deci prealabil treptei de filtrare, ținând cont că în anumite condiții performanțele realizate asigură eficient înlocuirea decantoarelor clasice cu filtre ultrarapide, investiția specifică reducându-se cu aproximativ 50 %.

x

x

x

Considerațiile de ordin teoretic, concluziile rezultatelor experiențelor de laborator și a celor cu caracter semi industrial, pot fi folosite la realizarea unor instalații pilot pentru filtrarea ultrarapidă, spre a se obține în condiții avantajoase debite importante de apă industrială necesară unor unități mari consumatoare de apă potabilă în procesul tehnologic. Concluziile cercetării pot servi de asemenea la fundamentarea înlocuirii în anumite condiții a treptei de decantare în procesul de limpezire a apei potabile.



9. BIBLIOGRAFIE

- 1.- ABRAMOV, H.N. : " Vodosnabjenie ". Moscova, 197.
- 2.- - : " Anuarul statistic al Republicii Socialiste România 1975 ".
- 3.- BABITT, U. ș.a. : " Water Supply Engineering ". 1965.
- 4.- BLANCHARD, P. : " L'équipartition de la répartition des débits dans les installations de traitement des eaux ". La houille blanche, 4/1967.
- 5.- BRUN, E.A., MARINOT-LAGARDE MATHIEU, I. : " Mécanique des fluides ". Dunod Paris, 1968.
- 6.- BURNS, D.E., NOUMANN, E.R. ș.a. : " Particulate Removal on Coated Filter Media ". JAWWA, 58/1966 .
- 7.- CAMP, T.R. : " Theory of Water Filtration ". Journal of the Sanitary Engineering Div. A.S.C.E. Aug. 1964.
- 8.- CAMP, T.R. : " Water Treatment . Handbook of Applied Hydraulics ". New York, 1962 .
- 9.- CIOC, D., SANDU, M., ș.a. : " Studiul pe model pentru verificarea unui nou sistem de drenaj pentru filtre rapide ". Inst. Constr. București, 1970.
- 10.- CIOC, D. : " Mecanica fluidelor ". București, 1967.
- 11.- CLEASBY, I.L., WILLIAMSON, M.M. : " Effect of Filtration Rates Changes on Quality ". JAWWA, 7/1965.
- 12.- CLEASBY, I.L., BAUMANN, R. : " Selection of Optimum Filtration Rates for Sand Filters ". Iowa State University, 1962.
- 13.- COHEN DE LARA, G. : " Coefficient de perte de charge en milieux poreux basé sur l'équilibre hydrodynamique d'un massif ". La houille blanche, 2/1955.
- 14.- CONLEY, R.W. : " Experiences with Anthracite Sand Filters ". JAWWA, 12/1961.
- 15.- CONLEY, R.W. : " Filtre de mare capacitate ". Tranzacere INID București din JAWWA, 5/1972.
- 16.- CRAFT, T.F. : " Comparison of Sand and Anthracite for Rapid Filtration ". JAWWA, 1/1971.

- 100 -
- 17.- CRAFT, T.F. : " Review of Rapid Sand Filtration Theory ". JAWWA, 53/1966 .
- 18.- CRETU, GH. : " Aspecte privind construcția și exploatarea unor filtre rapide de nisip ". Bul. științific și tehnic al I.P. Timisoara, Tom 17(31), Fasc. 2, VII-XII.1972.
- 19.- CRETU, GH. : " Abonoma apelor " El. didactică și pedagogică, București, 1975.
- 20.- CRETU, GH., POP, V. : " Posibilitățile de aplicare a separatorilor suspensionale în condițiile ștrandului municipal Timisoara ". Caet selectiv cu lucrări de colaborare cu producția, Inst. Politehnic Timisoara, 1971.
- 21.- DERLOT, R. : " Les équipements automatiques et l'automatisme dans les installations de traitement d'eau ". Conférence technique, București, 1967.
- 22.- DOUGLAS, F. : " Theory of Flow in Filter Media ". JAWWA, vol 52, nr.17, 1960.
- 23.- ELIASSEN, R. : " Clogging of Rapid Sand Filters ". JAWWA, 33, 926, mai, 1941.
- 24.- ELIASSEN, R. : " An Experimental and Theoretical Investigation of the Clogging of a Rapid Sand Filter ". Sc.D. thesis. Mass. Inst. of Technology. 1936
- 25.- FAIR, G.M., HATCH, L.F. : " Fundamental Factors governing the Stream Line Flow of Water through Sand ". JAWWA, 25, 1951-1955, 1943.
- 26.- FAIR, G.M. : " The Hydraulics of Rapid Sand Filters ". Jour. Inst. of Water Engrs. Vol 5 nr. 2. 1961.
- 27.- FAUCHER, G.H., LEWIS, J.A. : " Flow of Simple Fluids through Porous Materials ". Jour. Ind. and Eng. Chem. vol 25 oct. 1933.
- 28.- FLORESCU, A., MARIN, S. : " Progrese în tehnica filtrării ". Interdocumentari, I.C.D.P., 1972.
- 29.- FOX, D.M., CLEASBY, I.L. : " Experimental Evaluation of Sand Filtration Theory ". Jour. San. Eng. Div. Proc, ASCE, oct. 1966.

- 30.- FRIEDMAN, R. : " Aplicații ale metodelor moderne de filtrare a apei; filtrarea prin contact, filtrarea cu dublu curent ". Studii de sinteză documentară, C.I.D.H., 1971.
- 31.- GIURCONIU, M. : " Hidraulică, lucrări edilitare și instalații sanitare ". Ed. did. și pedagogică, București, 1972.
- 32.- GOYER, J.C., MACHIS, A : " Final Report on Investigations of Water Filtration Research 1947-49". Eng. Research and Development Labs. Port Belvoir, Virginia, 1949.
- 33.- HAUN, H.H., MEIER, P.P. : " Simulation von Filtrationsmodellen". Heft 5/1971, Univ. Karlsruhe.
- 34.- HALL, W. E. : " An Analysis of Sand Filtration". Proc. ASCE, Iunie 1967.
- 35.- HARRIS, H.S., ș.a. : " Orthokinetic Flocculation in Water Treatment". Proceedings ASCE, Journal of the Sanitary Engineering Division, vol. 92, 1966.
- 36.- HEERTJES, P.M., LERK, C.F. : " The functioning of deep bed filters ". Part II, The filtration of flocculated suspensions. Trans. Inst. Chem. Engrs. 45, T 133, 1967.
- 37.- HORNER, R.M.W. : " Water clarification and aquifer recharge Ph.D. thesis, Univ London, 1968.
- 38.- HUDSON, H. E. JR. : " Decreasing Rate Filtration" JAWWA, vol 51, nr. 11, 1959.
- 39.- HUDSON, H. E. JR. : " Factors Affecting Filtration Rates ". JAWWA 46, sept. 1956.
- 40.- HUMPER, R. J., ALEXANDER, A. E. : " Surface properties and flow behaviour of kaolinite ". J. Coll. Sci. 13, 349, 1965.
- 41.- HUISMAN, L. : " Lecture notes of Rapid Sand Filtration ". Delft University of Technology. Netherlands, 1971/1972.
- 42.- HUISMAN, L. : " Tendințe în concepția, construcția și exploatarea stațiilor de filtrare". Subiect special nr. 3. Al VIII-lea Simpozion de alimentări cu apă, Viena 1981. Tranzilvania.
- 43.- - : " T.H.A.C.F.I., Immediunfilter-Type 0 grille.

- 44.- - : " Immediate filter", brevet nr.43095.
- 45.- ISON,C.R. : " Dilute suspensions in filtration" Ph.D. thesis, Univ.London,1963.
- 46.- IVES,K.J. : " New Concepts in Filtration". JAWWA 7/1961 8/1961 și 9/1961.
- 47.- IVES,K.J. : " Theory of Filtration ".International Water Supply Congress,Viena, Special Subject nr.7, 1962.-
- 48.- IVES,K.J. : " Rational design of filters ".(full manuscript).Proc.Inst.Civ.Eng.16,139,1960.
- 49.- IVES,K.J. : " Filtration through a porous septum: a theoretical consideration Douchet's Law". Proc.Inst.Civ.Engrs,17,333, 1960.
- 50.- IVES,K.J. : " Filtration using Radioactive Algae ". Trans.ASCE, 127 : 111 - 372, 1962.
- 51.- IVES,K.J. : " Progress in Filtration " JAWWA 56-1225, 1964.
- 52.- IVES,K.J. : " New Concepts in Filtration ".Water and Water Engineering, 65, 1967 .
- 53.- IVES,K.J. : " Simplified Rational Analysis of Filter Behaviour ". Proc.Inst.Civ.Engrs.vol 17, iunie 1963.
- 54.- IVES,K.J.,DIAPER, : " Filtration through Size-Graded Media " E.W.J. Jour.of the San.Eng.Div.ASCE,vol.91: 645, iunie 1965 .
- 55.- IVES,K.J.,GREGORY, : " Surface forces in filtration",Proc.Soc. J. Wat. Trtm.Exam.15,(2),93,1966.-
- 56.- IVES,K.J.,GREGORY, : " Basic concepts of filtration",Proc.Soc. J. Wat.Exam. 16(3), 147, 1967.
- 57.- IVES,K.J.,SHOLJI,I : " Research on variables affecting Filtration Jour.San.Eng.Div. 1/1965.
- 58.- IWASAKI,T. : " Some Notes on Sand Filtration". JAWWA 29: 1591 , 1937.
- 59.- JEFFREY,R.C., : " Particle motion in laminar vertical tube PEARSON,J.R.A. flow ".Jour.Fluid.Mech.22/1965.
- 60.- JEREMINOV, V. : " Filtration of turbid water"Marcelus Gern Institute for water Resources,Belgrad, 1966.
- 61.- JUIJKOV,V.A. : " Filtrarea ". Ed.Tehnică, 1962.
- 62.- JURA,C. : " Contribuții la calculul dispozitivelor de spălire a filtrelor rapide cu ejectoare

- de mare capacitate". Teză de doctorat, 1969.
- 63.- JURA, C. : " Curs de alimentări cu apă, canalizări și instalații hidroedilitare". Lit. I. P. Timișoara, 1967.
- 64.- JURA, C. : " Spălarea cu ejector a filtrelor dezechilibrate multicelulare ". I. P. Timișoara, Fac. Construcții, Caet selectiv de colaborare cu producția, 1968.
- 65.- JURA, C., GIURCONIU, M., ș.a. : " Filtrarea apei la Uzina de apă la suprafață a orașului Timișoara, cu strat dublu filtrant, în vederea mării vitezei de filtrare și a duratei de funcționare". Caet selectiv cu lucrări de colaborare cu producția. I. P. Timișoara, Fac. Construcții, 1970.
- 66.- JURA, C., GIURCONIU, M. ș.a. : " Îmbunătățirea procesului de filtrare prin utilizarea stratului filtrant dublu și mărirea eficienței spălării ". Hidrotehnica, Gospodărirea apelor, Meteorologia, vol 14, nr. 3/1969.
- 67.- JURA, C., GIURCONIU, M. ș.a. : " Studiul comparativ al eficienței dispozitivelor aplicate în linia tehnologică de limpezire a apei ". Bul. tehnic și științific al I. P. Timișoara, Tom 9(25), volum special, 1964.
- 68.- JURA, C., MERCEA, C., MIREL, I. : " Determination des parametres optimaux du lavage des filtres ". J. C. Bucaresti, 1971.
- 69.- JURA, C., TELEGUT, M. ș.a. : " Tratamentele apei subterane feruginoase în condițiile uzinelor pentru colectivitățile restrânse în regiunea Banat ". Hidrotehnica, Gospodărirea apelor, Meteorologia, vol 10, nr. 5/1965.
- 70.- KASTAPSKI, A. A., MINTZ, D. M. : " The Preparation of Water for Drinking Water Supply " College Publ. Moscow, 1962.
- 71.- KRISHTUL, V. P. : " Dissertation ", 1951.
- 72.- KRISHTUL, V. P. : " Increase in Head Loss when Filtering suspensions through Inhomogeneous Filtrant " Symposium of Scientific Works of the Academy of Municipal Economy. III, VIII, 1961.

- 73.- LA MER, V.K., SMELLIE, R.H. Jr. : " Flocculation Subsidence and Filtration of Phosphate Slurries ". Jour. of Colloid Science vol II, 1955.
- 74.- LA MER, V.K., HEALY, T.W. : " The Role of Filtration in Investigation Flocculation and Redispersion of Colloidal Dispersions ". Jour. of Physical Chemistry, vol 67, 1961.
- 75.- LEBEDEVA, S.N. : " Dvuhslonnie filtri bol'shoigrizsemkosti ". Issledovaniya po vDROPodgotovka, Moscow, 1959.-
- 76.- - : " Le filtre Aquazur " - Dégremont, 1957.
- 77.- LE GOFF, P., DELACHAMBRE, Y. : " Etude d'un model de colmatage d'un milieu filtrant. Ecoulement d'une suspension de microsphères dans une masse de macrosphères ". Rev. Franc. Corps. Gras. 12(1), 1/1955.
- 78.- LERK, C.F.- : " Some Aspects of the Deferiation of Ground water". Thesis. Technical University, Olanda, 1965.
- 79.- LEVIEL, R. : " Des conditions d'une meilleure filtration de l'eau". Conferenes techniques, 14-15 III. 1967, Bucuresti.
- 80.- LING, J.T. : " A Study of Filtration through Uniform Sand Filters". Proc. ASCE 81, Paper nr. 751, 1955.-
- 81.- LITWINISZYN, J. : " Colmatage accompanied by diffusion ". Bul. Pol. Sci. Tech., 14(4), 295, 1966.-
- 82.- MACKRLE, S. : " Mechanism of Coagulation in Water Treatment ". Proc. ASCE. Jour. of the Sanitary Engineering Division, vol 86, 1959.
- 83.- MACKRLE, S., MACKRLE, V. ș. a. : " Neue Erkenntnisse über die Filt. und ihre Anwendung in der Wasserversorgungstechnik W.W.T. 3, Heft 3, 1953.
- 84.- MACKRLE, V. : " Study of the Adhesion Phenomenon. Stop in of the Porous Medium ". C. Sc. thesis. Univ. Grenoble, 1960 .
- 85.- MACKRLE, V., DRACKA, O. ș. a. : " Hydrodynamics of the disposal of low level liquid radioactive wastes in soil ". Inst. Atomic Energy Agency, Contract Report nr. 98 Viena, 1965.
- 86.- MACKRLE, V., MACKRLE, S. : " Adhesion in filter beds ". Rozprawy Geok. Acad. Ved. Rada. Tech. 69(2), 1969.

- 87.- MACKRLE, V.,
MACKRLE, S. : " Adhesion in Filters ". Jour. San. Eng. Div. ASCE, vol 87, 1961.
- 88.- MACKRLE, V.,
MACKRLE, S. : " Adhesion in Filters " Trans. ASCE, 197/1962 .
- 89.- MAHIDA, V. : " Mechanismus der Schnellsandfiltration. Ein Beitrag zur Analyse der Filterung von trüben Wasser ". Dissertation, 1961, Tech. Hochschule München, Fakultät für Bauwesen.
- 90.- MAROUDAS, A. : " Clarification of Suspensions : a Study of Particle Deposition in Granular Filter Media ". Ph.D. thesis. Univ. London, 1961.-
- 91.- MAROUDAS, A.,
EISENKLAM, P. : " Clarification of suspensions ". Chem. Eng. Sci. 20, 867, 1965.-
- 92.- MATEESCU, CR. : " Hidraulica ". Ed. Did. si Ped. Bucuresti, 1966.
- 93.- MATEESCU, TH. : " Contribuții la studiul încălzirii filtrelor rapide și determinarea limitelor tehnice ale ciclului de filtrare ". Teză de doctorat, 1976.
- 94.- MINTZ, D.M. : " Modern theory of filtration ". Internațional Water Supply Association Congress, Barcelona, 1966 .
- 95.- MINTZ, D.M. : " Aids to coagulation ". General Report nr. 6, International Water Supply Association Congress, Stockholm , 1964.
- 96.- MINTZ, D.M. : " Cinetica filtrării suspensiilor apoase de alabastru concentrate în filtri de linexire a apelor ". (în limba rusă). Dok. Akad. Nauk. S.S.S.R. 78(2), 1951.
- 97.- MINTZ, D.M. : " Filtration of Aqueous Suspensions of Low concentration in Granular Beds ". Scientific works of the Academy of municipal economy, edit. 2-3/1951.
- 98.- MINTZ, D.M. : " Contact Clarifiers for Purification of Water ". Publ. R.S.F.S.R. Ministry of Municipal Economy, Moscova, 1955.
- 99.- MINTZ, D.M. : " Theoretical Principles of Water Purification ". Building and Constructional. Publ. Moscova, 1964.
- 100.- MINTZ, D.M. : " Some Results of Research into Drinking Water Purification and Disinfection ". I.W.S.A., Aqua, nr. 2/1962.

SECRET
TIMIȘOARA
BIBLIOTECA CENTRALĂ

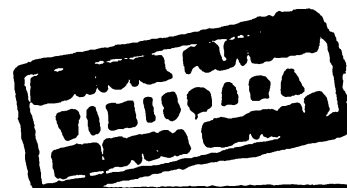
- 101.- MINTZ, D.M. : " Preliminary Treatment of Water before Filtration ". Subject nr. 6, al VIII-lea Congres de Alimentări cu apă, Viena, 1960.
- 102.- MINTZ, D.M., KRISHTUL, V.P. : " Investigation of the process of the filtration of suspensions ". (în limba rusă) Zh.Prıklad.Khim. 37(2), 304, 1960.
- 103.- MINTZ, D.M., PASKUTSKAIA, L.N., ș.a. : " Despre mecanismele procesului de filtrare în filtrele rapide de tratare a apei ". (în limba rusă). Zh.Prıklad.Khim, (8), 1695, 1967.
- 104.- MINTZ, D.M., SHUBERT, S.A. : " A.K.Kh. (Academy of Municipal Economy). Filters and Calculations for Flushing of Rapid Filters ". R.S.F.S.R. Min.Comm. Serv. publ. 1951.
- 105.- MIREL, I. : " Contribuții la studiul procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere ". Teză de doctorat, 1974.
- 106.- MIREL, I. : " Studiul parametrilor determinanți în procesul filtrării rapide ". Bul. științific și tehnic al I.P. Traian Vuia Timișoara, Seria Construcții, Tom 21(35), Fasc 2-1976.
- 107.- MIREL, I. : " Considerații privind îmbunătățirea parametrilor de uzină la stația de filtrare rapidă de la Uzina nr. 2 a municipiului Timișoara". Comunicare, Sesiunea 17-19 iunie 1974, Inst. Polit. Timișoara.
- 108.- MIREL, I. : " Precizarea condițiilor tehnice și particularizarea relațiilor de calcul în perioada inițială a filtrării rapide ". Bul. științific și tehnic al I.P. Traian Vuia, Timișoara, Seria Construcții, Tom 21(35), Fasc 1-1976.
- 109.- MIREL, I. : " Considerații tehnice și experimentale privind dezvoltarea procesului de filtrare rapidă ". Colocviu de "Evoluția Filtrării". Cîmpina, 2-3 mai, 1973.-
- 110.- MIREL, I. : " Considerații asupra modelării procesului de filtrare rapidă ". Comunicare. Sesiune de comunicări științifice organizată de Inst. Polit. "Traian Vuia" Timișoara, 6-8 mai 1977.

- 111.- MOHANKA, S.S. : " Multilayer Filtration " JAWWA, 1/1971.
- 112.- MUTSCHMANN, Y., : " Taschenbuch der Wasserversorgung ". 1966.
STIMMLMAYER, F.
- 113.- NAYLOR, A.E., s.a. : " Recent Developments on the Rapid Sand
Filters at Luton ". Journal of the Inst.
of Water Pollution Control, 4/1967.-
- 114.- - : " Normativ SHTP II G 3 - 65 ". URSS.
- 115.- OBEU, R.W., : " Comparison of Normal and Reverse Gravel
HAINES, H.P., s.a. Filtration ". JAWWA, 4/1963.
- 116.- O'MELIA, CH.R., : " Some Chemical Aspects of Rapid Sand Fil-
GRAPPS, D.K. tration ". JAWWA, 10/1969.
- 117.- O'MELIA, CH.R., : " Theory of Water Filtration ". JAWWA, 59(11),
STUMM, W. 1967.
- 118.- ORLOB, C.T., KRONE, : " Movement of Coliform Bacteria through
R.B. Porous Media ". San. Eng. Res. Lab. Univ. of
Calif. Final Rept. USPHS, Grant, nov, 1956.
- 119.- PISLARASU, I., : " Alimentații cu apă ". Ed. Tehnică, 1970.
ROTARU, N., s.a.
- 120.- POP, V. : " Unele probleme ale filtrării ultrarapide.
Bul. științific și tehnic al I.P. Timișoara
Seria Construcții, Tom 19(33), pag. 2/1971.
- 121.- POP, V. : " Analiza procesului de reglare în filtra-
rea ultrarapide și cauzele de obținere a
parametrilor determinanți ". Bul. științific
și tehnic al I.P. Timișoara, Seria
Construcții, Tom 21(35), pag. 2/1973.
- 122.- POP, V. : " Corectări în problema filtrării ultrara-
pide ". Comunicare. Simpozion organizat de
Institut. de Constr. București, 25-26 aprilie
1975.
- 123.- ROJANSCHI, V. : " Modelarea procesului filtrării rapide a
apei ". Studii de alimentații cu apă. Inst.
de Cercet. și proiectări pentru gospodăria
apelor, vol. VIII, București, 1975.
- 124.- ROLKE, D. : " Transportvorgänge in Filtern ". Heft 5,
1971, Univ. Karlsruhe, L.für Wasserchemie.
- 125.- RUTH, B.F. : " Studies in Filtration ". Part. III. Ind.
Eng. Chem. 27, 703, 1937.
- 126.- SANDU, M. s.a. : " Polimerizarea națională a apelor în scopuri po-
tabile și industriale ". Sinteză documenta-
ră, ICOT, 1972.

- 127.- SHEA, T.G., GATES, W.E., & a. : " Experimental evaluation of operating variables in contact flocculation". JAWWA, 6/1971.
- 128.- SHEKHTMAN, Y.M. : " Filtration Suspended Matter of Low Concentration ". Treat. of Inst. of Mech. Acad. of Science USSR, Moscow, 1961.
- 129.- SHOLJI, I. : " The filtration of suspensions through deep granular filters ". Ph.D. thesis, Univ. London, 1963.
- 130.- SMITH, C.V., MEDLAR, S. J. : " Filtration optimisation utilising polyphosphates ". JAWWA, 60(18), 1968.
- 131.- - : " Soc. Dégremont : Moments technique de l'eau ". 1966.-
- 132.- SONTHEIMER, H. : " Grundprobleme und Aufgabenstellungen bei der Filtration ". Heft 5, 1971, Univ. Karlsruhe.
- 133.- SPINDLER, P. : " Mehrschichtfiltr. " Mod. probleme der Wassergüte und Wasserverteilung, Heft 4, 1969, Univ. Karlsruhe.
- 134.- SPINDLER, P. : " Modelle und Beschreibungen von Filtrationsvorgängen : Konzentrationsverlauf ". Heft 5, Engler Bunte Inst. der Univ. Karlsruhe.
- 135.- STANLEY, D.R. : " Sand filtration studied with radioisotopes ". Proc. Am. Soc. Civ. Engrs. 81, Separate 592, 1955.-
- 136.- STEIN, P.C. : " A study of the theory of rapid filtration of water through sand ". Sc. D. thesis. Mass. Inst. Tech., 1940.-
- 137.- STOELLER, W.F.G.L. : " " Filtre Immedium ". Conf. technique DIAST nov. 1967.
- 138.- STUMM, W., O'MELIA, C. : " Chemische Vorgänge bei der Filtration ". Heft 5, 1971, Engler Bunte Inst. der Univ. Karlsruhe.
- 139.- TAO-TI-LING, J. A. : " Study of Filtration through Uniform sand Filter ". Proc. Am. Soc. Civil. Engrs. 81, 751, 1955.
- 140.- TEODORESCU, I., & a. : " Utilizarea apei in industrie ". Sinteză documentară , I.C.D.T. 1970.-
- 141.- TRZASKA, A. : " Some Remarks on Colmatage in Conditions of Axi-symmetric flow ". Bull. ACAD. Polon.

Sci.Tech.vol.14, nr.7/1966.

- 142.- TILENSKI, S. : " Chimie coloidală " Ed.Tehnică, București, 1964.
- 143.- TROFIN, P. : " Alimentații cu apă " . Ed.Did. și Ped. 1971.
- 144.- TROFIN, P. : " Curs de alimentații cu apă " . vol.II. Ed. de Stat Did. și Pedagogică, 1961.
- 145.- TROFIN, P. : " Cu privire la perfecționarea lucrărilor de alimentare cu apă " . Comunicare la Simpozionul IPACH, București, 1968.
- 146.- TROFIN, P.,
TEODORESCU, I.,
ș.a. : " Contribuție la studiul nărilor pentru filtrarea apei " . Bul. științific al Inst. Construcții București, 4/1969.
- 147.- ZBEGAN, V.,
JURA, C., ș.a. : " Cercetări și rezultate obținute în studiul instalației de aerare și filtrare la Uzina de apă Timișoara " . București. " Invenția " ca 2/1974.
- 148.- ZBEGAN Y., JURA, C., ș.a. : " Considerațiuni asupra eficienței filtrației rapide la Uzina de apă de suprafață a municipiului Timișoara " . Caet selectiv cu lucrări de colaborare cu producție. Inst. Politehnic Timișoara. Pac.Constr., 1970.
- 149.- YAO, K.M. : " Influence of suspended particle size on the transport aspect of filtration " . Ph.D. thesis. Univ. North Carolina (Chapel Hill), 1959.-



10. TABLA DE MATERII

		Page	
1.-	Cap.1-	Obiectul studiului	1
	1.1.-	Introducere	1
	1.2.-	Considerații de ordin general	3
	1.3.-	Necesitatea și obiectivele cercetării	8
2.-	Cap. 2 -	Filtrarea rapidă, studiul actual al cercetărilor, aspecte teoretice și formulări matematice	11
	2.1.-	Realizări în construcția instalațiilor de filtrare a apei.	11
	2.2.-	Filtrarea rapidă, factori determinanți și cerințe.	17
	2.2.1.-	Considerații cu caracter general	17
	2.2.2.-	Caracteristicile apei de filtrat	18
	2.2.3.-	Caracteristicile stratului filtrant	20
	2.2.4.-	Viteza de filtrare	21
	2.3.-	Aspecte teoretice ale filtrării rapide.	22
	2.3.1.-	Mecanismul de transport	24
	2.3.2.-	Mecanismul de fixare	25
	2.3.3.-	Mecanismul de detașare	28
	2.4.-	Domoni caracteristice	29
	2.5.-	Ecuațiile generale ale filtrării rapide.	32
	2.6.-	Parametri caracteristici procesului de filtrare rapidă.	35
	2.6.1.-	Parametrul reținerii	35
	2.6.2.-	Parametrul desprinderii	42
	2.7.-	Integrarea ecuațiilor generale ale filtrării rapide.	45
	2.7.1.-	Modelul matematic Mintz.	45
	2.7.2.-	Modelul matematic Ives	46
	2.7.3.-	Modelul matematic Mivel	47
	2.7.4.-	Modelul matematic Lerk	48
	2.8.-	Pierderi de sarcină	49
3.-	Cap. 3 -	Filtrarea ultrarapidă, aspecte teoretice și formulări matematice.	52

		Pagina
3.1.-	Domenii caracteristice	53
3.2.-	Parametrii determinați în procesul filtrării ultrarapide	53
3.2.1.-	Parametrul reținerii	54
3.2.2.-	Parametrul desprinderii	58
3.3.-	Ecuațiile generale ale filtrării ultrarapide.	61
3.4.-	Integrarea ecuațiilor generale ale filtrării ultrarapide.	62
3.5.-	Folosirea calculatorului electronic pentru calcularea valorilor particulare ale soluțiilor rezultate din integrarea modelului matematic propus de autor.	66
3.5.1.-	Generalități	
3.5.2.-	Schema logică și programul pentru calculul valorilor $C(x,t)$ și $\bar{C}(x,t)$	67
3.6.-	Pierderi de sarcină	74
3.7.-	Optimizarea funcționării filtrelor	74
4.- Cap. 4 -	Considerații asupra similitudinii și modelării procesului de filtrare	70
4.1.-	Considerații generale	70
4.2.-	Stabilirea condițiilor de similitudine prin metoda forțelor.	70
4.3.-	Stabilirea criteriilor de similitudine în funcție de eficiența limpezirii.	81
4.4.-	Transcrierea sub formă dimensională a soluțiilor obținute prin integrarea ecuațiilor cu derivate parțiale care guvernează procesul de filtrare ultrarapidă.	86
4.5.-	Concluzii	88
5.- Cap. 5 -	Programul experimental	89
5.1.-	Standul experimental de laborator	89
5.2.-	Standul experimental semi-industrial	91
5.3.-	Programul de experimentare	93
6.- Cap. 6 -	Rezultatele cercetărilor experimentale	95
6.1.-	Calculul parametrului mediu al reținerii.	95

6.1.1.-	Exprimarea parametrului mediu inițial al reținerii în filtrarea ultrarapidă.	99
6.1.2.-	Exprimarea parametrului mediu al reținerii în filtrarea ultrarapidă.	100
6.1.3.-	Influența adausului de coagulant	104
6.2.-	Determinarea depunerii specifice	111
6.3.-	Calculul parametrului desprinderii	114
6.3.1.-	Exprimarea teoretică a parametrului inițial al desprinderii.	118
6.3.2.-	Exprimarea teoretică a parametrului desprinderii.	119
6.3.3.-	Influența adausului de coagulant.	121
6.4.-	Determinarea pierderilor de sarcină.	123
6.4.1.-	Pierderi de sarcină în cazul filtrării fără adaus de coagulant.	124
6.4.2.-	Influența adausului de coagulant.	126
6.5.-	Modificări calitative și eficiența filtrării.	128
6.5.1.-	Modificări calitative ale efluentului.	128
6.5.2.-	Eficiența filtrării	132
6.5.3.-	Influența adausului de coagulant.	134
6.6.-	Verificarea aplicabilității în domeniul filtrării ultrarapide a metodelor matematice propuse pentru integrarea ecuațiilor generale ale filtrării rapide.	137
6.6.1.-	Modelul Ives	137
6.6.1.1.-	Determinarea raportului C/Co	140
6.6.1.2.-	Determinarea depozitului specific	142
6.6.1.3.-	Determinarea pierderii de sarcină.	142
6.6.2.-	Modelul matematic Mintz.	144
6.6.3.-	Modelul matematic Lerk.	147
6.7.-	Calcularea parametrului reținerii în funcție de valorile stabilite pentru parametrul mediu al reținerii λ_{med} .	149
6.8.-	Rezultatele experiențelor cu caracter semi industrial.	154
6.8.1.-	Eficiența filtrării.	154
6.8.2.-	Determinarea parametrului reținerii și a raportului C/Co	155

		Page
6,8.3.-	Depunerea specifică	156
6.9.-	Verificarea modelului matematic propus de autor pentru descrierea procesului filtrării ultrarapide.	157
7.- Cap. 7 -	Considerente tehnico-economice privind aplicarea practică a studiilor și a concluziilor cercetărilor făcute în domeniul filtrării ultrarapide.	167
7.1.-	Generalități.	167
7.2.-	Instalații de filtrare ultrarapidă pentru prelucrarea apei industriale	169
7.2.1.-	Evaluarea costului unei instalații de filtrare ultrarapidă.	171
7.2.2.-	Evaluarea prețului de cost al apei filtrate.	174
7.3.-	Folosirea filtrării ultrarapide în procesul de prelimpezire a apei.	176.
8.- Cap. 8 -	Concluzii generale	179
9.-	Bibliografie	187
10.-	Tabla de materii.	193

