

MINISTERUL EDUCATIEI SI INVATAMINTULUI
INSTITUTUL POLITEHNIC "TRAIAN VUIA"
T I M I S O A R A
Facultatea de construcții

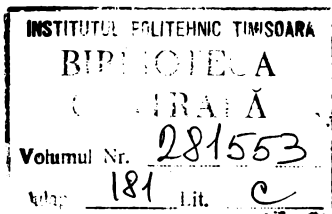
Ing. ION MIREL

CONTRIBUTII LA STUDIUL PROCESULUI DE FILTRARE
RAPIDA IN PERIOADA INITIALA DE RETINERE

- Teză de doctorat -

BIBLIOTECA CENTRALĂ
UNIVERSITATEA "POLITEHNICA"
TIMIȘOARA

Conducător științific
Prof.dr.ing. CORNEL JURA



Timișoara 1974

INTRODUCERE

Ritmul rapid de industrializare, creșterea unor puternice centre urbane, ridicarea gradului de confort în case și mai ales în localitățile rurale din țara noastră au impus perfecționarea procedeelor tehnice pentru captarea, tratarea, transportul, înmagazinarea și distribuția apei.

În practica alimentării cu apă, pentru tratarea apei în scopul limpezirii ei, filtrarea reprezintă, în linia tehnologică, treapta prin care se realizează îndepărtarea parțială sau completă, în funcție de cerințele consumatorilor, a suspensiilor din apă rămaso după decantare.

Reținerea suspensiilor din apă de către mediul filtrant, alcătuit de obicei din nisip cuarțos, se face printr-un proces deosebit de complex, în care fenomenul de adsorbție este predominant, particulele fine din apă fixându-se pe suprafața granulelor sau în porii acestuia.

Procesul de separare a suspensiilor din apă, pe baza teoriilor existente /67,118,119,120/, se compune din trei faze : transportul particulelor, reținerea și detașarea acestora. Ipotezele făcute pentru investigarea fenomenului nu sînt în măsură să prezinte o teorie unitară, bazată pe relații raționale, care să servească în mod direct proiectarea și exploatarea instalațiilor de filtrare.

Importanța problemei pentru cercetarea contemporană rezultă și din faptul introducerii ei în tematica Congreselor Internaționale de Alimentări cu apă (I.W.S.A.) de la Barcelona (1966), Viena (1969) și Paris (1974) .

În cadrul tezei, se cercetează în general procesul de limpezire prin filtrele rapide de nisip, stabilindu-se, pe baza unor criterii raționale, stadiile caracteristice ciclului de filtrare rapidă, putînd astfel delimita domeniile de aplicabilitate a teoriilor existente.

Pe baza teoriei generale, se studiază prin prisma fenomenelor predominante și a parametrilor caracteristici de filtrare, perioada inițială de reținere, stabilindu-se pentru acest stadiu, ecuațiile care guvernează procesul de reținere a suspensiilor din apă în masa de nisip.

Experiențele efectuate pe filtre la scară de laborator cu suspensii naturale sau artificiale, extinse apoi la filtrele uzinale, au condus la stabilirea de recomandări cu privire la alegerea grosimii și structurii granulometrice a mediului filtrant, a vitezei de filtrare cât și pentru concentrația limită a suspensiilor din apa de limpezit. Toate aceste recomandări vin în sprijinul proiectanților pentru calculul și dimensionarea stațiilor de filtrare cât și a serviciilor de exploatare pentru a da o utilizare mai rațională a suprafețelor de filtrare deja amenajate.

Studiile experimentale, prezentate de autor în lucrare, au fost efectuate în laboratoarele Institutului de tehnologia și chimia apei din cadrul Universității tehnice din Karlsruhe (RFG) în perioada 1968-69, la laboratorul hidrotehnic al Institutului politehnic "Traian Vuia" Timișoara, în perioada 1970-1973 și în anul 1974 pe filtrele uzinale ale Uzinei nr.2 a municipiului Timișoara.

Ideile autorului conținute în lucrare s-au cristalizat în urma indicațiilor și îndrumărilor primite din partea conducătorului științific prof.dr.ing.Comnel Jura și a prof.dr.Melchrich Sontheimer de la Universitatea tehnică din Karlsruhe.

De un prețios ajutor i-au fost sugestiile membrilor colectivului catedrei de construcții hidrotehnice și îmbunătățiri funciare de la Institutul politehnic "Traian Vuia" Timișoara, condusă în această perioadă de prof.emerit ing.Victor Gheorghiu și prof.dr.ing.Mihai Bălă.

Autorul ține să mulțumească pe această cale, pentru sprijinul oferit în realizarea vastului program experimental, tehnicienilor, laboranților și meseriașilor din cadrul laboratorului hidrotehnic Timișoara și de la laboratorul de tehnologia și chimia apei din Karlsruhe, cât și a personalului tehnic și de întreținere din cadrul Uzinei nr.2 a municipiului Timișoara.

Capitolul 1

IMPORTANȚA PROCESULUI DE FILTRARE

1.1.- Condiționările generale

Pentru îndepărtarea suspensiilor din apă, a flocoanelor de coagulant și a particulelor coloidale coagulate care nu s-au putut reține prin trecerea de decantare, apa astfel obținută se trece printr-un strat de material filtrant, de preferință nisip cuarțos, având proprietatea să rețină, în porii sau pe suprafața granulelor de nisip, suspensiile rămase după decantare, realizând astfel desăvârșirea procesului de limpezire.

Filtrele sînt construite în special, cercetate aceluși din beton, beton armat sau din metalulasa filtrantă se sprijină pe un sistem de drenaj sau pe stratul de susținere format din pietriș grosier.

După modul de construcție al cuvel, filtrele pot fi deschise sau închise, adică pot funcționa cu nivel liber sau cu 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 admisă este de 0,1 la 0,4 m/h, la cele cu acțiune rapidă de 3,5 la 15 m/h iar la cele ultrarapide de 15 la 100 m/h.

Vitezele mici de filtrare se folosesc pentru limpezirea apelor cu un conținut însemnat de materii în suspensie iar vitezele mari se practică pentru apele cu turbidități reduse.

Apă supusă filtrării se introduce pe la partea superioară a filtrului de unde printr-un sistem de gheburii sau țevuri perforate se distribuie pe suprafața masei filtrante. Infiltrându-se prin stratul filtrant, apa se separă de suspensiile gravimetrice și coloidale, de materiile organice și minerale, de compușii chimici, de microorganismii și bacterii, de unde este apoi evacuată în rezervorul de apă filtrată prin intermediul sistemului de drenaj.

În prima perioadă de funcționare a filtrului, când masa filtrantă nu este încă colmatată și rezistența ei hidraulică es-

te redusă, se obişnuieşte ca pe conducta de evacuare a apei filtrate să se monteze o rezistenţă suplimentară printr-o denivelare de regulator de debit, cu scopul de a limita majorarea vitezei reale de filtrare.

Particulele fine aflate în apa care intră în filtru sînt reţinute în parte la suprafaţa stratului de nisip şi mai ales prin adsorbţie în toată masa nisipului. Proporţia de particule reţinute scade treptat spre fundul stratului de nisip /176,171/. Pe măsură ce filtrul funcţionează, suspensiile din apă se adună în pori filtrului şi ca urmare pierderea de sarcină prin filtre creşte continuu de la o valoare iniţială pînă la o valoare finală determinată prin exploatarea pentru fiecare filtru în parte. În momentul în care s-a atins valoarea maximă a pierderii de sarcină, funcţionarea filtrului se opreşte şi se începe operaţiunea de spălare.

În exploatarea filtrelor rapide apar situaţii în care mărimea pierderii de presiune în strat, depăşeşte înălţimea coloanei de deasupra stratului de nisip, creîndu-se în acest caz, sub suprafaţa de filtrare, vid. Caracteristică vidului format, din apa care se filtrează se degajă gazele dizolvate, ale căror bule conduc la scoaterea din funcţiune a filtrului, cu mult înainte de a se fi utilizat întreaga sa capacitate de reţinere. Pentru a evita formarea vidului cît şi pentru a prelungi durata de funcţionare a acestuia, se procedează la majorarea înălţimii stratului de apă de deasupra masei filtrante pe măsură ce rezistenţa hidraulică a stratului creşte.

Scoaterea din funcţiune a unui filtru se face şi atunci cînd turbiditatea efluentului depăşeşte limitele maxime admise de norme tehnice sau cînd debitul filtrului a scăzut cu mult faţă de valoarea iniţială.

Spălarea de impurităţi a filtrelor rapide se face cu ajutorul unui curent ascendent de apă avînd o viteză de cîpto pînă la zece ori mai mare decît viteza de filtrare. Pentru reducerea debitului şi a duratei de spălare, s-a introdus spălarea cu apă şi aer sau spălarea cu cîcotoare de mică şi mare capacitate /73,77,78,79,80,121,136,143,169,170,171/.

Durata de funcţionare a unui filtru dintre două spălări consecutive, determinată de micşorarea debitului, înrîutătirea calităţii efluentului sau creşterea rezistenţelor hidraulice

peste valorile maxime admise, pentru durata de perioadă utilă de filtrare sau ciclu de filtrare /472/.

La filtrele rapide cehigate ca aici încep cu arțos perioada utilă de filtrare durează între 1 și 7 zile iar la filtrele lente ca este cuprinsă între 60 și 90 zile.

Deși filtrele lente au o durată mare de funcționare, din cauza vitezelor de filtrare reduse, a volumului mare de construcție ce determină scutirea din circuitul agricol a unor suprafețe importante de teren, cât și pentru operațiunile deosebit de grele pentru curățirea lor, filtrele lente au fost abandonate în majoritatea țărilor, locul lor fiind acum ocupat de filtrele rapide.

Utilizarea tot mai largă pe care au căpătat-o filtrele rapide în tehnica tratarei apei, a impus efectuarea de studii și cercetări în vederea îmbunătățirii parametrilor de calitate și a ridicării productivității lor, cu scopul de a contribui la îmbunătățirea cu mai mare eficiență a mediilor filtrante și a suprafețelor instalate de o atare manieră în cât apa filtrată obținută să fie bună calitativ și la un preț de cost cât mai redus.

1.2.- Realizarea în țara noastră a filtrelor rapide

Filtrarea prin materiale granulare aparține celor mai vechi timpuri. În anul 1804, englezul John Gibb construiește primele filtre pentru limpezirea apei dar până în anul 1930 când în SUA și URSS au început să se studieze aspectele invine ale procesului de filtrare, tehnica filtrării apei s-a răzgărit la o serie de elemente cuprinse sub linie pe situații particulare /35/.

La noi în țară, primele filtre de aici s-au construit în anul 1889 prin darea în funcțiune a stației de la Arcuda destinată limpezirii apei cehgate din Slatina Blăvești, a /133/.

Dezvoltarea economică cu ritmuri ridicate în tot mai multe țări ale lumii și creșterea standardului de viață în centrele populate urbane și rurale a impus un ritm rapid de creștere a cantităților de apă utilizată, la perfecționarea metodelor de tratare și în special a tehnicii de filtrare.

Dacă la început, pentru desăvârșirea procesului de limpezire se utilizau filtrele lente caracterizate prin viteze reduse de filtrare și suprafețe amenajate deosebit de mari, odată cu

dezvoltarea și perfecționarea metodei de filtrare s-a trecut la filtrarea rapidă sau chiar la filtrarea ultrarapidă /130/.

Utilizarea tot mai largă pe scară nu oprită a filtrelor rapide în tehnica sanitară a impus efectuarea de studii și cercetări pentru o mai bună cunoaștere a fenomenului intim prin care se realizează separarea suspensiilor din apă după filtrare.

În anul 1935, cercetătorul american H. Nielsen, /2, 3, 4/, studiază teoretic și experimental procesele de separare a suspensiilor în filtrele rapide echipate cu nisip.

Cu doi ani mai târziu în Japonia, Iwatsuki /50/, stabilește pentru prima dată legea după care se desfășoară procesul de separare a suspensiilor din apă după filtrarea în condițiile din ultimii 15-20 ani s-au ocupat de descoperirea intimă a mecanismelor de filtrare a apei, căutându-se metode matematice să caracterizeze procesele de separare a suspensiilor din apă de limpezit, alegerea mai rațională a caracteristicilor materialelor filtrante și a vitezelor de filtrare, modul de spălare a filtrelor precum și diverse alte probleme care au condus la dezvoltarea unor cantități mari de apă filtrată în funcție de cerințele și exigențele consumatorilor.

Apă după cum se cunoaște, la filtrarea cu nisip după metoda filtrantă se utilizează nisipul cuarțos compus dintr-o rocă leucocrică cuprindă între 0,075 și 0,25 mm cu o cantitate înfrământată hidraulică, rezultată în urma spălării nisipului filtrant, granulatoarele mai fine din masa de nisip se vor afla în partea superioară a masei filtrante, rămânând în contact cu nisipul gros, astfel fiind de granuloarele de dimensiuni mai mici și mai numeroase decât considerente, la filtrarea acestor apă suspensiile din apă după filtrare sînt reținute în cea mai mare parte de straturile superioare, ceea ce face ca întreaga porțiune relativ scurtă, din acestora să ajungă la partea de jos a masei filtrante și astfel filtrantă să fie utilizată la întregul său capacitate.

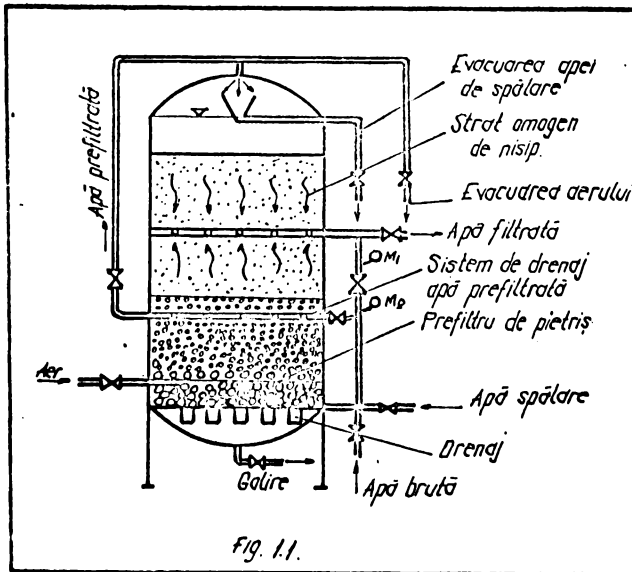
Pentru eliminarea acestui neajuns s-a trecut la filtrarea ascendentă, curentul de apă străbătînd mediul monogranular de jos în sus. Rezultatele obținute cu acest procedeu s-au dovedit remarcabile, masa filtrantă fiind utilizată mult mai rațional. Datorită unei explicații precise și a pierderilor mari de nisip în timpul spălării, acest procedeu n-a căpătat o extindere prea mare.

Eficiența filtrării este dependentă de natura și granulometria mediului filtrant, în cazul filtrării descendentă, s-a trecut la alcătuirea unor straturi filtrante cu capacități sporite de reținere. Astfel, s-au conceput mase filtrante multigranulare alcătuite din două, trei sau mai multe straturi cu granulometrie descrescătoare în sensul de scurgere al curentului. Straturile de granulometrie groasă și greutate specifică redusă vor ocupa zonele superioare ale filtrului iar cele de granulometrie mai fină și greutate specifică ridicată, zonele inferioare ale acestuia. În acest sens, s-au experimentat filtre la care masa filtrantă era alcătuită din coes, carboni și nisip cuarțos /-7, 19, 45, 61, 62, 63, 84/ sau poliolefină, carboni, nisip, granat și lemnite /16, 151, 156/. Într-o astfel de alcătuire întreaga masă filtrantă participă la procesul de separare a suspensiilor din apa supusă limpezirii. Acest gen de filtrare, cunoscut în literatura de specialitate sub denumirea de "filtrare în straturi multiple" nu s-a putut realiza din cauza greutăților care intervin în procurarea unor cantități mari de materiale, a costului lor ridicat și în plus a neajunsurilor care intervin în exploatarea acestor filtre. Astfel, filtrarea descendentă cu două straturi sau filtrarea cu strat dublu și-a găsit un câmp larg de aplicabilitate atât în cazul nisipului și în cazul carboniului. Acest filtrant este alcătuit dintr-un strat de granulometrie mare și unul mai ușor decât nisipul, fiind vorba de un filtru preliminar pentru această masă filtrantă de carboni sau carboni activi. În cazul al doilea strat se alcătuește din nisip cuarțos de granulometrie mult mai fină decât cea a nisipului comun.

La filtrele cu strat dublu, porozitatea specifică a stratului superior determină reținerea și separarea suspensiilor groasiere din apa de limpezit, iar suspensiile mai fine pătrund mai adânc în masa filtrantă, astfel încât straturile inferioare, alcătuite din nisip, participă la reținerea integrală a acestor particole. În felul acesta masa filtrantă astfel concepută participă aproape integral la separarea suspensiilor din apa supusă limpezirii /35/. datorită capacităților mari de reținere și a randamentelor ridicate, realizate prin majorarea vitezelor de filtrare și a duratei ciclului de filtrare, filtrele cu strat dublu tind să-și găsească o largă aplicabilitate în tot mai multe țări /35, 82, 101/.

În scopul folosirii mai raționale a mediilor filtrante s-a încercat utilizarea concomitentă atât a filtrării descendentă

oît și a celei ascendente. De la această idee s-a născut dubla filtrare sau filtrarea cu dublu curent. Pentru prima dată, dubla filtrare a fost aplicată în Anglia (1922) sub forma unor filtre de presiune /66/ dar punerea la punct a acestui procedeu a fost realizată în URSS de Academia de Gospodărie Comunală în anii 1949-1951 (cunoscute astăzi sub denumirea de filtre A.R.M.) /35, 90, 137/.



Filtrele cu dublu curent îndalătură neajunsul provocat de fluidizarea nisipului de la partea superioară a stratului filtrant.

În fig. 1.1 se prezintă schema de funcționare a unui filtru închis cu dublu curent.

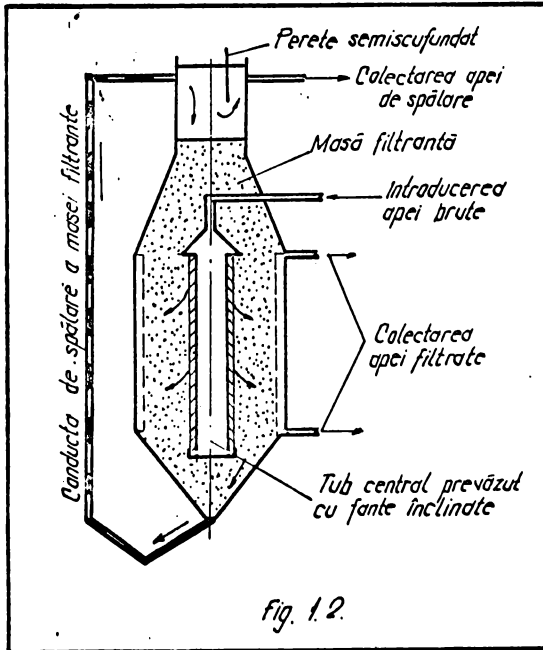
Apă brută, după ce străbate un prefiltru de

pietriș, se distribuie în doi curenți, pentru separarea suspensiilor. Un prim curent străbate ascensional stratul de nisip unde este apă colectat de un sistem de drenaj situat la mijlocul mediului filtrant alcătuit din nisip fin cuarțos. Cel de al doilea curent de apă prefiltrată este condus prin intermediul unei conducte la partea superioară a filtrului, de unde cade pe suprafața nisipului cuarțos și printr-o mișcare descendentă, suspensiile din apă sînt reținute de această masă. Colmatarea apei filtrante se face prin intermediul aceluiași sistem de drenaj. Pentru spălarea masei filtrante, filtrul este prevăzut cu o conductă de apă și aer. Acest gen de filtrare s-a introdus în linia tehnologică de tratare a apei potabile pentru municipiul Cluj /137/.

În anul 1967, s-a brevetat în Anglia prima instalație de filtre rapide cu funcționare continuă /35, 136/. Principiul de funcționare are la bază trecerea continuă a apei într-un curent orizontal, printr-un strat de nisip monogranular ce se află în-

tr-o mișcare lentă de recirculare. Schema de principiu a unui filtru cu funcționare continuă sau filtru tip Simater este redată în fig.1.2.

Apa de limpezit se introduce într-un tub central prevăzut cu o serie de fante care au rolul de a imprimă curentului de apă, prin masa de nisip, o mișcare orizontală. Sistemul de co-



lectare a apei filtrate se găsește amplasat pe conturul cilindrului al filtrului.

Spălarea masei filtrante se realizează prin deplasarea lentă de sus în jos a masei de nisip care apoi este preluată la partea inferioară de un ejector cu aer și introdusă apoi la partea superioară din nou în corpul filtrului. Apa de spălare este colectată de o conductă

amplasată în compartimentul din partea superioară a filtrului. Teoretic durata de funcționare a unui astfel de filtru este nelimitată. Un filtru de tip Simater, având înălțimea de 9,20 m și diametrul secțiunii centrale de 1,60 m furnizează un debit de oca. $57 \text{ m}^3/\text{h}$ fiind echivalent cu un filtru rapid având secțiunea orizontală de oca. $12,5 \text{ m}^2$. Debitul de spălare reprezintă 2-3% din debitul filtrat. Avantajul acestor filtre constă în faptul că ele nu trebuiesc oprite pentru spălare, elimină aparatajul de control și comandă, necesită suprafețe de filtrare reduse în comparație cu cele solicitate de filtrele clasice rapide închise sau deschise. În plus, apa de limpezit poate să aibă concentrații de 40... 60 mg/l suspensii, mult peste limita maximă de încărcare a filtrelor rapide obișnuite. Datorită acestor avantaje, filtrele Simater, vor găsi în viitorul apropiat un vast câmp de apli

cabilitate, înlocuind treptat filtrele rapide obișnuite.

În vederea utilizării cât mai raționale a suprafețelor de filtrare amenajate și a îmbunătățirii parametrilor de uzinaj a filtrelor de limpezire, recent, s-a trecut în SUA /12, 118/ la corectarea filtrării cu debit variabil. Filtrarea cu debit variabil se obține prin reglarea, la începutul ciclului de filtrare, a debitului fiecărui filtru la o valoare constantă, fără ca în continuare, pe durata desfășurării procesului de filtrare, să se mai intervină asupra modificării debitului. Filtrele cu debit variabil sînt echipate cu dispozitive care au rolul de a menține nivelul apei constant deasupra masei filtrante. La filtrarea cu debit constant, este necesar ca dispozitivele de reglare automată a debitului să funcționeze ireproșabil astfel încît pe măsura cotelării masei filtrante, efluentul obținut în unitatea de timp să fie același iar din punct de vedere calitativ turbiditatea filtratului să se mențină constantă pe toată durata ciclului de filtrare /8, 35, 36, 61, 62, 63/.

Corectările experimentale efectuate în SUA /35, 36, 46/ au scos în evidență, prin comparație, performanțele filtrelor cu debit variabil față de filtrele funcționînd cu debit constant. Filtrarea rapidă cu debit variabil are ca avantaje obținerea unor rezultate cantitative și calitative superioare filtrării cu debit constant, aducînd economii la investiții și exploatare prin eliminarea aparatului de reglare a debitului cît și prin reducerea înălțimii de construcție a filtrelor. Durata ciclului de filtrare pentru aceeași apă și aceleași caracteristici ale masei filtrante, a sponjei se poate 50 % la filtrarea cu debit variabil față de filtrarea cu debit constant.

Si la noi în țară, cercetătorii Friedman și Rajanschi /36/ au experimentat la scară de laborator filtrarea cu debit variabil, comparativ cu filtrarea clasică cu debit constant. Rezultatele obținute sînt remarcabile.

Sporirea duratei ciclului de funcționare a filtrelor cu debit variabil cît și a volumului de apă livrată consumatorilor nu s-a făcut pe seama înrăutățirii calității efluentului, filtratul astfel obținut fiind chiar de calitate mai bună decît cel obținut la filtrarea cu debit constant.

Cu toate aceste avantaje, filtrarea cu debit variabil nu s-a extins la scară industrială din cauza necunoașterii exacte a

tuturor parametrilor care influențează procesele de separare în vederea stabilirii principiilor de proiectare și exploatare a unor astfel de unități.

Pentru limpezirea prin filtrare a apelor cu un conținut ridicat de organisme planctonice se folosese destul de frecvent microfiltrele /35,93,162/. microfiltrele sînt dispozitive alcătuite din site rotative de o construcție cu totul specială. Acest gen de filtre se practică la tratarea anumitor categorii de ape industriale sau chiar la unele stații de epurare a apelor de scurgere /6,7,13/.

Destul de recent, s-a pus la punct o tehnică nouă de filtrare denumită "filtrarea microfloc" sau filtrarea volumetrică. Metoda constă în echiparea filtrelor obișnuite cu mase filtrante diferite ca natură, astfel încît granulometria mediului filtrant să descrească în direcția de scurgere a curentului iar greutatea specifică a granulelor să crească. Mediile filtrante mai ușoare dar de granulometrie mai mare vor ocupa stratele superioare ale filtrului iar mediile filtrante mai grele dar de granulometrie mai fină, stratele inferioare. Apa de limpezit se introduce în filtru concomitent cu reactivii de coagulare sau de alcalinizare, stratele superioare de granulometrie mare și greutate specifică redusă vor participa la realizarea reacției propriu zise iar stratele mai fine situate la partea inferioară a filtrului vor contribui la separarea suspensiilor din apa de limpezit /16/. Un astfel de procedeu s-a încercat în cadrul laboratorului de alimentare cu apă de la Institutul politehnic "Traian Vuia" Timișoara, pentru limpezirea apei naturale obținută din Bega. Apa limpezită printr-un astfel de procedeu a fost de calitate superioară, mediile filtrante participînd în mod egal la procesul de separare a suspensiilor din apa de limpezit.

Deși progresele obținute în tehnica și tehnologia filtrării sînt remarcabile, complexitatea fenomenului, datorată numărului mare de parametri care intervin în realizarea procesului de reținere a suspensiilor face ca filtrarea să constituie și în prezent un domeniu vast de investigare pentru majoritatea cercetătorilor care activează în domeniul hidroedilitar.

C a p i t o l u l 2

STADIUL ACTUAL AL CURENTELOR ȘI NECESITATEA DEZVOLTĂRII STUDIULUI

2.1.- Considerații privind funcționarea filtrelor rapide

Prin filtrele rapide de nisip sînt reținute în cea mai mare parte impuritățile în suspensie gravimetrică și întrucît recare măsură materile organice și anorganice în stare de particule coloidale, compoziții chimice care suferă unele modificări în procesul filtrării, microorganismii sau și bacteriile.

La trecerea apei printr-un mediu granular cîmpuit din nisip cuarțos sau alt material cu proprietăți adsorbante similare (piatră sfîșciată, lutoclit, ovicid, aguri, polimeron etc.) concentrația inițială a fluidului se modifică datorită faptului că suspensiile din apă sînt transferate mediului filtrant. Suspensiile care se depun pe suprafața granulelor sau în porii mediului filtrant conduc la modificarea structurii acestuia.

La uzinarea filtrelor rapide echipate cu nisip cuarțos, durata de funcționare variază între 1 și 7 zile după care filtrul ajuns la una din limitele sale tehnice, dictată de reducerea debitului, creșterea turbidității eficientului sau a pierderilor de sarcină peste valorile maxime admise, filtrul se scoate din funcțiune pentru a fi spălat, proces prin care masa filtrantă își redobîndește capacitatea de reținer pentru următorul ciclu de filtrare /122,136,158,169,179,191/.

În tehnica tratării apei, filtrele rapide echipate cu nisip cuarțos și-au găsit o largă aplicabilitate datorită costurilor lor relativ reduse cît și a gradului înalt de limpezire pe care-l pot realiza. Datorită capacității lor remarcabile de limpezire, filtrele rapide de nisip se aplică atît la tratarea apei de suprafață cît și la îmbunătățirea calității apelor subterane /15, 16,73,75,76/.

Limitele tehnice de aplicabilitate ale filtrării rapide sînt condiționate de proprietățile fizice și chimice ale apei supuse limpezirii, interesînd în primul rînd gradul de dispersie,

viscozitatea, temperatura, rezistențivitatea, acțiunea catalitică concentrația și proprietățile electroscinetice //1,72/.

În mod obișnuit, la filtrele rapide de nisip cuarțos, se adoptă viteze de filtrare de 4 la 6 m/h pentru granulometria de 0,5 la 2,5 mm și grosimi ale straturii filtrant de 0,80 la 1,20 m.

În fața de exigențele mari ale apelor de consumatorilor în privința calității apei, se impun alegerea vitezei de filtrare, sporirea grosimii stratului de nisip sau folosirea unui nisip de granulație mai fină, crescând astfel ponderea absorției în masa mediului filtrant //51,58,77,108,109,110/.

La cerințele de calitate mai puțin riguroase, se pot alege dimensiunile nisipului și vitezele de filtrare cu sau fără creșterea înălțimii stratului filtrant //79,80,110/.

În concepția modernă de orientare a proceselor de tratare se tinde spre stabilirea unor sisteme de parametri funcționali care să conducă la realizarea unor filtre rapide cu o mare productivitate și cu indici de calitate superiori.

Fenomenul caracteristic procesului de filtrare rapidă este colmatarea parțială a materialului filtrant, proces care în cazul obișnuit al filtrației descendente se desfășoară cu o intensitate sporită la nivelul straturilor superioare și cu o intensitate din ce în ce mai redusă în spre stratele inferioare.

Filtrele rapide deosebi între sau gravitaționale se compun dintr-o cuvă de beton sau dintr-un ancadru, cu suprafața orizontală cuprinsă între 15 și 150 m². Căva este prevăzută la partea inferioară cu un sistem de drenaj peste care se aşează masa filtrantă de nisip (1,2-2,1) m. Înălțimea masei filtrante la cca. 0,4...0,6 m sînt fixate ogănelile pentru colectarea apei de spălare. Căva filtrului este prevăzută cu o serie de conducte pentru adușia apei brute, conducerea apei filtrate, conducte de golire, proaplin, spălare precum și cu dispozitive pentru reglarea debitului sau a nivelului de apă. Masa filtrantă alcătuită de obicei din nisip monogranular de granulometrie neuniformă se stratifică în timpul spălării după mărimea granulei. Acest aspect constituie un mare inconvenient pentru desfășurarea procesului de filtrare rapidă deoarece granulele mai fine de la suprafață se încarcă mai mult și în consecință se ajunge la o folosire complet nerățională a straturilor grosiere situate în zo-

noile inferioare /25/.

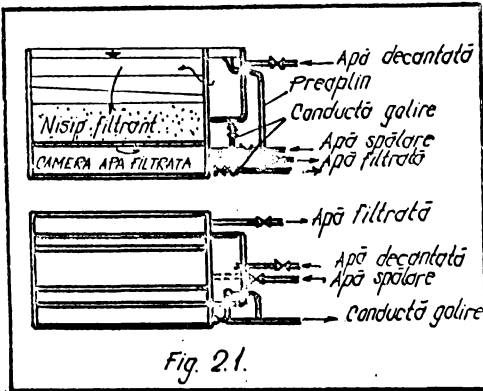


Fig. 21.

Eficiența filtrării exprimată prin indicele de calitate al efluentului sau prin durata de funcționare a filtrului este dependentă de calitatea apei brute, temperatura apei, viteza de filtrare utilizată, structura și grosimea mediului filtrant. Excepținând calitatea și temperatura apei brute ca parametri in-

variantți de-a lungul unui sezon, singurele mărimi care pot fi modificate sau alese după voie sînt vitezele de filtrare și mediile filtrante. În general, calitatea efluentului va fi mai bună atunci cînd granulele mediului filtrant sînt mai fine. Cu granule foarte fine, de 0,4...0,6 mm, de exemplu, efectul de seprare al suspensiilor din apa brută este extrem de ridicat, în schimb pătrunderea suspensiilor în masa filtrantă se face pe o adîncime foarte mică. Într-o atare situație, viteza de filtrare utilizată nu poate depăși 3-5 m/h, iar durata de funcționare a filtrului se reduce considerabil. Costul filtrării, rezultă deci, ca fiind invers proporțional cu viteza de filtrare. Prin urmare, în instalațiile de filtrare, se vor putea obține economii substanțiale utilizînd medii filtrante cu granule mai mari, majorîndu-se astfel vitezele de filtrare fără a diminua calitatea efluentului sau de a reduce durata ciclului de funcționare al filtrului. La filtrarea prin medii gro-siere, durata ciclului de filtrare este dictată de mărirea pierderilor de presiune, de valoarea debitului filtrant și de calitatea efluentului.

În consecință, arta inginerului constă în stabilirea corelației dintre talia granulelor și viteza de filtrare, astfel încît durata ciclului de filtrare să fie cît mai mare. Acest deziderat nu se va putea înlăptui decît prin cunoașterea exactă a tuturor fenomenelor care concură la realizarea procesului de limpezire.

2.2.- Principiile de bază ale procesului de filtrare rapide

Fenomenele fizice, fizico-chimice și biologice care intervin în cadrul procesului de separare a apei prin filtrările rapide de nisip sînt necesită de aplanarea, porozitatea acestor proces este determinată de numărul mare de parametri care aparțin /35/ :

- mediului filtrant caracterizat prin mărimea, forma și natura mineralogică a granulelor, porozitatea inițială și geometria stratului filtrant ;
- suspensiei din apă ce se filtrează, caracterizată prin mărimea, forma și natura granulelor, porozitatea, concentrația și porozitatea depozitelor de particule reținute de mediul filtrant ;
- condițiile de ansamblu ale filtrării caracterizată de viteza de filtrare, temperatura apei, condițiilor de exploatare etc.

Cercetările din domeniul filtrării începute în urmă cu 20 de ani urmăresc :

- 1.- mărirea capacităților de reținere a suspensiilor de apă prin utilizarea integrală a straturilor filtrante cu care sînt echipate filtrele rapide ;
- 2.- creșterea vitezei de filtrare în vederea majorării debitelor specifice pentru fiecare unitate de suprafață a instalației fără a se diminua calitatea afluenței ;
- 3.- majorarea duratei de funcționare între două operații fără reducerea debitului sau înrăutățirea calității filtratului ;
- 4.- reducerea proporției costuri ale exploatarei prin simplificarea instalațiilor, reducerea personalului de deservire prin introducerea dispozitivelor de automatizare, depozitarea reactivilor de coagulanți prin utilizarea unor reactivi mai ieftini și de mai mare eficiență /36,37,38,39,40,41,42/ ;
- 5.- îmbunătățirea metodelor de modelare prin utilizarea instalațiilor pilot în vederea determinării cu precizie a parametrilor care influențează procesul de separare a suspensiilor în instalațiile uzinale /43,44,45,46/ ;
- 6.- adoptarea cu ușurință a instalațiilor de filtrare și modificarea diferiților parametri care influențează deslășura-

rea procesului de filtrare ;

7.- optimizarea tuturor parametrilor care conducă la desfășurarea procesului de filtrare, pentru o repartitie mai economică a pierderilor de sare în masche filtrante ;

8.- îmbunătățirea metodelor de proiectare printr-o alegere judicioasă a vitezelor de filtrare, a granulometriei și înălțimii mediului filtrant, astfel încât cantitatea de apă livrată consumatorilor să fie cât mai mare și la indicii de calitate ceruți de norme în vigoare /71,72,136,143/ ;

9.- îmbunătățirea procedurilor de spălare prin utilizarea spălării cu ojectoare de mică și mare capacitate, spălarea prin contracurent cu apă și aer sau prin utilizarea spălării la vid /77,78,85,121,141,143/ ;

10.- utilizarea procedurilor noi de reținere a suspensiilor din apă prin utilizarea microretinetelor, a mediilor filtrante formate din două, trei sau mai multe straturi etc /47,49,22,33,45,78,84,101/ ;

11.- alegerea, în baza unor criterii de ordin economic și funcțional a procedurilor de filtrare între filtrarea cu debit constant și filtrarea cu debit variabil /35,36,40/ ;

12.- cercetarea atentă a rezultatelor teoretice în vederea utilizării lor în soluționarea problemelor concrete ce apar de practica inginerescă legate de funcționarea și exploatarea instalațiilor proiectate /126,127,128/ ;

13.- generalizarea teoriilor de filtrare prin prisma parametrilor determinanți în vederea stabilirii criteriilor optime de proiectare și exploatare /2,3,5,71,72,83,113,119/.

În general, cercetările experimentale și teoretice întreprinse până în prezent, nu reușesc să explice procesul de filtrare în ansamblul său, aceasta din cauza numărului mare de parametri care intervin în desfășurarea procesului întra al filtrelor rapide. Lipsesc o teorie unitară, generală care să țină cont de multitudinea factorilor de ordin fizic, fizico-chimic, electrochimic sau biologic care participă la procesul de separare a suspensiilor din apă brută.

2.3.- Conceptele matematice utilizate în dezvoltarea teoriei filtrării rapide

Deși filtrarea rapidă se utilizează de peste 60 ani, atât

corectările teoretice ale și cele experimentale nu au reușit să dezvolte o teorie generală care să țină cont de influența tuturor factorilor care influențează procesul de separare a suspensiilor din apa brută. Viteza de filtrare care determină dimensiunile și costul instalațiilor de filtrare a fost fixată la 4-6 m pe oră. De asemenea, alegerea granulometriei și a grosimii mediilor filtrante se face încă empiric, motiv pentru care multe din instalațiile de filtrare funcționează cu randamente deosebit de reduse. Pentru stabilirea parametrilor optimi care intervin în procesul de separare a suspensiilor din apă este necesară cunoașterea intimă a tuturor fenomenelor care intervin la trecerea unor ape de o anumită concentrație printr-un mediu poros. Cunoașterea mecanismelor care concurează la procesul de limpezire se pot stabili cu mai multă exactitate vitezele optime de filtrare, grosimea și granulometria mediilor filtrante precum și dozele de reactivi utilizați la tratamentul preliminar al apei brute, astfel încât durata de funcționare a filtrelor între două spălări să fie cât mai mare.

La Congresele Internaționale de distribuție a apei "IWSA" organizate la Barcelona în 1966 și la Viena în 1969, s-au pus în discuție diferitele aspecte care intervin în procesul filtrării rapide.

Majoritatea cercetătorilor care activează în acest domeniu, clasifică teoria în funcție de natura și ponderea factorilor care intervin în desfășurarea procesului de limpezire a apei.

Teoriile care consideră determinante caracteristicile fizice ale mediilor filtrante și ale suspensiilor se urmează a fi reținute precum și metoda de filtrare utilizată, sînt considerate teorii fizice ale filtrării /29,35,103,109,110/. Teoriile care consideră ca determinante caracteristicile chimice ale fluidului ce se filtrează, caracteristicile de suprafață ale particulelor în suspensie și ale mediului filtrant sînt încadrate în grupa teoriilor chimice ale filtrării /29,35,63,108,109,118,119,120,132,135,149/.

În general teoriile care s-au dezvoltat mai mult pînă în prezent, au accentuat natura fizică a procesului de filtrare și mai puțin aspectele chimice ale acestuia.

Pentru descrierea completă a fenomenelor care intervin în desfășurarea procesului de filtrare rapidă este necesară con-

siderarea simultană atât a factorilor de ordin fizic cât și a celor de ordin chimic.

Datorită faptului că filtrarea rapidă este un proces deosebit de complex, cercetările întreprinse până în prezent au abordat diferite aspecte ale procesului. Astfel :

În URSS, Mintz, Shekhtman, Kastolski etc., au studiat procesul filtrării rapide prin prisma fenomenelor fizico-chimice /45,69,71,72,90,95,99,100,101,116...121,135,149/.

În America, Eliassen, Fair, Friedlander, Hudson, O'Melia și alții, au cercetat procesul de filtrare rapidă sub aspect fizic, chimic sau fizico-chimic /2...4,8,11,12,14,17,18,19,22...27,30...34,38,39,46...53,68,104,105,130,131,148,157,162,164,180/.

În Anglia, Ives, Gregory și Shelyi au studiat teoretic și experimental natura fizică a parametrilor care intervin în cadrul procesului de filtrare rapidă stabilind o teorie generală prin generalizarea mecanismelor care concurează la separarea suspensiilor din apă /46,55,57...68,112,150,165,166/.

În Cehoslovacia, cercetările întreprinse sub conducerea cercetătorului Mackrle au evidențiat că adeziunea particulelor în suspensie de suprafața granulelor se datorește forțelor intermoleculare Van des Waals /98,103,109,110,129,134/.

În RFG, cercetările întreprinse în cadrul Universității tehnice din Karlsruhe sub conducerea profesorului Sonthimer evidențiază parametrii de ordin fizic și chimic care concurează în funcționarea și exploatarea normală a filtrelor rapide /1,47,111,144,155,156/.

Cercetări remarcabile pentru elucidarea diferitelor aspecte ale procesului de filtrare rapidă s-au făcut în Glanda, Franța și Polonia /29,43,54,73,102,103,106,107,114,115,173/.

În țara noastră, sînt de remarcă cercetările legate de perfecționarea metodelor și a procedeelor de spălare, de analiza grosimii și structurii granulometrice a mediilor filtrante, introducerea filtrării cu debit variabil și filtrării cu strat dublu la filtrele uzinale, precum și alte aspecte menite să contribuie la ameliorarea parametrilor de uzinaj de la instalațiile de filtrare în funcțiune /13,15,16,20,21,28,36,37,40,74...89,96,114,122...128,133,136,137,138,141,142,143,158...161,169...172,174...177/.

2.3.1.- Natura fizică a filtrării rapide

de Apă (EWSA), organizat în decembrie 1965 la Barcelona cu participarea prof.D.Mullins (USA), prof.Lindblom (SUA), dr.K.Ives (Anglia), dr.C.D.Lerk (Slanda), eng.Sundberg (Suedia) și dr.V. Marek (Cehoslovacia), s-a analizat natura fizică a procesului de separare în filtrele rapide de nisip utilizate în schemele tehnologice de tratare a apei potabile /29,107/.

După R.Eliasson, separarea particulelor în suspensie din apa de limpezit este dictată de :

- 1.- Filtrarea :
 - a.- mecanică
 - b.- probabilitatea de contact
- 2.- Sedimentarea particulelor ;
- 3.- Adsorbția chimică (chemosorbția) ;
 - a.- prin reacție
 - b.- prin interacțiune
- 4.- Adsorbția fizică ;
 - a.- forțe electrocinetice
 - b.- forțe moleculare (Van der Waals)
- 5.- Efectele adunării ;
- 6.- Acțiunea biologică ;
- 7.- Efectele flocculației.

Mecanismele care intervin la eliminarea din apă a particulelor în suspensie sînt dependente de următorii parametri :

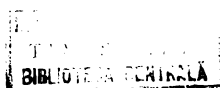
- 1.- Densitatea mediului filtrant
- 2.- Granulometria mediului filtrant
- 3.- Grosimea mediului filtrant
- 4.- Viteza de filtrare
- 5.- Culoarea de apă disponibilă de deasupra mediului

filtrant

- 6.- Concentrația particulelor în suspensie din apa brută
- 7.- Consistența și caracteristicile flocculelor
- 8.- Temperatura, densitatea și viscozitatea fluidului

În general, majoritatea cercetătorilor consideră fenomenul de separare al suspensiilor din apa tratată pentru folosințe potabile, ca un proces fizico-chimic de aderență a particulelor, de suprafața granulelor mediului filtrant cit și de suprafața particulelor reținute anterior.

K.Ives /62,107/, face remarcă că particulele ce urmează a fi reținute sînt foarte mici în comparație cu dimensiunea



porilor și a granulelor mediei filtrant (Fig. 2.2) după teoriile

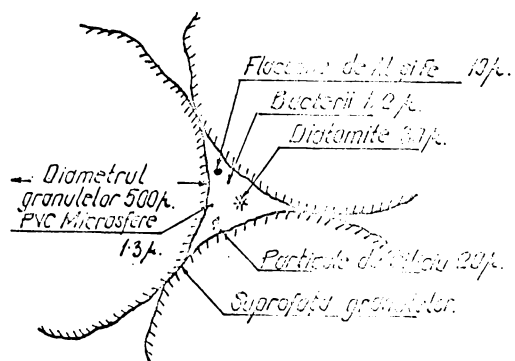


Fig. 2.2

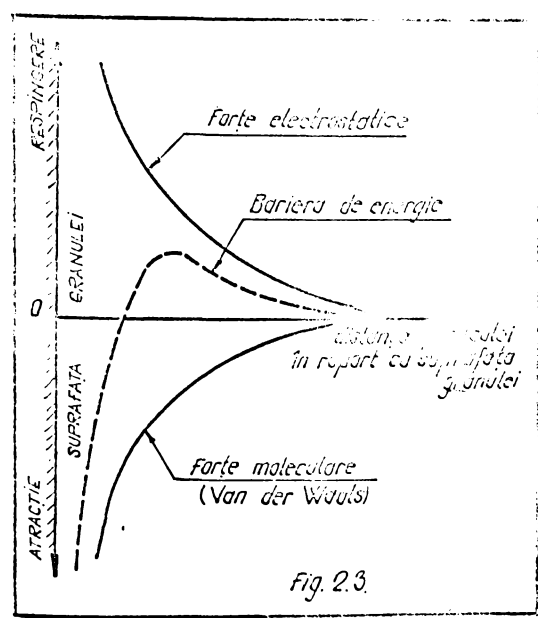


Fig. 2.3

granulele de cuarț sînt încărcate cu sarcini electro-negative, dar efectul acestui potențial electrostatic este redus de aderența flocoanelor de aluminiu sau fier deobicei cu sarcini electro- pozitive. Suspendiile din apă au sarcina electro-negativă. De-

din chimia fizică /198/, efectul de separare se datorează forțelor superficiale care nu pot fi de natură electrostatică sau de natură moleculară datorită aderenței flocoanelor care au un $\sigma = 10^{-10} \text{ J/m}^2$.

În timpul se poate întâi variația de temperatură și de presiune în raport cu distanța față de suprafața granulei, ceea ce se poate să se dădă cu puterea a gasea a distanței. Prin înclinarea celor două efecte se obține rezultatul forțelor de suprafață, denumită și barieră de energie, care participă, în cadrul procesului de aderență, la reținerea particulelor din apă. Prin cercetări experimentale s-a constatat că

că particulele au suficientă energie cinetică, atunci ele vor fi puternic atrase de suprafața granulelor.

Particulele astfel fixate pe suprafața granulelor vor crea un mediu de potențiale asemănătoare și ea urmare restul particulelor din apă nu pot să mai fie interceptate. Această situație marchează bariera de energie (curba parabolică) și va conduce la o filtrare de foarte calitate, în consecință la un muncament foarte scăzut de turbiditate /40, 51, 62, 70/.

Procesul de separare se poate accelera prin introducerea în apa de limpezit a unor reactivi de coagulare și alca. (numari

V. Mackie /168, 116/ constată că adeziunea particulelor în suspensie de suprafața mediului filtrant este controlată de forțele Van der Waals și presupune forțele electrostatice ca fiind neglijabile.

C.F. Berk /162/, subliniază că dacă particulele în suspensie sînt foarte mici în comparație cu dimensiunile porilor (fig. 2.2) acțiunea de separare nu poate fi explicată decât prin prima acțiunii electro-cinetice.

D.M. Mintz /116, 118, 119/ arată că adeziunea particulelor în suspensie de suprafața granulelor mediului filtrant și a particulelor reținute anterior este un proces de coagulare-floculare. Interacțiunea (atrăgerea și apropierea) particulelor în suspensie de granulele mediului filtrant este identică cu interacțiunea particulelor în soluția de suspensii coloidale. Intensitatea adeziunii depinde de doza de coagulant în apă și de doza de coagulant introdusă în apă. Este insuficientă, în apă, să amine o cantitate de particule fine, incapabile de a adera de suprafața granulelor. La apă cu turbidități reduse, dozarea reactivilor este o operațiune de foarte mare importanță.

Teoria fizico-chimică propusă de Mintz și colaboratori a dat rezultate remarcabile în filtrele de contact utilizate în tratamentul apelor industriale /120, 121/.

La filtrarea rapidă, utilizată cu precădere în tratamentul apelor potabile, alternativele expuse mai sus nu pot să apară decât în situații cu totul particulare. Din acest considerent, la Viena în 1969, la cel de al VIII-lea Congres de Alimentații cu apă, a fost din nou introdusă pe ordinea de zi teoria filtrării rapide. La acest congres, R. Ives /67/, făcînd o generalizare a ipotezelor și teoriilor existente, explică natura procesului de separare a suspensiilor prin filtrarea rapidă, mecanismele care

participă în cadrul acestui proces și în consecință printr-o analiză completă a parametrilor determinanți, dezvoltă o teorie nouă.

În general, s-a căzut de acord că îndepărtarea particulelor din apa care traversează filtrul se datorește mecanismelor de transport, fixare și detașare.

Mecanismele de transport deplasează o particulă în porii filtrului de o asemenea manieră încât ea să se poată apropia de suprafața granulelor sau de depozitele existente. Transportul particulei este un proces fizic hidraulic și în principal afectat de acei parametri care guvernează transferul de masă.

Mecanismele de fixare fac ca particulele să adere la suprafața granulelor. Atașarea particulei este în primul rând un proces chimic și este influențat atât de parametrii fizici cât și de cei chimici.

Mecanismele de detașare contribuie la deplasarea așezată din suspensiile reținute în pori sau pe suprafața granulelor mediului filtrant. Mecanismul de detașare este caracteristic, în special, stadiului de colmatare al filtrului.

2.3.2.- Mecanismele transportului

Încălcăcările cauzează generarea forțelor necesare separării particulelor solide de pe direcția firelor de curent și aducerea lor în apropierea granulelor de nisip sau a depozitelor anterioare.

Căile de scurgere ale unui fluid bifazic (apă-suspensii) printr-o masă granulară sînt foarte întortocheate iar procesul de îndepărtare a particulelor din apă desorbit de complex.

În filtrarea rapidă, pentru tălășurile granulelor de 0,2 la 2,5 mm, la viteze de filtrare de 5 la 15 m/h cu apă a cărei temperatură variază între 6° la 30° C, regiunile de scurgere sînt considerate laminare. Pierderile de sarcină într-o masă granulară dată, variază linear cu viteza de filtrare. Rezultă deci că scurgerea Poiseuille domină și că termenul de inerție al fluidului în ecuațiile Navier-Stokes se poate neglija. În acest caz, viteza fluidului, este nulă pe suprafața granulelor și maximă în centrul porilor. În consecință, mecanismele de transport trebuie să furnizeze forțe pentru a face ca particulele de pe direcția liniilor de curent, să fie aduse pe suprafața granulelor sau în

imediate apropiere a acestora, unde vitezele fluidului sînt zero sau tind spre zero la limită. În funcție de natura și dimensiunea particulelor în suspensie, mecanismul de transport este atribuit (fig.2.3) : difuziei, stării inerțiale a particulelor, posibilităților de decantare cît și acțiunii forțelor hidrodinamice /67,130/.

2.3.2.1.- Difuzia

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

Fenomenul este dependent de temperatura apei și diametrul particulelor, fiind caracterizat în mod obișnuit de numărul lui Peclet /67,130/

$$P = \frac{v \cdot d}{D} \quad (2.1)$$

în care :

v - viteza de filtrare ;

d - diametrul particulelor ;

$D = \frac{k \cdot T}{3\pi \mu d}$ - coeficientul de difuzibilitate al particulei

k - constanta lui Boltzmann ;

T - temperatura absolută a apei ;

μ - coeficientul dinamic de vîscozitate al apei ;

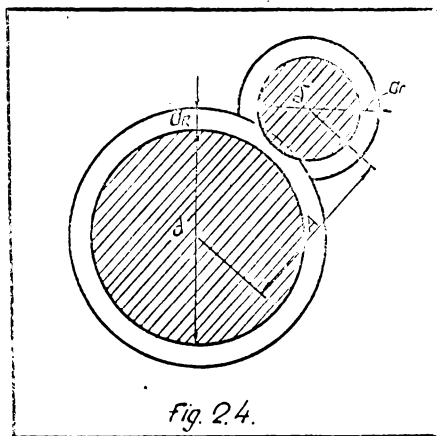
d - diametrul particulelor.

În practica tratării apei, particulele suspensionale din apele de suprafață sînt de natură argilică și coloidală. De la unele cercetări recente, se consideră că aceste particule sînt înconjurată de o peliculă adsorbită care împreună cu particula formează un așa-numit microliu. Particula de lichid adsorbită este alcătuită din două straturi : primul, denumit strat de adsorbție format din cationi, iar al doilea strat compus din ioni /35,46/.

Formarea acestui strat dublu electric se datorează ionizării moleculelor pe suprafața particulelor, reacției chimice directe cu ioni din soluție care are ca rezultat formarea de legături chimice și a adsorbției fizice a ionilor din soluție produsă de logarea hidrogenului sub efectul forțelor Van der Waals. Ioni stratului difuz, fiind mai puțin legați, pot intra în reacții de schimb cu ioni care se găsesc în solvent. Se poate

adapte cu reținerea particulelor poate avea loc și în cazul unui contact între peliculele adsorbite la suprafața granulelor de nisip /46/.

În cazul traversării mediului filtrant de către o particulă în suspensie, se poate întâmpla ca între particulele adsorbite să existe sau nu un contact între ele. În cazul în care acest contact există are loc deformarea celor două pelicule (fig. 2.4).



Distanța dintre centrele granulei de nisip și a particulei se poate exprima sub forma :

$$A \leq \frac{d+d'}{2} + a_r + a_r' \quad (2.2)$$

Grosimea peliculei adsorbite la suprafața granulei de nisip fiind foarte mică în raport cu diametrul acesteia ($a_r \ll d$) se poate neglija rezultând condiția ca particula în suspensie să poată fi reținută de suprafața granulei.

$$J \gg 0,16d - 2a_r \quad (2.3)$$

Termenul a_r care intră în condiția de contact (relația 2.3) poate fi influențat de sărurile din apă, de compoziția chimică-mineralogică a granulelor de nisip și a suspensiilor din apă, ca factori de natură chimică, precum și de factorii hidrodinamici care contribuie la deformarea peliculelor de apă legată la suprafața particulelor, deformare ce s-a dovedit a fi proporțională cu viteza de filtrare.

În mediile filtrante de granulometrie mai fină, posibilitatea de reținere este favorizată de porozitatea redusă a acestuia, în schimb majorarea vitezelor de filtrare contribuie la deformarea peliculelor de apă adsorbite și deci la reducerea posibilităților de reținere. La filtrele cu granulometrie grosieră, influența acestor factori este inversă.

În filtrarea apei, mecanismul de difuzie a fost cercetat de către Sholyi și Litvinszyna /105, 106, 150/. În baza studiilor întreprinse, a rezultat că difuzia nu prezintă importanță decât pentru particule cu diametrul $d < 1\mu$.

2.3.2.2.- Inerția

Dacă o particulă în suspensie de diametru d și masă specifică ρ_p se deplasează într-un curent de apă cu o viteză u_s mai mare decât viteza particulelor de fluid $v(u_s > v)$, sub efectul mecanismului de inerție, particula tinde să se apropie de suprafața granulelor de nisip, traversând sau chiar intersectând liniile de scurgere. Ives /57/, a stabilit expresia parametrului inerțial sub forma :

$$I = \rho_p \frac{d^2 \cdot u_s}{9 \cdot \mu \cdot d} \quad (2.4)$$

În filtrarea apei, datorită vâscozității lichidului, inerția este neglijabilă pe cînd, la filtrarea aerului ca aerul este foarte hotărîtor.

2.3.2.3.- Sedimentarea

Este mecanismul care afectează în special mișcarea particulelor cu dimensiuni $d > 10 \mu$. Deplasarea particulelor în suspensie pe direcția accelerației gravitaționale cu o viteză de decantare Stokes, face ca după traversarea liniilor de curent, să vină în contact cu suprafețele granulelor, mai ales pe fețele superioare ale acestora. Acest mecanism este caracterizat prin raportul vitezei de sedimentare și viteza de filtrare :

$$G = \frac{g(\rho_p - \rho) \cdot d^2}{18 \mu v} \quad (2.5)$$

Ives și Gregory /57/ au demonstrat că sub influența acestui mecanism, aglomerarea particulelor se face în special pe suprafețele amonte ale granulelor de nisip. Majorarea vitezelor de filtrare conduce la valori mici ale parametrului de sedimentare și în consecință la obținerea unor randamente scăzute de filtrare.

2.3.2.4.- Efectele inerenței amonte

Sînt determinate de forțele laterale rezultate prin combinarea translației și a rotației proprii a particulelor într-un câmp neuniform de viteze și accentuată datorită disimetriei și deformabilității particulelor în suspensie. Sub acțiunea forțelor laterale, particulele în suspensie, tind să traverseze liniile de

curent ajungând pe suprafața granulelor de nisip unde se pot depune.

Interpretarea acțiunii forțelor hidrodinamice a fost dată de cercetătorul D. Dumitru /54,57,110,130/. Aceasta presupune că sub influența forțelor hidrodinamice, la trecerea apei printr-un mediu poros, efectul de lipezire este rezultatul a două procese opuse : reținerea particulelor din apă în măsura în care forțele de adeziune asigură fixarea lor de granulele de nisip și concomitent îndepărtarea particulelor prinse anterior de suprafața granulelor de nisip, sub influența forțelor hidrodinamice.

C.R. Ison /55/ a studiat aceste efecte, menținând constante parametrii de interceptie și decantare în condițiile în care efectele inerției și difuziei erau neglijabile, făcând să varieze numai numărul Reynolds. El a găsit o corelație semnificativă între efectele hidrodinamice și numărul Reynolds calculat în funcție de diametrul particulelor și viteza unghiulară a acestora.

Mecanismele de transport, enumerate mai sus, pot acționa simultan sau independent asupra particulelor în suspensie cu efecte determinate de particularitățile mișcării suspensiilor în mediul filtrant.

2.3.3.- Mecanismul de fixare

Fixarea particulelor în suspensie de suprafața granulelor de nisip este atribuită forțelor fizice-chimice și moleculare, însă cei mai mulți dintre cercetătorii consideră acest mecanism ca fiind datorat forțelor moleculare Van der Waals /51,52,53,109,110,130/. În general mecanismul de fixare este atribuit fenomenului de sită, adsorbției și interceptiei.

2.3.3.1.- Fenomenul de sită

Constă în reținerea la suprafața filtrului a particulelor în suspensie a căror diametru depășește dimensiunea porilor mediului filtrant. În acest caz, la suprafața filtrului se formează un strat de depunere care împreună cu masa filtrantă de nisip participă la realizarea procesului de lipezire. Ca urmare a acestui efect, pierderea de sarcină va crește exponențial cu timpul /58/. În cazul filtrării rapide, acest fenomen apare foarte rar, aceasta din cauză că dimensiunea particulelor este extrem de mică comparativ cu dimensiunea porilor mediului filtrant.

2.3.3.2.- Adsorbția

Poate fi de natură chimică sau fizică. Adsorbția chimică intervine numai în cazul mediilor cu un conținut apreciabil în săruri, iar adsorbția fizică este atribuită în general forțelor electrocinetice și forțelor de interacțiune moleculară. Acest fenomen a fost amănunțit cercetat de A. L. Ives /62/. Având-se în vedere faptul că atât particulele în suspensie cât și granulele mediului filtrant sînt încărcate cu sarcini electro-negative, pentru particulele cu potențiale ridicate și situate la distanțe mai mari de granulele mediului filtrant, apare forța electrostatică de respingere. Acest aspect a fost ilustrat în paragraful 2.3.1. fig. 2.3. Pentru învingerea barierei energetice și realizarea fixării este necesar ca particulele să dispună de o energie suplimentară, cauzată de unul din mecanismele de transport, care să le aducă în apropierea granulelor, pentru ca forțele de atracție moleculară să poată acționa, sau ca energia potențială a particulelor să fie foarte mică în comparație cu energia potențială a granulelor, pentru a se putea genera forțe de atracție.

V. Maroklo și F. G. Merk /169, 116/ atribuie mecanismul de fixare, în special, interacțiunii forțelor moleculare Van der Waals.

J. Gregory /48/ a studiat efectele combinate de interacțiune a stratului dublu electric cu aplicabilitate în domeniul procesului de filtrare și a putut constata că efectele mecanismului de fixare se accelerează în cazul în care apa de limpezit conține suficiente săruri dizolvate sau atunci cînd în apa brută se introduc reactivi de coagulare și alcalinizare.

2.3.3.3.- Intercepția

O particulă în suspensie de diametru d care se deplasează după direcția liniilor de curent, va atinge suprafața granulelor de nisip din mediul filtrant numai dacă distanța la care se găsește particula este mai mică decît $d/2$.

Efectul interceptor este independent de masa sau densitatea particulelor, dar este dependent de forma și dimensiunea acestora.

În general efectul interceptor se exprimă prin raportul dintre diametrul particulei și diametrul granulei printr-o relație de forma :

$$\bar{i} = \frac{d}{d} \quad (2.5)$$

Acest fenomen este bine cunoscut în filtrarea aerului.

În filtrarea apei, efectul interceptor, a fost studiat de P.C.Stein /162/, G.P.Jensen /55/ și apoi de H.M.Yao /166/.

2.3.4.- Mecanismele de fixare

Incluzo aceste fenomene care determină antrenarea depozitelor reținute pe suprafața granulelor, în masa filtrantă sau direct în efluient, aceasta ca urmare a interacțiunii forțelor de suprafață sau a acțiunii hidrocinetice a curentului de apă.

Încă din anul 1951, cercetătorul sovietic D.M.Miny /116/ a avansat ideea că filtrarea rapidă cuprinde două mecanisme : un mecanism de fixare, care leagă și depune particulele pe suprafața granulelor și un altul care detașează particulele pentru a le trimite în stratele inferioare ale masei filtrante sau direct în efluient. După teoria lui Miny, depozitele formate pe suprafața granulelor nu au o structură uniformă, din care motiv sînt eluate cu ușurință de curentul de apă și returnate apoi ca suspensii în pori. Pentru a se produce mecanismul de detașare este necesar să existe simultan mecanismul de fixare, adică prezența unei suspensii.

Conceptul Miny a fost combătut de cercetătorul englez K.J.Ives /67/ în sensul că detașarea particulelor nu se produce nici chiar în prezența unei suspensii. Acest aspect a fost constatat și de R.D.Stanley /157/ care, marcînd un necoș prin radioactivitate, acesta nu a fost detașat de pe depozitele existente, nici chiar în prezența unei suspensii. Acest dezacord încă nu este nici pînă în prezent elucidat. În plus, conceptul Miny, enunțat în 1951, nu ține cont de creșterea randamentului filtrelor ca urmare a acumulării depozitelor în pori filtrului. În consecință, se impune ca pe baza unor riguroase studii și cercetări de laborator, acest dezacord să fie elucidat.

2.3.5.- Efectele cunilor de apă asupra eficienței de filtrare

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

Friedlander /38/, cercetând filtrarea aerosolilor prin medii fibroase, a reușit pentru viteze reduse de filtrare, să coreleze datele experimentale cu ipotetica teorie, stabilind o relație (2.7) pentru determinarea eficienței de reținere.

$$\eta = 6P^{-2/3} \cdot Re^{1/6} + 3I^2 \cdot Re^{1/2} \quad (2.7)$$

În relația (2.7) primul termen reprezintă eficiența de contact pentru particule fine ($d < 1\mu$) controlată de difuzia moleculară iar cel de al doilea termen reprezintă eficiența de contact controlată de interceptația directă.

Dacă difuzia este presupusă ca un mecanism de transport, interceptația directă se introduce ca o condiție de margine în ecuația difuziei. În acest caz, inerția și sedimentarea particulelor nu sînt considerate.

Dacă numărul lui Peclet, $P \gg 1$, se presupune că forțele convective care controlează transportul sînt mult prea mari în comparație cu difuzia moleculară. Difuzia moleculară, se consideră predominantă în stratele marginale ale fibrei și controlează viteza de transfer. Dacă $P < 1$, distribuția vitezelor se face după modelul propus de Lamm /5,38/ privind scurgerea unui fluid vîscos în jurul unui cilindru.

Dacă în ecuația (2.7), se introduc valorile cunoscute ale parametrilor I , P și Re se obține eficiența de reținere a unei singure fibre sub formă :

$$\eta = \frac{134 K \cdot T \cdot \rho^{1/6}}{\mu^{5/2} \cdot \delta^{2/3} \cdot \nu^{1/2} \cdot \sqrt{1/2}} + \frac{3d^2 \cdot \rho^{1/2} \cdot \nu^{1/2}}{d_c^{3/2} \cdot \mu^{1/2}} \quad (2.8)$$

Diferențind ecuația (2.8) în raport cu diametrul particulei d și egalînd cu zero se obține diametrul particulei cu eficiența de contact unitară.

$$\sigma_m = 0,489 \frac{(KT)^{1/4}}{(\rho/\mu)^{1/8}} \cdot \frac{(dc)^{3/8}}{(\nu)} \quad (2.9)$$

Evident, ecuațiile (2.6 ; 2.7 ; 2.8) nu pot fi aplicate direct la filtrarea apei. Granulele de nisip nu seamănă cu forări cu fibrele cilindrice. Porozitatea fibrelor de pânză este în jur de 0,9 iar a nisipului eșalon în jur de 0,4. Mecanismul propus de Friedlander nu face decât să măsoare și mecanismele de transport care apar în filtrarea apei.

În baza cercetărilor realizate de Osmella și Vlastina /118/, s-a ajuns la concluzia că eficiența de contact maximă se obține pentru particule de aproximativ 3μ . Eficiența de contact crește cu scăderea mărimea particulelor sub 3μ .

Legătura dintre eficiența de reținerii η și coeficienții calitativi într-un mediu fibros de grosime L , se poate exprima, după Osmella și Vlastina, printr-o relație de forma:

$$\eta = \frac{\pi dc}{4(1-p)L} \cdot \ln \frac{C_0}{C} \quad (2.10)$$

în care :

C_0 și C - concentrații de suspensibilor de la intrarea și ieșirea apei din filtru ;

p - porozitatea mediului fibros ;

d_c - diametrul cotelor celor cilindrice.

Ecuația (2.10) garantează că determinarea parametrului λ

$$\ln \frac{C_0}{C} = \frac{4(1-p)}{\pi \cdot dc} \cdot \eta \cdot L \quad (2.11)$$

$$\lambda = \frac{4(1-p)}{\pi \cdot dc} \cdot \eta \quad (2.12)$$

Introducând în ecuația (2.12) valoarea lui η dată de ecuația (2.8) se obține expresia generală pentru determinarea coeficientului de rezistență al filtrului.

$$\lambda = \frac{1,71(1-p) \cdot K^{2/3} \cdot T^{2/3} \cdot \rho^{1/8}}{\sigma^{2/3} \cdot \mu^{5/8} \cdot dc^{3/2} \cdot \nu^{1/2}} + \frac{3,82(1-p) \sigma^2 \rho^{1/2} \cdot \nu^{1/2}}{\mu^{1/2} \cdot dc^{5/2}} \quad (2.13)$$

Din analiza ecuației (2.13), parametrul λ rezultă ca fiind proporțional cu $d_c^{-2/3}$ și $v^{-1/2}$ în cazul difuziei, în timp ce pentru interceptia directă acesta va fi proporțional cu $d_c^{-5/2}$ și $v^{1/2}$. Cu alte cuvinte, pentru cazul filtrării unei suspensii heterogene unde contactele sînt produse prin difuzie și interceptie directă, nu poate exista o proporționalitate unică între eficiența de contact, mărimea nisipului și viteza de filtrare. Mecanismele suplimentare de transport pot astfel să influențeze procesul și vor da naștere complexe asupra eficienței de contact.

Corectînd eficiența de contact în funcție de mărimea particulelor în suspensie se constată că λ este proporțional cu $d^{-2/3}$ în cazul difuziei și cu d^2 în cazul interceptiei directe. Astfel, mărimea particulelor influențează direct eficiența filtrării și în consecință tratamentul preliminar al apei trebuie făcut cu foarte mare grijă.

Yao /180/ a arătat acești parametri pentru a include și efectul mecanismului de sedimentare G , găsiți astfel un minim al eficienței pentru particule $d < 2\mu$. Experimentele efectuate cu microsferă avînd mărimea cuprinsă între 0,1...1,5 μ și densitatea $\rho_p = 1,05 \text{ g/cm}^3$, au scos în evidență un minim al randamentului pentru particulele cu diametri $d = 1\mu$. În acest caz, parametrul λ se poate calcula cu expresia :

$$\lambda = \text{const. } d^n \quad (2.14)$$

exponentul n putînd lua valori de la -0,5 la 1,6.

Rezultatele experimentale ale lui Shohji /150/ cu suspensii din microsferă de polidimetil de vinil avînd diametri $d = 0,1 \dots 1,5 \mu$ trecute printr-o masă filtrantă de tip de granulometric uniformă, au scos în evidență dependența parametrului λ de viteza de filtrare și coeficientul dinamic de vîscozitate :

$$\lambda = \text{const. } \frac{1}{\mu^2 v} \quad (2.15)$$

În cazul oei mai general, cu considerarea tuturor mecanismelor de transport și fixare, parametrul filtrării poate fi exprimat printr-o relație de forma :

$$\lambda = f(L, \rho, M, G, Re) \quad (2.16)$$

În baza acestor studii, rezultă că eficiența procesului de filtrare depinde de caracteristicile agregatelor de transport și fixare, de natura suspensiei, de modul de echipare și exploatare al filtrației.

2.3.6.- Modelarea procesului de filtrare

În cadrul procesului de filtrare rapidă, fenomenul este reprezentat criticat de condițiile de echilibru, în celelalte fenomene sunt considerate ca fiind constante gradului de impuritate.

Considerând că în timpul procesului de filtrare, concentrația C_0 (în mg/l), nuare treptată a concentrației stratului filtrant.

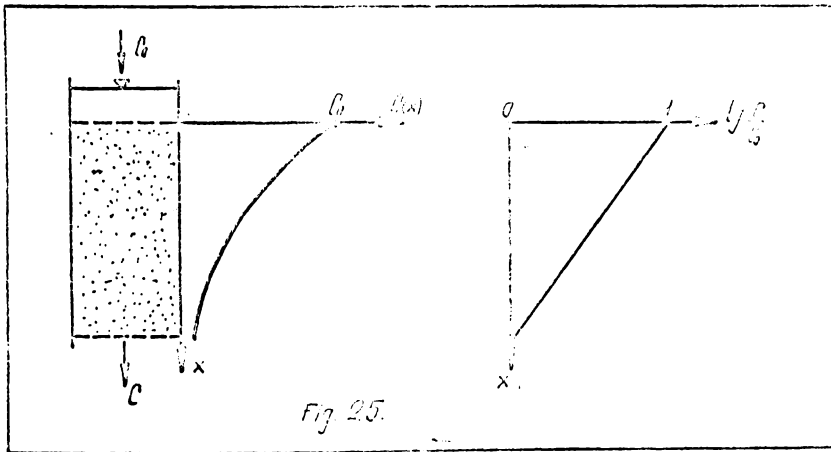


Fig. 25.

Primele încercări de optimizare a fenomenului de filtrare prin relații matematice au fost făcute în anul 1957, de Japonezul T.Jwasaki /56/. După Jwasaki, desfășurarea procesului de separare se face după o lege de tip exponențială.

$$C = C_0 \cdot e^{-\lambda \cdot x} \quad (2.17)$$

Prin logaritmare și diferențierea funcției (2.15), se obțin relațiile :

$$\frac{\partial c}{\partial x} = -\lambda \cdot c \quad (2.19)$$

Rezultă deci că gradientul reținerii suspensiilor din apă în stratul filtrant este proporțional cu concentrația impurităților prezente în effluent.

În aceste expresii, notațiile cu următoarele semnificații :

C_0, C - reprezintă concentrația particulelor în suspensie din apă, la intrarea, respectiv la ieșirea din filtru, exprimate, în mg/l sau în vol.susp./vol.apă ;

X - grosimea stratului filtrant ;

λ - parametrul Iwasaki.

Parametrul filtrării λ , fiind o mărime determinată pentru caracterizarea procesului de filtrare rapid de medii permeabile cu variația vitezei de filtrare, granulometria și grosimea stratului filtrant, mărimea și concentrația particulelor în suspensie, vâscozitatea și temperatura apei. Notând cu σ cantitatea de material depozitată pe unitatea de volum a stratului filtrant și aplicând legea bilanșului masic, Iwasaki /56/ obține ecuația (2.20) :

$$\Delta C \cdot Q \cdot \Delta t = -\Delta \sigma \cdot F \cdot \Delta x \quad (2.20)$$

care scrisă sub forma diferențială capătă forma :

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \frac{1}{v} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (2.21)$$

în care :

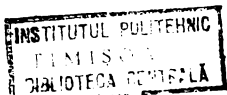
σ - depunerea specifică în masa stratului filtrant, în mg/dm³ sau vol.susp./vol.filtru ;

$v = Q/F$ - viteza aparentă de filtrare, exprimată prin raportul dintre debitul Q și aria F a filtrului ;

t - durata filtrării.

Pentru a exprima legătura dintre mărimile determinate și desfășurarea procesului, cercătorul sovietic D. Amelin /116/, înlocuiește ecuația (2.19) propusă de Iwasaki printr-o relație de forma :

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \lambda c - \beta \frac{\sigma}{v} \quad (2.22)$$



În ecuația (2.22), primul termen caracterizează reținerea iar cel de al doilea termen caracterizează desprinderea particulelor odată reținute pe suprafața granulelor din mediul filtrant.

Pe baza acestui concept, atât parametrul reținerii $\lambda[L^{-1}]$ cât și parametrul desprinderii $\beta[T^{-1}]$ sînt mărimi ce nu se modifică în decursul desfășurării procesului de separare.

Combinînd relațiile (2.21) și (2.22), rezultă ecuațiile cu derivate parțiale (2.23) și (2.24), care servesc la descrierea analitică a procesului de filtrare rapidă.

$$\frac{\partial C}{\partial x \partial t} + \beta \frac{\partial C}{\partial x} + \lambda \frac{\partial C}{\partial t} = 0 \quad (2.23)$$

$$\frac{\partial^2 C}{\partial x \partial t} + \beta \frac{\partial C}{\partial x} + \lambda \frac{\partial C}{\partial t} = 0 \quad (2.24)$$

Introducînd notațiile :

$$X = \lambda x \quad \text{și} \quad T = \beta t \quad (2.25)$$

și punînd condițiile de margine :

$$\begin{aligned} C(x, 0) &= C_0 \cdot e^{-\lambda x} \\ C(0, t) &= C_0 \end{aligned} \quad (2.26)$$

rezultă [71,74], soluția ecuației (2.23) sub forma :

$$\begin{aligned} C(X, T) \approx C_0 \left\{ e^{-X} \left(1 + X + \frac{1}{2!} X^2 + \frac{1}{3!} X^3 + \frac{1}{4!} X^4 \right) - \right. \\ \left. e^{-(T+X)} \left[X + \frac{1}{2!} X^2 (1+T) + \frac{1}{3!} X^3 (1+T + \frac{1}{2} T^2) + \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{1}{4!} X^4 (1+T + \frac{1}{2!} T^2 + \frac{1}{3!} T^3) \right] \right\} \quad (2.27) \end{aligned}$$

Modelul astfel conceput de Miny nu îmbracă fenomenul real de desfășurare al procesului de filtrare rapidă. În mod real la majoritatea proceselor de lăpezire, se constată la început o îmbunătățire treptată a calității efluentului după care, procesul continuă după modelul propus de Miny [118].

Necorecordanțele între rezultatele experimentale și cele

obținute pe oale teoretică de dezvoltare faptului că parametri.

λ și β sînt considerate ca fiind mărimi constante în timpul desfășurării procesului.

Pentru completarea teoriei, sînt de remarcat în această direcție, investigațiile cercetătorului K.I. Ives /57...66/.

În dezvoltarea teoriei sale, K.I. Ives utilizează sistemul de ecuații diferențiale 2.19 și 2.21. Spre deosebire de cercetătorul D.M. Minț, Ives consideră parametrul filtrării ca fiind o funcție dependentă de depozitul specific \tilde{v} .

$$\lambda = \lambda_0 + c \tilde{v} - \frac{\phi \tilde{v}^2}{p_0 - \tilde{v}} \quad (2.26)$$

în care :

λ_0 - parametrul inițial al filtrării ;

c, ϕ - constantele filtrării ;

p_0 - porozitatea inițială a mediului filtrant.

Introducînd expresia lui λ din 2.26 în 2.19 și aducînd-o ecuației diferențiale 2.21, Ives obține cu ajutorul unui calculator analogic soluțiile acestui sistem de ecuații diferențiale. Pentru determinarea predicțiilor de caroină pe grosimea stratului filtrant considerat, K.I. Ives, propune o relație de forma :

$$\frac{\partial H}{\partial x} = \left(\frac{\partial H}{\partial x} \right)_0 + k \tilde{v} \quad (2.29)$$

Modelul matematic propus de Ives, solicitat din partea proiectantului, determinarea pe un filtru mediu a următoarelor mărimi : $\lambda_0, c, \phi, p_0, k$. Verificările experimentale efectuate pe baza acestei teorii, au fost în evidență abateri însoțite de la desfășurarea reală a procesului de filtrare care, în consecință, nu poate fi utilizată la proiectarea instalațiilor de filtrare.

Ca urmare a acestor constatări, la cel de al VIII-lea Congres Internațional de Alimentări cu apă ce a avut loc la Viena în anul 1969, K.I. Ives /67/ a prezentat, în reportul său, o metodă generală pentru estimarea coeficientului de rezistență al filtrului, folosind următoarele modele de filtrare:

2.3.6.1.- Modelul granulelor sferice

Se consideră un mediu filtrant de grosime unitară, alcătuit din granule sferice de diametru d_0 .

Cu ajutorul notațiilor :

$$V_0 = \frac{\pi d_0^3}{6} - \text{volumul unei granule curate ;}$$

$$V = \frac{\pi d^3}{6} - \text{volumul unei granule încărcate ;}$$

$$S_0 = \pi d_0^2 - \text{suprafața granulelor sferice curate ;}$$

$$S = \pi d^2 - \text{suprafața granulelor sferice încărcate cu depozite ;}$$

$$d_0, d - \text{diametrii granulelor curate respectiv încărcate cu depozite ;}$$

$$P - \text{porozitatea medie a filtratului ;}$$

$$Ng = \frac{1-P}{V_0} - \text{numărul de granule pe unitatea de volum a filtratului ;}$$

$$\tilde{v} - \text{volumul depozitului pe unitatea de volum a filtratului ;}$$

$$V_d = \frac{\tilde{v} \cdot V_0}{1-P} - \text{volumul depozitului pe numărul granulelor ;}$$

rezultă :

$$V = V_0 + V_d = V_0 + \frac{\tilde{v} \cdot V_0}{1-P} = V_0 \left(1 - \frac{\tilde{v}}{1-P} \right) \quad (2.30)$$

introducînd notația :

$$\varepsilon = \frac{P}{1-P} \quad (2.31)$$

se obține volumul granulei încărcate de forma :

$$V = V_0 \left(1 - \frac{\tilde{v}}{\varepsilon} \right) \quad (2.32)$$

Făcînd legătura dintre raportul suprafețelor S/S_0 și cel al volumelor V/V_0 se obține expresia :

$$S/S_0 = (V/V_0)^{2/3} = \left(1 - \frac{\tilde{v}}{\varepsilon} \right)^{2/3} \quad (2.33)$$

Sub formă generalizată relația 2.32 poate fi pusă sub forma :

$$S/S_0 = \left(1 - \frac{\tilde{v}}{\varepsilon} \right)^{2/3} \quad (2.34)$$

2.3.6.2.- Modelul tubular capilare

În ipoteza că parte din suspensiile din apa brută s-au acumulat pe suprafața laterală a granulelor sau în spațiile unghiulare dintre granule, în continuare, scurgerea fluidului urmează

se face prin tuburile capilare având o formă cilindrică pe direcția de scurgere a sângelui.

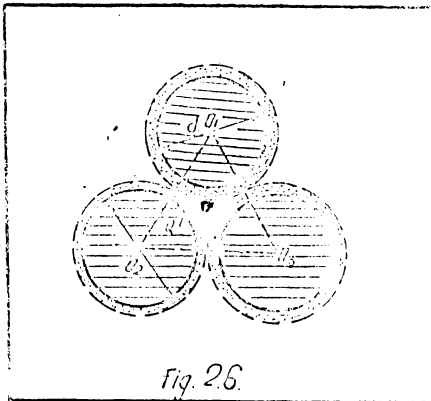


Fig. 2.6.

În Fig. 2.6 se reprezintă schema modului de capilaritate conceput de Eves /57/, în care se folosesc douăzeci și două notății :

- N - numărul capilarelor pentru o suprafață unitară ;
- l - lungimea capilarelor pentru unitatea de volum a filtratului ;
- r - raza tubului capilar ;
- p - porozitatea mediei filtrante ;
- r' - depuneră specifică ;
- θ - grosimea depunerilor în funcție de lungimea unui por,

S_0 - suprafața specifică inițială a tuburilor capilare de rază r și lungime l ;

S - suprafața specifică a tuburilor capilare răzând după o perioadă la momentul t de la începerea ciclului de filtrare.

În baza acestor notății se determină :

$$S_0 = 2\pi r N l \quad (2.25)$$

$$S = 2\pi (r - \theta)^2 N l \quad (2.26)$$

$$r' = \pi r^2 N l - \pi (r - \theta)^2 N l \quad (2.27)$$

$$p = \pi r^2 N l \quad (2.28)$$

$$\theta = r \left[1 - \left(1 - \frac{r'}{p} \right)^{1/2} \right] \quad (2.29)$$

rezultând :

$$\frac{S}{S_0} = \left[1 - \frac{r'}{p} \right]^{1/2} \quad (2.30)$$

Prin generalizare, raportul S/S_0 se poate pune sub forma :

$$\frac{S}{S_0} = \left[1 - \frac{r'}{p} \right]^2 \quad (2.31)$$

2.3.6.3.- Modelul general, alin specificia combinată

Combinând cele două modele se obține :

$$S = S_0 \left(1 + \varepsilon \frac{\sigma}{p}\right)^{\gamma} \cdot \left(1 - \frac{\sigma}{p}\right)^2 \quad (2.42)$$

Daoù : $\sigma = p$. rezultă $S = S_0$.

Această condiție nu este în concordanță cu realitatea. Filtrul iese din funcțiune încât să se poată să fie complet blocat. Din acest considerent este necesar ca relația (2.42) să fie corectată de un factor care să țină cont de modificarea vitezelor interstițiale ce are loc în timpul desfășurării procesului de filtrare.

2.3.6.4.- Modelul general, alin specificia la

Folosindu-se definițiile :

v - viteza diferențială de filtrare ;

$v_p = v/p$ - viteza nominală de filtrare ;

σ - depunerea specifică la un moment dat ;

σ_m - depunerea specifică maximă în momentul în care filtrul devine ineficient ;

$v_c = \frac{v}{p - \sigma_m}$ - viteza critică de filtrare la care nu se mai produc alte depuneri ;

p - porozitatea la un moment dat a filtrului.

K.I. Ives /67/ admite că fundamentul filtrației, exprimat prin parametrul λ , este proporțional cu diferența vitezelor interstițiale la o putere oarecare x :

$$\lambda \sim \left[\frac{1}{v} - \frac{1}{v_c}\right]^x \sim \left[\frac{p - \sigma}{v} - \frac{p - \sigma_m}{v}\right]^x \sim \left[\frac{\sigma_m - \sigma}{v}\right]^x \quad (2.43)$$

La începutul procesului, cînd filtrul este curat $\sigma = 0$ iar $\lambda = \lambda_0$, rezultă :

$$\lambda_0 \sim \left[\frac{\sigma_m}{v}\right]^x \quad (2.44)$$

sau în exprimare adimensională :

$$\lambda / \lambda_0 \sim \left[\frac{\sigma_m - \sigma}{\sigma_m}\right]^x \quad (2.45)$$

În baza acestor observații, parametrul filtrării λ este o funcție dependentă de suprafețele specifice combinate și de vitezele interstițiale :

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} = (1 + \varepsilon \frac{\sigma}{\rho})^y \cdot (1 - \frac{\sigma}{\rho})^z \cdot (1 - \frac{\sigma}{\sigma_m})^x \tag{2.48}$$

În cazul în care $\sigma \rightarrow \sigma_m$; $\lambda = 0$

Prin particularizarea exponenților din expresia (2.48) se deduc relațiile pentru determinarea coeficientului de rezistență al filtrului, utilizate în modelele matematice ale difuziilor ceroetăteri.

1.- Dacă : $x = y = z = 1$, se obține relația propusă K.I.Ivos /57...67/ :

$$\lambda = \lambda_0 + c \cdot \sigma = \frac{\phi \sigma^2}{\rho \cdot \sigma} \tag{2.49}$$

2.- Dacă : $x = 0$ obținem generală se vede în lucrarea Mockrie /109,110/ :

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} = (1 + \beta \frac{\sigma}{\rho})^y \cdot (1 - \frac{\sigma}{\rho})^z \tag{2.50}$$

3.- Dacă : $x = y = 0$ și $z = 1$ se obține relația propusă de Lork și Schectman /54,67,102,149/ :

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} = (1 - \frac{\sigma}{\rho}) \tag{2.51}$$

4.- Dacă : $y = z = 0$ și $x = 1$ rezultă modelul propus de D...minty /116/, pornind de la ecuația :

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \lambda_0 c - \frac{\beta \sigma}{V} \tag{2.52}$$

și introducând notațiile :

$$\beta = \lambda_0 V \frac{C_0}{\sigma_m} \tag{2.53}$$

$$\beta = \beta' c \tag{2.54}$$

ecuația (2.52) se transcrie sub forma :

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \lambda \cdot (1 - \frac{\beta' c}{V \lambda_0}) c \tag{2.55}$$

de unde rezultă :

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} = (1 - \frac{\beta' c}{V \lambda_0}) = (1 - \frac{\sigma}{\sigma_m}) \tag{2.56}$$

2.3.6.5.- Pierderea de sarcină în filtru

Considerînd scurgerca într-un mediu poros de tip laminar, relația pentru calculul pierderilor de sarcină pentru un fluid lipsit de suspensii se poate determina cu ecuația propusă de Kosony-Carman /5,6,97,113,114,147/ :

$$\frac{\partial H}{\partial L} = K \frac{\mu v s^2}{g g \rho^3} \quad (2.55)$$

Introducînd în expresia 2.55, relația 2.40 și țînînd cont că porozitatea mediului filtrant încîreat cu depozite este de forma :

$$P = P_0 \left(1 - \frac{\sigma}{\rho_0}\right) \quad (2.56)$$

se obține :

$$\frac{\partial H}{\partial L} = K \frac{\mu v s^2}{g g \rho^3} \left(1 + \varepsilon \frac{\sigma}{\rho}\right)^{2\gamma} \left(1 - \frac{\sigma}{\rho}\right)^{2x-3} \quad (2.57)$$

pentru $t = 0$; $\sigma = 0$ rezultă pierderea de sarcină la începutul procesului de filtrare sub forma :

$$\left[\frac{\partial H}{\partial L}\right] / \left[\frac{\partial H}{\partial L}\right]_0 = \left[1 + \varepsilon \frac{\sigma}{\rho}\right]^{2\gamma} \left[1 - \frac{\sigma}{\rho}\right]^{2x-3} \quad (2.58)$$

pentru : $y = z = 1$.

Se obține :

$$\left[\frac{\partial H}{\partial L}\right] / \left[\frac{\partial H}{\partial L}\right]_0 = \frac{\left(1 + \varepsilon \frac{\sigma}{\rho}\right)^2}{\left(1 - \frac{\sigma}{\rho}\right)} \quad (2.59)$$

În cazul în care $\sigma \ll \rho$, termenul din dreapta se poate dezvolta în serie stabilînd expresia de calcul a pierderilor de sarcină în filtru :

$$\left[\frac{\partial H}{\partial L}\right] / \left[\frac{\partial H}{\partial L}\right]_0 = 1 + (2\varepsilon + 1) \frac{\sigma}{\rho} + (\varepsilon + 1)^2 \left(\frac{\sigma}{\rho}\right)^2 + (\varepsilon + 1)^3 \left(\frac{\sigma}{\rho}\right)^3 + \dots \quad (2.60)$$

Expresia 2.60 s-a dovedit valabilă /67/, în cazul în care concentrația efluentului este sub 5 % din concentrația inițială a apei brute. În acest caz, pierderile de sarcină au o creștere lineară pe toată durata de desfășurare a ciclului de filtrare.

Rezultatele experimentale sunt prezentate într-o manieră

buie la înțelegerea fenomenului intim de filtrare deschizând noi orizonturi pentru cercetările viitoare.

2.3.7.- Teoriile chimice ale filtrării rapide

Majoritatea autorilor care s-au ocupat de cercetarea procesului de filtrare rapidă, consideră reținerea ca fiind determinată de acțiunea a două mecanisme distincte : transportul și atașarea.

Transportul particulei este un proces fizic hidraulic și în general afectat de acei parametri care guvernează transferul de masă.

Atașarea particulei este în primul rând un proces chimic, influențat atât de parametri fizici cât și de cei chimici.

Teoriile fizice, dezvoltate pînă în prezent, nu pot explica o serie de fenomene observate pe cale experimentală. Din aceste considerente, cercetătorii din ultimii 15-20 ani, și-au îndreptat atenția spre studierea și a parametrilor chimici care intervin în desfășurarea procesului de filtrare rapidă. Aceste teorii după cum arată O'Melin și Stumm /130/, redau sub formă descriptivă caracteristicile parametrilor chimici care intervin în cadrul procesului de separare prin filtrele rapide de nisip.

Cercetătorii care au abordat studierea procesului de separare în filtrele rapide, prin prisma parametrilor chimici, consideră reținerea ca datorindu-se în primul rând acțiunii forțelor electrostatice și intermoleculare. Acest proces este influențat de natura și mărimea particulelor în suspensie, de consistența și caracteristicile flocoanelor, de pH-ul și temperatura apei, de tipul și dozele reactivilor utilizați etc. Investigații mai importante pentru cercetarea procesului de filtrare rapidă prin prisma acestor parametrii au fost făcute de către Stein /162/, V.Mackrle și S.Mackrle /108,109,110/, Ives și Gregory /46,61,62,63/, Fox, Cleasby și Bahumann /11,39/, O'Melia, Craps și Stumm /130,131,132,164/.

Ives și Gregory, consideră procesul de separare ca datorindu-se interacțiunii forțelor electrostatice, ca forțe de respingere și forțelor intermoleculare Van der Waals, ca forțe de atracție.

V.Mackrle și S.Mackrle consideră că adeziunea particulelor în suspensie de suprafața granulelor de nisip este controlată în principal de forțele Van der Waals secundate de forțele hidrodinamice. Neglijând efectul forțelor electrostatice

determină criteriul de adeziune ca fiind o funcție dependentă de numărul Reynolds. Deoarece calculul forțelor intermoleculare Van der Waals solicită estimarea constantei lui Hamaker pentru sisteme apoase, constantă ce nu poate fi determinată cu exactitate, modelele matematice astfel concepute reflectă numai unele din multiplele reacții din chimia coloizilor care intervin în cadrul procesului de limpezire prin filtrele rapide de nisip și în consecință domeniul lor de aplicabilitate este încă mult limitat.

Datorită faptului că parametri chimici nu se pot controla cu rigurozitate, în cadrul lucrării nu se vor cerceta în mod separat procesele chimice pentru explicarea mecanismelor filtrării, însă, considerînd procesul de reținere complex, verificat prin efectele marcante verificate cantitativ prin experimente, au fost selecționate principiile care se apropie cel mai mult de modul real de separare a suspensiilor din apa naturală.

2.3.8.- Necesitatea și obiectivele cercetării

Cercetarea procesului de filtrare rapidă pe filtre la scară de laborator sau pe filtre uzinale, a scos în evidență modificările de ordin calitativ care au loc la trecerea unei ape încărcate cu o anumită suspensie printr-un mediu filtrant de granulometrie și grosime dată.

Determinările fotocolorimetrice pentru probele de apă colectate la diferite grosimi ale patului filtrant și diferite intervale de timp t , au permis, să se evidențieze modificările de ordin calitativ în funcție de grosimea stratului filtrant și a duratei de funcționare a acestuia.

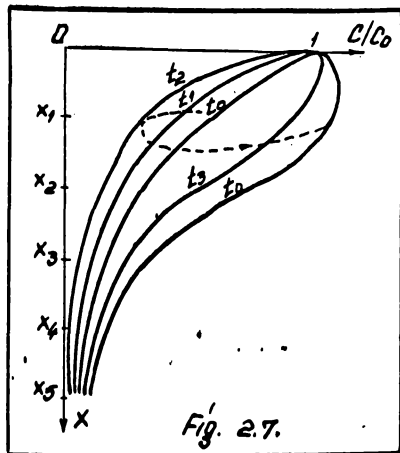


Fig. 2.7.

În fig.2.7 și fig.2.8 sînt redate modificările de ordin calitativ pentru un filtru rapid la care concentrația inițială a apei brute, temperatura apei, viteza de filtrare și granulometria mediului filtrant s-au menținut constante, în tot timpul desfășurării procesului.

Analizînd spectrul modificărilor calitative în timpul desfășurării procesului, se constată în prima parte o re-

•dădere treptată a concentrației impurităților până la o valoare care

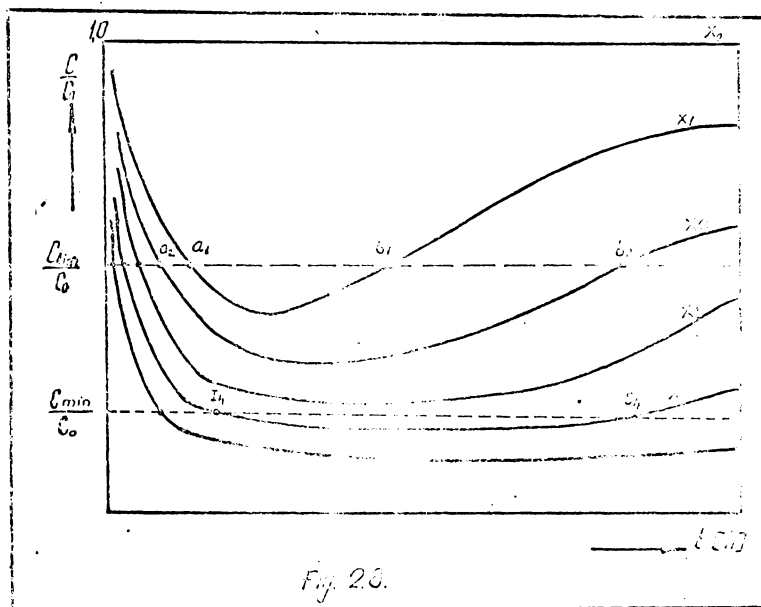


Fig. 2.9.

se mențină mai mult timp constantă, după care urmează o creștere treptată a concentrației impurităților în efluent. În cazul în care concentrația impurităților din efluent depășește valoarea concentrației maxime admise de către $C > C_{\max}$, și se scute din funcția $\eta = \frac{C_{\max} - C}{C_{\max}}$ spusat, procesul prin mediul filtrant își schimbă calitățile de rezistență pentru gradientul ciză de filtrare.

Calitatea efluentului este dependentă de grosimea mediului filtrant, în ipoteza că toți ceilalți parametri care concurează la desfășurarea procesului, se mențin constante.

Cu toate că spectrul rolului modificărilor calitative dintr-un filtru rapid este bine cunoscut, investigațiile teoretice ale diverșilor experți nu sînt în măsură să cuprindă ansamblul de parametri care să permită descrierea fenomenului real ce are loc în desfășurarea procesului de filtrare.

În fig.2.9 sînt redată modelele utilizate de diferiți autori pentru descrierea procesului de filtrare rapidă.

Modelul propus de Iwasaki nu ține cont de înălțimea calitativă a efluentului pe parcursul ciclului de filtrare, în schimb modelele propuse de King, Shekhtman și Macfarlane conțin numai stadiul în care efluentul obținut este de calitate bună

mai slabă, neglijând astfel etapele în care concentrația suspensiilor din efluent scade treptat cu timpul, pînă la o valoare care se menține aproape constantă pe toată durata desfășurării procesului.

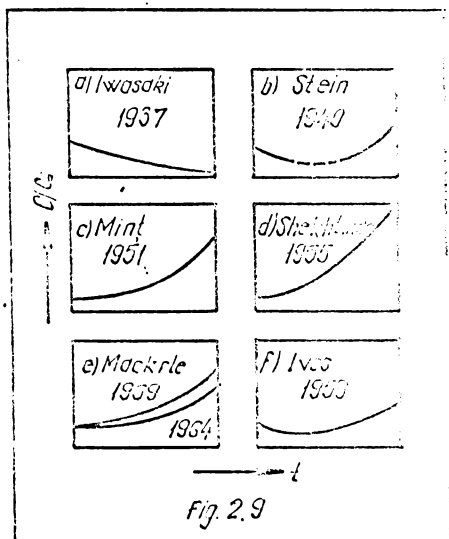


Fig. 2.9

Descrierea procesului de filtrare pe baza modelului propus de Stein în 1940 de Ives în 1955 este cea mai exactă, se aplică de desfășurarea reală a celui.

Cu toate că, filtrarea rapidă, a fost caracterizată experimental și teoretic rămânând și în continuare un domeniu larg de investigații.

Avînd în vedere că cerințele întreprinderii pînă în prezent nu reușesc să descrie în ansamblu procesele care au loc la separarea suspensiilor din apă, pentru o proiectare și exploatare rațională a stațiilor rapide de filtrare, autorul își propune:

- 1.- Delimitarea fenomenelor care intervin în desfășurarea procesului de filtrare rapidă.
- 2.- Studiul parametricilor determinanți care conduc la separarea suspensiilor din apă brută în perioada inițială de rețineră.
- 3.- Stabilirea modelului matematic, a ecuațiilor generale care guvernează procesul de rețineră în perioada inițială de încărcare.
- 4.- Verificarea ipotezelor teoretice pe instalații de laborator sau pe filtre unice.
- 5.- Stabilirea criteriilor privind calculul, proiectarea, exploatarea și întreținerea stațiilor de filtrare rapide.

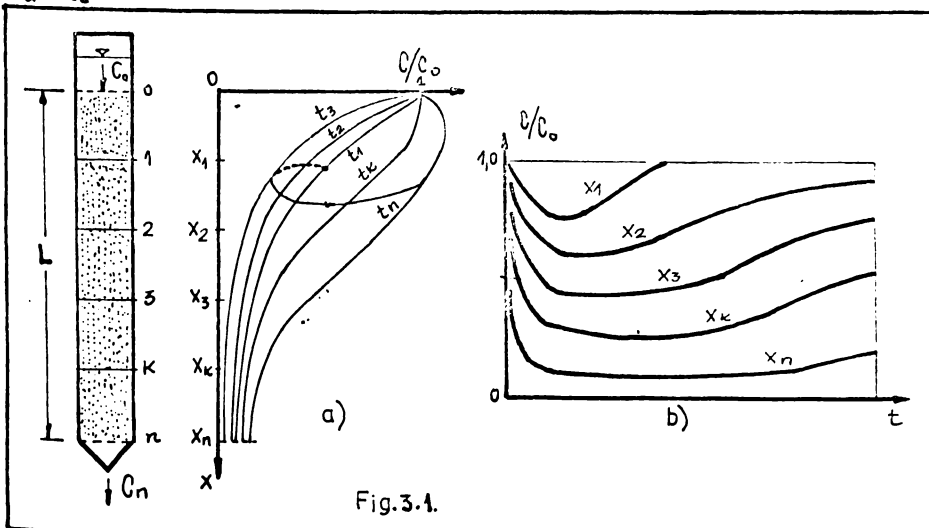
Pentru a răspunde principalelor cerințe ale procesului de filtrare rapidă, investigațiile de ordin teoretic și verificările experimentale s-au făcut pentru perioada inițială de încărcare, perioadă cu efecte hotărîtoare pentru desfășurarea în continuare a procesului de separare a suspensiilor din apă

Capitolul 3

CONSIDERAȚII TEORETICE ASUPRA PROCESULUI DE FILTRARE RAPIDĂ ÎN PERIOADA ÎNȚIALĂ DE REȚINERE

3.1.- Domeniile caracteristice ciclului de filtrare rapidă - Definiții

Analizând rezultatele obținute pe instalații de laborator sau pe filtre uzinale, prin prisma repartiției cantitative a suspensiilor reținute în masa nisipului filtrant /15/,16,18,20, 32,54,56,63,64,65,67,78,102,109,118,128,155,174,177/, se constată, în prima parte a desfășurării ciclului de filtrare o tendință treptată a turbidității efluentului pînă la o valoare constantă sau aproape constantă, după care turbiditatea începe să crească depășind la un moment dat limită admisă de calitate impusă de normele tehnice /158/. Pentru a ilustra acest fenomen în fig.3.1 s-a considerat un filtru rapid compus cu nisip cuarțos de granulometrie constantă d și grosime L , prin care se scurge de sus în jos un curent de apă de concentrație inițială C_0 .



patului filtrant, pentru diferite momente ale ciclului de filtrare, sînt redată în fig.3.1 a iar în fig.3.1 b sînt reprezentate modificările calitative ale debitului în raport cu viteza de filtrare la nivelul de distribuție grosieră ale masei filtrante.

Calitatea celui stîmăi captat cît și durata ciclului de filtrare sînt dependente în prima mînd de grosimea, geometria și natura mediului filtrant, vîscozitatea de filtrare, concentrația, mărimea și natura sarcinii și din apa de alimentare, mărimea și doza reactivilor de coagulare și de flocculare și de natură fizică, chimică și biologică.

În decursul desfășurării procesului de filtrare, pe suspensiile din apă, acțiunea în perii sau pe suprafața și în interiorul filtrelor, se desfășoară simultan a unor fenomene de transport, fixare și desprindere, care se desfășoară în condiții de presiune hidrostatică a stratului filtrant.

La începutul procesului, presiunea de sarcină este mică iar pe măsura colmatației stîmăii, înălțimea de presiune se deformează ajungînd să atingă valoarea presiunii atmosferice în momentul în care mărimea plăcilor de sarcină devine egală cu presiunea atmosferică, fiind în această situație pentru a se spăla. Funcționarea sistemului la presiuni mai mici decît presiunea atmosferică conduce la dificultăți în expulsiunea particulelor ce se separă din apă, din cauza sensibilității rezistenței hidraulice a filtrului.

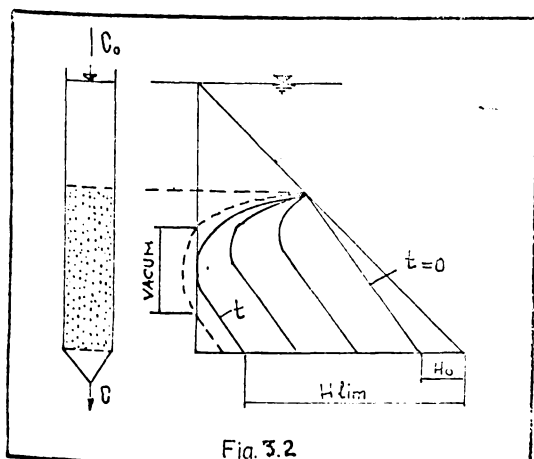


Fig. 3.2

Reprezentarea diagramatică de variație a presiunilor într-un filtru ridicat în timpul funcționării este redată în fig.3.2.

Acest fenomen a fost ilustrat pentru prima dată de Michau, R./119/, fiind acceptat și de alți autori care s-au ocupat cu cercetarea rezistențelor hidraulice în cadrul procesului de

filtrare rapidă /1,67,118,119,171/.

Rezistența hidraulică a unui strat filtrant cu granule de mărime uniformă este cu atât mai mare, cu cât structura granulometrică este mai fină. Pe de altă parte, stratele superioare (fig.3.1 a), se încarcă cu o mare parte din suspensiile reținute deoarece ele vin în contact cu apa cea mai tulbură. Rezultă deci, că rezistența hidraulică maximă se atinge într-un moment în care partea inferioară a stratului filtrant nu a contribuit aproape cu nimic la realizarea procesului de limpezire /171/.

Scoateroa din funcțiune a unui filtru pentru a fi epuliat se face atunci când :

- 1.- rezistența hidraulică a filtrului atinge limita maximă ;
- 2.- calitatea efluentului depășește limita maximă de calitate admisă de norme tehnice ;
- 3.- debitul filtrului scade cu mai mult de 50 % din debitul inițial.

D.M.Miny /118/, în raportul prezentat la Congresul internațional de Alimentări cu apă, ținut la Barcelona în anul 1966, a formulat principiul optimizării filtrelor rapide prin corelarea primelor două criterii. Optimal unei instalații se realizează atunci când construcția și exploatarea determină realizarea concomitentă a condițiilor limită de rezistență și calitate, fără ca debitul să fi fost diminuat pe durata de desfășurare a procesului.

K.I.Ives /67/, în raportul său, prezentat la Congresul de la Viena din anul 1969, arată că optimal se obține dacă se modifică viteza de filtrare, granulometria sau grosimea patului filtrant.

Pentru o granulometrie și o viteză de filtrare dată, în diagrama din fig.3.3, se reprezintă diferitele alternative de funcționare a unui filtru rapid considerând modificarea concomitentă de-a lungul ciclului de filtrare, atât a pierderilor de sarcină cât și a calității efluentului.

- Dacă grosimea stratului filtrant $x_n = x_{opt}$, concentrația în suspensii a efluentului $C = C_{lim}$ și pierderea de sarcină $H = H_{lim}$ sînt atinse concomitent la timpul $t = t_u$, durată ce poartă denumirea de ciclu optim de filtrare.

- Dacă $x_k < x_{opt}$, concentrația limită a suspensiilor

din efluent este atinsă la timpul $t_N < t_M$, cu mult înainte de a se consuma întreaga sarcină disponibilă. În acest caz, filtrul se oprește pentru a se spăla, deoarece filtratul obținut în continuare, este de proastă calitate.

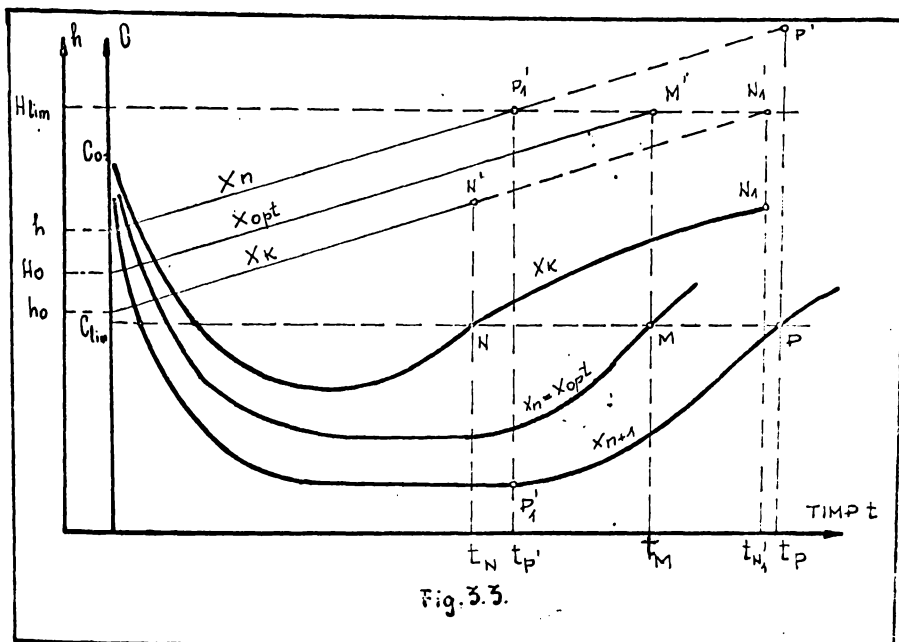


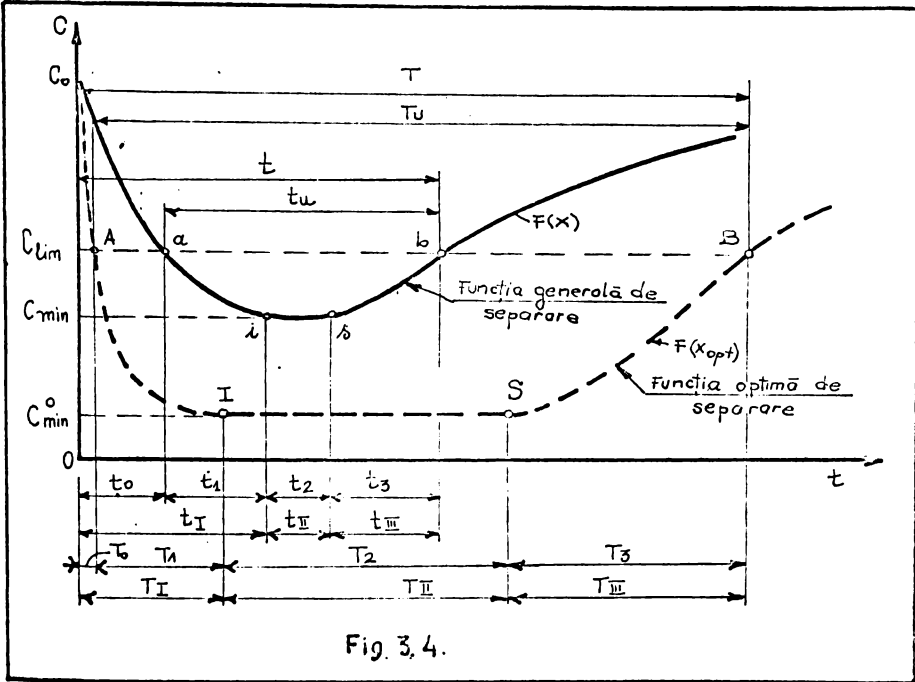
Fig. 3.3.

- Dacă $x_{D+1} > x_{opt}$, scoaterea din funcțiune a filtrului se face la timpul $t_p' < t_M$ dictat de atingerea pierderii de sarcină H_{lim} , deși capacitatea de reținere a filtrului a-a fost în întregime exploatată.

Datorită numărului mare de parametri care intervin în desfășurarea procesului de separare prin filtrele rapide de nisip, teoriile care s-au dezvoltat pînă în prezent nu se pot utiliza decât în condiții particulare la proiectarea și exploatarea instalațiilor de filtrare. Din aceste considerente se impune cercetarea procesului pentru fiecare stadiu caracteristic ciclului de filtrare în vederea stabilirii, din punct de vedere tehnico și economic, a criteriilor optime pentru proiectare și exploatarea instalațiilor.

Pentru a descrie domeniile caracteristice unui anumit ciclu de filtrare, în fig. 3.4, sînt reprezentate două alternative distincte, una caracteristică situației optime de filtrare

\$(X = X_{opt})\$, iar cea de a doua unei situații generale în care \$X < X_{opt}\$.



Pentru a defini momentele caracteristice ciclului de filtrare, se introduce pentru funcția generală de separare următoarele notații :

t_0 - perioada de timp în care concentrația suspensiilor din efluent scade de la C_0 la $C = C_{lim}$. Acest moment s-a marcat pe funcția $F(x)$ prin punctul a (fig.3.4)

t_1 - perioada de timp în care concentrația efluentului C , scade din punctul a de la valoarea C_{lim} , pînă în punctul i , la o valoare $C = C_{min}$;

t_2 - perioada de timp în care concentrația efluentului devine constantă și egală cu C_{min} , materializată pe funcția generală de separare de paliurul is ;

t_3 - perioada de timp de la care concentrația efluent-

tului crește de la C_{lim} (punctul a), din nou la C_{lim} (punctul b) ;

t_u - ciclul real de filtrare sau perioada restrinsă de filtrare, definită ca fiind perioada de timp în care concentrația suspensiilor din efluent se găsește sub concentrația limită impusă de normele tehnice $C \leq C_{lim}$ și corespunde domeniului ab pe funcția generală de separare ;

t - ciclul maxim de filtrare, definit ca fiind timpul necesar de funcționare al unui filtru dintre două spălări.

Prin majusculele a-b au notat momentele caracteristice funcției optime de separare, avind aceeași semnificație ca cele de la funcția generală de separare.

În practica uzinării filtrelor rapide de nisip, filtratul obținut în timpul t_u , la care $C_{lim} < C < C_0$, se elimină direct în rețeaua de canalizare, iar efluentul obținut în intervalul de timp t_u , este acela care se înmagazinează în rezervorale de uzină sau se trimite direct în rețeaua publică de alimentare cu apă ($C \leq C_{lim}$).

În momentul în care concentrația efluentului $C > C_{lim}$, filtrul se scoate din funcțiune pentru a se spăla, proces prin care masa filtrantă își redobândește capacitatea de rețineră pentru următorul ciclu de filtrare.

La filtrarea cu debit constant spălarea masei de nisip se începe în momentul cînd pierderea de sarcină, respectiv concentrația suspensiilor din efluent au atins limitele maxime cerute de normele tehnice. În mod obișnuit, personalul de exploatare al stațiilor de tratare, trece la spălarea masei filtrante în momentul în care nivelul apei din cuva filtrului a ajuns la cota de amplasare a proaplinsului. De cele mai multe ori, datorită unor proiectări neraționale, scoaterea din funcțiune a filtrelor se face înainte de a se fi utilizat la maximum capacitatea de rețineră a mediului filtrant. Dacă scoaterea din funcțiune se face înainte ca concentrația suspensiilor din efluent să ajungă la limita maximă impusă de norme, capacitatea de rețineră a mediului filtrant n-a fost exploatată la maximum, conducînd la pierderea unor cantități însemnate de apă filtrată. Pe de altă parte, spălările suplimentare, degradează structura mediului filtrant, măresc consumul de apă, aer și energie electrică și în consecință,

conduc la o majorare nejustificată a cheltuielilor de exploatare.

Pentru eliminarea acestor neajunsuri se impune cunoașterea de către personalul de exploatare, a ciclului optim de filtrare pentru fiecare unitate instalată.

Decumdată, pe baza teoriilor existente, ciclul optim de filtrare este foarte greu de definit, proiectarea instalațiilor de filtrare făcându-se încă pe baza unor criterii stabilite empiric. Teoriile dezvoltate până în prezent /2, 8, 18, 24, 30, 48, 50, ... 68, 100... 105, 109, 110, 114... 119, 133, 155, 156, 162, 169... 172/ și-au dovedit valabilitatea practică în condiții particulare de funcționare a filtrelor și pentru anumite trepte ale ciclului de filtrare.

Pentru a putea stabili o teorie generală, utilă necesităților practice de proiectare și exploatare pentru instalațiile de filtrare, este necesar să se definească și să se cercetească fiecare domeniu caracteristic ciclului de filtrare.

Cu ajutorul notațiilor din fig. 3.4 se pot defini următoarele stadii caracteristice :

- 1.- Stadiul I, caracteristic perioadei inițiale de încărcare ;
- 2.- Stadiul II, caracteristic perioadei de regim ;
- 3.- Stadiul III, caracteristic perioadei de colmatare.

3.1.1.- Stadiul I - Perioada inițială de reținere

Stadiul I sau perioada inițială de reținere se definește ca fiind intervalul de timp necesar filtrului de a reduce concentrația effluentului de la valoarea inițială C_0 la C_{min} .

În acest caz, folosind notațiile din fig. 3.4 rezultă :

$$t_I = t_0 + t_f \quad (3.1)$$

Pentru :

$$C = C_0 \quad t_I = 0 \quad (3.1.a)$$

$$C = C_{lim} \quad t_I = t_0 \quad (3.1.b)$$

$$C = C_{min} \quad t_I = t_0 + t_f \quad (3.1.c)$$

În mod obișnuit, la utilizarea filtrelor rapide, eficienta obținut în primele 15-20 minute fiind de proastă calitate se elimină prin rețeaua de canalizare, urmasă a fi reștiată în rezervoarele de uzinaj, apa obținută după trecerea acestui timp t_0 . Mărima timpului t_0 , în ipoteza că toți ceilalți parametri care concură la desfășurarea procesului nu se schimbă, este dependentă de grosimea stratului filtrant, structura granulometrică a acestuia și viteza de filtrare. Pe măsură ce grosimea patului filtrant crește, timpul t_0 se poate reduce, teoretic până la zero. Același efect se poate obține prin reducerea vitezei de filtrare sau a coeficientului de neuniformitate al așei filtrante. Ca urmare a acestor efecte există o tendință de reducere și a duratei t_1 și în consecință a întregii perioade de regimero. Reducerea perioadei inițiale de regimero contribuie la alungirea ciclului real de filtrare și tot odată la sporirea volumului de apă livrat consumatorilor.

Perioada inițială de regimero constituie treapta prin care se realizează apa zisa amorsare a filtrului și influențează sensibil desfășurarea în continuare a procesului.

3.1.2.- Stadiul II - Perioada de regim

Stadiul II sau perioada de regim se definește ca fiind perioada de timp în care concentrația eficientului se menține constantă la o valoare $C = C_{II} \approx C$.

În acest caz :

$$t_{II} = t_2 \quad (3.2)$$

În mod obișnuit, la uzinarea filtrelor rapide de nisip, acest stadiu poate atinge o durată de 1 la 2 zile și numai în cazuri cu totul excepționale de 5 și 7 zile.

Pentru a prolunga perioada de regim se impune stabilirea parametrilor fizici, chimici sau electrochimici care influențează direct sau indirect desfășurarea procesului de filtrare rapidă.

Dacă grosimea patului filtrant crește de la $X = 0$ până la $X = X_{opt}$, atunci perioada optimă de filtrare crește de la $t_{II} = 0$ la $t_{II} = T_{II}$. Acest stadiu este materializat pe curbele de separare din fig. 3.4, de palierele IS și IS.

3.1.3.- Stadiul III - Perioada de colmatare

Stadiul III sau perioada de colmatare se definește ca fiind perioada de timp în care concentrația efluentului C crește de la C_{\min} la C_{\lim} . Acest stadiu caracterizează limita maximă de reținere a mediului filtrant. Suspensiile reținute, la început în stratele superioare, sub efectul mecanismelor de transport, înaintază treptat către stratele inferioare, ca apoi să fie transferate efluentului. Materializarea acestui stadiu s-a făcut pe funcțiile de separare $F(x)$ și $F(x_{opt})$, în fig.3.4.

În acest caz :

$$t_{\overline{m}} = t_3 \quad (3.3)$$

iar pentru grosimea optimă a stratului filtrant :

$$T_{\overline{m}} = T_3 \quad (3.3.a)$$

În exploatare, de cele mai multe ori, acest stadiu nu se utilizează la întreaga sa capacitate. Filtrul se scoate din funcțiune pentru a fi spălat în momentul în care a fost atinsă pierderea de sarcină maximă, deși capacitatea de reținere a mediului filtrant n-a atins limita maximă. Din acest motiv, uneori, spălarea se începe chiar în stadiul II, eliminându-se astfel funcționarea filtrului în stadiul III. Cazul ideal de funcționare ar corespunde momentului t_m (fig.3.3) în care odată cu atingerea limitei maxime de calitate a efluentului a fost consumată întreaga sarcină disponibilă a filtrului. Corelarea celor două alternative se poate obține printr-o alegere judicioasă a grosimii și structurii granulometrice a mediului filtrant, a vitezei de filtrare cât și a înălțimii de construcție a cuvei filtrului.

3.2.- Obiectul de studiu al cercetării

Din analiza fazelor caracteristice ciclului de filtrare rapidă, dezvoltarea în continuare a studiului se va face pentru stadiul I, corespunzător perioadei inițiale de încălzire. Perioada inițială de încălzire se consideră ca fiind o etapă caracteristică întrucât contribuie la reglarea în sens pozitiv a

cicluului optim de filtrare, urmând ca studiile II și III să constituie obiectul de studiu în cadrul cercetărilor viitoare.

Problemele ce se impun a fi urmărite pentru acest studiu sînt :

- 1.- fixarea modului de lucru ;
 - 2.- stabilirea parametrilor determinanți perioadei inițiale de încălzire ;
 - 3.- fixarea modului de automatizare ;
 - 4.- stabilirea legii fundamentale de separare a suspensiilor ;
 - 5.- dezvoltarea teoriei rezistențelor de filtrare și corolararea acesteia cu legea fundamentală de separare ;
 - 6.- determinarea duratei optime a perioadei inițiale de reținere în funcție de grosimea și structura granulometrică a mediului filtrant, viteza de filtrare și concentrația suspensiilor din apa de limpezit ;
 - 7.- stabilirea grosimii optime a stratului filtrant în funcție de structura granulometrică a acestuia ;
 - 8.- stabilirea vitezei optime de filtrare în funcție de caracteristicile mediului filtrant și a suspensiilor din apa de limpezit ;
 - 9.- verificarea valabilității teoriilor existente pentru perioada inițială de reținere ;
 - 10.- stabilirea criteriilor de proiectare și exploatare a instalațiilor de filtrare, etc.,
- Răspunsul la aceste probleme, deosebit de importante, se va face prin investigații teoretice corolate cu rezultatele experimentale obținute cu diferite categorii de suspensii pe filtre de laborator sau direct pe filtre uzinale.

3.3.- Mecanismul general al mișcării fluidelor prin medii poroase

Se stabilesc pornind de la ecuațiile generale ale mișcării fluidelor reale. În cazul în care se face abstracție de forțele de viscozitate, parametrii mișcării rezultă din rezolvarea sistemului nelinear de ecuații Navier-Stokes împreună cu ecuația de continuitate și de stare fizică. Datorită structurii extrem de complicate a mediului poros, rezolvarea acestui sistem

de ecuații este practic imposibilă, din care motiv se recurge la studiarea mișcării unui fluid echivalent cu ajutorul ecuațiilor /5,9,41,97,113,147/ :

$$\vec{F} - \frac{1}{\rho} \text{grad } P = \frac{d\vec{v}}{dt} \quad (3.4)$$

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}(\rho \cdot \vec{v}) = 0 \quad (3.5)$$

$$f(\rho, P; T) = 0 \quad (3.6)$$

în care :

\vec{F} - forțele masice unitare ;

P - presiunea fluidului normală pe suprafața considerată ;

ρ - densitatea fluidului ;

T - temperatura fluidului ;

\vec{v} - viteza aparentă de filtrație .

În cazul mișcării permanente, pentru un fluid incompresibil, omogen și izotrop la care densitatea fluidului ρ se menține constantă, ecuația de continuitate devine :

$$\text{div} \vec{v} = 0 \quad (3.5.a)$$

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

$$\vec{v} = -K \text{grad } h \quad (3.7)$$

k fiind coeficientul de filtrație iar h presiunea dinamică.

În general, mișcarea apei printr-un mediu poros este caracterizată prin coeficientul de permeabilitate k_p și coeficientul de filtrație k .

Între acești coeficienți există o relație de legătură, de forma :

$$K = \frac{k_p \cdot \rho}{\gamma} = \frac{\rho \cdot k_p}{\mu} \quad (3.8)$$

Introducînd expresia coeficientului de filtrație k din relația (3.8) în expresia (3.7) se obține expresia vitezei \vec{v} sub forma :

$$\vec{v} = - \frac{k\rho}{\mu} \text{grad } P \quad (3.9)$$

Pentru $k = \text{const.}$ și $\psi = -kh + c$ rezultă :

$$\Delta \psi = \frac{\partial^2 \psi}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \psi}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \psi}{\partial z^2} \quad (3.10)$$

$$\Delta h = \frac{\partial^2 h}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 h}{\partial z^2} \quad (3.11)$$

Dacă viteza \vec{v} derivă dintr-o funcție de potențial, funcțiile $\Delta \psi$ și Δh sînt funcții armonice și în consecință satisfac ecuația lui Laplace.

Admisă fiind legătura lineară dintre viteza de filtrație și gradientul de presiune (3.9), este necesar a se stabili legătura dintre porozitatea p și coeficienții k și k_p .

Considerînd un mediu poros, de suprafață unitară, alcătuit dintr-un fascicool de capilare sinuoase de secțiune circulară, a căror direcție este paralelă cu viteza de filtrație, porozitatea mediului, după Braun și Martinot-Lagarde, se exprimă prin relația /5,41,147/ :

$$p = \tilde{v} \cdot r^2 \cdot N \cdot \xi \quad (3.12)$$

în care :

r - raza capilarelor ;

N - numărul capilarelor pe unitatea de suprafață ;

$\xi = \frac{L}{L}$ - sinuozitatea fascicolelor capilare exprimată ca fiind raportul dintre lungimea sinuoasă și lungimea unui capilar drept.

În cazul scourgerii de tip Poiseuille, debitul volumetric al unui capilar este dat de expresia :

$$q = \frac{\pi}{8\mu} \cdot \frac{\Delta P}{L} \cdot r^4 \quad (3.13)$$

Iar viteza medie de filtrație v se obține cu relația :

$$v = N \cdot q = \frac{P}{8\mu} \cdot \left[\frac{r}{\xi} \right]^2 \frac{\Delta P}{L} \quad (3.14)$$

Introducând pentru coeficientul de filtrație notația :

$$K = \frac{\rho}{8} \left[\frac{r}{\bar{\zeta}} \right]^2 \quad (3.15)$$

și considerând suprafața specifică a capilarelor de forma :

$$S = 2\pi r n \bar{\zeta} = \frac{2\rho}{r} \quad (3.16)$$

se obține legătura dintre coeficientul de filtrație k și porozitatea p și suprafața specifică S

$$K = \frac{\rho^3}{2\bar{\zeta}^2 S^2} \quad (3.17)$$

în care : $\bar{\zeta} \cong 1,6$.

Cu ajutorul acestei notații, expresia vitezei aparente de filtrație, în cazul sângelui uman, se scrie sub forma :

$$V = \frac{\rho^3}{2\mu \bar{\zeta}^2 S^2} \cdot \frac{\Delta P}{L} = \frac{K}{\mu} \cdot \frac{\Delta P}{L} = K'_p \cdot \frac{\Delta H}{L} \quad (3.18)$$

expresie cunoscută sub denumirea de relația Kozeny-Carmen.

3.4.- Teoria a doua a mecanismului de separare

La trecerea unui fluid de o anumită concentrație printr-un mediu poros, suspensiile din apă se deplasează fie pe direcția liniilor de curent, fie pe traiectorii distincte. Legile mișcării și separării suspensiilor din apă sînt determinate de viteza și natura fluidului, de mărimea, forma și natura atât a suspensiei, cât și a mediului filtrant. În funcție de mărimea acestor parametri, condițiile de separare sînt dictate de unul sau mai multe din mecanismele prezentate în paragraful 2.3.

Pentru stabilirea legii de mișcare a particulelor în suspensie conținute într-un fluid, se consideră mișcarea în jurul unui obstacol la care traiectoriile de deplasare ale particulelor sînt diferite de liniile de curent (fig.3.5). Acest spectru se obține în ipoteza că masa specifică a particulelor în suspensie ρ_p este mai mare decît masa specifică a fluidului ρ_f .

Admițînd că mișcarea fluidului nu este perturbată de existența particulelor în suspensie, ecuația generală a mișcării particulei aflată în punctul M (fig.3.5), se poate determina din ecuația de echilibru scrisă pentru toate categoriile de forțe ce acționează momentan asupra particulei.

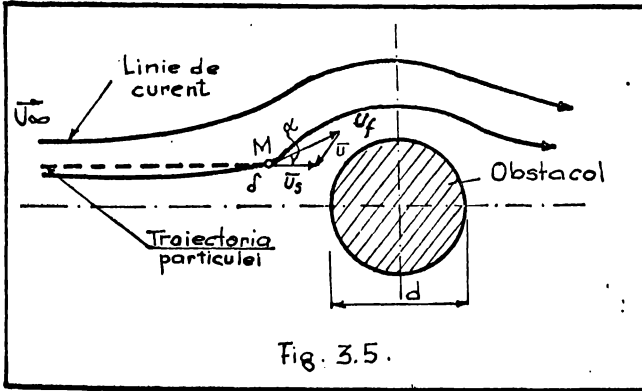


Fig. 3.5.

Pentru a stabili legea mișcării, este necesar a se cunoaște caracteristicile particulelor în suspensie ale fluidului și cele ale obstacolului în jurul cărora se desfășoară mișcarea.

1. Particulele în suspensie sînt caracterizate

de masa specifică ρ_s , mărimea δ , volumul V_s , suprafața totală S_s și forma lor exprimată prin coeficientul de formă γ_s

2.- Fluidul se caracterizează prin masa specifică ρ_f , viscozitatea sa cinematică ν_f și viteza în amonte de obstacol U_∞

3.- Obstacolul este caracterizat de mărimea d și forma sa exprimată prin coeficientul de formă γ

Cu ajutorul acestor notații, pentru particula situată în punctul M , la intersecția dintre linia de curent și traiectoria particulei, viteza relativă a particulei \bar{U} în raport cu fluidul este dată de relația :

$$\bar{U} = \bar{U}_s - \bar{U}_f \quad (3.19)$$

Dacă α este unghiul dintre cele două viteze, pentru modulul vitezei relative se obține expresia :

$$U = \sqrt{U_s^2 - 2U_s \cdot U_f \cdot \cos \alpha + U_f^2} \quad (3.19.a)$$

Ecuația de mișcare a particulei se stabilește după /5/, scriind ecuația de echilibru a forțelor de inerție, presiune, rezistență și gravitaționale ce acționează asupra particulei în punctul M.

1.- Forțele de inerție :
$$-\rho_s \cdot V_s \cdot \frac{d\vec{U}_s}{dt}$$

2.- forțele de presiune :
$$-\int_{S_p} \vec{n} \cdot P \cdot ds_p = -V_s \cdot \text{grad } P$$

3.- forțele de rezistență opuse de fluid mișcării particulei în deplasarea relativă cu viteza \vec{v} :

$$-\rho_f \frac{V_s U}{\delta} \vec{U}_s \cdot f\left(\frac{U\delta}{\nu}\right)$$

4.- forțele gravitaționale :

$$-\rho_s V_s \cdot \vec{g}$$

După însumarea acestor categorii de forțe rezultă :

$$\rho_s \frac{d\vec{U}_s}{dt} + \text{grad } P + \frac{\rho_f U}{\delta} \vec{U}_s \cdot f\left(\frac{U\delta}{\nu}\right) - \rho_s \vec{g} = 0 \quad (3.20)$$

Scăzînd din ecuația (3.20), ecuația lui Euler /1,9, 113/ stabilită pentru un fluid în echilibru relativ :

$$\rho_f \frac{d\vec{U}_f}{dt} + \text{grad } P - \rho_f \vec{g} = 0 \quad (3.21)$$

se obține ecuația generală ce caracterizează mișcarea particulelor în suspensie sub forma :

$$\rho_s \frac{d\vec{U}_s}{dt} - \rho_f \frac{d\vec{U}_f}{dt} = -\frac{\rho_f U}{\delta} \vec{U}_s \cdot f\left[\frac{U\delta}{\nu}\right] + [\rho_s - \rho_f] \vec{g} \quad (3.22)$$

Observații

1.- Dacă : $\rho_f \ll \rho_s$ masa specifică a fluidului este mult prea mică în raport cu masa specifică a suspensiei, rezultă că modulul vitezelor \vec{U}_s și \vec{U}_f oit și derivatele lor fiind de același ordin, relația (3.22) se reduce la forma :

$$\rho_s \frac{d\vec{U}_s}{dt} = -\rho_f \frac{U \vec{U}_s}{\delta} \cdot f\left[\frac{U\delta}{\nu}\right] + \rho_s \vec{g} \quad (3.22.a)$$

2.- Dacă și viteza curentului devine foarte mare, atunci termenul $\rho_s \cdot \bar{c}$ din ecuația 3.22.a se neglijează, obținându-se astfel, o formă simplificată a ecuației 3.22.a:

$$\rho_s \frac{d\bar{U}_s}{dt} = -\rho_f \frac{U \cdot \bar{U}_s}{\mathcal{D}} f\left(\frac{U \cdot \mathcal{D}}{\nu}\right) \quad (3.22.b)$$

3.- Pentru valori reduse ale numărului Reynolds $Re = \frac{U \cdot \mathcal{D}}{\nu} < 1$ forța de rezistență opusă de fluid mișcării particulei devine proporțională cu viteza relativă a acesteia.

În acest caz :

$$f\left(\frac{U \cdot \mathcal{D}}{\nu}\right) = \frac{k \nu}{U \cdot \mathcal{D}} \quad (3.23)$$

k fiind o constantă ce depinde de forma particulei.

În cazul particulelor sferice /5/ :

$$f\left(\frac{U \cdot \mathcal{D}}{\nu}\right) = \frac{18 \nu}{U \cdot \mathcal{D}} \quad (3.23.a)$$

În baza acestor observații viteza particulei \bar{U}_s este funcție de caracteristicile fluidului, suspensiei și regimul de mișcare exprimat prin valoarea numărului Reynolds.

3.5.- Ecuațiile diferențiale ale filtrației rapide în periodică inițială de reținere

Se consideră, în Fig.3.8, o masă filtrantă de grosime L și porozitate inițială p_0 , alcătuită din granule sferice cu diametrul uniform d_0 . Apa ce trebuie filtrată de această masă intră cu o concentrație C_0 și o păărăsește cu aceeași viteză v , însă la o concentrație $C \ll C_0$.

După cercetările lui T. Iwasaki /56/ gradientul reținerii impurităților în stratul filtrant este proporțional cu concentrația impurităților din efluent :

$$\frac{\partial C}{\partial x} = -\lambda \cdot C \quad (3.24)$$

iar :

$$C = C_0 \cdot e^{-\lambda \cdot x} \quad (3.25)$$

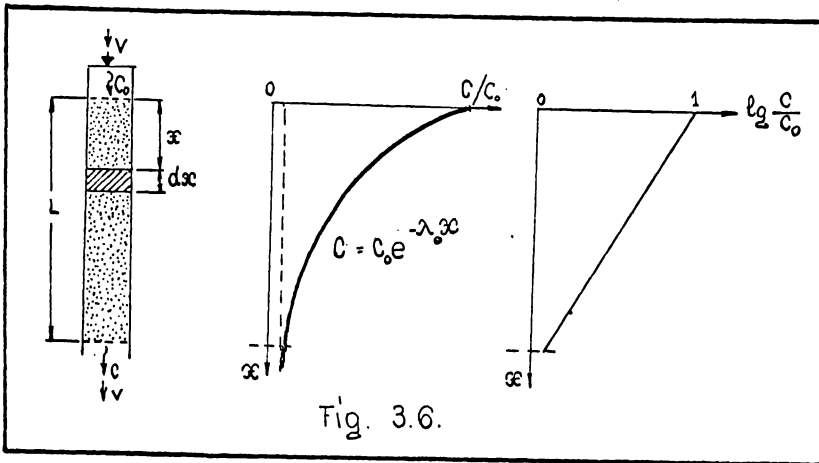


Fig. 3.6.

Prin logaritmare a ecuației (3.25) rezultă :

$$\ln \frac{C}{C_0} = -\lambda \cdot x \quad (3.26)$$

în care :

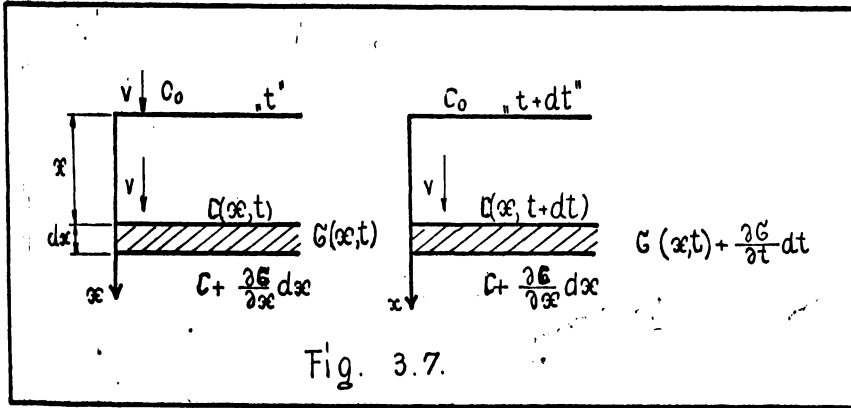
- C, C_0 - concentrația particulelor în suspensie din efluent, respectiv din apa brută, exprimate prin raportul dintre cantitatea de suspensii raportată la unitatea de volum a fluidului ;
- x - adâncimea la care se găsește stratul filtrant;
- λ - coeficientul de rezistență al stratului sau parametrul filtrării.

În acord cu ecuațiile (3.25) și (3.26), concentrația efluentului scade logaritmico cu grosimea stratului, aspect de altfel ilustrat în fig.3.6.

Prin filtrare, impuritățile din apă sînt transferate mediului filtrant unde sînt acumulate în porii acestuia sau pe suprafața granulelor. Cantitatea depunerilor acumulate în intervalul de timp t și $t + dt$, se poate calcula considerînd un element de filtru dx la o adîncime oarecare x , fig.3.7.

Considerînd masa filtrantă de secțiune unitară $F = 1/L^2$ și aplicînd legea bilanțului masic se obține ecuația :

$$\begin{aligned}
 & \rho_s \cdot v \cdot c \cdot dt - \rho_s \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right) v \cdot dt = \\
 & = -\rho_s \cdot \bar{G} dx + \rho_s \left(\bar{G} + \frac{\partial \bar{G}}{\partial t} dt \right) \cdot dx + \rho_s \cdot p \frac{\partial c}{\partial t} dt \cdot dx \quad (3.27)
 \end{aligned}$$



După reduceri și simplificări rezultă :

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \bar{G}}{\partial t} + \frac{p}{v} \cdot \frac{\partial c}{\partial t} \quad (3.28)$$

în care :

\bar{G} - depunerea specifică, definită ca fiind suspensia reținută pe unitatea de volum a materialului filtrant ;

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

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

t - timpul de filtrare ;

ρ_s - masa specifică a suspensiei (ml^{-3}) ;

p - porozitatea efectivă a mediului filtrant.

Porozitatea efectivă p se obține scăzând din porozitatea inițială p_0 depunerea specifică \bar{G} exprimată, în Vol.susp./Vol.mat.filtrant.

În acest caz :

$$p = p_0 - \bar{G} \quad (3.29)$$

Introducând în (3.26) expresia porozității efective dată

de 3.29, se obține :

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \tilde{v}}{\partial t} + \frac{\rho_0 - \tilde{\rho}}{v} \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.30)$$

În general, termenul $\frac{\partial C}{\partial t}$ fiind foarte mic în comparație cu ceilalți, se neglijează, obținând astfel o relație mai simplă, identică cu cea stabilită de Iwasaki în 1957 /55/ :

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \tilde{v}}{\partial t} \quad (3.31)$$

În cazul reaz al filtrării, o anumită parte din suspensiile ce intră în filtru sînt reținute pe suprafața granulelor și în porii mediului filtrant iar cealaltă parte se deplasează spre stratele inferioare datorită vitezei curentului, producînd astfel desprinderea unei anumite părți din suspensia reținută pe suprafața granulelor.

Notînd cu ΔV_1 cantitatea de suspensie extrasă din apa brută de mediul filtrant de grosime Δx și suprafața unitară, și cu ΔV_2 cantitatea de suspensie antrenată din același mediu în timpul Δt , rezaltă cantitatea de suspensie reținută în masa filtrantă ΔV .

$$\Delta V = \Delta V_1 - \Delta V_2 \quad (3.32)$$

$$\Delta V_1 = \lambda C v \Delta t \Delta x \quad (3.33)$$

$$\Delta V_2 = \beta \tilde{v} \Delta x \Delta t \quad (3.34)$$

$$\Delta V = \lambda C v \Delta t \Delta x - \beta \tilde{v} \Delta x \Delta t \quad (3.35)$$

Po de altă parte suspensia reținută se poate exprima pe baza ecuației de bilanț masic sub forma :

$$\Delta V = \Delta \tilde{v} \cdot \Delta x = - \Delta C \cdot v \Delta t \quad (3.36)$$

Trecînd la limită se obține forma generală pentru gradientul reținerii suspensiilor în stratul filtrant, ecuație propusă și folosită de D.M. Mintz în majoritatea lucrărilor sale /116...119/ :

$$\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda C - \beta \frac{v}{v} \quad (3.37)$$

în care :

λ - parametrul reținerii, în $/L^{-1}/$;

β - parametrul compresibilității, în $/T^{-1}/$.

Dacă mărimile x și t sînt funcții dependente de x și t , diferențiala totală a funcției $C(x,t)$ este de forma :

$$dC = \frac{\partial C}{\partial x} dx + \frac{\partial C}{\partial t} dt \quad (3.38)$$

sau :

$$\frac{dC}{dt} = v_r \frac{\partial C}{\partial x} + \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.39)$$

Dacă gradientul reținerii impurităților, în timpul desfășurării procesului de filtrare, se acceptă $/\sigma/$, să fie proporțional cu concentrația impurităților din efluent :

$$\frac{dC}{dt} = -\lambda C \quad (3.40)$$

rezultă :

$$v_r \frac{\partial C}{\partial x} + \frac{\partial C}{\partial t} = -\lambda C \quad (3.41)$$

Cu considerarea ecuației de continuitate (3.30), rezultă :

$$\frac{v}{\rho - \sigma} \cdot \frac{\partial C}{\partial x} + \frac{\partial C}{\partial t} = - \frac{1}{\rho - \sigma} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (3.42)$$

Introducînd viteza reală prin notația :

$$v_r = \frac{v}{\rho - \sigma} \quad (3.43)$$

Ecuațiile (3.41) și (3.42) fiind identice, rezultă ecuația diferențială (3.44) care stabilește legătura dintre C și σ

$$\frac{1}{\rho - \sigma} \cdot \frac{\partial \sigma}{\partial t} = \lambda \cdot C \quad (3.44)$$

Sistemul de ecuații (3.34) și (3.35) se poate considera ca fiind un sistem general pentru descrierea matematică a procesului de filtrare rapidă. Soluțiile analitice ale sistemului de ecuații cu derivate parțiale, se pot stabili pentru valorile particulare ale parametrilor λ și β .

Parametrii λ și β nu sînt mărimi constante, așa după cum i-a considerat în lucrările sale cercetătorul D. M. King /116, 117, 118, 119/, și se modifică continuu de-a lungul desfășurării procesului de filtrare. Pe baza cercetărilor existente se pot face următoarele observații :

1.- Parametrul desprinderii β crește cu majorarea vitezei de filtrare. La viteze mici, β are valori așa de înalte încît practic, efectul desprinderii se poate neglija. Acest caz, în care $\beta = 0$, corespunde perioadei inițiale de încălzire. Ecuația (3.37), prin eliminarea celui de al doilea termen, se reduce la forma (3.31) propusă de King.

Pentru studiul I de filtrare, corespunzător perioadei inițiale de încălzire, modelul matematic care guvernează procesul este alcătuit din ecuațiile (3.34) și (3.31). În acest caz, datorită încălzirii reduse a masei filtrante, porozitatea efectivă se reduce foarte puțin și în consecință viteza reală de filtrare nu suferă modificări importante.

2.- Determinarea parametrului desprinderii se face din condiția în care masa filtrantă a ajuns la limita maximă de reținere și corespunde momentului de saturare $\bar{v} = \bar{v}_{max}$. În acest moment concentrația pe grosimea filtrului rămîne constantă, $C = C_0$ iar $\partial C / \partial x = 0$. Punând aceste condiții în ecuația (3.37), rezultă pentru β expresia :

$$\beta = \frac{\lambda C_0 v}{\bar{v}_{max}} \quad (3.45)$$

3.- Parametrul reținerii este mărimea care descrie și caracterizează în întregime desfișurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de încălzire. Din aceste considerații soluțiile sistemului de ecuații cu derivate parțiale (3.24) și (3.31), se pot stabili numai după corectarea parametrului λ în funcție de principalii factori care guvernează procesul de separare.

4.- Cunoștînd concentrația în suspensie a apei brute

C_0 și concentrația calitatăzii în momentul t , pentru o mersă filtrantă de grosime x , parametrul λ se poate stabili utilizând ecuația (3.25).

În acest caz :

$$\lambda = - \frac{2,3 \lg C/C_0}{x} \quad (3.46)$$

Pe baza observațiilor de la punctele 1 și 3 se poate trece la cercetarea din punct de vedere calitativ a procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere.

3.6.- Parametrii caracteristici procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere

Descrierea matematică a procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere se face, în baza observațiilor de la paragraful 3.5., prin ecuațiile (3.24) și (3.31).

$$- \frac{\partial C}{\partial x} = \lambda C \quad (3.24)$$

$$- \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.31)$$

Pentru acest stadiu de filtrare, parametrul desprinderii s-a considerat ca nefiind semnificativ $\beta \cong 0$ (co.3.37), în schimb parametrul reținerii λ sau coeficientul de rezistență al filtrării, este acela care guvernează și caracterizează întregul proces.

La începutul procesului de filtrare fiind $t \cong 0$, parametrul filtrării λ devine constant și egal cu λ_0 . În acest caz funcția de separare (3.25) devine :

$$C = C_0 e^{-\lambda_0 x} \quad (3.47)$$

λ_0 fiind parametrul inițial al filtrării.

Corectările întreprinse de diferiți autori /3,32,47,48, 51,54,55,56,58,61...68,88,102,103...110,111,112,116...119,126, 144,149,150,155,156,158,180/, pun în evidență dependența parametrului λ_0 de următorii factori : diametrul granulelor mediului filtrant d , diametrul particulelor în suspensie d' , viteza de

filtrare v , vîscozitatea dinamică μ și temperatura apei T , depunerea specifică λ și depunerea specifică la saturație λ_s , porozitatea mediului filtrant p_0 , timpul de filtrare t , etc.

Rezultatele acestor cercetări sînt centralizate, în funcție de diametrul particulelor în suspensie, în tabelele 3.1 și 3.2.

TABELA 3.1.

Nr. crt.	AUTORUL	$\delta < 1 \mu$	$\lambda = \lambda_0(\sigma, \sigma_s, p, \dots)$
		$\lambda_0 = f(d, \delta, v, \mu)$	
1.	MACKRE T.	$\lambda_0 \sim \delta^{-2} v^{-1} \mu^{\frac{1}{2}}$	$\lambda = \lambda_0 [1 - (\sigma/\rho_0)^{1/2}]$
2.	IVES K.I.	$\lambda_0 \sim d^{-1} v^{-1} \mu^{-2}$	$\lambda = \lambda_0 + c\sigma - \phi\sigma^2/\rho_0 - \sigma$
3.	HEERTJES, LERK	$\lambda_0 \sim \delta^{-3} v^{-1} \mu^{-1} \kappa_H$	$\lambda = \lambda_0 (1 - \kappa\sigma/\rho_0)$
4.	YAO K.H.	$\lambda_0 \sim d^{-3}$	---

TABELA 3.2.

Nr. crt.	AUTORUL	$\delta > 3 \mu$	$\lambda = \lambda_0(\sigma, \sigma_s, t, \dots)$
		$\lambda_0 = f(d, \delta, v, \mu)$	
1.	IWASAKI T.	$\lambda_0 \sim d^{-1} v^{-1}$	$\lambda = \lambda_0 [1 + \kappa\sigma]$
2.	STEIN P.C.	$\lambda_0 \sim d^{-3} \delta^2$	$\lambda = \lambda_0 [(1 - b\sigma)/(1 - b\sigma_s)]^4$
3.	MINTZ D.H.	$\lambda_0 \sim v^{-0,7} d^{-1,7}$	$\lambda = \lambda_0 (1 - \alpha\sigma/\sigma_s)$
4.	HALL W. A.	$\lambda_0 \sim v^{-1} d^{-1} \lambda \sim d^{-\frac{3}{2}} \delta^{\frac{3}{2}}$	---
5.	MACKRE T.	---	$\lambda = (1 + \kappa\sigma/\rho_0)^{\frac{1}{2}} (1 - \kappa\sigma/\rho_0)^{\frac{1}{2}}$
6.	MARODAS M.	---	$\lambda = \lambda_0 (1 - \sigma/\sigma_s)$
7.	IVES K.I.	$\lambda_0 \sim d^{-(1 \dots 3)} v^{-1} \mu^{-1}$	$\lambda = \lambda_0 (1 + \kappa\sigma/\rho_0)^{\frac{1}{2}} (1 - \sigma/\rho_0)^{\frac{1}{2}} (1 - \sigma/\sigma_s)^{\frac{1}{2}}$
8.	YAO K.H.	$\lambda_0 \sim d^{-2}$	---
9.	LERK C.F.	$\lambda_0 \sim (1 - \rho_0) \rho_0 d^{-3} v^{-1} \mu^{-1}$	$\lambda = \lambda_0 (1 - \sigma/\rho_0)$
10.	MINTZ - LERK	---	$\lambda = \lambda_0 (1 - \sigma/\sigma_s)$
11.	SHEKHTMAN - LERK	---	$\lambda = \lambda_0 (1 - \sigma/\rho_0)$
12.	SHOLJI I.	$\lambda_0 \sim v^{-1} \mu^{-2}$	---
13.	ISON C.R.	$\lambda_0 \sim d^{-1,4} \delta^{0,3} v^{-1} \mu^{1,4}$	---
14.	STANLEY D.R.	$\lambda_0 \sim d^{-2,46} v^{-1,56}$	---
15.	FAIR O.M.	$\lambda_0 \sim d^{-\frac{3}{2}} \left(\frac{v+10}{60}\right)$	---
16.	BAYLIS - LING-HUDSON	$\lambda_0 \sim d^{-\frac{3}{2}}$	---
17.	ASCE (Lab. S.U.A.)	$\lambda_0 \sim d^{-\frac{3}{2}} \mu^{-1}$	---
18.	PROP. AUTORULUI	$\lambda_0 = A d^{-2} v^{-1}$	$\lambda = \lambda_0 [1 + (\alpha t)^{\frac{1}{2}}]$

Analizând relațiile propuse pentru determinarea parametrilor λ_0 și λ se constată o diferență apreciabilă între cele. Aceste diferențe sînt datorate modului de apreciere, din partea fiecărui autor, a mecanismului determinant care concurează la caracterizarea și desfășurarea procesului de filtrare rapidă.

În baza acestor formule, parametrul inițial al reținerii se poate exprima printr-o funcție de forma :

$$\lambda_0 = f(d^1 \dots d^3; \delta^0 \dots \delta^2; v^0 \dots v^4; \mu^{1/2} \dots \mu^2) \quad (3.48)$$

iar în cazul cel mai general :

$$\lambda = f(c, L, d, \psi, \delta, v, \mu, \tau, \rho, \delta_0, \delta_s \dots) \quad (3.49)$$

cunoscut fiind parametrul inițial al reținerii λ_0 , corectarea în continuare a parametrului λ necesită cunoașterea funcției de încercare specifică ψ sau durata de desfășurare a ciclului de filtrare, dependența se poate fi exprimată prin intermediul funcțiilor :

$$\lambda = \lambda_0 \cdot f(r) \quad (3.50)$$

$$\lambda = \lambda_0 \cdot f(t) \quad (3.51)$$

Pe baza caracteristicilor și rezultatelor obținute și în prezent (tab.3.1 și tab.3.2) se pot desprinde următoarele concluzii :

- 1.- Parametrul λ_0 nu depinde de concentrația inițială a apei brute /111/.
- 2.- Parametrul λ_0 crește valoric atât cu creșterea dimensiunii particulelor în suspensie cât și cu creșterea temperaturii apei.
- 3.- Majorarea granulometriei mediului filtrant sau a vitezei de filtrare conduc la scăderea valorică a parametrului λ_0 /111,126/.
- 4.- Pentru aceeași structură granulometrică și aceeași viteză de filtrare, parametrul filtrării nu se modifică valoric nici atunci cînd se majorează sau se reduce grosimea straturii filtrant.

5.- In prima parte a ciclului de filtrare, corespunzător stadiului I, parametrul λ crește de la λ_0 la λ_{\max} , urmând ca la sfârșitul stadiului III, corespunzător perioadei de saturație $\sigma = \sigma_{\max} = \sigma_s$, coeficientul de rezistență al filtrării să se reducă treptat de la $\lambda = \lambda_{\max}$ la $\lambda = 0$. Acest aspect a fost ilustrat în lucrările sale de K.I.Ives /59, 62...67/.

6.- Factorul de formă ψ , influențează într-o măsură mică măsură valoarea parametrului λ , în schimb, conduce la modificări apreciable a pierderilor de sare în masa filtrantă /114/.

Ca urmare a acestor observații se vor prezenta în continuare câteva din formulațiile mai importante pentru exprimarea coeficientului de rezistență λ pe durata de desprindere a ciclului de filtrare.

A.- In baza formulației propusă de K.I.Ives /59, 64/ :

$$\lambda = \lambda_0 + c\sigma - \frac{\phi\sigma^2}{\rho_0 - \sigma} \quad (3.52)$$

In această relație, primii doi termeni caracterizează reținerea particulelor iar cel de al treilea termen caracterizează desprinderea particulelor ușor reținute de masa filtrantă.

Pentru stadiul I de filtrare, efectul desprinderii fiind relativ mic, se poate neglija și, în consecință, funcția (3.52) se poate utiliza pentru descrierea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere. Pe baza acestui model, modificarea parametrului λ , în funcție de depunerea specifică σ este redată în diagrama din Fig.3.3.

Anulând derivata în raport cu σ a funcției (3.52) rezultă soluțiile :

$$\sigma_{1,2} = \rho_0 \left[1 \pm \left(\frac{\phi}{c+\phi} \right)^{1/2} \right] \quad (3.53)$$

Pentru soluția negativă, rezultă valoarea maximă a parametrului λ :

$$\lambda_{\max} = \lambda_0 + c\rho_0 \left[1 - \left(\frac{\phi}{c+\phi} \right)^{1/2} \right] + \phi\rho_0 \left[1 - \left(\frac{\phi}{c+\phi} \right)^{1/2} \right]^2 / \left(\frac{\phi}{c+\phi} \right)^{1/2} \quad (3.54)$$

$$a = \lambda_0 + c\rho_0 \left[1 - \left(\frac{\phi}{c+\phi} \right)^{1/2} \right] - \phi\rho_0 \left[1 - \left(\frac{\phi}{\phi+c} \right)^{1/2} \right]^2 \quad (3.50)$$

$$b = \frac{4a(c+\phi)^2}{\left[c\rho_0 - \lambda_0 \pm \sqrt{(\lambda_0 + c\rho_0)^2 + 4\lambda_0\rho_0(c+\phi)} \right]^2} \quad (3.51)$$

G.- În baza formulărilor propuse de G. I. Ionescu [1962], pentru parametrul reținerii λ , se poate scrie prin urmare relația în forma :

$$\lambda = \lambda_0 \left(1 - \frac{\sigma}{\rho_0} \right) \quad (3.52)$$

în care :

$$\lambda_0 = \frac{K(1-\rho_0)A}{\mu d^3 v} \quad (3.53)$$

A și K fiind sămânși constante, caracteristice fiecărui tip de filtru. Aceasta formulare se poate utiliza pentru descrierea procesului de filtrare în stadiile III și IV, în corenștință toare perioadelor de regim și de oscilații.

D.- Considerând parametrul reținerii ca fiind o funcție dependentă de caracteristicile mediului filtrant D_n , viteza aparentă de filtrare v , momentul cinetic de vâscozitate μ și masa specifică a fluidului ρ , respectiv de caracteristicile particulelor în suspensie D_s și masa specifică ρ_s a acestora, se poate scrie funcția :

$$\lambda = f(D_n, v, \mu, \rho, D_s, \rho_s) \quad (3.54)$$

Aplicînd teorema π din teoria similitudinii în sistemul ρ, v, μ , rezultă pentru parametrul filtrării o funcție de forma :

$$\frac{\lambda \cdot \mu}{\rho v} = f\left(\frac{\rho v D_n}{\mu}, \frac{\rho v D_s}{\mu}, \frac{\rho_s}{\rho} \right) \quad (3.55)$$

sau :

$$\lambda = P \frac{\rho \cdot v}{\mu} \left(\frac{\rho \cdot v \cdot D_n}{\mu} \right)^{z_1} \cdot \left(\frac{\rho \cdot v \cdot D_s}{\mu} \right)^{z_2} \cdot \left(\frac{\rho_s}{\rho} \right)^{z_3} \quad (3.66)$$

Exponentzii z_1 , z_2 , z_3 și constanta P se determină experimental. Pentru scurgerea lichidelor prin medii poroase mărimile D_n și D_s se pot exprima pe baza propunerii lui A.K.Dob /23/ prin relațiile :

$$D_n = \frac{(\rho_0 - \sigma) d}{(1 - \rho_0) m_0 \chi} \quad ; \quad D_s = \frac{\rho_s \cdot d}{(1 - \rho_s) m'} \quad (3.67)$$

în care :

d, d' - diametrul granulelor respectiv al suspensiilor ;

ρ_0, ρ_s - porozitatea mediului filtrant și a depozitelor din filtra ;

m_0, m' - coeficientul de forță al granulelor respectiv al particulelor în suspensie ;

χ - factorul de forță al granulelor încărcate cu suspensii.

Pe baza propunerii lui A.K.Dob /23/ factorul de forță

χ este dependent de diametrul inițial al granulelor, numărul punctelor de contact dintre granulele de nisip și depozitul specific exprimat prin creșterea Δd a diametrului inițial al granulelor :

$$\chi = 1 + \left(2 - \frac{n}{2}\right) \frac{\Delta d}{d} + \left(1 - \frac{n}{2}\right) \left(\frac{\Delta d}{d}\right)^2 \quad (3.68)$$

În acest caz, funcția (3.66) se poate scrie sub forma :

$$\lambda = P \frac{\rho \cdot v}{\mu} \left[\frac{\rho \cdot v}{\mu} \frac{(\rho_0 - \sigma) d}{m_0 (1 - \rho_0)} \frac{1}{\chi} \right]^{z_1} \left[\frac{\rho \cdot v}{\mu} \frac{\rho_s \cdot d}{m' (1 - \rho_s)} \right]^{z_2} \left[\frac{\rho_s}{\rho} \right]^{z_3} \quad (3.69)$$

Pentru cazul în care temperatura fluidului este constantă, porozitatea și granulometria mediului filtrant constante iar filtrarea făcându-se cu debit constant și cu suspensii uniforme, ecuația (3.69) se poate transcrie sub forma simplificată (3.70) relație ce poate fi utilizată pentru determinarea parametrului

λ în funcție de depositul specific :

$$\lambda = B \left(\frac{x}{p_0 - \sigma} \right)^A \quad (3.70)$$

Mărimile A și B se determină experimental, și depind de caracteristicile mediului filtrant, ale suspensiei și ale fluidului ce se filtrează.

E.- Dacă parametrul reținerii λ se consideră ca fiind o funcție dependentă de durata ciclului de filtrare, perioada inițială de încărcare putând fi caracterizată printr-o expresie de forma :

$$\lambda = \lambda_0 \cdot (\alpha t)^\alpha \quad (3.71)$$

în care mărimea λ_0 și exponentul α se determină experimental pe un filtru model iar λ_0 reprezintă coeficientul de rezistență al filtrului.

Pentru $t = 0$ rezultă $\lambda_0 = 0$, aspect ce nu corespunde condițiilor reale de desăgurare a procesului pentru acest stadiu caracteristic de filtrare. Din acest considerent, relația (3.71), se înlocuiește printr-o funcție de forma :

$$\lambda = \lambda_0 \cdot [1 + (\alpha t)^\alpha] \quad (3.72)$$

În acest caz, pentru $t = 0$ rezultă $\lambda = \lambda_0$.

Parametrul inițial al filtrării λ_0 se poate stabili în funcție de granulometria mediului filtrant, viteza de filtrare și vâscozitatea dinamică a apei, printr-o relație de forma :

$$\lambda_0 = f(v, d, \mu) \quad (3.73)$$

sau :

$$\lambda_0 = A_1 v^{\alpha_1} d^{\alpha_2} \mu^{\alpha_3} = A \cdot v^{\alpha_1} \cdot d^{\alpha_2} \quad (3.74)$$

Constantele A, α_1 și exponenții $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$ se stabilesc experimental prin intermediul unei instalații de filtre pilot.

Cu ajutorul formulărilor (3.71) și (3.72), se pot stabili soluțiile sistemului de ecuații diferențiale caracteristice procesului de filtrare rapidă pentru perioada inițială de reținere.

3.7.- Integrarea ecuațiilor generale de filtrării rapide

3.7.1.- Modelul matematic Mintz

Pentru integrarea sistemului general de ecuații diferențiale (3.31) și (3.37), corectărilor D.L.Mintz /116,118,119/ consideră parametrul filtrării ca fiind o mărime constantă de-a lungul desfășurării procesului de filtrare.

Soluțiile sistemului de ecuații diferențiale 3.31 și 3.37 ,

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (3.31)$$

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \lambda c - \frac{\beta \sigma}{v} \quad (3.37)$$

stabilite după /10,42,145,153,157/ sînt de forma :

$$\frac{c}{c_0} = \sum_{n=1}^{\infty} e^{-\lambda x} \frac{(\lambda x)^{n-1}}{(n-1)!} A_n \cdot e^{-\beta t} \quad (3.75)$$

$$\frac{\sigma}{\sigma_0} = \sum_{n=1}^{\infty} e^{-\lambda x} \frac{(\lambda x)^{n-1}}{(n-1)!} (B_n - B_{n+1}) \quad (3.76)$$

în care :

$$A_n = A_{n-1} - \frac{(\beta t)^{n-2}}{(n-2)!} \quad (3.77)$$

$$A_1 = e^{\beta t} \quad (3.78)$$

$$B_n = B_{n-1} - A_n e^{-\beta t} \quad (3.79)$$

$$\beta_1 = \beta t \quad (3.80)$$

Introducînd mărimile dimensionale X și T exprimate sub forma :

$$X = \lambda \cdot x \quad \text{și} \quad T = \beta t \quad (3.81)$$

rezultă, pentru $C/C_0 = \text{constant}$, gradinea optimă a stratului filtrant :

$$X \approx X_0 + kT \quad (3.32)$$

Introducând în expresia (3.32), notațiile din (3.31), rezultă, pentru condiția de calitate impusă efluentului, durata optimă a ciclului de filtrare

$$t = t_{opt} \approx \frac{1}{k} \frac{\lambda}{\beta} (x - \frac{X_0}{\lambda}) \quad (3.33)$$

Dacă în expresia (3.33) se introduce valoarea parametrului β exprimată sub forma (3.45), rezultă pentru durata optimă de filtrare expresia :

$$t = \frac{1}{k} \frac{\sqrt{v_{max}}}{\sqrt{C_0}} (x - \frac{X_0}{\lambda}) \quad (3.33.a)$$

Parametrul reținerii λ determinându-se cu ajutorul relației 3 din tabela 3.2.

Pe baza ipotezelor introduse de Miny, modelul astfel conceput caracterizează în special stadiul III de filtrare, că ne putând fi utilizat pentru descrierea procesului în perioada inițială de încălzire.

3.7.2.- Modelul metodei a Ives

În accepțiunea cercetătorului K.I. Ives, dezvoltarea matematică a procesului de filtrare, se face în baza sistemului de ecuații diferențiale (3.24) și (3.31).

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda \cdot C \quad (3.24)$$

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.31)$$

Spre deosebire de Miny, Ives consideră parametrul reținerii ca fiind o funcție dependentă de depozitul specific și caracteristicile mediului filtrant.

Integrarea sistemului de ecuații diferențiale (3.24) și (3.31), pe baza formulării (3.52), nu se poate face decât

prin utilizarea unui calculator electronic, după ce în prealabil, pe o instalație pilot, s-au determinat mărimile λ , G , ϕ și P_0 .

Acceptând pentru parametrul filtrării λ , formularea (3.56) dedusă prin aproximarea funcției (3.52), sistemul de ecuații diferențiale (3.24) și (3.31) se poate transcrie sub forma :

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = (a - b\sigma^2)c \quad (3.24.a)$$

$$-\frac{\partial c}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (3.31.a)$$

Pentru stabilirea soluțiilor acestui sistem de ecuații diferențiale, parametrul a și b se consideră mărimi constante pentru toată durata de desfășurare a procesului.

În această ipoteză, soluțiile care se obțin sînt de forma :

$$\frac{c}{c_0} = \frac{e^{-ax} (e^z + 1) / (e^z - 1)}{\left\{ \left[\frac{(e^z + 1)}{(e^z - 1)} \right]^2 + e^{-2ax} - 1 \right\}^{1/2}} \quad (3.34)$$

$$\sigma = \frac{(a/b)^{1/2}}{\left\{ e^{2ax} \left[\frac{(e^z + 1)}{(e^z - 1)} \right]^2 + e^{2ax} + 1 \right\}^{1/2}} \quad (3.35)$$

Grosimea stratului filtrant X , se poate determina din expresia (3.34) :

$$X = \frac{1}{2a} \ln \left\{ \frac{1 - \left(\frac{c}{c_0} \right)^2 \left[\frac{(e^z + 1)}{(e^z - 1)} \right]^2}{1 - \left[\frac{(e^z + 1)}{(e^z - 1)} \right]^2} \right\} \quad (3.36)$$

în care :

$$z = 2C \cdot vt \sqrt{a \cdot b} \quad (3.37)$$

Pentru $X = 0$ și $t = 0$ rezultă :

$$C = C_0 \text{ și } \varphi_0 = \left(\frac{a}{b}\right)^{1/2} \left(\frac{e^{\sigma} - 1}{e^{\sigma} + 1}\right) \quad (3.88)$$

$$C = C_0 e^{-\sigma x} \text{ și } \varphi = 0 \quad (3.89)$$

Sistemul de ecuații diferențiale, folosite de A. I. Evers este caracteristic, după cum s-a arătat în paragraful § 3.5, perioadei inițiale de înădrcare. Într-o atare situație, punând în ecuația (3.84) condițiile :

$$C = C_{lim} \text{ și } C = C_{min} \quad (3.90)$$

rezultă valorile aproximative pentru duratele t_0 și t_1 caracteristice perioadei inițiale de înădrcare.

$$t_0 = \frac{1}{2C_0 \cdot \sqrt{a \cdot b}} \ln \frac{(1 - e^{-2\sigma x}) + \left[1 - \left(\frac{C_0}{C_{lim}}\right)^2 e^{-2\sigma x}\right]^{1/2}}{(1 - e^{-2\sigma x})^2 - \left[1 - \left(\frac{C_0}{C_{lim}}\right)^2 e^{-2\sigma x}\right]^{1/2}} \quad (3.91)$$

$$t_1 = \frac{1}{2C_0 \cdot \sqrt{a \cdot b}} \ln \frac{(1 - e^{-2\sigma x}) + \left[1 - \left(\frac{C_0}{C_{min}}\right)^2 e^{-2\sigma x}\right]^{1/2}}{(1 - e^{-2\sigma x}) - \left[1 - \left(\frac{C_0}{C_{min}}\right)^2 e^{-2\sigma x}\right]^{1/2}} \quad (3.92)$$

Pentru o anumită structură granulometrică a mediului filtrant, în condițiile unei viteze optime de filtrare și pentru un anumit grad de limpezire, se poate stabili, pe baza relației (3.86), grosimea optimă a masei filtrante.

$$L = \frac{1}{2\alpha} \cdot \ln \left\{ \frac{1 - \left(\frac{C_0}{C_{min}}\right)^2 \left[\frac{(e^{\alpha z_0} + 1)}{(e^{\alpha z_0} - 1)} \right]^2}{1 - \left[\frac{(e^{\alpha z_0} + 1)}{(e^{\alpha z_0} - 1)} \right]^2} \right\} \quad (3.93)$$

În această expresie mărimea z_0 corespunde duratei optime a perioadei inițiale de încărcare, mărimile ce se poate stabili, pentru orice situație dată, cu ajutorul unei instalații pilot.

3.7.3.- Modelul matematic LRFK

Pentru descrierea matematică a procesului de filtrare rapidă, cercetătorii G.P. Lork /162/, acceptând ca și K.E. Ives, analizează sistemul de ecuații diferențiale cu decodificarea că parametrul filtrării se consideră ca fiind o funcție dependentă de depozitul specific și porozitatea inițială a mediului filtrant. Pe baza formulării (3.62), propusă de Lork, soluțiile sistemului de ecuații diferențiale (3.24) și (3.25) sînt de forma :

$$\frac{C}{C_0} = \frac{e^{A \cdot t}}{e^{A \cdot t} + e^{\lambda_0 \cdot x} - 1} \quad (3.94)$$

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{e^{A \cdot t} - 1}{e^{A \cdot t} + e^{\lambda_0 \cdot x} - 1} \quad (3.95)$$

$$X = \frac{1}{\lambda_0} \ln \left\{ \frac{C_0}{C} e^{A \cdot t} - e^{A \cdot t} - 1 \right\} \quad (3.96)$$

în care :

$$A = \frac{\lambda_0 \cdot v \cdot C_0}{\rho_0} \quad (3.97)$$

Condițiile de margină sînt aceleași ca și în modelele matematice folosite de miny și Ives.

Dacă modelul matematic propus de Lork ar corespunde și perioadei inițiale de încărcare, duratele t_0 și t_I ar re-

zulta din soluția obținută (3.94), punând condițiile corespunzătoare de calitate efluentului.

În acest caz rezultă :

$$t_0 = \frac{1}{A} \ln \left\{ \frac{e^{\lambda_0 \cdot x} - 1}{\frac{C_0}{C_{lim}} - 1} \right\} \quad (3.98)$$

$$t_{\bar{I}} = \frac{1}{A} \ln \left\{ \frac{e^{\lambda_0 \cdot x} - 1}{\frac{C_0}{C_{min}} - 1} \right\} \quad (3.99)$$

dar :

$$t_I = t_{\bar{I}} - t_0$$

ier

$$t_I = \frac{1}{A} \ln \left\{ \left(\frac{C_{min}}{C_0} \right) \left(\frac{C_0 - C_{lim}}{C_0 - C_{min}} \right) \right\} \quad (3.100)$$

Pentru o anumită structură granulometrică a masei filtrante , în condițiile unei viteze optime de filtrare și pentru un anumit grad de limpezire al apei, în baza relației (3.95), se poate determina grosimea optimă necesară stratului filtrant.

$$L = \frac{1}{\lambda_0} \cdot \ln \left\{ e^{\frac{\lambda_0 \cdot v \cdot t_{opt}}{P_0} \cdot \left[\frac{C_0}{C_{min}} - \gamma \right]} - 1 \right\} \quad (3.101)$$

Deși modelele matematice propuse de K.Ives și C.Berk, utilizează sistemul de ecuații diferențiale caracteristice perioadei inițiale de încălzire, rezultatele astfel obținute sînt aproximative și deci nu sînt în măsură să facă o descriere completă și reală a procesului de limpezire pentru acest stadiu.

În ambele formulări nu se ține cont de faptul că parametrul filtrării crește de la o valoare inițială λ_0 pînă la

o valoare λ_{\max} corespunzătoare perioadei de avarare sau stadiului inițial de filtrare, ea apoi să scadă treptat până la zero la sfârșitul ciclului de filtrare.

Rezultatele obținute cu licoură din formulările propuse în tabela 3.2 diferă foarte mult de rezultatele experimentale. Aceste diferențe se datorază fie aprecierii eronate a modelului fizic de filtrare, fie subaprecierii, în descrierea procesului de lipezire, a perioadei care asigură condițiile necesare pentru desfășurarea în continuare a procesului de lipezire.

3.7.4.- Modelul matematic al avarării de avarare, pentru
introducerea unei linii generale de calcul
caracteristică a stadiului inițial de
incălzire

Pe baza considerațiilor prezentate în § 3.5., perioada inițială de încălzire este caracterizată de urătorul sistem general de ecuații diferențiale cu derivate parțiale :

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \lambda C \quad (3.29)$$

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = \frac{1}{v} \frac{\partial \mathcal{C}}{\partial t} \quad (3.31)$$

Concentrația efluentului C și depozitul specific \mathcal{C} sînt funcții dependente de x și t .

Pentru acest stadiu de filtrare, parametrul filtrării se poate exprima prin intermediul funcțiilor stabilite în § 3.5.

$$\lambda = \lambda_0 (\alpha t)^\alpha \quad (3.71)$$

sau :

$$\lambda = \lambda_0 [1 + (\alpha t)^\alpha] \quad (3.72)$$

în care :

$$\lambda_0 = A_1 v^{\alpha_1} d^{\alpha_2} \mu^{\alpha_3} = A \cdot v^{\alpha_1} d^{\alpha_2} \quad (3.74)$$

Daoù : $C = C(x, t)$ și $\mathcal{C} = \mathcal{C}(x, t)$, prin diferențierea în raport cu variabilele x și t rezultă :

$$dC = \frac{\partial C}{\partial x} dx + \frac{\partial C}{\partial t} dt \quad (3.102)$$

$$d\tilde{r} = \frac{\partial \tilde{r}}{\partial x} dx + \frac{\partial \tilde{r}}{\partial t} dt \quad (3.103)$$

În ipoteza că $\frac{\partial C}{\partial t} \approx 0$ și $\frac{\partial \tilde{r}}{\partial x} \approx 0$ rezultă :

$$\frac{dC}{dx} = \frac{\partial C}{\partial x} \quad (3.104)$$

$$\frac{d\tilde{r}}{dt} = \frac{\partial \tilde{r}}{\partial t} \quad (3.105)$$

În acest caz, sistemul de ecuații diferențiale cu derivate parțiale devine :

$$- \frac{dC}{dx} = -\lambda C \quad (3.106)$$

$$- \frac{dC}{dx} = \frac{1}{v} \frac{d\tilde{r}}{dt} \quad (3.107)$$

Integrarea acestui sistem de ecuații diferențiale se face în baza lucrărilor /10,42,145,153,167/ pentru fiecare din formulările propuse (3.71) și (3.72).

1.- Pentru : $\lambda = \lambda_0 (at)^\alpha$ ecuația diferențială (3.106) devine :

$$\frac{dC}{C} = - \lambda_0 (at)^\alpha dx \quad (3.108)$$

a cărei soluție generală :

$$\ln C = - \lambda_0 (at)^\alpha x + \ln C_1(t) \quad (3.109)$$

Pentru $x = 0$; $C = C_0$ și $C_1(+) = C_0$

Daosă $\alpha = \frac{1}{3}$ soluția care se obține este de forma :

$$C = C_0 e^{-\lambda_0 x (at)^{1/3}} \quad (3.110)$$

Determinarea funcției \tilde{r} se face substituind ecua-

ția (3.106) în ecuația diferențială (3.107).

Integrând se obține :

$$\sigma = \lambda_0 \cdot \nu \cdot C_0 \int (at)^\alpha e^{-\lambda_0 x \cdot (at)^\alpha} dt + \sigma'_1(x) \quad (3.111)$$

Dacă $\alpha = \frac{1}{3}$ rezultă :

$$\sigma = -\frac{3\nu \cdot C_0}{a\lambda_0^3 \cdot x^4} \cdot e^{-\lambda_0 \cdot x \cdot (at)^{1/3}} \cdot E(x,t) + \sigma'_1(x) \quad (3.112)$$

în care :

$$E(x,t) = \lambda_0^3 \cdot x^3 (at) + 3\lambda_0^2 \cdot x^2 (at)^{2/3} + 6\lambda_0 \cdot x (at)^{1/3} + 6 \quad (3.113)$$

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

$$\sigma'_1(x) = -\frac{3\nu \cdot C_0}{a\lambda_0^3 \cdot x^4} \quad (3.114)$$

Introducând valoarea constantei de integrare $\sigma'_1(x)$, dată de expresia (3.114) în (3.112), rezultă expresia pentru determinarea depunerii specifice σ de forma :

$$\sigma = \frac{3\nu \cdot C_0}{a\lambda_0^3 \cdot x^4} \cdot \left[6 - e^{-\lambda_0 \cdot x \cdot (at)^{1/3}} \cdot E(x,t) \right] \quad (3.115)$$

2.- Pentru : $\lambda = \lambda_0 [1 + (at)^\alpha]$ ecuația diferențială (3.106) devine :

$$\frac{dC}{C} = -\lambda_0 [1 + (at)^\alpha] \cdot C \quad (3.116)$$

Integrând și punând condițiile de margină, rezultă, pentru $\alpha = 1/3$, expresia :

$$C = C_0 \cdot e^{-\lambda_0 [1 + (at)^{1/3}] x} \quad (3.117)$$

Pentru :

$$\begin{aligned} x=0 & \quad C=C_0 \\ t=0 & \quad C=C_0 e^{-\lambda_0 x} \end{aligned} \quad (3.115)$$

Determinarea funcției \mathcal{N} se face substituind ecuația (3.106) și (3.107) după care se trece la integrare pentru $\alpha = 1/3$. Soluția generală care se obține este de forma :

$$\mathcal{N} = -\frac{3\sqrt{C_0}}{\alpha\lambda_0^3 x^4} \cdot e^{-\lambda_0 x [1 + (\alpha t)^{1/3}]} \cdot [E_1(x, t) + \mathcal{N}_1(x)] \quad (3.119)$$

în care :

$$E_1(x, t) = \lambda_0^3 x^3 (\alpha t) + \lambda_0^2 x^2 (\lambda_0 x + 3) (\alpha t)^{2/3} + 2\lambda_0 x (\lambda_0 x + 3) (\alpha t)^{1/3} + 6 \quad (3.120)$$

Pentru : $t = 0$; $\mathcal{N} = 0$ rezultă valoarea constantei de integrare :

$$\mathcal{N}_1(x) = \frac{18\sqrt{C_0} \cdot e^{-\lambda_0 x}}{\alpha \lambda_0^3 x^4} \quad (3.121)$$

obținând astfel, expresia pentru determinarea funcției

$$\mathcal{N} = \frac{3\sqrt{C_0}}{\alpha \lambda_0^3 x^4} \cdot e^{-\lambda_0 x} \left\{ 6 - E_1(x, t) \cdot e^{-\lambda_0 x (\alpha t)^{1/3}} \right\} \quad (3.122)$$

În rezumat, funcțiile care guvernează desfișurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de încălzire sînt :

$$C = C_0 \cdot e^{-\lambda_0 x [1 + (\alpha t)^{1/3}]} \quad (3.117)$$

$$\mathcal{N} = \frac{3\sqrt{C_0}}{\alpha \lambda_0^3 x^4} \cdot e^{-\lambda_0 x} \left\{ 6 - E_1(x, t) \cdot e^{-\lambda_0 x (\alpha t)^{1/3}} \right\} \quad (3.122)$$

în care :

$$E_1(x,t) = \lambda_0 \cdot x^3 (at) + \lambda_0^2 \cdot x^2 (\lambda_0 \cdot x + 3) (at)^{2/3} + 2\lambda_0 \cdot x (\lambda_0 \cdot x + 3) (at)^{1/3} + 6 \quad (3.112)$$

Parametrii a și λ_0 se determină experimental pe o stație pilot.

Relațiile stabilite sînt valabile numai pentru stadiul I al procesului de filtrare, corespunzătoare intervalului de timp $0 < t \leq t_i$

Pentru : C_0/C_{lim} și C_0/C_{min} rezultă duratele t_0 și t_i caracteristice perioadei inițiale de încărcare.

$$t_0 = \frac{1}{a \lambda_0^3 \cdot x^3} \left(\ln \frac{C_0}{C_{lim}} - \lambda_0 \cdot x \right)^3 \quad (3.123)$$

$$t_i = \frac{1}{a \lambda_0^3 \cdot x^3} \left(\ln \frac{C_0}{C_{min}} - \lambda_0 \cdot x \right)^3 \quad (3.124)$$

iar :

$$t_1 = \frac{1}{a \lambda_0^3 \cdot x^3} \left\{ \left(\ln \frac{C_0}{C_{min}} - \lambda_0 \cdot x \right)^3 - \left(\ln \frac{C_0}{C_{lim}} - \lambda_0 \cdot x \right)^3 \right\} \quad (3.125)$$

Pe baza acestor rezultate perioada inițială a procesului de filtrare rapidă este dependentă de gradul de limpenire impus, de grosimea și caracteristicile stratului filtrant. Grosimea optimă a stratului filtrant se stabilește în funcție de viteza de filtrare și granulometria mediului filtrant.

3.7.5.- Integrarea ecuațiilor diferențiale prin metoda diferențelor finite

Pentru verificarea rezultatelor analitice obținute cu floare din metodele propuse, se procedează la integrarea ecuațiilor diferențiale (3.106) și (3.107) folosind metoda de calcul cu diferențe finite /152/. Metoda de rezolvare constă în transcrierea ecuațiilor diferențiale în ecuații algebrice (cu diferențe finite) după care se trece la rezolvarea acestor ecuații algeb-

rice printr-unul din procedeele cunoscute (determinanți, eliminare, substituții, algoritmul lui Gauss etc.)

Dacă printr-un mijloc cunoscut am reprezentat grafic funcția y care poate $G(x)$ sau $G(t)$ și se alege pe ea un număr n de puncte consecutive (Fig. 3.9), atunci reșea

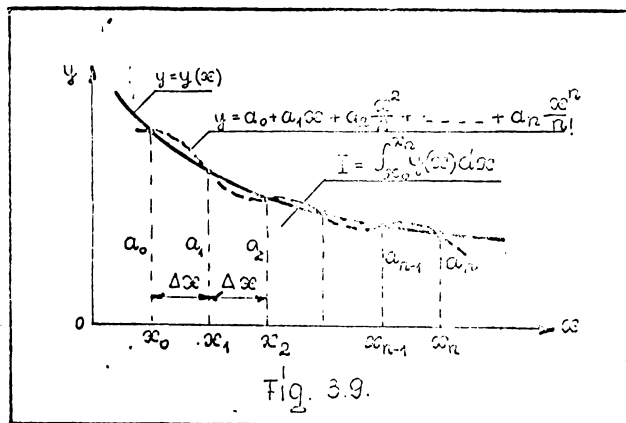


Fig. 3.9.

$$y = a_0 + a_1 x + a_2 \frac{x^2}{2} + \dots + a_n \frac{x^n}{n!} \quad (3.15)$$

în care coeficienții $a_0, a_1, a_2, \dots, a_n$ sînt totuși funcții de coordonatele punctelor $0, 1, 2, \dots, n$.

Dacă se derivă funcția (3.15) în raport cu x și se face, de exemplu $x = x_0$, rezultă :

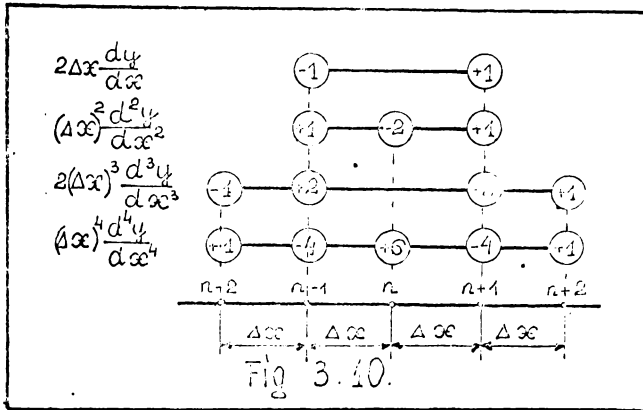
$$\frac{dy}{dx} = a_1 + a_2 x_0 + \dots + a_n \frac{x_0^{n-1}}{(n-1)!} \quad (3.16)$$

Dar cum coeficienții a_1, a_2, \dots, a_n sînt totuși funcții de coordonatele punctelor, valoarea primei derivate a funcției y relativă la un punct dat se poate exprima prin intermediul valorilor funcției y în $(n+1)$ puncte vecine proximale inițiale. Același raționament este valabil și pentru derivatele de ordin superior ale funcției date.

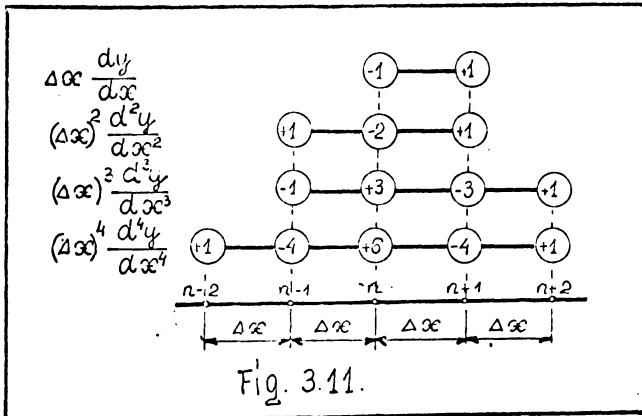
Pentru deducerea diferențelor finite cu ajutorul simbolurilor de interpolare se poate folosi fie metoda trapezului și metoda parabolii.

În metoda trapezului, imaginea punctelor și a coeficienților

Coeficienților necunoscutelor care intervin în expresiile primelor patru derivate este redată în fig. 3.10, unde fiecare reprezentare schematică reprezintă o meloculă de calcul /152/.



În metoda paraboloid, înălțimea punctelor și a coeficienților necunoscutelor care intervin în expresiile primelor patru derivate este redată în fig. 3.11.



Pe baza acestor metode se stabilesc coeficienții necunoscutelor și în consecință rezultă expresia funcției de interpolare $y(x)$. În acest caz, valoarea integralei $I = \int_{x_0}^{x_n} y(x) dx$ este dată de aria cuprinsă între curba $y(x)$, ordonatele $y_0 = a_0$, $y_n = a_n$ și axa x (fig. 3.9).

Împărțind intervalul $(x_n - x_0)$ în n părți egale astfel încît :

$$\Delta x = \frac{x_n - x_0}{n}$$

și aplicînd regula trapezului sau regula lui Simpson, se obțin expresiile integralelor după :

a.- Regula trapezului :

$$I = \int_{x_0}^{x_n} y(x) dx \approx \Delta x \left(\frac{1}{2} y_0 + y_1 + y_2 + \dots + y_{n-1} + \frac{1}{2} y_n \right) \quad (3.120)$$

b.- Regula lui Simpson :

$$I = \int_{x_0}^{x_n} y(x) dx \approx \frac{\Delta x}{3} (y_0 + 4y_1 + 2y_2 + 4y_3 + \dots + 4y_{n-3} + 2y_{n-2} + 4y_{n-1} + y_n) \quad (3.121)$$

În metoda Simpson se recomandă ca intervalul $(x_n - x_0)$ să fie împărțit într-un număr par de părți egale, în timp ce arcul curbei $y(x)$ se înlocuiește pe două intervale consecutive $(2 \Delta x)$ prin arc de parabolă. Valorile care se obțin prin evaluarea numerică a integralelor sînt date de relațiile următoare :

- pentru metoda trapezului :

$$\varepsilon' \approx - \frac{x_n - x_0}{12} f''(\xi) (\Delta x)^2 \quad (3.130)$$

- pentru metoda lui Simpson :

$$\varepsilon'' \approx - \frac{x_n - x_0}{180} f^{(4)}(\xi) (\Delta x)^4 \quad (3.131)$$

în care :

$f''(\xi)$ și $f^{(4)}(\xi)$ reprezintă valoarea maximă a derivatelor funcției $y(x)$ în intervalul y_0 și x_n , iar $x_0 \leq \xi \leq x_n$

Metoda diferențelor finite poate fi extinsă și în cazul în care funcția necunoscută depinde de două variabile independente. Față de cazul unei singure variabile independente, unui interval îi corespunde un domeniu, iar extremităților intervalului îi corespunde un contur.

În baza acestor principii, se pot stabili, pe baza rezultatelor experimentale, modificările de concentrație ale eficientului C pe durata desfășurării procesului de filtrare. Cu-

noscută fiind funcția $C(t)$ în ipoteza că grosimea stratului filtrant nu se schimbă, se poate determina și funcția \mathcal{P} care reprezintă depunerea specifică a suspensiilor în acest filtrant. Depunerea specifică \mathcal{P} rezultă prin integrarea numerică a ecuației diferențiale (3.31) sau (3.107). Pentru evaluarea numerică a acestei integrale este necesar ca măsurătorile pentru determinarea concentrației suspensiilor să se efectueze pentru fiecare filtru considerat, la intervale egale de timp. Metoda de integrare numerică prin diferențe finite se poate aplica cu bun rezultat pentru stabilirea depozitului specific în filtrare rapidă. Rezultatele obținute printr-una din metodele expuse mai sus vor servi în continuare pentru verificarea ipotezelor teoretice făcute în legătură cu aprecierea parametrului filtrării.

Considerând un filtru elementar de secțiune elementară ΔX prin care trece un debit Q de concentrație inițială C_0 , și măsurăm printr-un procedeu cunoscut concentrația suspensiilor din efluent C_1 la intervale egale de timp Δt , se poate stabili pe baza legii bilanțului masic ecuația :

$$\Delta C \cdot Q \cdot \Delta t = - \Delta \mathcal{P} F \cdot \Delta X \quad (3.108)$$

ecuație ce se poate transcrie sub forma (3.31) sau (3.107)

$$\frac{\partial C}{\partial x} = - \frac{1}{v} \cdot \frac{\partial \mathcal{P}}{\partial t} \quad (3.31)$$

$$\frac{dC}{dx} = - \frac{1}{v} \cdot \frac{d\mathcal{P}}{dt} \quad (3.107)$$

Ecuația (3.107) se mai poate scrie și sub forma :

$$d\mathcal{P} \cdot dx = - v \cdot dC \cdot dt \quad (3.109)$$

Integrarea făcându-se de la x_1 la x_2 și respectiv de la 0 la t_1 , rezultă astfel valoarea depunerii specifice \mathcal{P} pentru acest interval de timp :

$$\int_0^{\mathcal{P}} \int_{x_0}^{x_1} d\mathcal{P} \cdot dx = - v \int_0^{t_1} (C_1 - C_0) dt = v \int_0^{t_1} (C_0 - C_1) dt \quad (3.110)$$

Introducând notația :

$$I_1 = \int_0^{t_1} (C_0 - C_1) dt \quad (3.155)$$

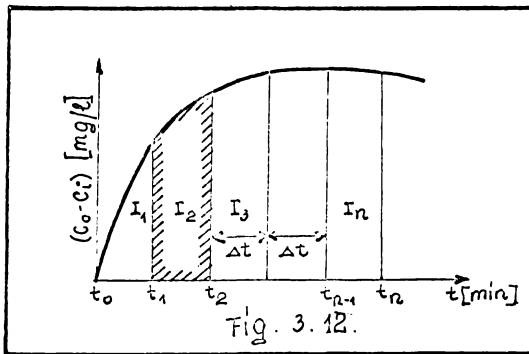
rezultă :

$$\bar{C}_1 = \frac{\sqrt{I_1}}{x_1 - x_0} = \frac{C_0 \sqrt{[1 - C_1/C_0]} \cdot \Delta t}{x_1 - x_0} \quad (3.156)$$

În mod analog se determină $\bar{C}_2, \bar{C}_3, \dots, \bar{C}_n$. Depunerea specifică \bar{C} corespunzătoare intervalului de timp de la 0 la t_n se determină prin însumarea valorilor \bar{C}_n determinate în intervalele de timp Δt_n .

$$\bar{C} = \sum_0^{t_n} \bar{C}_n \quad (3.157)$$

În fig. 3.12 s-a reprezentat modificarea funcției $(C_0 - C_1)$ în raport cu timpul pentru determinarea depozitului specific \bar{C}



Introducând notațiile :

$$A = \frac{C_0 v}{x_1 - x_0} = \frac{C_0 v}{L} \quad (3.158)$$

și

$$y_i = 1 - \frac{C_i}{C_0} \quad (3.159)$$

depunerea specifică C se poate determina pentru intervalul de timp cuprins între 0 și t_n , cu ajutorul relațiilor :

- regula trapezului :

$$V \approx A \left(\frac{y_0}{2} + y_1 + y_2 + \dots + y_n \right) \Delta t \quad (3.140)$$

- regula lui Simpson :

$$V \approx \frac{A}{3} (y_0 + 4y_1 + 2y_2 + 4y_3 + \dots + 4y_{n-3} + 2y_{n-2} + 4y_{n-1} + y_n) \Delta t \quad (3.141)$$

în care :

$$\Delta t = \frac{t_n - t_0}{n} \quad (3.142)$$

Aceste concluzii vor fi utilizate în capitoul 6 pentru prelucrarea rezultatelor experimentale obținute pe o instalație pilot de filtre rapide.

3.8.- Considerenții teoretice privind studiul rezistențelor la curgere în procesul filtrării rapide

În procesul filtrării rapide, suspensiile care se depun în porii și pe suprafața granulelor mediului filtrant contribuie la reducerea porozității efective și în consecință la majorarea pierderilor de sarcină în masa filtrantă. Mărimea pierderilor de sarcină într-un filtru rapid de nisip este influențată de structura mediului, natura scurgerii și proprietățile fizice ale fluidului.

Creșterea vitezei reale de filtrare, cu urmarea a reducerii porozității efective a patului filtrant, face ca mișcarea fluidului prin mediul granular să fie nepermanentă /121,122/. Având în vedere concentrația redusă a suspensiilor din apă, pentru intervale scurte de timp, se poate considera mișcarea fluidului ca fiind permanentă, condiție care admite aplicarea legilor scurgerii fluidelor caoghe prin medii poroase și în cazul procesului de limpezire, prin filtrele rapide de nisip.

Pierderea de sarcină sau pierderea de presiune pe pro-

simea stratului filtrant, reprezintă unul din criteriile de bază pentru stabilirea capacității de reținere a masei filtrante, respectiv pentru determinarea ciclului optim de filtrare.

Datorită complexității fenomenelor care intervin în desfășurarea procesului, relațiile matematice stabilite pînă în prezent, pentru calculul pierderilor de sarcină, diferă foarte mult între ele. Aceste diferențe sînt o consecință a ipotezelor considerate de fiecare autor în parte. Pentru exemplificare, în tabela 3.3, sînt notate cîteva din relațiile mai importante folosite pentru calculul pierderilor de sarcină în filtrele rapide de nisip /8,54,66,77,109,114,121/.

Avînd în vedere importanța pe care o au pierderile de sarcină în procesul filtrării rapide, se impune cercetarea și stabilirea acestora și pentru perioada inițială de încălzire.

TABELA 3.3.

Nr. crt.	AUTORUL	ECUAȚIA PROPUȘĂ*
1	MINTI D.M., SUBERT, S.A.	$\frac{\Delta H}{L} = M \frac{\gamma^h \nu^{2-n}}{g} \frac{[6m(1-p)]^{1+n}}{p^3 \text{dec}^{1+n}}$
2	HACKLEY.	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = \left(1 + \frac{\beta G}{p_0}\right)^{\frac{2}{3}} \left(1 - \frac{G'}{p_0}\right)$
3	IVES K.J.	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = \left(\frac{1-p_0+G}{1-p_0}\right)^2 \left(\frac{p_0}{p_0-G}\right)^3 \left(\frac{k}{r_0}\right) \left(\frac{r}{r_0}\right)^2$
4	CAMP T.R.	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = \left(\frac{1-p_0+G}{1-p_0}\right)^2 \left(\frac{p_0}{p_0-G}\right)^3 \left[\frac{1}{\sqrt{\frac{G}{3(1-p_0)} + \frac{1}{4} + \frac{G}{3(1-p_0)} + \frac{1}{2}}} \right]$
5	HUIZHAN L.	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = \left(\frac{p_0}{p}\right)^3 \left(\frac{s}{s_0}\right)^2$
6	MOHANKA S.S.	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = 1 + (1+2\beta) \frac{G}{p_0} + (1+\beta)^2 \left(\frac{G}{p_0}\right)^2 + (1+\beta)^3 \left(\frac{G}{p_0}\right)^3 + \dots$
7	SAKTHIVADIYEL V.	$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = \left(\frac{1-p_0+G}{p_0-G}\right)^3 \frac{p_0^3}{(1-p_0)^3} \frac{1}{\xi^2}$

În conformitate cu teoria lui Maat și Hubert /121/ fluidul care se filtrează este caracterizat prin densitatea ρ , vâscozitatea dinamică μ , viteza reală de filtrare u și viteza aparentă v , iar mediul filtrant de parametru liniar l definit prin raza hidrostatică a materialului poros.

Legătura dintre acești parametri se exprimă prin pierderea de sarcină Π , ca fiind raportul dintre pierderea de presiune P și grosimea straturii filtrante L . În acest caz :

$$\frac{P}{L} = f(u, \rho, l, \mu) \quad (3.143)$$

Aplicând teorema Π din teoria similitudinii, în sistemul u, ρ, l se obține :

$$\frac{P}{L} = \varphi(Re) \cdot \frac{\rho v^2}{l} \quad (3.144)$$

Pentru scurgerea lichidelor prin medii poroase, raza hidrostatică a materialului poros se exprimă prin raportul dintre volumul porilor și suprafața laterală a granulelor.

Pentru unitatea de volum se obține expresia :

$$l = \frac{P}{A_i} = \frac{p \cdot d_{ec}}{6m(1-p)} \quad (3.145)$$

iar :

$$\frac{1}{d_{ec}} = \sum_{i=1}^n \frac{a_i}{d_i} \quad (3.146)$$

în care :

- p - porozitatea materialului filtrant ;
- A_i - suprafața laterală a granulelor pe unitatea de volum a filtrului ;
- m - coeficientul de formă al granulelor de nisip ;
- d_{ec} - diametrul mediu echivalent al granulelor de nisip determinat pe baza curbei granulometrice a materialului filtrant ;
- a_i - cantitatea de material având diametrul d_i , exprimat în procente, din greutatea totală a probei.

Regimul de scurgere al unui fluid printr-un mediu poros se definește prin valoarea numărului Reynolds $(Re = \frac{ul}{\nu})$

Introducând în expresia numărului Reynolds valoarea parametrului

liniar l dat de relația (3.145) și viteza reală exprimată prin raportul dintre viteza reală și porozitatea p ($u = v/p$), se obține expresia numărului Blake ce caracterizează mișcarea fluidelor prin medii poroase.

$$B \equiv Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d_{ec}}{6 \mu m (1-p)} \quad (3.147)$$

Pentru regimul de scurgere laminar, cercetătorii sovietici D.M. Mintș și S.I. Șubert /121/, au stabilit ca numerele B și Re să fie cuprinse între 0,001 și 2.

Pierderea de sarcină H pe grosimea L a straturii filtrant se deduce din expresia (3.144) după înlocuirea porozității liniare l cu expresia (3.145), pierderea de presiune $P = \gamma H$ și viteza reală prin raportul dintre viteza aparentă de filtrare și porozitatea efectivă p ($u = v/p$).

$$H = \varphi(Re) \frac{\rho}{\gamma} v^2 \frac{6m(1-p)}{\rho^3 d_{ec}} L \quad (3.148)$$

Pe baza teoriei lui Mintș și Șubert /121/, coeficientul de rezistență al filtrului $\varphi(Re)$ se poate exprima printr-o relație de forma :

$$\varphi(Re) = \frac{M}{Re^n} \quad (3.149)$$

Introducând relația (3.149) în expresia (3.148) se obține :

$$H = M \frac{L}{\gamma} \frac{\rho^{1-n}}{\gamma} \cdot \mu^n \cdot v^{2-n} \cdot \frac{6^{1+n} \cdot m^{1+n} (1-p)^{1+n}}{d_{ec}^{1+n} \cdot \rho^3} \quad (3.150)$$

Dacă : $n = 1$ rezultă :

$$H = M \frac{\rho}{\gamma} v \frac{(1-p)^2}{\rho^3} \cdot \left(\frac{6m}{d_{ec}} \right)^2 \cdot L \quad (3.151)$$

Această relație este identică cu expresiile stabilite de :

- J. Kozony /97/

$$H = \frac{K}{\gamma} v \cdot v \cdot \frac{(1-p)^2}{\rho^3} (6m)^2 \left(\frac{A_i}{\sqrt{V_i}} \right)^2 \quad (3.152)$$

M.G.Fair - G.J.Geyer /35/ :

$$H = \frac{K}{g} \gamma \sqrt{\frac{(1-p)^2}{\rho^3}} (6m)^2 \sum_1^n \frac{a_i}{d_i^2} \quad (3.155)$$

În expresia (3.155) parametrii M și n sînt funcții de numărul Reynolds, de baza experiențelor efectuate în laboratorul Institutului de cercetări ale Academiei de Compoziție Comunală, cercetătorii sovietici D.M.Minț și G.A.Gubert /121/, au stabilit valorile parametrilor M și n în funcție de numărul Reynolds, valori ce se vedea în tabela 3.4.

TABELA 3.4

Re	2.0	2...8,7	8,7...25	25...160	160...1000
M	5,1	4,25	2,51	1,10	0,48
n	10	0,80	0,53	0,27	0,11

În cazul regimului laminar de scurgere ($0,001 < Re < 1$), se poate considera $m = 5,1$ și $n = 1$ iar expresia (3.155) pentru $g = 9,81 \text{ m/s}^2$ primește forma :

$$H = 0,188 \gamma m^2 \frac{\sqrt{(1-p)^2}}{d_{ec}^2 \rho^2} \cdot L \quad [cm] \quad (3.156)$$

Pentru determinări practice valoarea coeficientului cinematic γ se poate lua din tabela 3.5 /44, 97, 113, 121/

TABELA 3.5

T °C	4	8	12	14	16	18	20	22	26	30
$10^6 \gamma \left[\frac{m^2}{s} \right]$	157	131	124	117	111	106	101	96	88	81

În baza corecțiilor lui D.M.Minț și G.A.Gubert /121/ factorul de formă al granulelor fiind pentru granule rotunde $m = 1,05$ pentru granule oblongate $m = 1,2 \dots 1,3$ iar pentru granule foarte neregulate $m = 1,7 \dots 1,8$.

M.G.Fair și G.J.Geyer în lucrarea /34/ prezintă pentru diferite forme de granule (fig.3.13), valorile coeficientului de sfericitate al granulelor $\psi = d_i/d_0$, coeficientul specific

al suprafeței $S = A_i/V_i$, coeficientul de formă m și porozitatea inițială p_0 . Valorile acestor coeficienți sînt redate în tabela 3.6.

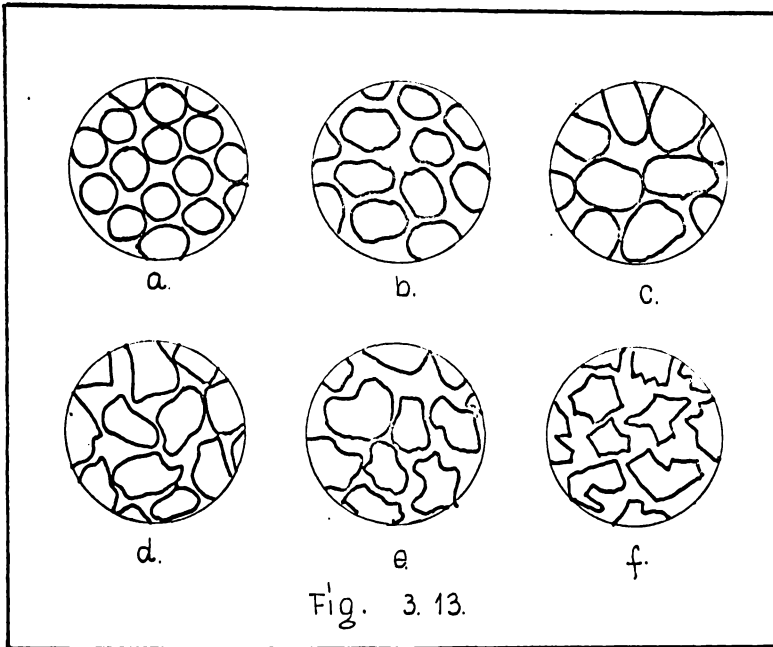


TABELA 3.6

FORMA	DENUMIREA	$\psi = \frac{d}{d_0}$	$S = \frac{A_i}{V_i}$	m	p_0
a	SFERICĂ	1,00	6,0	1,00	0,38
b	ROTUNJITĂ	0,98	6,1	1,01	0,38
c	ALUNGITĂ	0,94	6,4	1,02	0,39
d	CULTUROASA	0,81	7,4	1,23	0,40
e	CULTUROS-ASCUTITĂ	0,78	7,7	1,29	0,43
f	CONCASATĂ	0,70	8,5	1,41	0,48

în care :

d_0 - reprezintă diametrul granulelor sferice ;

d_i - reprezintă diametrul unei granule de formă cubică ;

$S = A_i/V_i$ - suprafața specifică exprimată prin raportul dintre aria granulelor de nisip și volumul acestora.

La începutul procesului de filtrare când mediul filtrant este curat, porozității inițiale p_0 îi corespunde o pierdere de sarcină ΔH_0 , iar pe măsura acumulării depozitelor în masa filtrantă, porozitatea inițială se reduce de la p_0 la p iar pierderea de sarcină crește de la ΔH_0 la o valoare ΔH .

Pentru perioada inițială de încălzire, depozitele acumulate modifică foarte puțin structura mediului filtrant și în consecință relația (3.154) se poate utiliza cu bune rezultate pentru determinarea porozității efective p dacă în prealabil pierderea de sarcină ΔH , corespunzătoare momentului t , a fost măsurată.

În acest caz rezultă :

$$\frac{(1-p_0)^2}{p^3} = \frac{d_{cc}^2}{0,188 \cdot \gamma m_0^2 \cdot \nu} \cdot \frac{\Delta H_0}{L} \quad (3.155)$$

$$\frac{(1-p)^2}{p^3} = \frac{d_{cc}^2}{0,188 \cdot \gamma m \cdot \nu} \cdot \frac{\Delta H}{L} \quad (3.156)$$

Încind raportul dintre aceste două relații rezultă:

$$\frac{(1-p)^2}{p^3} = \frac{(1-p_0)^2}{p_0^3} \cdot \left(\frac{m}{m_0}\right)^2 \cdot \frac{\Delta H}{\Delta H_0} \quad (3.157)$$

Dacă $\frac{m}{m_0} \approx 1$ și $\frac{d_{cc}^*}{d_{cc}} \approx 1$, porozitatea efectivă p se poate determina pe baza pierderilor de sarcină ΔH și ΔH_0 măsurate. Pentru acest caz se obține expresia :

$$\frac{p^3}{(1-p)^2} = \frac{p_0^3}{(1-p_0)^2} \cdot \frac{\Delta H_0}{\Delta H} \quad (3.158)$$

expresie, ce se poate aplica cu bune rezultate numai pentru

perioada inițială de reținere. În cadrul acestui stadiu de filtrare, pierderile de sarcină pe grosimea stratului filtrant sînt în general foarte reduse, reprezentînd aproximativ 10...15 % din pierderea de sarcină maximă, ce poate fi atinsă la sfîrșitul ciclului de filtrare.

Expresia (3.157) s-a obținut în ipoteza că diametrul granulelor încôrcate d_{cc}^* este identic cu diametrul inițial d_{cc} ceea ce presupune o acumulare a suspensiilor numai în porii materialului filtrant și mai puțin pe suprafața granulelor.

Dacă acumulările de depozite se fac cu pierdere pe suprafața granulelor, depunerea specifică volumetrică \mathcal{N} se poate determina pe baza relației :

$$\mathcal{N}_v = \frac{\beta (d + \Delta d)^3 - \beta_0 \cdot d^3}{\beta_0 \cdot d^3} \cdot (1 - p_0) \quad (3.159)$$

în care :

$V_0 = \beta \cdot d^3$ - volumul granulelor curate ;

$V_1 = \beta (d + \Delta d)^3$ - volumul granulelor încôrcate ;

d - diametrul granulelor curate ;

p_0 - porozitatea inițială a mediului filtrant ;

β, β_0 - constante ;

\mathcal{N}_v - depunerea specifică volumetrică exprimată ca raport între volumul depunerilor și volumul patului filtrant.

În acest caz, porozitatea efectivă p se poate obține scăzînd din depozitul specific \mathcal{N}_v - porozitatea inițială p_0

$$p = p_0 - \mathcal{N}_v \quad (3.160)$$

Cu ajutorul acestei notații, expresia (3.142) devine :

$$\frac{\Delta H}{L} = K_M \cdot \frac{(1 - p_0 + \mathcal{N}_v)^2}{(p_0 - \mathcal{N}_v)^3} \cdot \frac{1}{(d + \Delta d)^2} \quad (3.161)$$

în care :

$$K_M = 36 M \frac{\nu}{g} \cdot \nu \cdot m^2 \quad (3.162 a)$$

$$d_{cc} = d + \Delta d \quad (3.162 b)$$

Dacă în ecuația (3.199) se neglijează termenul $(\Delta d)^3$ iar $\beta/\beta_0 \approx 1$ rezultă :

$$(d+\Delta d)^2 = d^2 \left[\frac{1}{2} + \frac{\rho_0}{3(1-\rho_0)} + \sqrt{\frac{\rho_0}{3(1-\rho_0)} + \frac{1}{4}} \right] \quad (3.198)$$

expresie, care introdusă în (3.161) se obține ecuația propusă de R.T.Camp /8/ pentru determinarea pierderilor de sarcină într-un filtru rapid de nisip (tabelu 3.3, forma 3)

$$\frac{\Delta H}{\Delta H_0} = \left(\frac{1-\rho_0+\rho_0}{1-\rho_0} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_0}{\rho_0-\rho_0} \right)^3 \left[\frac{1}{\frac{1}{2} + \frac{\rho_0}{3(1-\rho_0)} + \sqrt{\frac{\rho_0}{3(1-\rho_0)} + \frac{1}{4}}} \right] \quad (3.199)$$

Pentru determinarea pierderilor de sarcină în cazul cel mai general se introduce în ecuația (3.191) următoarele notații :

$$\begin{aligned} h_0 &= \frac{\Delta H_0}{L} & K_0 &= M \frac{\gamma}{g} \cdot \sqrt{\frac{m_0^2}{d_{ec}^2}} \\ h &= \frac{\Delta H}{L} & K &= M \frac{\gamma}{g} \cdot \sqrt{\frac{m^2}{d_{ec}^2}} \end{aligned} \quad (3.195)$$

Pentru $K_0 = K$ rezultă :

$$h-h_0 = K \left[\frac{(1-\beta)^2}{\beta^3} - \frac{(1-\beta_0)^2}{\beta_0^3} \right] = \beta_0 \rho_0 \quad (3.196)$$

sau :

$$h = h_0 + \beta \rho_0 \quad (3.197)$$

Considerînd un element diferențial de filtru de specie unitară și grosime dx se obține expresia :

$$h dx = h_0 dx + \beta \rho_0 dx \quad (3.198)$$

sau :

$$\int_0^H h dx - \int_0^H h_0 dx + \beta \int_0^L \bar{G}_v dx \quad (3.169)$$

$$H = H_0 + \beta \int_0^L \bar{G}_v dx \quad (3.170)$$

Introducând în expresia (3.170) valorile funcției \bar{G} deduse pe baza modelelor propuse de K.I. Ives (3.77), G.F. Lelek (3.87), L. Huisman /54/ și propunerea autorului (3.119) rezultă :

$$H = H_0 + \frac{\beta}{2\sqrt{ab}} \ln \left\{ \frac{1 + e^{2aL} \left\{ \left[(e^z + 1)(e^z - 1) \right]^2 - 1 \right\}^{1/2} - 1}{1 + e^{2aL} \left\{ \left[(e^z + 1)(e^z - 1) \right]^2 + 1 \right\}^{1/2} + 1} \right\} e^z \quad (3.171)$$

sau cu aproximație :

$$H = H_0 + \frac{\beta}{2\sqrt{ab}} \ln \cdot e^z = H_0 + \beta \cdot V \cdot C_0 \cdot t \quad (3.171 a)$$

2.- modelul G.F. Lelek :

$$H = H_0 + \frac{\beta \rho_0}{\lambda_0} \ln \left\{ \frac{e^{\lambda_0 L} \left[e^{\frac{\lambda_0 \cdot v \cdot C_0 \cdot t}{\rho_0}} - 1 \right]}{e^{\lambda_0 L} + e^{\frac{\lambda_0 \cdot v \cdot C_0 \cdot t}{\rho_0}} - 1} \right\} \quad (3.172)$$

3.- modelul L. Huisman :

$$H = \frac{H}{\lambda_0} \left\{ \frac{v \cdot \lambda_0 \cdot C_0 \cdot t}{\rho_0 - v \cdot \lambda_0 \cdot C_0 \cdot t} \cdot \frac{e^{\lambda_0 L} - 1}{e^{\lambda_0 \rho_0 L} - v \cdot \lambda_0 \cdot C_0 \cdot t} + \ln \frac{e^{\lambda_0 \rho_0 L} - v \cdot \lambda_0 \cdot C_0 \cdot t}{\rho_0 - v \cdot \lambda_0 \cdot C_0 \cdot t} \right\} \quad (3.173)$$

4.- Propunerea autorului :

$$H = H_0 + \beta \int_0^L \frac{3 \cdot V \cdot C_0}{d \lambda_0^3 x^4} e^{-\lambda_0 x} \left\{ 6 - E_1(x, t) e^{-\lambda_0 x (dt)^{1/3}} \right\} dx \quad (3.174)$$

Funcția $E_1(x, t)$ fiind dată de relația (3.120) .

Relațiile astfel determinate urmează a fi verificate prin experiențe de laborator.

3.9.- Concluzii asupra aspectelor teoretice privind desfășurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de retenere

Filtrarea rapidă fiind un proces deosebit de complex, s-a căutat ea pe baza rezultatelor proprii sau a celor culese din literatura de specialitate, să se definească domeniile caracteristice ciclurilor de filtrare. Astfel, fiecare ciclu de filtrare este alcătuit dintr-o perioadă inițială sau de amorsare, o perioadă de regim și o perioadă de colmatare, la limita căruia filtrul se scoate din funcțiune pentru a fi spălat.

Perioada inițială de încălzire fiind o treaptă caracteristică în alcătuirea ciclurilor de filtrare, reprezintă tocmai obiectul de studiu al lucrării.

Analizând aspectul fizic al problemei s-au putut stabili ecuațiile generale care guvernează desfășurarea procesului de filtrare rapidă pentru perioada inițială de încălzire.

Corectînd ansamblul de parametri care concurează în desfășurarea procesului de limpezire, se stabilește relația care permite definirea parametrului filtrării λ , caracteristic acestui stadiu de filtrare (relația 3,72).

Cu ajutorul formulării propuse pentru parametrul λ s-a putut realiza integrarea sistemului de ecuații cu derivate parțiale (3.24 și 3.31). Verificarea soluțiilor obținute se propunea a se face printr-o integrare numerică cu metoda diferențelor finite, pe baza rezultatelor obținute pe o instalație experimentală de filtre rapide.

Pe baza soluțiilor obținute s-a putut stabili expresia

(3.124) care definește perioada inițială de încercare în funcție de concentrația efluentului, grosimea și caracteristicile geometrice ale patului filtrant.

Legătura dintre modificările calitative și creșterea pierderilor de presiune într-o masă filtrantă dată, se exprimă prin intermediul relațiilor (3.158) și (3.160). Ipotezele și investigațiile teoretice propuse de autor urmează a fi verificate pe instalații de laborator sau pe filtre uzinale.

Relațiile stabilite de autor pentru exprimarea modificărilor calitative într-o masă de nisip, precum și expresia pentru definirea pierderilor de sarcină, sînt valabile numai pentru stadiul I de filtrare.

Aceste rezultate sînt utile proiectantului pentru determinarea parametrilor optimați de proiectare a instalațiilor de filtre rapide și în același timp servesc la îmbunătățirea parametrilor optimați de exploatare.

Pentru utilizarea relațiilor de calcul propuse, se impune ca în prealabil, parametrii a și λ să fie determinați în laborator pe o instalație pilot.

C a p i t o l u l 4

PROGRAMUL EXPERIMENTAL

Procesul de limpezire prin filtrele rapide de nisip este deosebit de complex, a solicitat din partea autorului elaborarea unui vast program experimental în baza căruia să se poată determina principalele parametri care determină desfășurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere.

Eficiența filtrării fiind condiționată, în principal, de mărimea vitezei de filtrare, de caracteristicile fizico-chimice ale apei de limpezit, de grosimea și structura granulometrică a mediului filtrant, cercetarea fenomenului a fost urmărită pe filtre rapide la scară de laborator sau uzuală, echipate cu nisip cuarțos de grosimi și sorturi granulometrice diferite. Pentru a putea urmări modul în care mărimea concentrațiilor și natura suspensiilor din apa de limpezit influențează eficiența filtrării s-au folosit, apo preparate artificial cu suspensii de kaolin, cât și unele categorii de ape captate direct din cursurile naturale de suprafață sau din păturile subterane. Experimentele efectuate în aceste condiții, cu diferite viteze de filtrare în condițiile modificării grosimii și structurii granulometrice, au servit pentru :

- stabilirea domeniilor caracteristice ciclului de filtrare rapidă ;
- stabilirea parametrilor care determină desfășurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere ;
- verificarea legii de separare, $C = C_0 \cdot e^{-\lambda \cdot x}$ propusă de Iwasaki, în 1937 /56/ și acceptată pentru investigarea procesului de filtrare rapidă de către majoritatea cercetătorilor ;
- stabilirea pe baza rezultatelor experimentale, pentru perioada inițială de reținere, a parametrului filtrării λ în funcție de parametrul inițial λ_0 și durata filtrării t ;
- delimitarea perioadei inițiale de reținere ;
- stabilirea legăturii dintre modificările calitative în masa filtrantă și rezistențele hidraulice ale acesteia ;

- verificarea ipotezelor teoretice ;
- stabilirea de recomandări practice privind proiectarea, construcția și exploatarea stațiilor de filtrare rapide.

Toate aceste probleme s-au urmărit pe două standuri experimentale executate la scară de laborator iar pentru confirmarea concluziilor obținute s-au efectuat experiențe și direct pe filtre uzinale. Apa ce trebuie limpezită prin aceste instalații, a fost preparată artificial cu suspensii de kaolin, captată direct din cursul natural al Secolului sau din apele sustenale feruginoase existente în oricând din câmpia Banatului și lunca Someșului.

Intregul program experimental s-a realizat în perioada aprilie 1968 - iunie 1974.

4.1.- Standul experimental I - D.1.

Acest stand a fost amenajat în cadrul laboratorului de tehnologia și chimia apei ai Universității tehnice din Karlsruhe (R.F.G.), în perioada aprilie 1968 - august 1969, cu ocazia unei deplasări de specializare a autorului.

Standul este alcătuit, fig.4.1, din cinci tuburi de sticlă cu diametrul interior $D = 60$ mm și înălțimea utilă $H_u = 1000$ mm, prevăzute cu racorduri pentru introducerea apei brute (1), colectarea apei filtrate (2), introducerea apei de spălare (3) și cele pentru panoul piezometric (4). Sistemul de drenaj al filtrelor a fost realizat dintr-o sită din material inoxidabil cu ochiuri de 0,5 mm având rolul de a susține masa filtrantă și de a colecta apa filtrată.

Bateria de filtre astfel concepută a fost fixată prin coliere de susținere pe un cadru metalic vertical alcătuit din profile ușoare de aluminiu.

Apa de limpezit, preparată cu suspensii de kaolin în rezervorul de apă brută, la concentrațiile dorite, a fost trimisă prin intermediul pompei P, la rezervorul de nivel constant I, amplasat la cca. 7 m înălțime, astfel încât să fie asigurată alimentarea gravitațională atât a rezervorului de nivel constant II cât și a bateriei de filtre.

Pentru ca temperatura apei să se mențină constantă în timpul desfășurării experiențelor s-a introdus un termostat re-

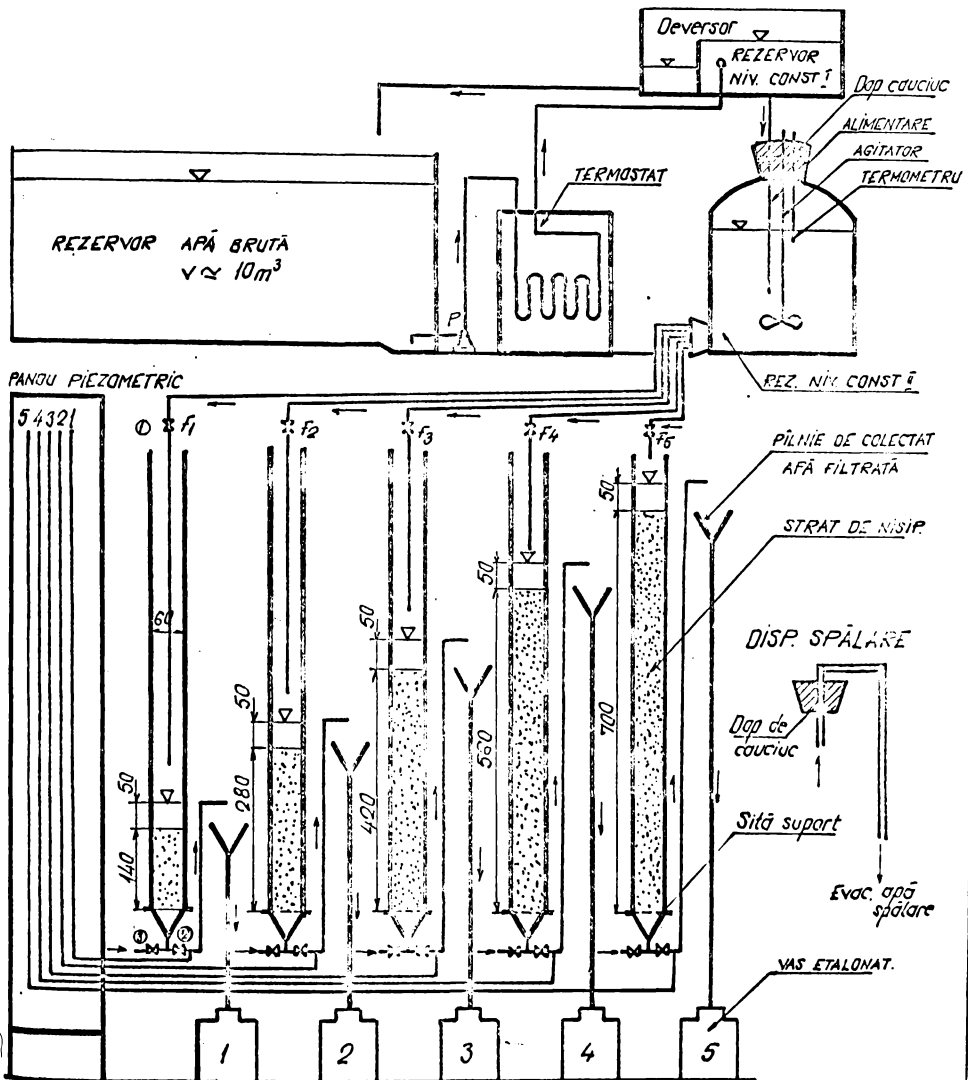


FIG. 4.1. SCHEMA INSTALAȚIEI DE LABORATOR - L.K.

glabil între bazinul de apă brută și rezervorul de nivel constant I. Rezervorul de nivel constant I, prevăzut cu un perete doversor între cele două camere componente, a avut rolul de a uniformiza debitul de alimentare al filtrelor. Introducerea în schema instalației a rezervorului de nivel constant II, echipat cu un agitator mecanic, a servit pentru menținerea constantă în timpul desfășurării experiențelor, a presiunii apei, a turbidităților și a debitelor de alimentare a fiecărui filtru.

Aspectele reale ale standului experimental L.K. sînt redată în fotografiile 1



Foto 1.

Pentru realizarea programului de cercetare, experiențele

pe acest stand, s-au efectuat pentru cinci grosimi distincte ale



Foto 2.

stratului filtrant de 14, 28, 42, 56 și 70 cm, echipate cu trei sorturi de nisip cuarțos având granulometria de 0,9 la 1,0 mm, 1,0 la 1,5 mm și 1,5 la 2,0 mm, prin care s-au filtrat cu viteze de 5, 10 și 15 m/h, ape cu concentrații medii de 10, 30 și 60 mg/dm³ suspensii.

La fiecare set de experiențe s-au măsurat concomitent, la intervale de 10 minute, turbiditățile apei la intrarea și ieșirea din filtre, pierderile de sarcină în fiecare strat considerat și

volumele de apă filtrată.

Alegerea celor cinci grosimi distincte ale stratului filtrant, în cinci filtre independente și echipate cu același sort de nisip, s-a făcut cu scopul de a obține o imagine reală și completă a modificării de ardea cantitativ și calitativ ce survin în desfășurarea procesului.

Pentru a apropia rezultatele experimentale de cele uzinale, s-a ales pentru realizarea turbidităților dorite kaolinul. Dar cum ^{la} kaolinul industrial dimensiunea particulelor depășește 300 la 400 microni, a fost necesar ca printr-o riguroasă sortare hidraulică să se păstreze numai acele particule ce nu depășeau în medie 15 - 20 μ .

Analiza spectrală a kaolinului a pus în evidență prezența : SiO₂, Al₂O₃, Fe₂O₃, CaO iar dintre elementele chimice, cantități importante de siliciu și aluminiu. În urma analizelor chimice s-au mai găsit urme de Ba, K, Ca, S, Sr, Rb, Pb și Fe. Apa brută, preparată cu o astfel de suspensie, se poate considera

ca fiind similară din punctul de vedere al compoziției chimice și al dimensiunii particulelor, ou aceea obținută după treapta de decantare în stațiile uzinale.

Turbiditățile apei brute cît și a celei filtrate s-au determinat cu ajutorul unui fotocolorimetru tip Eppendorf (Foto 3).



Foto 3.

tru a marca legătura
citirile redată de
prin extincția E
concentrația suspensii-
lor de caolin din apă, s-au
determinat opt soluții
etalon de concentrații
cuprinse între 5 și 60 mg/
dm³, pentru care s-a me-
surat la fotocolorimetru,
gradul de transparență al
fiecărei probe. Citirile
obținute sînt redată în
tabelia 4.1.

Tabela 4.1.

$C < \text{mg/dm}^3 >$	5	7,5	10	15	20	30	40	60
E	0,054	0,090	0,114	0,190	0,236	0,346	0,470	0,695

Folosind metoda statistică, a rezultat din prelucrarea acestor date, ecuația ce stabilește legătura dintre extincția E și concentrația în suspensii C .

Corelația dintre cele două mărimi fiind de forma :

$$E = a + b \cdot C \quad (4.1)$$

în care :

a = 0,0029 ordonate la origine a dreptei dată de ecuația 4.1 ;

b = 0,0116 coeficientul unghiular al aceluiași drepte.

Cu aceste valori, ecuația 4.1 devine :

$$E = 0,0029 + 0,016 \cdot C \quad (4.2)$$

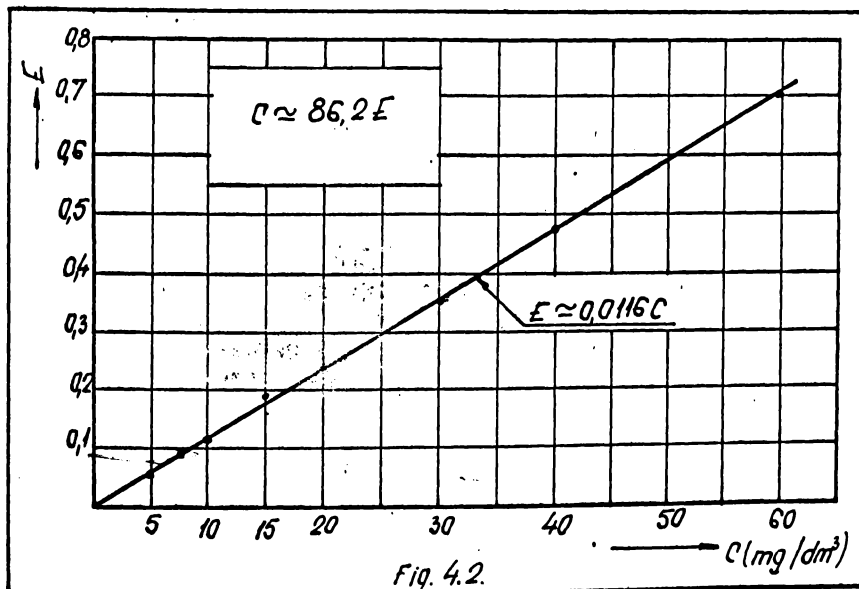
Prin neglijarea primului termen din ecuația 4.2, se obține :

$$E \approx 0,0116 \cdot C \quad (4.3)$$

iar :

$$C \approx 86,20 \cdot E \quad (4.4)$$

Pentru o determinare rapidă a concentrației suspensiilor din apă în funcție de citirile aparatului E, s-a trasat, pe baza valorilor din tabela 4.1, curba de etalonare din fig.4.2., caracteristică numai pentru soluțiile preparate cu suspensii de kaolin.



Pierderile de sarcină în fiecare filtru s-au determinat la un panou piezometric realizat din piezometre simple cu apă, iar pentru determinarea debitului la fiecare filtru, s-a folosit metoda volumetrică, în paralel cu metoda gravimetrică.

Pentru a menține constant debitul de filtrare, pe recordul de evacuare a apei filtrate, s-a prevăzut o rezistență suplimentară, rezistență ce s-a putut regla în funcție de gradul de încărcare cu suspensii a straturilor de nisip considerate.

Erorile relative făcute cu scazia citirii instrumentelor au fost cuprinse între 0,1 % la 0,5 % pentru turbidități, și de 0,5 % la 2 % pentru debite și pierderi de sarcină.

Secțiunea filtrelor, grosimea și porozitățile straturilor filtrante considerate au fost determinate cu erori relative mult mai mici.

Experiențele efectuate pe acest stand, marcate pe a simbolul L.K...., au însumat 195 cicluri de filtrare pentru care s-au determinat aproximativ 1000 puncte. Rezultatele obținute, din prelucrarea acestor date vor fi redată în cap. 6.

După încheierea fiecărui ciclu de filtrare, s-a trecut la spălarea maselor de nisip, folosind spălarea în contracuranță cu apă de rețea. Pentru eliminarea apei de spălare, la partea superioară a filtrului s-a fixat un dispozitiv realizat dintr-un dop de cauciuc (fig. 4.1.a) prin care s-a trecut un tub de plastic ce avea rolul de a conduce apa de spălare direct în rețeaua de canalizare. Durata de spălare a filtrelor a fost de 20...30 minute la viteze cuprinse între 25 și 30 m/h.

4.2.- Standul experimental - 4.1.

A fost proiectat și realizat de autor în cadrul laboratorului Catedrei de construcții microtehnice și asamblărilor funciare de la Institutul politehnic "Traian Vuia" Timișoara, pentru cercetarea procesului de filtrare rapidă și în condițiile de încărcare a apei brute cu suspensii naturale.

Standul redat în fig. 4.3, este alcătuit din cinci tuburi de plexiglas având diametrul interior $D = 150$ mm și înălțimea utilă $H_u = 1000$ mm, prevăzute la distanțe de cîte 100 cm cu drenuri pentru colectarea apei filtrate, respectiv pentru măsurarea, în timpul desfășurării procesului de filtrare, a pierderilor de sarcină la nivelul fiecărui strat.

Apa brută, cernută din boghei, este trimisă prin intermediul unei pompe, direct în rezervorul de nivel constant prevăzută cu un perete deversor pentru menținerea constantă a nivelului.

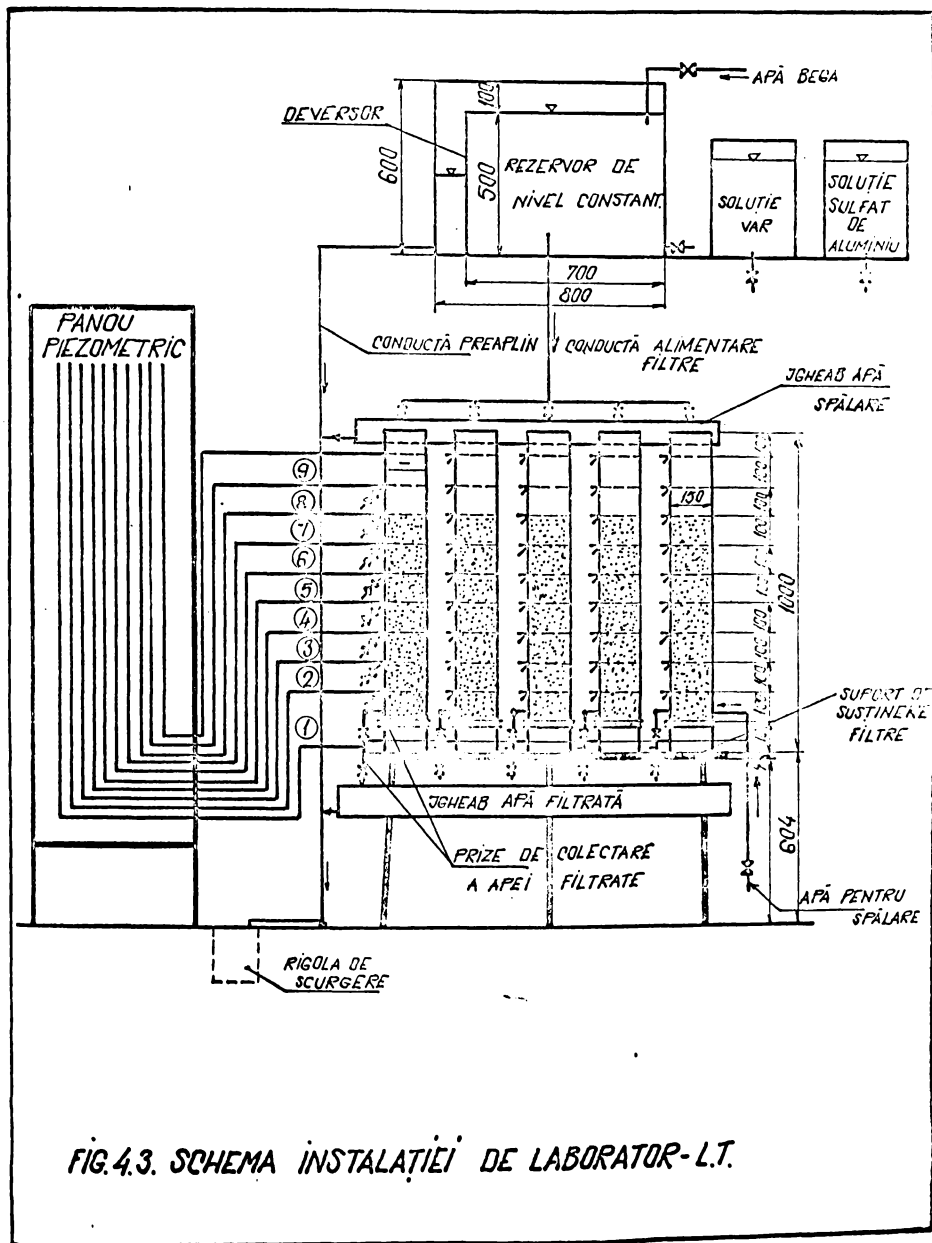


FIG. 4.3. SCHEMA INSTALAȚIEI DE LABORATOR-L.T.

sarcinii cît și a debitului de alimentare a filtrelor.

Pentru îndepărtarea suspensiilor depuse în masa de nisip, filtrele au fost prevăzute cu racorduri la rețeaua publică prin intermediul cărora s-a putut trimite curentul de apă necesar spălării.

Echiparea filtrelor s-a făcut cu nisip cuarțos obținut de la cariera Făget, avind granulometria cuprinsă între 0,71 la 1,0 mm, 1,0 la 1,25 mm și 1,25 la 1,60 mm. Vederea de ansamblu a instalației este redată în fotografia 4.



Foto 4.

Vitezele de filtrare utilizate pentru efectuarea experiențelor au fost cuprinse între 5 și 15 m/h.

Bobitele instalației s-au determinat voluntaric cu ajutorul a două vase etalonate montate în paralel.

Pentru a cuprinde o gamă cît mai largă de situații, experiențele s-au efectuat cu apă de Joga în anotimpurile de primăvară, vară și iarnă, punînd în evidență influența temperaturii și a turbidității apei brute asupra desfășurării procesului de filtrare.

trare.

Turbiditățile apei brute cît și a celei filtrate s-au determinat cu un turbidimetru HACH model 2100 A (foto 5). Prin intermediul acestui aparat se pot măsura turbiditățile cuprinse între 0 și 1000 U.J.E., respectiv între 0 și 2500 mg/dm^3 $^{\circ}\text{SiO}_2$. Coeficientul de transformare a unităților americane (U.J.E.) în $^{\circ}\text{SiO}_2$ este de 2,5.

Legătura dintre concentrația în suspensii C (mg/dm^3)

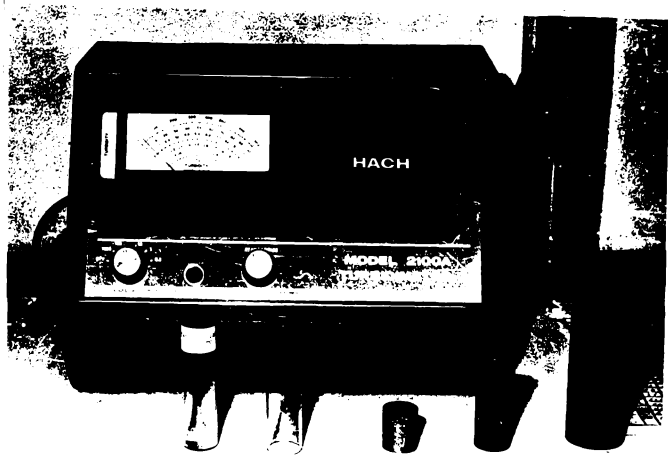


Foto 5.

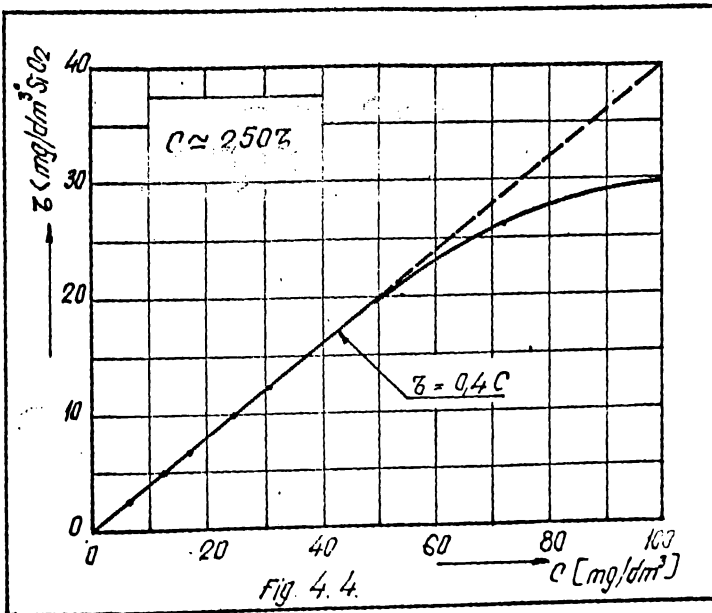


Fig. 4. 4.

și turbiditatea Z (mg/dm^3 $^{\circ}\text{SiO}_2$) este redată în curba de etalonare din fig.4.4.

În acest caz, funcția de transformare a $^{\circ}\text{SiO}_2$ în mg/dm^3 a suspensiei este de forma :

$$C = 2,5 Z \quad [\text{mg/dm}^3] \quad (4.5)$$

Relație ce se poate utiliza cu foarte bune rezultate numai pentru turbidități $Z \leq 20 \text{ mg/dm}^3$ $^{\circ}\text{SiO}_2$.

Citirile obținute la turbidimetrul HACH 2100 A sînt exprimate direct, în mg/dm^3 suspensii. Pentru eliminarea erorilor de măsură ce pot surveni la concentrații mai mari de 50 mg/dm^3 suspensii, respectiv pentru păstrarea linearității funcției de etalonare, aparatul este prevăzut cu un dispozitiv auxiliar ce se folosește numai pentru măsurarea turbidităților mai mari de 10 U.J.F.

Erorile de măsurare obținute cu acest aparat sînt cuprinse între $0,5 \%$ și 2% .

Experiențele efectuate și în condițiile filtrării apelor captate din cursul natural al râului au scos în evidență :

- existența și necesitatea perioadei de încălzire ;
- gradul înalt de limpezire al filtrelor compuse cu nisip cuarțos avînd grosimea de $0,6$ la $0,7 \text{ m}$ și granulometria cuprinsă între $0,71$ și $1,0 \text{ mm}$;
- dependența perioadei inițiale de filtrare de concentrația apei brute, viteza de filtrare, grosimea și granulometria mediului filtrant ;
- dependența coeficientului de rezistență al filtrului de parametrul inițial λ_0 și durata filtrării sau direct de încărcarea specifică ρ .

Concluziile la care s-au ajuns cu cele două categorii de suspensii sînt deosebit de interesante. Din aceste considerații s-a impus corectarea procesului de limpezire prin filtrare și în condițiile filtrării apelor subterane feruginoase.

În anul 1973, la solicitarea I.A.S. Timișoara, s-a studiat pe o instalație mobilă de laborator, linia tehnologică de limpezire a apei feruginoase de la ferma Agrozootehnică Moșița. Apa subterană din această zonă avînd între 8 și 10 mg/dm^3 fier, pentru îndepărtarea compuşilor de fier din apă, s-a conceput o instalație de deferizare, fig.4.5, alcătuită dintr-o cameră

de aerare, un prefiltru de coos și un filtru rapid de nisip.

Reținerea hidroxidului feric ca urmare a descompunerii bicarbonaților ferosi și oxidarea hidroxidului feros în contact cu aerul atmosferic, s-a realizat parțial în prefiltrul de coos și integral în filtrul de nisip. Echiparea filtrului a fost identică cu a celor folosite la limpezirea apei de Segă.

Experiențele de filtrare, efectuate pentru această apă, au scos în evidență, pentru viteze 5 la 10 m/h, comportarea mai bună a stratului filtrant de 0,7 m grosime având granulometria cuprinsă între 0,71 și 10 mm. Conținutul în fier al apei filtrate prin această masă de nisip a fost mult sub limita de 0,1 mg/dm³ cerută de STAS 1942-61.

Reținerea în filtrele de nisip oareșes atât a fierului bivalent cît și a celui trivalent se realizează prin fenomenul de absorbție. Pe de altă parte, fierul din apă care se găsește sub formă de hidrosol, încărcat cu sarcini electro- pozitive este atras de granulele de nisip încărcate cu sarcini electro- negative, realizîndu-se astfel reținerea de către masa filtrantă a fierului din apă.

Eficiența reținerii fierului este funcție în primul rînd, de viteza de filtrare, grosimea stratului filtrant și structura granulometrică a acestuia.

Instalația de laborator folosită pentru limpezirea apei de la Ferma Moșnița a fost încercată și în condițiile filtrării apelor subterane feruginoase cu conținut mic de fier.

La solicitarea I.S.P.C.S. București, în baza contractului nr.640 din 01.06.1973 /15/, s-a cerut alcătuirea liniei tehnologice a stației de deferizare de la I.A.S.Gheria, Jui. Cluj. Analizele chimice efectuate pentru apa captată din Lunca Someșului au scos în evidență prezența fierului în concentrații ce nu depășeau 2 la 2,5 mg/dm³.

Pe baza rezultatelor experimentale, obținute cu instalația de laborator prezentată în fig.4.5, linia tehnologică a stației de deferizare de la această unitate a fost alcătuită, dintr-o cameră de aerare, un decantor pentru reținerea parțială a hidroxidului feric format în urma oxidării bicarbonaților ferosi în camera de aerare, două filtre rapide deschise și un rezervor de apă filtrată (fig.4.6).

Filtrele rapide s-au prevăzut a se echipa cu nisip cuarțos având grosimea de 1,0 m și granulometria cuprinsă între 0,7 și 1,0 mm.

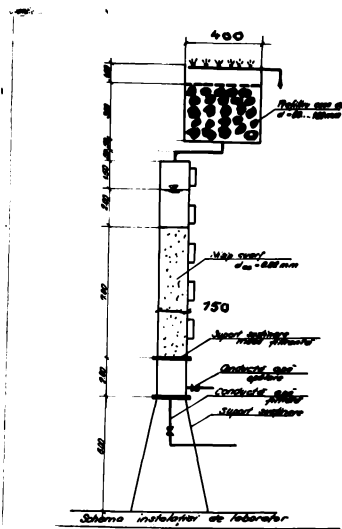


Fig. 4.5

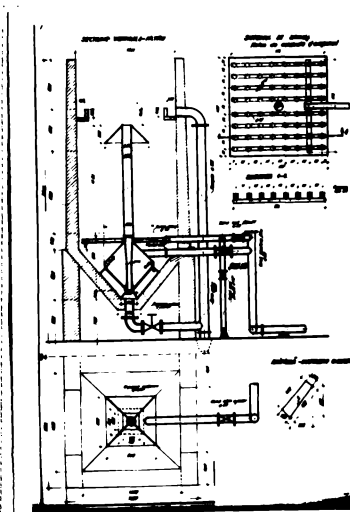


Fig. 4.6

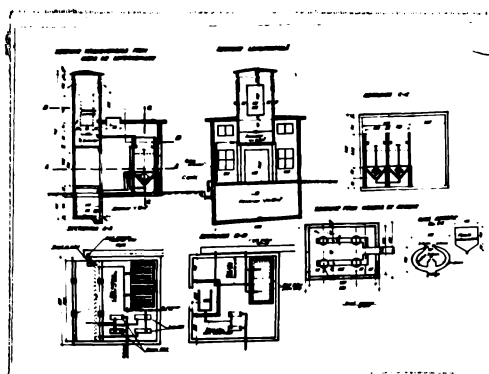


Fig. 4.7

Pentru a asigura condițiile de calitate cerute prin contract, viteza de filtrare a fost limitată la 5 m/h.

Evident că pentru aceste categorii de ape, duratele

ciolurilor de filtrare sînt sensibile mai mari față de apele ce conținut mare de fier.

Schema de ansamblu a filtrului proiectat pentru această unitate este redat în fig.4.7.

Rezultatele experimentale, obținute pe standul experimental II sînt marcate prin simbolul L.T.---

4.3.- Standul experimental uzinal III - U.T.

Pentru a da o utilizare practică concluziilor și soluțiilor obținute prin experimentările efectuate pe scara de laborator cu diferite categorii de suspensii, programul experimental a prevăzut cercetarea procesului de filtrare și în condiții de funcționare a filtrelor uzinale.

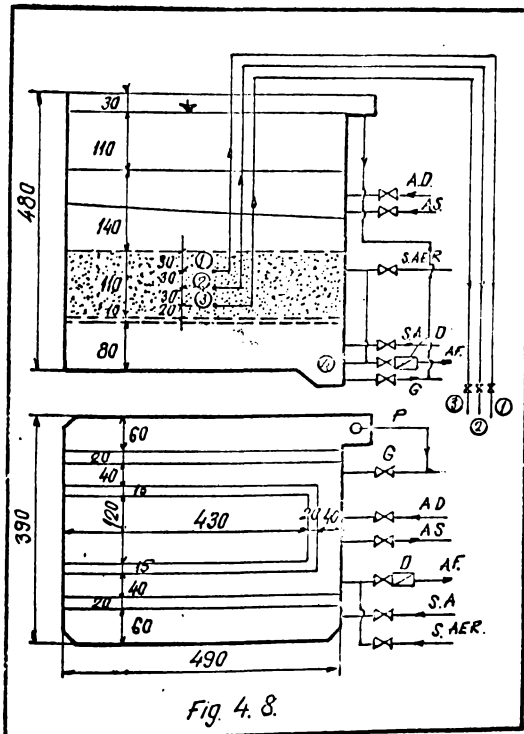


Fig. 4. 8.

În baza contractului nr. 790 din 18.01.1977, încheiat între Grupul Întreprinderilor de Gospodărie Comunală și Locală Timișoara și Institutul politehnic "Traian Vuia" Timișoara, s-a putut amenaja la Uzina de apă nr. 2 Timișoara, pentru efectuarea de experimente, filtrul rapid deschis nr. 20. Caracteristicile geometrice ale acestuia sînt redată în fig.4.8. Controlul debitului,

pe durata desfășurării ciclului de filtrare, s-a realizat prin intermediul unui debitmetru montat pe conducta de colectare a apei filtrate.

mediul filtrant a fost realizat din nisip cuarțos obținut de la cariera Măgret.

După efectuarea mai multor operațiuni de spălare și îndepărtarea de la suprafața filtrului, pe o grosime de ceașcă de a sorturilor fine de nisip, coeficientul inițial de neuniformitate $u = d_{60}/d_{10}$ s-a redus de la 2,0 la 1,49.

Curbele granulometrice ale nisipului filtrant pentru cele două alternative sînt reduse în fig.4.9.

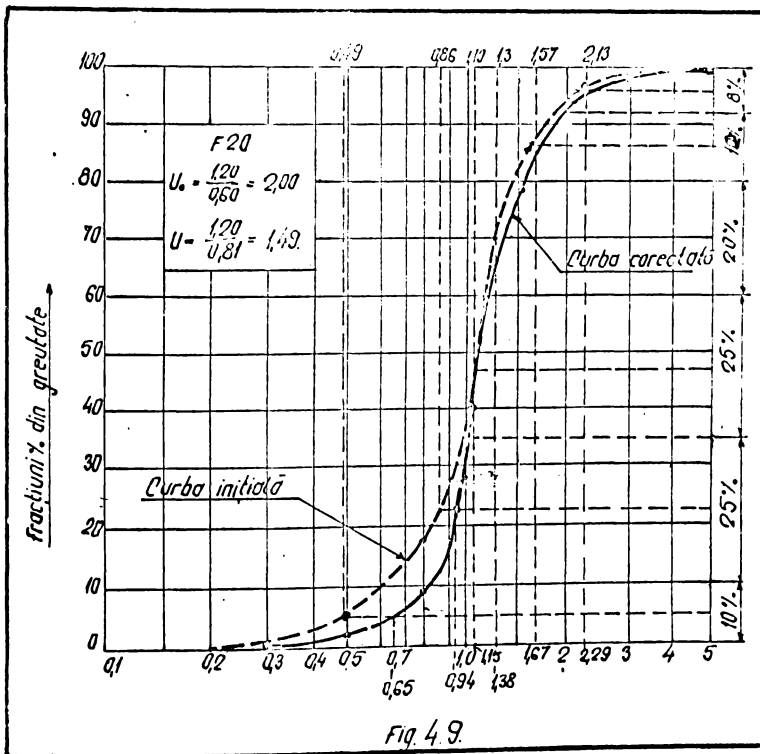


Fig. 4.9.

Pe baza datelor, din curbele granulometrice reprezentate în fig.4.9, s-au determinat diametrele echivalente corespunzătoare situației inițiale și finale.

$$\frac{1}{d_{ec}^*} = \frac{0,10}{0,49} + \frac{0,25}{0,86} + \frac{0,25}{1,10} + \frac{0,20}{1,30} + \frac{0,12}{1,51} + \frac{0,08}{2,13} = 0,990$$

$$\frac{1}{d_{ec}} = \frac{0,10}{0,63} + \frac{0,25}{0,94} + \frac{0,25}{1,15} + \frac{0,20}{1,38} + \frac{0,12}{1,67} + \frac{0,08}{2,29} = 0,890$$

rezultind :

$$d_{ec}^* = 1,03 \text{ mm} \quad \text{si} \quad d_{ec} = 1,121 \text{ mm}$$

Majorarea cu cea. 11,5 % a diametrului echivalent a permis ca uzinajul filtrului 25 să se efectueze cu viteză de filtrare cuprinse între 3 și 4 m/h.

Pentru a marca modificările de ordin calitativ pe suprașimca stratului filtrant în timpul desfășurării procesului, s-a introdus, în masa de nisip a filtrului, un dispozitiv alcătuit din trei crepine legate fiecare de câte un furtun de cauciuc la lungime de cea. 20 m, ce a permis ca prin sifonare să se colecteze probe de apă la adâncimile de 30, 50 și 80 cm (fig. 4.3). Probele de apă filtrată pentru întregul strat filtrant, în grosime de 110 cm, s-au colectat la robinetul montat pe conducta de apă filtrată a filtrului.

Rezultatele obținute pe filtrul uzinal echipat cu această structură granuloasă au pus în evidență :

- gradul înalt de impozare a apei filtrate ;
- majorarea vitezei de filtrare de la 5 la 8,4 m/h ;
- majorarea ciclului de filtrare de la 24 ore la 74 ore ;
- utilizarea mai completă a capacității de reținere a stratului filtrant ;
- existența și necesitatea perioadei inițiale de funcționare.

Toate aceste concluzii sînt o confirmare a ipotezelor teoretice și a rezultatelor obținute pe filtrele de laborator.

Experiențele efectuate pe acest stand uzinal sînt marcate prin simbolul U.F....

4.4.- Condițiile asupra suspensiilor experimentale

Experiențele efectuate pe cele trei standuri experimentale cu diferite categorii de suspensii au pus în evidență :

- domeniile caracteristice ciclului de filtrare rapidă;
- parametrii care guvernează desfășurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere ;
- dependența parametrului λ de coeficientul de rezistență inițial λ_0 și durata filtrării ;
- efectul vitezei de filtrare, a presiunii și structurii granulometrice asupra gradului de limpezire ;
- legătura dintre modificările calitative în filtru și rezistențele hidraulice ale acestora;
- delimitarea perioadei inițiale și efectul acestora asupra duratei ciclului de filtrare ;
- compartarea straturilor monogranulare (unilaterale) de nisip în condițiile filtrării apelor încălzite cu particule în suspensie, diferite ca natură, mărime și concentrații ;
- vizualizarea fenomenului de separare, adâncimea de pătrundere a suspensiilor în masa filtrantă și modul în care suspensiile din apă sînt reținute în porii sau pe suprafețele granulelor mediului filtrant;
- efectul nivelului apei de deasupra masei filtrante asupra duratei ciclului de filtrare ;
- rolul instalațiilor de laborator pentru determinarea parametrilor de proiectare și exploatare a filtrelor unilaterale.

Capitolul 5

CONSIDERATII ASUPRA SIMILITUDINII SI MODELARII PROCESULUI DE FILTRARE RAPIDA

5.1.- Probleme de ordin general

Complexitatea fenomenelor de separare ce apar în procesul de limpezire a apei prin filtrare, impun utilizarea pe scară largă a metodelor experimentale de cercetare. Modelarea hidrolică, ca metodă de cercetare, cuprinde studiile fenomenelor hidraulice pe modele la scară redusă.

Cunoscând parametrii care guvernează procesul, metoda analizei dimensionale permite să se obțină, sub formă criterială legea după care se desfășoară fenomenul studiat. O ecuație pusă sub formă criterială exprimă nu numai un singur fenomen, ci un grup de fenomene asemenea. Metoda analizei dimensionale se folosește atunci când pe bază de experiențe se cunosc parametri care participă la desfășurarea fenomenului.

Stabilind condițiile generale pe care trebuie să le îndeplinească fenomenele asemenea, teoria similitudinii dă posibilitatea ca fenomenele complexe din natură să poată fi studiate pe modele la scară redusă, iar rezultatele obținute să poată fi extinse, după anumite legi la scara întregă de fenomene asemenea /113/.

În cazul în care teoria de cunoaștere a fenomenelor este mai avansată, modelarea se utilizează ca metodă de verificare a rezultatelor teoretice.

5.2.- Stabilirea criteriilor de similitudine prin identificarea ecuațiilor de mișcare

Mișcarea unui fluid ce conține particule în suspensie de o anumită mărime, este determinată de acțiunea simultană a forțelor de inerție F_i , presiune F_p , masice (gravitaționale) F_G

și de rezistență opuse de fluid mișcării particulei în deplasarea sa relativă F_v . Caracteristicile acestor categorii de forțe, pentru cazul cel mai general al mișcării, au fost prezentate la cap.3, paragraful 3.4.-

Ecuatiile de echilibru, scrise cu aceste categorii de forțe pentru fenomenul din natură și model sînt de forma :

$$F_i + F_p + F_g + F_v = 0 \quad (5.1)$$

$$f_i + f_p + f_g + f_v = 0 \quad (5.2)$$

Cum cele două fenomene, din natură și model, sînt asemenea și ecuațiile de mișcare ce le caracterizează trebuie să fie identice. În acest caz se impune a fi satisfăcută condiția de similitudine :

$$\frac{F_i}{f_i} = \frac{F_p}{f_p} = \frac{F_g}{f_g} = \frac{F_v}{f_v} \quad (5.3)$$

Este suficient însă ca numai trei dintre rapoarte să fie egale, cel de al patrulea fiind satisfăcut în mod implicit.

Pentru stabilirea condițiilor de similitudine pentru mișcarea unei particule într-un fluid, se consideră ecuația (3-22) stabilită la paragrafele (3.4), transcrisă sub forma :

$$\frac{d\vec{U}_s}{dt} - \frac{\rho_t}{\rho_s} \cdot \frac{d\vec{U}_f}{dt} - \frac{\rho_f}{\rho_s} \cdot \frac{U}{\delta} \vec{U}_0 \cdot f \left(\frac{U\delta}{\nu} \right) + \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_s} \right) \vec{g} \quad (5.4)$$

Ecuatia de mișcare pentru fenomenul de pe model se obține prin corecția parametrilor din ecuația (5.4) cu coeficienții de scară corespunzători pentru lungimi, viteze, forțe și timp, sub forma :

$$\frac{\alpha_{U_s}}{\alpha_t} \cdot \frac{d\vec{U}_s}{dt} - \frac{\alpha_{U_f}}{\alpha_t} \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s} \cdot \frac{d\vec{U}_f}{dt} = \quad (5.5)$$

$$\alpha_f \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_s} \right) \vec{g} - \frac{\alpha_\nu}{\alpha_U \alpha_l} \cdot \frac{\rho_f}{\rho_s} \cdot \frac{U}{\delta} \vec{U}_0 \cdot f \left(\frac{U\delta}{\nu} \right)$$

Împărțind ecuația (5.5) cu factorul $\frac{dU^2}{dt}$ și punând condiția ca cele două ecuații să fie identice rezultă, pentru rapoartele : $\alpha_{u_s} \equiv \alpha_{u_f} \equiv \alpha_u \equiv \alpha_v$, următoarele condiții de similitudine :

$$\frac{\alpha_l}{\alpha_t \alpha_v} = 1 = \frac{\alpha_f \alpha_l}{\alpha \nu^2} = \frac{\alpha_v}{\alpha_l \alpha_v} \quad (5.6)$$

adică :

$$Sh = idem ; Fr = idem ; Re = idem. \quad (5.7)$$

Observații :

1.- Dacă mișcarea este permanentă, forțele de inerție se pot neglija și în consecință dispăre criteriul Strouhal. În acest caz, condițiile de similitudine se reduc la :

$$Fr = idem ; Re = idem \quad (5.8)$$

2.- Dacă și forțele viscoase sînt neglijabile se obține criteriul Reynolds :

$$Re = idem \quad (5.9)$$

Dacă masa specifică a fluidului este mult prea mică în raport cu masa specifică a suspensiei ($\rho_f \ll \rho_s$) și viteza de deplasare a fluidului devine foarte mare, ecuația (5.4) se reduce la forma :

$$\frac{d\vec{U}_s}{dt} = - \frac{\rho_t}{\rho_s} f \left(\frac{U \delta}{\nu} \right) \vec{U}_0 \cdot \frac{U}{\delta} \quad (5.10)$$

iar viteza relativă a particulei \vec{U} în raport cu fluidul se determină cu relația :

$$\vec{U} = \vec{U}_s - \vec{U}_f \quad (5.11)$$

Ecuația (5.10) astfel dedusă, servește pentru determinarea traiectoriei particulei în suspensie dintr-un gaz, situate într-un câmp de forțe uniforme, în care s-a neglijat efectul forțelor gravitaționale.

Construcția traectoriei de deplasare a particulelor se simplifică dacă se pun condițiile corespunzătoare de similitudine.

Dacă ecuația (5.10) se împarte cu raportul $\frac{\vec{U}_\infty}{\alpha}$ în care :

\vec{U}_∞ - reprezintă viteza de deplasare a fluidului la infinit amonte de granulele de nisip ;

d - dimensiunea caracteristică a granulelor de nisip ;
se obține :

$$\frac{d(\vec{U}_s/U_\infty)}{d(t \cdot U_\infty/d)} = -\frac{\rho_f}{\rho_s} \frac{d}{\delta} f\left(\frac{U}{U_\infty} \cdot \frac{U_\infty \delta}{\gamma}\right) \frac{U}{U_\infty} \cdot \frac{|\vec{U}_\infty|}{U_\infty} \quad (5.12)$$

în care :

$$Re_\infty = \frac{U_\infty \delta}{\gamma} \quad (5.13)$$

Pentru particule sferice, conform ecuației (3.23.a), funcția :

$$f\left(\frac{U_\infty \delta}{\gamma}\right) = \frac{18\gamma}{U_\infty \delta} = \frac{18}{Re_\infty} \quad (5.14)$$

Introducînd și notația :

$$\Delta = \frac{\rho_f}{\rho_s} \cdot \frac{d}{\delta} \quad (5.15)$$

Ecuația (5.11) devine :

$$\frac{d(\vec{U}_s/U_\infty)}{d(t U_\infty/d)} = -18 \frac{\Delta}{Re_\infty} \cdot \frac{\vec{U}}{U_\infty} \quad (5.16)$$

În cazul particular :

$$\frac{Re_\infty}{\Delta} = \frac{U_\infty \delta}{\gamma} \cdot \frac{\rho_s}{\rho_f} \cdot \frac{\delta}{d} = \rho_s \frac{U_\infty \cdot \delta^2}{\mu \cdot d} = const. \quad (5.17)$$

Daă dimensiunea mediului granular nu se schimbă, iar temperatura și presiunea fluidului gazos rămân constante în timpul desfășurării procesului, condiția (5.17) se reduce la forma :

$$U_{\infty} \cdot \delta^2 = \text{const.} \quad (5.18)$$

În cazul particulelor sferice, traiectoria cărcia îi corespunde o viteză la infinit $U_{\infty 1}$, la un diametru δ_1 este identică cu aceea cărcia îi corespunde o viteză $U_{\infty 2}$ la un diametru δ_2 , adică :

$$U_{\infty 1} \cdot \delta_1^2 = U_{\infty 2} \cdot \delta_2^2 \quad (5.19)$$

Soluția ecuației (5.11) este definită de valorile numerice ale parametrilor Δ și Re_{∞} . Studiul mișcării se face prin exemple succesive variind dimensiunile obstacolului (granulelor) și viteza la infinit.

Pentru :

$$\Delta = \text{const.} \quad \text{și} \quad Re_{\infty} = \text{const.} \quad (5.20)$$

condiția de similitudine (5.17) se reduce la :

$$\frac{d}{\delta} = \text{const.} \quad \text{și} \quad U_{\infty} \cdot \delta = \text{const.} \quad (5.21)$$

Condițiile de similitudine, astfel stabilite, sînt valabile în special pentru filtrarea aerului.

În cadrul procesului de filtrare rapidă, proces asemănător cu mișcarea apei subterane, forțele predominante sînt cele de gravitație și de frecare ; forțele de inerție se pot neglija din cauza vitezelor relativ mici /113/.

Pentru acest gen de mișcare, criteriul de similitudine rezultă din egalitatea :

$$\frac{F_0}{f_0} = \frac{F_1}{f_1} \quad (5.22)$$

iar după înlocuirea rapoartelor prin coeficienții de scară corespunzători rezultă :

$$\frac{\alpha_v \cdot \alpha_\nu}{\alpha_l^2 \cdot \alpha_g} = 1 \quad (5-23)$$

sau :

$$\frac{Fr}{Re} = \frac{v \cdot \nu}{l^2 \cdot g} = idem. \quad (5-24)$$

Acastă condiție de similitudine este valabilă în condițiile de mișcare a fluidelor prin medii filtrante granulare.

Mediul filtrant, fiind caracterizat de diametrul echivalent al granulelor d_{ec} , numerele Fr și Re se pot determina prin intermediul acestei mărimi.

În mod obișnuit, mediile filtrante sînt caracterizate prin parametrul l , definit prin raportul dintre volumul porilor și suprafața laterală a granulelor.

Conform relației (3.137), stabilită la cap.3, paragraful (3.8), parametrul l este o mărime dependentă de diametrul echivalent d_{ec} , coeficientul de formă al granulelor m și porozitatea mediului filtrant p .

Deoarece diametrul echivalent al granulelor determină diametrele medii ale tuburilor care formează rețeaua filtrantă a mediului poros, condiția de similitudine (5.24) se poate exprima prin diametrul echivalent, independent de scara lungimii modelului.

În aceste condiții, ecuația (5.24) se poate scrie și sub forma :

$$\frac{Fr}{Re} = \frac{v \cdot \nu}{d_{ec}^2 \cdot g} = idem. \quad (5.25)$$

Dacă lichidul ce se filtrează este același în natură și model, condiție de scară (5.23) devine :

$$\frac{\alpha_v}{\alpha_l^2} = 1 \quad \text{sau} \quad \frac{\alpha_v}{\alpha_{d_{ec}^2}} = 1 \quad (5.26)$$

deci :

$$\frac{V}{dec^2} = idem \quad \text{sau} \quad \frac{V_n}{(dec^2)_n} = \frac{V_m}{(dec^2)_m} \quad (5.27)$$

Pe baza relației (3.143), stabilită prin metoda analizei dimensionale, în cap.3, paragraful (3.8), viteza fluidului printr-un mediu poros, se poate exprima sub forma :

$$V = A dec^2 \frac{H}{L} = A dec^2 J = K J \quad (5.28)$$

în care :

$$A = \frac{1}{18,1 m^2 \gamma} \cdot \frac{\rho^3}{(1-p)^2}$$

$K = A dec^2$ - coeficientul de permeabilitate al mediului filtrant ;

J - panta piezometrică.

Dacă :

$$J_n = J_m \quad (5.29)$$

rezultă :

$$\frac{V_n}{V_m} = \frac{A_n (dec^2)_n J_n}{A_m (dec^2)_m J_m} = \frac{A_n (dec^2)_n}{A_m (dec^2)_m} \quad (5.30)$$

În concluzie, similitudinea fenomenelor de mișcare a fluidelor prin medii granulare se asigură prin :

$$\frac{V \gamma}{dec^2 g} = idem \quad (5.31)$$

și similitudinea geometrică a domeniului .

Coeficientul de scară al granulelor \mathcal{L}_d , se poate lua după cum urmează :

$$\begin{aligned} \mathcal{L}_d &= \mathcal{L}_e ; \quad \mathcal{L}_d \neq \mathcal{L}_e \\ \mathcal{L}_d &= 1 ; \quad \mathcal{L}_d \neq 1 \end{aligned} \quad (5.32)$$

Dacă : $\alpha_d = \alpha_e$ și $\alpha_A = 1$, conform relației (5.17) se obține următorii coeficienți de scară :

$$\alpha_v = \alpha_e^2 ; \alpha_q = \alpha_e^4 ; \alpha_t = \alpha_e^{-1} \quad (5.33)$$

iar pentru $\alpha_d = 1$ și $\alpha_A = 1$ rezultă :

$$\alpha_v = 1 ; \alpha_q = \alpha_e^2 ; \alpha_t = \alpha_e \quad (5.34)$$

Corectarea condițiilor de scurgere a fluidelor încărcate cu suspensii de concentrații reduse se poate face pe instalații de laborator, în următoarele alternative :

- 1.- fluidul care se filtrează este același atât în natură cât și în model ;
- 2.- granulometria mediului filtrant aceeași ;
- 3.- vitezele de filtrare rămân ne schimbate în natură și model ;
- 4.- grosimea stratului filtrant identică sau diferită de cea din natură.

În aceste condiții se impune ca eficiența limpezirii să fie aceeași atât pe filtrul model cât și pe cel uzinal.

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

Procesul de filtrare fiind asemănător cu procesul de limpezire în decantoarele suspensionale, pentru stabilirea condițiilor de similitudine în cadrul procesului de limpezire prin filtrele rapide de nisip, s-a pornit de la considerentul că atât la scara naturală cât și pe model, efectul limpezirii trebuie să fie același /20,21/.

$$E = \left(\frac{C}{C_0}\right)_n = \left(\frac{C}{C_0}\right)_m \quad (5.35)$$

Ca atare, ecuație fundamentală a limpezirii (3.137) stabilită la cap.3, paragraful 3.7.4, pentru perioada inițială de încărcare este de forma :

$$\frac{c}{c_0} = e^{-\lambda_0 [1 + (a \cdot t)^{1/3}] x} \quad (5.36)$$

în care :

λ_0 - parametrul inițial al filtrării exprimat, în $[L^{-1}]$

$a = V/L$ - parametru caracteristic perioadei inițiale de încălzire, exprimat, în $[T^{-1}]$;

t - timpul de filtrare, exprimat în $[T]$;

v - viteza aparentă de filtrare, în $[LT^{-1}]$;

L - grosimea stratului filtrant, în $[L]$.

Se consideră complexul adimensional X

$$X = \lambda_0 [1 + (a \cdot t)^{1/3}] x \quad (5.37)$$

Introducînd notațiile :

$$X_0 = \lambda_0 \cdot x \quad ; \quad T = a \cdot t \quad (5.38)$$

rezultă :

$$X = X_0 (1 + T^{1/3}) \quad (5.39)$$

Pentru valori egale ale complexului adimensional X , efectul limpezirii fiind același, înscamnă că rezultatele obținute pe model se pot transpune la scara naturală respectînd condiția :

$$(X)_m = (X)_n \quad (5.40)$$

Deci, similitudinea procesului de limpezire prin filtrele rapide de nisip se asigură prin similitudine geometrică a sistemului pentru care criteriul X al eficienței limpezirii :

$$X = X_0 (1 + T^{1/3}) = idem \quad (5.41)$$

și criteriul :

$$\frac{Fr}{Re} = \frac{v^2}{dec^2 g} = idem \quad (5.42)$$

impus de condițiile de mișcare ale fluidului prin mediul filtrant

Cu respectarea acestor criterii, rezultatele experimentale obținute pe instalații de laborator se pot transpune la scara filtrelor naturale și vor servi pentru determinarea optimă a parametrilor de proiectare, construcție și exploatare a acestor unități.

Folosind modelul matematic propus de D.M.Miș, prezentat în cap.3, paragraful 3.7, soluția aproximativă a sistemului de ecuații diferențiale 3.31 și 3.37, stabilită în ipoteza că raportul $E = C/C_0 = \text{const.}$, este de forma :

$$X \simeq X_0 + K T \quad (5.43)$$

în care :

$$X = \lambda x \quad ; \quad T = \beta t \quad ; \quad X_0 \simeq \ln \frac{C_0 - C}{C} \quad (5.44)$$

λ - fiind parametrul reținerii, în $[L^{-1}]$;

β - parametrul desprinderii, în $[T^{-1}]$;

X_0 - parametru adimensional ce caracterizează gradul de limpezire impus a fi realizat de mediul filtrant

Criteriile stabilite, prin ecuațiile 5.39 și 5.44, servesc pentru modelarea procesului de filtrare rapidă, în stațiile I, respectiv III, caracteristice ciclului de filtrare rapidă.

Pentru realizarea unei modelări corecte a procesului de limpezire prin filtrare, se recomandă :

1 - respectarea similitudinii geometrice între model și obiectul la scara fenomenului natural ;

2 - menținerea aceluiași regim de mișcare ;

3 - respectarea condițiilor impuse de criteriile de similitudine 5.41 și 5.42 ;

4 - corectarea efectului variației unor parametri funcționali determinanți asupra efectului de limpezire, ca de exemplu :

4.1 - mărimea și natura concentrației suspensiilor din apa de limpezit ;

4.2 - grosimea și structura granulometrică a mediului filtrant ;

4.3 - mărimea vitezei de filtrare ;

5 - efectuarea de încercări pe modele la scări diferite pentru eliminarea efectului de scară și corectarea valabilității criteriilor stabilite prin utilizarea cu precădere a instalațiilor uzinale de filtrare.

Instalațiile utilizate în experimentările efectuate, prezentate în cap.4, îndeplinesc toate aceste recomandări. Rezultatele obținute pe cele trei standuri utilizate, olt și prelucrarea lor sînt redată în cap.6.

5.4.- Transcrierea sub formă adimensională a soluțiilor obținute din integrarea ecuațiilor cu derivate parțiale care guvernează procesul de filtrare rapidă

Pentru ca rezultatele experimentale obținute pe filtrele model să poată fi generalizate pentru o gamă mai largă de fenomene asemenea, se impune ca soluțiile obținute din integrarea ecuațiilor cu derivate parțiale care guvernează procesele de filtrare rapidă să fie transcrise sub formă adimensională.

Soluțiile sistemului de ecuații diferențiale 3.24 și 3.31 , sub această formă, se stabilesc în funcție de modul de exprimare a parametrului filtrării λ .

Conform ipotezelor făcute în cap.3 , § 3.6 , parametrul filtrării λ , se poate exprima în funcție de depozitul specific σ sau de durata procesului de filtrare t .

Ipoteza I: $\lambda = \lambda_0 f(\sigma)$

Se consideră sistemul de ecuații diferențiale :

$$\frac{\partial c}{\partial x} = -\lambda \cdot c \quad (3.24)$$

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = -v \frac{\partial c}{\partial x} \quad (3.31)$$

Concentrația c și depunerea specifică σ se consideră ca fiind funcții dependente de grosimea stratului filtrant x și durata filtrării t . Punînd condițiile de margine rezultă :

$$C = C_0 \quad \text{pentru } (x, t) = (0, t) \quad (5.45)$$

$$G = 0 \quad \text{pentru } (x, t) = (x, 0) \quad (5.46)$$

$$G = G_0 \quad \text{pentru } (x, t) = (0, t) \quad (5.47)$$

G_0 - fiind depunerea specifică, la timpul t , în stratul de nisip de la suprafața filtrului.

Pentru $(x, t) = (0, t)$ se poate scrie o relație de legătură între raportul concentrațiilor și cel al încăcărilor specifice de forma :

$$\frac{C}{C_0} = \frac{G}{G_0} \quad (5.48)$$

Folosind modelul propus de P. Spindler /161/, modificarea depunerii specifice în raport cu timpul este o funcție de forma :

$$\frac{\partial G}{\partial t} = C \cdot K_0 \cdot f(G) \quad (5.49)$$

iar pentru o anumită încăcărare dată :

$$\frac{\partial G}{\partial x} = - \frac{K_0 f(G)}{v} G \quad (5.50)$$

K_0 fiind caracteristica inițială a mediului filtrant.

În timpul desfășurării procedurii de filtrare, încăcărea specifică crește de la o valoare inițială G_0 pînă la o valoare maximă $G_s = G_m$, corespunzătoare capacității maxime de saturație a mediului filtrant.

Făcînd raportul dintre relațiile 5.49 și 5.50, rezultă pentru $(x, t) = (0, t)$, viteza de antrenare a depunerilor v_G

$$v_G = \left(\frac{\partial x}{\partial t} \right) G = v \cdot \frac{C_0}{G_0} \quad (5.51)$$

Dacă în stratul filtrant de grosime $X \cong X_0$, depunerea specifică a atins limita maximă de saturație G_s , viteza de antrenare a depunerilor v_G devine egală cu viteza de antrenare

re a suspensiilor din apă. În acest caz :

$$V\sigma = V_E \approx V \frac{d\sigma}{dt} = \frac{\Delta x}{\Delta t} \quad (5.52)$$

iar :

$$\tilde{\sigma}_s = F \cdot \frac{V}{V_0} \quad (5.53)$$

F - fiind suprafața limitată de dreapta $C = C_0$ și funcția ce exprimă variația în timp a concentrației suspensiilor din efluent pentru stratul de grosime $x = x_0$, ajuns la limita maximă de saturație.

Pe baza acestor precizări, parametrul λ din ecuația 3.24, se poate exprima printr-o relație de forma :

$$\lambda = \frac{K_0}{V} f(\sigma) \quad (5.54)$$

dacă :

$$\lambda_0 = \frac{K_0}{V} \quad (5.55)$$

rezultă :

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} = f(\sigma) \quad (5.56)$$

în care :

λ_0 - parametrul inițial al filtrului corespunzător filtrului curat ($\tilde{\sigma} = 0$) ;

K_0 - constanta filtrului, se stabilește din condiția ca pentru $\tilde{\sigma} = 0$ să rezulte $f(\tilde{\sigma}) = 1$;

$f(\tilde{\sigma})$ - funcție ce caracterizează parametrul filtrării redată în cap.3 tab.3.1 și tab.3.2.

Pentru a obține generalizarea soluțiilor obținute din integrarea sistemului de ecuații diferențiale 3.24 și 3.31, se introduc următoarele mărimi adimensionale :

$$E = \frac{C}{C_0} \quad \text{pentru concentrații}$$

$$s = \frac{\tilde{\sigma}}{\tilde{\sigma}_s} \quad \text{pentru depunerile specifice}$$

$$X = \frac{K_0}{\sqrt{V}} x \quad \text{pentru grosimea stratului filtrant}$$

$$X_0 = \frac{K_0}{\sqrt{V}} x_0 \quad \text{pentru stratul filtrant de grosime } x = x_0$$

$$T = K_0 \frac{C_0}{G_s} t \quad \text{pentru durata filtrării}$$

$$S_0 = \frac{G_0}{G_s} \quad \text{pentru depunerea specifică inițială}$$

Folosind modelul suprafețelor specifice combinate propus de K.I. Ives /67/, relația 2.42 stabilită în cap.2 § 2.3.6.3, se poate utiliza pentru determinarea raportului λ/λ_0 .

Dacă în relația 2.42, se introduce mărimile caracteristice sub formă adimensională și considerând exponenții : $y = z = 1$, rezultă :

$$f(S) = \frac{\lambda}{\lambda_0} = (1 + AS)(1 - S) \quad (5.57)$$

A - fiind un parametru caracteristic al funcției 5.57.

Pentru :

$$\begin{aligned} S=0 & ; f(S)=1 \\ S=1 & ; f(S)=0 \end{aligned} \quad (5.58)$$

Reprezentarea grafică a funcției $f(S)$, pentru $1 \leq A \leq 5$ este redată în fig.5.1.

Punctele de maxim ale funcției $f(S)$, reprezentate în fig.5.1, se obțin punând condiția :

$$\frac{\partial f(S)}{\partial S} = A - 2AS - 1 = 0 \quad (5.59)$$

de unde rezultă :

$$S_{max} = S_M = \frac{A-1}{2A} \quad (5.60)$$

iar :

$$f(S_M) = \frac{\lambda_{max}}{\lambda_0} = 1 + \frac{(A-1)^2}{4A} \quad (5.61)$$

sau :

$$f(S_M) = 1 + \frac{S^2}{1 - 2S} \quad (5.62)$$

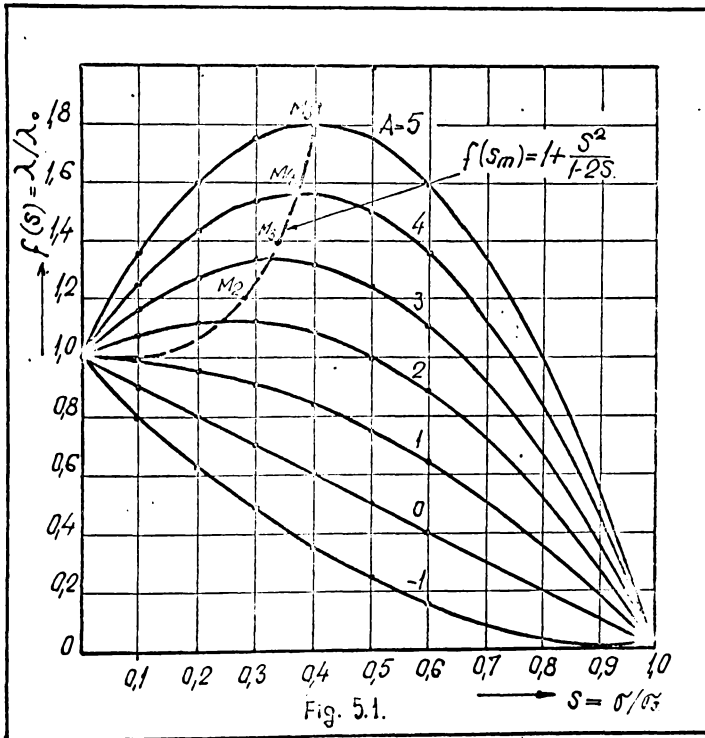


Fig. 5.1.

Funcțiile $f(S_M)$ sînt determinate pentru $A > 1$ și $0 < S < 0,5$.

Înlăturarea punctelor de maxim ale funcției $f(S)$, delimitează perioada inițială de încărcare, caracteristică ciclului de filtrare rapidă. Pentru acest stadiu, parametrul A putînd lua orice valoare pozitivă, se schimbă gradul de încărcare al filtrului nu poate depăși limita de 50%.

Introducînd mîșcările dimensionale caracteristice în sistemul de ecuații diferențiale 3.24 și 3.31 rezultă :

$$\frac{\partial E}{\partial X} = -E f(s) \quad (5.63)$$

$$\frac{\partial E}{\partial X} = -\frac{\partial S}{\partial T} \quad (5.64)$$

Pentru : $S_0 = 1$: $X = S$ și

$$\frac{\partial S}{\partial T} = \frac{\partial E}{\partial T} \quad (5.65)$$

Soluțiile care se obțin din integrarea acestui sistem de ecuații sînt dependente de valoarea parametrului A și de:

Pentru : $A > -1$ rezultă :

$$S_0 = \frac{1 - e^{-(A+1)T}}{1 + A e^{-(A+1)T}} \quad (5.66)$$

$$X = -\ln \frac{S}{S_0} + \frac{A}{A+1} \ln \frac{1+AS}{1+AS_0} + \frac{1}{A+1} \ln \frac{1-S}{1-S_0} \quad (5.67)$$

$$E = \frac{S}{S_0} \quad (5.68)$$

Pentru : $A = -1$ soluțiile care se obțin sînt de forma :

$$S = \frac{T}{1+T} \quad (5.69)$$

$$X = -\ln \frac{S}{S_0} + \ln \frac{1-S}{1-S_0} - \frac{1}{1-S} + \frac{1}{1-S_0} \quad (5.70)$$

$$V_S = \left(\frac{\partial X}{\partial T} \right)_S = \frac{1}{S_0} \quad (5.71)$$

V_S - fiind viteza de antrenare a depunerilor în masa filtrantă.

Dacă în stratul filtrant de grosime $X = 0$, depunerea specifică a ajuns la limita de saturație ($S_0 \leq 1$), viteza de antrenare a suspensiilor din apa de limpezit devine constantă. La același rezultat se ajunge, dacă în soluțiile obținute 5.55 și 5.59, se pune condiția ca parametrul $T \leq \infty$.

Ecuațiile 5.62 și 5.72 stabilesc limitele maxime ce pot fi atinse pentru concentrația suspensiilor din effluent și viteza de antrenare a acestora în condițiile în care stratul de grosime $X = 0$ a ajuns la limita maximă de saturație.

Pentru exemplificare, în tabela 5.1, sînt redată valorile timpului T , calculate cu relațiile 5.55 și 5.59, în funcție de parametrul A și gradul de încărcare cu depuneri a stratului filtrant de grosime $X = 0$.

Tabela 5.1

S_0	A						
	-1	0	1	2	3	4	5
0.50	1	0.69	0.550	0.452	0.401	0.359	0.330
0.60	4	1.01	1.037	0.855	0.707	0.619	0.537
0.90	9	2.39	1.470	1.120	0.910	0.760	0.637
0.95	19	3.00	1.748	1.354	1.090	0.920	0.790
0.98	49	3.51	2.203	1.664	1.247	1.100	0.950
0.99	100	4.50	2.550	1.900	1.500	1.250	1.064
0.999	1000	6.90	3.810	2.670	2.090	1.700	1.444

La o saturație de 50 % a stratului filtrant, eficiența filtrării este de 50 %, iar viteza de antrenare a depunerilor nu depășește 2 %. În cazul în care gradul de saturație al stratului este de 99,9 %, gradul de limpezire este de 0,1 %, iar viteza de antrenare a depunerilor v_d nu este mai mare ca 0,1 %.

Mărimile X , caracteristice stratului filtrant, redat în tabela 5.2, s-au determinat cu relațiile 5.62 și 5.72, în funcție de valorile parametrului A și de gradul de limpezire realizat.

Cu rezultatele obținute în tabelele 5.1 și 5.2, s-au trasat diagramele din Fig. 5.2.

Pentru $1 \leq A \leq 2$, conform datelor experimentale viteza de antrenare a concentrațiilor devine constantă $v_d = 1$, iar

la valori $T > 2$, parametrul X crește liniar cu T . Pentru situația în care $K = \text{const.}$, relația de legătură a celor doi parametri este de forma :

$$X = X_0 + T \quad (5.72)$$

Tabela 5.2

A	$E = C/c_0 = S/s_0$						
	0.5	0.2	0.1	0.05	0.02	0.01	0.001
0	1.085	3.040	4.49	5.950	7.010	9.190	13.890
1	0.802	2.097	3.07	4.150	5.318	6.560	10.020
2	0.635	1.625	2.41	3.325	4.514	5.420	8.460
3	0.525	1.337	2.10	2.781	3.887	4.740	7.610
4	0.450	1.142	1.70	2.460	3.470	4.270	7.000
5	0.397	0.977	1.51	2.200	3.124	3.895	6.555

Relația 5.72 servește pentru determinarea parametrului caracteristic X_0 , pe baza valorilor calculate în tabelele 5.1 și 5.2. Valorile parametrului X_0 sînt redate în tabela 5.3.

Tabela 5.3.

A	$E = C/c_0 = S/s_0$						
	0.5	0.2	0.1	0.05	0.02	0.01	0.001
0	0.395	1.430	2.190	2.950	3.500	4.590	6.900
1	0.252	1.000	1.600	2.310	3.020	3.910	5.210
2	0.173	0.770	1.290	1.970	2.850	3.520	5.810
3	0.124	0.630	1.090	1.690	2.640	3.240	5.520
4	0.092	0.530	0.940	1.540	2.370	3.020	5.300
5	0.061	0.440	0.830	1.410	2.170	2.830	5.110

Cu valorile determinate în tabela 5.3, s-a trasat diagrama din fig.5.3, prin care se exprimă legătura care există între gradul de limpezire $K = C/C_0$ și parametrul adimensional $X_0 = \frac{K_0}{V} x_0$, caracteristic grosimii stratului filtrant.

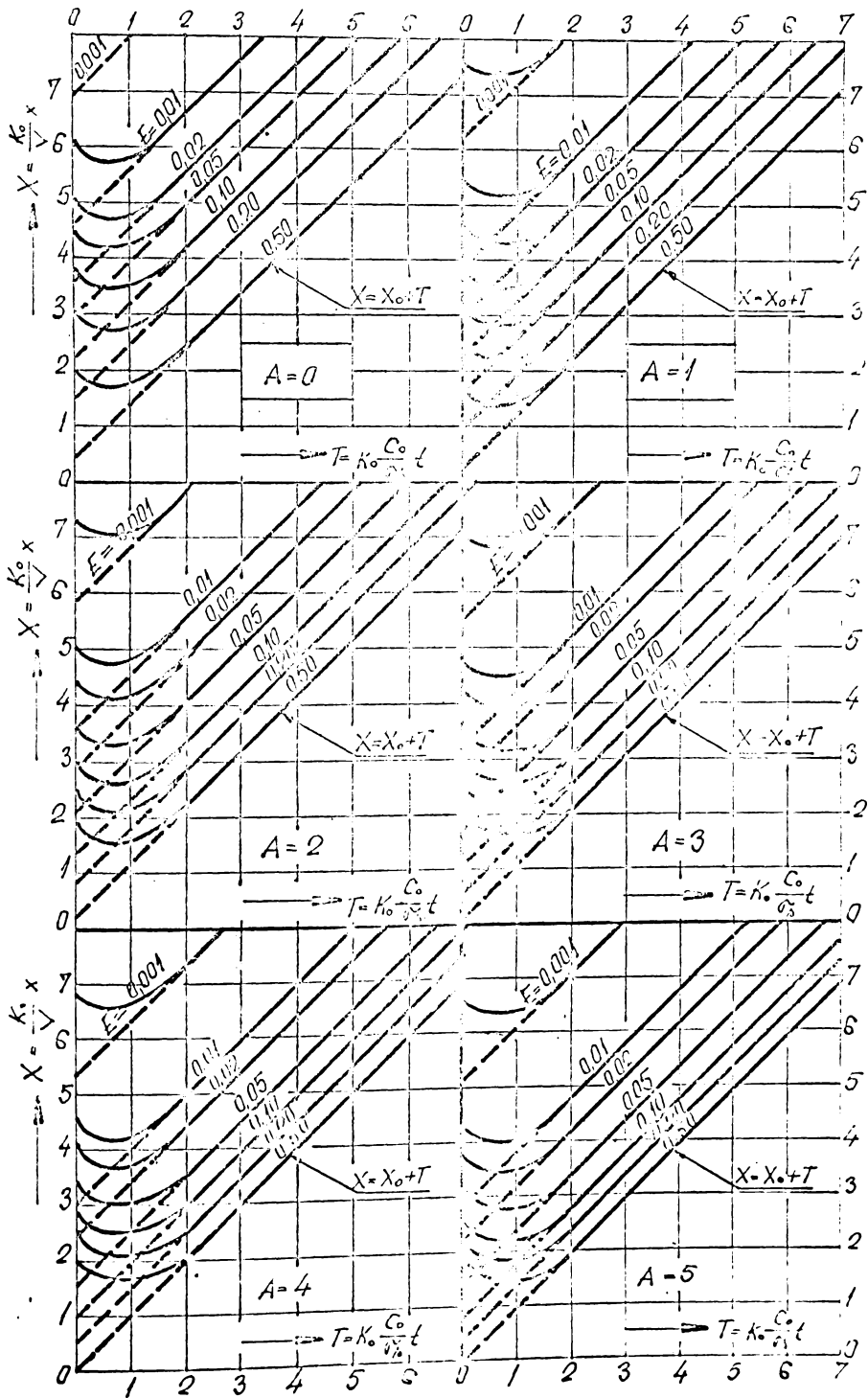


Diagrama din Fig.5.3 s-a trasat în coordonate semilogaritmice pentru diferite valori ale parametrului A ,

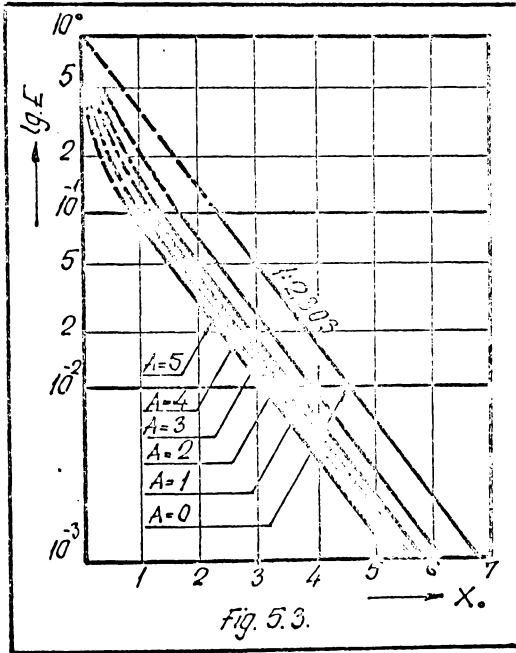


Fig. 5.3.

caracteristic pentru diferite valori ale parametrului A , caracteristic pentru definirea funcției $f(s)$, dată de relația 5.57.

Pentru încălziri sub 1 % legătura dintre $\lg E$ și X_0 este liniară. Coeficientul unghiular al dreptelor obținute este constant și egal cu 1 : 2,303. La încălziri mai mari de 1 %, dreptele obținute încep să se curbeze, iar legătura dintre E și X nu mai este de natură exponențială. Acest

domeniu pentru care $E > e,01$, caracterizează tocmai perioada inițială de încălzire a filtrului, iar funcția propusă pentru determinarea parametrului λ nu se mai poate utiliza pentru deservirea fenomenului.

Ecuția diferențială stabilită sub forma 5.63, servește pentru determinarea funcției $f(s)$ ce caracterizează parametrii filtrării λ . După integrarea acestei ecuații rezultă :

$$\ln E = -X \cdot f(s) + const \quad (5.73)$$

sau :

$$\frac{d(\ln E)}{dX} = -f(s) \quad (5.74)$$

Pentru încălziri mai mari de 1 %, derivata funcției f

în raport cu X devine constantă și în consecință ipotezele care s-au făcut pentru alegerea modelului de filtrare sînt confirmate.

Modelul matematic astfel conceput își dovedește valabilitatea numai pentru stadiul III, caracteristic perioadei de coimatare a filtrului.

Pentru exemplificare, în fig.5.4 și fig.5.5, sînt redate rezultatele experimentale LU-1 obținute pe filtrul rapid deschis F20 de la Uzina de apă a municipiului Timișoara. Concentrația apei brute $C_0 = 12,5 \text{ mg/dm}^3$ iar viteza de filtrare $v = 8,4 \text{ m/h}$.

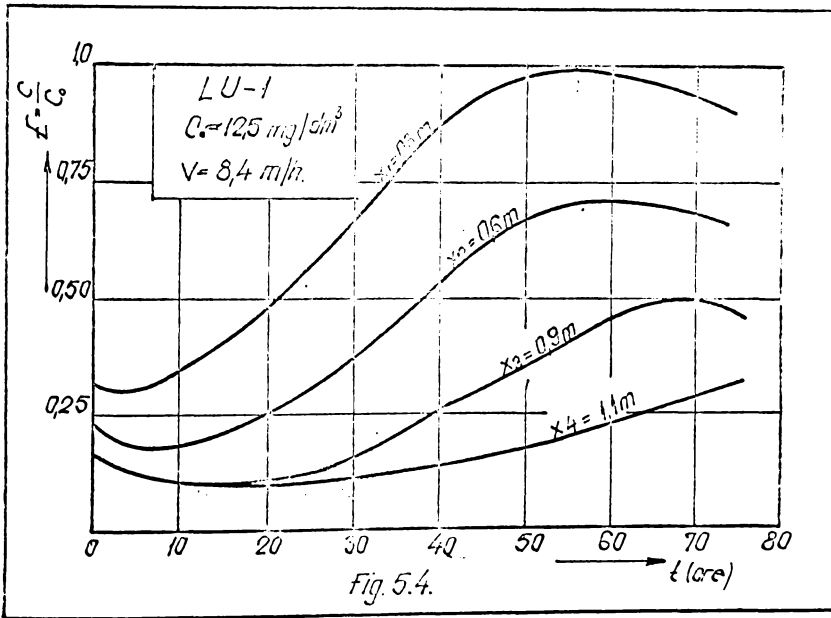
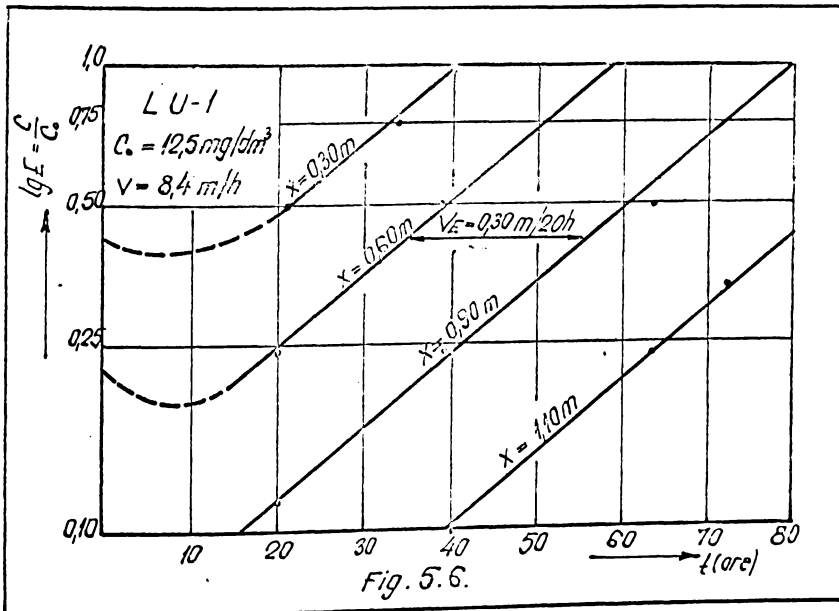
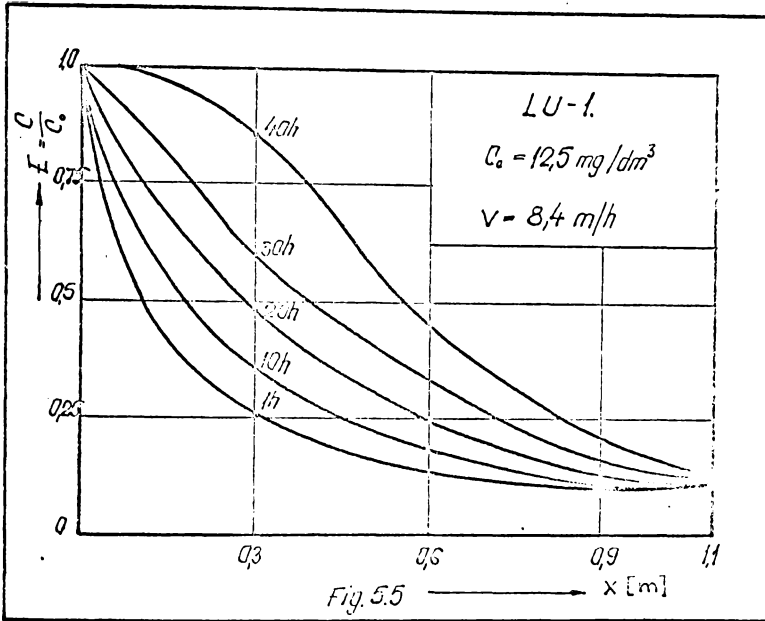


Fig. 5.4.

În diagrama din fig.5.6 s-au reprezentat în coordonate semilogaritmice modificările de ordin calitativ în raport cu durata filtrării la nivelul celor patru grosimi de strat considerate.

Pentru datele experimentale obținute se calculează :

$$V_E = \frac{0.30}{20} = 0.015 \text{ m/h}$$



$$G_s = C_0 \frac{V}{V_E} = 12,5 \frac{8,4}{0,015} = 7000 \text{ mg/dm}^3$$

$$k_0 = \frac{T}{t} \cdot \frac{V}{V_E} = \frac{2,303}{64} \cdot \frac{8,4}{0,015} = 20,10 \text{ m}^{-1}$$

$$\lambda_0 = \frac{k_0}{V} = \frac{20,10}{8,4} = 2,40 \text{ m}^{-1}$$

Pentru $\lambda = 0,10$

$$X = \frac{k_0}{V} x = 2,40 \cdot 1,1 = 2,64$$

$$T = k_0 \frac{C_0}{G_s} t = 20,10 \cdot \frac{12,5}{7000} \cdot 40 = 1,44$$

$$X_0 = X - T = 2,64 - 1,44 = 1,20$$

Parametrul definitiv al curbei prezentată în Fig.5.3. Pentru: $\lambda_0 = 2,40 \text{ m}^{-1}$, $\lambda = 0,10$, rezultă $A = 3$.
În aceste condiții funcția $f(s)$, solicitată pentru descrierea procesului de filtrare rapidă este de forma:

$$f(s) = (1-s)(1+3s) \quad (5.75)$$

Modelul matematic astfel conceput este valabil pentru cazul în care capacitatea de reținere a mediului filtrant a atins limita de 90 % iar gradul de lipzenie este ≤ 10 %. Această ipoteză își justifică valabilitatea numai pentru descrierea procesului de filtrare rapidă în stadiul de filtrare, respectiv perioadei în care se realizează oclatarea definitivă a mediului filtrant.

Ipoteză II: $\lambda = \lambda_0 f(t)$

Această ipoteză se tratează conform ipotezelor de la cap.3 § 3.5, în două alternative:

$$\lambda = \lambda_0 (\sigma \cdot t)^{\infty} \quad (5.76)$$

$$\lambda = \lambda_0 [1 + (a \cdot t)^\alpha] \quad (5.77)$$

Inoteza II-a : $\alpha = 1/3$

$$\lambda = \lambda_0 (a \cdot t)^{1/3} \quad (5.78)$$

Pe baza acestei formulări, soluțiile sistemului de ecuații diferențiale 3.24 și 3.31 sînt de forma :

$$E = \frac{C}{C_0} = e^{-X_0 T^{1/3}} \quad (5.79)$$

$$D = \frac{G}{G_0} = 1 - \frac{1}{6} E(x, t) e^{-X_0 T^{1/3}} \quad (5.80)$$

în care :

$$X_0 = \lambda_0 \cdot x \quad ; \quad T = a \cdot t \quad ; \quad a = \frac{V_*}{X} \quad (5.81)$$

$$G_0 = \frac{18 \cdot V \cdot C_0}{a \times \lambda_0^3 \cdot X^3} = 18 \frac{V}{V_*} \cdot \frac{C_0}{X_0^3} \quad (5.82)$$

$$E(x, t) = X_0^3 T + 3 X_0^2 T^{2/3} + 6 X_0 T^{1/3} + 6 \quad (5.83)$$

Inoteza II-B : $\alpha = 1/3$

$$\lambda = \lambda_0 [1 + (a \cdot t)^{1/3}] \quad (5.84)$$

soluțiile ce se obțin din integrarea aceluiași sistem de ecuații diferențiale sînt :

$$E = \frac{C}{C_0} = e^{-X_0 (1 + T^{1/3})} \quad (5.85)$$

$$D = \frac{G}{G_0} = e^{-X_0} \cdot \left[1 - \frac{1}{6} E_1(x, t) e^{-X_0 T^{1/3}} \right] \quad (5.86)$$

în care :

$$E_1(x, t) = E(x, t) + 2 X_0^2 T^{1/3} + X_0^3 T^{2/3} \quad (5.87)$$

iar celelalte mărimi adimensionale sînt date de ecuațiile 5.81 ; 5.82 și 5.83.

Soluțiile astfel obținute sînt valabile pentru descrierea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de în-cărcare.

5.5.- Concluzii

Folosind teoria similitudinii și a modelării hidraulice s-au putut stabili :

1.- Criteriile generale de similitudine pentru mișcarea particulelor în suspensie conținute într-un fluid carecure, criteriile ce s-au putut particulariza la condițiile de mișcare a apei prin filtrele rapide de nisip.

2.- Criteriile de similitudine ale procesului de filtrare rapidă în funcție de eficiența limpezirii.

3.- Parametrii adimensionali caracteristici stadiilor de filtrare I și III.

4.- Ecuațiile generale ale procesului de filtrare rapidă precum și soluțiile acestora în mărimi adimensionale.

5.- Funcțiile generale ce caracterizează parametrul reținerii pentru stadiile I și III de filtrare.

metodele și procedeele de calcul introduse în acest capitol, vor servi pentru producerea rezultatelor experimentale obținute pe filtre model și extinderea acestora la scara fenomenului natural.

Capitolul 6

CERCETĂRILE EXPERIMENTALE , PRELUCRAREA DATELOR SI REZULTATELE OBTINUTE

6.1.- Delimitarea stadiilor caracteristice ciclului de filtrare rapidă

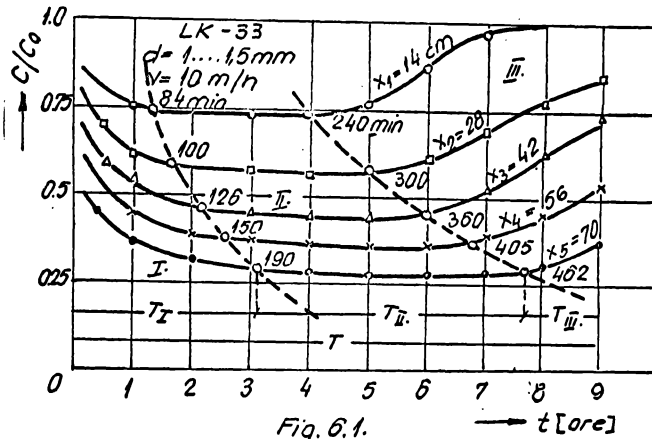
Analizînd desfășurarea procesului de filtrare rapidă, pe baza rezultatelor experimentale obținute de autor cît și a datelor prezentate în literatură de diferiți cercetători, se evidențiază la începutul desfășurării ciclului de filtrare o înclătinare treptată a calității efluentului pînă la o valoare minimă, ce se menține constantă sau aproape constantă pe o durată mai mare de timp, după care urmează o perioadă în care concentrația suspensiilor din efluent începe să crească pînă la limita maximă de calitate impusă de normele tehnice. În momentul în care condiția de calitate a fost atinsă, filtrul se scoate din funcțiune pentru a fi spălat, proces prin care mediul filtrant își redobîndește capacitatea de reținere pentru următorul ciclu de filtrare.

La propunerea autorului, ciclul de filtrare a fost împărțit în trei zone distincte. Prima zonă caracteristică pentru amorsarea procesului, purtînd denumirea de perioadă inițială de încărcare sau stadiul I, cea de după zonă caracteristică perioadei de regim formînd stadiul II iar cea de a treia zonă caracteristică perioadei de colmatare a mediului filtrant, formînd stadiul III.

Limitele acestor zone sînt determinate de mărimea și natura concentrației suspensiilor din apa de limpezit, de viteza de filtrare, de natura, mărimea și grosimea stratului filtrant, de temperatura apei, de tipul și dozele reactivilor utilizați, etc.

Pentru a ilustra aceste aspecte, în fig.6.1 sînt redată modificările de ordin calitativ ce survin pe durata desfășurării unui ciclu de filtrare într-o masă filtrantă de 14,28,...,70 cu, alcătuită din nisip cuarțos de 1...1,5 mm diametru. Aceste rezultate s-au obținut pe standul experimental B.K., redat la cap.4,

filtrând cu o viteză de cea.10 m/h apă încăleată cu suspensii de kaolin avînd concentrația inițială $C_0 = 60 \text{ mg/dm}^3$.



Rezultate asemănătoare s-au obținut și de cercetătorii laboratorului de chimia și tehnologia apei din cadrul Universității tehnice din Karlsruhe - R.F.G. În fig.6.2 se prezintă una din experiențele efectuate în acest laborator. Apa de limpezit preparată cu suspensii de pământ argilos colectat din albia Rinului, a fost tratată în prealabil, cu reactivi de coagulare și alcalinizare cu scopul de a obține un efluent de o calitate superioară.

În fig.6.1 și fig.6.2, curbele punctate delimitază cele trei stadii caracteristice ciclului de filtrare rapidă.

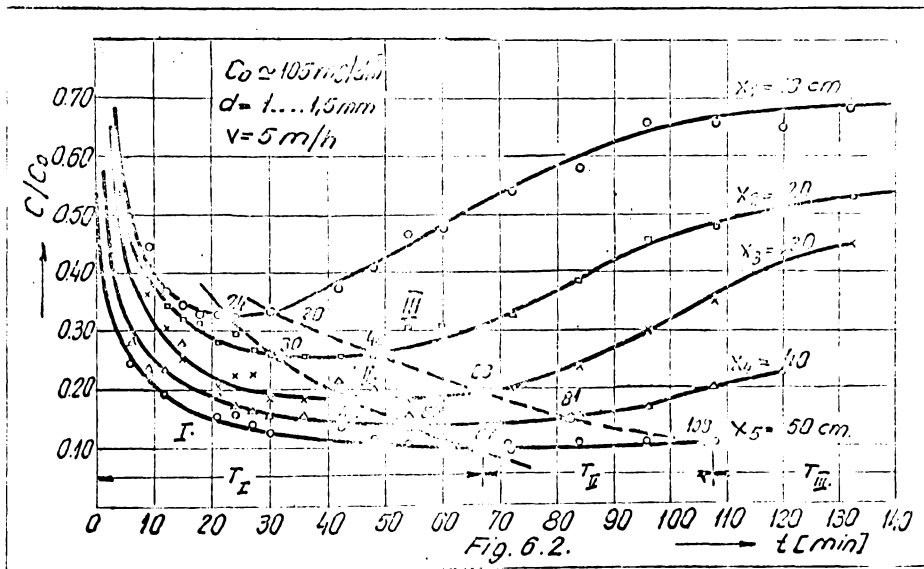
Duratele ciclului de filtrare, la experiențele efectuate cu suspensii de kaolin în concentrații de $40 \dots 60 \text{ mg/dm}^3$, au fost cuprinse între 6 la 18 ore iar la cele efectuate cu suspensii de pământ argilos în concentrații de $100 \text{ la } 120 \text{ mg/dm}^3$ nu au depășit 2 la 4 ore.

Acaste diferențe sînt datorate concentrației inițiale ridicată a suspensiilor din apa de limpezit, grosimii reduse a stratului filtrant oît și introducerii reactivilor de coagulare și alcalinizare în cazul filtrării apei preparată cu suspensii de pământ argilos.

Cu toate acestea, cele două experiențe redau într-o for-

să sugestivă modificările de ordin calitativ ce au loc în filtrele rapide de nisip în intervalul dintre două spălări consecutive.

Pe baza ipotezelor făcute în cap.3, § 3.1., ciclul de filtrare se compune din duratele caracteristice stadiilor I, II și III.



Din însumarea acestor timpuri rezultă :

$$T = T_I + T_{II} + T_{III}$$

$$t = t_I + t_{II} + t_{III}$$

(6.1)

în care :

T - durata ciclului de filtrare corespunzătoare funcției optime de separare (fig.3.4).

t - durata ciclului de filtrare corespunzătoare funcției generale de separare (fig.3.4).

Durata ciclului de filtrare este condiționată de atingerea limitei maxime de calitate a pusei afluentului prin non-

tivole tehnice, de mărimea pierderilor de sare în masa filtrantă limitată la 2...2,5 m H₂O, cât și de mărimea debitului efluent în raport cu cel inițial instalat.

Pentru determinarea duratei ciclului de filtrare, se pot utiliza, relațiile stabilite experimental de cercetătorii sovietici O.Linoevski, D.M.Mintz și S.A.Subert /121,171/

$$T = A_1 \cdot v - 1,65 \quad (6.2)$$

$$T = A_2 \cdot d^{2,16} \quad (6.3)$$

în care :

v - viteza aparentă de filtrare, în m/h ;

d - diametrul granulelor de nisip, în mm ;

A₁, A₂ - constante ce se stabilesc experimental.

Rezultă deci că durata de funcționare a unui filtru crește cu mărimea granulăției nisipului dar se reduce simțitor cu majorarea vitezei de filtrare.

Folosind aceste relații, pentru experiențe UT-1 efectuată pe filtrul F₂₀ de la uzina de apă nr.2 Timișoara, a rezultat : A₁ = 2550 și A₂ = 58 (x = L = 1,10 m, d = doc = 1,12 mm, v = 8,5 m/h și T = 74 ore).

Pentru determinarea duratei T_I caracteristică perioadei inițiale de încărcare se poate utiliza relația 3.124, stabilită în cap.3 § 3.7.4. Conform acestei relații durata T_I se mărește în condițiile în care se impune realizarea unui grad foarte înalt al limpezirii și se reduce pe măsură ce grosimea stratului filtrant crește. Duratele T_I + T_{II} respectiv T_I + T_{II} + T_{III} se stabilesc experimental sau cu ajutorul relațiilor stabilite pe baza modelelor matematice propuse de Mintz, Ives și Lerk /59,64,102,116...119).

6.2.- Rezultatele experimentelor de laborator

Pentru cercetarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de încărcare, în cadrul programului experimental s-au urmărit modificările de ordin calitativ ce survin în filtrele rapide echipate cu nisip cuarțos, atunci când se schim-

bă natura și concentrația inițială a suspensiilor din apa brută, viteza de filtrare, grosimea și mărimea granulației mediului filtrant.

Datorită numărului mare de experiențe efectuate pe cele trei standuri experimentale (B.K., L.T., și U.T.), în cadrul lucrării, vor fi prezentate și prelucrate rezultatele măsurătorilor obținute pe standul B.K., urmând ca anumite concluzii să fie verificate prin celelalte experiențe.

Apa de limpezit pentru acest set de experiențe, a fost preparată cu suspensii de kaolin având concentrația inițială $C_0 = 30 \text{ mg/dm}^3$. mediul filtrant a fost alcătuit din nisip cuarțos având granulometria de 0,9 la 1,0 mm ; 1,0 la 1,5 mm și 1,5 la 2,00 mm, iar cele cinci strate filtrante considerate au avut grosimea de 14,28, ..., 70 mm.

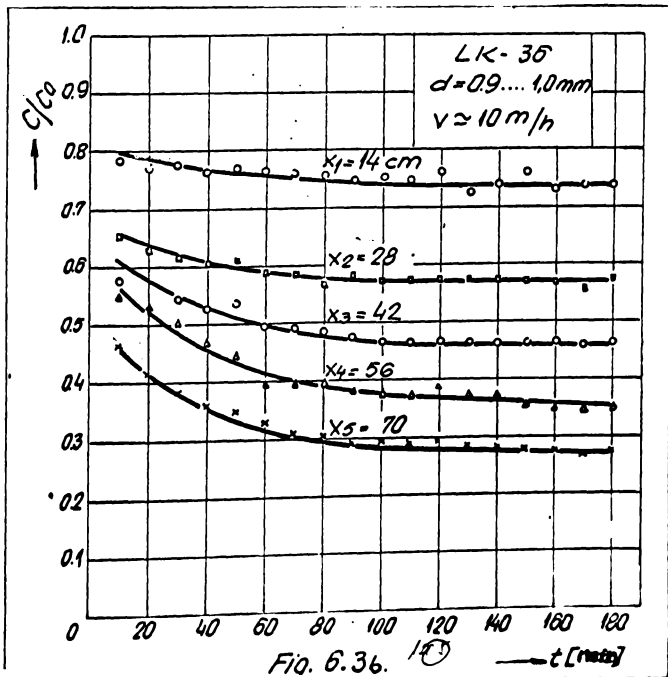
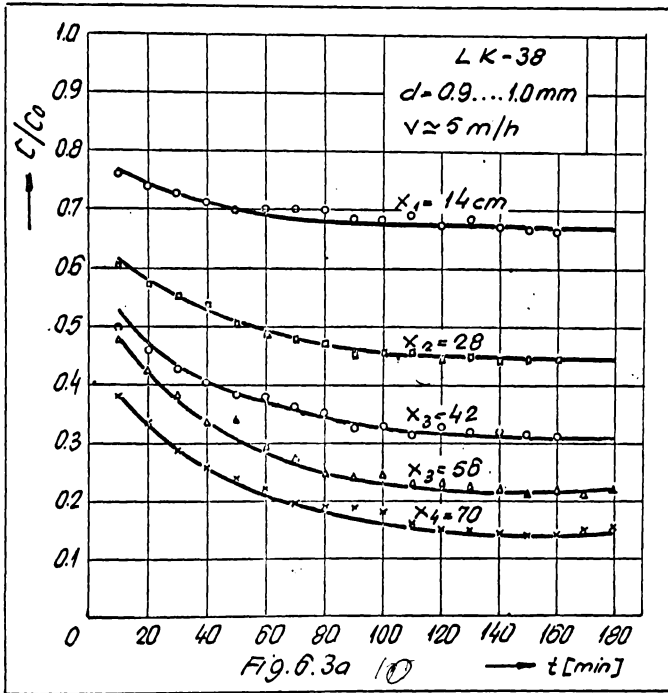
Vitezele de filtrare utilizate au fost de 5,10 și 15 m/h.

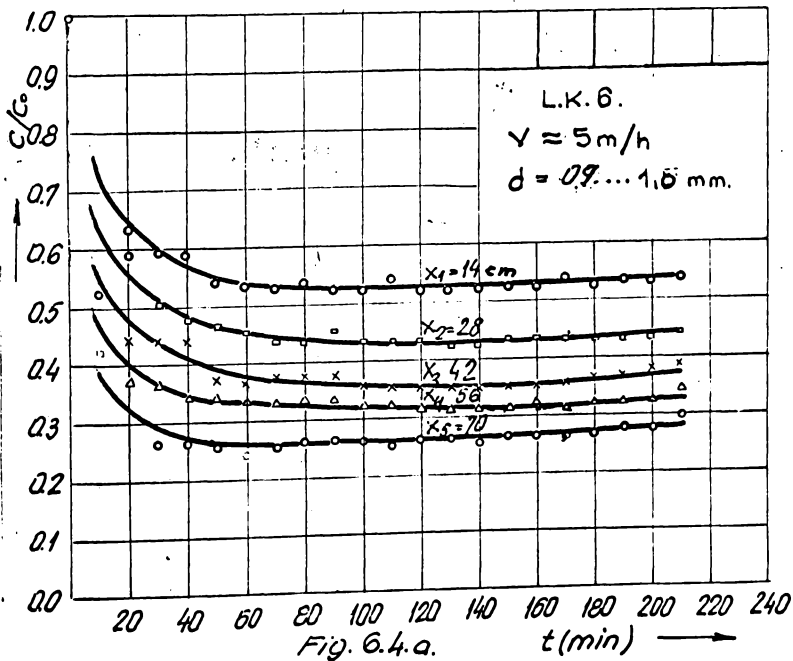
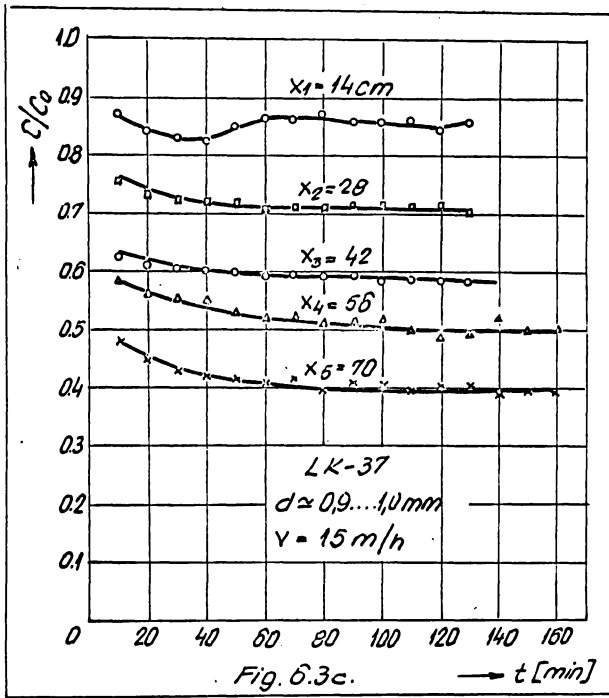
Pentru a avea o imagine cât mai clară a modificărilor de ordin calitativ ce survin în timpul desfășurării procesului, la intervale de câte 10 minute, s-au colectat concomitent de la fiecare probă de apă, la care s-au determinat turbiditățile corespunzătoare. Citirile înregistrate la fotocolorimetrul au fost transformate prin intermediul curbei de etalonare redată în fig. 4.2, direct în mg/dm^3 .

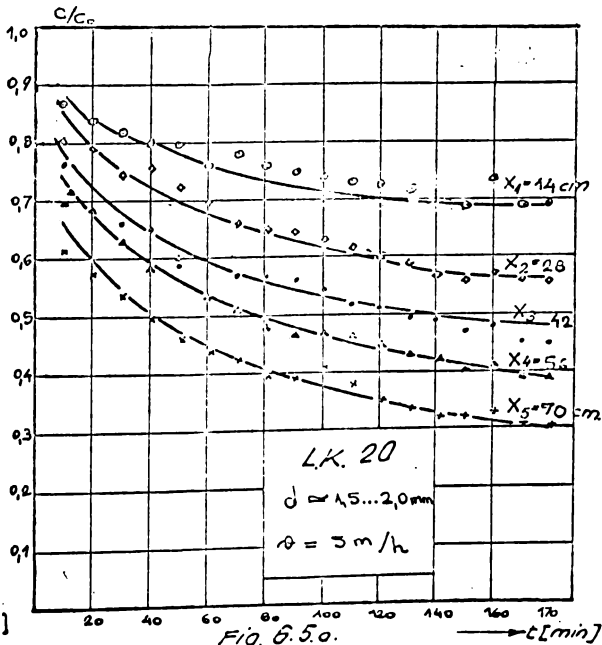
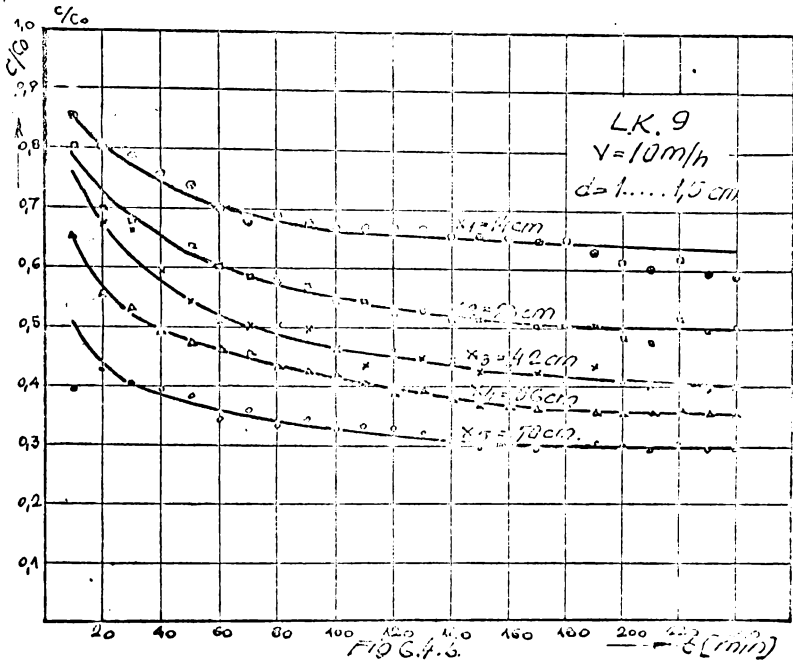
Astfel, în diagramele din fig. 6.3 ; fig. 6.4 și fig. 6.5 sînt reprezentate, pentru prima parte a ciclului de filtrare, modificările calitative ale eficienței la nivelul fiecărei grosimi de strat, în funcție de mărimea granulației și de viteza de filtrare utilizată.

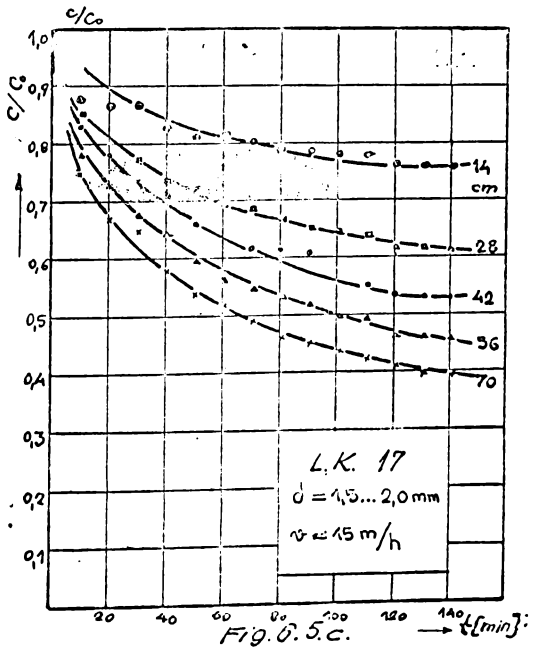
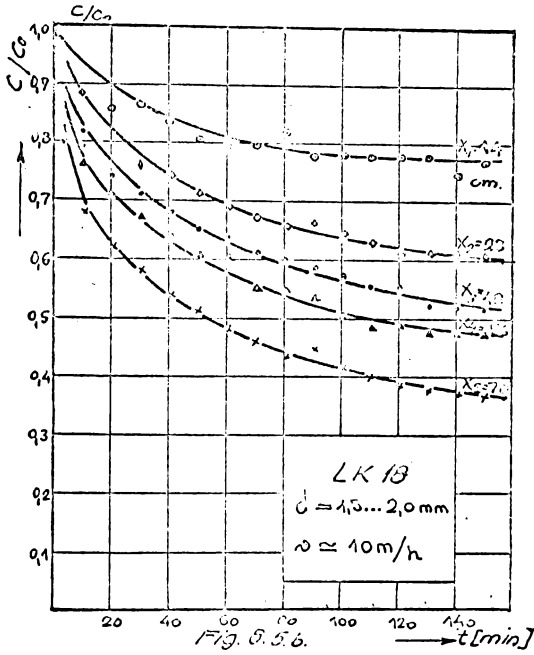
Diagramele din fig. 6.6 redau variația cu adîncimea a concentrației, în suspensii a apei filtrate la stratul de 70 cm grosime, în funcție de aceiași parametri : d, v și t.

Analizînd rezultatele obținute prin prisma gradului de limpezire realizat, se constată că acesta se reduce atât cu majorarea granulației mediului filtrant cât și cu creșterea vitezei de filtrare.









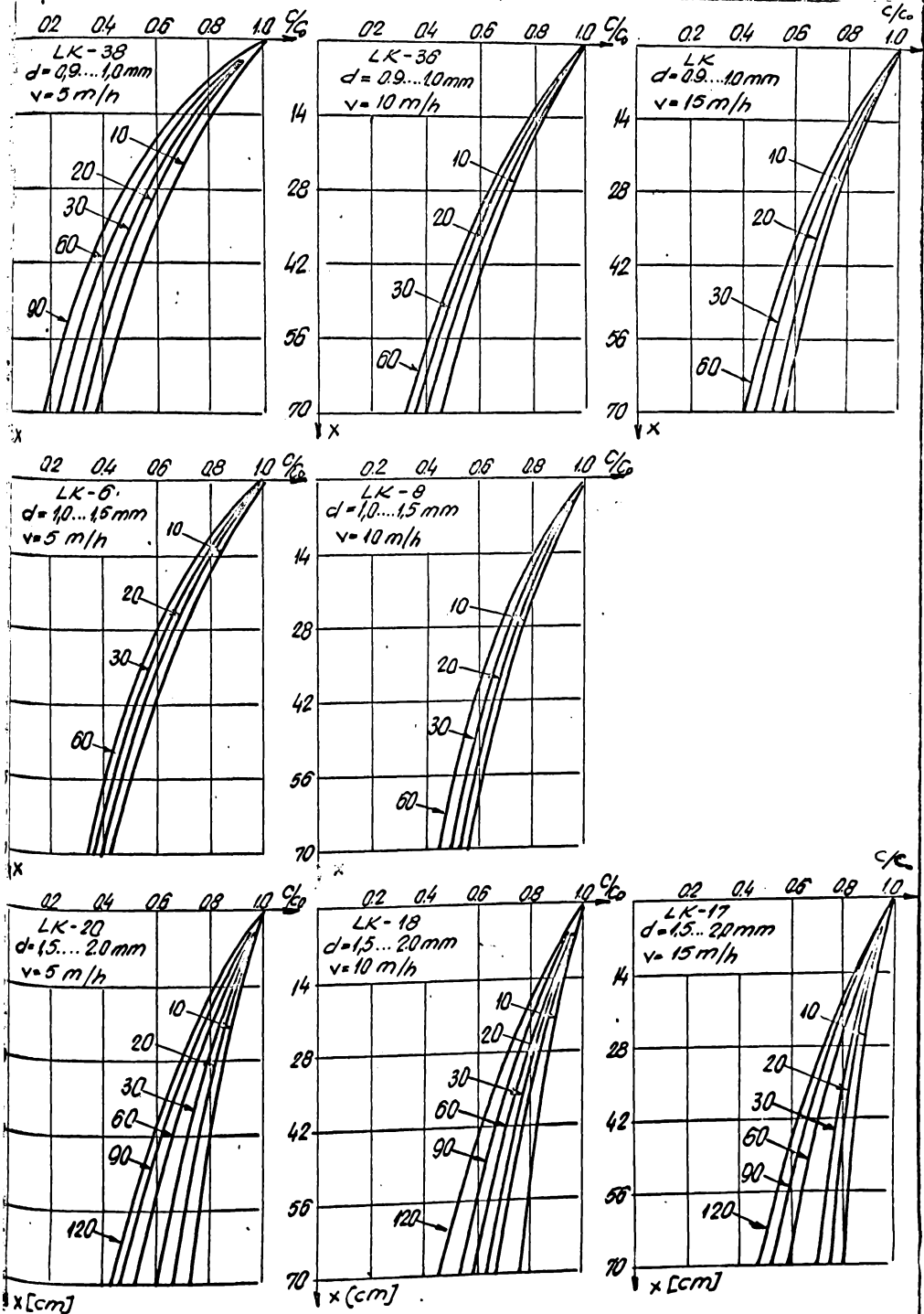


Fig. 6.6.

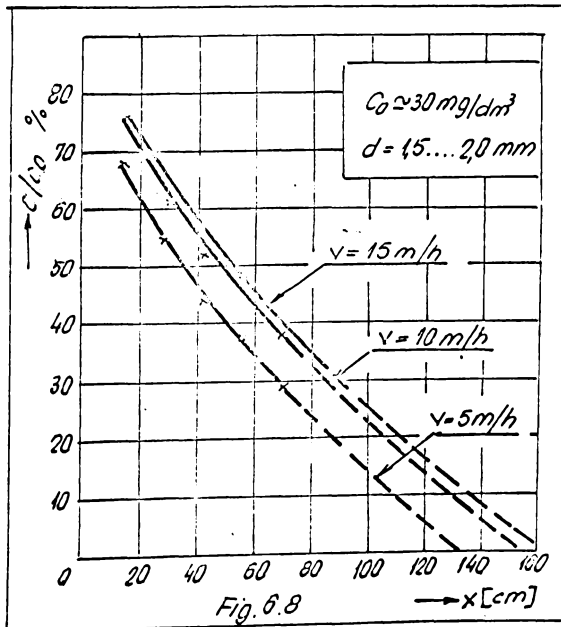
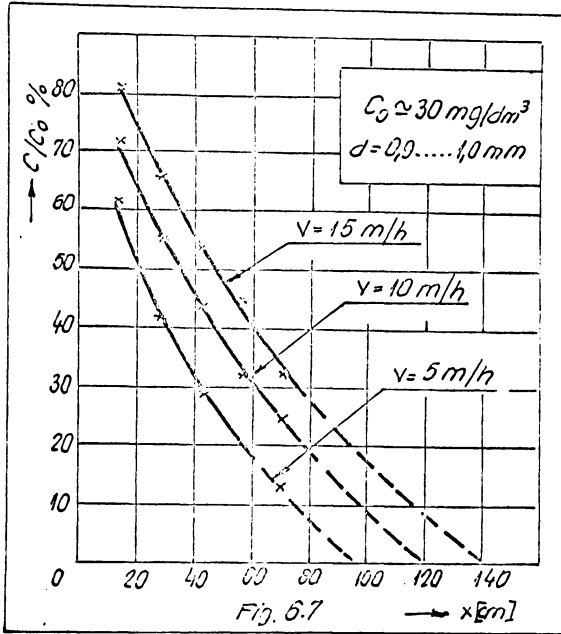
La stratul filtrant de 75 cm grosime cu granulometria de 0,9 la 1,0 mm, pentru $v = 5$ m/h, gradul de limpezire realizat a fost de 86 %, iar pentru o viteză de filtrare de 10 m/h aceasta s-a redus cu cca.12 %.

În fig.6.7 și fig.6.8 sînt redată gradulo de limpezire obținute pentru granulometria de 0,9 la 1,0 mm și 1,5 la 2,0 mm pentru cele trei viteze de filtrare examinate, iar prin extrapolare, s-au putut determina grosimile optime necesare filtrului de nisip.

Avîndu-se în vedere gradul înalt de limpezire obținut cu nisipul de granulometrie cuprinsă între 0,9 la 1,0 mm, s-a cercetat comportarea acestuia și în condițiile de limpezire a apei de suprafață cît și a celei subterane. Rezultatele obținute cu aceste categorii de ape pe standurile experimentale II și III, folosind nisip uniform de granulometrie cuprinsă între 0,71 - și 1,0 mm, sînt remarcabile.

Analizînd modificările calitative survenite în timpul desfășurării procesului la nivelul fiecărui strat filtrant, se constată în prima parte a ciclului de filtrare o reducere treptată a turbidității efluentului pentru ca apoi să ajungă la o perioadă de stabilizare.

Perioada de amorsare a procesului, caracteristică stadiului I de filtrare este influențată de concentrația suspensiilor din apa brută, de grosimea și structura granulometrică a stratului filtrant, de viteza de filtrare cît și de alți parametri de natură fizică, chimică sau electro-chimică. În continuare, vor fi examinați pe baza rezultatelor experimentale, principalii factori care influențează desfășurarea procesului de filtrare rapidă.



INSTITUT POLITEHNIC
BUCUREȘTI
FACULTATEA DE
INGINERIE
CONSTRUCȚII

6.3.- Determinarea coeficientului de rezistență al
filtrului și verificarea legii generale de
separare

Pe baza înregistrărilor obținute pe standul experimental L.K., în anexele 1, 2 și 3 sînt redată valorile coeficientului de rezistență λ calculate prin intermediul relației 3.26 propusă de Iwasaki /55/

$$\ln \frac{C}{C_0} = -\lambda x \quad (3.26)$$

Reprezentarea în coordonate semilogaritmice a mărimilor C/C_0 în raport cu adîncimea filtrului (anexele 1.1., 2.1., 3.1.,) au scos în evidență, pentru diferite durate ale filtrării, că repartiția cantitativă a suspensiilor pe grosimea straturilor filtrante considerate este de natură exponențială.

În conformitate cu acest mod de reprezentare, a rezultat că parametrul λ este o mărime constantă pe adîncimea filtrului, dar se modifică pe măsură ce mediul filtrant se încarcă cu suspensii.

Astfel :

$$\begin{aligned} \lambda_1 & \text{ corespunde duratei } t_1 \\ \lambda_2 & \text{ corespunde duratei } t_2 \\ \vdots & \\ \lambda_n & \text{ corespunde duratei } t_n \end{aligned}$$

dar :

$$\lambda_1 = \frac{1}{x_1} \ln \frac{C_1}{C_0} \approx \frac{1}{x_2} \ln \frac{C_2}{C_0} \approx \dots \approx \frac{1}{x_5} \ln \frac{C_5}{C_0} \quad (6.4)$$

C_1, C_2, \dots, C_5 reprezintă concentrațiile suspensiilor din efluent, corespunzătoare momentului t_1 , obținute la nivelul oclor cinci strate componente ale mediului filtrant.

În mod analog se determină și celelalte valori, $\lambda_2, \lambda_3, \dots, \lambda_n$.

Datorită erorilor survenite în cadrul măsurătorilor, a

foșt necesar ca valoarea exactă a coeficienților de rezistență λ corespunzătorii, fiecărei durate t , să se stabilească prin prelucrări statistice.

Funcțiile obținute în urma acestor prelucrări sînt drepte de forma :

$$\ln \frac{C}{C_0} = \ln b - \lambda \cdot x \quad (6.5)$$

în care :

b - ordonata la origine ;

λ - coeficientul unghiular al acestor drepte .

Pentru ca repartiția cantitativă a suspensiilor reținute în masa nisipului filtrant să respecte legea propusă de Iwasaki, este necesar ca pentru $X = 0$ și $C = C_0$ să rezulte $b = 1$.

În tabela 6.1 sînt redacte, pentru setul de experiențe considerat, valorile calculate ale mărimilor λ și b .

Rezultatele astfel obținute scot în evidență că atunci cînd $X = 0$; $C = C_0$ parametrul b este cuprins între limitele : $0,72 \leq b \leq 1$ și în consecință repartiția suspensiilor cu adîncimea stratului filtrant nu mai respectă legea stabilită de Iwasaki.

Experiențele efectuate și în condițiile filtrării apelor cu suspensii naturale pe standurile II și III au pus în evidență același rezultat.

Pornind de la aceste constatări, se propune ca pentru stadiul I de filtrare, legea de repartiție a suspensiilor pe adîncimea filtrului să fie de forma :

$$\frac{\ln C/C_0}{\ln b} = 1 - \frac{\lambda}{\ln b} \cdot x \quad (6.6)$$

sau :

$$\ln \left[\frac{C}{C_0} \right]^* = - \lambda^* \cdot x \quad (6.7)$$

Prin introducerea acestor corecții procesul de filtrare

Tabela 6.1.

d [mm]	v [m/h]	$[m^2]$	t [min]						λ_0 [m ²]	L.K
			10	20	30	60	90	120		
0,9...1,0	~5	λ	1.495	1.660	1.880	2.135	2420	2.520	1.490	38
		b	0.935	0.934	0.943	0.935	0.940	0.934		
		λ^*	1.600	1.760	1.995	2.282	0.257	2.710		
	~10	λ	1.120	1.360	1.528	1.690	1.500	1.610	1.050	36
		b	0.920	0.925	0.935	0.930	0.907	0.934		
		λ^*	1.220	1.470	1.635	1.820	1.655	1.725		
	~15	λ	0.853	0.987	1.150	1.300	1.200	1.320	0.580	37
		b	0.955	0.985	0.990	1.000	1.000	1.000		
		λ^*	0.894	1.023	1.160	1.300	1.200	1.320		
1,0...1,5	~5	λ	-	1.350	1.500	1.625	1.630	1.600	1.150	6
		b	-	0.820	0.800	0.760	0.720	0.718		
		λ^*	(1.480)	1.645	1.875	2.140	2.270	2.230		
	~10	λ	0.855	0.975	1.082	1.250	1.280	1.390	0.650	9
		b	0.955	0.950	0.930	0.892	0.857	0.830		
		λ^*	0.897	1.028	1.165	1.405	1.495	1.680		
1,5...2,0	~5	λ	0.581	0.638	0.715	0.885	1.265	1.240	0.300	20
		b	0.930	0.935	0.905	0.880	0.880	0.860		
		λ^*	0.625	0.682	0.790	1.095	1.265	1.440		
	~10	λ	0.428	0.540	0.631	0.802	0.955	1.190	0.340	18
		b	0.940	0.953	0.944	0.890	0.870	0.910		
		λ^*	0.456	0.580	0.670	0.903	1.100	1.350		
	~15	λ	0.321	0.461	0.530	0.750	0.956	1.094	0.190	17
		b	0.950	0.946	0.931	0.900	0.910	0.918		
		λ^*	0.338	0.487	0.568	0.832	1.050	1.198		

rapidă pentru perioada inițială de încălzire se desfășoară după aceeași lege stabilită de Iwasaki. Reprezentările grafice redacte în anexele 1.2., 2.2., și 3.2., confirmă această ipoteză. Pentru $X = 0$, $b \rightarrow 1$ iar $[C/C_0]^* = 1$.

Analizând sub aspect valoric coeficientul de corecție b în raport cu parametrul λ se constată că acesta crește atunci când λ scade și invers. Există deci următoarea lege :

$$b \sim \frac{1}{\lambda} \quad (6.8)$$

Diferențele care se obțin între λ și λ^* sînt cuprinse între 2 % și 30 %. Aceste abateri sînt influențate atât de metoda de măsurare cît și de efectul de coagulare al kaolinului în timpul desfășurării procesului de filtrare.

Datorită efectului de coagulare a kaolinului în apa de limpezit, o parte din aceste flocule formează la suprafața filtrului o membrană foarte subțire, care face ca reținerea particulelor în stratele superioare ale filtrului să se desfășoare după o lege exponențială. Avînd în vedere că filtrele experimentale au fost construite din tuburi de sticlă, s-a putut astfel observa pe suprafața nisipului această membrană a cărei grosime n-a depășit 3...5 milimetri. Membrana formată la suprafața nisipurilor grosiere a fost mult mai redusă decît aceea formată în cazul utilizării nisipurilor de granulometrie mai fină.

În tabela 6.1 sînt redată și valorile coeficientului modificat de filtrare λ^* .

Pentru simplificarea notațiilor, dezvoltarea, în continuare a studiului, s-a făcut pentru coeficientul modificat de rezistență folosind notația simplă, fără accent.

6.4.- Cercetarea factorilor care influențează desfășurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de încălzire

Modificările de ordin calitativ care au loc în filtrele rapide de nisip în timpul desfășurării procesului de filtrare rapidă sînt determinate de natura și de mărimea parametrului λ . Procesul de filtrare fiind deosebit de complex, cercetarea para-

metrului λ pentru stadiul I de filtrare s-a făcut în raport cu durata filtrării, mărimea vitezei de filtrare și mărimea granulației mediului filtrant.

Pornind de la considerentul că parametrul λ este o funcție dependentă de durata filtrării t , viteza de filtrare "v" și granulometria mediului filtrant "d", se poate exprima această dependență printr-o relație de forma :

$$\lambda = K \cdot t^{\alpha} \cdot v^{\alpha_1} \cdot d^{\alpha_2} \quad (6.9)$$

Determinarea exponenților α , α_1 , α_2 și a constantei K, se face prin intermediul parametrului λ^* calculat în tabola 6.1., în funcție de cele trei variabile d, v și t.

Prin logaritmurarea funcției 6.9 se obține :

$$\lg \lambda = \lg K + \alpha \lg t + \alpha_1 \lg v + \alpha_2 \lg d \quad (6.10)$$

Dacă la aceeași viteză de filtrare v și aceeași granulometrie a mediului filtrant d se urmărește modificarea parametrului λ în raport cu durata t rezultă :

$$\lg \lambda = \lg K_1 + \alpha \lg t \quad (6.11)$$

Cunoscute fiind valorile parametrului λ^* , în fig.6.9 s-a reprezentat dependența acestuia în raport cu durata t pentru granulațiile de nisip și vitezele de filtrare utilizate.

Reprezentarea în coordonate logaritmice (fig.6.10) a parametrului λ în raport cu timpul t, a pus în evidență că dreptele obținute au aproximativ același coeficient unghiular.

Deoarece coeficientul unghiular mediu al acestor drepte este 0,326 se propune a se considera $\alpha = 1/3$ și în consecință coeficientul de rezistență al filtrării caracteristic perioadei inițiale de încărcare este de forma :

$$\lambda = \kappa_1 t^{1/3} = \lambda_0 t^{1/3} \quad (6.12)$$

Dacă se consideră $t = \text{const.}$, parametrul λ va fi o

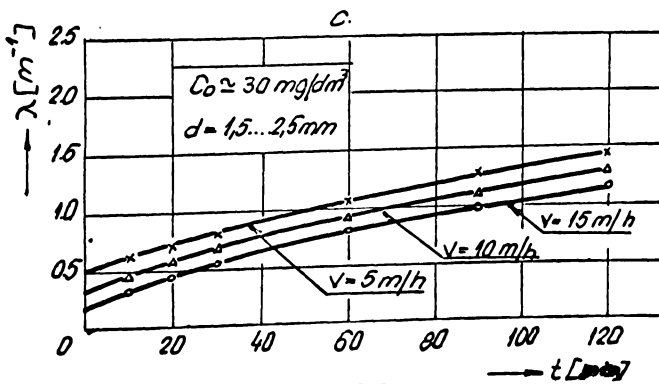
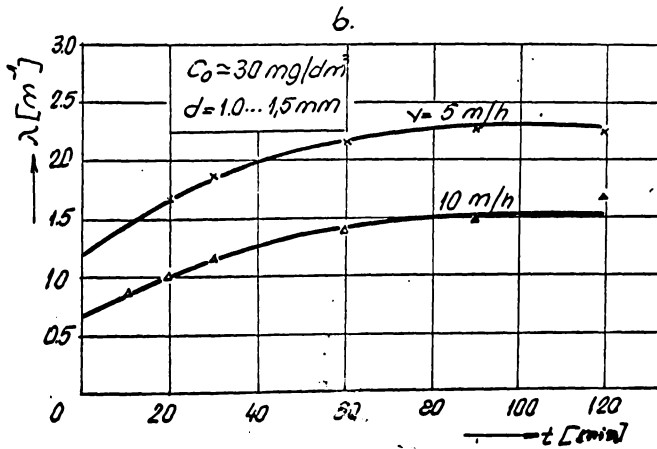
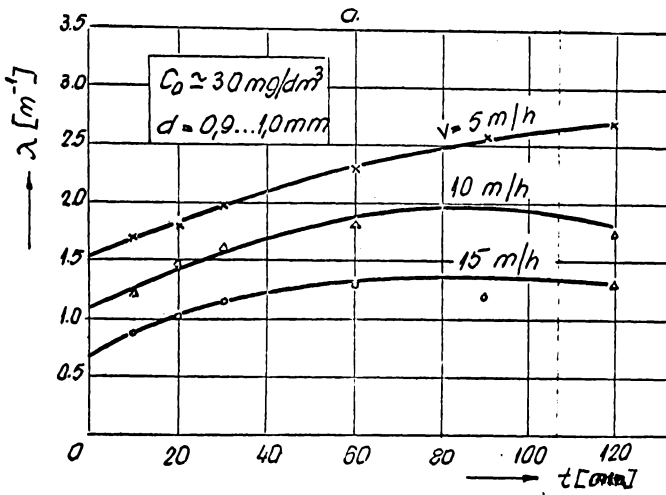


Fig. 6.9.

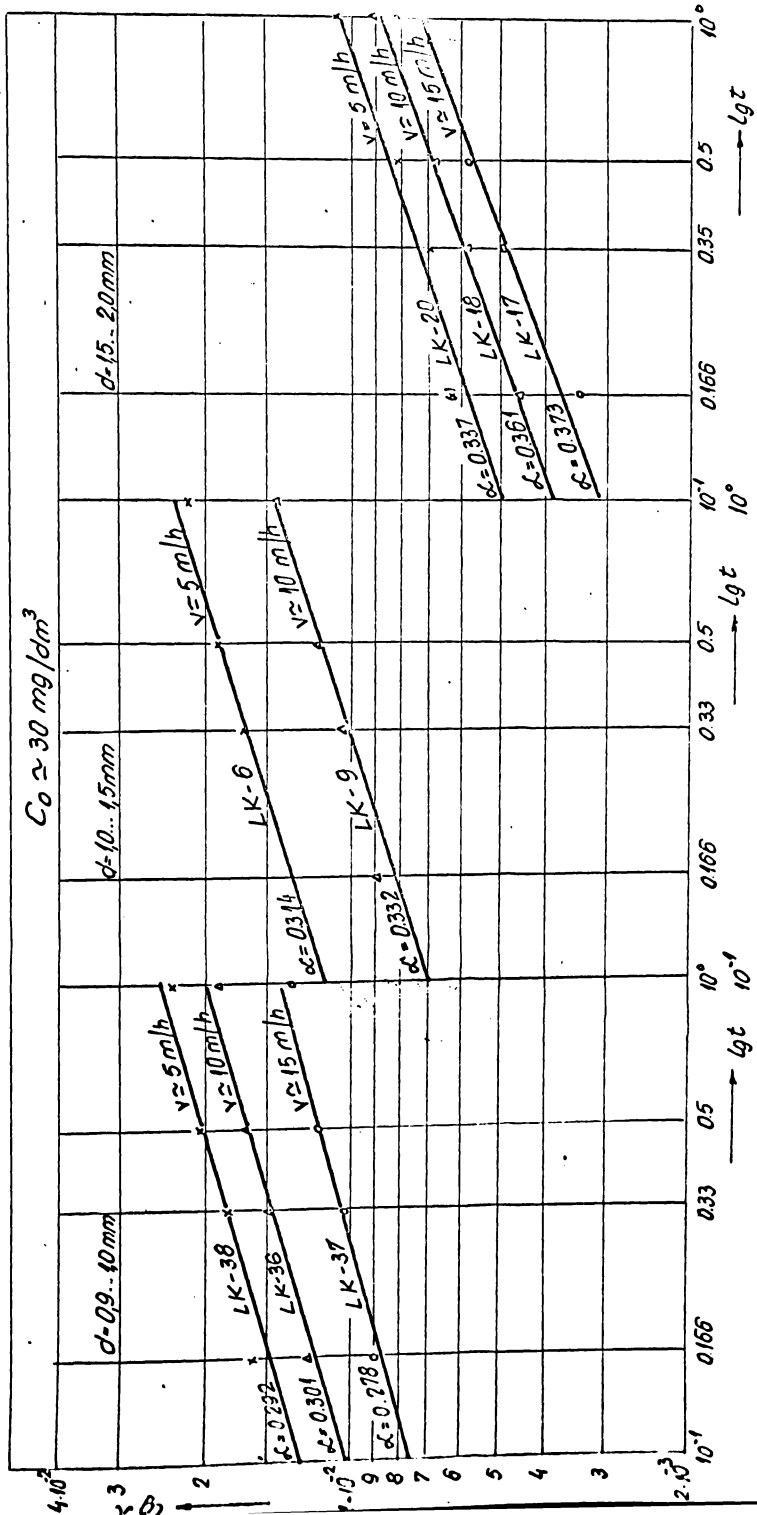
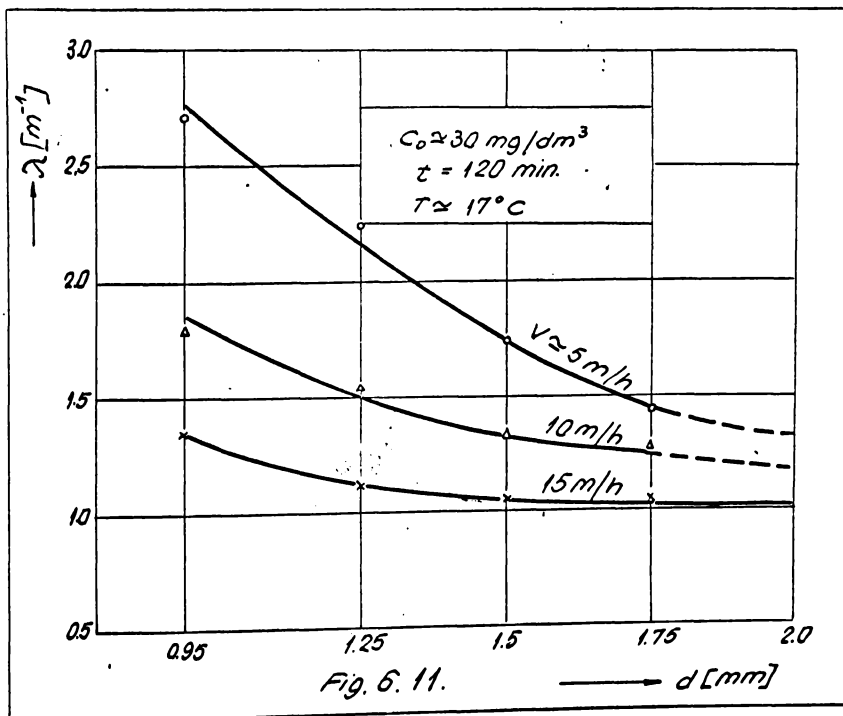


Fig. 6.10.

funcție numai de viteza de filtrare v și granulometria mediului filtrant. Reprezentările grafice redată în fig.6.11 pentru $t = 120$ minute pun în evidență dependența acestui parametru de cele două variabile considerate.

Daoa : $t = 0$; $\lambda = \lambda_0$ și în consecință va rezulta coeficientul de rezistență λ_0 corespunzător filtrului curat, fără depuneri . În aceste condiții funcția de legătură dintre aceste două variabile este de forma :

$$\lambda_0 = A \cdot v^{\alpha_1} \cdot d^{\alpha_2} \quad (6.13)$$



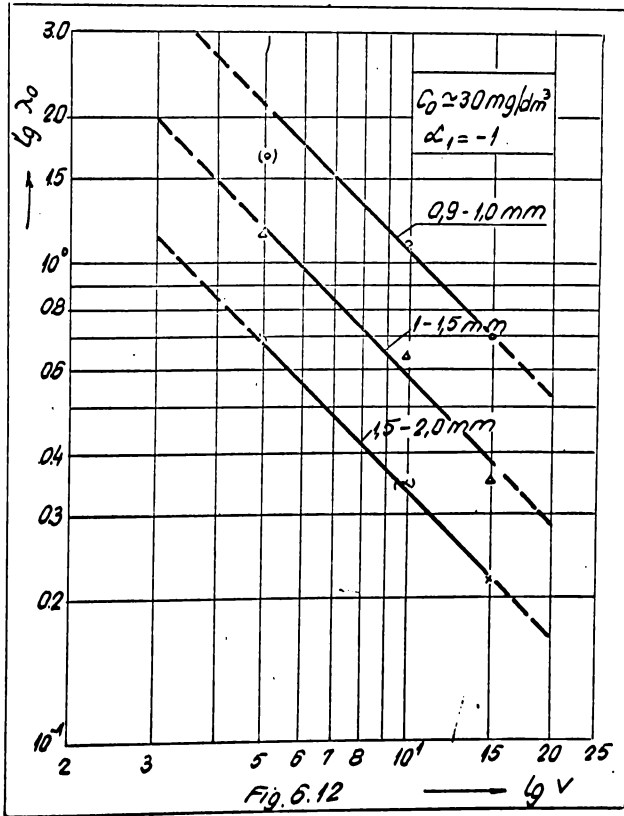
Prin logaritmare rezultă :

$$\lg \lambda_0 = \lg A + \alpha_1 \lg v + \alpha_2 \lg d \quad (6.14)$$

Dacă $d = \text{constant}$ rezultă :

$$\lg \lambda_0 = \lg A_1 + \alpha_1 \lg v \quad (6.15)$$

Reprezentarea în coordonate logaritmice a parametrului λ_0 în raport cu viteza de filtrare (fig.6.12) în condițiile în care nu se modifică granulometria nisipului, determină o serie de drepte paralele ai căror coeficient unghiular este $\alpha_1 = -1$.



Dacă : $v = \text{const.}$, rezultă :

$$\lg \lambda_0 = \lg A_2 + \alpha_2 \lg d. \quad (6.16)$$

considerându-i de data aceasta pe λ_0 variabil numai cu diametrul granulelor mediului filtrant, dreptele care se obțin pentru $v = \text{constant}$, au coeficientul unghiular $\alpha_2 = -2$.

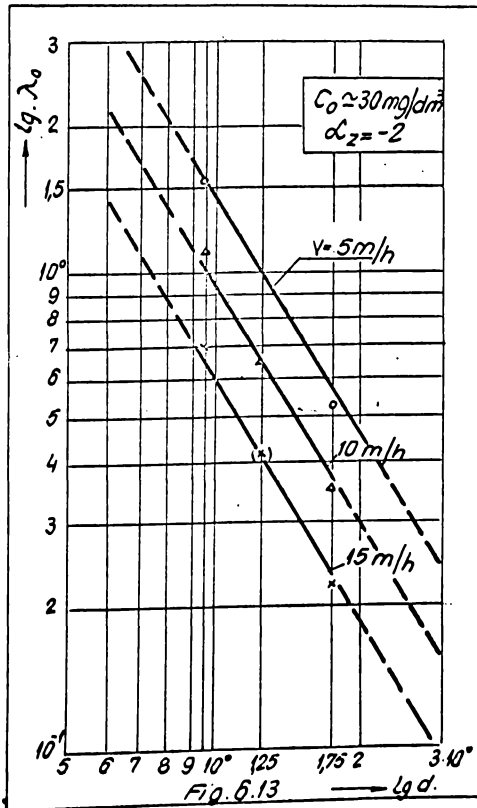
Cunoscute fiind valorile exponenților : $\alpha = 1/3$;

$\alpha_1 = -1$ și $\alpha_2 = -2$ rezultă astfel forma generală de exprimare a parametrului λ în funcție de cele trei variabile considerate : v , d și t

$$\lambda = A \cdot v^{-1} \cdot d^{-2} \cdot t^{1/3} = \lambda_0 \cdot t^{1/3} \tag{6.17}$$

în care :

$$\lambda_0 = A \cdot v^{-1} \cdot d^{-2} \tag{6.18}$$



Formula (6.18) stabilită experimental de autor, în condițiile de filtrare a apei cu suspensii de kaolin avînd diametrul particulelor $\delta < 15 \dots 20 \mu$, este identică cu relația nr.1 din tabela 3.1, propusă de Mackrie pentru calculul parametrului λ . în condițiile în care diametrul particulelor în suspensie din apele ce se filtrează nu depășește 3μ . Relația propusă de Mackrie ține cont și de efectul temperaturii apei asupra desfășurării procesului. Cum însă, exponenții α_1 și α_2 sînt identici în cele două relații, se poate accepta ca determinarea parametrului λ . în cazul filtrării cu suspensii de kaolin, atunci cînd trebuie ținut cont și de efectul de temperatură al apei, să se facă în baza relației propusă de V. Mackrie:

$$\lambda = A_0 \cdot v^{-1} \cdot d^{-2} \cdot \mu^{1/2} \quad (6.19)$$

Rezultă aici :

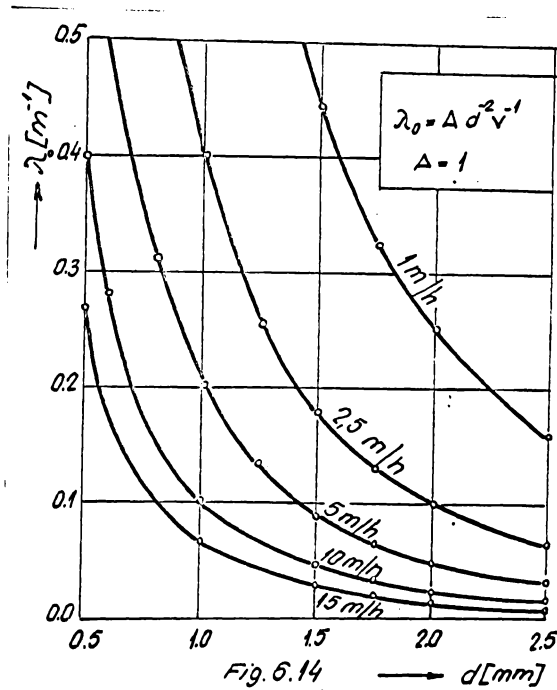
$$A = A_0 \cdot \mu^{1/2} \quad (6.20)$$

Pentru cazul în care $A = 1$, pe baza relației 6.18, stabilită de autor, în diagrama din fig.6.14, s-au reprezentat modificările parametrului λ . în raport cu granulometria mediului filtrant d pentru diferite viteze de filtrare v . Diagrama astfel trasată va servi pentru determinarea coeficientului de rezistență al filtrului λ , atunci cînd se cunoaște constanta A , viteza de filtrare și granulatia mediului filtrant. Dacă se ia în considerație și influența temperaturii apei, constanta A se va determina prin intermediul relației 6.20, iar valoarea parametrului λ . stabilită din diagramă va fi multiplicată cu valoarea reală a constantei A .

Diagrama din fig.6.14, se va putea utiliza la proiectarea instalațiilor de filtrare rapidă, putîndu-se astfel alege, în funcție de condițiile de calitate cerute afluentului, granulatia nisipului și viteza de filtrare.

Formula 6.17, astfel stabilită, analizată din punctul de vedere al omogenității dimensiunilor și al respectării condițiilor de margine, se constată că acestea nu sînt îndeplinite. Din aceste considerente se impune introducerea anumitor param-

tri de corecție, de o atare manieră încât relația obținută să se poată extinde la un grup mai larg de fenomene asemenea.



În diagramele din fig.6.9 s-au reprezentat modificările parametrului λ , în raport cu timpul, în condițiile în care s-au schimbat alternativ atât vitezele de filtrare cât și granulațiile mediului filtrant. Toate aceste reprezentări sînt în evidență, pentru durate $t < 2$ ore, dependența parametrului λ în raport cu t este o parabolă de gradul n , a cărei ecuație, în cazul cel mai general este de forma 3.126.

Pentru cazul în care : $n = 1/3$ se obține :

$$\lambda = \lambda_0 + m \cdot t^{1/3} \quad (6.21)$$

Împărțind cu λ_0 ambii membri ai ecuației 6.21 rezultă

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} = 1 + \left[\left(\frac{m}{\lambda_0} \right)^3 \cdot t \right]^{1/3} \quad (6.22)$$

Notînd cu :

$$a = \left(\frac{m}{\lambda_0} \right)^3 \quad (6.23)$$

rezultă :

$$\lambda = \lambda_0 \cdot [1 + (a \cdot t)^{1/3}] \quad (6.24)$$

ecuație ce poate fi utilizată pentru determinarea parametrului λ numai în stadiul I de filtrare.

Pentru $t = 0$ rezultă $\lambda = \lambda_0$ și în consecință și condițiile de margine sînt satisfăcute.

Parametrul de corecție "a" din ecuația 6.24 se va determina experimental prin intermediul funcției 6.21.

Expresia 6.24, astfel stabilită, a fost utilizată în cap.3 § 3.7.4., pentru integrarea sistemului de ecuații diferențiale 3.24 și 3.31.

Dacă, ecuația 6.24 se multiplică cu x și se introduc notațiile folosite în cap.5 § 5.3,

$$X = \lambda \cdot x \quad ; \quad X_0 = \lambda_0 \cdot x \quad \text{și} \quad T = a \cdot t$$

rezultă :

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} = \frac{X}{X_0} = 1 + T^{1/3} \quad (6.25)$$

Pentru : $T = 0$ rezultă $X/X_0 = 1$ sau $\lambda / \lambda_0 = 1$

Reprezentarea grafică a acestei funcții este redată în diagrama din fig.6.15, ce poate fi utilizată în cadrul modelării procesului de filtrare rapidă.

Dacă efectul limpezirii se consideră același în natură și model, în conformitate cu ipotezele făcute în cap.5 § 5.3 similitudinea procesului de limpezire prin filtrare se asigură prin similitudinea geometrică a sistemului pentru care :

1.- după formularca autorului :

$$\alpha_A \cdot \alpha_l \cdot \alpha_v^{-1} \cdot \alpha_d^{-2} = 1 \quad (6.28)$$

Dacă : $\alpha_d = \alpha_l$ și $\alpha_A = 1$

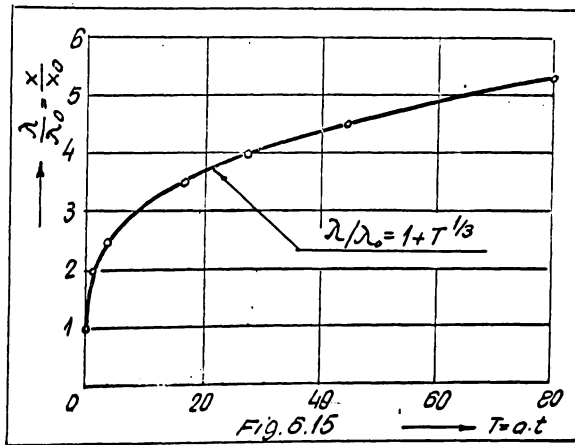
rezultă :

$$\alpha_v = \alpha_l^{-1} ; \alpha_q = \alpha_l ; \alpha_t = \alpha_l^2 \quad (6.29)$$

Dacă : $\alpha_d = 1$ și $\alpha_A = 1$

rezultă :

$$\alpha_v = \alpha_l ; \alpha_q = \alpha_l^3 ; \alpha_t = 1 \quad (6.30)$$



2.- după formularca dată de V. Maackrie :

$$\alpha_A \cdot \alpha_l \cdot \alpha_v^{-1} \cdot \alpha_d^{-2} \cdot \alpha_g^{1/2} \cdot \alpha_s^{1/2} = 1 \quad (6.31)$$

$$\alpha_A \cdot \frac{\alpha_l}{\alpha_d} \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_g} \right)^{1/2} \cdot \frac{1}{Re} = 1 \quad (6.32)$$

de unde rezultă :

$$\alpha_l < \frac{d}{A_0} \left(\frac{\rho}{\gamma} \right)^{1/2} Re \quad (6.33)$$

- Dacă procesul de filtrare la cele două scări din natură și model se face cu aceleași fluide și în condiții identice de temperatură, rezultă coeficienți de scară identici cu cei obținuți după formularea autorului.

- Dacă fluidele utilizate la cele două scări sînt identice, granulometria mediului filtrant și viteza de filtrare sînt aceleași pentru

$$\alpha_d = 1 ; \alpha_v = 1 ; \alpha_{A_0} = 1 ; \alpha_g = 1$$

rezultă :

$$\alpha_p = \alpha_l^2 ; \alpha_q = \alpha_l^2 ; \alpha_r = \alpha_l \quad (6.34)$$

Concluziile experimentale efectuate cu suspensii de kaolin au pus în evidență principalii parametri care influențează desfășurarea procesului de limeziro. Relațiile stabilite sînt simple și pot fi utilizate cu bune rezultate pentru stabilirea coeficientului de rezistență al filtrului, în funcție de granulometria nisipului, viteza de filtrare și temperatura apei.

Prin intermediul funcțiilor determinate pentru parametrul λ s-au putut determina legăturile care trebuie să existe între coeficienți de scară, atunci cînd se recurge la studiul procesului de filtrare la scară redusă, de laborator.

6.5.- Determinarea depunerilor specifice în mediul filtrant

În cadrul procesului de limpezire prin filtrele rapide de nisip, o anumită parte din suspensiile existente în apa brută sînt reținute în porii materialului filtrant sau pe suprafața acestor granule, iar restul de suspensii sînt conduse mai departe direct în efluent. Capacitatea de reținere a particulelor în suspensie de către mediul filtrant este determinată așa cum s-a arătat în cap. 1, 2 și 3, de natura și concentrația suspensiilor din apa de limpezit, de natura, grosimea și structura granulometrică a mediului filtrant, de viteza de filtrare, de temperatura apei, de cantitatea și natura reactivilor utilizați, de o serie de factori de natură fizică, chimică sau electro-chimică precum și de calitatea spălării mediului filtrant după încheierea ciclului de filtrare.

Polosind ecuația 3.31 stabilită în cap. 3 § 3.5 pe baza legii bilanțului masic, corelată cu ecuația 3.24, se pot determina pentru anumite durate ale ciclului de filtrare depunerile specifice G pentru fiecare grosime a stratului filtrant considerat.

Soluțiile obținute din integrarea sistemului de ecuații diferențiale 3.24 și 3.31 sînt dependente de parametrul λ și, în consecință, relațiile stabilite de fiecare din autorii care s-au ocupat de cercetarea procesului de filtrare diferă foarte mult între ele. Soluțiile matematice obținute pentru fiecare din modelele propuse trebuie verificate prin experiențe de laborator.

Pentru aceasta se impune ca datele obținute prin măsurători să fie în măsură a da o imagine reală și completă a schimbărilor de ordin calitativ ce survin în masa filtrantă în tot timpul desfășurării procesului.

Inregistrările calitative efectuate de autor pe cele trei standuri experimentale, la intervale de cîte 10 minute pentru fiecare din cele cinci grosimi de filtru, pun în evidență modificările de ordin cantitativ ce au loc în masele filtrante de nisip cuarțos, atunci cînd se schimbă viteza de filtrare,

concentrația suspensiilor din apă brută, grosimea și granulația mediului filtrant.

Folosind metoda diferențelor finite expusă în cap.3 § 3.7.5., s-a procedat la integrarea ecuației diferențiale 3.31 ecuație ce a fost transcrisă sub forma 3.133

$$dG \cdot dx = -v \cdot dC \cdot dt \quad (3.133)$$

Integrarea făcându-se pe intervale de câte 10 minute pentru cele cinci grosimi de filtru considerate constante pe toată durata de desfășurare a procesului, rezultă :

$$G_{x_i} = \frac{v \cdot C_0 [1 - \frac{C_i}{C_0}]}{x} \Delta t = A \cdot y_i \cdot \Delta t \quad (6.35)$$

în care :

$$y_i = 1 - \frac{C_i}{C_0} \quad ; \quad A = \frac{v \cdot C_0}{x} \quad (6.36)$$

Prin însumarea valorilor G_{x_i} corespunzătoare fiecărui interval $\Delta t = 10$ minute, rezultă depunerea specifică totală G , corespunzătoare ciclului de filtrare considerat.

Folosind regula trapezului de însumare a rezultat relația :

$$G \approx A \left(\frac{y_0}{2} + y_1 + y_2 + \dots + y_n \right) \Delta t ; [mg/dm^3] \quad (6.37)$$

Calculule au fost conduse după acest procedeu și s-au efectuat pentru toată gama de experiențe efectuate.

În anexele 4...11 sînt redato valorile obținute pentru setul de experiențe efectuate cu suspensii de kaolin în concentrație de ≈ 30 mg/dm³ iar în fig.6.16 la 6.20 sînt redato funcțiile obținute din aceste integrări.

Analizînd spectrul acestor funcții pentru stadiul I de filtrare se constată o creștere liniară în special pentru grosimile strazelor de 56...70 om, urmînd ca pentru stratele de 14, 28 și 42 om să apară o ușoară curbură în sus, curbura ce se

accentuează pe măsură ce grosimea stratului filtrant scade. Rezultate asemănătoare s-au obținut și pentru experiențele efectuate pe standul experimental L.F.

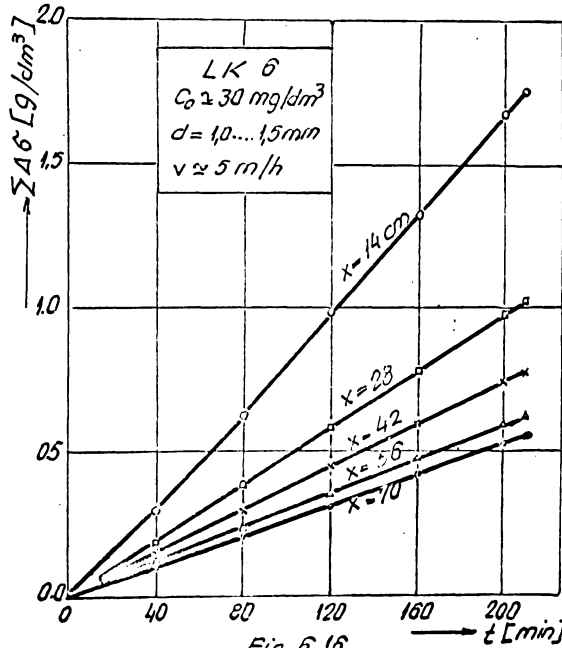


Fig. 6.16.

Recalculând valorile depunerii specifice σ cu relația 3.122 stabilită de autor prin integrarea sistemului de ecuații diferențiale 3.24 și 3.31 se constată că abaterile obținute sînt sub 3,5 % la grosimile mari ale stratului filtrant și de 8 - 10 % la stratele filtrante de 14 și 28 cm. Se desprinde deci concluzia că studiul de filtrare este guvernat de ecuațiile diferențiale 3.24 și 3.31 în condițiile în care coeficienții de rezistență λ_1 și λ_2 sînt determinați prin intermediul ecuațiilor 6.18 și 6.24.

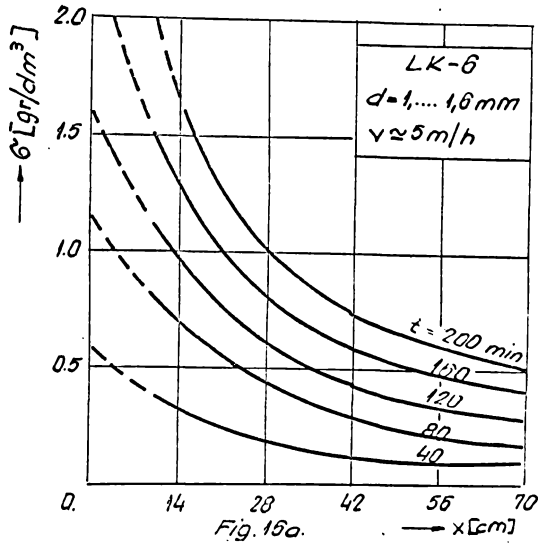


Fig. 16a.

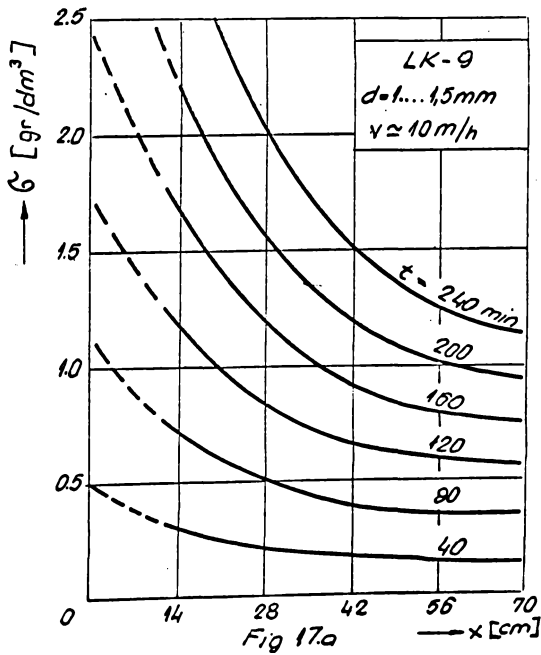
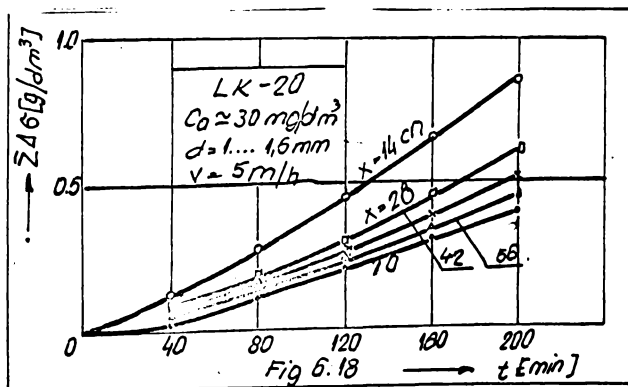
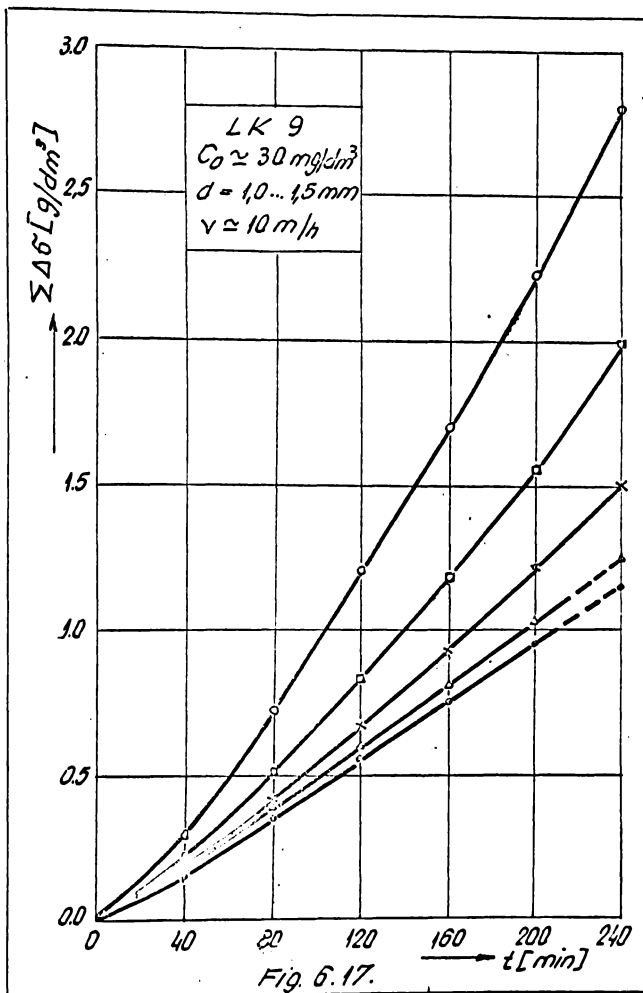
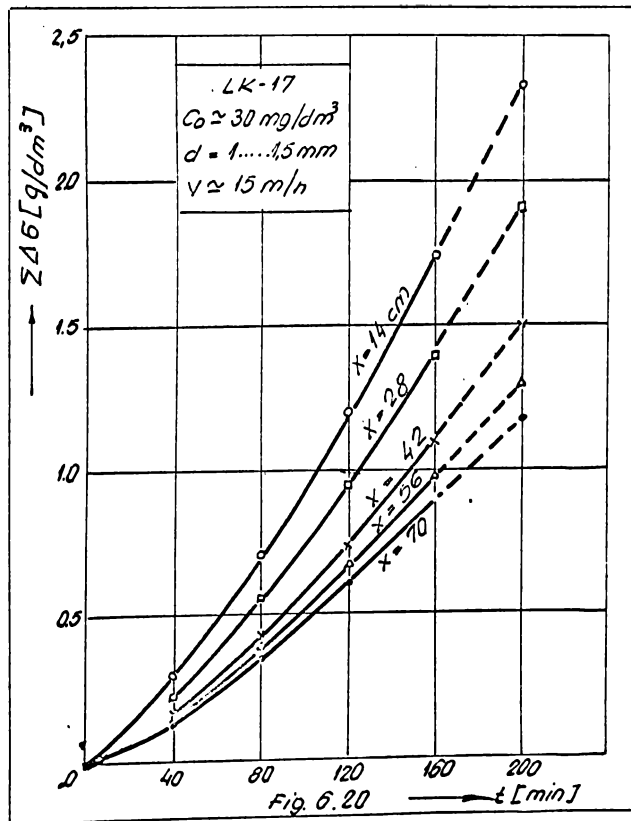
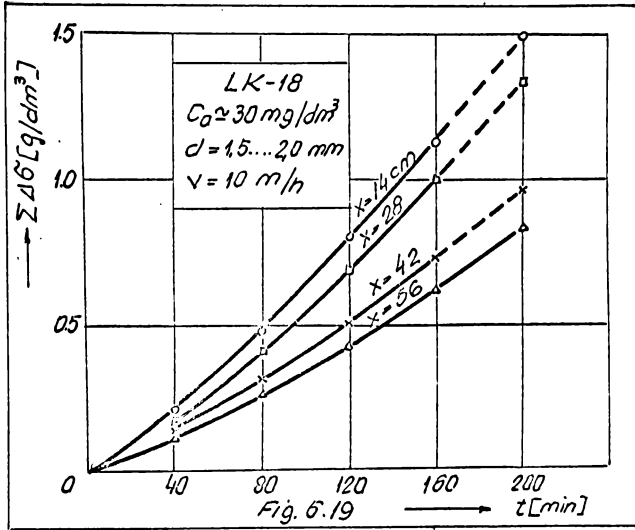


Fig 17a





Datorită faptului că în prima parte a ciclului de filtrare, masa filtrantă se încarcă cu o cantitate redusă de suspensii, soluțiile matematice obținute pe baza formulărilor introduse de K.I.Ives și F.C.Lerk se verifică foarte bine, în schimb modelele matematice introduse de Minț și Spindler nu pot fi utilizate pentru determinarea depunerii specifice G deoarece mărimile care se obțin cu aceste soluții dau abateri de 15 % până la 30 % față de rezultatele stabilite pe cale experimentală.

6.6.- Studiul rezistențelor hidraulice caracteristice echivalente inițiale de polimeri

În cadrul procesului de filtrare rapidă, suspensiile de sare se depun pe suprafața granulelor sau în porii mediului filtrant, determinând o reducere apreciabilă a porozității lor efective și în consecință la măjorarea pierderilor de sarcină în masa filtrantă. Mărimea acestor pierderi de sarcină este determinată de structura granulometrică a mediului filtrant, de natura cationilor și de proprietățile fizice ale fluidului.

Cercetările de laborator efectuate pe stamurile experimentale L.K. și L.H. au pus în evidență factorii care determină mărimea pierderilor de sarcină cu unghi și modificărilor survenite în structura mediului filtrant.

În fig.6.21 și fig.6.22 sînt redată modificările în timp a pierderilor de sarcină în stratele de nisip pentru experimentele L.K.33 și L.H.5.

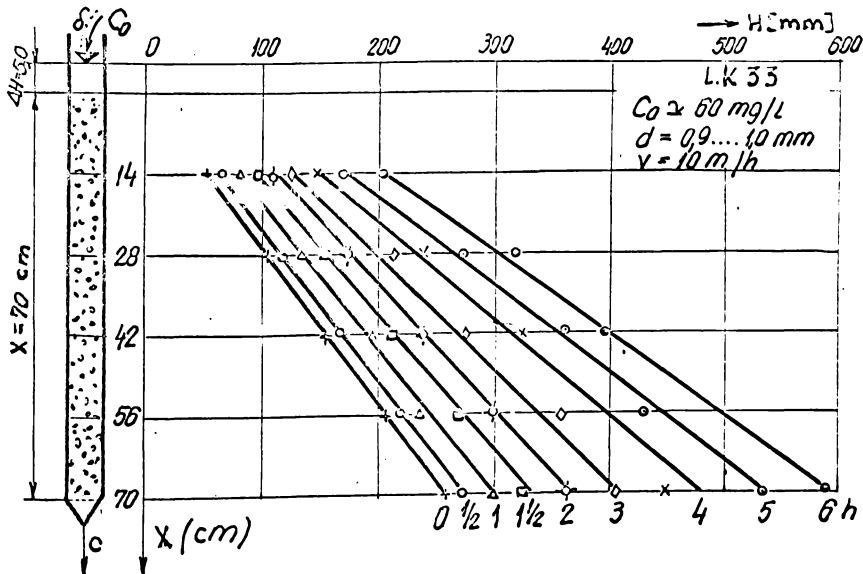


Fig. 6.21. Modificarea în timp a pierderilor de presiune în filtrul L.K. 33.

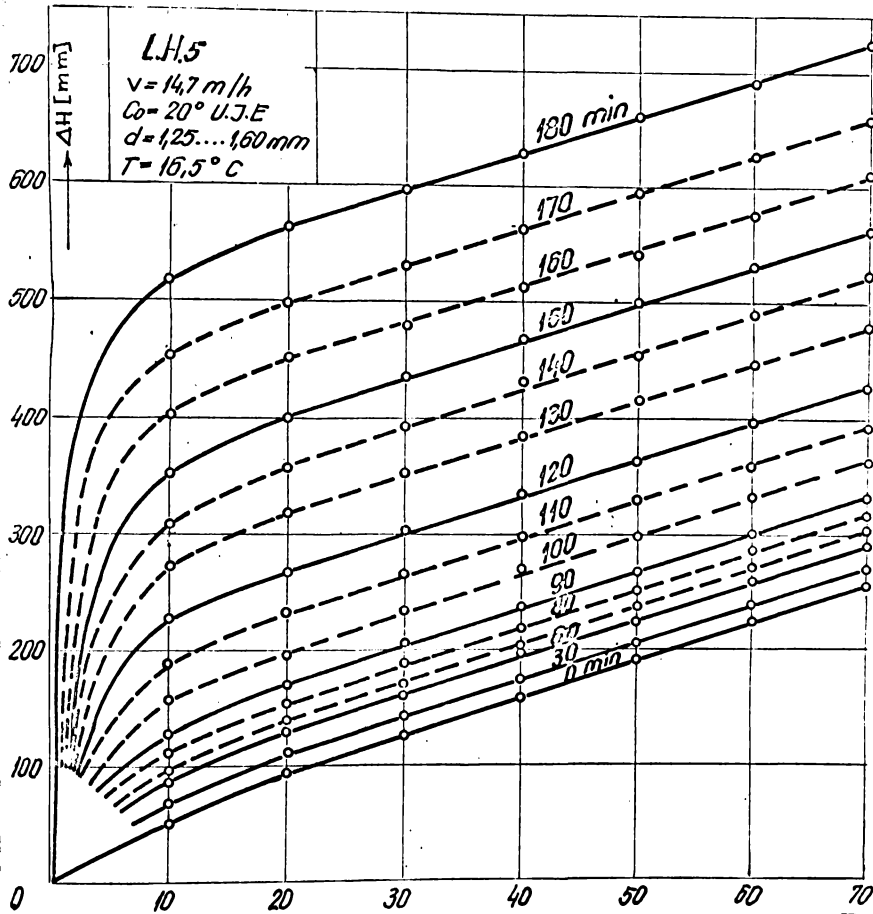


Fig.6.22. Modificările în timp a pierderilor de sarcină x (cm)

Din analiza acestor rezultate se constată, pentru primele două ore, o creștere lentă a pierderilor de sarcină ca după aceea, pe măsură ce porozitățile efective ale mediului filtrant se reduc, pierderile de sarcină să aibă o creștere mult mai pronunțată.

Datorită formării membranei de la suprafața mediului filtrant ca urmare a efectului de coagulare a kaolinului, coeficienții unghiulari și dreptelor care marchează pierderea de sarcină pe grosimea stratului cu durata filtrării nu mai sînt constante. Din aceste considerente nici legea de sporare propusă de Iwasaki nu s-a putut îndeplini motiv pentru care a fost ne-

cesar introducerea coeficientului de corecție b .

În cazul filtrării apelor cu suspensii naturale netratate (fig.6.22), sau chiar a celor în prealabil tratate, liniile care marchează modificarea în timp a pierderilor de sarcină cu adâncimea stratului filtrant, au coeficienți unghiulari constanți. Aceste constatări sînt confirmate și de experiențele efectuate de cercetătorul K.J. Ives /57,58,57/.

Pornind de la considerentul că în primul stadiu al filtrării, încărcarea cu depuneri a mediului filtrant este foarte redusă, se propune ca determinarea pierderilor de sarcină în stratele filtrante să se facă prin intermediul relațiilor 3.154 sau 3.166 stabilite în cap.3 § 3.8.

Pentru ca aceste relații să se poată utiliza este necesar ca mișcarea fluidului în mediul filtrant să fie laminară.

Folosind rezultatele experimentale L.N.-33 și L.N.3, se determină prin intermediul ecuației generale 3.148 funcția care definește coeficientul de rezistență caracteristică perioadei inițiale de încărcare.

Prin logaritmarecuația 3.149

$$\varphi(R_e) = \frac{M}{R_e^n} \quad (3.149)$$

se obține ecuația unei drepte, în coordonate logaritmice, de forma :

$$\lg \varphi(R_e) = \lg M - n \cdot \lg R_e \quad (6.38)$$

Funcția $\varphi(R_e)$ se determină în baza ecuației 3.148 și are următoarea expresie :

$$\varphi(R_e) = \frac{\delta \cdot p^3}{g(1-p)} \cdot \frac{d_{cc}}{6\alpha \cdot v^2} \cdot \frac{H}{L} \quad (3.39)$$

Folosind rezultatele experimentale din fig.6.21 obținute pentru o concentrație inițială $C_0 = 60 \text{ mg/dm}^3$ în condițiile în care : $V = 10 \text{ m/h}$, $\delta = 1.000 \text{ kgf/m}^3$, $T = 17^\circ\text{C}$, $\nu = 1,011 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$; $\zeta = 10,17 \text{ kgfs}^2/\text{m}^2$, $\mu = 102$; $3 \cdot 10^{-6} \text{ kgfs/m}^2$, $p_0 = 0,415$ și $d = d_{e0} = 0,95 \text{ mm}$, în diagrama din

fig.6.23 s-a reprezentat funcția $\varphi(Re)$ în raport cu numărul Reynolds.

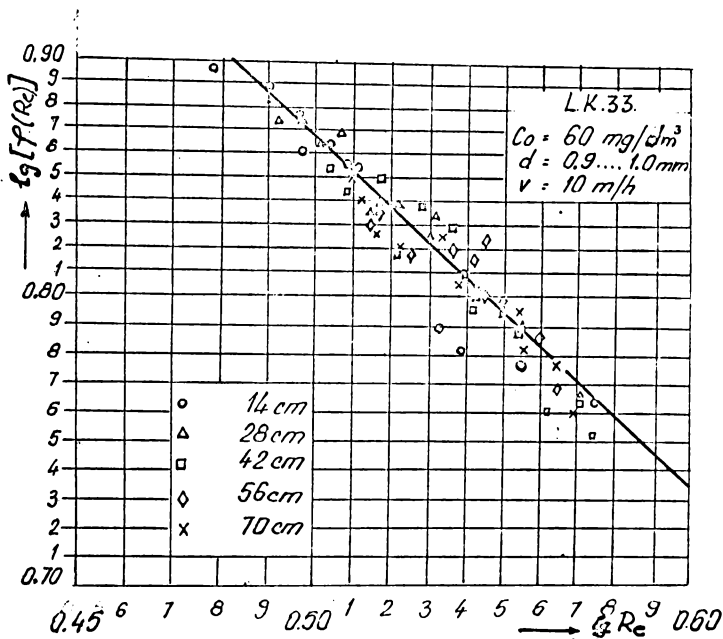


Fig.6.23 Legătura dintre coeficientul de rezistență $\varphi(Re)$ și numărul Reynolds (Re).

Utilizând metoda celor mai mici pătrate pentru prelucrarea datelor obținute au rezultat valorile : $m = 5$ și $n = 1,0\%$. Cercetînd aceeași parametri și în condițiile filtrării apei de Bega, în fig.6.24 s-a reprezentat legătura dintre coeficientul de rezistență $\varphi(Re)$ și Re . Din prelucrarea și a acestor date a rezultat : $m = 5,25$ și $n = 0,97$. Numerele Reynolds fiind $Re < 2$ rezultă că regimul de scurgere al fluidului, în perioada inițială de încălzire, este laminar.

Avînd în vedere că modificarea pierderilor de sarcină în filtru se datorește reducerii porozității efective a mediului filtrant; prin intermediul relației 3.156 se poate stabili porozitatea efectivă p caracteristică mediului filtrant

$$\frac{(1-p)^2}{p^3} = \frac{d_{ec}}{0.188 \cdot \mu \cdot \alpha^2 \cdot v} \cdot \frac{\Delta H}{X} \quad (3.156)$$

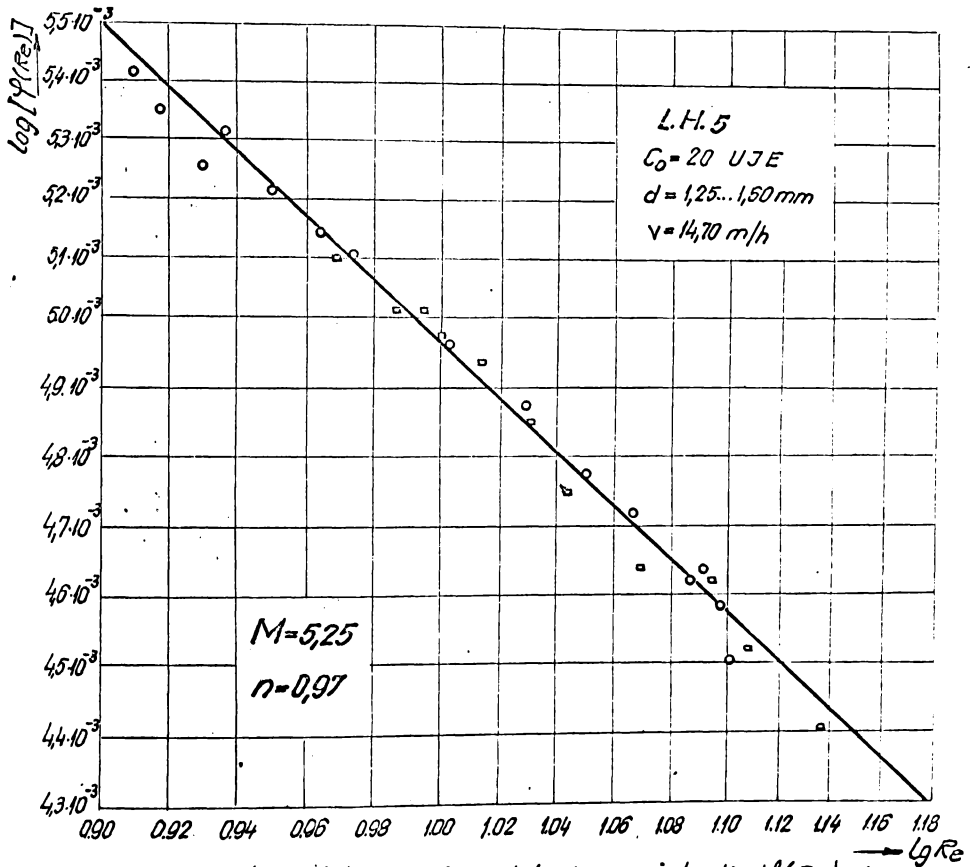
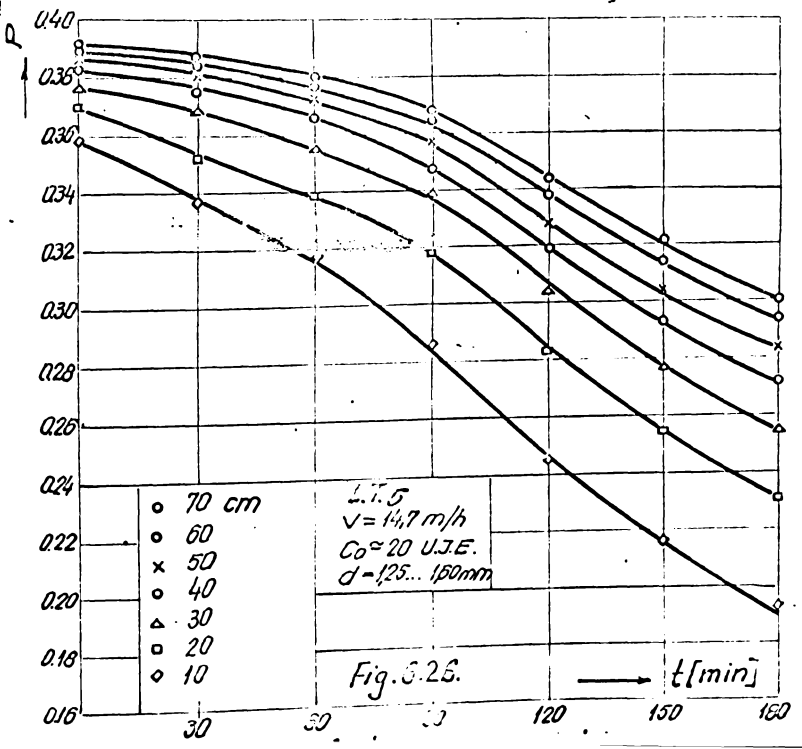
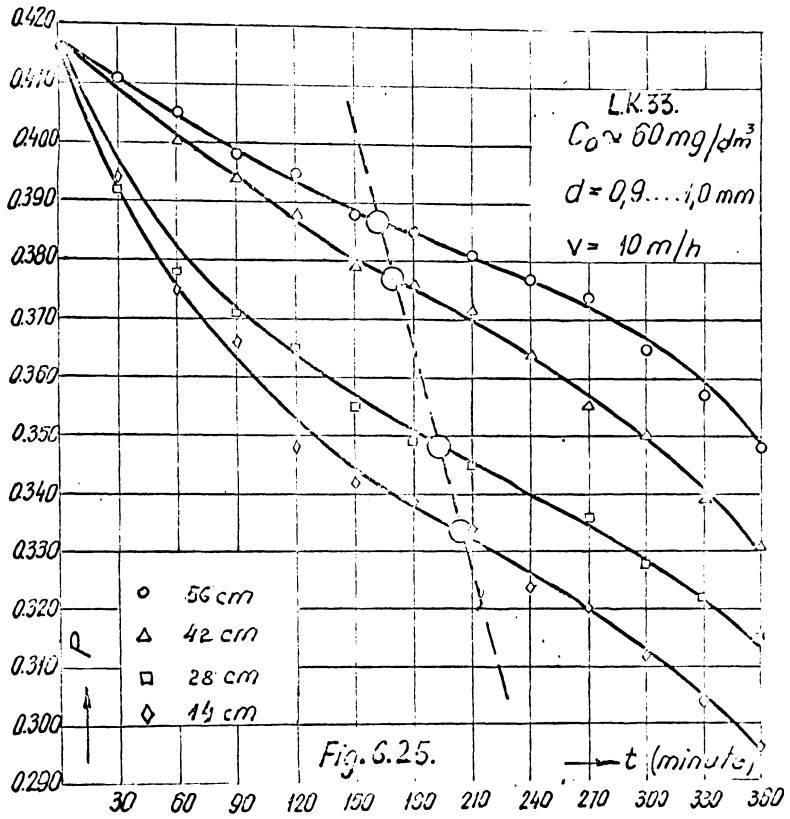


Fig.6.24 Legătura între coeficientul de rezistență $\psi(Re)$ și numărul (Re)

Pentru : $\alpha = 1,25$ și $p_0 = 0,415$ în diagrama din fig.6.25 s-au reprezentat modificările în timp a porozităților efective la suspensiile de kaolin. În fig.6.26 se face aceeași reprezentare dar în condițiile de filtrare a apei de Bega ($\alpha = 1,28$ iar $p_0 = 0,36$ la $0,39$)

mișcarea în filtru fiind laminară $Re < 2$, se stabilește în continuare, legătura dintre porozitatea efectivă p și viteza reală de filtrare u .



Presupunând că între viteza reală de filtrare u și porozitatea efectivă p există o relație generală de forma :

$$u = v \cdot p^{-z} \quad (6.40)$$

Logaritmând expresia (6.40) se obține corelația dintre u și p .

$$\lg u = \lg v - z \lg p \quad (6.41)$$

Folosind teoria celor mai mici pătrate, se obține valoarea exponentului z [122].

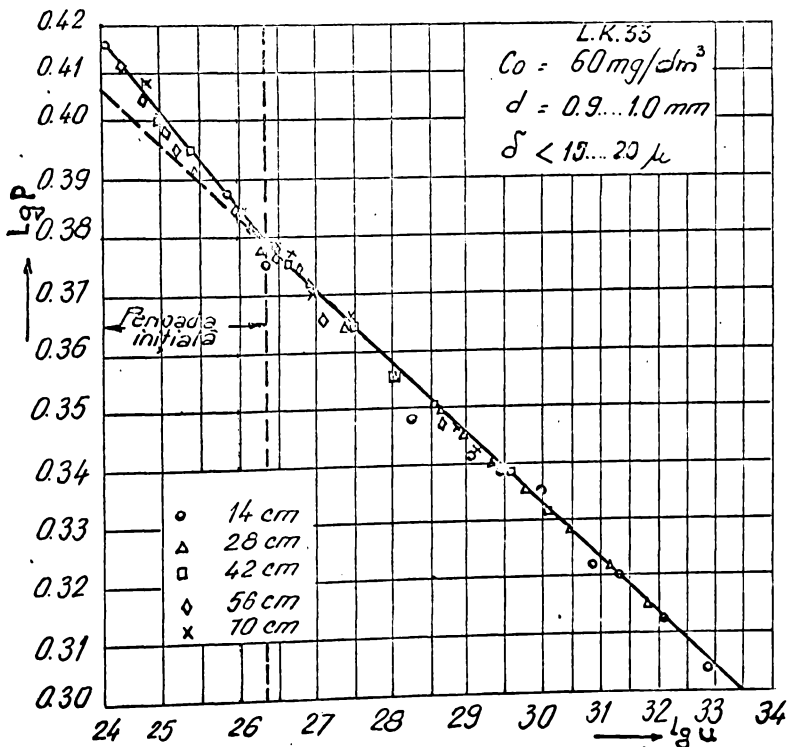


Fig.6.26. Legătura dintre porozitatea efectivă și viteza reală de filtrare.

Pontru :

Legătura dintre porozitatea efectivă p și viteza reală de filtrare este redată în diagrama din fig.6.26.

Faptul că la viteze reale mai mici de 25 μ/h nu mai există o proporționalitate directă între cele două mărimi u și p , se datorește formării ^{unei} acumbraiei de la suprafața filtrului ca urmare a coagulării kaolinului.

La filtrarea apei cu suspensii naturale acest fenomen dispare și în consecință se poate considera $z = 1$ pentru toată perioada utilă de filtrare.

Analizând alura curbelor prezentate în fig.6.25 și 6.26, se constată o serie de inflexiuni, care pun în evidență tocmai limitele perioadei inițiale de încălzire.

Limitele acestui domeniu, pentru cazul filtrelor experimentate, au fost cuprinse între 1 la 4 ore, timp foarte necesar pentru ca filtrele respective să poată intra în regimul normal de funcționare.

Efluentul obținut în tot acest interval de timp a cunoscut o îmbunătățire continuă, ajungând cu mult sub limitele impuse de normativole tehnice.

Observațiile făcute pe filtrele uzinei nr.2 de la Timișoara au scos în evidență că numai efluentul obținut în primele 8-10 minute după spălare trebuie eliminat.

Dacă structura mediului filtrant a fost bine stabilită iar spălarea a fost corect făcută, atunci tot efluentul se poate colecta direct în rezervorul de uzină al stației. În aceste condiții duratele ciclului de filtrare s-au majorat de oca. trei ori iar pierderile de apă necesare procesului tehnologic s-ar putea reduce cu oca.2 %.

Știind că mărirea pierderilor de sarcină este dictată de reducerea porozității efective iar aceasta la rândul ei de cantitatea de depuneri acumulate în mediul filtrant, se poate stabili legătura care există între porozitatea efectivă și depunerea specifică σ_v .

Dacă se cunoaște porozitatea inițială a mediului filtrant, și depunerea specifică σ_v , exprimată prin raportul din-

tre volumul suspensiilor și volumul brut al mediului filtrant, porozitatea efectivă p se poate determina prin intermediul unei relații de forma :

$$p = p_0 - G_V \quad (6.42)$$

Dacă se consideră ca exemplu experiența L.K.-33 pentru care : $p_0 = 0,415$; $G_{max} = 3238 \text{ md/dm}^3$; $V_{med} = 2,04 \text{ dm}^3$; $\rho_s = 10 \text{ gr/dm}^3$, rezultă după primele 30 minute de la darea în funcțiune a filtrului : $p = 0,415 - 0,014 = 0,401$ deci o creștere de cca.3,4 %, iar după o oră de la darea în funcțiune a filtrului, aceasta a crescut cu cca.4,1 %.

Pe baza acestor constatări se poate aprecia că în stadiul I de filtrare datorită faptului că mediul filtrant se încarcă foarte puțin, determinarea pierderilor de sarcină în filtrele rapide de nisip se poate face în baza relației 3.154 stabilită pe baza modelului matematic introdus de Mintz și Subert /121/.

6.2.- Recomandări cu privire la proiectarea și exploatarea filtrelor rapide

Proiectarea din punct de vedere hidraulic a filtrelor rapide constă din :

- alegerea tipului de filtru care poate fi cu suprafață liberă sau sub presiune ;
- fixarea vitezei de filtrare prin intermediul căreia se determină mărimea suprafeței filtrante și numărul unităților de filtrare ;
- stabilirea grosimii și structurii granulometrice a mediului filtrant care determină calitatea efluentului și durata ciclului de filtrare ;
- alegerea procedurii și a intensității de spălare a mediului filtrant ;
- alegerea sistemului de drenaj , etc.

Accese elemente se stabilesc în funcție de debitul total al instalației, de calitatea apei de limpezit, cît și de gradul de limpezire cerut de consumator /170,171/. Avînd în vedere faptul că efectul de limpezire al apei este det...

principal de natura, cantitatea și mărimea particulelor în suspensie ce intră în filtru, de grosimea și structura granulometrică a mediului filtrant cât și de viteza de filtrare se impune ca proiectantul, când prognoază la dimensionarea stațiilor de filtrare, să țină cont de aportul fiecăruia din acești parametri.

În mod obișnuit, pe baza recomandărilor date în literatura de specialitate /33,34,44,79,136,170,171,172/ vitezele de filtrare uzitate în cazul apei potabile, sînt cuprinse între 5 și 7 m/h, iar la apele industriale de⁵ la 15 m/h.

În aceste condiții, granulometria nisipului trebuie să fie cuprinsă între limitele de 0,5 la 5 mm, avînd coeficientul de uniformitate $u = d_{60}/d_{10} = 1,5 \dots 2,5$, diametrul eficace $d_e = d_{10} = 0,6 - 8$ mm și grosimea stratului filtrant $L = 0,8 - 1,2$ m. La apele industriale aceste condiții sînt mult mai largi ($d_e = 1 - 1,5$ mm ; $u = 1,5$; $L = 2,5$ m).

TABELA 6.2.

Nr. crt.	ȚARA	d_{min} <mm>	d_{max} <mm>	$u = \frac{d_{60}}{d_{10}}$	L_{opt} <m>	V <m/h>
1	U.R.S.S.	0,5	1,2	2-2,2	0,7	6
		0,7	1,5	1,8-2,0	1,2-1,3	8
		0,9	1,8	1,5-1,7	1,8-2,0	10
2	S.U.R.	0,4	0,55	135-175	0,6-0,75	4,9
3	CHECIA	0,5	1,0	17-20	0,6-0,9	5
4	R.F.G.	0,5	1,0	17-20	0,6-1,2	5
5	ROMANIA	0,3	3,0	16-26	0,8-1,2	4-6

Pentru a ilustra aceste aspecte, pe baza studiului elaborat de prof.dr.P.Trofim și colab./171/, în tabelele 6.2 și 6.3 se prezintă caracteristicile mediilor filtrante și vitezele de filtrare uzitate în străinătate cât și pentru unele unități din țara noastră .

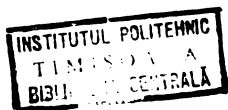


TABELA 6.3

Nr ord	ORAȘUL	d_{min} <mm>	d_{max} <mm>	$u = \frac{d_{60}}{d_{10}}$	L_{opt} <m>
1	BUCUREȘTI	0,775	2,98	1,85	0,80
2	GALATI	0,370	3,00	2,14	1,20
3	BRAȘOV	0,42	2,83	1,64	0,90
4	IASI	0,28	2,30	2,62	0,80
5	DEJ	1,08	6,28	2,54	0,80
6	TIMIȘOARA	0,30	1,00	1,80	0,8...1,20

În concepția modernă se tinde ca debitul de filtrare instalat pe fiecare unitate de suprafață să fie cât mai mare fără a diminua însă calitatea efluentului sau durata ciclului de filtrare.

Pornind de la aceste cerințe, cercetările experimentale efectuate de autor pe cele trei standuri experimentale au pus în evidență că masele filtrante de granulație uniformă avantajează desfășurarea în ansamblu a procesului propriu-zis de filtrare.

Cercetările efectuate pe standul L.K. cu suspensii de kaolin au pus în evidență comportarea mai bună a nisipului de granulometrie cuprinsă între 0,9 la 1,0 mm chiar și în condițiile în care viteza de filtrare folosită a fost de 10 și 15 m/h.

Pentru obținerea eficienței de limpezire de peste 98 % la o viteză $v = 10$ m/h, grosimea optimă a stratului filtrant ar trebui să fie de $L = 1,20$ m. Acest aspect este ilustrat de fig.6.7.

În baza acestor concluzii, experiențele efectuate pe filtri de nisip de granulometrie cuprinsă între 0,71 la 1,0 mm, au pus în evidență același rezultat și în condițiile de limpezire a apei de Bega sau a apelor subterane feruginoase obținute din câmpia Banatului sau din lunca Someșului.

Verificările efectuate pe standul uzinal U.T. au pus în evidență că la stratul de nisip avînd grosimea $L = 1,10$ m, și coeficientul de uniformitate $u = 1,49$, durata ciclului de filtrare a crescut de la 25 ore la 74 ore, timp în care turbiditatea efluentului s-a menținut sub limita minimă admisă de normativele tehnice.

Aceste rezultate sînt o consecință a faptului că sorturile de nisip fin cu granule sub $0,5$ mm, îndepărtate din masa filtrantă au dat o utilizare mai completă a capacității de reținere pe toată grosimea stratului filtrant.

Se apreciază că vitezele utile de filtrare se pot măsura de la $5-7$ m/h la $7-10$ m/h în condițiile în care stratul de nisip din alcătuirea mediului filtrant are o grosime de 1 la $1,2$ m, cu dimensiunea eficace $d_e = 0,8 \dots 1,0$ mm și cu coeficientul de neuniformitate $u = 1,5$ și chiar mai mic.

Prin introducerea în căvetele filtrelor a unui astfel de nisip, de granulometric uniformă sau aproape uniformă se realizează majorarea perioadei utile de filtrare de la $12 - 24$ ore la 48 și chiar 72 ore și în consecință reducerea cu cca. o treime a operațiunilor de spălare.

6.8.- Concluzii

Rezultatele experimentale obținute pe standurile experimentale L.K. și L.H. au scos în evidență faptul că ciclul de filtrare este alcătuit din trei zone distincte care se întrec reciproc.

În prima zonă de funcționare a filtrului se remarcă o reducere treptată a concentrației suspensiilor din efluent, pînă la o valoare minimă dictată de capacitatea de reținere a mediului filtrant considerat. Mărimea acestei zone, caracteristică pentru amondarea procesului de separare, este determinată de grosimea și mărimea granulației mediului filtrant, de viteza de filtrare utilizată, de mărimea și natura concentrației suspensiilor din apa de rășepăit, de temperatura apei, cît și de o serie de parametri de natură chimică sau electrochimică.

Din momentul în care turbiditatea efluentului a atins valoarea minimă, dictată de capacitatea maximă de reținere a

mediului filtrant, se trece în cea de a doua zonă a ciclului de filtrare, caracteristică perioadei de regim propriu-zis. În timpul desfășurării perioadei de regim, turbiditatea efluentului se menține constantă sau aproape constantă până în momentul în care suspensiile reținute în păturile superioare s-au deplasat până la nivelul stratului inferior, suspensiile care sînt transferate efluentului. Deplasarea succesivă a depunerilor reținute în stratele superioare se realizează sub efectul mecanismului de transport.

Din momentul în care turbiditatea efluentului începe să crească, se intră deja în zona III-a a ciclului de filtrare caracteristică perioadei de colmatare. Funcționarea filtrului în acest stadiu este de obicei foarte redusă și este dictată de limita de calitate impusă prin normativele tehnice.

Definite fiind cele trei stadii caracteristice ciclului de filtrare rapidă, în continuare se cercetează valabilitatea legii de separare propusă de Iwasaki precum și factorii care influențează desfășurarea procesului de filtrare în perioada inițială de încărcare.

Prelucrarea rezultatelor obținute cu suspensiile de kaolin au scos în evidență că legea de separare propusă de Iwasaki nu se respectă, din care motiv s-a considerat necesară introducerea unui coeficient de corecție prin intermediul căruia s-a determinat coeficientul de rezistență redus al filtrării.

Procesul de limpezire prin filtrare rapidă de nisip fiind determinat de mărimea acestui parametru, s-a cercetat influența pe care o are asupra acestuia durata filtrării, granulația nisipului și viteza de filtrare.

S-au stabilit astfel relațiile 6.17 și 6.18 pentru determinarea coeficientului de rezistență modificat în funcție de aceste trei variabile.

Relația 6.18 stabilită și propusă de autor pentru calculul parametrului inițial λ este identică cu aceea stabilită de cercetătorul cehoslovac V. Mackrle.

Din prelucrarea rezultatelor experimentale a rezultat dependența parametrului λ de durata filtrării. Relația 6.24 se poate utiliza cu foarte bune rezultate numai pentru perioada inițială de încărcare. Parametrul λ astfel determinat a fost utilizat în capitolul 5 pentru integrarea sistemului de

ecuații diferențiale 3.24 și 3.31.

În ipoteza că eficiența limpezirii este aceeași în fenomenul din natură și model prin intermediul criteriului adimensional 5.41 stabilit în cap.5 § 5.3., s-au stabilit coeficienții de scară necesari pentru modelarea procesului de filtrare rapidă.

Prelucrarea rezultatelor experimentale obținute prin metoda diferențelor finite au pus în evidență mărimea depunerii specifice G în funcție de granulația mediului filtrant, viteza de filtrare și concentrația inițială a suspensiilor din apa brută. Valorile astfel obținute s-au verificat cu bune rezultate de ecuația 3.122 stabilită prin integrarea sistemului de ecuații diferențiale 3.24 și 3.31.

Avându-se în vedere faptul că depozitele acumulate în mediul filtrant sînt foarte reduse, iar regimul de scurgere al fluidului prin mediul filtrant fiind laminar, se poate utiliza, pentru determinarea pierderilor de sarcină, ecuația 3.124 stabilită în cap.3 § 3.3 pe baza formulășilor introduse de cercetătorii Mintz și Subert /121/.

Rezultatele cercetărilor experimentale servesc în continuare la stabilirea criteriilor tehnice de proiectare, construcție și exploatare a filtrelor uzinale.

C a p i t o l u l 7

CONCLUZII GENERALE

În practica alimentărilor cu apă, filtrarea este procesul final de tratare a apei din sursele de apă de suprafață respectiv din sursele de adâncime a căror ape necesită tratarea în vederea potabilizării. De asemenea procesul de tratare se aplică în multe instalații de pregătire a apei industriale. În mod deosebit atenția cercetătorilor este îndreptată asupra filtrării rapide care este de mare actualitate întrucât satisface cerințele tehnice de ordin calitativ precum și dezideratele de ordin economic căutându-se pe toate căile posibile mijloacele tehnice pentru mărirea vitezei de filtrare, astfel încât în cadrul suprafețelor de filtrare instalate să poată fi uzinate cantități de apă cât mai mari și la prețuri de cost cât mai reduse. În aceeași măsură se cercetează procedeele care trebuie urmate în vederea îmbunătățirii calității apei filtrate a se stabili funcționarea stației de filtrare pe durata întregului ciclu de filtrare, respectiv pentru a se prelungi perioada utilă de filtrare.

Separarea suspensiilor din apă de către mediul filtrant alcătuit de obicei din nisip cuarțos se face printr-un proces deosebit de complex în care fenomenul de adsorbție joacă un rol preponderent în fixarea particulelor fine din apă pe suprafața granulelor sau în porii acestuia. Ipotezele făcute pentru investigarea fenomenului nu sînt în măsură să prezinte o teorie unitară bazată pe relații naționale care să servească în mod direct proiectarea, construcția și exploatarea instalațiilor de filtrare.

Importanța problemei pentru cercetarea contemporană rezidă și din faptul introducerii ei în tematica congreselor Internaționale de alimentare cu apă de la Barcelona (1966), Viena (1969) și Paris (1974).

Filtrarea rapidă fiind un proces deosebit de complex s-a căutat ca pe baza rezultatelor proprii sau a celor culese din literatura de specialitate, să se definească domeniile ca-

racteristice ciclurilor de filtrare. Astfel, fiecare ciclu de filtrare este alcătuit dintr-o perioadă inițială sau de amorsare, o perioadă de regim și o perioadă de colmatare, la limita căreia filtrul se scoate din funcțiune pentru a fi spălat.

Perioada inițială de încărcare fiind o treaptă caracteristică în alcătuirea ciclurilor de filtrare reprezintă obiectul de studiu al prezentei lucrări.

Analizând aspectul fizic al problemei s-au putut stabili ecuațiile generale care guvernează desfășurarea procesului de filtrare rapidă pentru perioada inițială de încărcare.

Cercetînd ansamblul de parametrii care concură în desfășurarea procesului de limpezire, se stabilește relația care permite definirea coeficientului de rezistență al filtrării.

Cu ajutorul formulării propuse pentru parametrul λ s-a putut realiza integrarea sistemului de ecuații cu derivate parțiale (3.24 și 3.31). Verificarea soluțiilor obținute se propune a se face printr-o integrare numerică utilizînd metoda diferențelor finite.

Pe baza soluțiilor obținute s-a putut stabili expresia (3.124) care definește perioada inițială de încărcare în funcție de concentrația efluentului, grosimea și caracteristicile geometrice ale patului filtrant.

Legătura dintre modificările calitative și creșterea pierderilor de presiune într-o masă filtrantă dată, se exprimă prin intermediul relațiilor (3.159) și (3.161). Ipotezele și investigațiile teoretice propuse de autor s-au verificat pe instalații de laborator sau pe filtre uzinale.

Relațiile stabilite de autor pentru exprimarea modificărilor calitative în masele filtrante de nisip, precum și pierderilor de sarcină, sînt valabile numai pentru stadiul I de filtrare.

Aceste rezultate sînt utile proiectantului pentru determinarea parametrilor optimi de proiectare a instalațiilor de filtre rapide și în același timp servesc la îmbunătățirea parametrilor optimi de exploatare.

Pentru utilizarea relațiilor de calcul propuse, se impune ca în prealabil, parametrii a și λ să fie determinați în laborator pe o instalație pilot.

tale cu diferite categorii de suspensii au pus în evidență :

- domeniile caracteristice ciclului de filtrare rapidă.
- parametrii care guvernează desfășurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de rețineră ;

- dependența parametrului λ de coeficientul de rezistență inițial λ_0 și durata filtrării ;

- efectul vitezei de filtrare, a grosimii și structurii granulometrice asupra gradului de limpezire ;

- legătura dintre modificările calitative în filtre și rezistențele hidraulice ale acestuia ;

- delimitarea perioadei inițiale și efectul acestuia asupra duratei ciclului de filtrare ;

- comportarea straturilor monogranulare (uniforme) de nisip în condițiile filtrării apelor încărcate cu particule în suspensie , diferite ca natură, mărime și concentrație ;

- vizualizarea fenomenului de separare, adâncimea de pătrundere a suspensiilor în masa filtrantă și modul în care suspensiile din apă sînt reținute în porii sau pe suprafața granulelor mediului filtrant ;

- efectul nivelului apei de deasupra masei filtrante asupra duratei ciclului de filtrare ;

- rolul instalațiilor de laborator pentru determinarea parametrilor de proiectare și exploatare a filtrelor uzinale .

Folosind teoria similitudinii și a modelării hidraulice în cap.5 s-au stabilit.

- Criteriile generale de similitudine pentru mișcarea particulelor în suspensie conținute într-un fluid carecarea, criterii ce s-au putut particulariza la condițiile de mișcare a apei prin filtrele rapide de nisip.

- Criteriile de similitudine ale procesului de filtrare rapidă în funcție de eficiența și impozitia.

- Parametrii adimensionali caracteristici stadiilor de filtrare I și III.

- Ecuațiile generale ale procesului de filtrare rapidă precum și soluțiile acestora în mărimi adimensionale.

- Funcțiile generale ce caracterizează parametrul reținerii pentru stadiile I și III de filtrare.

Metodele și procedeele de calcul introduse în acest capitol au servit pentru obținerea rezultatelor amănunțite.

obținute pe filtrele model și în acelaș timp au servit pentru extinderea acestora la scara fenomenului natural.

Rezultatele experimentale obținute pe standurile experimentale L.K. și L.H. , au scos în evidență faptul că ciclul de filtrare este alcătuit din trei zone distincte care se între-pătrund reciproc.

În prima zonă de funcționare a filtrului se remarcă o reducere treptată a concentrației suspensiilor din efluent, pînă la o valoare minimă dictată de capacitatea de reținere a mediului filtrant considerat. Mărimea acestei zone, caracteristică pentru amorsarea procesului de separare, este determinată de grosimea și mărimea granulației mediului filtrant, de viteza de filtrare utilizată, de mărimea și natura concentrației suspensiilor din apa de limpezit, de temperatura apei cît și de o serie de parametri de natură chimică sau electrochimică.

Din momentul în care turbiditatea efluentului a atins valoarea minimă, dictată de capacitatea maximă de reținere a mediului filtrant, se trece în cea de a doua zonă a ciclului de filtrare, caracteristică perioadei de regim propriu zis. În timpul desfășurării perioadei de regim, turbiditatea efluentului de menține constantă sau aproape constantă pînă în momentul în care suspensiile reținute în păturile superioare sau deplasat pînă la nivelul straturii inferior, suspensii care sînt transferate efluentului. Deplasarea succesivă a depunerilor reținute în stratele superioare se realizează sub efectul mecanismului de transport.

Din momentul în care turbiditatea efluentului începe să crească se intră deja în zona a III-a a ciclului de filtrare caracteristică perioadei de colmatare. Funcționarea filtrului în acest cadru este de obicei foarte redusă și este dictată de limita de calitate impusă prin normativele tehnice.

Definite fiind cele trei stadii caracteristice ciclului de filtrare rapidă în continuare se cercetează valabilitatea legii de separare propusă de Iwasaki precum și factorii care influențează desfășurarea procesului de filtrare în perioada inițială de încărcare.

Prelucrarea rezultatelor obținute cu suspensiile de kaolin au scos în evidență legea de separare propusă de Iwasaki nu se respectă din cauza că aceasta considerat necesar întroducere

rea unui coeficient de coroziune prin intermediul cărui s-a determinat coeficientul de rezistență redus al filtrării λ^* .

Procesul de limpezire prin filtrare rapidă de nisip fiind determinat de mărimea acestui parametru s-a cercetat influența pe care o are asupra acestuia durata filtrării, granulația nisipului și viteza de filtrare.

S-au stabilit astfel relațiile (6.17 și 6.18) pentru determinarea coeficientului de rezistență modificat în funcție de aceste trei variabile.

Relația (6.18) stabilită și propusă de autor pentru calculul parametrului inițial λ este identică cu cea stabilită de cercetătorul cehoslovac V. Maskrle.

Din prelucrarea rezultatelor experimentale a rezultat dependența parametrului λ de durata filtrării. Relația (6.24) se poate utiliza cu foarte bune rezultate numai pentru perioada inițială de încărcare. Parametrul λ astfel determinat a fost utilizată în cap.3 § 3.7.4., pentru integrarea sistemului de ecuații diferențiale (3.25) și (3.31).

În ipoteza că eficiența limpezirii este aceeași în fenomenul din natură și model prin intermediul criteriului adimensional (5.41) stabilit în cap.5 § 5.3., s-au stabilit coeficienții de scară necesari pentru modelarea procesului de filtrare rapidă.

Prelucrarea rezultatelor experimentale obținute prin metoda diferențelor finite a pus în evidență mărimea depunerii specifice G în funcție de granulația mediului filtrant, viteza de filtrare și concentrația inițială a suspensiilor din apa brută. Valorile astfel obținute s-au verificat cu bune rezultate de ecuația (3.122) stabilită prin integrarea sistemului de ecuații diferențiale (3.24) și (3.31).

Avându-se în vedere faptul că depozitele acumulate în mediul filtrant sînt foarte reduse, iar regimul de scurgere al fluidului prin mediul filtrant fiind laminar, se poate utiliza, pentru determinarea pierderilor de sarcină, ecuația (3.124) stabilită în cap.3 § 3.8 pe baza formulărilor introduse de cercetătorii Mint și Šubert /121/.

Rezultatele cercetărilor experimentale servesc la stabilirea criteriilor tehnice de proiectare, construcție și exploatare a filtrelor uzinale.

BIBLIOGRAFIE

- 1.- ALBERT, G "Modelle und Beschreibungen von Filtrationsvorgängen : Filterwiderstand"
Heft 5 - 1971
Vortragsreihe mit Erfahrungsaustausch über spezielle Fragen der Wassertechnologie - Filtration.
Engler Bunte Institut der Universität Karlsruhe
- 2.- ARUN, K., SRD "Theory of Sand Filtration" Journal of the
Sanitary Eng. Division, June 1967
- 3.- BAYLES, J.R., "Experiences in Filtration" Jour. AWWA, 29 Aug.
1937.
- 4.- BAYLES, J.R., "Seven Years of High Rate Filtration" Jour.
AWWA, 48, May 1956
- 5.- BRACON, E.A., MARTINOT-LAGARDE, MATHIEU, I, "Mecaniques des
fluides" - Dunod, Paris, 1968
- 6.- BRIX, J., HEYD, H., GERLACH, E., "Die Wasserversorgung" - Vienna,
1963
- 7.- CAUVIN, A., DIDIER, G., "Distribution d'eau dans les agglomérations" REUNIONS HYDROLIBS, Paris, 1963
- 8.- CAMP, T.R. - "Theory of Water Filtration" Jour. of the San. Eng.
Div. ASCE, vol. 90, Aug. 1964
- 9.- CIOC, D., - "Mecanica fluidelor." Ed. Didactică și Pedagogică
București, 1967
- 10.- CIORANESCU, N., - "Tratat de matematici speciale" Ed. de Stat
Didactică și Pedagogică, București, 1962
- 11.- CLEASBY, J.L., BAUMANN, F.R. - "Selection of Sand Filtration
Rates" Jour. AWWA, 54, May, 1962
- 12.- CLEASBY, L., ș.a. "Effect of Filtration Rates Changes on Quality"
J.A.W.W.A., nr. 7, 1963
- 13.- COCHETCI, V., "Curs de tehnologie chimică generală" Lit. Insti-
tutului politehnic Timișoara, 1972
- 14.- CONLEY, W.R., PITMAN, R.W., "Inovations in Water Clarification"
Jour. AWWA, 52, 1960
- 15.- Contract nr. 640/1.06.1973, "Proiect tehnologic-stație deferi-
zare IAS - Gherla"
- 16.- Contract nr. 750/30.01.1974, "Cercetări asupra îmbunătățirii pro-
cedeelor de tratare a apei de suprafață la uzina de
apă nr. 2 Timișoara"

- 17.- CONLEY, W.R., "Experiențe cu filtre de nisip și antracit" J.A.W.W.A. Dec., 1961
- 18.- CRAFT, T.F., "Review of Rapid Sand Filtration Theory." Jour. AWWA. 58, 428, 1966
- 19.- CRAFT, T.F., "Comparison of Sand and Antracite for Rapid Filtration." Jour.AWWA, Jan., 1971
- 20.- CRETU, Gh., "Aspecte privind construcția și exploatarea unor filtre rapide deschise" Buletinul științific și tehnic al I.P."Tr.Vuia" Timișoara, Seria construcției, Tom.17(31) Fasc.2, iulie-decembrie, 1972
- 21.- CRETU, GH., "Considerații asupra similitudinii și modelării procesului de limpezire a apei în separatoarele suspensionale" Hidrotehnica, Gospodărirea apelor, Meteorologia, nr.7, 1971
- 22.- DAVIS, E., BORCHARDT, J.A., "Sand Filtration of Particulate Matter." Proc.ASCE, J.San.Eng.Div., 47, 1966
- 23.- DEB, A.K., "Experimental evolution of sand filtration theory" J.San.Eng.Div., Aug., 1967
- 24.- DEB, A.K., "Theory of sand filtration", J.San.Eng.Div., vol.95 SAS, 1969
- 25.- DIAPER, W.J.N., IVES, J.K. "Filtration through size-graded media" J.San.Eng.Div., Proc.ASCE, June, 1965
- 26.- DILLINGHAM, J.H., GLEASBY, J.L., BAUMANN, F.R., "Diatomite filtration equations for various septa" J.San.Eng.Div. ASCE, vol.93, nr.SA1, 1967
- 27.- DOUGLAS, F., "Theory of Flow in Filter Media" Jour.AWWA, vol. 52, nr.17, 1960
- 28.- DRAGHICESCU, C., "In legătură cu STAS 1712-60" Hidrotehnica nr.4, 1962
- 29.- DUBIN, P.Ch. - "Théories modernes de la filtration", La Houille Blanche nr.4, 1967
- 30.- ELIASSEN, R., "An Experimental and Theoretical Investigation of the Clogging of a Rapid Sand Filter" Sc.D. Thesis, Massachusetts Institute of Technology, 1935
- 31.- ELIASSEN, R. - "Clogging of Rapid Sand Filters" Journ.AWWA 33, Aug., 1941
- 32.- FAIR, G.M., "The Hydraulics of Rapid Sand Filters" Jour.Inst. of Water Engrs., vol.5, no.2, 1961

- 33.- FAIR, G.M., GUYER, J.C., "Elements of Water Supply and Waste-Water Disposal" - 1958
- 34.- FAIR, G.M., GUYER, J.C., OKUN, "Water Purification and Waste Water Treatment," vol.II, 1966
- 35.- FLORINSCU, A., SANDU, M., "Progrese în tehnica filtrării - Sin-teză documentară", EDT, București, 1972
- 36.- FRIDMAN, R., ROSANSCHE, V.- "Aspecte ale filtrelor rapide cu debit constant și variabil". Studii de Alimentare cu apă - I.S.C.H., București, 1968
- 37.- FRIDMAN, R., "Filtrarea apelor tratate cu coagulant fără decantare probabilă" (teză de doctorat), Lenin-grad, 1955
- 38.- FRIEDLENDER, S.K., "Theory of Aerosol Filtration". Ind.Eng. Chem., 50-1965
- 39.- FOX, D.M., GLASSBY, J.L., "Experimental evaluation of sand filtration theory", J.San.Eng.Div., Proc. ASCE, Oct., 1966.
- 40.- GEORGINSCU, D ; FRIDMAN, R ; THEODORINSCU, D., "Alimentare cu apă, Aspecte ale tratării". Min.Agr.și Silv. - Dep. Îmb. Funciare și Gospod. Apelor, Studii de sin-teză documentară, 1970
- 41.- GHIFORGHITA, ST., - "Introducere în hidrodinamica corpurilor poroase" Ed. Acad. R.S.R., Buc., 1969
- 42.- GHERMANESCU, M., "Ecuațiile fizicii matematice" - Ed. Inst. po-litehnic Timișoara, 1951
- 43.- GERARDOT, P.L. : "Cercetări experimentale în vederea dimensio-nării stațiilor de tratare a apei potabile distri-buite în suburbiile Parisului". La technique de l'eau et de l'assainissement - Belgia, nr.5, nov. 1967
- 44.- GIURCONU, M., "Hidraulică, lucrări edilitare și instalații sanitare", Ed. did. și pedagogică București, 1972
- 45.- GORBACEV, F.A., ș.a. - "Многоослойный фильтр для осветления воды". - Filtre cu mai multe straturi pentru limpezirea apei fără decantare. Vodospoboj-nie i sanitarnaja tehnika, nr.3, 1972
- 46.- GREGORY, J., "Molecular Forces and Electrokinetic Effects in Filtration". Ph.D. Thesis, Univ. London, 1964
- 47.- HAHN, H.H., MEIER, P.P., "Simulation von Filtrationsmodellen" Heft 5 - 1971- Engler-Bunte - Institut des Univer-

sität Karlsruhe

Veröffentlichungen der Bereichs und des Lehrstuhl
für Wasserchemie

- 48.- HALL, W.A., "An Analysis of Sand Filtration". J.San.Eng.Div. ASCE, vol.83, nr.SA3 - 1957
- 49.- HORNER, R.M.W., ISON, C.R., STANLEY, D., CONLEY, W.R., TESARIC, I., HUDSON, H.F., DEB, K.A., ELIASSEN, R., O'LELLA, R.CH., "Theory of Water Filtration" (Discussions) J.San. Eng.Div., Apr., 1965
- 50.- HUANG, Y.C.J. ; BAUMANN, T., "Least cost sand filter design for iron removal". Proc.ASCE, J.San., Eng.Div., vol. 97, nr.SA2, Apr., 1971
- 51.- HUDSON, H.F., JR.- "Factors Affecting Filtration Rates", Jour. AWWA, 48, Sept. 1956
- 52.- HUDSON, H.F., JR.- "Declining Rate Filtration" Jour. AWWA, 51, Dec., 1959
- 53.- HUDSON, H.F., JR.- "Functional Design of Rapid Sand Filters", Proc.ASCE, J.San.Eng.Div., 89, SA1, 17, 1963
- 54.- HUISMAN, L.- "Lecture notes of Rapid Sand Filtration", Delft University of Technology, Netherlands, 1971/72
- 55.- ISON, C.R., "Dilute suspensions in filtration", Ph.D.thesis, Univ.London, 1967
- 56.- IVASAKI, T., "Some Notes on Sand Filtration", Jour.AWWA, Dec., 1937
- 57.- IVES, K.J., "Rational Design of Filters", Proc. Institution of Civ. Engrs. vol. 16, 1960
- 58.- IVES, K.J., "Filtration Through a Porous Septum : A Theoretical Consideration of Boucher's Law", Proc. Instn. Civ. Engrs., vol. 17, Nov., 1960
- 59.- IVES, K.J., "Simulation of Filtration on an Electronic Digital Computer", Jour. AWWA, 52, 933, 1960
- 60.- IVES, K.J., "Filtration Using Radioactive Algal". J.SanEng. Div.-Proc.ASCE, Vol.87, nr.SA3, 1961
- 61.- IVES, K.J., "New Concepts in Filtration", Water and Water Eng., nr.785, iulie 65, 1961
- 62.- IVES, K.J., "New Concepts in Filtration", Water and Water Eng., nr.786, Aug., 65, 1961
- 63.- IVES, K.I., "New Concepts in Filtration", Water and Water Eng., nr.787, Sept., 65, 1961
- 64.- IVES, K.J., "Simplified Rational Analysis of Filter Behaviour"

- Proc. Instn. civ. Engrs., vol. 17, Jul., 1963
- 65.- IVES, K.J., "Progress in Filtration" Jour. AWWA, Sept., 1964
- 66.- IVES, K.J., "New Concepts in Filtration", Water Engineering, 65, 1967
- 67.- IVES, K.J., "Theory of Filtration", International Water Supply Congress-Wiena, Special Subject nr. 7, 1969, al VIII-lea Congres de Alimentări cu apă, Viena, 1969
- 68.- IVES, K.J., SHOLJI, I., "Research on Variables Affecting Filtration", Proc. ASCE, J. San. Eng. Div., 91, SA4, 1, 1965
- 69.- YOCKMAN, D., "Filtrarea sub presiune constantă", Gonic, Ch. Franța, 85, 1961
- 70.- JORDAN, R.M., "Electroforetic Studies of Filtration", Jour. AWWA, 55, Jul., 1963
- 71.- JUJICOV, V.A., "Filtrarea, Teoria și practica separării suspensiilor" - traducere din limba rusă. Ed. Tehnică București, 1962
- 72.- JUJICOV, V.A., "Filtrarea - Teoria și practica separării suspensiilor" - Filtravie - Teoria i Practica Rasdelenia Suspensii, Moscova, 1971
- 73.- JULITTE, P., "Les eaux de consommation et leur traitement", Ed. Eyrolles, Paris, 1964
- 74.- JURA, C., POPESCU, M., "Considerații asupra ecuațiilor cu derivate parțiale ale filtrării rapide" Bul. științific și Tehnic al Institutului politehnic Timișoara, Tom. 9(23) Fasc. 2, iulie-dec., 1964
- 75.- JURA, C., GIURCONIU, M., CREȚU, CH., MIREL, I., "Studiul comparativ al eficienței dispozitivelor aplicate în linia tehnologică de limpezire a apei" - Buletinul științific și tehnic al Institutului politehnic Timișoara Tom. 9(23), Volum Special, 1964.
- 76.- JURA, C., TELEGUT, M., GIURCONIU, M., MIREL, I., MAȘTEAN, V., "Tratarea apei subterane feruginoase în condițiile uzinelor pentru colectivitățile restrânse în regiunea Banat", Hidrotehnica, Gospodărirea apelor, meteorologia, Vol. 10, nr. 5, 1965
- 77.- JURA, C., "Contribuție la calculul ejectoarelor aplicate la spălarea filtrelor rapide de nisip" Buletinul Institutului politehnic Iași, IX 3, 4, 1965
- 78.- JURA, C., "Contribuții la calculul dispozitivelor de spălare

- a filtrelor rapide cu ojectoare de mare capacitate." Teză de doctorat, Institutul politehnic Timișoara, 1966
- 79.- JURA, C., "Curs de alimentări cu apă, canalizări și instalații hidroedilitare", Lit. IPT, Timișoara, 1967
- 80.- JURA, C., "Spălarea cu ejector a filtrelor deschise multicelulare", Institutul politehnic Timișoara, Facultatea de construcții, Caiet selectiv de colaborare cu producția, 1968
- 81.- JURA, C., "Conceptii actuale în realizarea lucrărilor hidroedilitare de capacitate mică", Hidrotehnica, nr. 10, 1968.
- 82.- JURA, C., GIURCONIU, M., CRETU, GH., MEREL, I., "Emunțărirea procesului de filtrare prin utilizarea stratului filtrant dublu și mărirea eficienței spălării", Hidrotehnica, Gospodărirea apelor, meteorologia, Vol. 14, nr. 3, 1969
- 83.- JURA, C., GIURCONIU, M., NIÇOARA, T., CRETU, GH., MERCEA, C., MEREL, I., CHIVEREANU, D., "Instrumător de laborator pentru alimentări cu apă". Lit. Inst. politehnic Timișoara, 1969
- 84.- JURA, C., GIURCONIU, M., MEREL, I., MERCEA, C., CHIVEREANU, D., CAZAN, GH., ULZEI, GH., "Filtrarea apei la uzina de apă de suprafață a orașului Timișoara cu strat dublu filtrant în vederea măririi vitezei de filtrare și a duratei de funcționare", Caiet Selectiv cu lucrări de colaborare cu producția, Institutul politehnic Timișoara, Fac. de construcții, 1970
- 85.- JURA, C., MERCEA, C., KONSTANTINOVICI, I., "Studii privind spălarea la vid a filtrelor rapide aplicate la filtrarea apei", Institutul politehnic Timișoara, Facultatea de construcții, Caiet selectiv de colaborare cu producția, 1970
- 86.- JURA, C., "Untersuchungen zur Anwendung der bekannten Filtrationsmodelle auf Filteranlagen der Praxis", Heft 5, 1971, Engeler-Bunte- Institut der Universität Karlsruhe, Veröffentlichungen der Bereichs und des Lehrstuhls für Wasserchemie
- 87.- JURA, C., GIURCONIU, M., CRETU, GH., MEREL, I., CHIVEREANU, D., "Tendințe actuale în aplicarea proceselor unitare de limpezire a apei industriale", Sesiunea de comuni-

- cări științifice de colaborare cu producția, organizate în cinstea aniversării seicentenarului PCR 24-25 aprilie 1971, Inst. politehnic Timișoara
- 88.- JURA, G., MEROȘA, C., MIREL, I., "Determination des paramètres optimaux du lavage des filtres," Bul. științific al Inst. de construcții București, Anul XIV, nr. 4, 1971
- 89.- JURA, G., GIURGONIU, M., MIREL, I., "Cercetări asupra procesului de deferizare la concentrații de fier reduse," Comunicare la "A XIII-a sesiune științifică organizată cu ocazia împlinirii a 25 ani de la înființarea I.P. Cluj, 22-23 feb., 1974
- 90.- KASTALSKI, A.A., KLJACIKO, V.A., "Filtrî vodopodgotovitelnih ustanovok," Moscova, 1953.
- 91.- KOSTOLSKI, A.A., - KLJACIKO, V.A., "Filtrele instalațiilor de opurare a apei pentru centralele electrice și cazanelor de abur industriale," (trad. l. rusă), Ed. tehnică Buc., 1956
- 92.- ALENOV, V.B., "Some Questions on the Calculation of Filters," Akad. Nauk. Uzbek. SSR, Izvestia. Ser. Tekh. Nauk., URSS 5, 55, 1960
- 93.- KLJACIKO, V.A., "Ameliorarea funcționării filtrelor rapide," Stoli Moscova nr. 9/1943
- 94.- KLJACIKO, V.A., RUKAVIŠNIKOV, G.A., "Uvolicenie griazcomosti scoriñ filtrov Vodosnabjenie i sanitarnaia tehnica," nr. 4, 1968
- 95.- KLJACIKO, V.A., "Metode moderne de obținere a apei potabile," Izvestia Akademii nauk SSSR, Stroitelstvo i arhitektura, nr. 3, 1963
- 96.- KONSTANTINOVICI, I., "Contribuție privind stabilirea comparativă a cheltuielilor de exploatare a filtrelor închise și deschise," comunicare, Seminarul Național de hidraulică aplicată Timișoara 1-3 nov., 1973
- 97.- KOZINY, J., "Hydraulik," Wien Springer Verlag, 1953
- 98.- KROUPA, P., "Beitrag zur Berechnung von Schnellfiltern," WWT. 10, Heft 7, 1960
- 99.- LEBEDEVVA, N.N., "Funcții speciale și aplicațiile lor," Traducere din limba rusă, Ed. Tehnică, Buc., 1957
- 100.- LEBEDEVVA, N.N., "Dvanslonoie filtri bolospiġria-zoemkosti," Ispovedania po vodropodgotovka, Moskva, 1959

- 101.- LEBEDEVA, N.S., "Filtre cu două straturi cu capacitate mare de reținere a sâmolului. Cercetări privitoare la tratarea apei", Academia de construcții și Arhitectură URSS, Moscova, 1959
- 102.- LERK, G.F., "Some Aspects of the Deferrisation of Groundwater Thesis", Technical University, Olanda, 1965
- 103.- LEVIEL, R., "Les conditions d'une meilleure filtration de l'eau. Conférences techniques Dégremont", Buc., 1967 (în manuscris)
- 104.- LENG, T.T., "Filtration of Water Through Uniform Sand Filters", Ph.d. Thesis, University of Minnesota, 1952
- 105.- LENG, J.T., "A Study of Filtration Through Uniform Sand Filters", Proc. ASCE, 81, nr. 751, 1955
- 106.- LITWIN BSZYN, J., "Particular case of Colmatage proceeding under the Action of an Inject of Suspension", Bull. Acad. Polon. Sci., Sér. sci. techn., Vol. 12, nr. 10, 1955
- 107.- LITWIN BSZYN, J., "On a Certain Problem of Diffusion with Simultaneous Linear Accumulation", Bull. Acad. Polon. Sci. Sér. sci. techn. Vol. 11, nr. 5, 1963
- 108.- MACKRLE, S., MACKRLE, V., MČAN, V., "Neue Erkenntnisse über die Filtration und ihre Anwendung in der Wasserversorgungstechnik", W.W.T.S., Heft 3, 1958
- 109.- MACKRLE, V., MACKRLE, S., "Adhesion in Filters", J. San. Eng. Div. ASCE Vol. 87, nr. 925, 1961
- 110.- MACKRLE, V., MACKRLE, S., "Adhesion in Filters", Transactions, ASCE, Vol. 127, Part. III, 1962
- 111.- MAHEDA, V., "Mechanismus der Schnellsandfiltration—Ein Beitrag zur Analyse der Filterung von trübem Wasser", Dissertation 1962, Technische Hochschule München, Fakultät für Bauwesen
- 112.- MAROUDAS, A., "Clarification of Suspensions : a Study of Particle Deposition in Granular Filter media", Ph. D. Thesis, Univ. London, 1961
- 113.- MATEESCU, CR., "Hidraulica" Ed. Did. și Ped. București, 1963
- 114.- MATEESCU, T., "Considerații asupra regimului de curgere și a pierderilor de sarcină în procesul colmatării filtrelor", Comunicare, Seminarul național de hidraulică aplicată Timișoara 1-3 nov., 1973

- 115.- MICHAU, R., "Pressure diagrams in filters", L'Eau, 38, 191, 1951
- 116.- MINT, D.M., "Kinetika filtrații malo koncentrirovannih vodnih suspensii na vodocistain filtrah", Doklad. Akad. Nauk. URSS, Tom. 78, nr. 2, 1951
- 117.- MINT, D.M., "Contact Clarification for Water Purification", Academy of Munic. Economy, Moscova, 1955.
- 118.- MINT, D.M., "Modern Theory of Filtration", International Water Supply Congress, Barcelona 3-7 oct. 1966, Special Subject nr. 10, al IV-lea Congres de Alimentări cu Apă, Barcelona, 1966
- 119.- MINT, D.M., "Preliminary Treatment of Water before Filtration. Subject nr. 6" - al VIII-lea Congres de Alimentări cu Apă, Viena, 1969
- 120.- MINT, D.M., KRISHTUL, V.P., "Investigation of the Process of Filtration of a Suspension in a Granular Bed. J. of Applied Chem.", URSS (English translation), 33:303, 1960
- 121.- MINT, D.M., ȘUBERT, S.A., "Filtre AMH și spălarea filtrelor rapide", Moscova, 1951 (trad. l. rusă)
- 122.- MIREL, I., "Studii rezistențelor hidraulice la filtrele rapide", Sesiunea tinerilor ingineri din Institutul politehnic Timișoara, oct. 1971,
- 123.- MIREL, I., "Probleme speciale ale filtrării rapide", Sesiunea științifică a cadrelor didactice închinată aniversării a 50 ani de la creșterea PCR. Institutul de construcții București, 23-24 aprilie, 1971
- 124.- MIREL, I., "Considerații teoretice și experimentale privind dezvoltarea procesului de filtrare rapidă", Colocviu de "Teoria filtrației" organizat de Societatea de științe matematice a Academiei RSR, Câmpina 7-8 mai, 1973
- 125.- MIREL, I., "Cercetări teoretice și experimentale privind desfășurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere", comunicare, Seminarul național de hidraulică aplicată. Timișoara 1-3 nov., 1973
- 126.- MIREL, I., "Studiul parametrilor determinanți în procesul filtrării rapide", Comunicare. Sesiunea jubiliară cu prilejul celei de a 25-a aniversări a Institutu-

lui politehnic Cluj, 21-22 feb., 1974

- 127.- MIREL, I., KONSTANTINOVICI, I., "Unle probleme tehnice ale filtrării rapide în perioada inițială de reținere" Sesiunea științifică de colaborare cu producția organizată în cinstea aniversării semicentenarului PCR, Institutul politehnic Timișoara 24-25 apr. 1974
- 128.- MIREL, I., "Considerații privind îmbunătățirea parametrilor de uzinaj la stația de filtre rapide de la Uzina nr. 2 a municipiului Timișoara," Comunicare, Sesiunea 17-19 iunie 1974, Institutul politehnic "Traian Vuia" Timișoara
- 129.- MOTTIL, J., "Mărima filtrelor de limpezire și filtrarea mecanică a apei," Energetika, R.S. Cehoslovacă, nr. 7, 1962
- 130.- O'MELIA, C.R., STUMM, W., "Theory of Water Filtration," Jour. AWWA Vol. 59, nr. 11, nov. 1967
- 131.- O'MELIA, C.R., CRAPPS, D.K., "Some Chemical Aspects of Rapid Sand Filtration," Jour. AWWA, 56, 1964
- 132.- O'MELIA, Ch.R., CRAPPS, D.K., "Some Chemical Aspects of Rapid Sand Filtration," I.A.A.W.W.A., Oct., 1969
- 133.- NEMERFALA, I., "Studii privind eficiența filtrelor rapide și lente la stația Aronda," CIDI, 1972
- 134.- NOVAK, Z., "Folosirea materialelor clasificate pentru filtre," Vodni Hosp., R.S. Cehoslovacă, nr. 3, 1961
- 135.- ORNATSKII, N.V., SERGEEV, E. ..., SHEKHITMAN, Yu., m., "Investigation of the Process of Clogging of Sand," Univ. of Moscow, URSS, 1955
- 136.- PISLARASU, I., ROTARU, N., TEODORDESCU, m., "Alimentări cu apă," București, Ed. tehnică, 1970
- 137.- PISLARASU, I., "Contribuții la studiul tratării apei de lac," Teză de doctorat, I.P. București, 1974
- 138.- POP, V., "Studiul filtrării ultrarapide," Comunicare. Seminarul național de hidraulică aplicată, Timișoara 1-3 nov. 1973
- 139.- ROBNCK, G.G., DOSTAL, K.A., WOODWARD, R.L., "Studies of modifications in Water Filtration," Jour. AWWA, 56, Feb., 1964
- 140.- ROBINSON, F.L., "Factors affecting the penetration of turbid matter into rapid sand filters," Ph.D. Thesis, Univ. London, 1961
- 141.- ROJANSCHI, A.K., "Spălarea filtrelor rapide," Studii de alimentări cu apă, BSN, 1969

- 142.- ROJANSCH I,V., IVANCHA,G., "Aspecte ale reținerii organismelor planctonice în filtre", Studii de alimentați cu apă III, 1967
- 143.- ROJANSCH I,D., IANCOLESCU,S., "Aspecte hidraulice ale spălării filtrelor rapide", Hidrotehnica, Gospodărirea apelor, meteorologia, nr.3, 1972
- 144.- ROLKE,D., "Transportvorgänge in Filtern", Heft 5 - 1971, Engler-Bunte-Institut der Universität Karlsruhe Veröffentlichungen der Bereichs und des Lehrstuhls für Wasserchemie
- 145.- SABAC, I.GH., "Matematici speciale", vol. II, Editura Didactică și Pedagogică, Buc. 1965
- 146.- SACTIVADIVEL,R.,g.a., "Head-Loss Theories Infiltration", Journal AWWA, aprilie, 1972
- 147.- SCHNEEBEL I,G., "Experiences sur la limite de validité de la loi de Darcy et l'appartition de la turbulence dans un écoulement de filtration", La houille blanche, nr.2., 1955
- 148.- SEGALL,B.A., OKUN,D.A., "Effect of Filtration Rate on Filtrate Quality", Jour.AWWA, 58, mar., 1966
- 149.- SHEKHTMAN, YU.,M., "Filtration Suspended matter of Low Concentration", Treatise to Institute of Mechanics Academy of Science USSR, Moscova, 1961
- 150.- SHOLJI, I., "The filtration of suspensions through deep granular filters", Ph.D.thesis, Univ.London, 1963
- 151.- SHULL, E.K., "Experiences With multiple-bed filters", Journ AWWA, martie, 1965
- 152.- SOARE, m., "Aplicarea ocauțiilor cu diferențe finite la calculul plăcilor curbe subțiri", Ed.Academiei RSR, București, 1968
- 153.- SOBOLEV, S.I., "Ecuațiile fizicii matematice", Uravnonia Matematicesooi Fiziki. Moscova, 1950, Leningrad
- 154.- - Soc.Degremont - moments techniques de l'eau, Paris, 1972,
- 155.- SONTHELMER, H., "Grundprobleme und Aufgabenstellungen bei der Filtration" - Heft 5, 1971 Engler-Bunte-Institut der Universität Karlsruhe Veröffentlichungen der Bereichs und des Lehrstuhls für Wasserchemie
- 156.- SPINDLER, P., "Mehrschichtfiltration, moderne probleme der

- Wassergüte und Wasserverteilung, Heft 4, 1969.
Institut für Gestechnik, Feuerungstechnik und
Wasserchemie der Universität Karlsruhe Veröffentlichungen der Abteilung und des Lehrstuhls für
Wasserchemie
- 157.- STANLEY, D.R., "Sand Filtration Studies With Radiotracers",
Proc. ASCE, nr. 592, 1962
- 158.- STAS 1342-61, "Apa potabilă".
- 159.- STAS 1712-1-70, "Alimentări cu apă. Nisip pentru filtre".
- 160.- STAS 3602-64, "Alimentări cu apă. Filtre de nisip cu nivel
liber. Prescripții de proiectare".
- 161.- STAS 3620-73, "Alimentări cu apă. Decantare cu separare
gravimetrică".
- 162.- STEIN, P.C., "A Study of the Theory of Rapid Filtration
Through Sand", Sc. D. Thesis, Massachusetts Institute
of Technology, 1940
- 163.- STUMM, W., MORGAN, C.J., "Chemical Aspects of Coagulation",
Jour. WWA 54, aug., 1962
- 164.- STUMM, W., O'NEIL, G., "Chemische Vorgänge bei der Filtration
Heft 5, 1971
Engler-Bunte-Institut der Universität Karlsruhe
Veröffentlichungen der Bereichs und des Lehrstuhls
für Wasserchemie
- 165.- SUTLEF, H.K., "Progresse in Filtration", Chco, Proc. Eng., 41,
1960
- 166.- SUTLEF, H.K., "Filtration", Chco, Proc. Eng., 42, 1961
- 167.- THONOV, A.N., SAMARSKI, A.M., "Ceaștile fizicii matematice"
Trad. l. rusă, Ed. tehnică București 1956
- 168.- TILNISKI, S., "Chimie coloidală", Ed. Tehnică București, 1954
- 169.- TROFIN, P., "Curs de alimentări cu apă", vol. II, Ed. didactică
și ped. București, 1959
- 170.- TROFIN, P., "Curs de alimentări cu apă", Ed. Did. și Ped. Bucu-
rești, 1961
- 171.- TROFIN, P., "Alimentări cu apă", Ed. Did. și Ped. Buc., 1973
- 172.- TROFIN, P., THEODORSCU, I., FRIEDMAN, R., SANDU, M., "Contribuții
la studiul nisipurilor pentru filtrarea apei", Bul.
științific al Inst. de constr. Buc., nr. 4, 1969
- 173.- TRZASKA, A., "Some Remarks on Colmatage in Conditions of
Axis-symmetric Flow", Bull. Acad. Polon. Sci., Sér. sci.
techn. Vol. 14, nr. 7, 1966

- 174.- ZBEGAN, V., JURA, C., GURCONIU, M., NICOARA, T., "Cercetări și rezultate obținute în studiul instalației de aera-re și filtrare la uzina de apă Timișoara" *Revista Hidrotehnica*, nr.2, 1964
- 175.- ZBEGAN, V., JURA, C., GURCONIU, M., NICOARA, T., CRĂȚU, Gh., MIREL, I., MEDELIANU, V., SCHMIDT, L., COSTIN, E., "Studiul tratării apei de suprafață pentru obținerea apei potabile în laboratorul semiindustrial" *Buletinul științific și tehnic, Institutul politehnic Timișoara* Tom.9(23) Fasc.2, 1964
- 176.- ZBEGAN, V., TELEGUȘ, M., MAEREA, V., JURA, C., GURCONIU, M., CRĂȚU, Gh., MIREL, I., "Cercetări de laborator și aplicarea studiului de tratare a apei feruginoasă" *Buletinul științific și tehnic al Institutului politehnic Iași, Tom XII(XIV), Fasc.3-4, 1966*
- 177.- ZBEGAN, V., JURA, C., GURCONIU, M., CRĂȚU, Gh., MIREL, I., ILIEȘTE, C., KONSTANTINOVICI, I., "Conșiderații asupra eficienței filtra-rilor rapide la uzina de apă de suprafață a municipiului Timișoara" *Caiet Selectiv cu lucrări de co-laborare cu producția, Institutul politehnic Timișoara, Facultatea de construcții, 1970*
- 178.- WESTERHOFF, G., "Experience with higher filtration rates" *Jour.AWWA*, nr.6, 1971
- 179.- WOOD, R., ș.a., "An Investigation into Upwardflow Filtra-tion" *Journal of the Institute of Water Pollution Control*, nr.4, 1968
- 180.- YAO, K.M., "Influence of Suspended Particulate Size on the Transport Aspect of Water Filtration" *Ph.D.thesis Univ.North Carolina (Chapel Hill), 1968*

V ≈ 5 m/h

LK. 38

t [min]	10'		20'		30'		60'		90'		120'		∞
	[C/C ₀]	[C/C ₀]*	[C/C ₀]	[C/C ₀]*	[C/C ₀]	[C/C ₀]*	[C/C ₀]	[C/C ₀]*	[C/C ₀]	[C/C ₀]*	[C/C ₀]	[C/C ₀]*	
0	0.935	1.000	0.934	1.000	0.943	1.000	0.935	1.000	0.940	1.000	0.934	1.000	
14	0.766	0.820	0.745	0.796	0.733	0.778	0.712	0.761	0.695	0.740	0.671	0.720	
28	0.614	0.656	0.580	0.620	0.565	0.600	0.495	0.530	0.459	0.488	0.452	0.484	
42	0.498	0.533	0.460	0.492	0.434	0.461	0.385	0.412	0.331	0.352	0.320	0.343	
56	0.404	0.432	0.370	0.398	0.330	0.350	0.280	0.299	0.249	0.255	0.234	0.250	
70	0.328	0.351	0.290	0.310	0.255	0.271	0.210	0.224	0.170	0.181	0.158	0.169	
cm ⁻¹	0.01495		0.01660		0.01880		0.02135		0.02420		0.02520		
cm ⁻¹	0.01600		0.01780		0.01995		0.02282		0.02570		0.02710		0.293

LK. 33

V ≈ 10 m/h

0	0.920	1.000	0.925	1.000	0.935	1.000	0.930	1.000	0.907	1.000	0.934	1.000	
14	0.790	0.850	0.785	0.850	0.776	0.831	0.770	0.829	0.750	0.826	0.766	0.820	
28	0.653	0.760	0.634	0.66	0.620	0.664	0.591	0.635	0.559	0.649	0.577	0.617	
42	0.576	0.626	0.535	0.578*	0.501	0.536	0.470	0.506	0.476	0.525	0.472	0.503	
56	0.490	0.534	0.440	0.478	0.399	0.427	0.380	0.409	0.410	0.452	0.392	0.419	
70	0.420	0.457	0.360	0.389	0.330	0.353	0.300	0.323	0.310	0.342	0.299	0.320	
cm ⁻¹	0.01120		0.01360		0.01528		0.01690		0.01500		0.01610		
cm ⁻¹	0.01220		0.01470		0.01635		0.01820		0.01655		0.01725		0.3

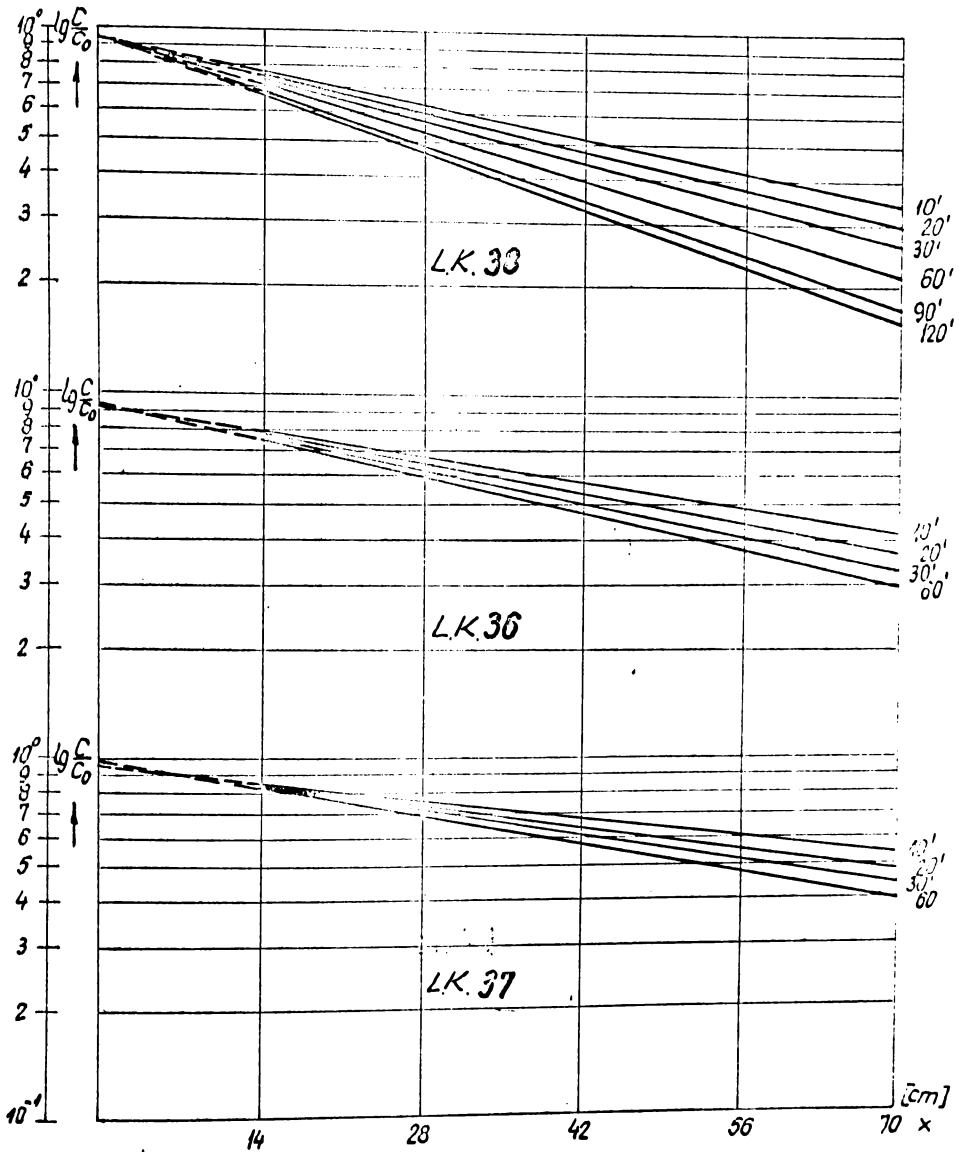
LK. 37

V ≈ 15 m/h

0	0.955	1.000	0.965	1.000	0.990	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
14	0.854	0.894	0.846	0.876	0.834	0.840	0.870	0.870	0.850	0.880	0.850	0.860	
28	0.762	0.798	0.736	0.764	0.733	0.740	0.714	0.714	0.655	0.685	0.721	0.721	
42	0.660	0.694	0.614	0.635	0.600	0.605	0.594	0.55	0.500	0.600	0.559	0.569	
56	0.584	0.611	0.570	0.590	0.520	0.525	0.500	0.450	0.424	0.524	0.459	0.459	
70	0.535	0.550	0.460	0.496	0.442	0.446	0.400	0.400	0.423	0.443	0.407	0.407	
cm ⁻¹	0.00853		0.00957		0.01160		0.01300		0.01200		0.01320		
cm ⁻¹	0.00894		0.01023		0.01160		0.01300		0.01200		0.01320		0

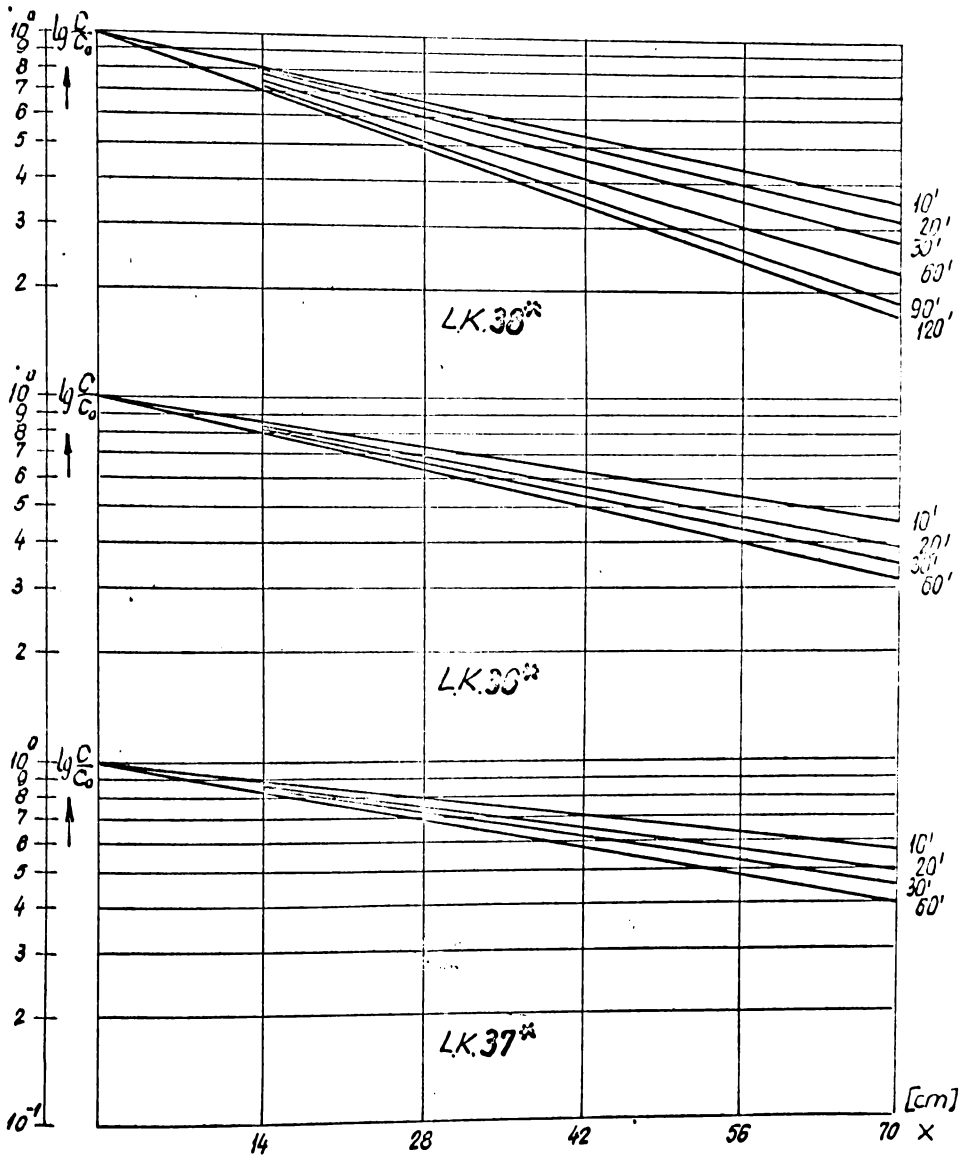
Co-23, Co-24, Co-25
d-CO-23, d-CO-24, d-CO-25

Annex 1



$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 0.9 \dots 1.0 \text{ mm}$

Anexo
1.1.



$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 0,9 \dots 1,0 \text{ mm}$

Anexo

4.2.

L.K.6 V=5 m/h

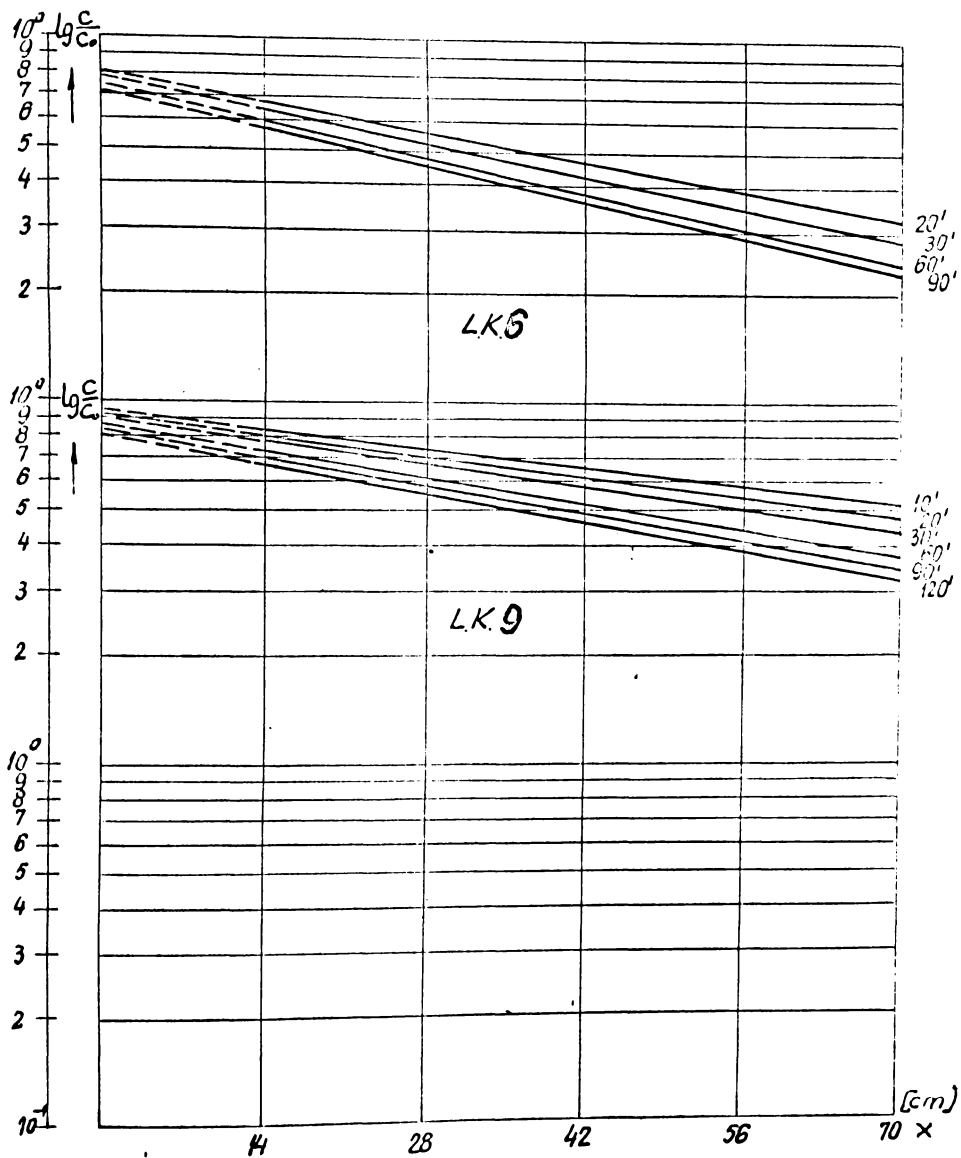
[min]	10'		20'		30'		60'		90'		120'		α
	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	
2	-	-	0.820	1.000	0.800	1.000	0.760	1.000	0.720	1.000	0.718	1.000	
4	-	-	0.676	0.824	0.635	0.794	0.574	0.755	0.561	0.719	0.561	0.780	
8	-	-	0.616	0.757	0.525	0.655	0.470	0.618	0.465	0.631	0.446	0.621	
2	-	-	0.465	0.567	0.426	0.533	0.379	0.499	0.368	0.510	0.365	0.508	
6	-	-	0.382	0.456	0.374	0.47	0.347	0.457	0.335	0.457	0.330	0.453	
0	-	-	(0.274)	(0.334)	0.269	0.355	0.254	0.334	(0.263)	0.353	(0.263)	0.370	
[m ³]			0.01350		0.01500		0.01625		0.01630		0.01600		
[m ³]			0.01645		0.01875		0.02140		0.02270		0.02230		

L.K.9 V=10 m/h

[min]	10'		20'		30'		60'		90'		120'		α
	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	[c/c ₀]	[c/c ₀]*	
0	0.955	1.000	0.950	1.000	0.930	1.000	0.892	1.000	0.857	1.000	0.830	1.000	
14	0.853	0.893	0.807	0.850	0.790	0.850	0.697	0.781	0.682	0.795	0.665	0.801	
28	0.804	0.840	0.700	0.737	0.676	0.726	0.606	0.680	0.578	0.675	0.534	0.644	
42	0.650	0.680	0.635	0.669	0.603	0.649	0.521	0.595	0.495	0.578	0.464	0.559	
56	0.594	0.621	0.558	0.589	0.535	0.575	0.465	0.522	0.425	0.493	0.394	0.475	
70	0.400	0.419	0.424	0.457	0.444	0.445	0.375	0.421	0.348	0.406	0.334	0.403	
[m ³]	0.00855		0.00975		0.01082		0.01250		0.01260		0.01390		
[m ³]	0.00597		0.01029		0.01465		0.01405		0.01495		0.01690		0.33

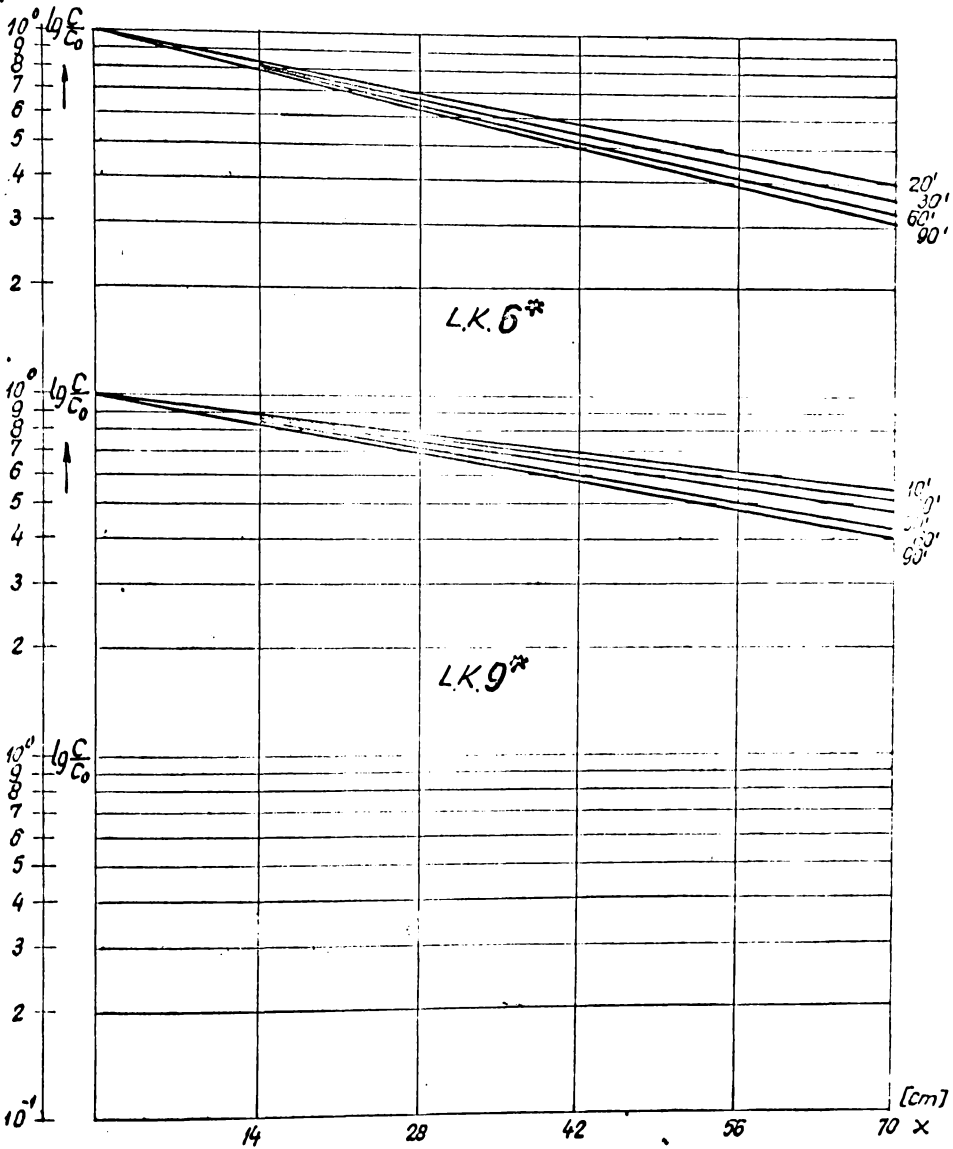
Anex-
2

$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 1.2 \dots 1.5 \text{ m}$



$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 1.0 \dots 1.5 \text{ mm}$

ANEXO
2.1.



$C_0 \approx 30 \text{ mg/l}$
 $d = 10 \dots 15 \text{ mm}$

Anexa
2.2.

LK. 20

V = 5 m/h

[min.] [m]	10'		20'		30'		60'		90'		120'		∞
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	
0	0.930	1.000	0.935	1.000	0.905	1.000	0.880	1.000	0.880	1.000	0.880	1.000	1.000
14	0.803	0.927	0.835	0.894	0.816	0.901	0.753	0.858	0.745	0.843	0.745	0.843	0.940
18	0.804	0.864	0.790	0.845	0.745	0.823	0.698	0.794	0.645	0.733	0.645	0.733	0.698
22	0.781	0.819	0.725	0.775	0.680	0.629	0.550	0.625	0.505	0.641	0.505	0.641	0.594
26	0.696	0.749	0.670	0.716	0.620	0.685	0.534	0.606	0.481	0.546	0.481	0.546	0.518
30	0.616	0.664	0.579	0.619	0.540	0.596	0.432	0.491	0.393	0.446	0.393	0.446	0.407
[m ²]	0.00581		0.00638		0.00715		0.00985		0.0115		0.01240		
[m ²]	0.00625		0.00682		0.00790		0.01095		0.01265		0.01440		0.337

LK. 21

V = 10 m/h

[min.] [m]	10'		20'		30'		60'		90'		120'		∞
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	
0	0.940	1.000	0.953	1.000	0.944	1.000	0.900	1.000	0.870	1.000	0.870	1.000	1.000
14	0.834	0.910	0.865	0.919	0.856	0.919	0.795	0.904	0.720	0.938	0.720	0.938	0.955
18	0.827	0.860	0.803	0.845	0.766	0.814	0.696	0.761	0.672	0.773	0.672	0.773	0.694
22	0.797	0.849	0.745	0.793	0.716	0.760	0.641	0.721	0.591	0.680	0.591	0.680	0.609
26	0.765	0.814	0.712	0.748	0.674	0.715	0.607	0.692	0.541	0.623	0.541	0.623	0.539
30	0.681	0.736	0.623	0.655	0.588	0.625	0.487	0.547	0.440	0.508	0.440	0.508	0.432
[m ²]	0.00428		0.00540		0.00631		0.00802		0.00955		0.01190		
[m ²]	0.00456		0.00580		0.00670		0.00903		0.01130		0.01350		0.361

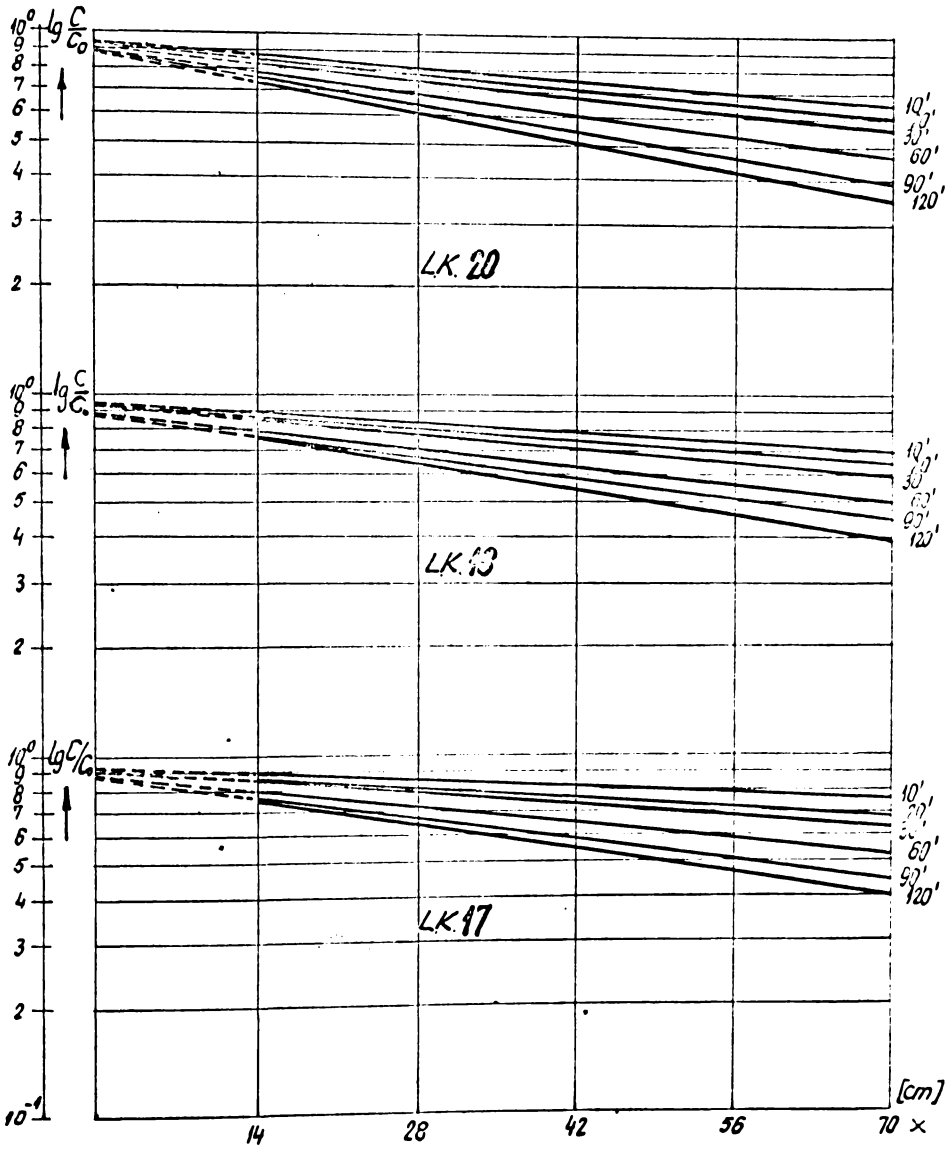
LK. 22

V = 15 m/h

[min.] [m]	10'		20'		30'		60'		90'		120'		∞
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	
0	0.950	1.000	0.946	1.000	0.931	1.000	0.900	1.000	0.910	1.000	0.916	1.000	1.000
14	0.894	0.951	0.899	0.940	0.884	0.950	0.835	0.927	0.805	0.885	0.795	0.967	0.967
18	0.880	0.927	0.815	0.862	0.779	0.836	0.705	0.784	0.672	0.739	0.645	0.704	0.704
22	0.845	0.890	0.796	0.841	0.750	0.805	0.650	0.723	0.615	0.676	0.570	0.622	0.622
26	0.792	0.832	0.735	0.776	0.689	0.735	0.635	0.673	0.543	0.597	0.505	0.551	0.551
30	0.751	0.791	0.677	0.715	0.651	0.700	0.550	0.589	0.457	0.503	0.417	0.464	0.464
[m ²]	0.00391		0.00451		0.00530		0.00730		0.00955		0.01094		
[m ²]	0.00338		0.00437		0.00528		0.00732		0.01050		0.01153		0.373

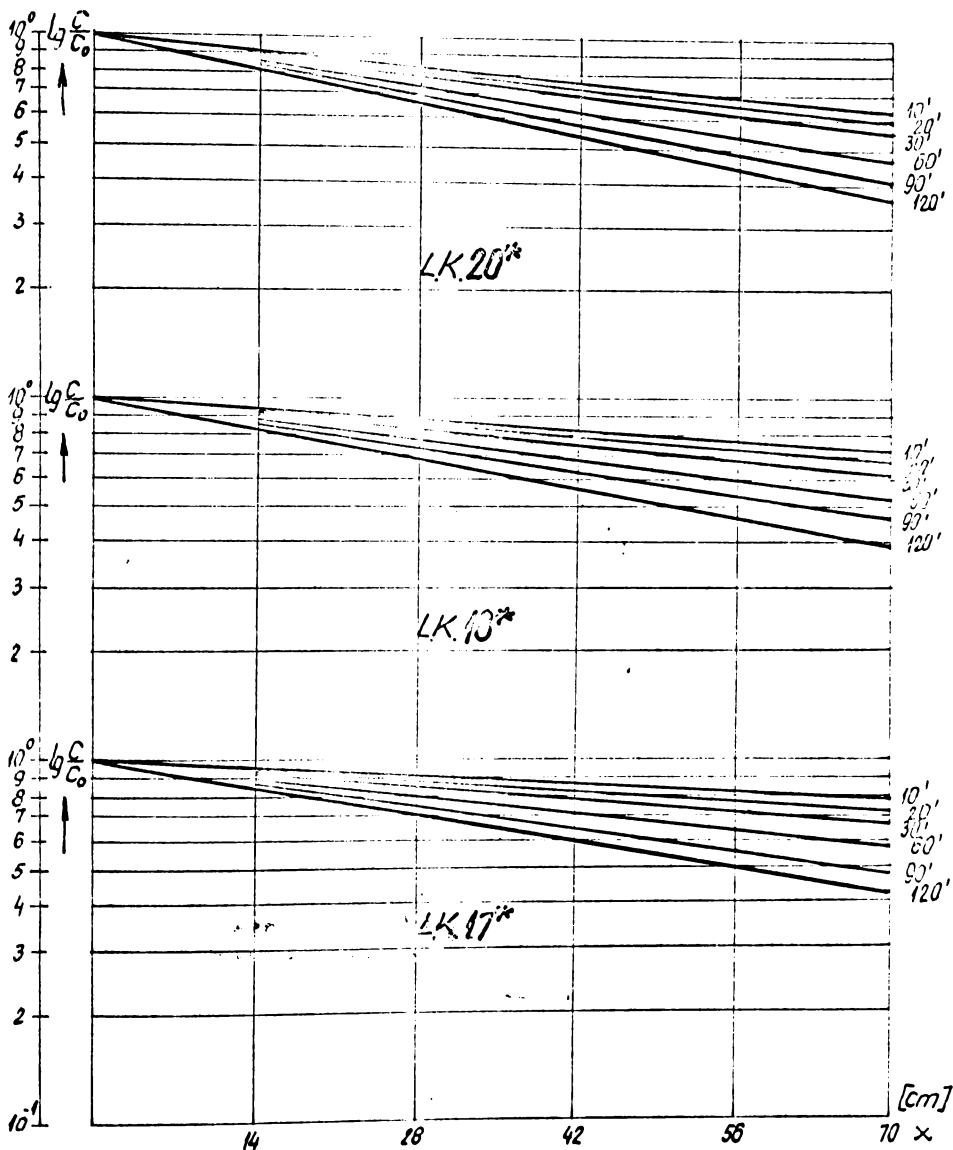
Co = 30 m²/h²
d = 1.5 m (2 m)

Anexo
3



$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 1.5 \dots 2.0 \text{ mm}$

Anexo
3.1.



$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 1.5 \dots 2.0 \text{ mm}$

Anexo
3.2.

LK-38

Anexo 4.

t [min]	\bar{G}_{x_1} mg/dm ³	\bar{G}_{x_2} mg/dm ³	\bar{G}_{x_3} mg/dm ³	\bar{G}_{x_4} mg/dm ³	\bar{G}_{x_5} mg/dm ³
10	46.71	44.17	34.82	25.37	24.19
20	97.50	85.77	72.26	52.11	49.25
30	148.66	131.35	110.35	80.97	76.64
40	203.87	179.11	150.29	111.38	105.34
50	260.19	228.92	191.98	144.76	134.85
60	317.43	279.55	233.33	180.37	164.93
70	377.55	330.97	275.50	218.98	198.28
80	436.74	393.19	318.76	253.14	228.14
90	498.69	437.40	363.90	290.63	261.06
100	562.43	491.51	407.93	327.51	294.36
110	623.70	545.54	453.62	364.38	327.53
120	691.11	600.64	493.80	402.20	360.39
130	753.94	655.45	543.96	440.32	319.15
140	819.51	710.95	588.98	478.22	426.15
150	886.92	768.25	634.21	517.44	459.72
160	955.13	822.35	679.89	556.15	493.37
170	1022.55	878.45	726.25	594.83	526.73
180	1088.92	939.18	772.25	633.29	560.08
190	1156.45	984.40	818.60	672.68	593.94
200	1224.58	1051.26	865.17	712.02	628.31
210	1289.17	1107.63	911.49	751.05	664.53
240	1485.69	1281.06	1056.13	870.40	765.45
300	1831.72	1646.46	1349.83	1111.11	971.88
360	2173.08	2012.78	1644.05	1355.31	1186.85
420	2522.78	2394.67	1948.89	1608.23	1403.86
480	2881.36	2794.52	2246.81	1863.66	1624.62
540	3285.67	3200.81	2573.33	2125.44	1847.08
C_0 [mg/dm ³]	33.507	33.42	33.42	33.989	33.507
\bar{v} [m/h]	5.0	5.03	4.97	4.90	4.95

$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 0,9 \dots 1 \text{ mm}$

Anexo
4.

LK-36

Anexa 5.

t [min.]	σ_{x_1} mg/dm ³	σ_{x_2} mg/dm ³	σ_{x_3} mg/dm ³	σ_{x_4} mg/dm ³	σ_{x_5} mg/dm ³
10	96.268	81.138	64.88	53.14	51.06
20	202.304	167.185	134.19	110.60	103.93
30	305.664	253.793	202.71	160.60	153.48
40	414.521	345.931	283.02	223.11	217.18
50	519.901	433.038	359.74	292.03	276.38
60	628.899	530.617	442.92	359.47	338.27
70	740.998	626.150	523.90	424.69	401.05
80	854.033	725.000	604.55	493.98	463.93
90	971.444	820.984	687.08	562.61	525.51
100	1087.255	918.777	770.87	633.23	591.43
110	1202.502	1016.654	853.70	707.33	656.63
120	1310.138	1114.950	937.01	791.07	721.59
130	1436.801	1212.766	1020.52	856.41	787.55
140	1560.035	1310.582	1104.63	931.50	883.83
150	1672.504	1409.479	1189.37	1008.64	920.81
160	1797.012	1509.198	1273.79	1086.73	987.73
170	1921.185	1611.572	1358.36	1164.73	1055.27
180	2044.419	1714.415	1446.96	1241.89	1124.09
190	2168.592	1819.607	1533.55	1319.87	1192.27
200	2292.060	1921.511	1619.86	1397.39	1261.28
210	2421.730	2026.821	1706.93	1477.91	1330.40
240	2813.841	2345.076	1969.38	1722.73	1538.39
300	3693.520	2958.225	2539.68	1890.70	1875.49
360	4496.739	3675.747	3121.23	2073.62	2413.07
420	5342.415	4412.632	3717.28	2259.93	2844.46
480	6213.038	5178.371	4324.10	2445.74	3304.79
540	7130.596	5935.533	4949.54	2630.15	3771.04
C_0 [mg/dm ³]	39.465	39.465	39.465	40.24	39.03
∇ [m/h]	9.90	10.21	10.06	9.82	9.87

$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 0,9 \dots 1 \text{ mm}$

Anexa
5

LK-37

Anexo 6.

t [min]	G_{x_1} mg/dm ³	G_{x_2} mg/dm ³	G_{x_3} mg/dm ³	G_{x_4} mg/dm ³	G_{x_5} mg/dm ³
10	72.516	67.596	71.152	58.829	61.252
20	154.131	144.963	145.807	127.335	123.478
30	241.220	223.287	221.816	189.139	187.944
40	313.582	307.500	299.479	255.116	253.084
50	392.266	390.547	376.504	322.801	318.577
60	466.594	472.953	455.925	392.067	384.753
70	543.775	555.627	534.473	460.469	449.081
80	618.643	637.469	614.180	532.091	512.925
90	701.684	615.161	693.887	602.604	580.013
100	789.814	795.634	775.469	672.331	648.206
110	872.855	876.683	855.216	744.258	718.331
120	962.103	957.571	936.421	819.228	787.076
130	1044.296	1041.842	1017.730	893.334	855.269
140	1144.300	1130.759	1104.522	963.572	925.900
150	1254.019	1217.955	1190.441	1032.828	995.841
160	1357.146	1302.971	1276.282	1107.690	1067.140
170	1466.017	1389.364	1363.646	1168.384	1141.199
180	1561.896	1476.713	1449.643	1266.417	1214.231
190	1642.200	1566.892	1536.369	1346.129	1286.710
200	1730.407	1647.453	1624.254	1427.667	1360.202
210	1839.364	1737.881	1710.472	1508.126	1432.559
240	2139.443	2024.463	1984.077	1763.924	1657.575
300	2688.958	2591.946	2530.454	2300.915	2119.946
360	3170.294	3187.272	3106.014	2827.287	2587.655
420	3609.314	3755.826	3695.793	3339.188	3067.880
480	3957.438	4244.240	4257.210	3861.347	3534.876
C_0 [mg/dm ³]	32.384	32.126	32.816	32.989	32.212
\bar{v} [m/h]	15.08	14.82	15.01	14.89	14.90

$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 0,9 \dots 1 \text{ mm.}$

Anexo
6

LK-6			Anexo 7.		
t [min]	G_{x1} mg/dm ³	G_{x2} mg/dm ³	G_{x3} mg/dm ³	G_{x4} mg/dm ³	G_{x5} mg/dm ³
10	84.378	51.936	40.251	32.213	28.578
20	151.175	87.443	72.363	60.089	54.763
30	225.129	132.203	107.910	88.326	79.815
40	299.634	175.690	141.299	117.965	109.649
50	383.325	224.769	177.830	144.219	135.290
60	462.344	273.207	215.452	173.646	159.515
70	548.336	323.529	252.552	203.294	186.718
80	632.567	374.120	289.415	232.721	213.590
90	718.670	423.688	326.537	262.148	239.071
100	805.470	474.279	364.944	292.061	264.372
110	888.783	524.870	403.301	321.886	290.795
120	970.280	575.461	441.836	352.165	316.980
130	1063.080	627.056	480.371	382.563	343.069
140	1154.724	678.454	519.084	412.725	369.370
150	1240.129	729.583	557.619	442.902	395.459
160	1327.750	780.174	596.154	472.947	421.548
170	1420.385	830.765	634.642	503.124	447.954
180	1509.387	881.356	672.469	533.169	473.950
190	1593.985	932.950	709.993	563.249	499.688
200	1679.684	984.544	746.809	592.914	525.396
210	1764.282	1034.686	783.269	621.766	550.596
C_0 [mg/dm ³]	30.830	30,139	29,880	29,622	29,621
v [m/h]	4.99	5.00	5.01	5.02	5.04

$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 1,0 \dots 1,5 \text{ mm}$

Anexo
7.

LK-9

Anexa 8

t [min]	G_{x_1} mg/dm ³	G_{x_2} mg/dm ³	G_{x_3} mg/dm ³	G_{x_4} mg/dm ³	G_{x_5} mg/dm ³
10	53.461	36.009	42.039	31.564	44.407
20	123.600	69.914	77.986	72.013	60.318
30	199.743	148.487	120.942	115.330	129.477
40	288.976	209.009	167.613	161.695	173.664
50	383.986	274.518	222.523	209.698	219.333
60	490.800	345.450	279.328	258.563	265.610
70	606.082	422.530	339.281	308.185	312.859
80	720.036	501.337	399.596	359.246	361.953
90	836.825	578.560	460.981	411.103	408.949
100	958.817	660.717	524.577	464.019	458.347
110	1079.122	742.759	594.711	518.201	505.304
120	1200.504	829.615	659.586	573.749	554.797
130	1321.886	916.923	725.920	629.060	604.562
140	1446.963	1005.100	791.699	686.130	655.575
150	1571.681	1093.457	859.203	743.497	707.432
160	1697.009	1178.009	926.345	801.383	758.034
170	1823.414	1268.182	995.695	859.225	809.634
180	1952.043	1358.114	1063.155	918.510	860.089
190	2086.988	1449.928	1139.323	974.646	911.322
200	2227.063	1544.329	1212.235	1034.039	962.702
210	2369.973	1641.318	1284.782	1092.917	1014.302
C_0 [mg/dm ³]	30,140	30,399	30,399	30,399	30,830
\bar{v} [m/h]	10,01	10,10	9,98	10,05	10,01

$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 1,0 \dots 1,5 \text{ mm}$

Anexa
8.

LK-20

Anexo 9.

t [min]	G_{x_1} mg/dm ³	G_{x_2} mg/dm ³	G_{x_3} mg/dm ³	G_{x_4} mg/dm ³	G_{x_5} mg/dm ³
10	23.668	18.725	12.530	12.876	12.838
20	51.067	34.458	30.827	25.785	27.099
30	82.568	55.889	48.914	40.811	42.449
40	116.120	76.227	67.908	58.253	58.655
50	150.579	99.137	90.533	75.031	76.759
60	191.930	124.333	115.615	95.047	95.457
70	230.289	152.269	139.652	115.027	115.775
80	272.145	181.147	152.295	136.789	133.476
90	314.808	210.630	190.159	159.644	153.718
100	358.647	241.222	213.061	180.834	174.000
110	404.739	272.587	240.390	202.926	195.139
120	451.839	305.050	269.756	226.495	217.198
130	500.452	339.907	300.018	250.596	239.886
140	583.536	376.886	328.056	275.502	263.209
150	607.494	413.815	356.990	300.956	285.532
160	653.249	450.291	384.762	325.538	309.153
170	707.008	487.523	415.224	351.293	332.643
180	760.763	524.755	446.154	377.028	356.227
C_0 [mg/dm ³]	28.240	28.240	27.895	27.865	28.058
\bar{v} [m/h]	5.02	4.94	4.97	4.99	4.99

$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 1,5 \dots 2 \text{ mm.}$

Anexo
9.

LK-18

Anexa 10

t [min]	G_{x_1} mg/dm ³	G_{x_2} mg/dm ³	G_{x_3} mg/dm ³	G_{x_4} mg/dm ³	G_{x_5} mg/dm ³
10	41.753	33.853	22.215	20.568	22.237
20	93.802	73.597	52.364	46.287	49.920
30	141.620	120.377	86.272	74.820	78.055
40	199.770	170.479	124.111	105.193	111.403
50	267.618	226.044	165.344	138.473	146.803
60	340.156	288.026	200.772	173.003	180.846
70	411.637	351.557	252.558	212.065	219.250
80	474.442	417.597	299.370	250.703	258.504
90	553.116	484.021	347.773	291.853	298.830
100	631.261	553.440	397.134	335.449	359.760
110	710.323	630.392	440.237	382.346	392.151
120	799.355	707.552	501.815	427.529	426.036
130	869.505	785.094	553.329	473.593	469.735
140	960.133	853.639	614.843	520.396	514.556
150	1041.240	941.073	671.357	567.374	558.153
C_0 [mg/dm ³]	29.621	29.708	29.794	29.708	29.795
\bar{v} [m/h]	10.05	9.90	9.96	10.04	9.98

LK-17

Anexa 11

10	64.783	39.328	28.544	30.290	27.335
20	134.043	93.815	67.158	67.929	62.574
30	204.221	155.312	112.513	112.570	100.784
40	296.421	226.004	163.484	160.808	146.468
50	396.623	300.807	225.919	215.625	207.855
60	495.247	382.565	288.721	275.361	259.201
70	601.378	457.351	358.460	337.437	314.089
80	715.691	559.193	428.199	401.026	372.488
90	831.455	653.715	499.590	466.625	432.427
100	951.624	749.237	572.082	534.151	493.680
110	1071.793	847.236	651.732	602.879	556.473
120	1202.915	954.292	736.520	676.195	620.799
130	1334.057	1055.348	821.369	749.805	688.665
140	1465.150	1159.404	906.218	823.130	752.531
C_0 [mg/dm ³]	30.831	30.931	30.831	30.831	30.658
\bar{v} [m/h]	14.95	14.98	14.91	15.06	15.00

$C_0 \approx 30 \text{ mg/dm}^3$
 $d = 1,5 \dots 2 \text{ mm}$

Anexa
10, 11

TABLA DE MATERII

	Pg.
1.- Introducere	1
2.- Capitolul 1	
1.1.- Considerații generale	3
1.2.- Realizări în tehnica filtrării apei	5
3.- Capitolul 2 - Stadiul actual al cercetărilor și necesitatea dezvoltării studiului	
2.1.- Considerații privind funcționarea filtrelor rapide	12
2.2.- Principalele cerințe ale procesului de filtra- trare rapidă	15
2.3.- Concepțiile matematice utilizate în dezvoltarea teoriei filtrării rapide	16
2.3.1.- Natura fizică a filtrării rapide	18
2.3.2.- Mecanismele transportului	22
2.3.2.2.- Inerția	25
2.3.2.3.- Sedimentarea	25
2.3.2.4.- Efectele hidrodinamice	25
2.3.3.- Mecanismul de fixare	26
2.3.3.1.- Fenomenul de sită	26
2.3.3.2.- Adsorbția	27
2.3.3.3.- Intercapția	27
2.3.4.- Mecanismele de detașare	28
2.3.5.- Efectele combinate ale mecanismului de filtrare	29
2.3.6.- Teoria fizică a filtrării rapide	32
2.3.6.1.- Modelul granulelor sferice	35
2.3.6.2.- Modelul tuburilor capilare	36
2.3.6.3.- Modelul suprafețelor specifice combinate	38
2.3.6.4.- Modelul vitelor interstițiale	38
2.3.6.5.- Biocidența de sare în filtru	40
2.3.7.- Teoriile chimice ale filtrării rapide	41
2.3.8.- Necesitatea și obiectivele cercetării	42

4.- Capitolul 3 - Considerații teoretice asupra procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere	
3.1.- Domeniile caracteristice ciclului de filtrare rapidă. Definiții	45
3.1.1.- Stadiul I - Perioada inițială de reținere	51
3.1.2.- Stadiul II - Perioada de regim	52
3.1.3.- Stadiul III - Perioada de colmatare	53
3.2.- Obiectul de studiu al cercetării	53
3.3.- Ecuațiile generale ale mișcării fluidelor prin medii poroase	54
3.4.- Ecuațiile generale ale mișcării suspensiilor	57
3.5.- Ecuațiile generale ale filtrării rapide în perioada inițială de reținere	60
3.6.- Parametrii caracteristici procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere	66
3.7.- Integrarea ecuațiilor generale ale filtrării rapide	74
3.7.1.- Modelul matematic Mintz	74
3.7.2.- Modelul matematic Ives	75
3.7.3.- Modelul matematic Lerk	78
3.7.4.- Modelul matematic propus de autor pentru integrarea sistemului general de ecuații caracteristice perioadei inițiale de încărcare	80
3.7.5.- Integrarea ecuațiilor diferențiale prin metoda diferențelor finite	84
3.8.- Considerații teoretice privind studiul rezistențelor hidraulice în procesul filtrării rapide	90
3.9.- Concluzii asupra aspectelor teoretice privind desfășurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de reținere	100
5.- Capitolul 4 - Programul experimental	102
4.1.- Standul experimental I - L.K.	103
4.2.- Standul experimental II - L.H.	109
4.3.- Standul experimental uzinal III - U.T.	116

5.- Capitolul 5 - Considerații asupra similitudinii și modelării procesului de filtrare rapidă	120
5.1.- Probleme de ordin general	120
5.2.- Stabilirea criteriilor de similitudine prin identificarea ecuațiilor de mișcare	120
5.3.- Stabilirea criteriilor de similitudine în funcție de eficiența limpezirii	127
5.4.- Transcrierea sub formă adimensională a soluțiilor obținute din integrarea ecuațiilor cu derivate parțiale care guvernează procesul de filtrare rapidă	130
5.5.- Concluzii	130
7.- Capitolul 6 - Cercetările experimentale, prelucrarea datelor și rezultatelor obținute	
6.1.- Delimitarea stadiilor caracteristice ciclului de filtrare rapidă	145
6.2.- Rezultatele experiențelor de laborator	148
6.3.- Determinarea coeficientului de rezistență al filtrului și verificarea legii generale de separare	157
6.4.- Cercetarea factorilor care influențează desfiurarea procesului de filtrare rapidă în perioada inițială de încălzire	160
6.5.- Determinarea depunerilor specifice în sediul filtrant	173
6.6.- Studiul rezistențelor hidraulice caracteristice perioadei inițiale de reținere	180
6.7.- Recomandări cu privire la proiectarea și exploatarea filtrelor rapide	183
6.8.- Concluzii	191
8.- Capitolul 7 - Concluzii generale	194
9.- Bibliografie	195
10.- Anexe	212
11.- Tabla de materii	228