

MINISTERUL EDUCATIEI SI INVATAMINTULUI
INSTITUTUL POLITEHNIC "TRAIAN VUIA" TIMISOARA
FACULTATEA DE INGINERIE CHIMICA

Ing. VASILE D. JÂȘCANU

CONTRIBUTII LA STUDIUL TRANSFERULUI CALDURII
LA FIERBEREA SOLUTIILOR SI AMESTECURILOR CU
IMPORTANTA TEHNOLOGICA

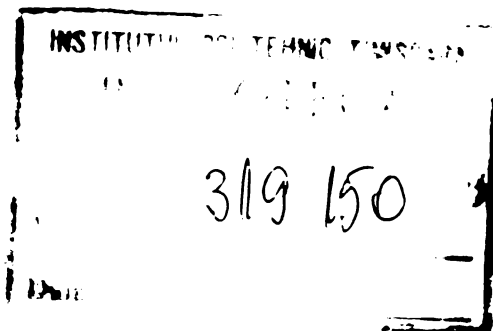
BIBLIOTECA CENTRALĂ
UNIVERSITATEA "POLITEHNICA"
TIMIȘOARA

TEZA DE DOCTORAT

Conducător științific:

Prof.dr.ing. ZENO GROPSIANU

- 1 9 7 6 -



C U R I C U L U M

CONTINUT 5

Partea I-a

Capitolul 1. FIERBEREA NUCLEAREI PURI

1.1. Aspecte generale ale fierberii 8

a. Fierberea în bule 10

b. Fierberea de tranziție 11

c. Fierberea peliculară 12

1.2. Fierberea în bule (nucleantă) 13

a. Ecuații fundamentale de suprafață 13

b. Nucleanții omogeni 15

c. Nucleanții heterogeni 17

d. Nucleanții în cazul prezenței unei suprafețe
sau vaporilor 19

1.3. Corelarea datelor experimentale la fierberea în
bule 20

a. Problemele corelării datelor experimentale în
transferul căldurii la fierbere 20

b. Fierberea în convecție naturală 21

Capitolul 2. FIERBEREA SOLUȚIILOR ȘI A AMESTECURILOR

2.1. Fierberea în bule a soluțiilor 27

a. Fierberea soluțiilor cu un component solid 30

b. Fierberea soluțiilor cu doi componente solizi 34

2.2. Fierberea în bule a amestecurilor binare 35

Capitolul 3. MECANISMUL DE ÎNCINS ÎN STUDIUL TRANSCURSULUI

CĂLĂRII LA FIERBERE

3.1. Clasificarea aparatelor experimentale 40

3.2. Tipuri reprezentative de aparate experimentale utilizate în studiul transferului căldurii la fierbere	42
3.2.1. Aparate cu suprafața de transfer de căldură forțată dintr-un fir metalic	42
3.2.2. Aparate cu suprafață plană de transfer de căldură	43
3.2.3. Aparate cu suprafață cilindrică de transfer de căldură	45
1.3. Principii de calcul al transferului căldurii la fierbere în aparatele experimentale	49
<u>Partea II.</u> CONȚINUTUL ORIGINAL AL STUDIULUI TRANSFERULUI CĂLDURII LA FIERBUREA ANOTECURILOR ȘI SOLUȚIILOR	
<u>Capitolul 4.</u> APA CALDĂ UTILIZATĂ PENTRU DETERMINAREA EXPERIMENTALĂ A COEFICIENȚILOR DE TRANSFER DE CALDURĂ LA FIERBURE	
4.1. Aparatul experimental cu corp încălzitor cilindric orizontal cu încălzire electrică	55
4.2. Aparatul experimental cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu agent încălzitor vapori de mercur	60
4.3. Aparatul experimental cu corp încălzitor sub formă de fir metalic, utilizat în studiul fierberii	64
<u>Capitolul 5.</u> APLICAREA METODEI DETERMINAREA COEFICIENȚILOR DE TRANSFER DE CALDURĂ α LA FIERBUREA ANOTECURILOR CU IMPORTANȚA TEHNologică	
5.1. Determinarea experimentală a coeficientului de transfer de căldură α la fierberea anotecurilor binare caproloctan - apă	68
5.2. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură α la fierberea anotecurilor	

- binare caprolactam-benzen
- 5.3. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură la fierberea amestecurilor toluenice de n -(β -cianoetil)-caprolactam (HCECL)
- 5.4. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură \propto la fierberea amestecurilor apoase de n -(β -cianoetil)-caprolactam (HCECL)
- 5.5. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură \propto la fierberea amestecurilor ternare caprolactam-alcool etilic-apă
- 5.6. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură \propto la fierberea soluțiilor de antracen în monotilenglicol (MEG)
- 5.7. Temperaturi de fierbere ale amestecurilor studiate
- 5.8. Transpunerea pe calculator, în limbaj FORTRAN, a relațiilor pentru calculul coeficientului de transfer de căldură \propto la fierbere (amorsa numerică)
- 5.9. Aprecieri cu privire la determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură \propto la fierberea amestecurilor cu importanță tehnologică studiate

Capitolul 6. STUDIUL TRANSFERULUI CALURII LA FIERBEREA ÎN BULS A SOLUȚIILOR APOASE DE SUBSTANȚE CU SOLUBILITATE LIMITATĂ

- 6.1. Aspecte fizico-matematice privind calculul coeficienților de transfer de căldură la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată
- 6.2. Interpretarea datelor experimentale la fierberea în buls a soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată. Stabilirea unei noi relații de calcul

3. Posibilitățile de aplicare ale relației stabilite în proiectarea termică a unor instalații 132

4. Modelul matematic al transferului de căldură la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată. Programul pe calculator în limbaj FORTRAN . 134

5. Aprecieri asupra problematicei abordate 142

capitolul 7. STUDIUL EXPERIMENTAL COMPARATIV AL COMPATIBILITĂȚII ÎNTR-UN METODĂ CU FIEȘI ȘI METODĂ CU TUB CILINDRIC ORIZONTAL

1. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură α la fierbere pe aparatul cu fieș 144

a. Determinări experimentale ale coeficientului de transfer de căldură α la fierberea apei distilate 145

b. Determinări experimentale ale coeficientului de transfer de căldură α la fierberea toluenului 149

c. Determinări ale coeficientului de transfer de căldură α la fierberea amestecului de 30% masă de n-(β -cianostil)-caprolactamă 154

2. Aprecieri asupra posibilităților de utilizare a aparatului cu fieș metalic la determinarea valorilor coeficientului de transfer de căldură la fierbere, cu valabilitate aplicativă practică . . 158

CONCLUZII 160

otașii utilizate 167

ibliografie 170

CONCLUZII

Congresul al XI-lea al Partidului Comunist Român a stabilit direcțiile fundamentale ale dezvoltării viitoare a societății românești pe calca socializării și comunistului. Prin directivele sale, cu privire la planul cincinal 1976-1980 și liniile directoare ale dezvoltării economico-sociale a țării pentru perioada 1981-1990, Congresul al XI-lea al P.C.R. asigură creșterea în ritmuri înalte și modernizarea producției materiale pe baza consolidării forței a politicii de industrializare, perfecționarea relațiilor de producție, a relațiilor sociale, în general, ridicarea nivelului de trai material și spiritual al celor ce muncesc.

O trăsătură definitorie a prevederilor înscrise în directive o constituie accentuarea latuzilor calitative ale activității în toate sectoarele vieții social-economice, condiție primordială pentru crearea unei economii moderne, dinamice, în măsură să încorporeze cunoștințele științei și tehnicii înaintate, să asigure reproducția pe scară largă, progresul multilateral al întregii societăți

În acest context, industria chimică va cunoaște o puternică dezvoltare în vederea valorificării superioare a resurselor de materii prime interne și fabricării unei game largi de produse, corespunzător nevoilor economiei naționale. În 1980 producția industriei chimice va fi de 1,6 - 1,8 ori mai mare decât în 1975. Un obiectiv de încredințare deosebită rămâne și pe ani de departe folosirea cât mai rațională a bazei energetice.

În lumina acestor cerințe, studiul transferului căldurii la fierberea soluțiilor și amestecurilor cu importanță tehnologică, studii ce pune la dispoziție o serie de date practice utilizabile în mod curent la proiectarea termică a unor instalații industriale,

poate constitui o contribuție esențială în trecerea în viață a unor din decideratele prevăzute în directive, respectiv a aceluia referitoare la achiziția și proiectarea utilajelor necesare industriei chimice din țara noastră. În acest sens, utilizarea acestor date ar permite realizarea unor instalații cu un consum rațional de energie termică.

În partea întâia a tezei se prezintă date din literatură cu privire la transferul de căldură la fierbere și aparate pentru determinarea coeficientului de transfer de căldură α la fierbere. Menționăm că această parte cuprinde doar acele aspecte ale problemelor care au stricte legături cu partea experimentală.

În partea a doua a tezei se prezintă rezultatele următoarelor cercetări de interes pentru industria chimică:

- determinarea coeficienților de transfer de căldură α la fierbere, pentru amestecuri apoase și benzenice de caprolactamă și stabilirea unor relații simple pentru calculul acestora;

- determinarea coeficienților de transfer de căldură α la fierbere, pentru amestecuri apoase și toluenice de n-(β -ciclohexil)-caprolactamă și stabilirea unor relații simple pentru calculul acestora;

- determinarea coeficienților de transfer de căldură α la fierbere, pentru amestecuri ternare caprolactamă-apă-alcool etilic și stabilirea unor relații simple pentru calculul acestora;

- determinarea coeficienților de transfer de căldură α la fierbere, pentru soluții binare de antracen în monometilenglicol și stabilirea unor relații simple pentru calculul acestora;

- stabilirea unor noi relații de regularitate a variației valorilor coeficienților de transfer de căldură α la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată;

- stabilirea unei noi relații de calcul a coeficientului de transfer de căldură \propto la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată;

- transpunerea pe calculator, în limbaj FORTRAN, a relațiilor de calcul a valorilor coeficienților de transfer de căldură \propto la fierbere, cu exemplificare numerică;

- studii privind corelarea datelor experimentale la determinarea coeficienților de transfer de căldură \propto la fierbere, pe aparatul experimental cu fir metalic încălzitor și pe aparatul cu corp cilindric încălzitor.

Se remarcă faptul că, determinările experimentale s-au efectuat pe instalații de laborator originale, proiectate și construite în cadrul laboratorului de Operații și Aparate din Industria Chimică, Facultatea de Inginerie Chimică-Tehnologică.

O mare parte din problemele tratate în lucrare, reprezintă părți referitoare la transferul de căldură la fierbere, din diferite contracte de cercetare științifică (paragrafele 5.3., 5.4., 5.6.). Unele din aceste contracte, momentan, se găsesc înaintea fazei de pilotare (ex: purificarea antroacenului indigen de 90. puritate) altele, în faza fazei de instalație industrială și brevetarea tehnologiei adoptate (ex: sinteza $n-(\beta$ -cinoxetil)-coprolactamii).

Problemele tratate în teză reprezintă deci, obținerea unor date experimentale și propunerea unor metode de calcul termic, așa după cum rezultă din cele arătate mai sus, care ar putea constitui și în viitor obiective ale unor alte contracte de cercetare științifică, referitoare la alte soluții și amestecuri cu importanță tehnologică, respectiv proiectarea utilajelor corespunzătoare.

P A R T E A I - a

**ASPECTE TEORETICE PRIVIND FIERBAREA LICHIDELOR
PURE, A SOLUTIILOR SI A AMESTECURILOR**

CAPITOLUL 1.

FIERBEREA LICHIDELOR PURE

1.1. Aspecte generale ale fierberii

Transformarea de fază lichid-vapori prezintă o importanță foarte mare în procesele calorice, atât în domeniul cercetărilor experimentale și fundamentale cit și în domeniul tehnicii industriale. Cu toate acestea, fierberea, adică formarea intensă a vaporilor în interiorul lichidului, precum și cedarea căldurii prin fierbere au fost relativ mai puțin cercetate. Descoperirea unor fenomene noi, au dat semnalul pentru începerea unor studii de prin anul 1934, al acestui proces. Intensificarea cercetărilor experimentale și teoretice au fost favorizate și de dezvoltarea impetuoasă industrială în general, respectiv a industriei chimice, a energiei nucleare, etc., la care transferul de căldură prin pereții vaselor la lichide care fierb, sau în sensul invers, reprezintă o importantă fază tehnică, științifică și economică.

Cercetările s-au orientat, pe de o parte asupra stabilirii mecanismului, a cineticii fierberii, pe de altă parte pentru stabilirea experimentală a coeficienților parțiali de transfer de căldură la fierbere. Astfel, multe studii experimentale se ocupă cu problema cedării căldurii la fierberea apei la presiune atmosferică și la alte presiuni, precum și a altor lichide organice sau amestecuri¹⁻¹³.

Ipoteza emisă de mult cu privire la diferența mare de temperatură dintre pereții vasului în care se face fierberea și lichidul care fierbe, a precizat concluzia că transferul de căldură este relativ redus. Totuși, mult timp nu s-a studiat legătura ce ar exista între temperatura suprafeței calde și viteza de fierbere (deci problema transferului de căldură la fierbere).

Nukiyama¹⁴ în 1934 a fost primul care a studiat acest proces, în

cazul apei, cu ajutorul unui fir de platină scufundat în ea și încălzit electric. El a constatat că măriră treptat curentul, temperatura firului crește până la valoarea de 150°C când fierberea este deja puternică, ea apoi la o mărire în continuare a curentului, temperatura să rămână constantă și apoi să crească brusc la 1000°C , măriră-se în continuare încet până la topirea firului.

La realizarea inversă a procesului, de răcire a firului încălzitor, de la 1500°C prin micșorarea treptată a curentului de alimentare, s-a observat că viteza de fierbere scade până la cea. 300°C și apoi rămâne constantă în timp ce temperatura firului scade brusc la valori ceva mai mari de 100°C .

Pe baza acestei experiențe și a altora similare, s-a tras concluzia că există o dependență între viteza de fierbere, v , și diferența de temperatură ΔT dintre temperatura suprafeței încălzitoare și temperatura de fierbere a lichidului. Această dependență este redată în fig.1. Porțiunea dintre B și C reprezintă fază nestabilă

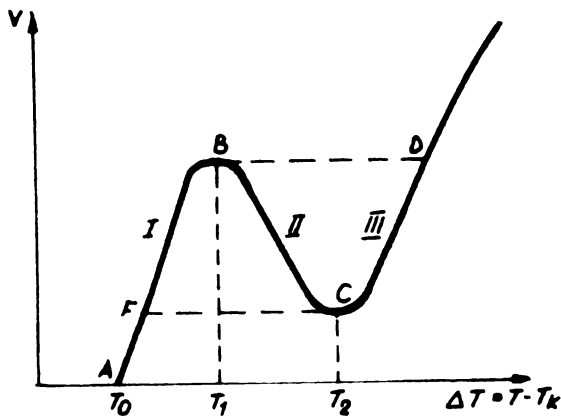


Fig.1.- Dependența vitezei de fierbere v de potențialul de temp. ΔT (egal cu diferența temp. încălzitorului și lichidului la fierbere).

T_0 - temp. firului coresp. încep. fierberii

T_1 - prima temp. critică coresp. sfârșitului fierb. în bule

T_2 - a doua temp. critică ce se observă la răcirea încălzitorului în momentul sfârșitului fierberii în peliculă.

care se observă în practică, doar la decurșarea foarte lentă a încălzirii, respectiv răcirii.

În anii următori anului 1934 au fost elaborate o serie de lucrări cu privire la dependența dintre coeficientul de transfer la fierbere α și încărcarea termică specifică q a suprafeței, respectiv

funcție de diferența de temperatură ΔT dintre peretele cald și lichid. Lucrările lui Nukiyama și a altor cercetători cu privire la apă, substanțe organice sau metale lichide scot în evidență existența, cu precădere, a trei faze ale procesului de fierbere:

- a) fierberea în bule, nucleată sau de suprafață;
- b) fierberea de tranziție;
- c) fierberea peliculară, sau în film.

În afară de aceste trei tipuri de fierbere, faze obișnuite ale procesului de fierbere se mai amintesc încă alte două faze:

- d) fierberea lichidelor subrăcite;
- e) fierberea în volum a lichidelor.

În fig.2. se arată curba de fierbere a metanolului, obținută de Westwater¹⁵ cu un aparat utilizând drept corp de încălzire un tub orizontal de cupru, iar în fig.3. sînt indicate curbele obținute de Kutateladze¹⁶ pentru apă și metal lichid.

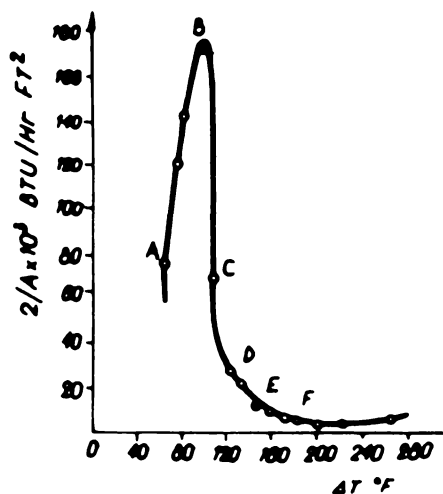


Fig.2.- Curba de fierbere pentru metanol.

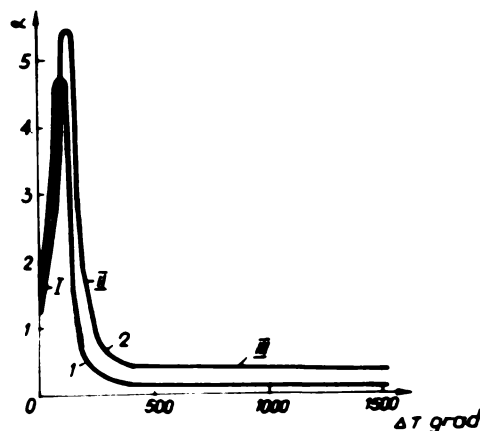
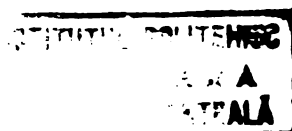


Fig.3.- Dependenta coeficientului parțial de transfer de căldură α de ΔT la fierbere:

- 1 - apă; 2 - metal lichid
- I - în bule; II - tranzitoriu;
- III - fierbere în peliculă



a) Fierberea în bule (nucleată sau de suprafață) reprezentată prin porțiunea AB din fig.2., se caracterizează prin formarea de bule în anumite puncte ale suprafeței încălzitoare, numite centre active.

Fotografierea fenomenului arată că drept puncte de nucleație pot servi unele neuniformități ale suprafeței (mici asperități, crăpături, impurități absorbite, ieșituri ascuțite), limite între cristale, etc.

Prin ridicarea temperaturii peretelui cald numărul centrilor activi crește, deci și numărul bulelor, respectiv și transferul de căldură. Când toată suprafața devine centru activ, bulele acoperind întreaga suprafață, coeficientul de transfer de căldură la fierbere va atinge valoarea maximă. Această valoare poartă denumirea de α_{cr} (critic). Corespunzător acestei valori α_{cr} , există o diferență de temperatură critică ΔT_{cr} , respectiv o încărcare termică specifică critică q_{cr} a suprafeței.

Fierberea în bule prezintă importanță deosebită pentru transferul de căldură în procesele industriale.

b) Fierberea de tranziție, reprezentată prin porțiunea BCD a curbei din fig.2., a cărei instabilitate a sesizat-o încă Mukiyama, nu este complet elucidată nici până astăzi. La spargerea din momentul unirii bulelor se acoperă suprafața încălzitoare până la transformarea acestora într-o peliculă continuă. Transferul de căldură scade continuu deși diferența de temperatură se mărește. Deci acest stadiu al fierberii face legătura între fierberea în bule și cea peliculară. În ultima vreme se fac foarte multe studii pentru elucidarea mecanismului acestei faze^{17,18,19}. Astfel, V.P. Skripov²⁰ a dezvoltat chiar o teorie termodinamică a schimbării caracterului fierberii. La baza acestei teorii stă presupunerea că stratul subțire de lichid aflat pe suprafața încălzitorului este supraîncălzit, dar poate fi considerat și subîncălzit față de microbula ce apare în interiorul lui. La ridicarea temperaturii suprafeței, crește și temperatura stratului limită de lichid, ajungând la o valoare maximă a supraîncălzirii; în acest moment contactul dintre lichid și suprafața solidă

nu mai poate avea loc nici pentru intervale de timp foarte limitate și are loc deja fierberea în film. În concluzie, stadiului de fierbere tranzitorie îi corespunde un regim mixt de fierbere, în bule și film cu o succesiune în timp și în spațiu²⁰.

Drew și Mueller²¹ au obținut date experimentale pentru gaze lichide în regim tranzitoriu de fierbere pe tuburi de cupru încălzite cu vapori (fig.4.). C.C. Westwater și Santangelo¹⁵ au fotografiat fierberea tranzitorie arătând că aceasta diferă net, atât de fierberea în bule cât și de cea în film. Tubul încălzitor este acoperit complet de vapori dar pelicula nu este netedă și stabilă. Filmările de mare viteză arată că vaporii se formează exploziv pe tubul încălzitor, localizați întimplător fără ca să apară influența vreunui centru activ.

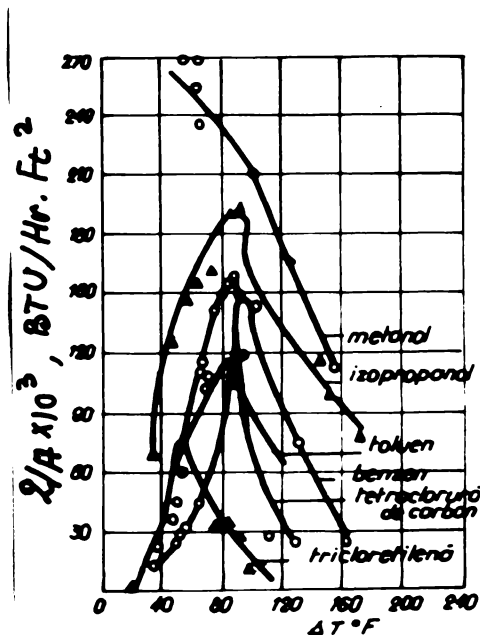


Fig.4.- Fierberea în bule și de tranziție

c) Fierberea peliculară, reprezentată în fig.2. cu începere de la punctul B, se caracterizează prin aceea că bulele sînt aglomerate și apare un film continuu de vapori care izolează complet stratul de lichid de suprafața solidă. Convecția în acest stadiu al fierberii încetează să joace vreun rol iar valoarea coeficientului α scade puțin rămînînd apoi aproape constantă, independentă de creșterea lui ΔT . Bulele nu se mai formează pe suprafață ci la limita de separație dintre stratul de vapori și lichid și viteza de fierbere devine neînsemnată.

Fierberea peliculară a fost studiată de un număr mare de cercetători^{16,20,22-26}, atât experimental cât și sub aspectul teoretic al problemei.

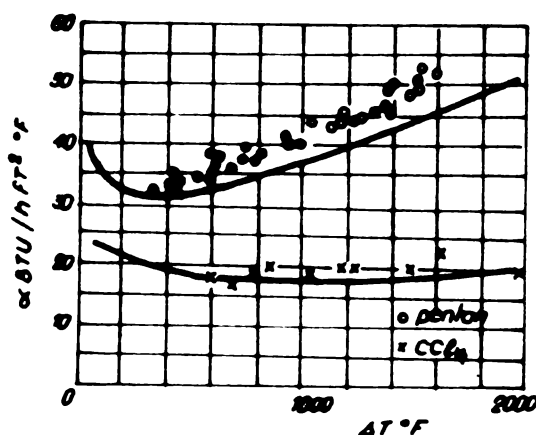
De altfel, dintre cele trei faze ale fierberii, fierberea pelicu-

lară este cea mai bine definită și cea mai clar lămurită din punct de vedere teoretic.

În 1950 Bromley²⁴ a prezentat o tratare completă a fierberii peliculare pentru tub orizontal.

Relația teoretică a lui Bromley pentru tuburi orizontale a fost verificată prin comparare cu date experimentale, observându-se o bună concordanță (fig.5.).

Fig.5.- Fierberea peliculară pentru pentan și tetraclorura de carbon pe un tub de cărbune.



1.2. Fierberea în bule (nucleată)

a) ecuații fundamentale de suprafață. Anumite ecuații sînt fundamentale pentru cunoașterea suprafețelor și deci pentru studierea fenomenelor ce au loc la interfața de contact lichid-vapori. Ecuația Laplace și ecuația Kelvin sînt două ecuații de acest gen.

Ecuația Laplace face legătura între presiunea lichidului și a vaporilor cu dimensiunile geometrice ale suprafeței, respectiv raza de curbură a suprafeței.

Se se obține utilizînd un model fizic constituit dintr-o suprafață ondulantă a cărei rază de curbură perpendicular pe unduleții este infinită. Această suprafață, reprezentată ca un plan ondulant este indicată în fig.6.a. În fig.6.b. se reprezintă un fragment din curbura de intersecție normală cu un plan $x - y$, a suprafeței ondulate considerate. Sînt, de asemenea, figurate și forțele care acționează pe suprafață.

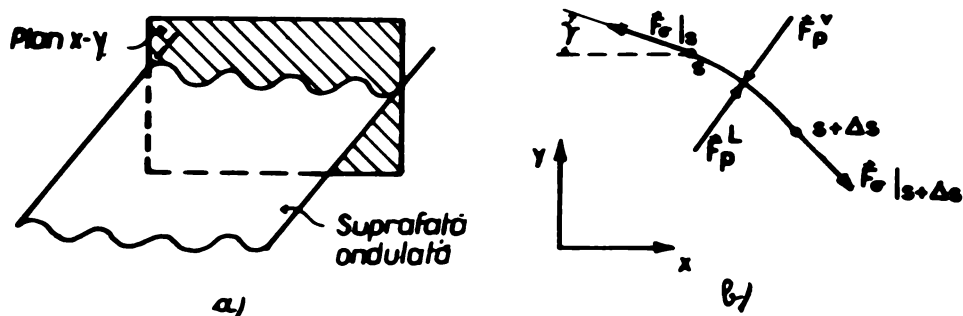


Fig.6.- Interfață undulată gaz-lichid²⁷.

Sub condiții staționare, ecuația de echilibru a forțelor are formă:

$$\sum F = F_{\sigma} \Big|_s + F_{\sigma} \Big|_{s+\Delta s} + F_p^V + F_p^L = 0 \quad (1)$$

unde:

F_{σ} - forța de tensiune superficială

F_p^V - forța exercitată de vapori

F_p^L - forța exercitată de lichid.

Realizându-se substituțiile necesare și integrând ecuația diferențială obținută, rezultă:

$$p^L - p^V = \sigma / R \quad (2)$$

unde R este raza de curbură a suprafeței.

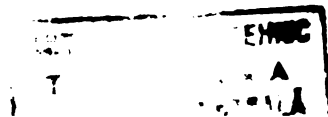
Pentru suprafețele la care și raza a doua de curbură are valoare finită expresia (2) capătă forma:

$$p^L - p^V = \sigma \cdot (R_1^{-1} + R_2^{-1}) \quad (3)$$

Cind suprafața este concavă spre faza gazoasă (vapori) termenul din stînga devine $p^V - p^L$.

relația (3) este cunoscută sub numele de ecuația Laplace.

Ecuația Kelvin reprezintă echilibrul presiunii de vapori a unei picături de lichid sau a unei bule de vapori, cu presiunea exterioară, în funcție de raza picăturii sau bulei. Modelul considerat (fig.7) pentru obținerea formei ecuației Kelvin, este constituit dintr-o bulă sfe-



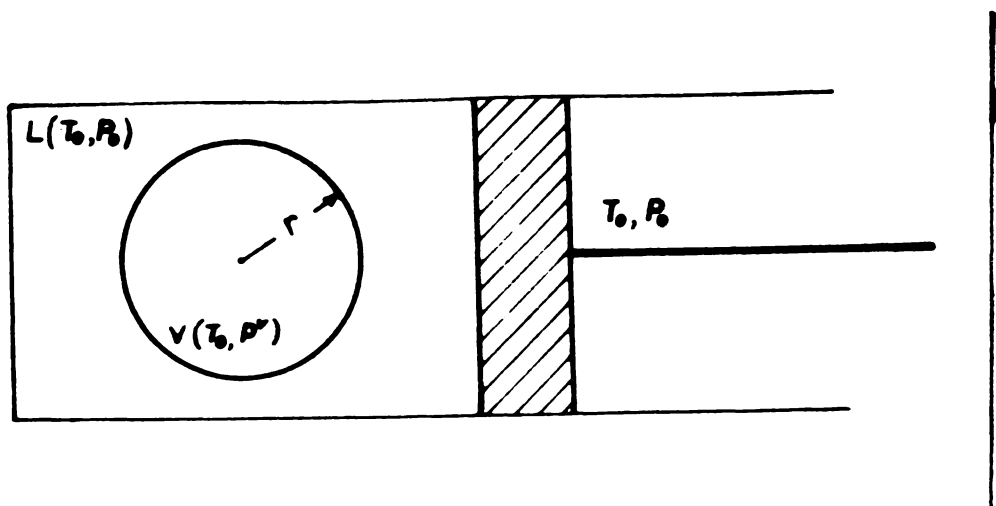


Fig.7.- Configurația echilibrului lichid-vapori pentru un sistem cu un singur component.

fică de vapori la temperatura uniformă T_0 și presiunea p^V inserată în faza lichidă la temperatura uniformă T_0 și presiunea p_0 . mediul ambiant este de asemenea la temperatura T_0 și presiunea p_0 . Condiția de echilibru este dată de relația:

$$\left(\frac{\partial A'}{\partial r} \right) \Big|_{T_0, p_0} = 0 \quad (4)$$

activitatea A' fiind definită de ecuația:

$$A' = U - T_0 S + p_0 V \quad (5)$$

efectuând substituțiile și simplificările necesare, punând condițiile ce se impun, se obține:

$$p^L \ln \frac{p_0}{p^L} = \frac{2\sigma}{r} \quad (6)$$

În literatură această expresie este cunoscută sub numele de ecuația Kelvin.

Deși se ține seama de condiția:

$$(p_\infty - p^L) / p^L \ll 1 \quad (7)$$

ecuația (7) devine:

$$\left[(p^L - p^V) / p^L \right] \cdot (p_\infty - p^L) = 2\sigma / r \quad (8)$$

fiind cunoscută sub numele de ecuația Laplace-Kelvin. Această ecuație se poate obține pornind de la diferite considerații.

b) Nucleația omogenă presupune că trecerea fazei lichide în fază

de vapori poate să aibă, și are loc, în întreaga masă a lichidului. Conceptul cinetic simplificat constă în următoarele²⁸⁻³⁴:

moleculele care intră în componența lichidului sînt considerate a avea energia astfel distribuită încît fiecare are o foarte mică fracțiune din energia medie a întregului ansamblu. Astfel **activitatea** moleculelor, acel exces de energie cunoscut ca "energie de activare",

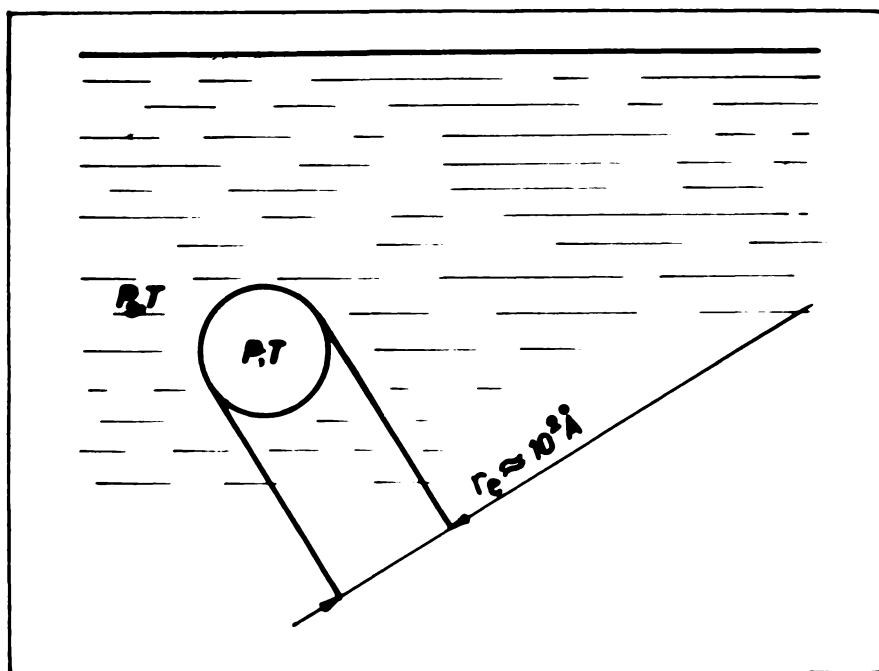


fig. 8.- Nucleația omogenă⁴¹.

este presupusă a iniția procesul de formare a bulei de vapori. Dat fiind că probabilitatea existenței unui număr suficient de mare de astfel de molecule cu activitate mare, în același loc și în același timp, este neglijabil de mică, procesul de nucleație este considerat a se produce într-o oarecare măsură în procesul de ciocnire²⁷, adică:



unde A'_x reprezintă activitatea unui grup de x molecule, A'_1 este activitatea unei singure molecule, și A'_{x+1} este activitatea grupului de $x+1$ molecule, rezultată din ciocnirea lui A'_x și A'_1 . Alte procese decît cel indicat aici, ca de exemplu ciocnirea a două grupuri de molecule sînt considerate improbabile. După cum se indică în relația (9), procesul este considerat reversibil așa încît la procesul invers poate

să apară o moleculă cu suficientă energie astfel încât să poată trece în mod spontan în faza de vapori.

Problematice esențială în nucleația omogenă este ridicată de stabilirea cu precizie a temperaturii maxime de supraîncălzire a lichidului, față de temperatura de saturație, la care lichidul poate fi încălzit, fără ca nucleația să apară.

pornindu-se de la ecuația Laplace-Kelvin și ecuația Clausius-Clapeyron care dă curbe de echilibru a presiunii de vapori, și punând condiția incompresibilității vaporilor se ajunge la o relație de forma:

$$T^L - T_{\text{sat}} = 2\sigma \cdot T_{\text{sat}} / \rho^V \cdot r \cdot R_0 \quad (10)$$

Deoarece conține raza bunei la echilibru, relația(10) este rar utilizată pentru calculul temperaturii de supraîncălzire.

Literatura²⁷ indică existența și a altor relații cu aplicabilitate mai mare ca de exemplu:

$$T^L - T_{\text{sat}} = \frac{T_{\text{sat}}}{\rho^V \cdot r} \left[\frac{16 \pi \cdot \sigma^3}{3 k T^L \cdot \ln(n_T \cdot k \cdot T^L / h)} \right]^{1/2} \quad (11)$$

Relația (11) indică pentru apă temperatura de supraîncălzire (temperatura de începere a fierberii) de 539 K adică $T^L - T_{\text{sat}} = 166$ K; experimental s-a obținut $T^L - T_{\text{sat}} = 170$ K.

c) Nucleația heterogenă. Supraîncălzirile lichidelor, rezultate din teoria nucleației omogene, relația (11), sînt cu cel puțin un ordin de mărime mai mari decît cele care apar în toate sistemele reale. Deoarece, pînă acum, în toate sistemele reale, s-a observat că nucleația apare la limita de separație între lichidul care fierbe și suprafața încălzitoare, care rezonabil s presupune că suprafața servește drept catalizator reducînd astfel energia necesară pentru realizarea nucleației. Lucrări recente^{29,30-41} sînt în evidență în mod pregnant importanța pe care o prezintă natura suprafeței de încălzire precum și modul de prelucrare, în realizarea inițierii nucleației.

Pentru suprafețe perfect plane relația de calcul (ec.12) a supraîncălzirii lichidului are forma identică cu relația (11) cu excepția factorului $f_1(\theta)$ a cărui valoare este funcție de valoarea unghiului dintre suprafața plană și tangenta la bule de vapori în punctul de contact cu suprafața plană. Când $\theta = 0$ există lichid deasupra întregii suprafețe, funcția $f_1(\theta) = 1$, iar supraîncălzirea este identică cu supraîncălzirea în cazul nucleației omogene.

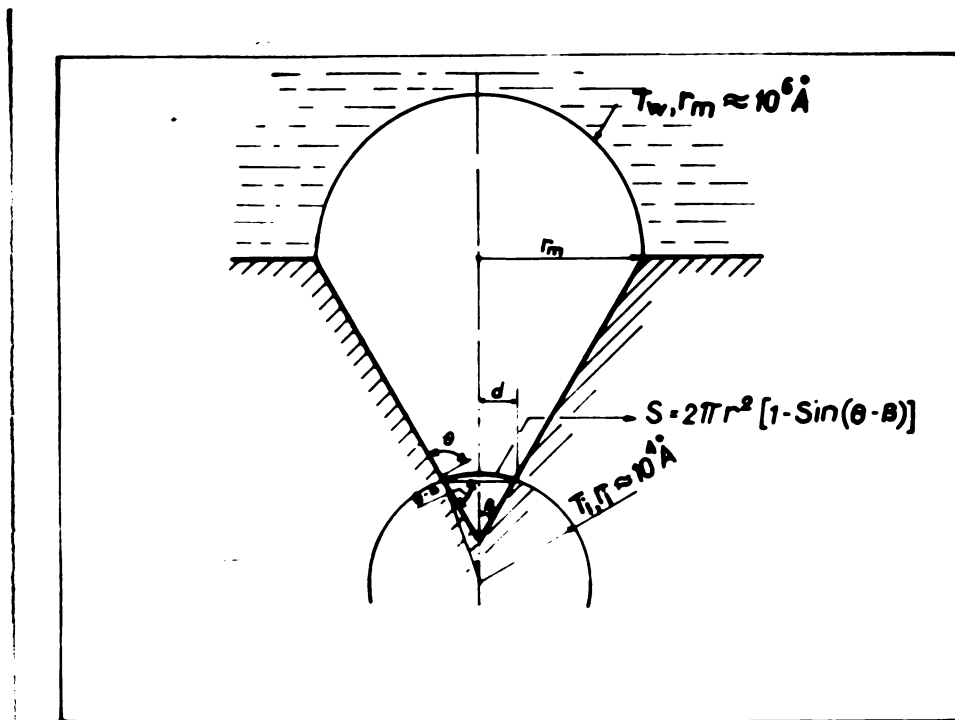


Fig.9.- Nucleația heterogenă, într-o cavitate conică⁴¹.

Introducerea factorului $f_1(\theta)$ face ca supraîncălzirea, $(T^L - T_{sat})$, să se micșoreze, dar el, totuși, în ipoteza expusă - suprafața perfect

$$T^L - T_{sat} = \frac{T_{sat}}{\rho^V \cdot r} \cdot \left[\frac{16\pi \cdot \sigma^3 \cdot f_1(\theta)}{3 \cdot k \cdot T^L \cdot \ln(n_T \cdot k \cdot T^L / h)} \right]^{1/2} \quad (12)$$

plănă - nu reușește să explice valorile practice foarte mici ale supraîncălzirii.

Faptul că, oricât de bine ar fi prelucrată o suprafață de schimb de căldură, ea continuă să prezinte asperități și cavități de diverse dimensiuni și forme, este singura explicație posibilă a scăderii accentuate a valorii supraîncălzirii necesare practic față de valorile teoretice.

d) nucleația în cazul preexistenței fazei gazoase sau vaporilor.

De obicei suprafețele reale conțin în mod natural sau ca urmare a prelucrării diverse cavități, scobituri, agrieturi, caneluri etc. a căror dimensiuni pot merge de la mărimi macroscopice până la mărimi microscopice. Dacă suprafața este puțin udată de lichidul supus fierberii atunci este de așteptat ca multe dintre cavități, care în aceste condiții conțin gaze, să devină centri inițiatori de formare a bulelor. În fig.10. este reprezentată o cavitate tipică ce conține gaz.

O cavitate de acest fel reprezintă o sursă de emisie de bule de vapori, la limita inferioară de supraîncalzire, rămânând activă o perioadă îndelungată de timp. Multe cavități au probeabil o astfel de geometrie încât după o perioadă

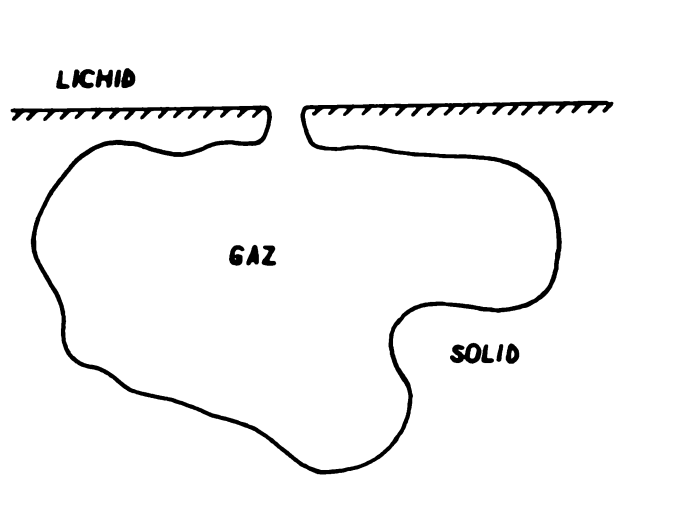


Fig.10.- Cavitate tipică cu rol de rezervor de gaz.

finită de timp (ore sau zile) componentul necondensabil se epuizează complet fiind înlocuit cu vapori ai lichidului. Anterior acestui moment de înlocuire, relația între presiune și raza R a interfeței nucleu-lichid are forma:

$$p^V + p^G - p^L = 2\sigma/R \quad (13)$$

unde p^V și p^G reprezintă presiunile parțiale ale vaporilor și gazului. Considerând $p^V \approx p_\infty^V$ și substituind $p_\infty^V - p^L$ cu expresia din ecuația Clausius-Clapeyron, pentru supraîncalzirea lichidului în perioada preexistenței gazului, se obține:

$$T^L - T_{sat} = \frac{T_{sat}}{\rho^V \cdot r} \left(\frac{2\sigma}{R} - p^G \right) \quad (14)$$

Se observă că în acest caz nucleația apare la o supraîncalzire neglijabil de mică.

după înlocuirea gazului necondenabil din cavitatea cu vapori ai lichidului, mărimea care determină în mod efectiv supraîncălzirea lichidului este raza r_m a gurii cavității în cauză:

$$r^2 - r_{sat}^2 = \frac{2\sigma r_{sat}}{\rho \cdot r \cdot r_m} \quad (15)$$

Se observă că această relație derivă din relația (10) referitoare la nucleația omogenă în care raza bulei la echilibru se înlocuiește cu raza gurii cavității.

Numărul inițial de bule apărute pe unitatea de suprafață de încălzire depinde și de concentrația gazelor dizolvate în lichid. Ward și alții⁴² prezintă o analiză a termodinamicii nucleației omogene în cazul lichidelor cu o concentrație oarecare de gaz dizolvat, care a provocat o serie de controverse cu privire la efectul gazului dizolvat. Conform analizei lui Ward, raza de echilibru a bulei care apare are forma (presupunând comportament ideal pentru gaz și vapori):

$$R_0 = \frac{2 \cdot \sigma}{\gamma \cdot p_{\infty}^L + p^L (c^L / c) - p^L} \quad (16)$$

unde

$$\gamma = \exp \left[\frac{v^L \cdot (p^L - p_{\infty}^L) - k \cdot T \cdot c^L}{k \cdot T} \right] \quad (17)$$

c^L este concentrația gazului în faza lichidă și c_{∞} este concentrația gazului în lichidul saturat la nivelul suprafeței de separație vaporiză - lichid. Ecuația (16) indică o ușoară micșorare a razei de echilibru a bulei în soluția lichid - gaz comparativ cu cea din lichidul pur. Concluzia este obținută pe baza rezultatelor experimentale efectuate asupra apei.

1.3. Corelarea datelor experimentale la fierberea în bule.

a) Problema corelării datelor experimentale în tranziția cîldurii la fierbere. Se observă cu ușurință că este virtual imposibil să se scrie o singură relație de corelare care să includă toate datele referitoare la fierbere: fierbere în convecție naturală, în convecție forțată, a lichidelor subcoapte, în bule, de tranziție, în film, etc. Relațiile ce se pot stabili definesc doar anumite regiuni

de fierbere și anume: convecția naturală și fierberea în bula și fierberea în film. În afară de acestea, efectul vitezei poate fi tratat separat. De asemenea, în convecția forțată cu sub-
țicire se tratează în mod separat datele experimentale cu privire la fierberea lichidelor la valori mici ale încălzirii termice specifice q și la valori mari ale încălzirii termice specifice q .

Datele experimentale pun în evidență cu claritate că, în regiunea de fierbere în bula, pentru unul și același fluid, la aceeași presiune, o schimbare a condițiilor suprafeței sau prelucrarea ei poate afecta în mod simțitor poziția curbei de fierbere. Rezultă că, nu poate exista o ecuație singulară de corelare a datelor, cu aplicabilitate generală, care să cuprindă proprietățile lichidului și ale suprafeței.

Există două probleme majore care preocupă în mod deosebit studiul transferului căldurii la fierbere: dificultatea obținerii cu precizie a cantității de căldură transmisă și a temperaturii și dificultatea obținerii cu precizie a valorilor proprietăților fluidului. La fierbere, fluxurile termice sînt mari iar diferențele de temperatură sînt mici. Suprafețele contaminate, la fluxuri termice mari, pot introduce erori serioase în măsurarea temperaturii. Prin adăugare, este dificil de măsurat cu precizie diferențe mici de temperatură, ΔT . O schemă de corelare bazată pe o analiză logică a unui sistem fizic, opusă corelațiilor empirice simple, nu poate oglindi adevărul dacă nu sînt utilizate valori corecte ale proprietăților fluidului supus fierberii.

b) Fierberea în convecția naturală. În regiunea fierberii în bula, porțiunea AB din curba de fierbere, fig.2., se poate reprezenta cu suficientă aproximație ca o linie dreaptă ce va fi exprimată de următoarea relație:

$$q/A = \epsilon \cdot (T_{perote} - T_{out})^2 \quad (18)$$

unde ξ și m sînt constante pentru un sistem dat la o presiune dată. Valorile lui ξ și m depind de proprietățile fluidului și suprafeței, geometria și orientarea suprafeței și de presiune. La fluxuri termice mari, cînd sîntem în apropierea condițiilor critice curba se apleacă micșorîndu-și panta. Pentru suprafețe verticale mari convecția indusă de mișcarea bulelor poate cauza curbei o înclinare mai mare, și mai mare, decît curbei corespunzătoare unor suprafețe de schimb de căldură de dimensiuni mici, celelalte dimensiuni geometrice (ex: grosimea) rîind aceleași.

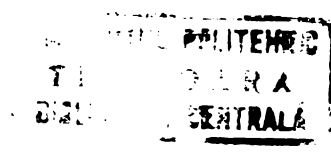
O serie de relații de corelare a datelor experimentale au la bază relația generală:

$$Nu = f(Re, Pr) \quad (19)$$

În cele ce urmează, sînt prezentate cîteva relații de corelare propuse. Detaliile și discutarea logică a fiecărei relații de corelare sînt omise. Ordinea prezentării este strict cronologică.

Ecuația Rohsenow. Autorul a ajuns la o anumită formă folosindu-se de ecuația (19), în care:

$$\begin{aligned} Re_1 &= \frac{G_1 \cdot D_1}{\mu_1} \\ Nu_1 &= \frac{(q/A) \cdot D_1}{(T_p - T_s) \cdot \lambda_1} \\ D_1 &= 0,148 \cdot \beta \left[\frac{2 \cdot g_0 \cdot \sigma}{g(\rho_1 - \rho_v)} \right]^{1/2} \end{aligned} \quad (20)$$



Astfel se obține următoarea ecuație de corelare:

$$\frac{G_1 (T_p - T_s)}{F} = C_s \left\{ \frac{(q/A)}{\mu_1 \cdot F} \cdot \left[\frac{g_0 \cdot \sigma}{g(\rho_1 - \rho_v)} \right]^{1/2} \right\}^p \cdot (Pr)^s \quad (21)$$

Ecuația a fost verificată pentru apă. S-a obținut o bună corelare a datelor experimentale cu cele obținute din calcule. În ecuația exponentul p și coeficientul C_s sînt funcții directe de condițiile legate de suprafață. În cazul celor mai multe corelări $p = 0,33$ și

$n = 1,7$.

Ecuația Forster-Zuber⁴³. Forster și Zuber utilizează un număr Reynolds modificat în care introdus rezultatele lor pentru mărimile R și \dot{R} pentru o bulă crescută într-un lichid infinit, uniform înclinat.

$$Re_{FZ} = \frac{R \cdot \dot{R} \cdot \rho_1}{\mu_1} = \frac{\rho_1}{\mu_1} \left[\frac{(T_p - T_s) \cdot \sqrt{\lambda_1 \cdot \rho_1 \cdot c_1}}{\rho_v \cdot r} \right]^2 \quad (22)$$

$$Nu_{FZ} = \frac{(q/A)R}{(T_p - T_s) \cdot \lambda_1} = \frac{q/A}{(T_p - T_s) \lambda_1} \cdot \left[\frac{(T_p - T_s) \cdot \sqrt{\pi \cdot \lambda_1 \cdot \rho_1 \cdot c_1}}{\rho_v \cdot r} \cdot \left(\frac{2\sigma}{\Delta p}\right)^{1/2} \cdot \left(\frac{\rho_1}{\Delta \rho}\right)^{1/4} \right] \quad (23)$$

Aceste expresii introduse într-o relație de formă ecuației (19) dau următoarea ecuație:

$$Nu_{FZ} = n_{ef} \cdot Re_{FZ}^{0,62} \cdot Pr_1^{0,33} \quad (24)$$

Reevaluarea coeficienților și exponenților cu datele lui Cichelli și Bonilla² conduce la ecuația:

$$Nu_{FZ} = n_{ef} \cdot Re_{FZ}^{1,05} \cdot Pr_1^{-0,7} \quad (25)$$

Coeficientul n_{ef} dă dependența combinației fluid-suprafață. Ecuația (25) se pune de acord cu toate detele experimentale. În esență ea ne arată că:

$$q/A \sim T^{2,65}$$

Ecuația Forster-Greif⁴⁴. Mai târziu Forster și Greif modifică ecuația de corelare de tipul Forster-Zuber și prezintă două forme noi de corelare. Prima dintre ele definește un număr Nu astfel:

$$Nu = \frac{(q/A) \cdot (2\sigma / \Delta p)}{\mu_1 (T_p - T_s)} \quad (26)$$

care, cu relația (20) dă următoarea ecuație de corelare:

$$\frac{(q/A) \cdot (2\sigma / \Delta p)}{\lambda \cdot \Delta T_x} = C_1 \left\{ \frac{\rho_1}{\mu} \cdot \left[\frac{G \cdot \rho_1 \cdot \pi \cdot a \cdot T_{sat}}{(r \cdot \rho_v)^2 \cdot 778} \cdot \Delta p \right]^2 \right\}^{1,5} \cdot Pr_1^{1,3} \quad (27)$$

Pentru cea de a doua formă Forster și Greif sugerează următoarea formă pentru Nu_p :

$$Nu_b = \frac{q/A}{r \cdot \rho_v} \cdot \left(\frac{2\sigma}{a \cdot \Delta p} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{\rho_1}{\Delta p} \right)^{1/4} \quad (28)$$

Rezultă relația următoare de corelare:

$$\frac{q/A}{r \cdot \rho_v} \cdot \left(\frac{2\sigma}{a \cdot \Delta p} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{\rho_1}{\Delta p} \right)^{1/4} = C_2 \left\{ \frac{1}{\mu} \left[\frac{C \cdot \rho_1 \cdot (\pi \cdot a)^{1/2} \cdot T_{sat}}{(a \cdot \rho_v)^2 \cdot 778} \cdot \Delta p \right]^2 \right\}^{5/8} \cdot Pr_1^{1/3} \quad (29)$$

De fapt ecuațiile Forster-Zuber și Forster-Greif sînt similare, cu excepția faptului că ecuația Forster-Greif conține o serie de expresii pentru Δp și ΔT .

Ecuația Gilmour⁴⁵. Gilmour sugerează o ecuație de o formă obișnuită, pentru o singură fază:

$$G = \frac{q/A}{r \cdot \rho_v} \cdot \rho_1 \quad (30)$$

cu ajutorul căreia, corelîndu-se rezultatele se obține o nouă ecuație pentru investiția fenomenului fierberii în convecție naturală:

$$\frac{q/A}{(T_p - T_s) \cdot C_1 \cdot \sigma} = n_{sf} \cdot \left(\frac{D \cdot G}{\mu_1} \right)^{-0,3} \cdot Pr_1^{-0,6} \cdot \left(\frac{G_s \cdot p^2}{G \cdot \rho_1 \cdot \sigma} \right)^{0,452} \quad (31)$$

unde D este diametrul tubului sau diametrul discului și p presiunea absolută.

Ecuația (31) exprimă relația $q/A \sim T^{3,33}$. Dacă dorim să obținem o linie dreaptă pentru curba de fierbere, în ec.(31) este necesar a se introduce proprietățile unui singur fluid.

Ecuația Levy. Folosind expresia Forster-Zuber pentru R și R^{45} , Levy⁴⁶ scrie o expresie pentru transferul de căldură spre bulă și ajunge la următoarea relație pentru fluxul de căldură de la suprafața caldă:

$$\frac{q}{A} = \frac{\lambda_1 \cdot C_1 \cdot \rho_1^2}{\sigma \cdot T_s \cdot (\rho_1 - \rho_v)} \cdot \frac{(T_p - T_s)^3}{E_L} \quad (32)$$

unde E_L este raportul între fluxul de căldură spre bule și fluxul de căldură de la suprafața caldă. Levy consideră E_L ca fiind corelat cu produsul $\rho_v \cdot r$, care nu este dimensional. Cea mai bună soluție a ecua-

ției (32) constă în construirea de curbe separate pentru relația $B_L = f(\rho_v \cdot r)$ pentru fiecare combinație suprafață-fluid încercată.

Acușiunile autorilor sovietici. În cartea sa cu privire la transferul de căldură la fierbere, Kutateladze⁴⁷ adună relațiile de corelare propuse de autori sovietici. Ele au forma generală:

$$Nu_{\Sigma} = A \cdot Pr_{\Sigma}^{n_1} \cdot Pe_{\Sigma}^{n_2} \cdot K_p^{n_3} \cdot K_t^{n_4} \cdot Ar_{\Sigma}^{n_5} \quad (33)$$

iar valorile constantei și exponenților, funcție de autori, sînt prezentate în tabela 1.

Tabela 1

Nr. crt.	Autori	A	n ₁	n ₂	n ₃	n ₄	n ₅
1.	M.A. Kicighin și N.Iu.Tobilevich	1,04.10 ⁻⁴	0	0,7	0,7	0	0,125
2.	S.S.Kutateladze	7,0.10 ⁻⁴	-0,35	0,7	0,7	0	0
3.	V.M.Forisanaki și F.P.Micenko	8,7.10 ⁻⁴	0	0,7	0,7	0	0
4.	G.N.Krujilin și Ie.F. Averin	0,082	-0,5	0,7	0	0,377	0
5.	D.A.Labunțov	0,125	-0,32	0,65	0	0,35	0

În aceste relații:

$$\begin{aligned}
 Nu_{\Sigma} &= \frac{\alpha}{\lambda} \left[\frac{g_0 \cdot \sigma}{g(\rho_1 - \rho_v)} \right]^{1/2} \\
 Pe_{\Sigma} &= \frac{q/A}{a \cdot \rho_v \cdot r} \\
 K_p &= \frac{p}{[g \cdot \sigma (\rho_1 - \rho_v) / g_0]^{1/2}} \\
 K_t &= \frac{(\rho_v \cdot r)^2}{J \cdot c_1 \cdot T_s \cdot \rho_1 [g \cdot \sigma (\rho_1 - \rho_v) / g_0]^{1/2}} \\
 Ar_{\Sigma} &= \frac{g}{\nu^2} \left[\frac{g_0 \cdot \sigma}{g(\rho_1 - \rho_v)} \right]^{3/2} \cdot \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_1} \right)
 \end{aligned} \quad (34)$$

Mărimea coeficientului A depinde de condițiile de suprafață și de proprietățile lichidului. Se determină cunoscând toate celelalte mărimi din ecuația (33).

Ecuația Kurihara și Myers³. Pentru prima dată o încercare de a încorpora în efectul general efectele suprafeței, într-o relație cantitativă, a fost făcută de Kurihara și Myers. Ei au determinat concentrația centrilor de nucleație, n, prin observarea vizuală a procesului de fierbere.

Folosind Nu, Re și Pr din ecuația (20) ei dau următoarea ecuație pentru n > 200 centri pe ft²:

$$\frac{q/A}{\lambda_1 \cdot (T_p - T_s)} = K \left(\frac{\rho}{\mu_1} v \right)^{1/3} \cdot n^{1/3} \cdot Pr_1^{-0,89} \quad (35)$$

unde K a fost observat a fi 820 pentru datele lor. Ecuația (35) exprimă relația aproximativă, $(q/A) \sim T^2$. Ecuația (35), în forma prezentată, este probabil că nu este universal aplicabilă, dar ea încorporează influența suprafeței, într-o corelare urmărită pînă acum.

Ecuația Tien^{4B}. Vizualizînd coloanele de bule prin introducerea unui generator simulator cu debit egal, într-un punct asimetric, staționar al curentului de fluid, Tien a obținut următoarea relație:

$$\frac{q/A}{\lambda_1 \cdot (T_p - T_f)} = K \cdot Pr^{1/3} \cdot n^{1/2} \quad (36)$$

unde K = 61,3 pentru datele experimentale obținute pentru apă.

Capitolul 2

FIERBEREA SOLUȚIILOR ȘI A AMESTECURILOR

2.1. Fierberea în bule a soluțiilor⁴⁹

Studiile publicate în literatură cu privire la transferul de căldură la fierbere se referă în marea lor majoritate la substanțe pure, cu toate că lichidele care fierb în instalațiile industriale au mai mulți componenți.

Amestecurile binare pot fi clasificate în funcție de starea de agregare a celui de al doilea component, respectiv în funcție de faptul dacă se formează o soluție sau o suspensie. Se vor distinge următoarele cazuri:

- soluții obținute prin dizolvarea unor substanțe într-un solvent;
- amestec de două lichide miscibile;
- gaze dizolvate în lichid;
- suspensie de substanțe solide într-un solvent;
- amestecuri de două lichide nemiscibile;
- gaze nedizolvate într-un lichid.

Soluții obținute prin dizolvarea unor substanțe într-un solvent

Literatura de specialitate dă puține indicații cu privire la transferul de căldură la fierberea acestor soluții^{23, 50-54}. Se semnalează^{53, 2} că efectul substanțelor solide, dizolvate, asupra transferului de căldură la fierbere este destul de redus. Dacă însă cantitatea de substanță dizolvată este suficient de mare pentru o schimbare apreciabilă a proprietăților fizice, se va putea constata și o schimbare a coeficientului de transfer de căldură la fierbere. Lucrările citate se referă la soluțiile de clorură de sodiu diluate și soluții de zahăr pentru care s-au propus și relații de calcul.

Studii privind transferul de căldură la fierberea unor soluții apoase de clorură și bromură de litiu, respectiv amoniac la presiunea de 10 atmosfere au fost efectuate de către Kutateladze^{55f}. Pe baza acestor date experimentale, acesta stabilește o ecuație, care permite calculul coeficientului de transfer de căldură la fierbere, din valorile unor constante fizice ale soluțiilor.

Ecuația este de forma:

$$Nu = 7 \cdot 10^{-4} \cdot (Pr)^{0,55} (re.Kp)^{0,7} \quad (37)$$

în care:

$$Nu = \frac{\alpha}{\lambda_L} \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} ; \quad Pr = \frac{c_L \cdot \eta_L}{\lambda_L} ; \quad (38)$$

$$re = \frac{q/A}{\alpha \cdot r \cdot \rho_V} \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} ; \quad Kp = \frac{P}{\sqrt{\sigma(\rho_L - \rho_V)}}$$

În literatură⁵⁶ se mai propun relații pentru calculul coeficientului relativ de transfer de căldură la fierberea soluțiilor apoase de NaCl și zahăr, forma:

$$\frac{\alpha(p, q, e)}{\alpha(p, q)} = \left[\left(\frac{\lambda \cdot c_p}{\lambda_a \cdot c_{p_a}} \right) / \left(\frac{\sigma \cdot r}{\sigma_a \cdot r_a} \right)^{0,5} \right] \cdot \left[\left(\frac{\rho_L}{\rho_a} \right) / \left(\frac{\rho_V}{\rho_{V_a}} \right)^{-0,25} \right] \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_a} \right)^{-0,125} \quad (39)$$

Această relație a fost puțin modificată în ceea ce privește influența densităților și viscozităților de către un alt autor⁵⁷, care propune următoarea expresie:

$$\frac{\alpha(p, q, e)}{\alpha(p, q)} = \left[\left(\frac{\lambda \cdot c_p}{\lambda_a \cdot c_{p_a}} \right) / \left(\frac{\sigma \cdot r}{\sigma_a \cdot r_a} \right)^{0,5} \right] \cdot \left[\left(\frac{\rho_L}{\rho_a} \right) \left(\frac{\rho_V \cdot \eta}{\rho_{V_a} \cdot \eta_a} \right)^{-0,5} \right] \quad (40)$$

O relație stabilită pe baza unor date experimentale obținute pentru soluții de NaOH, NaCl și zahăr⁵⁷ permite calculul coeficientului relativ de transfer de căldură la fierberea acestor soluții. Autorul propune următoarea expresie:

$$\frac{\alpha}{\alpha_s} = \left(\frac{\rho_L}{\rho_s}\right)^{0,816} \left[\left(\frac{\rho_{V \cdot r}}{\rho_{Va \cdot r_s}}\right) / \left(\frac{C_p}{C_{p_s}}\right) \right]^{-0,716} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_s - \rho_{Va}}\right)^{-1,0795} \left(\frac{\eta}{\eta_s}\right)^{-0,1} \left(\frac{\sigma}{\sigma_s}\right)^{-1,2155} \cdot \left(\frac{\lambda}{\lambda_s}\right)^{0,284} \quad (41)$$

Tot în cadrul soluțiilor obținute prin dizolvarea unor substanțe într-un solvent trebuie amintite acelea la care substanța dizolvată se găsește în urme, sau în concentrații sub 1%. Studiile efectuate la aceste soluții au avut drept scop stabilirea influenței substanțelor tensioactive asupra coeficientului de transfer de căldură la fierbere ^{7,8, 58-63}. Datele experimentale obținute pentru alcool metilic ⁷⁻¹³ și alcool izopropilic ^{8, 14} cu asemenea substanțe, arată un efect de creștere al transferului de căldură la fierbere, față de cel al solvenților puri.

Suspensii de solide într-un lichid. Influența substanțelor solide în suspensie asupra transferului de căldură la fierbere a lichidului pur este relativ puțin studiată. Din literatură ^{15-16, 12, 50} rezultă că o concentrație mică de substanță solidă în suspensie nu influențează transferul de căldură la fierbere. Pentru concentrații mari, când ^{suspensia} milul devine nenewtonian, se observă o micșorare considerabilă a valorii încălzirii termice critice, cit și a transferului de căldură la fierbere.

Amestecuri de lichide nemiscibile. Cele mai multe lucrări privind transferul de căldură la fierbere s-au făcut pentru amestecuri binare de lichide (în special organice). Studiile efectuate se referă la obținerea directă a coeficientului de transfer de căldură la fierbere și stabilirea unor relații criteriale ^{5, 17, 25, 9, 55, 61-68}, la problema creșterii bulelor în sisteme binare cu componenți cu volatilități apropiate sau mult diferite ^{10, 17, 16, 9, 58, 61} și stabilirea unui mecanism care să permită explicarea unor fenomene legate de valoarea creșterii bulelor în asemenea sisteme ⁶⁹⁻⁷¹.

Lichide nemiscibile ^{9, 50, 61, 62}. În cazul lichidelor nemiscibile, mecanismul transferului de căldură va depinde în mare măsură de agita-

rea sistemului. Agitarea puternică conduce la o emulsie fină, astfel că fiecare din cele două componente ajunge în contact cu suprafața încălzitoare. În masa de lichid va exista de asemenea un schimb de căldură.

Dacă agitarea sistemului este slabă, vor exista mai multe cazuri:

- lichidul din stratul inferior este mai volatil și numai acesta este în contact cu suprafața încălzitoare. În acest caz, bulele formate vor traversa mai întâi lichidul cu densitatea mare apoi lichidul cu densitatea mică, care va putea să se evapore pe seama căldurii acestor bule (sistem apă-ulei);

- lichidul din stratul superior este mai volatil și va fierbe chiar fără formarea bulelor din lichidul mai dens și mai puțin volatil (sistemul mercur-apă). Bulele lichidului mai volatil din stratul superior se formează probabil la interferența celor două straturi și parcurg doar acest strat.

Gaze dizolvate în lichid¹⁶₅₀. Acest caz este mai puțin studiat, deoarece apar dificultăți experimentale, fiind un sistem cu regim ne-staționar, din cauza gazului care se elimină continuu. Totuși, s-a constatat că prezența aerului sau CO₂ dizolvat duce la o mărire a transferului de căldură.

Gazele nedizolvate în lichid¹⁶₅₀. Prezența bulelor nedizolvate în lichidul care fierbe duce la o mărire a transferului de căldură. Fiecare bulă de gaz poate constitui un centru activ de schimbare de fază. Problema este foarte puțin studiată.

a) Fierberea soluțiilor cu un component solid

Studiind relațiile date în literatură, referitoare la calculul coeficientului de transfer de căldură α la fierberea soluțiilor, s-a sesizat faptul că acestea nu dau valori satisfăcătoare. Pe de altă parte, la foarte multe soluții cu importanță tehnologică, lipsesc date fizico-chimice și termice necesare întocmirii unui astfel de

calcul, în special în domeniul concentrațiilor mari. Având în vedere cele arătate, în ultima perioadă, colectivul format din Z. Gropșianu, D. Kohn, A. Iovi a considerat că este utilă abordarea acestei probleme. Pe baza datelor experimentale obținute și prezentate în literatura de specialitate⁷²⁻⁷⁹ s-au dedus relații simple pentru calculul coeficientului de transfer de căldură α la fierberea soluțiilor, de forma:

$$\alpha = k_1 \cdot C^{-n} \cdot q^m \quad (42)$$

$$\alpha = k_2 \cdot C^{-n_1} \cdot \Delta t^{m_1} \quad (43)$$

Valorile coeficienților k_1 , n și m respectiv k_2 , n_1 și m_1 se determină experimental:

Că și în cazul substanțelor pure, coeficientul α la fierbere, la soluții, crește odată cu creșterea încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare (fig.11), respectiv a diferenței de temperatură Δt (fig.12), dintre temperatura suprafeței de încălzire și temperatura de fierbere a soluției⁵⁷. Această constatare s-a făcut atât pentru

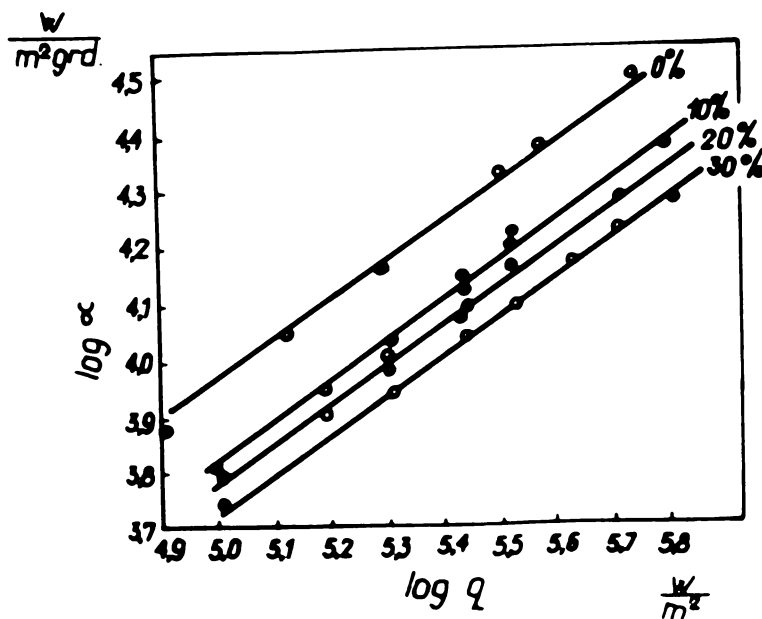


Fig.11.- Variația lui α în funcție de q , la presiunea atmosferică, pentru diferite concentrații ale soluțiilor de fosfat disodic⁷⁶.

cazul fierberii la presiune atmosferică cât și la fierberea la presiuni

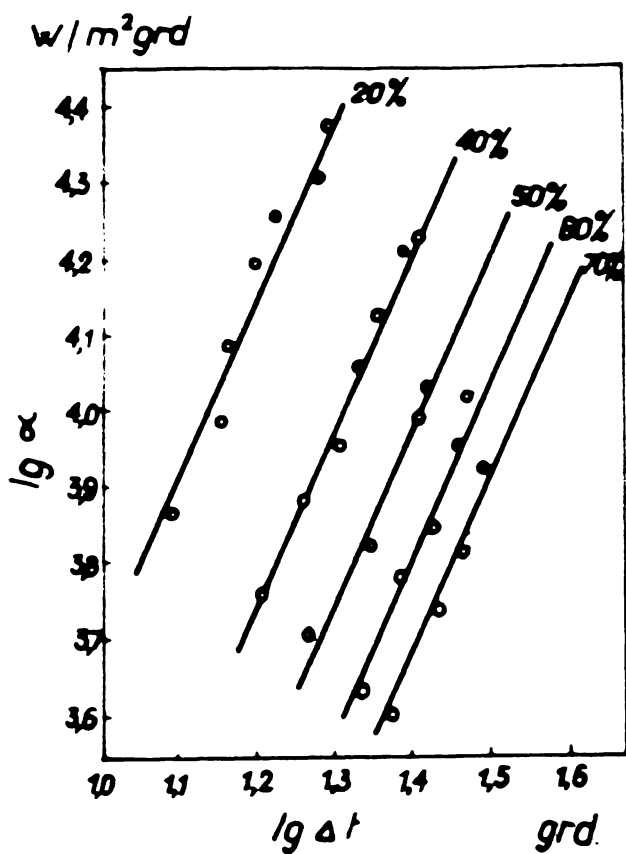


Fig.12.- Variația lui α în funcție de Δt , la presiunea atmosferică, pentru diferite concentrații ale soluțiilor de azotat de potasiu⁷⁸.

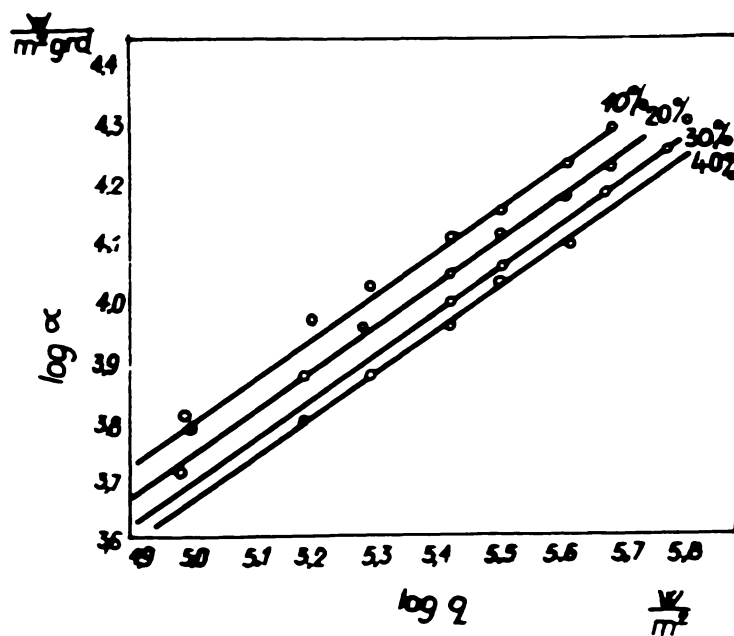


Fig.13.- Variația lui α în funcție de q , la presiunea de 500 mm Hg și diferite concentrații ale soluțiilor de fosfat disodic⁷⁶.

mai mici decât cea atmosferică, indiferent de concentrația soluției (fig.13 și 14).

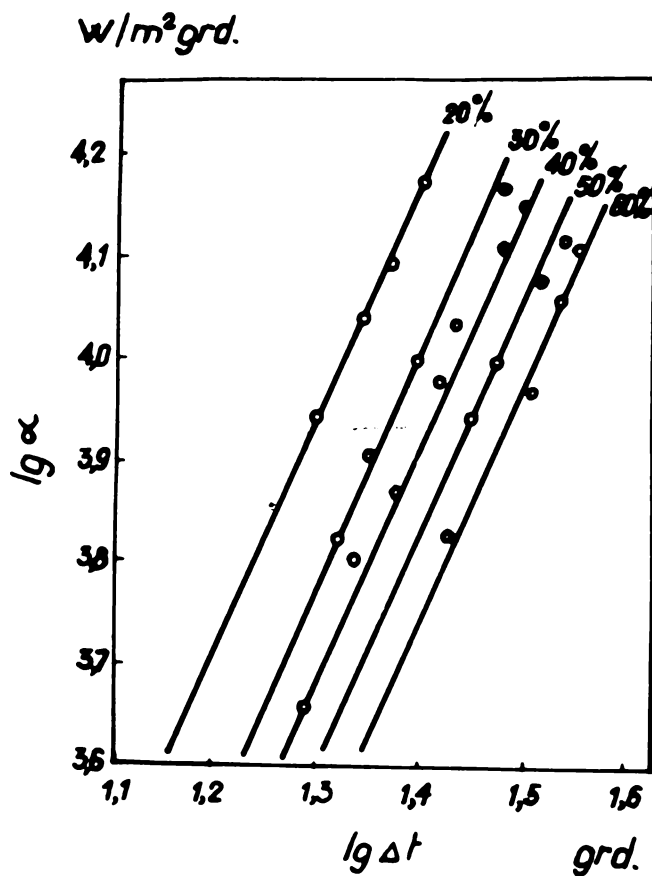


Fig.14.- Variația lui α în funcție de Δt , la presiunea de 300 mm Hg, și diferite concentrații ale soluției de azotat de potasiu⁷⁸.

Coeficientul α la fierbere, pentru soluții, scade odată cu creșterea concentrației soluției, și anume caracterul acestei scăderi este mai pronunțat la concentrații mai mici, diminuându-se și tinzând către o valoare limită la concentrații mari⁸⁰. Această constatare contrazice unele date din literatură⁵⁰ care susțin contrariul.

Aplicarea practică a relațiilor mai sus amintite de calcul ale lui α , nu necesită cunoașterea valorilor constantelor fizico-chimice și termice ale soluțiilor și nici variația acestora cu concentrația⁸⁰. De altfel, aceste constante lipsesc parțial sau total (în special în domeniul concentrațiilor mai mari), iar determinarea experimentală a acestora prezintă dificultăți cu mult mai mari decât determinările experimentale directe a coeficienților α la fierbere și stabilirea relațiilor lor de calcul.

Studiile întreprinse și ecuațiile stabilite au valabilitate în domeniul regimului de fierbere în bule, regim întâlnit în majoritatea cazurilor practice industriale de fierbere.

b) Fierberea soluțiilor cu doi componenți solizi. Același colectiv de cercetare, prezintă în literatură de specialitate⁸¹⁻⁸³ datele experimentale și concluziile privitoare la fierberea soluțiilor cu doi componenți solizi dizolvați într-un solvent.

Se fac următoarele aprecieri:

- Coeficientul α la fierbere, crește cu creșterea încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare, respectiv diferența de temperatură Δt , dintre temperatura suprafeței de încălzire și temperatura de fierbere a soluției, pentru toate concentrațiile, indiferent de presiunea de lucru, (fig.15 și 16). În acest sens nu există nici o deosebire între fierberea substanțelor pure, a soluțiilor cu un component solid, respectiv cu 2 componenți solizi⁸⁰.

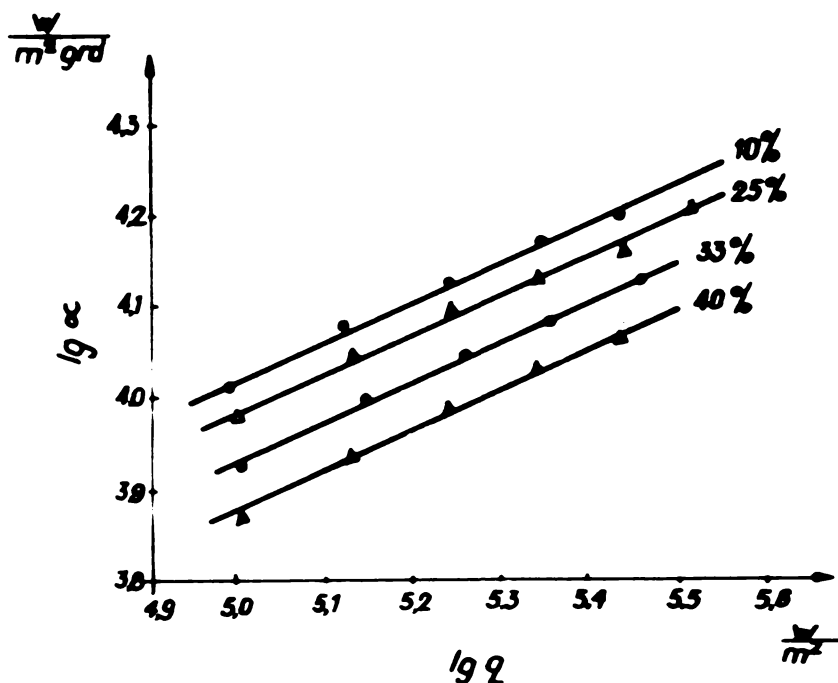


Fig.15.- Variația lui α în funcție de q , la presiunea de 100 mm Hg, pentru soluțiile apoase ale amestecului de sulfamat de amoniu în raport 1:1⁸³.

- Prezența fiecărui component influențează specific asupra comportării globale a sistemului în fierbere. S-a stabilit că, în cazul soluțiilor cu doi componenți solizi, se poate aplica o relație de aditivitate pentru calculul lui α la fierbere, de forma:

$$\alpha_{am} = M \cdot \alpha_1 + N \cdot \alpha_2 \quad (44)$$

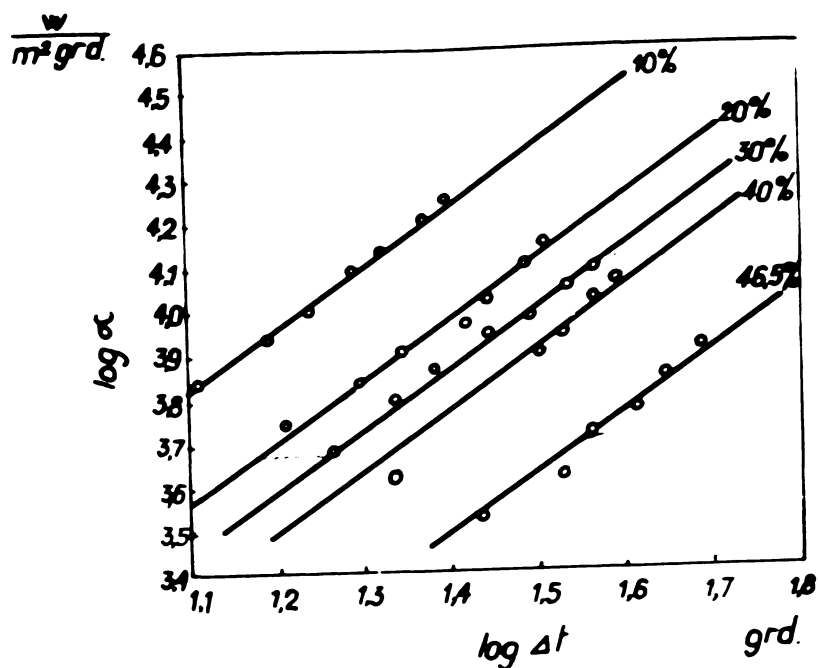
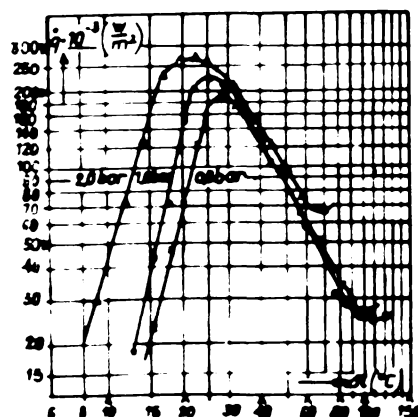


Fig.16.- Variația coeficientului α , în funcție de Δt , la presiunea de 300 mm Hg, și diferite concentrații ale soluțiilor amestecului de fosfați mono și disodic⁸².

- Pe baza datelor experimentale s-au stabilit relații de calcul pentru coeficientul de transfer de căldură α la fierbere, relații a căror formă generală este identică cu cea pentru soluțiile cu un singur component solid dizolvat⁸⁰.

2.2. Fierberea în bule a amestecurilor binare

Fig.17.- Variația încălzirii termice specifice q în funcție de diferența de temperatură, la diferite presiuni, pentru toluen⁸⁵.



Pînă nu demult amestecurile de lichide au fost tratate în același mod ca și soluțiile, adică pentru diferite amestecuri, experimental, se stabileau valorile constantelor k_1 , n și m respectiv k_2 , n_1 și m_1

din relațiile (42) și (43) pentru intervalul de concentrații și încălziri termice specifice care interesează. Lucrări recente^{54, 55} luând în considerare cunoștințele referitoare la transferul de căldură și de masă, respectiv echilibrul lichid-vapori care apare în cazul fierberii, au reorientat direcțiile de cercetare, îndreptându-le spre obținerea unor noi relații de corelare a datelor experimentale, relații mai simple de calcul a coeficientului de transfer de căldură α la fierbere.

În contextul acestei idei și bazându-ne pe tipul de comportare al coeficientului α la schimbarea compoziției amestecului, se pot distinge două categorii de amestecuri:

- amestecuri neazeotrope: coeficientul α capătă valoarea minimă la anumite valori ale concentrației;

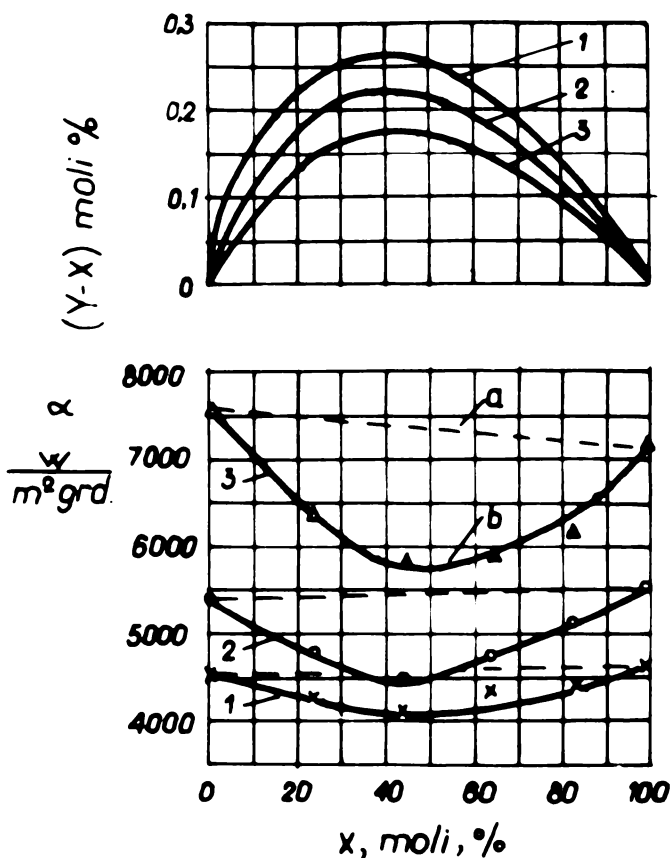
- amestecuri azeotrope cu un ~~minim~~ azeotrop: coeficientul α capătă două valori de minim.

Coeficientul de transfer de căldură α la fierbere pentru amestecuri este diferit de acela al substanței pure deoarece volatilitatea diferită a componentelor amestecului crează concentrații diferite între lichid și vapori din bule. Transferul de masă din amestecul lichid spre amestecul în vapori care conduce la creșterea dimensiunilor bulelor este o caracteristică ce depinde de volatilitatea fracțiilor din amestec. Rezistența de difuzie care apare în timpul transferului de masă, alături de rezistența termică, sînt responsabile de reducerea valorii coeficientului de transfer de căldură α la fierbere. Se observă că el scade odată cu creșterea diferenței concentrațiilor (Y-X).

Din cele arătate, se poate găsi mărimea reducerii transferului de căldură în unele regiuni unde linia vaporilor și linia lichidului sînt cel mai distanțate una de alta, adică atunci cînd ea atinge un maxim, reducerea fiind proporțională cu modulul diferenței concentra-

țiilor $|Y - X|$, (fig. 18).

Fig. 18. - Diferența concentrațiilor vaporilor și lichidului ($Y - X$), și valorile coeficientului de transfer de căldură α la fierberea amestecului benzen-toluen, pentru diverse presiuni, ca o funcție de concentrația amestecului, la $q = 10^5 \text{ W/m}^2$.
 1 - 0,5 bari; 2 - 1,0 bari;
 3 - 2,0 bari; a - α_{ideal} ;
 b - α_{real} .



Evident că, reducerea transferului căldurii pentru amestecuri trebuie să fie dependentă numai de valoarea absolută a diferenței concentrațiilor, deoarece, fără deosebire de semn, fracțiunea mai volatilă poate difuza în fracțiunea mai puțin volatilă. Acest mod de a pune problema conduce la ideea că un amestec azeotropic se comportă, din punct de vedere al fierberii, ca o substanță pură cu proprietățile corespunzătoare aceluia amestec, dat fiind că, în acest caz diferența $(Y - X)$ devine zero. Acest lucru se explică prin aceea că în amestecul azeotrop rezistența la difuzie este nesemnificativă. Coeficientul de transfer de căldură α_{ideal} a amestecului izotrop se va obține ca o medie ponderată a valorilor coeficienților de transfer de căldură α_1 și α_2 la fierbere, a componentelor pure.

$$\alpha_{\text{ideal}} = \alpha_1 (1 - x) + \alpha_2 \cdot x$$

INSTITUTUL POLITEHNIC
 TIMIȘOARA
 REZERVĂ CENTRALĂ (45)

Anterior, și Grigoriev⁸⁶ ajunsese la aceste concluzii. El făcuse observația că reducerea transferului căldurii pentru amestecuri nu este cauzată de schimbarea proprietăților fizice ci de diferența de con-

concentrații pe suprafațe de încălzire. Rezultă că la regimuri largi de reducere a coeficientului de transfer a căldurii vor corespunde valori mari ale diferenței (Y-X). Se utilizează, conform celor postulate anterior, o relație de forma:

$$\frac{\alpha_{\text{real}}}{\alpha_{\text{ideal}}} = 1 - K_{st} \cdot |Y-X|^n \quad (46)$$

in care:

K_{st} - coeficient ce depinde de natura substanțelor din amestec și de presiune, adică:

$$K_{st} = f(\text{subst.}, p)$$

n - coeficient ce depinde de natura substanțelor din amestec.

Relația anterioară include limitele $\alpha_{\text{real}} = \alpha_{\text{ideal}}$ atunci când (Y-X) = 0:

- amestecul este de fapt o substanță pură;
- amestecul este azeotrop.

Pentru verificarea veridicității celor afirmate pînă acum, pentru amestecuri neazeotrope s-a lucrat cu amestecul benzen-toluen. Rezultatele experimentale sînt reprezentate în fig. 17 și 18. Se observă că ele concordă cu ideile ce se desprind din relația de calcul prezentată. Curba pentru α_{real} prezintă un minim corespunzător valorii maxime a diferenței (Y-X). Se obține $K_{st} = 1,5$ (p = 1 bar), n = 1,4

Pentru amestecuri ^{aze}azeotrope s-a luat în studiu amestecul etanol - benzen. În fig. 19 sînt reprezentate determinările experimentale pentru acest amestec.

Curbe pentru α_{real} prezintă un maxim la punctul azeotropic, atingînd valoarea lui α_{ideal} . La celelalte valori ale concentrațiilor, respectiv diferențelor de concentrații, valorile lui α_{real} sînt mai mici decît α_{ideal} . Aceste rezultate sînt în concordanță satisfăcătoare cu cele obținute de Afgan⁸⁷ și ele dau $K_{st} = 1,25$ și n = 1. Se poate aminti că Afgan, la fel ca și Körner⁸⁸ bănuiește, afirmînd-o, existența unei relații liniare între α_{real} și diferen-

ta concentrațiilor.

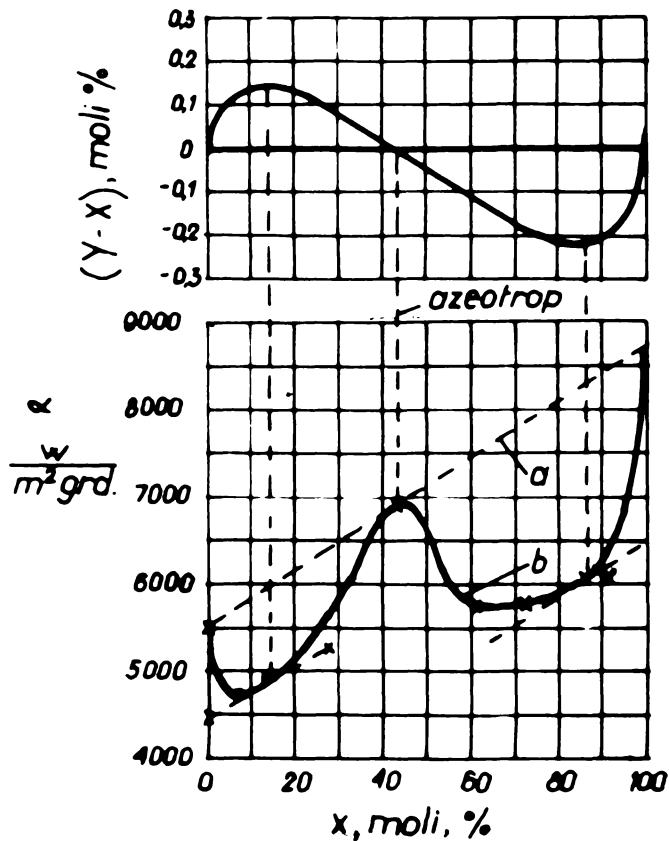


Fig.19.- Diferența concentrațiilor vaporilor și lichidului (Y-X), și valorile coeficientului de transfer de căldură α , la fierberea amestecului etanol-benzen, la presiunea atmosferică, ca o funcție de concentrația amestecului⁸⁵.
a - α ideal; b - α real.

Din ideile prezentate și rezultatele experimentale obținute, se concludă că ecuația prezentată este o reprezentare matematică satisfăcătoare a fenomenului.

Pentru determinarea valorilor lui K_{gt} și n sînt necesare cîte două măsurători experimentale, pentru fiecare presiune, cu înregistrarea celor două perechi de valori q și t. Se consideră cunoscute valorile lui pentru substanțele pure care intră în amestec.

Capitolul 3

METODICA DE LUCRU IN STUDIUL TRANSFERULUI CALDURII

LA FIERBERE

3.1. Clasificarea aparatelor experimentale utilizate in studiul transferului căldurii la fierbere

Literatura de specialitate^{1,7-9,12,15,19,21,41,51-54,60-63,68-70,74,85,89-133} este deosebit de bogată în ceea ce privește prezentarea unor tipuri de aparate de laborator, sau variante ale acestora, cit și utilizarea lor la studiul transferului căldurii la fierbere. Cu toate acestea, cu excepția unei singure lucrări⁸⁰, în literatură nu se face o prezentare sistematică a acestor aparate. În conformitate cu indicația bibliografică mai sus amintită, clasificarea aparatelor experimentale de studiu a transferului căldurii la fierbere se face în funcție de următoarele criterii:

a) În funcție de regimul de lucru:

- aparate pentru determinarea lui α în regim de convecție liberă;
- aparate pentru determinarea lui α în regim de curgere forțată;

b) În funcție de forma suprafeței de transfer de căldură:

- aparate cu suprafață de transfer de căldură formată dintr-un fir metalic, în poziție orizontală, verticală sau înclinată;
- aparate cu suprafață plană de transfer de căldură, în poziție orizontală, verticală sau înclinată;
- aparate cu suprafață cilindrică de transfer de căldură, în poziție orizontală, verticală sau înclinată.

c) În funcție de modul de producere a fluxului termic:

- încălzirea electrică prin rezistența proprie a corpului încălzitor (efect Joule-Lenz);
- încălzire prin aburi sau lichide care circulă în interiorul corpului de încălzite;

d) În funcție de condițiile de lucru:

- la presiune normală;
- la presiune sub sau supra atmosferică;
- în lipsa gravitației;
- în condiții de vibrație;
- sub influența ultrasunetelor.

Privitor la determinarea unor mărimi ca: temperatura suprafeței de transfer de căldură, t_p ; temperatura de fierbere a lichidului, t_f ; încărcarea termică a suprafeței q , necesare calculării valorii coeficientului de transfer de căldură α , se utilizează o serie de soluții care se pot clasifica astfel:

A. Măsurarea temperaturii suprafeței de transfer de căldură, t_p :

a) cu termocupluri:

- așezate într-un canal longitudinal din peretele încălzitorului;
- așezate într-un orificiu al suprafeței de transfer de căldură (pentru măsurarea temperaturii, respectiv variației de temperatură locală la formarea bulelor);
- așezate în interiorul tubului încălzitor și aplicarea unei corecții de temperatură;

b) prin măsurarea rezistenței electrice a corpului încălzitor, după o etalonare prealabilă;

c) cu termometru așezat în interiorul corpului încălzitor și aplicarea unei corecții de temperatură.

B. Măsurarea temperaturii de fierbere a lichidului, respectiv a vaporilor saturați, t_f :

a) cu termocupluri;

b) cu termometrul.

C. Calculul încălzirii termice specifice q , a suprafeței încălzitoare:

- a) la încălzirea electrică prin măsurarea energiei consumate;
- b) la încălzirea cu aburi sau alți agenți termici lichizi, din valorile parametrilor termici și hidraulici ai acestora.

3.2. Tipuri reprezentative de aparate experimentale utilizate la studiul transferului căldurii la fierbere

3.2.1. Aparate cu suprafațe de transfer de căldură formată dintr-un fir metalic, ^{7-9,15,19,21,53,61,62,69-71,94-111} se utilizează la:

- determinarea coeficientului de transfer de căldură în toate regimurile de fierbere;
- studii asupra mecanismului fierberii, prin intermediul unor instalații anexe pentru filmări ultrarapide;
- studiul valorilor critice la fierbere;
- studiul procesului fierberii realizat în condiții speciale (lipsa gravitației, vibrație, încălzire prin impulsuri, etc.).

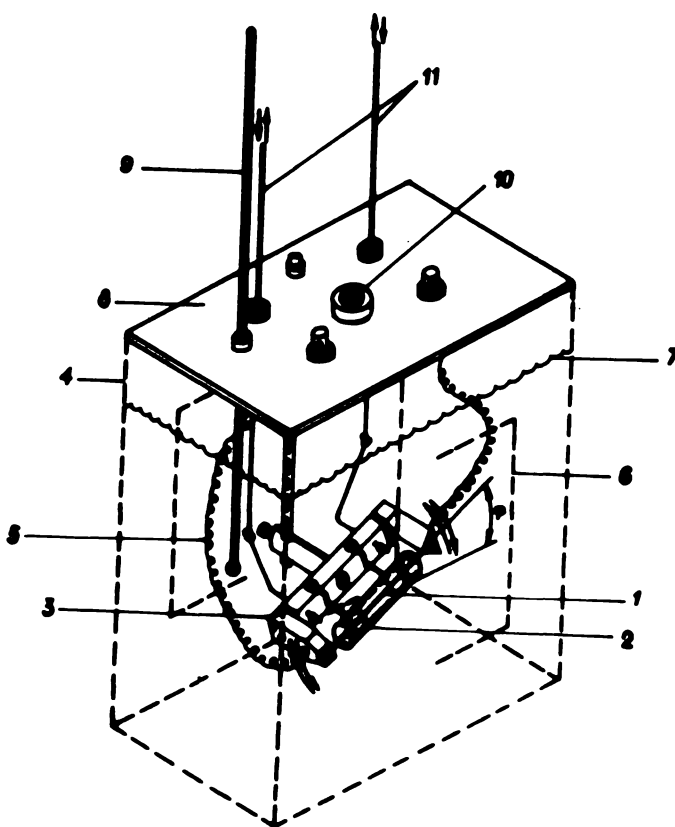
Energia necesară realizării fierberii se obține prin intercalarea firului într-un circuit electric de curent continuu. Temperatura suprafeței firului metalic se stabilește din valoarea rezistenței acestuia, după o prealabilă etalonare. Variante constructive, principal diferite ale acestui tip de aparat, nu apar în literatură. Diferențierile apar doar în schema electrică, respectiv în aparatura anexă, în funcție de scopul urmărit în determinările experimentale.

În principiu, aparatul cu suprafațe de transfer de căldură formată dintr-un fir metalic constă din doi electrozi de secțiune mare între care se fixează un fir metalic, de obicei din platină sau nichel fizic pur. Din valoarea căderii de potențial măsurate pe firul

metalice precum și din valoarea intensității curentului ce trece prin fir, se calculează valoarea încălzirii termice specifice q a suprafeței și rezistența electrică a firului, respectiv temperatura suprafeței. Schema de principiu a aparatului cu fir este redată în fig.20.

Figura 20.- Schema de principiu a aparatului experimental cu suprafața de transfer de căldură formată dintr-un fir metalic (proiecție izometrică)⁶².

1 - Fir încălzitor; 2 - tub de sticlă; 3 - izolator; 4 - vas fierbător; 5 - fir flexibil de Al; 6 - vizor de sticlă; 7 - nivelul lichidului; 8 - capac; 9 - termometru; 10 - orificiu de reflux total; 11 - bare verticale pentru fixarea poziției firului.



Firul metalic, respectiv suprafața de încălzire poate fi verticală, orizontală sau înclinată.

3.2.2. Aparate cu suprafață plană de transfer de căldură. Aceste aparate se caracterizează prin aceea că au drept suprafață de transfer de căldură o suprafață plană. Diferența între diferitele aparate experimentale de acest tip constă în variantele de generare a fluxului termic necesar realizării fierberii și în principiul de stabilire a temperaturii suprafeței de transfer de căldură. Une din variantele cele mai des întâlnite în literatură^{1,41,51,60,89,93,129} utilizează un încălzitor electric și două termocuple pentru măsurarea temperaturii.

Schema instalației experimentale¹²⁹ este prezentată în fig.21.

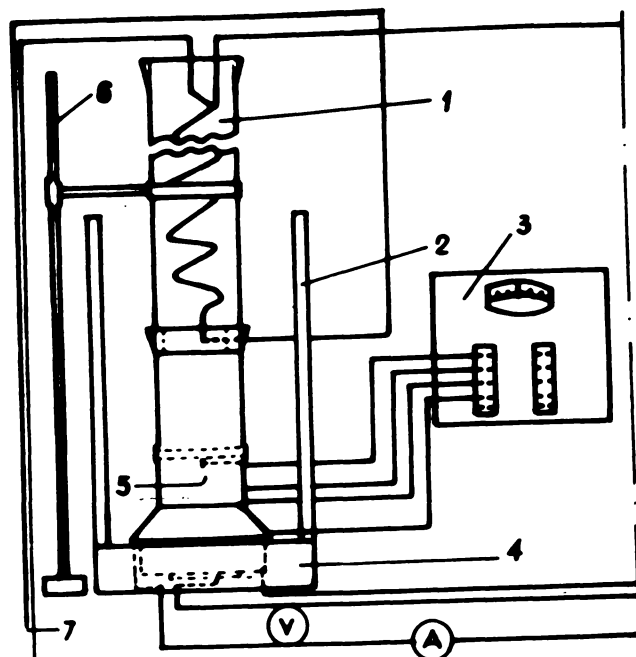


Fig.21.- Aparat experimental cu suprafața plană de transfer de căldură¹²⁹.

- 1 - condensator de reflux; 2 - suportul încălzitorului; 3 - milivoltmetru electronic înregistrator; 4 - izolator termic; 5 - încălzitor cilindric din cupru; 6 - stativ de sprijin a instalației
- 7 - circuitul apă de răcire.

Instalația constă din încălzitorul cilindric 5 din cupru, suportul 2 al încălzitorului, condensatorul de reflux 1 și un mecanism de întrerupere automată a încălzirii electrice în caz de pericol.

Încălzitorul 3 (fig.22) este confecționat din cupru pur cu o configurație circulară. Un cilindru 1 din sticlă pirax constituie vasul în care se află lichidul în fierbere. El este prins de corpul încălzitor prin intermediul unei piulițe olandeze 2 din oțel inoxidabil. Încălzitorul prezintă în partea inferioară trei inele pe care se găsește înfășurată sîrma-rezistență electrică din nichel-crom care generează fluxul termic. Cinci termocuple de fier-constantan sînt așezate ca în figură realizînd: două, măsurarea fluxului termic la suprafața de fierbere, unul pentru determinarea fluxului termic pierdut în exterior, unul, pentru a verifica dacă condițiile stabilite sînt realizate și ultimul pentru comanda funcționării sistemului de protecție

în caz de supraîncălzire. Aparatul este adecvat pentru a se realiza determinări experimentale și în condiții de lipsă a gravitației.

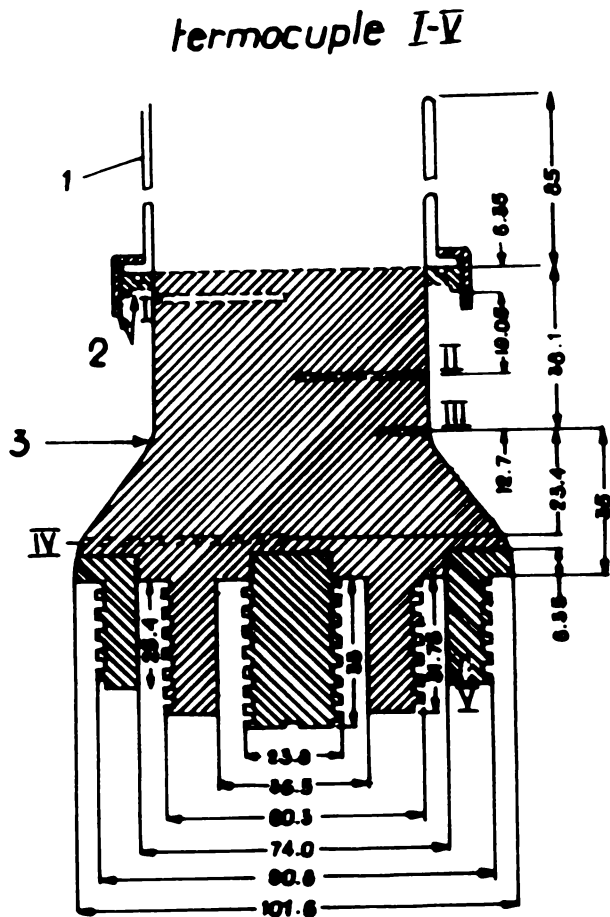


Fig.22.- Secțiune verticală prin încălzitorul aparatului experimental¹²⁹.

1 - cilindru din sticlă pirax; 2 - oțel inoxidabil; 3 - corpul încălzitor din cupru pur; I-V termocuple.

Aparatele cu suprafață plană de transfer de căldură se utilizează pentru:

- determinarea experimentală a coeficientului de transfer de căldură α ;
- studiul influenței geometriei suprafeței de transfer termic asupra procesului de fierbere;
- studiul mecanismului procesului de fierbere prin determinarea numărului de centri activi.

3.2.3. Aparatele cu suprafața cilindrică de transfer de căldură formate dintr-un tub metalic în poziție orizontală, verticală sau înclinată, sînt din punct de vedere funcțional cele mai apropiate de instalațiile industriale existente, în care au loc procese de fierbere. Încălzirea suprafeței de transfer de căldură se poate realiza electric

sau cu ajutorul unor purtători de căldură. Purtătorii de căldură (aburi săruri topite, etc.) circulă prin interiorul tubului, fierberea lichidului avînd loc în exteriorul său.

Avînd în vedere comoditatea metodei, marea majoritate a aparate- lor experimentale prezentate în literatură^{68,74,85,128} au adoptat meto- da încălzirii electrice.

În fig.23 se indică schema unui aparat experimental⁸⁵, dintre cele mai complete, aparat cu ajutorul căruia se acoperă întreg dome- niul fierberii, în bule, de tranziție și în film, cu stabilitate maxi- mă în funcționare.

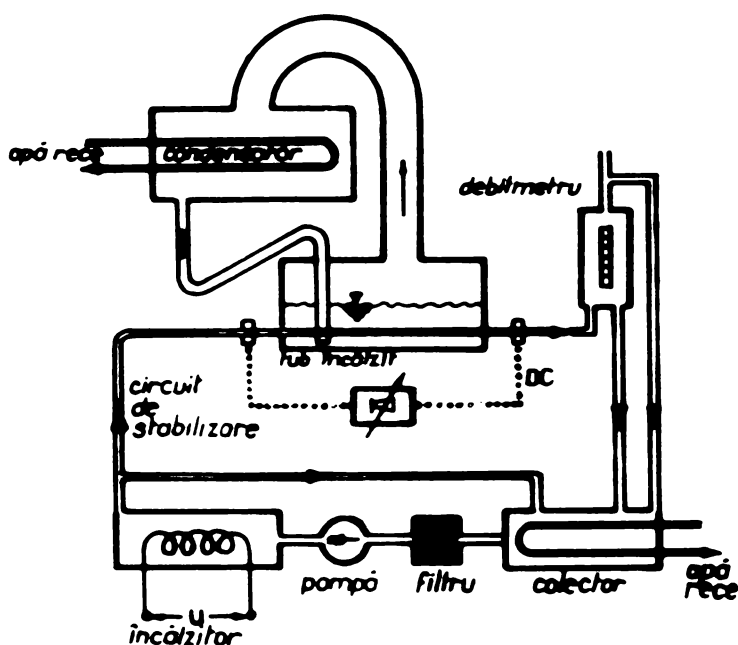
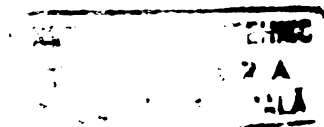


Fig.23.- Schema de principiu a aparatului experimental cu suprafața cilindrică de transfer de căldură⁸⁵.

Tubul care formează suprafața de transfer este orizontal și în- trodus în evaporator. Suprafața exterioară a tubului este în contact cu lichidul de evaporare. El poate fi încălzit în două moduri:

- prin trecerea directă a curentului electric;
- prin trecerea unui fluid de încălzire prin interiorul său.

Combinarea acestor două metode constituie singura metodă care permite realizarea parametrilor doriți, caracteristici suprafeței de încălzire.

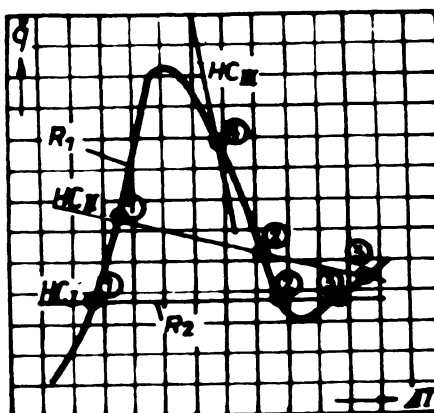


La încălzirea electrică, caracteristica de încălzire a suprafeței este dată de relația:

$$q \cdot A = \frac{\Delta U^2}{R_{\text{rez}}} \quad (47)$$

Dependența de temperatură a rezistenței electrice nefiind luată în considerare, variația lui q - caracteristica de încălzire a suprafeței - este independentă de Δt , astfel încât ea reprezintă o dreaptă cu panta egală cu zero (fig.24).

Fig.24.- Curba caracteristică de fierbere (R_1) și curba caracteristică a suprafeței de încălzire (R_2)⁶⁵.



Dacă, concomitent cu încălzirea electrică, prin tubul de încălzire trece un fluid oarecare, fluid de stabilizare, panta liniei care reprezintă curba caracteristică pentru suprafața de încălzire, se schimbă. Încărcarea termică specifică q a suprafeței de încălzire poate fi obținută în acest caz prin integrarea ecuației care dă energia necesară fenomenului de fierbere. Rezultatul este:

$$q = \frac{1}{R_p} \cdot \Delta t + \frac{1}{R_p} (t_f - t_s) + q_0 \quad (48)$$

unde R_p reprezintă rezistența termică a transferului termic de la fluidul de stabilizare la perete, t_f temperatura fluidului de stabilizare, t_s temperatura de saturare (fierbere) a lichidului supus fierberii și q_0 fluxul energetic pus în libertate de încălzitorul electric.

Ecuația de mai sus este o linie dreaptă, cu pantă negativă, în planul coordonatelor $q - \Delta t$.

Punctele de intersecție ale curbei caracteristice de fierbere a lichidului și liniei caracteristice a suprafeței de încălzire constituie punctele posibile de lucru ale evaporatorului. Condiția:

$$\left(\frac{\partial q}{\partial (\Delta t)} \right)_{\text{curba de fierbere}} > \left(\frac{\partial q}{\partial (\Delta t)} \right)_{\text{dreapta de încălzire}} \quad (49)$$

constituie condiția de stabilitate a punctului de lucru și este decisivă. Punctul de lucru este stabil dacă panta curbei de fierbere în acest punct este mai mare decât cea a dreptei caracteristice a suprafeței de încălzire. De exemplu, în fig. 24, punctele 1 și 3 sînt stabile iar punctul 2 este instabil. De asemenea și punctul 4 este stabil.

Alegînd o pantă suficient de mare pentru caracteristica elementului de încălzire, adică alegînd în mod rațional valoarea încălzirii electrice precum și temperatura și debitul fluidului stabilizator, este posibil a se realiza condiții experimentale stabile pentru regimul de tranziție dintre fierberea în bule și fierberea în film.

În determinările experimentale proprii s-a utilizat un aparat cu suprafață de transfer de căldură cilindrică cu încălzire electrică, fără fluid stabilizator, deoarece punctele 1 (fig.24) de lucru situate în regiunea fierberii în bule, regiune studiată, sînt stabile în aceste condiții.

Literatura^{7,12,19,65,68,74,85,113-123,133} arată că, aparatele cu suprafața de transfer de căldură cilindrică se utilizează în vederea realizării următoarelor:

- determinarea coeficientului de transfer de căldură în toate regiunile de fierbere, în bule, în tranziție, în film;
- determinarea coeficientului de transfer de căldură în regim de circulație naturală și forțată, la diferite valori ale presiunii;
- determinarea coeficientului de transfer de căldură la lichide pure, amestecuri, soluții și topituri;
- determinarea coeficientului de transfer de căldură la diferite

forme geometrice ale suprafeței de transfer termic.

Pentru realizarea determinărilor indicate anterior literatura prezintă o gamă largă de variante constructive ale aparatelor experimentale cu suprafața de transfer de căldură tubulară.

Măsurarea mărimii parametrilor care interesează de exemplu temperatura, se poate realiza prin măsurare directă, cu termometrul, sau prin transformarea în mărimi electrice, ex: cu termocuple, care apoi sînt trimise la aparate electrice indicatoare sau înregistratoare.

3.3. Principiul de calcul al transferului căldurii la fierbere în aparatele experimentale

Cantitatea de căldură transmisă de către o suprafață încălzită cu temperatura t_p , spre lichidul în fierbere, cu temperatura t_f , prin microstratul adiacent peretelui, cu rezistența termică $1/\alpha$, într-un timp oarecare τ , se calculează cu relația:

$$Q = \alpha \cdot (t_p - t_f) \cdot A \cdot \tau \quad (50)$$

de unde:

$$\alpha = \frac{Q}{A \cdot \tau} \cdot \frac{1}{t_p - t_f} \quad (51)$$

Din această relație rezultă:

$$\alpha = \frac{q}{\Delta t} \quad (52)$$

coeficientul de transfer de căldură la fierbere.

P A R T E A II-a

CONTRIBUTII ORIGINALE LA STUDIUL TRANSPORTULUI CALORIEI

LA PIERDEREA ALESTECORILOR SI SOLUTIILOR.

dezvoltarea tehnicii, apariția de tehnologii noi, cum ar fi de exemplu cea nucleară sau explorarea spațiului cosmic, ridică noi probleme de cercetare în domeniul transferului de căldură la fierbere. În afara acestor probleme cu totul noi, caracterul condițiilor în care fenomenul de fierbere are loc, în domeniul transferului de căldură la fierbere există încă multe aspecte insuficient măsurate sau foarte puțin studiate.

Altfel, cu tot numărul mare de lucrări ce se efectuează în acest domeniu, tratând aspecte extrem de variate, transferul de căldură la fierberea amestecurilor și soluțiilor binare apare relativ recent în problematica de cercetare, deși în practica industrială fierberea acestor amestecuri și soluții se întâlnește cu mult mai frecvent decât fierberea substanțelor pure.

În cadrul sistemelor binare, cercetările s-au orientat mai ales către amestecurile a două lichide (în special de natură organică) miscibile sau parțial miscibile. În ultimul timp au apărut o serie de lucrări tratând și problematica soluțiilor de substanțe solide. Ele au apărut ca o necesitate a faptului că relațiile deduse pe considerente teoretice și verificate cu valori obținute experimental, pentru lichide pure, nu pot fi aplicate cu o înaltă exactitate și la soluții, conducând la erori.

Constatăndu-se că, relațiile deduse pe considerente teoretice:

- nu dau valori satisfăcătoare;

- în aceste calcule sînt necesare constante fizico-chimice și termice la diferite concentrații ale soluțiilor și amestecurilor, constante care lipsesc parțial sau total (în special pentru domeniul concentrațiilor mari și a substanțelor organice non sintetizate);

• considerând deosebit de importantă cunoașterea valorilor coeficientului de transfer de căldură la fierbere în vederea proiectării termice a instalațiilor chimice unde apar procese de acest gen, în mod deosebit la soluții și amestecuri cu importanță tehnologică;

rezultă că determinarea și cunoașterea cu exactitate a valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, constituie o necesitate obiectivă.

Pentru determinarea experimentală a valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, a fost necesară proiectarea și construirea unor instalații de laborator, lucru realizat în cadrul laboratorului nostru. Astfel, s-au construit și funcționează următoarele:

• aparat experimental cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu încălzire electrică;

• aparat experimental cu corp încălzitor cilindric, orizontal, cu încălzire cu vapori de apă;

• aparat experimental cu corp încălzitor sub formă de fir metalic, cu încălzire electrică.

Pe lângă cele arătate, în prezenta lucrare s-a studiat transferul de căldură la fierbere la soluțiile și amestecurile unor substanțe cu importanță tehnologică, atât în domeniul anorganic cât și în domeniul organic.

S-au determinat valorile coeficienților de transfer de căldură α la fierberea următoarelor amestecuri cu importanță tehnologică:

• amestecuri apă-căprie și benzenice de caprolactamă care în procesul tehnologic apar mai mult sau mai puțin concentrate și care urmează să fi concentrate prin fierbere^[3,142];

• amestecuri toluenice de n -(β -cianetil)-caprolactamă, important solvent selectiv, care în procesul tehnologic de obținere apare în amestec cu toluen și trebuie separat, operație ce se re-

alinoasă prin fierbere¹⁴³;

- Amestecuri apoase de n -(β -cinoetil)-caprolactam care apar în timpul utilizării și care în operația de regenerare sînt supuse separării prin fierbere¹⁴³;

- Amestecuri ternare de caprolactam - alcool etilic - apă;

- Soluții monoetilenglicolic de antracen, care apar în procesul de rectificare a antracenui de puritate minimă 99% și care se supun fierberii în vederea purificării.

La aceeași ocazie s-a determinat și s-a reprezentat grafic variația temperaturii de fierbere a amestecurilor studiate, în funcție de concentrație.

Pentru o mai bună cunoaștere a detaliilor obținute experimental, în vederea determinării valorii coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, s-a întocmit programul pe calculator în limbaj FORTRAN, al relațiilor de calcul necesare.

În vederea înțelegerii mai profunde a fenomenului fierberii soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată, problema a fost abordată sub un alt unghi, și anume:

- Pe baza lucrărilor în studiu soluțiile apoase de substanțe cu solubilitate limitată, ca de exemplu acetatul de potasiu și fosfatul dicalcic, cărora li s-au determinat experimental valorile coeficienților de transfer de căldură α la fierbere, pentru diferite înălțimi termice specifice q ale suprafeței de încălzire, pe întreg domeniul de solubilitate. Pentru aceste soluții, extrapolându-se concluziile la toate tipurile de soluții apoase de substanțe cu solubilitate limitată, s-au stabilit relații de regularitate a transferului de căldură la fierbere¹³⁴;

- Pe baza regularităților găsite, s-a stabilit o nouă relație de calcul a coeficientului de transfer de căldură α la fierberea acestor soluții¹³⁷;

• S-a stabilit modelul matematic al fenomenului fierberii soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată, fenomen privit din punctul de vedere prezentat anterior. Importanța deosebită a noii relații de calcul concepută în acest caz, în cazul unei soluții noi suprafeței transferului termic la fierbere, sânt suficiente doar un număr de trei determinări experimentale pentru acoperirea întregului domeniu de concentrații cuprins între $x = 0$ și $x = x_{\text{sat}}$ și întreg domeniul de încălziri termice specifice q a suprafeței încălzitoare, în cazul regiunii de fierbere în bulă.

În ideea stabilirii compatibilității aparatului experimental cu fir metalic încălzitor, cu aparatul experimental cu tub cilindric încălzitor, în cazul studierii fierberii, determinându-se valoarea coeficientului de transfer termic α , s-au făcut determinări experimentale la apă distilată, toluen și amestec de n -(β -cianetil)-caproilactam în toluen.

Toate aceste studii se-au efectuat în dorința ca ele să contribuie o contribuție directă la efortul global de elucidare a fenomenului fierberii în general, și al fierberii soluțiilor și amestecurilor particulare.

Capitolul 4

APARAT DE ÎNCĂLZIRE ÎN FIERBERE LA TEMPERATURĂ ÎNTR-UN MEDIU

A. CARACTERIZAREA ÎN FIERBERE LA TEMPERATURĂ ÎNTR-UN MEDIU

Principial pe care se bazează determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură la fierbere etc de a stabili diferența de temperatură dintre temperatura suprafeței încălzitoare în contact cu lichidul în fierbere și cea de fierbere a acestuia pentru o valoare dată a încălzirii termice specifice q , a suprafeței încălzitoare. Vor trebui deci măsurate acești trei parametri. În funcție de tipul aparatului experimental, modal de stabilire a acestor valori difere. În cadrul laboratorului disciplinei de operații și aparate din Industria Chimică de la Facultatea de Inginerie Chimică s-a proiectat, construit și funcționează următoarele tipuri de instalații experimentale:

- aparat experimental cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu încălzire electrică;
- aparat experimental cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu încălzire cu vapori de mercur;
- aparat experimental cu corp încălzitor sub formă de fir metalic, cu încălzire electrică.

Aceste aparate sînt utilizate în mod curent la rezolvarea diverselor probleme de transfer de căldură la fierbere și deosebit de cercetarea științifică fundamentală și contractuală.

În cele ce urmează se prezintă principiul constructiv și funcțional al acestor aparate.

4.1. Apotezai experimental cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu încălzire electrică, pentru determinarea coeficientului de transfer de căldură α la fierbere.

Principala a instalației experimentale (figurile 25 și 26) o constituie vacui de sticlă 1, cilindric și vertical, în interiorul căruia se găsește exemplul, orizontal, corpul încălzitor cilindric 2, confecționat din oțel inoxidabil. În vedea, dimensiunile sale geometrice au fost: $L = 50$ mm; $d_0 = 10$ mm; $\delta = 0,2-0,3$ mm. Corpul cilindric 2 a fost legat la bornele transformatorului electric coborîtor 3 prin intermediul capetelor cilindrice masive 4, confecționate din cupru, în vederea evitării căderilor de tensiune, necesare pe aceste porțiuni.



Fig. 25.- Instalația experimentală cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu încălzire electrică, pentru determinarea coeficientului de transfer de căldură la fierbere.

În vedea realizarea etanșării între capetele masive 4 și corpul vacuului de sticlă 1, s-au utilizat dopuri de cauciuc, în scopul amestecurilor fără acțiune de dizolvare asupra cauciucului, sau sistemul de presurizare cu presostatul tetlon, indicat în figura 26, în cazul amestecurilor cu acțiune de dizolvare asupra cauciucului (de exemplu amestecuri benzenice, toluenice, etc.).

Pentru asigurarea unei concentrații constante a amestecului în timpul experimentelor, s-a utilizat refrigerentul 5 în vederea realizării refluxului total.

Pentru asigurarea unei concentrații constante a amestecului în timpul experimentelor, s-a utilizat refrigerentul 5 în vederea realizării refluxului total.

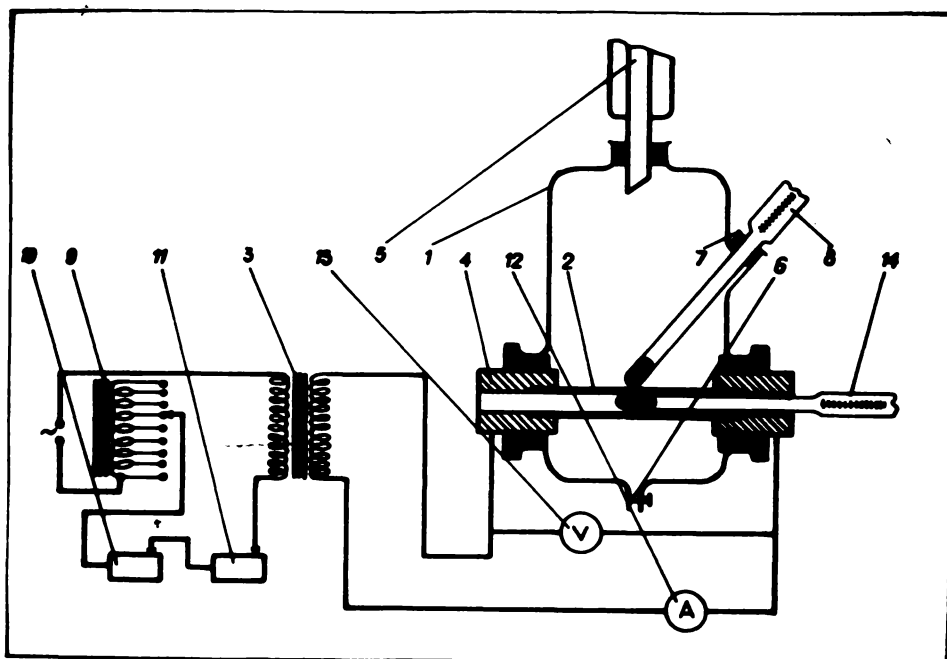


Fig. 26. - Schema de principiu a instalației experimentale cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu încălzire electrică.

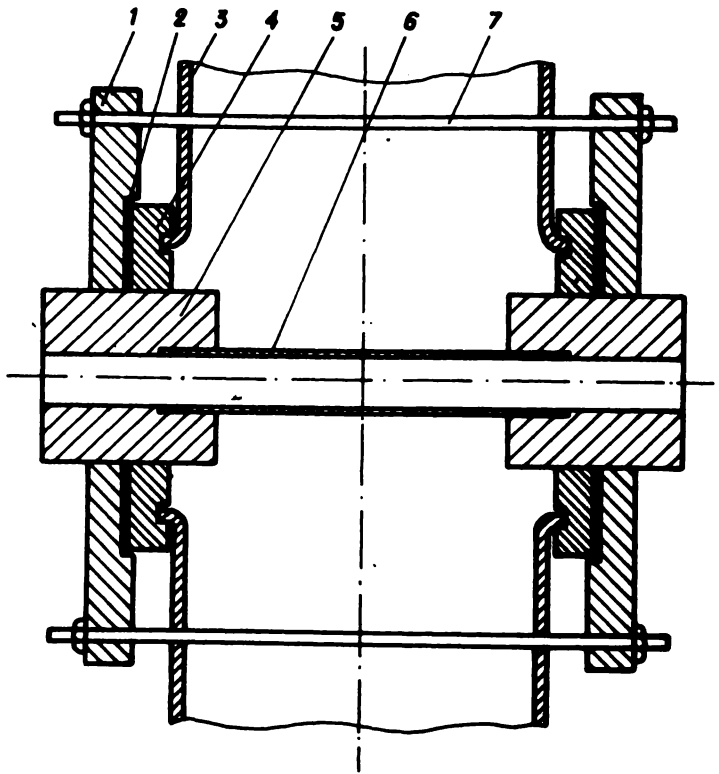
1 - vas de sticlă, cilindric, vertical; 2 - corp încălzitor cilindric orizontal din oțel inoxidabil; 3 - transformator electric coborâtor de tensiune; 4 - capete cilindrice moale din cupru; 5 - refrigerant; 6 - orificiu de golire și spălare; 7 - orificiu înclinat; 8 - termometrul de precizie; 9 - autotransformator; 10, 11 - rezistoare; 12 - ampermetru; 13 - voltmetru; 14 - termometrul de precizie.

În partea inferioară a vasului 1, s-a practicat orificiul 6 pentru golirea și spălarea ușoară a aparatului. De asemenea, în o inițiere carecase este practicat orificiul înclinat 7 pentru introducerea termometrului de precizie 8, cu ajutorul căruia se determină temperatura de fierbere a amestecurilor.

Sursele necesare realizării și studierii fenomenului fierberii este asigurată, ca urmare a efectului Joule-Lenz, de curentul electric de intensitate înaltă care circulă prin cilindrul orizontal 2.

Circuitul electric, este format din autotransformatorul coborâtor de tensiune 3, rezistoarele variabile 10 și 11, pentru reglarea intensității încălzirii, transformatorul coborâtor de tensiune 3,

Fig. 27. - Sistemul de etanșare al aparatului experimental prin utilizarea prestrîngerii cu precotupe din teflon.
1 - plăci de etanșare; 2 - garnitură cauciac; 3 - vas de sticlă; 4 - inel de etanșare din teflon; 5 - capete cilindrice din cupru; 6 - corp încălzitor cilindric orizontal; 7 - tirant de strîngere.



capetele cilindrice masive de cupru 4 și cilindrul orizontal încălzitor 2 care constituie rezistența electrică debitoare de energie termică a sistemului.

Circuitul electric se alimentează cu un curent electric alternativ. Luând în considerare căo mare a cilindrilor încălzitori alternanțele curentului alternativ nu introduc erori în valorile datelor experimentale, adevarul exprimat și în literatura de specialitate⁸⁹.

În cadrul circuitului electric sînt montate aparatele de măsură și control aferente: amperometrul 12 și voltmetrul 13.

Prin recordarea instalației la o pompă de vid și la un manometru măsurător de presiune se pot realiza determinări și la presiuni mai mici ca presiunea atmosferică.

Pentru stabilirea valorii parametrilor necesari calculului coeficientului de transfer de căldură \propto în fierbere, cum este încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare și diferența de temperatură Δt între temperatura suprafeței încălzitoare t_p și temperatura de fierbere a amestecului t_f , se procedează la măsurarea unor câșturi electrice, geometrice și termice.

Tabela 2

Valorile experimentale ale lui α pentru diferite încălziri termice specifice q ale suprafeței de încălzire și diferite diferențe de temperatură Δt , la fierberea apei distilate, la presiunea atmosferică.

Nr. ord.	q		Δt		α	
	cal/m^2	$\lg q$	$^{\circ}\text{C}$	$\lg \Delta t$	$\text{cal}/\text{m}^2 \cdot \text{grad.}$	$\lg \alpha$
1	145 900	5,148	10,4	1,017	13 900	4,139
2	161 300	5,208	11,0	1,042	14 600	4,166
3	182 900	5,261	11,7	1,068	15 600	4,193
4	205 000	5,312	12,3	1,090	16 600	4,222
5	228 900	5,359	12,8	1,107	17 600	4,252
6	256 900	5,409	13,3	1,124	19 300	4,285
7	284 000	5,453	13,8	1,140	20 950	4,313
8	311 000	5,493	14,1	1,149	22 650	4,343
9	340 000	5,541	14,5	1,162	24 000	4,360
10	374 000	5,573	15,1	1,179	24 800	4,394
11	411 000	5,613	15,4	1,188	26 600	4,426
12	442 000	5,646	15,7	1,199	28 200	4,450
13	480 000	5,682	16,1	1,207	29 800	4,474
14	515 000	5,712	16,5	1,218	31 200	4,494

În vederea determinării încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare se măsoară: căderea de potențial pe corpul încălzitorului 2 cu voltmetrul 13; intensitatea curentului ce trece prin corpul încălzitor 2 cu ampermetrul 12; suprafața de schimb de căldură din lungimea și diametrul exterior al corpului încălzitor 2.

Valoarea lui q s-a calculat cu relația:

$$q = \frac{\Delta U_2 \cdot I}{\pi \cdot d_0 \cdot l} \quad (53)$$

indicați și în paragraful 3.3.

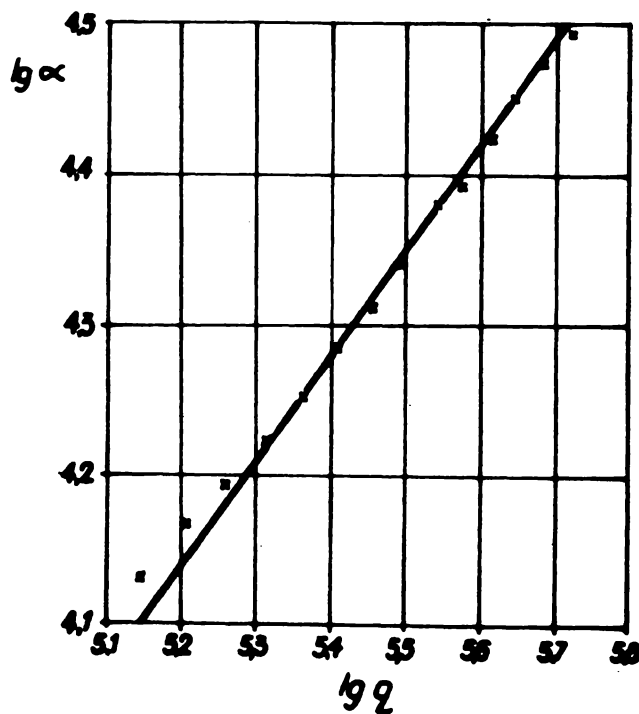
Temperatura de fierbere a amestecurilor se măsoară cu termometrul 9. Temperatura suprafeței corpului încălzitor se stabilește din valoarea temperaturii peretelui interior al cilindrului încălzitor, măsurată cu ajutorul termometrului de precizie 14 și corectată conform relației^{52,146},

$$t_{2e} = t_{21} - \frac{q \cdot d_2}{4 \cdot \lambda} \cdot \left[1 - \frac{2 \ln d_2/d_1}{(d_2/d_1)^2 - 1} \right] \quad (54)$$

Verificarea aparatului s-a efectuat determinându-se valorile coeficientului de transfer de căldură α la fierberea apei distilate, la presiune atmosferică și diferite încălziri termice specifice q .

Reprezentarea grafică, în funcție de q a valorilor α obținute experimental (tabela 2), în coordonate logaritmice (figura 20), a dat o dreaptă ai cărei parametri caracteristici, panta și ordonata la origine au aproximativ aceleași valori ca valorile prezentate

Fig. 20. - Variația valorilor experimentale ale coeficientului de transmitere a căldurii α , la fierberea apei distilate, în funcție de încălzirea termică specifică q a suprafeței de încălzire, la presiunea atmosferică.



În literatura de specialitate^{52,136} și anume:

$$\begin{aligned} \alpha &= 3,24 \cdot q^{0,7} && \text{- din literatură} \\ \alpha &= 3,16 \cdot q^{0,7} && \text{- experimental} \end{aligned} \quad (55)$$

Se observă o bună concordanță a rezultatelor experimentale cu cele indicate în literatura de specialitate, ceea ce atestă faptul că aparatul este apt pentru a fi utilizat în vederea realizării cercetărilor în domeniul fierberii în bule a amestecurilor.

4.2. Aparatul experimental cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu agent încălzitor vapori de mercur.

Aparatul experimental (figurile 29 și 30) este format din trei părți distincte și anume: generatorul de vapori de mercur, aparatul

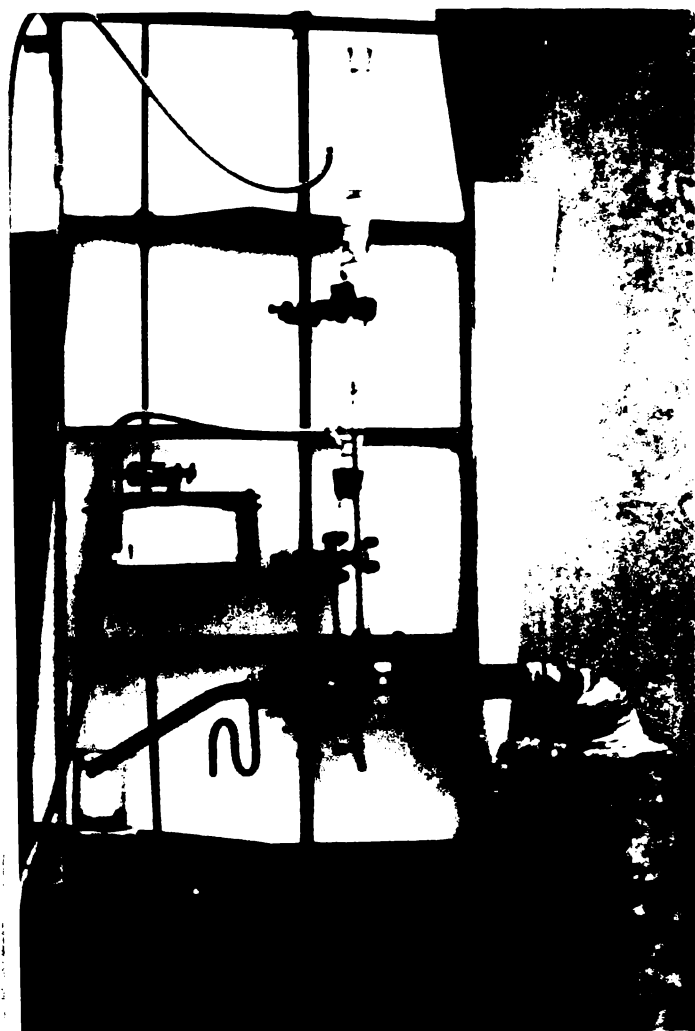


Fig. 29.- Instalația experimentală cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu agent încălzitor vapori de mercur, pentru determinarea coeficientului de transfer de căldură α la fierbere.

de fierbere proprie și și sistemul de măsurare a debitului de mercur condensat, respectiv sistemul de condensare de siguranță.

Generatorul de vapori de mercur este constituit din cuptorul de încălzire 1 prevăzut cu rezistența electrică 2 și tubul ceramic central 3. Rezervorul fierbitor 4, din oțel inoxidabil, este prevăzut cu orificiul 5 de umplere sau golire cu mercur, racordul 6 de evacuare a vaporilor de mercur și diverul hidraulic 7 care asigură reîncărcarea în rezervorul fierbitor 4 a eventualelor cantități de mercur condensate și la intrarea vaporilor în interiorul suprafeței de schimb de căldură.

1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22

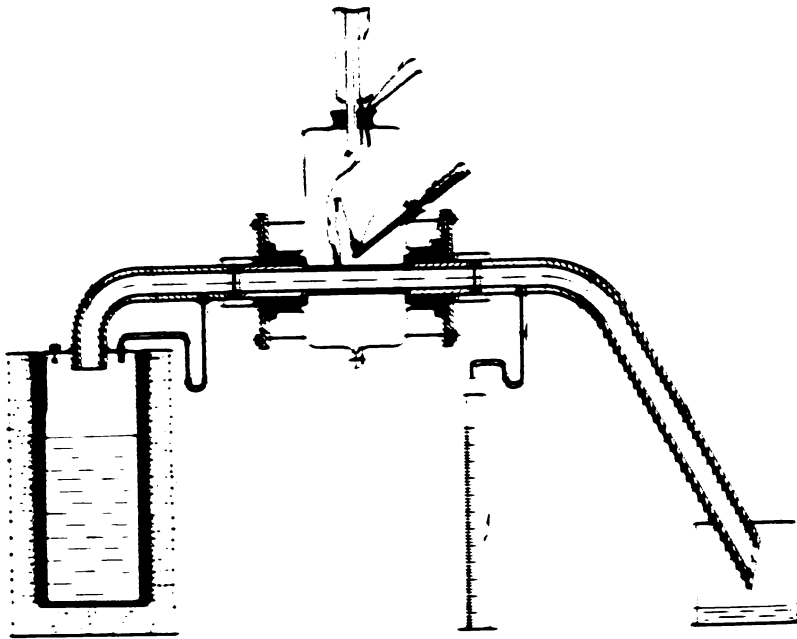


Fig. 3.- Schema de principiu a instalației experimentale cu corp cilindric în călzișor orizontal, cu agent încălzitor vapori de apă.

1-coșter de încălzire, 2-resistență electrică, 3-tub ceramic, 4-reservor fierbător, 5-orificiu, 6-secor evacuare vapori, 7-19-cășor hidroalic, 8-cușă, 9-garnitură din teflon, 10-sistem de prestrângere 11-cușon din teflon, 12-dop din cauciuc, 13-corp încălzitor, 14-vas de sticlă cilindric, vertical, 15-refrigerant, 16-termocupla diferențial, 17-termometr, 18-orificiu de galire și spălare, 20 și 21-vas de colectare, 22-condensator.

Aparatul de fierbere propriu zis este format din vasul de sticlă 14, cilindric și vertical, prevăzut cu orificiul 18 de galire și spălare, în interiorul căruia se găsește amplasat, orizontal, corpul încălzitor cilindric 13, confecționat din oțel inoxidabil. În secție, dimensiunile geometrice ale corpului încălzitor au fost: $L = 50 \text{ mm}$, $d_e = 12,8 \text{ mm}$, $d_{int} = 12 \text{ mm}$, $\delta = 0,4 \text{ mm}$. Prin intermediul aninelor 8 și a garniturilor de teflon 9, corpul încălzitor 13 este legat de generatorul de vapori de apă și de sistemul de condensare de siguranță. Temperatura între corpul de încălzire 13 și vasul de sticlă 14 se realizează prin intermediul anvelopelor din teflon 11, dopurilor din cauciuc 12, și a sistemului de prestrângere 10 (descrie în paragraful 4.1.). Diferen-

rența de temperatură dintre temperatura suprafeței încălzitoare și temperatura de fierbere a lichidului supus studiului se determină prin intermediul termocuplului diferențial 16. Temperatura de fierbere a lichidului supus fierberii se citește la termometrul de precizie 17. În vederea realizării refluxului total s-a prevăzut condensatorul (refrigerant) 15. Termocuplul diferențial 16 are o mână amplasată pe suprafața exterioară a corpului 13 iar cealaltă pe rezervorul cu mercur a termometrului 17.

Sistemul de măsurare a debitului de mercur condensat în interiorul corpului încălzitor 13 se compune din alveolul hidraulic 19 și vasul de colectare 20.

Pentru a se asigura condensarea totală a vaporilor de mercur s-a prevăzut condensatorul 21 și vasul colector 22.

Întreaga instalație experimentală a fost concepută de hânc și atent izolată termic de mediul înconjurător astfel încât cantitățile de căldură pierdute să fie cât mai mici, practic neglijabile.

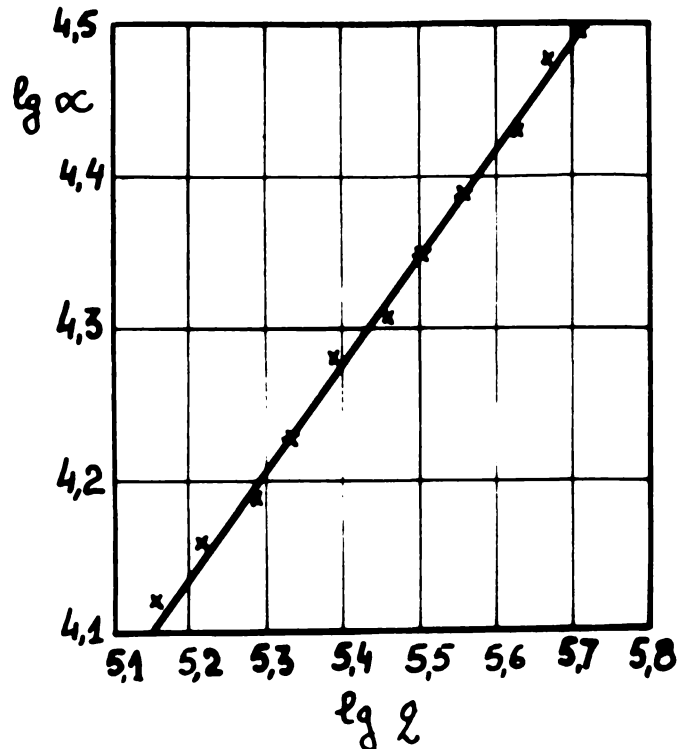
Pentru stabilirea valorilor parametrilor necesari calculului coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, cum este înălțimea termică specifică q a suprafeței încălzitoare și diferența de temperatură Δt între temperatura suprafeței încălzitoare și temperatura de fierbere a amestecului se procedează la măsurarea unor mărimi electrice, geometrice și termice.

În vederea determinării înălțimii termice specifice q a suprafeței încălzitoare se măsoară: debitul de mercur condensat pe suprafața corpului încălzitor 13 și suprafața de schimb de căldură, din lungimea și diametrul exterior al corpului încălzitor 13. Valoarea lui q s-a calculat cu relația:

$$q = \frac{m \cdot z \cdot K}{\pi \cdot d_e \cdot l} \quad (56)$$

în care, m - debitul de mercur condensat; kg/s; z - căldura latentă de condensare a mercurului, J/kg.

Fig. 11.- Variația valorilor experimentale ale coeficientului de transmitere a căldurii α , la fierberea apei distilate, în funcție de încălzirea termică specifică q a suprafeței de încălzire la presiunea atmosferică, pe aparatul cu vapori de mercur.



Prin modificarea parametrilor curențului de încălzire a capetului l , modificarea lui m , sau prin schimbarea presiunii în circuitul de încălzire, modificarea valorii lui ν , se modifică încălzirea termică specifică q a suprafeței de încălzire l .

Valoarea coeficientului de transfer de căldură α la fierbere se obține din relația:

$$\alpha = \frac{q}{\Delta T} \quad (57)$$

Verificarea aparatului s-a realizat cu apă distilată care s-a supus fierberii la presiunea atmosferică și la diferite încălziri termice specifice q . Valorile experimentale sînt prezentate în figura-grafic 11, ele avînd o bună concordanță cu cele din literatură. Rezultă că aparatul este apt pentru a fi utilizat în studiul transferului de căldură la fierberea amestecurilor și soluțiilor de substanțe cu importanță tehnologică.

4.3. Aparatul experimental cu corp încălzitor sub formă de fir metalic, utilizat în studiul fierberii.

Aparatul (figurile 32 și 33) este constituit din vasul de sticlă 7, în care se găsește amestecul cupru fierberii și firul încălzitor de platina 12. Vasul de sticlă 7 este izolat termic în partea exterioară prin intermediul izolației 5 din cauciuc. Întreg ansamblul este introdus într-o cămăși metalică 4 de protecție care se

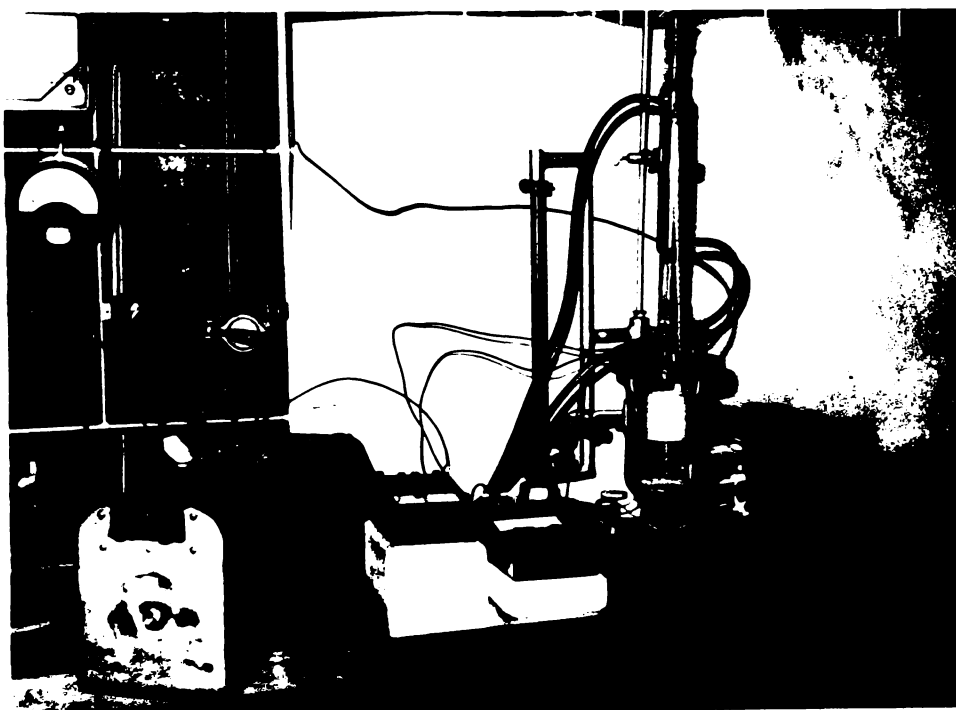


Fig. 33.- Instalația experimentală cu corp încălzitor sub formă de fir metalic, pentru determinarea coeficientului de transfer de căldură OC în fierbere.

prinde la partea superioară de capacul 6 din textolit prin intermediul precocnelor 14. În capac este practicat canalul circular 13 prin intermediul căruia se realizează etanșarea între vasul de sticlă și capac. Tot în capac sînt practicate o serie de orificii prin care trec refrigerentul 10 de reflux total, termometrul 9, cu ajutorul căruia se determină temperatura de fierbere a lichidului din vas și electrozii masivi 12 din nichel, care conțin firul metalic. Corpul încălzitor este format dintr-un fir de platina de puritate 99,9 cu diferite diametre ($d = 0,1 - 0,5$ mm) și lungimea $l = 67$ mm. Aparat-

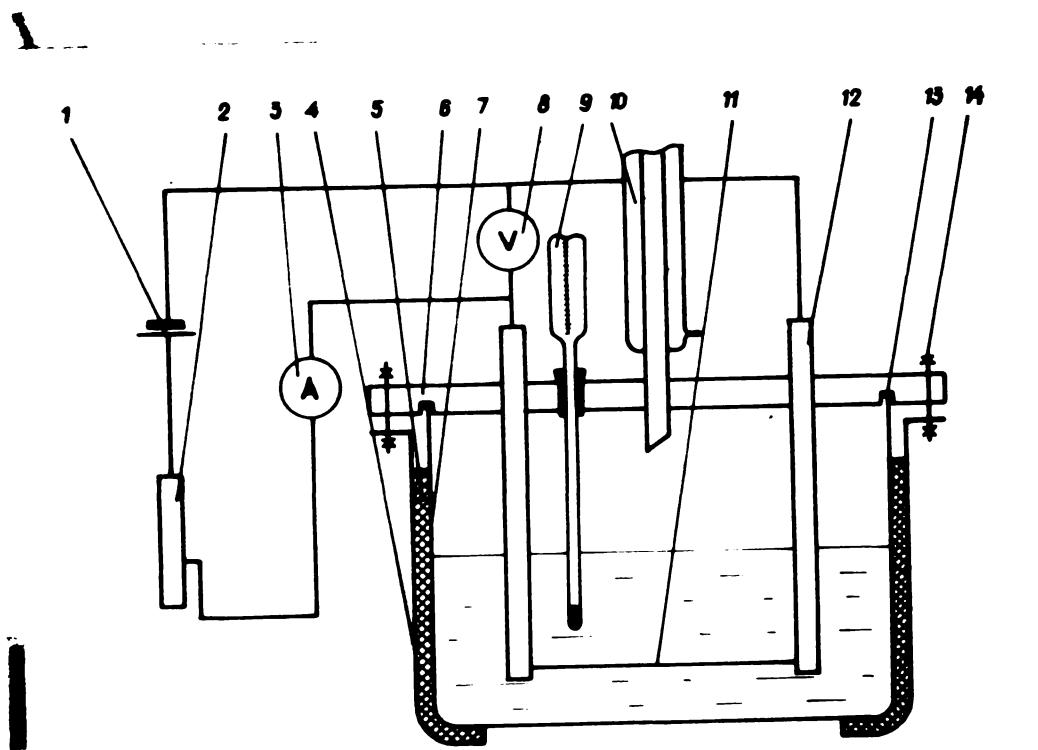


Fig. 33.- schemă instalației experimentale cu corp încălzitor sub forță de fiz metalic, pentru determinarea coeficientului de transfer de căldură α la fierbere.

- 1 - baterie electrică; 2 - rezistență variabilă;
- 3 - ampermetru; 4 - câștig metalic de protecție;
- 5 - izolație asbest; 6 - capac tantalit; 7 - vas de sticlă; 8 - voltmetru electronic; 9 - termocel;
- 10 - refrigerant; 11 - fiz metalic; 12 - electrod de nichel; 13 - canal pentru etanșare;
- 14 - presoare.

tal poate lucra în condiții atmosferice și la presiuni mai mici decât presiunea atmosferică. Alimentarea cu energie electrică a aparatului constă dintr-o baterie electrică 1 de 12 V și 102 Ah, un ampermetru 3 legat în serie și un voltmetru electronic 8 legat în paralel cu firul de platina. În serie, în circuit, se mai găsește rezistența variabilă 2 cu ajutorul căreia se modifică căderea de tensiune și curentul, respectiv încălzirea țevii a firului metalic.

În schemă instalației rezultă că firul de platina este scurt-circuitat în montajul electric, încălzindu-se datorită rezistenței

proprii, pe baza efectului Joule-Lenz.

Încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare este-
ricare a firului se calculează din sarcinile electrice ale curentului
care străbate firul:

$$q = \frac{i \cdot \Delta U}{\pi \cdot d \cdot l} \quad (58)$$

Coefficientul de transfer de căldură la fierbere se calcu-
lează cu o relație de formă:

$$\alpha = \frac{q}{t_p - t_f} = \frac{q}{\Delta t} \quad (59)$$

Diferența de temperatură dintre temperatura suprafeței firului
(t_p) și temperatura de fierbere a mestecului (t_f) se obține dintr-o
relație de formă¹⁴⁴:

$$t_p = t_f (1 + \alpha \cdot \Delta t + \beta \cdot \Delta t^2) \quad (60)$$

În care R_0 reprezintă valoarea rezistenței electrice a firului în
condițiile experimentale; R_{t_f} reprezintă valoarea rezistenței elec-

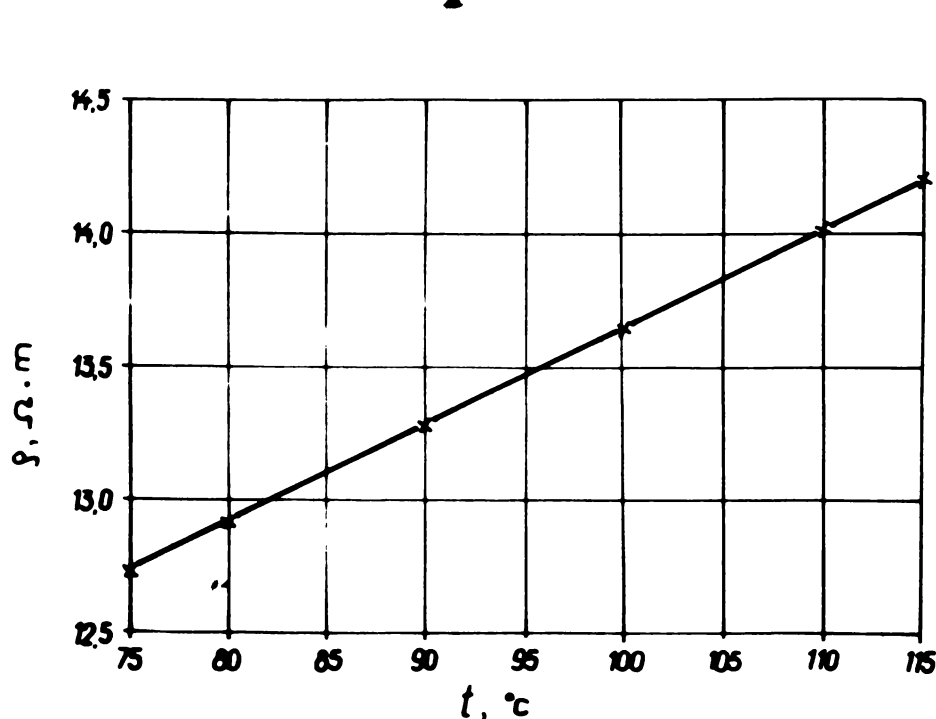


Fig. 34.- Variația valorilor rezistivității electrice
 ρ a platinei în funcție de temperatură¹⁴⁵.

trice a firului la temperatura de fierbere; $\alpha = 0,00332 \text{ grad}^{-1}$ și $\beta = 5,5 \cdot 10^{-7} \text{ grad}^{-2}$ coeficienți de temperatură ai rezistenței pentru platina.

În expresia de mai sus se calculează diferența de temperatură cu relația:

$$\Delta t = \frac{\gamma}{\alpha} \quad (61)$$

pentru regimuri de fierbere în bule, în care:

$$\gamma = \frac{t - t_p}{t_f} \quad (62)$$

Firul de platina utilizat, în prealabil se odăsește prin încălzire la roșu în aer timp de 15 minute.

În figura 34 se vede dependența rezistivității electrice a platinei în funcție de temperatură. Acest lucru este necesar pentru a se putea calcula cu ușurință valoarea rezistenței electrice a firului în funcție de temperatura de fierbere a amestecului, cu o relație de forma:

$$t_f = \gamma \cdot \frac{1}{\alpha} \quad (63)$$

Verificarea bunei funcționări a aparatului s-a făcut conform celor ce se indică în capitola 7.

Capitolul 5

DETERMINAREA EXPERIMENTALĂ A VALORILOR COEFICIENTULUI DE TRANSFER DE CĂLDURĂ α LA FIERBEREA AMESTECURILOR BIFAZE CAPROLACTAMĂ-APĂ

LA PRECIUNEA ATMOSFERICĂ

5.1. DETERMINAREA EXPERIMENTALĂ A VALORILOR COEFICIENTULUI DE TRANSFER DE CĂLDURĂ α LA FIERBEREA AMESTECURILOR BIFAZE CAPROLACTAMĂ-APĂ

5.1. DETERMINAREA EXPERIMENTALĂ A VALORILOR COEFICIENTULUI DE TRANSFER DE CĂLDURĂ α LA FIERBEREA AMESTECURILOR BIFAZE CAPROLACTAMĂ-APĂ

Determinarea experimentală a valorilor coeficientului de transfer de căldură α , la fierberea amestecurilor apoase de caprolactamă s-a efectuat într-un aparat cu corp încălzitor cilindric orizontal (descrie în paragraful 4.1.) din oțel inoxidabil, $\varnothing = 100$, cu diametrul exterior de 10 cm și grosimea pereților de 6,9 mm.

Determinările s-au citat în regiuni de fierbere intensivă în

Fig. 35.- Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui q pentru amestecurile bifaze caprolactamă-apă, la presiunea atmosferică.

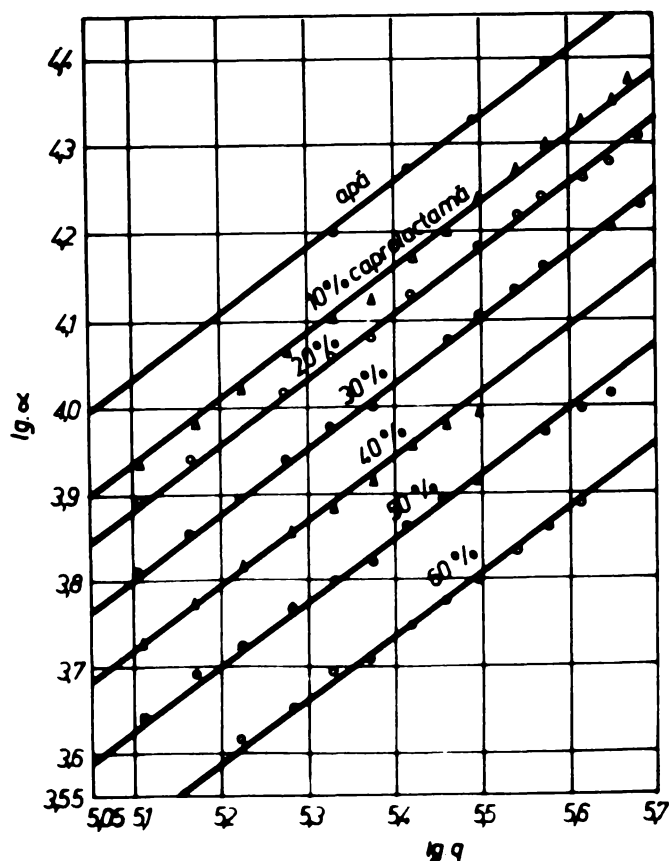
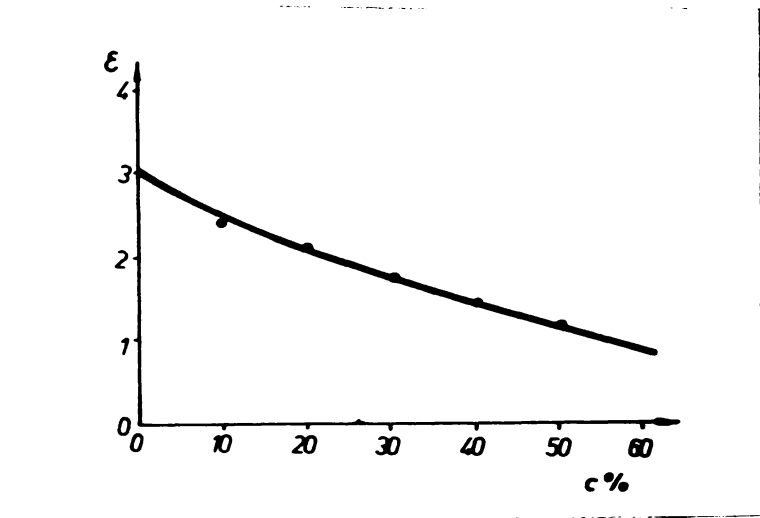


Fig.36.- Dependența valorilor coeficientului Σ de concentrația amestecurilor binare caprolactamă - apă, la presiunea atmosferică.



bulo, densitatea încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare fiind cuprins între $1 \cdot 10^5$ și $5 \cdot 10^5$ W/m². Valorile coeficientului de transfer de căldură α la fierbere s-au stabilit pentru concentrații cuprinse între 0 și 60 caprolactamă, la presiunea atmosferică.

Dependența coeficientului de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor binare caprolactamă - apă, precum și pentru apă (concentrația 0 în caprolactamă), de încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare este indicată în figura 35.

În graficul $\lg \alpha = f(\lg q)$ din figura 35 se observă creșterea valorilor coeficientului α cu creșterea valorilor lui q , la concentrații constante, respectiv scăderea valorilor lui α cu creșterea concentrației c , la valori constante ale lui q .

Pe baza datelor experimentale s-a stabilit o relație între α și q de forma:

$$\alpha = \Sigma \cdot q^{0.7}$$

în care Σ reprezintă panta dreptelor și este egală cu 0,7.

Pentru apă (concentrația 0 în caprolactamă) relația este:

$$\alpha = 3,16 \cdot q^{0.7} \quad (64)$$

această relație, obținută pe baza datelor experimentale, a permis de altfel și o verificare a aparatului utilizat, ea prezentând o bună concordanță cu relațiile corepunzătoare, prezentate în

literatură 12, 135, 136.

coeficientul Σ este o funcție de concentrația amestecurilor caprolactam - apă. Variația sa se prezintă în figura 36.

elația care redă dependența între Σ și c este:

$$\Sigma = 2,29 \cdot 10^{-4} \cdot c^2 - 4,85 \cdot 10^{-2} \cdot c + 3,83 \quad (35)$$

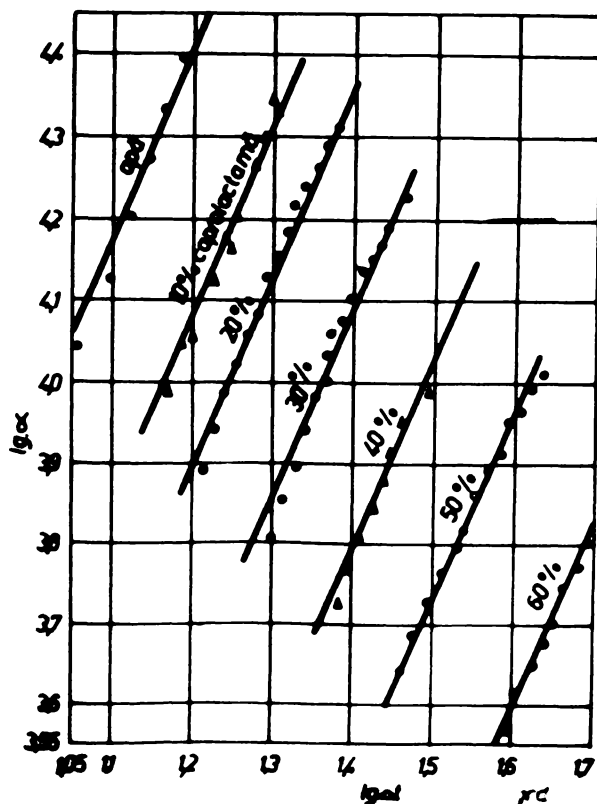
pentru întreg intervalul de concentrații.

Ecuația generală pentru calculul valorii coeficientului α pentru amestecuri binare caprolactam - apă în domeniul concentrațiilor $c = 0 - 60$ și încălzirile termice specifice q ale suprafeței încălzitoare cu toate specificatoarele va fi:

$$\alpha = (2,29 \cdot 10^{-4} \cdot c^2 - 4,85 \cdot 10^{-2} \cdot c + 3,83) \cdot q^{0,7} \quad (36)$$

Dependența valorii coeficientului de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor binare caprolactam - apă de diferența de temperatură Δt dintre temperatura suprafeței încălzitoare (t_p) și cea de fierbere a amestecului (t_b) este redată în figura 37.

Fig. 37: Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui Δt pentru amestecuri binare caprolactam - apă, la presiunea atmosferică.



Crescerea concentrației caprolactamului în amestecul caprolactam-apă, pentru aceeași diferență de temperatură Δt , conduce la o scădere a valorii coeficientului α . Pe aceeași, la o concentrație constantă a amestecului, odată cu creșterea diferenței de temperatură Δt crește și valoarea coeficientului α .

În figura 37 se stabilește o ecuație de formă:

$$\alpha = \varepsilon_1 \cdot \Delta t^{2,33} \quad (67)$$

în care $n_1 = 2,33$ iar ε_1 este un coeficient care depinde de concentrația amestecului. Variația acestui coeficient în funcție de concentrație este redată în figura 38 din care se stabilesc relațiile de dependență:

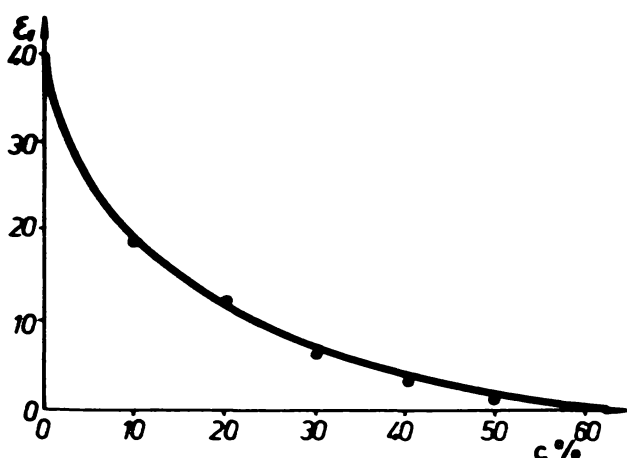


Fig. 38.- Dependența valorilor coeficientului ε_1 de concentrația amestecurilor binare caprolactam - apă, la presiune atmosferică.

• $c = 0 = 20$;

$$\varepsilon_1 = 6,6 \cdot 10^{-2} \cdot c^2 - 2,72 \cdot c + 39,5 \quad (68)$$

• $c = 20 = 60$;

$$\varepsilon_1 = 70 \cdot 10^{-2} \cdot c^2 - 8,29 \cdot 10^{-1} \cdot c + 25,28 \quad (69)$$

Ecuațiile globale pentru calculul coeficientului α , în domeniul concentrațiilor indicate sînt:

• $c = 0 = 20$;

$$\alpha = (6,6 \cdot 10^{-2} \cdot c^2 - 2,72 \cdot c + 39,5) \cdot \Delta t^{2,33} \quad (70)$$

• $c = 20 = 60$;

$$\alpha = (70 \cdot 10^{-2} \cdot c^2 - 8,29 \cdot 10^{-1} \cdot c + 25,28) \cdot \Delta t^{2,33} \quad (71)$$

5.2. Determinarea experimentală a coeficientului de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor binare caprolactam-benzen¹⁴².

Determinările experimentale s-au efectuat în vederea stabilirii valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, a amestecurilor benzenice de caprolactam, amestecuri ce apar în procesul tehnologic de obținere a caprolactamului¹⁴⁷, în domeniul de concentrații $C = 100\%$ la presiunea atmosferică și caprolactam puri la presiunea de 100 mm Hg, pentru găsirea unor relații simple de calcul a coeficientului α în funcție de parametrii fierberii și ai amestecului.

Experimențele s-au efectuat pe un aparat cu corp cilindric orizontal (descrie în paragraful 4.1.) din oțel inoxidabil 10 H 100, cu diametrul exterior 10,6 mm, grosimea pereților 0,7 mm, lungimea 49,6 mm. Domeniul încălzirii termice specifice a suprafeței încălzitoare a fost cuprins între $0,35 \cdot 10^5$ și $1,9 \cdot 10^5$ J/m². Probleme deosebite a ridicat realizarea etanșărilor, având în vedere că s-a lucrat cu benzen și soluții benzenice precum și la vid înalt. Aceste dificultăți au fost depășite prin utilizarea unui sistem de preetănșare și a garniturilor de teflon (figura 27, paragraful 4.1.).

Dependența coeficientului parțial de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor binare benzen - caprolactam, de încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare este indicată în figura 39.

În graficul $\lg \alpha = f(\lg q)$ din figura 39 se observă creșterea valorilor coeficientului α cu creșterea lui q , pentru aceeași concentrație în caprolactam, respectiv scăderea valorilor lui α cu creșterea concentrației amestecurilor în caprolactam la valori constante ale lui q .

Fig. 20

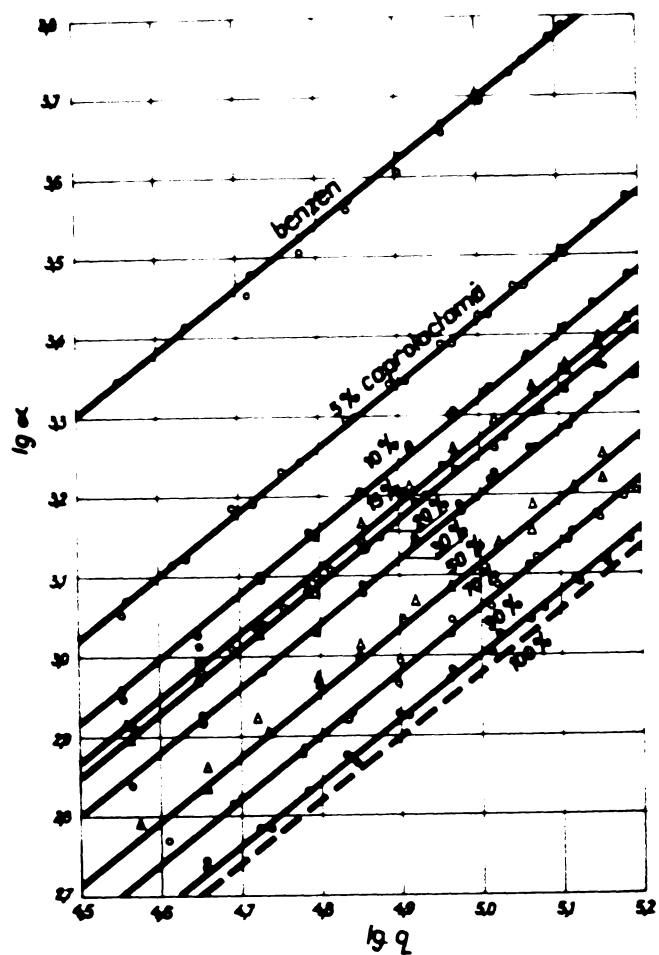
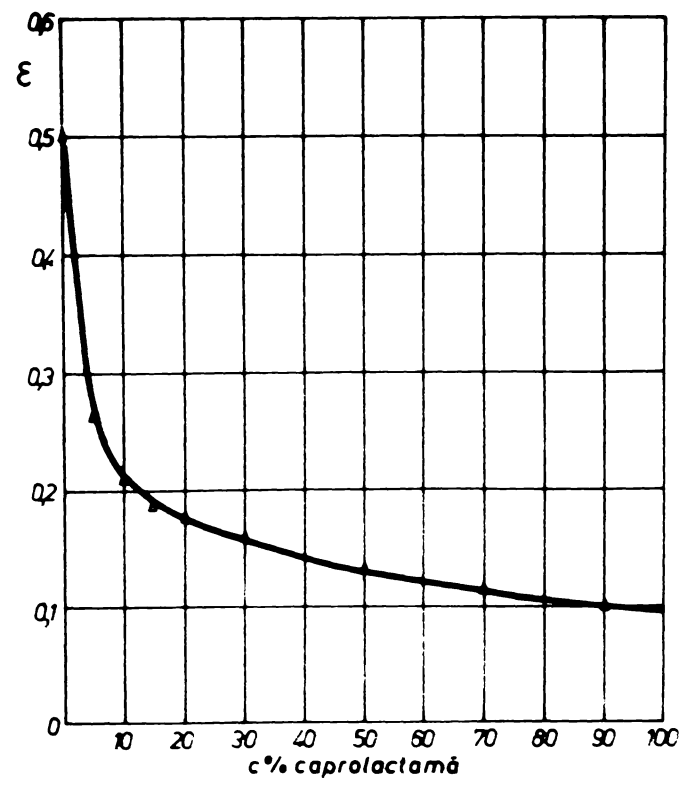


Fig. 20.- Variația valorii lui α în funcție de valoarea lui q , pentru amestecuri binare benzen-caprolactam, la presiunea atmosferică.

Fig. 21.- Variația valorii coeficientului ϵ de concentrație a amestecurilor binare benzen-caprolactam, la presiunea atmosferică.



Pe baza datelor experimentale s-a stabilit o relație între α și q de forma:

$$\alpha = \Sigma \cdot q^n$$

în care, pentru determinările efectuate, $n = 0,8$, iar Σ este o funcție de concentrație, variația lui fiind prezentată în figura 40.

În acest grafic s-au stabilit ecuațiile care redau dependența lui Σ de concentrația C a caprolactamei, exprimată în procente, așa încât ecuațiile generale pentru calculul valorilor coeficientului de transfer al căldurii α la amestecurile binare benzen - caprolactamă, vor fi:

- $C = 0 - 5\%$

$$\alpha = (-4,74 \cdot 10^{-2} \cdot C + 0,5) \cdot q^{0,8} \quad (72)$$

- $C = 5 - 30\%$

$$\alpha = (2,33 \cdot 10^{-4} \cdot C^2 - 1,24 \cdot 10^{-2} \cdot C + 0,32) \cdot q^{0,8} \quad (73)$$

- $C = 30 - 100\%$

$$\alpha = (1 \cdot 10^{-5} \cdot C^2 - 2,16 \cdot 10^{-3} \cdot C + 0,213) \cdot q^{0,8} \quad (74)$$

Dependența coeficientului de transfer α la fierberea amestecurilor binare benzen - caprolactamă, de diferite concentrații, de diferența de temperatură Δt dintre temperatura suprafeței încălzitoare și cea de fierbere a soluției este redată în figura 41.

Creșterea concentrației caprolactamei în amestecul benzen - caprolactamă conduce și în acest caz la o scădere a coeficientului de transfer de căldură α la fierbere pentru aceeași diferență de temperatură Δt . Pe așezări, la aceeași concentrație a amestecului, odată cu creșterea diferenței de temperatură Δt crește și valoarea coeficientului de transfer de căldură α . În figura 41 se stabilește o ecuație de forma:

$$\alpha = \Sigma_1 \cdot \Delta t^{m_1}$$

în care, $m_1 = 3,8$ iar Σ_1 este un coeficient a cărui valoare depin-

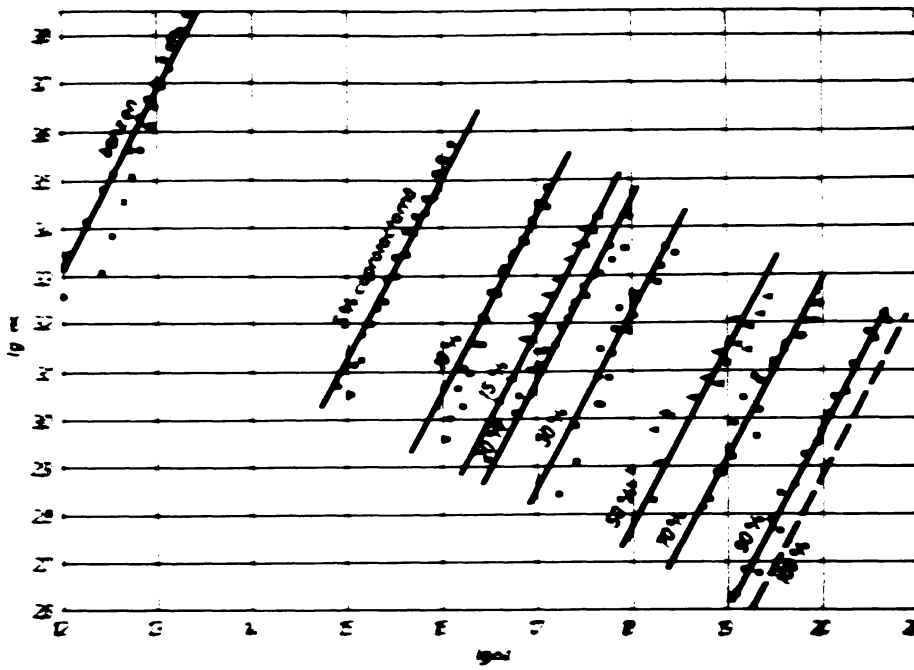


Fig. 41.- Variatia valorilor lui αC in functie de valorile lui Δt pentru amestecari binare benzen - caproactan, la presiunea atmosferica.

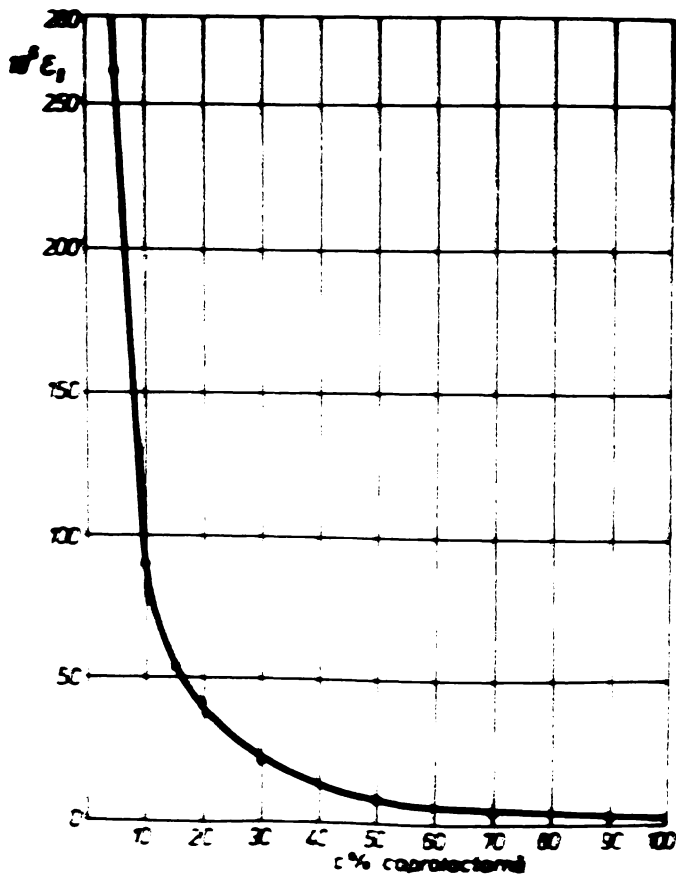


Fig. 42.- Dependenta valorilor coeficientului Σ_1 de concentratia amestecurilor binare benzen - caproactan, la presiunea atmosferica.

de de concentrația soluției. Variația valorilor acestui coeficient, în funcție de concentrația C exprimată în procente, este reprezentată în figura 42. În figura 42 se stabilesc relațiile de dependență între Σ_1 și C , astfel încât ecuațiile globale de calcul ale lui α , au forma:

$$- C = C = 10$$

$$\alpha = (1,01 \cdot 10^{-3} \cdot C^2 - 1,59 \cdot 10^{-2} \cdot C + 9,3 \cdot 10^{-1}) \cdot \Delta t^{3,0} \quad (75)$$

$$- C = 10 = 30$$

$$\alpha = (1,475 \cdot 10^{-2} \cdot C^{1,2}) \cdot \Delta t^{3,8} \quad (76)$$

$$- C = 10 = 100$$

$$\alpha = 0,346 \cdot C^{-2,13} \cdot \Delta t^{3,0} \quad (77)$$

Pentru concentrația de 100% caprolactamă, dreapta de variație a lui α în funcție de variația încălzirii termice q a suprafeței încălzitoare sau în funcție de variația diferenței de temperatură Δt , s-a obținut prin extrapolarea rezultatelor experimentale experimentale de la celelalte concentrații. Acest lucru a fost necesar a se efectua deoarece, la presiunea atmosferică, temperatura de fierbere a caprolactamei depășește baremi celor 170°C , temperatură peste care apare pericolul polimerizării ceea ce ar conduce la obținerea unor rezultate eronate.

Literatură¹⁴⁷ indică, într-o anumită fază de fabricație, și prezența apei, în proporție de 2, alături de benzen și caprolactamă, fapt care a făcut necesară verificarea influenței acestora asupra transferului de căldură. S-au făcut încercări de fierbere pe un amestec tehnar cu 68 benzen, 3 caprolactamă și 2 apă. Rezultatele sînt redată în figura 43.

În figura se observă că, valorile coeficientului α sînt practic aceleași atât pentru amestecul binar cât și pentru amestecul ternar de caprolactamă, pentru q constant, deci prezența celor două procente de apă în amestec nu schimbă caracterul fierberii.

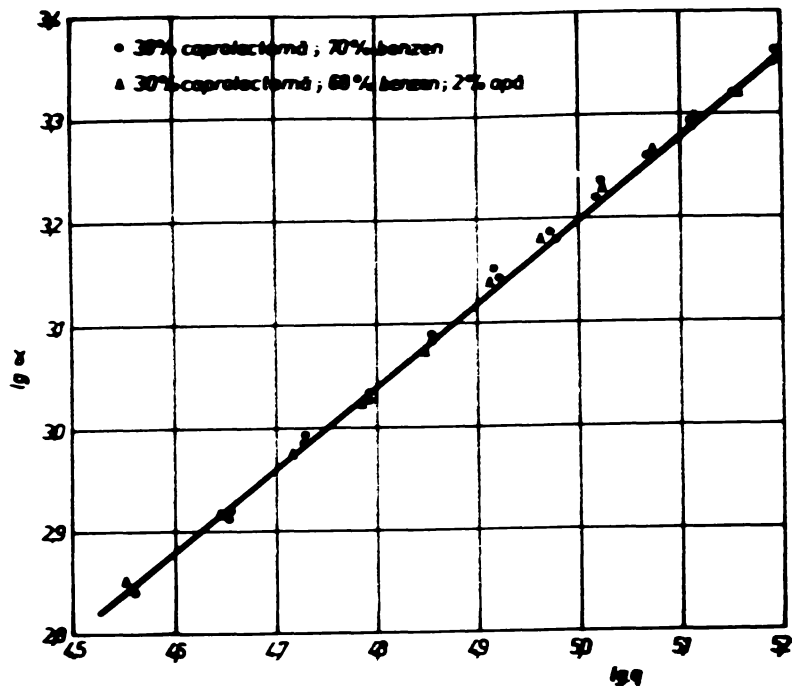


Fig. 43.- Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui q , pentru amestecuri binare: 70 benzen - 30 caproactan și amestecuri ternare: 68 benzen - 30 caproactan - 2 apă, la presiunea atmosferică.

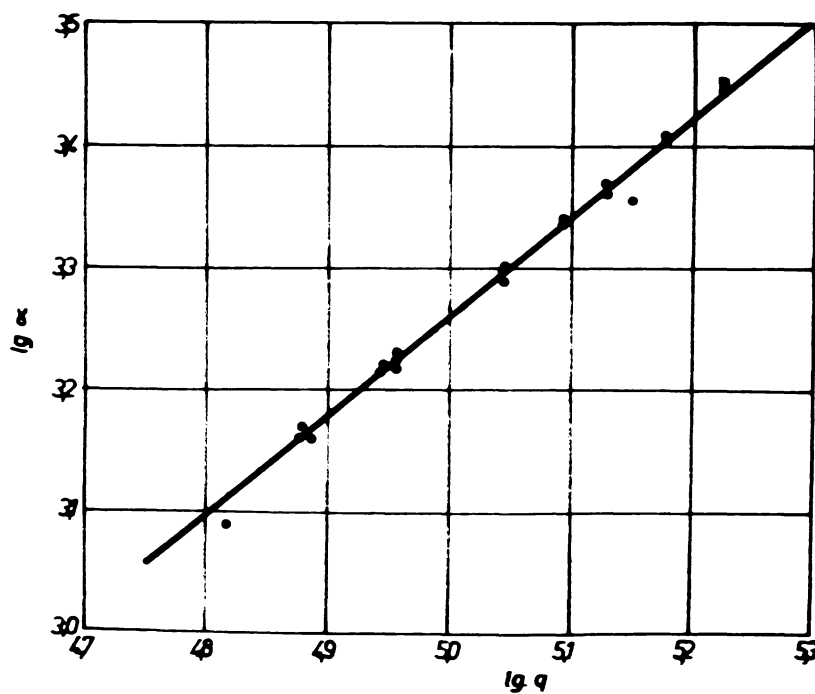


Fig. 44.- Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui q , pentru caproactan, la presiunea de 1.0135.

La presiunea de 100 mm Hg nu au fost posibile decât determinările experimentale pentru caprolactamă pură deoarece în aceste condiții, benzoniul, care fierbe la temperatura de 30°C^{146} și caprolactama cu temperatura de topire de $68,57^{\circ}\text{C}^{147}$ vor da în aparatul experimental, indiferent de concentrația inițială a amestecului, un amestec de benzen saturat cu caprolactamă și cristale de caprolactamă. Deci, în prima fază se îndepărtează din amestec benzenul, urmând în fața a doua fierberea caprolactamei.

Rezultatele experimentale pentru presiunea de 100 mm Hg sînt reduse în figurile 44 și 45.

În figurile 44 și 45 se observă că valorile coeficientului parțial de transfer de căldură α la fierbere pentru caprolactamă aflată la presiunea de 100 mm Hg crește, cu creșterea încălzirii termice q a suprafeței de încălzire sau cu creșterea diferenței de temperatură Δt dintre temperatura suprafeței de încălzire și tem-

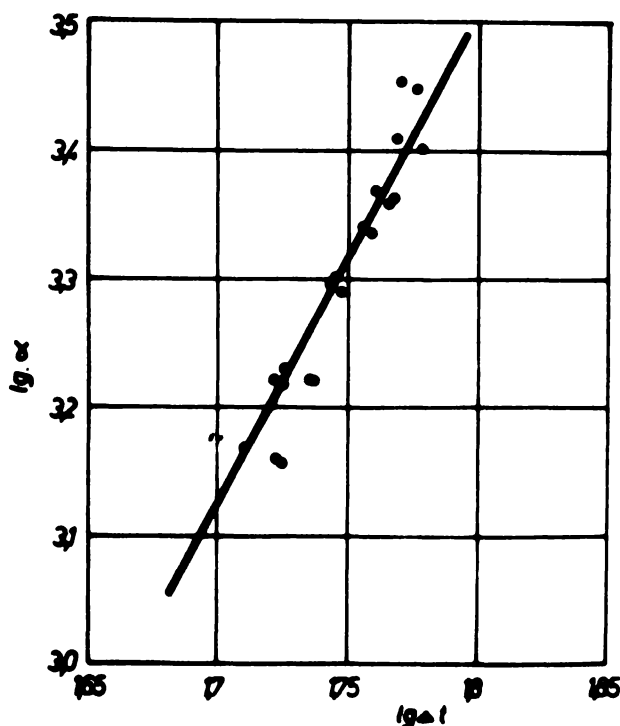
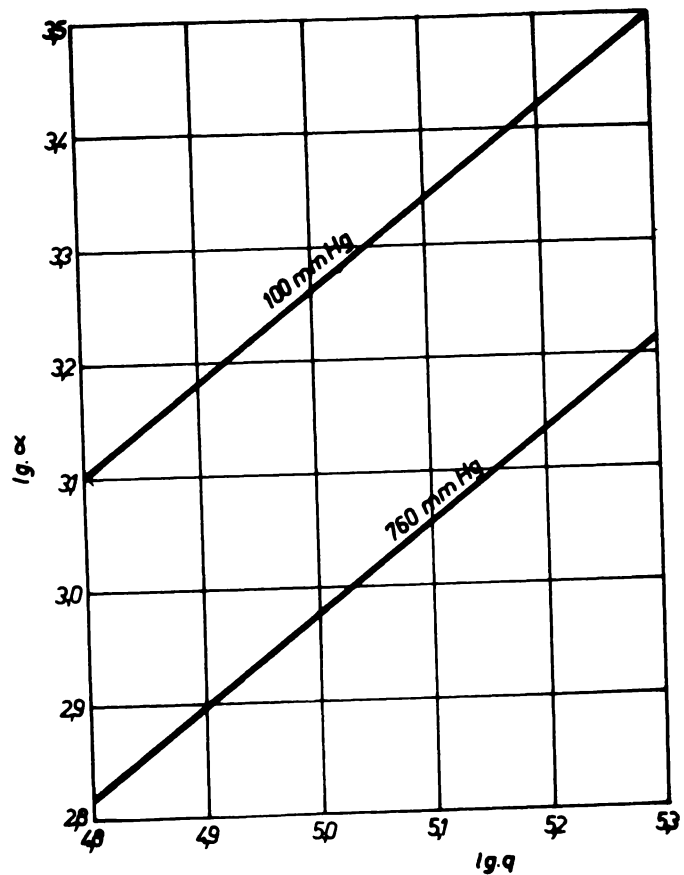


Fig. 45.- Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui Δt pentru caprolactamă, la presiunea de 100 mm Hg.

Fig. 46.- variația valorilor lui α în funcție de valorile lui q pentru caprolectanți, la presiunea atmosferică și presiunea de 100 mm Hg.



peratura de fierbere a caprolectanților, se stabilesc ecuații de formă:

$$\alpha = \sum q^n$$

$$\alpha = \sum 1 \cdot \Delta t^m$$

și anume:

$$\alpha = 0,132 \cdot q^{0,8} \quad (78)$$

$$\alpha = 4,55 \cdot 10^{-4} \cdot \Delta t^{3,0} \quad (79)$$

Prin reprezentarea pe același grafic, figura 46, a variației valorilor coeficientului α în funcție de valorile încălzirii termice q a suprafeței încălzitoare pentru caprolectanți puri la presiunea atmosferică și la presiunea de 100 mm Hg se observă că cele două drepte sînt paralele, $n = 0,8$, și că la presiunea mai mică decât presiunea atmosferică transferul de căldură se îmbunătățește.

Fiind funcție și de presiune, valoarea coeficientului de transfer de căldură α la fierbere pentru caprolectanți puri se exprimă sub formă:

$$\alpha = 0,097 \cdot q^{0,8} \cdot p^{-0,31} \quad (80)$$

$$\alpha = 1,9 \cdot 10^{-5} \cdot \Delta t^{3,8} \cdot p^{-1,51} \quad (III)$$

relații valabile pentru valori ale presiunii de 0,13 ata (100 mm Hg sau $1,33 \cdot 10^4$ N/m²) și 1 ata ($1,033 \cdot 10^5$ N/m²).

5.3. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură α la fierbarea amestecurilor toluenice de n-(β -cianoetil)-caprolactamă (HCECL) ¹⁴³

Determinarea experimentală a valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbarea amestecurilor toluenice de n-(β -cianoetil)-caprolactamă (HCECL) a apărut ca o necesitate deosebită în vederea proiectării în bune condițiuni a aparaturii termice de sinteză a acestui solvent selectiv.

Determinările s-au efectuat într-un aparat cu corp încălzitor cilindric orizontal (descrie în paragraful 4.1) din oțel inoxidabil, 10 EC 150, cu diametrul exterior de 10,6 mm, diametrul interior de 10,2 mm, grosimea pereților de 0,2 mm și lungimea 50 mm.

Determinările sunt experimentale efectuate s-au situat în regiunea de fierbere intensivă în baie: densitatea încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare fiind cuprinsă între $7 \cdot 10^4$ W/m² și $16 \cdot 10^4$ W/m², ceea ce reprezintă 30% până la 60% din încălzirea termică specifică critică, q_{cr} , pentru toluen. Toluenui are încălzirea termică specifică critică, q_{cr} , egală cu $23 \cdot 10^4$ W/m² ⁸⁵.

Valorile coeficienților de transfer de căldură α la fierbere s-au stabilit pentru concentrații cuprinsă între 0% și 30% n-(β -cianoetil)-caprolactamă, la presiunea atmosferică. Greutățile apărute datorită prezenței toluenului au fost depășite ca urmare a utilizării garniturilor din teflon și a sistemului de prestrângere (figura 27, paragraful 4.1.).

Dependența coeficientului de transfer de căldură α la fierbe-

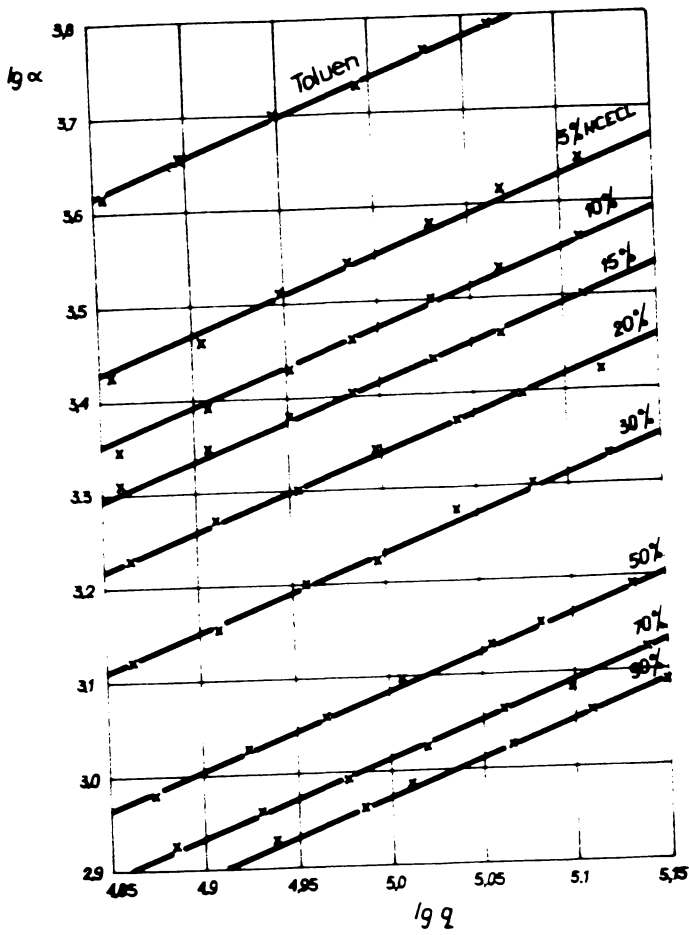


Fig. 47.- Variația lui α în funcție de valorile lui q , pentru amestecurile binare CH₂Cl₂-toluen, la presiunea atmosferică.

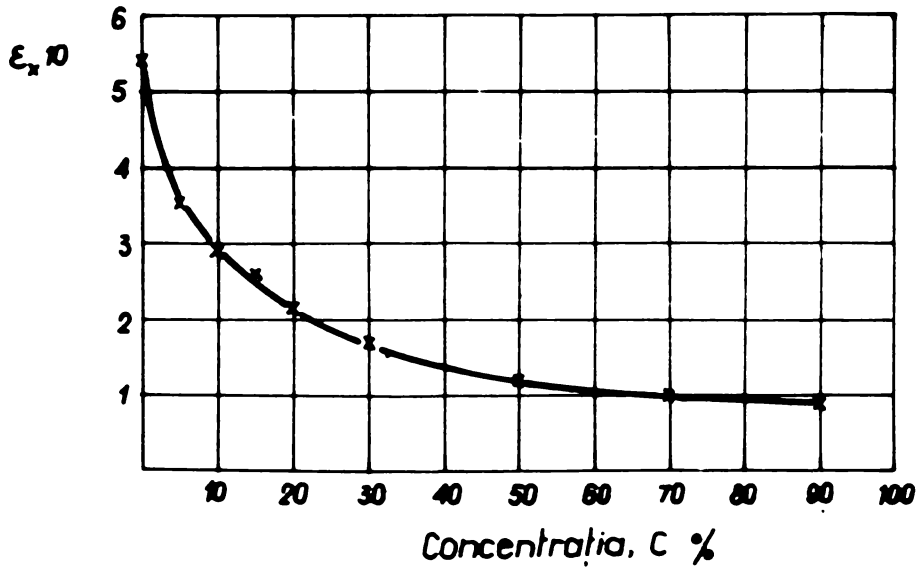


Fig. 48.- Dependența valorilor coeficientului ϵ de concentrația amestecurilor binare CH₂Cl₂-toluen, la presiunea atmosferică.

rea amestecurilor binare $\text{HCl} - \text{toluen}$, de încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare este indicată în figura 47.

În graficul $\log \alpha = f(\log q)$ din figura 47 se observă creșterea valorilor coeficientului α cu creșterea valorilor lui q , la concentrații constante, respectiv scăderea valorilor lui α cu creșterea concentrației C , la valori constante ale lui q .

Pe baza datelor experimentale s-a stabilit o relație între α și q de forma:

$$\alpha = \Sigma \cdot q^m$$

În care, pentru determinările efectuate $m = 0,8$, iar Σ este o funcție de concentrație, variația lui fiind prezentată în figura 48.

În acest grafic s-a stabilit ecuațiile care redau dependența lui Σ de concentrația C a HCl -ului, exprimate în procente, și anume:

$$C = 0 - 15\% \quad \Sigma = 0,96 \cdot C^{-0,283} \quad (82)$$

$$C = 15 - 90\% \quad \Sigma = 1,31 \cdot C^{-0,6} \quad (83)$$

Ecuațiile generale pentru calculul valorilor coeficientului α în amestecurile binare $\text{HCl} - \text{toluen}$, în funcție de încălzirea termică specifică q , a suprafeței sînt:

$$C = 0 - 15\% \quad \alpha = 0,96 \cdot C^{-0,283} \cdot q^{0,8} \quad (84)$$

$$C = 15 - 90\% \quad \alpha = 1,31 \cdot C^{-0,6} \cdot q^{0,8} \quad (85)$$

Dependența valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor binare $\text{HCl} - \text{toluen}$ de diferența de temperatură Δt dintre temperatura suprafeței încălzitoare și cea de fierbere a amestecului, este redată în figura 49.

Creșterea concentrației HCl -ului în amestecul binar $\text{HCl} - \text{toluen}$, pentru aceeași diferență de temperatură Δt , conduce la o

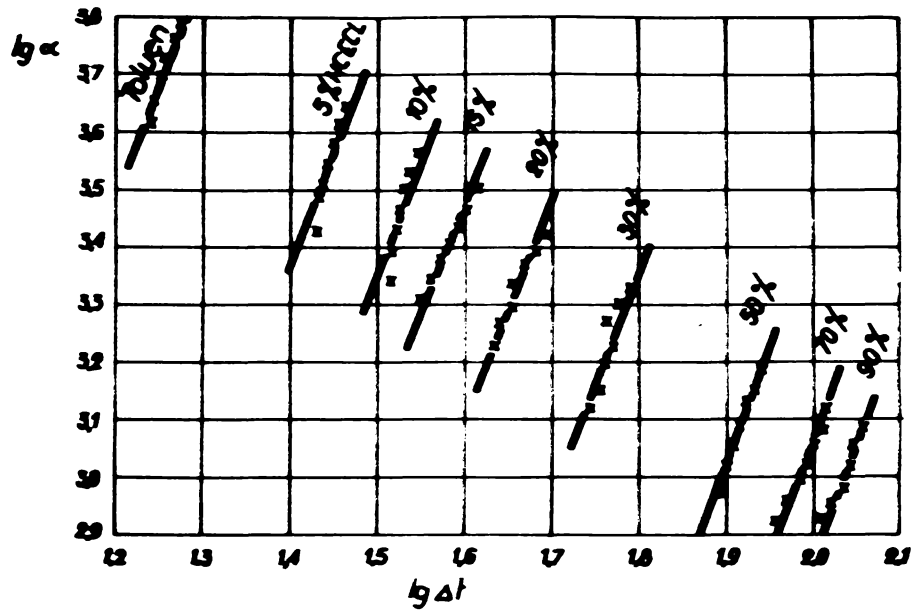
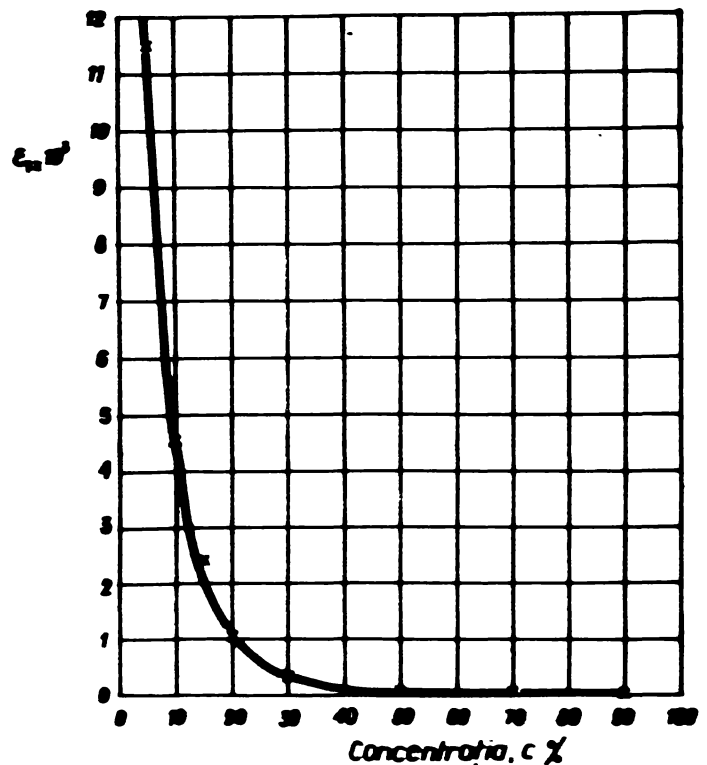


Fig. 49.- Variația valorilor lui α în funcție de valoarea lui Δt , pentru amestecuri binare benzol-toluen, la presiunea atmosferică.

Fig. 50.- Dependența valorilor coeficientului ε_1 de concentrația amestecurilor binare benzol-toluen, la presiunea atmosferică.



scădere a valorii coeficientului α . De aceeași, la o concentrație constantă a anestezicului, odată cu creșterea diferenței de temperatură Δt , crește și valoarea coeficientului α . Din figura 49 se stabilește o ecuație de formă:

$$\alpha = \Sigma_1 \cdot \Delta t^{n_1}$$

în care, $n_1 = 3,88$, iar Σ_1 este un coeficient a cărui valoare depinde de concentrația anestezicului. Variația valorilor acestui coeficient, în funcție de concentrația C a anestezicului, exprimată în procente masă, este reprezentată în figura 50, din care se stabilesc relațiile de dependență:

$$C = 0 = 19\% \quad \Sigma_1 = 0,11 \cdot C^{-1,41} \quad (86)$$

$$C = 15 = 90\% \quad \Sigma_1 = 2 \cdot C^{-2,48} \quad (87)$$

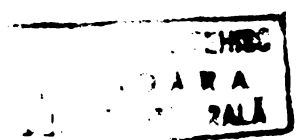
Ecuațiile globale pentru calculul coeficientului α , în domeniul concentrațiilor indicate sînt:

$$C = 0 = 19\% \quad \alpha = 0,11 \cdot C^{-1,41} \cdot \Delta t^{3,88} \quad (88)$$

$$C = 15 = 90\% \quad \alpha = 2 \cdot C^{-2,48} \cdot \Delta t^{3,88} \quad (89)$$

5.4. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură α la fierberea anestezicilor apoase de n-(β -cianoetil)-caprolactamă (HCCU) 143

Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură α , la fierberea anestezicilor apoase de n-(β -cianoetil)-caprolactamă (HCCU), apare ca o necesitate deosebită în vederea proiectării în bune condițiuni a aparaturii termice în care are loc operația de recuperare - regenerare a acestui solvent selectiv.



Înterminările s-au efectuat într-un aparat cu corp încălzitor cilindric orizontal (descrie în paragraful 4.1) din oțel inoxidabil, 10 EC 180, cu diametrul exterior de 10,6 mm, diametrul interior de 10,2 mm, grosimea pereților de 0,2 mm și lungimea 50 mm. Înterminările experimentale s-au situat în domeniul regiunii de fierbere intensivă în bulă, încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare fiind cuprinsă între $1,38 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$ și $4,6 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$. Valorile coeficienților de transfer de căldură α la fierbere s-au stabilit pentru concentrații cuprinse între 0% și 99,99% H₂O, la presiunea atmosferică. Dependența coeficientului de transfer de căldură α la fierbere amestecurilor binare H₂O- α pi, de încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare este redată în figura 51.

Lin grafical $\lg \alpha = f(\lg q)$ din figura 51 se observă creșterea valorilor coeficientului α cu creșterea valorilor lui q la con-

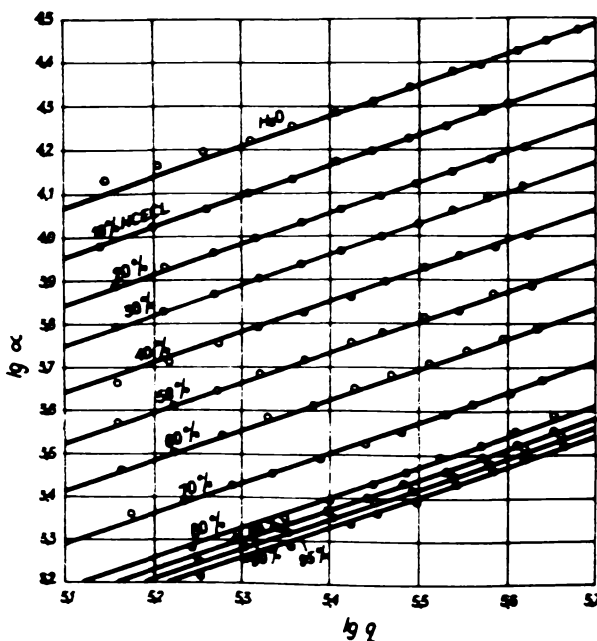


Fig. 51.- Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui q pentru amestecurile binare H₂O- α pi, la presiunea atmosferică.

concentrații constante, respectiv scăderea valorilor lui α cu creșterea concentrației C , la valori constante ale lui q .

Pe baza datelor experimentale s-a stabilit o relație între α și q de forma:

$$\alpha = \Sigma \cdot q^m$$

în care, pentru determinările efectuate, $m = 0,7$, iar Σ este o funcție de concentrație, variația lui fiind prezentată în figura 52.

În acest grafic rezultă ecuațiile care sînt dependența lui Σ funcție de concentrația C a NO₂-ului în aer, exprimate în procente:

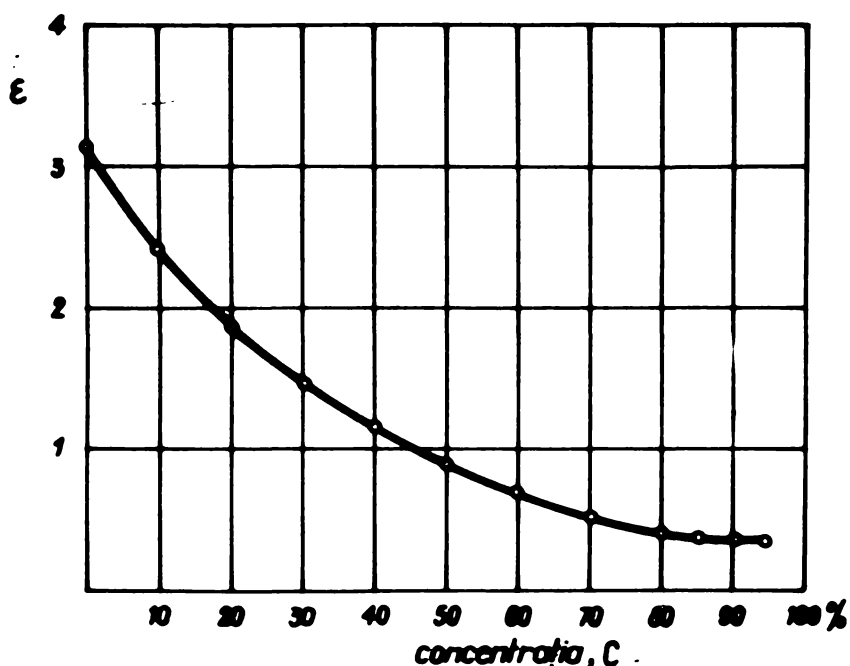


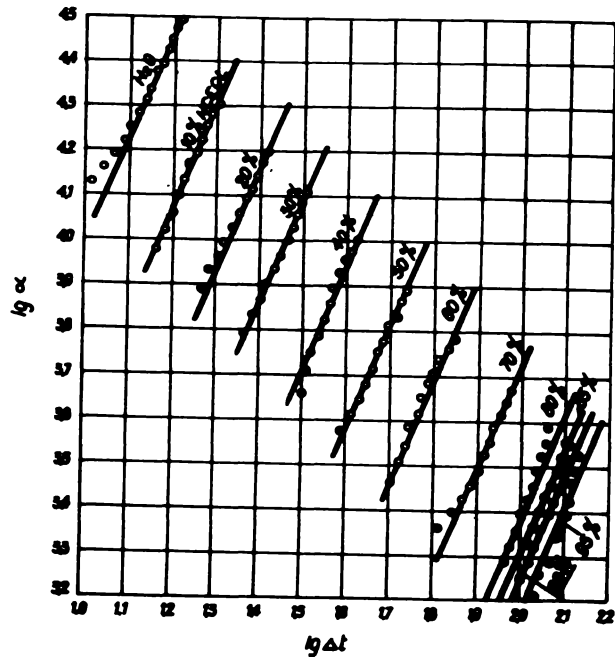
Fig. 52.- Dependența valorilor coeficientului Σ de concentrația aerotecourilor dinare NO₂ - apă, la presiunea atmosferică.

$$C = 10 = 35 \quad \Sigma = 3,2 \cdot C^{-0,333} \quad (57)$$

$$C = 35 = 95 \quad \Sigma = 2,1 \cdot C^{-0,4} \quad (58)$$

ecuațiile generale pentru calculul valorii coeficientului α pentru aerotecouri dinare NO₂ - apă, în funcție de înălțimea ter-

Fig. 53.- Variația valorilor lui α în funcție de valoarea lui Δt pentru amestecuri binare H₂O-C₂H₅OH - apă, la presiunea atmosferică.



valorii specifice q a suprafeței încălzitoare, sînt:

$$\alpha = 19 \cdot 37 \cdot \Delta t^{0.333} \cdot q^{0.7} \quad (92)$$

$$\alpha = 35 \cdot 09 \cdot \Delta t^{1.4} \cdot q^{0.7} \quad (93)$$

Dependența valorii coeficientului de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor binare H₂O-C₂H₅OH - apă de diferența de temperatură Δt dintre temperatura suprafeței încălzitoare și cea de fierbere a amestecului, este redată în figura 53.

Crescerea concentrației H₂O-C₂H₅OH-ului în amestecul binar H₂O-C₂H₅OH - apă, pentru aceeași diferență de temperatură Δt , conduce la o scădere a valorii coeficientului α . În schimb, la o concentrație constantă a amestecului, odată cu creșterea diferenței de temperatură Δt crește și valoarea coeficientului α . În figura 53 se stabilește o ecuație de formă:

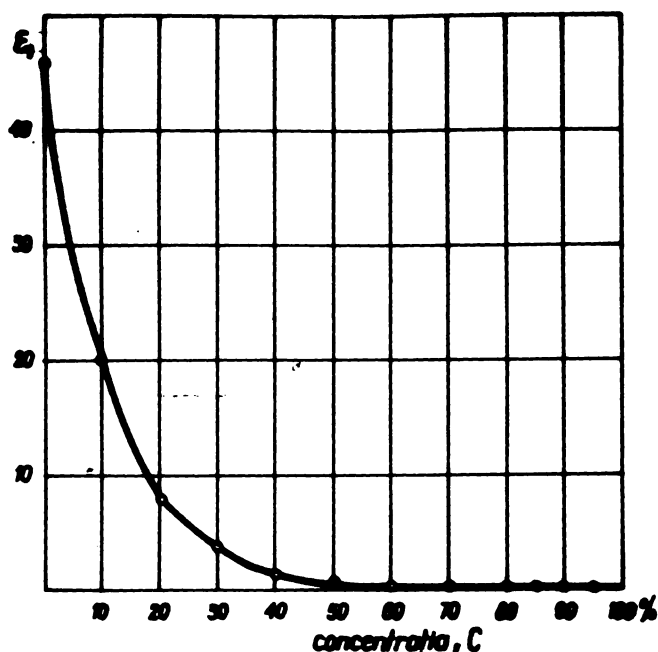


Fig. 54.- Dependenta valorilor coeficientului ξ_1 de concentrația acetococurilor binare $\text{SCPEL} - \text{apă}$, la presiunea atmosferică.

$$\alpha = \xi_1 \cdot \Delta t^{2.33}$$

În care, $n_1 = 2.33$ iar ξ_1 este un coeficient care depinde de concentrația acetococului. Variația acestui coeficient în funcție de concentrație este redată în figura 54, din care se stabilesc relațiile de dependență:

$$C = 10 - 35 \quad \xi_1 = 640 \cdot C^{-1.5} \quad (94)$$

$$C = 35 - 95 \quad \xi_1 = 3.36 \cdot 10^7 \cdot C^{-4.57} \quad (95)$$

coeficienții globale pentru calculul coeficientului α , în funcția de concentrațiile indicate sînt:

$$C = 10 - 35 \quad \alpha = 640 \cdot C^{-1.5} \cdot \Delta t^{2.33} \quad (96)$$

$$C = 35 - 95 \quad \alpha = 3.36 \cdot 10^7 \cdot C^{-4.57} \cdot \Delta t^{2.33} \quad (97)$$

5.5. Determinarea experimentală a coeficientului de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor ternare caprolactamă - alcool etilic - apă⁸³

Predecebișe de amestecurile anterioare de data aceasta se pune problema unui amestec de trei componente lichide: apă, alcool etilic, și caprolactamă. Variația concentrației amestecului se poate face de fapt variația raportului dintre doi solvenți, apă și alcool etilic, cantitatea de caprolactamă fiind un parametru constant.

Problema prezintă interes, în special prin faptul că alina curbei de variație a coeficientului α la fierbere, în funcție de concentrație, la q constant, în cazul sistemului binar alcool etilic - apă, ca și la alcool metilic - apă, prezintă un minim^{11,72}.

În rezultatele experimentale care s-au obținut, se observă că introducerea unui al treilea component în acest sistem de doi solvenți schimbă caracterul transferului de căldură la fierbere.

Determinările experimentale s-au efectuat cu amestecuri de 20% caprolactamă în dizolvant, apă - alcool etilic, de concentrații $c = 100\%$ apă sau alcool etilic. Încălzirile termice specifice q ale suprafeței încălzitoare s-au situat între $1 \cdot 10^5$ W/m² și $5 \cdot 10^5$ W/m². Instalația experimentală utilizată este cea descrisă în paragraful 4.1. și s-a utilizat un corp încălzitor cilindric din oțel inoxidabil, 10 NC 180, cu diametrul exterior de 10 mm și grosimea pereților de 0,5 mm.

Dependența valorilor coeficientului α de încălzirea termică q a suprafeței încălzitoare, pentru aceste amestecuri, este redată în figura 75.

Ecuația de calcul căldurii pentru α este următoarea:

$$\alpha = \Sigma \cdot q^{0,7}$$

Variația coeficientului Σ în funcție de concentrația c a

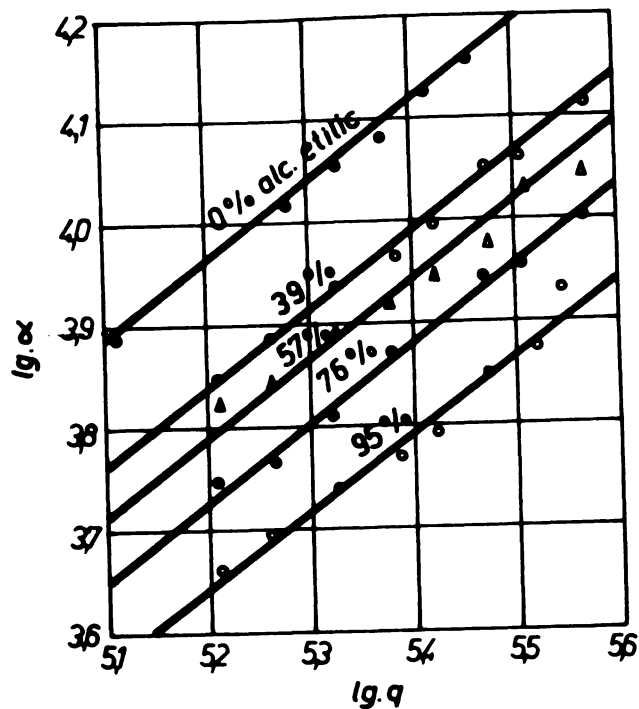


Fig. 55.- Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui q pentru amestecuri ternare caprolactam-alcool etilic-apă (caprolactam 20%; dizolvantul: apă + alcool etilic în proporții variabile), la presiunea atmosferică.

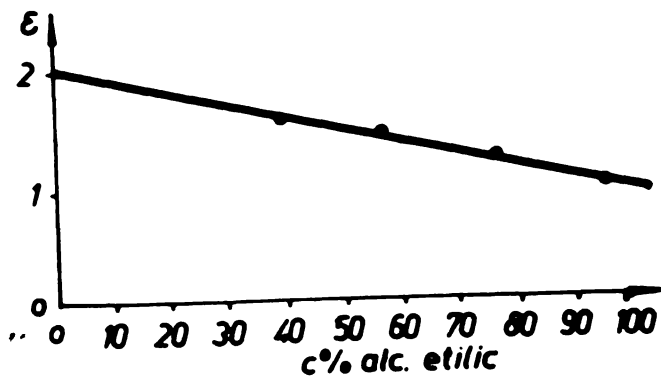


Fig. 56.- Dependența valorilor coeficientului ϵ de concentrația dizolvantului în alcool etilic pentru amestecurile ternare caprolactam-alcool etilic-apă, cu 20% caprolactam.

disolventului în alcool etilic este redată în figura 56, iar relația a dedusă din această diagramă este:

$$\Sigma = -1,15 \cdot 10^{-2} \cdot C + 2,14 \quad (98)$$

pentru întreg domeniul de concentrații.

Ecuația globală pentru calculul lui α are forma:

$$\alpha = (-1,15 \cdot 10^{-2} \cdot C + 2,14) \cdot q^{0,7} \quad (99)$$

Dependența coeficientului de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor ternare caprolactamă - alcool etilic - apă de diferența de temperatură Δt dintre temperatura suprafeței încălzitoare și cea de fierbere a coloanților este redată în figura 57.

Ecuația dedusă din această diagramă are forma:

$$\alpha = \Sigma_1 \cdot \Delta t^{2,33}$$

în care, Σ_1 este un coeficient care depinde de concentrația C a alcoolului etilic din disolvent și a cărei variație se prezintă în figura 58.

În figura 58 se stabilesc relațiile de dependență ale lui Σ_1 și anume:

$C = 0 = 30\%$ alcool etilic în disolvent

$$\Sigma_1 = 5,33 \cdot 10^{-3} \cdot C^2 - 0,361 \cdot C + 12,2 \quad (100)$$

$C = 30 = 100\%$ alcool etilic în disolvent

$$\Sigma_1 = 3,61 \cdot 10^{-4} \cdot C^2 - 0,112 \cdot C + 8,585 \quad (101)$$

Ecuațiile globale pentru calculul coeficientului α în domeniul concentrațiilor indicate sînt:

$C = 0 = 30\%$ alcool etilic în disolvent

$$\alpha = (5,33 \cdot 10^{-3} \cdot C^2 - 0,361 \cdot C + 12,2) \cdot \Delta t^{2,33} \quad (102)$$

$C = 30 = 100\%$ alcool etilic în disolvent

$$\alpha = (3,61 \cdot 10^{-4} \cdot C^2 - 0,112 \cdot C + 8,585) \cdot \Delta t^{2,33} \quad (103)$$

Fig. 57.- Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui Δt pentru amestecuri ternare caprolactam - alcool etilic - apă (caprolactam 20 ; dizolvantul: apă + alcool etilic în proporții variabile), la presiunea atmosferică.

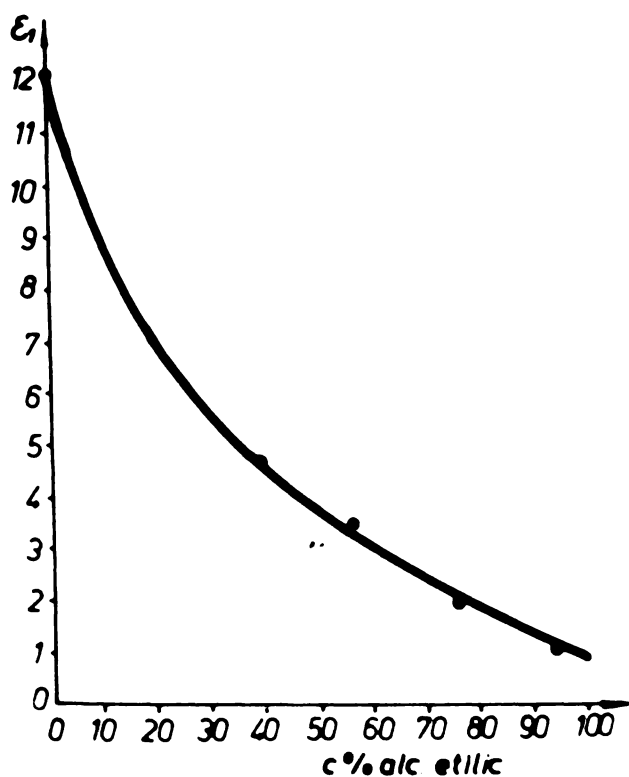
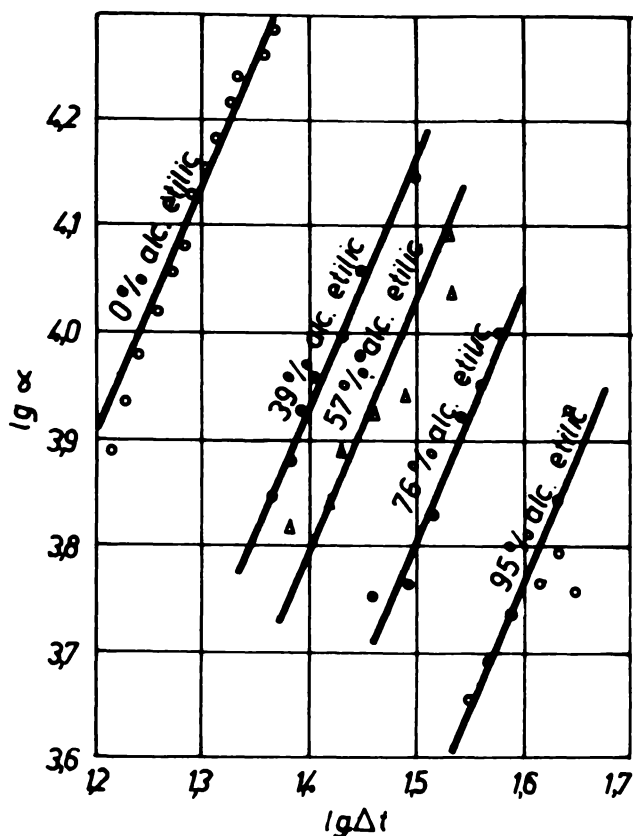


Fig. 58.- Dependența valorilor coeficientului ϵ_1 de concentrația dizolvantului în alcool etilic pentru amestecuri ternare caprolactam - alcool etilic - apă, cu 20 caprolactam.

Pentru a vedea în ce măsură coeficientul α la fierberea acestor amestecuri de trei componente poate fi considerat, respectiv calculat ca o sumă aditivă, s-a reprezentat grafic, figura 59, variația coeficientului α stabilit experimental și cel calculat cu formula aditivității, în funcție de concentrația amestecului de solvenți ^{74,01}.

$$\alpha_{\text{sol. ternară}} = \alpha_{\text{apă}} \cdot \alpha_{\text{sol. binară apă-alc.}} + \alpha_{\text{alcool etilic}} \cdot \alpha_{\text{sol. binară alc. etanolic}} \quad (104)$$

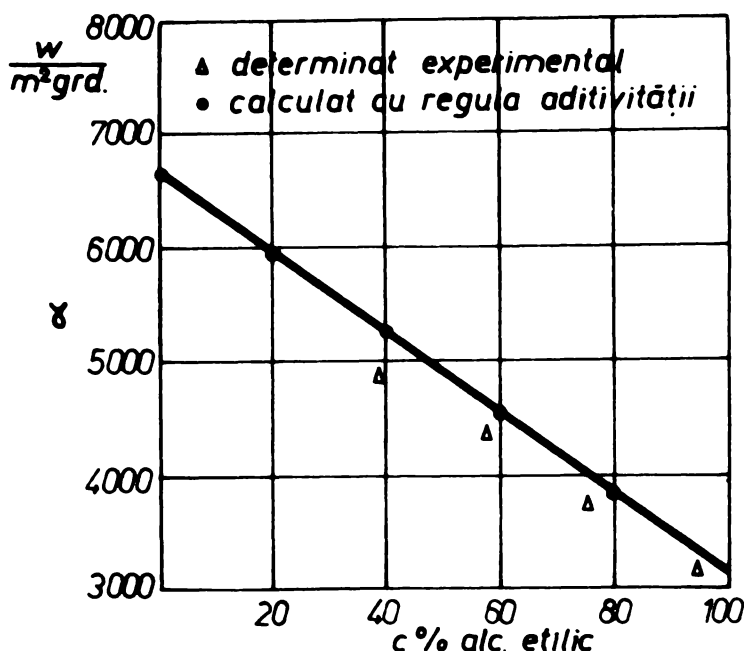


Fig. 59.- Variația valorilor lui α în funcție de concentrația alcoolului etilic în dizolvant pentru amestecuri ternare caprolactamă - alcool etilic - apă cu 20% caprolactamă.

Diferențele observate (max. 10%) se încadrează în limite erorilor admisibile în domeniul determinărilor experimentale ale transferului de căldură. Se poate concluziona că pentru cazul studiat valoarea coeficientului α pentru amestecurile ternare este o sumă aditivă aproximativă.

**3.6. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer
de căldură α la fierberea soluțiilor de antracen în apă
monotilenglicol (HTG)¹⁵⁰**

Cunoașterea datelor termice, respectiv valorile coeficienților de transfer de căldură α la fierbere a soluțiilor de antracen în monotilenglicol (HTG), constituie o problemă de o deosebită importanță atât sub aspect practic cât și sub aspect fundamental al activității de cercetare.

În punct de vedere practic, problema este importantă deoarece nu de puține ori apare necesitatea proiectării unor aparate de schimb de căldură în care are loc fierberea unor soluții de antracen, proiectare care necesită cunoașterea valorilor reale ale coeficientului de transfer de căldură la fierbere.

În punct de vedere fundamental, problema prezintă interes deosebit, așa după cum arată literatura de specialitate¹⁵¹, întrucât la antracen în monotilenglicol prezintă un azeotrop la concentrația de 1,7% antracen. Aceasta înseamnă că substanța este antracenui, la temperatura de fierbere a soluției prezintă o presiune de vapori, presiune care nu poate fi neglijată și care conduce la apariția antracenui în condens. Sub acest aspect problema binară de antracen în monotilenglicol se comportă ca o soluție binară.

Determinările experimentale s-au efectuat pe un aparat încălzitor cilindric orizontal, din oțel inoxidabil, 10 HC 1/2, diametrul exterior 10,6 mm, diametrul interior 10,2 mm, grosimea zărilor 0,2 mm și lungimea 50 mm. Determinările s-au efectuat în regiunea de fierbere intensivă în bule, încălzirea fiind specifică și a suprafeței încălzitoare fiind cuprinsă între 10^4 și $2 \cdot 10^5$ W/m².

Dependența coeficientului de transfer de căldură α la

rea soluțiilor binare de antracen în monoetilenglicol (MEG), măsurarea temperaturii specifice q a suprafeței încălzitoare este dată în figura 60.

Literatura de specialitate¹⁵¹ arată că monoetilenglicolul reacționează cu antraceni un azeotrop la 1,75 antracen.

Din graficul $\lg \alpha = f(\lg q)$ din figura 60 se observă creșterea valorilor coeficientului α cu creșterea valorilor lui q și concentrației C constante, și creșterea bruscă a valorilor lui α cu creșterea concentrației C până la 1,75 antracen și apoi scăderea lentă a valorilor lui α cu creșterea concentrației C , valori constante ale lui q .

Pe baza datelor experimentale s-a stabilit relația de dependență între α și q de forma:

$$\alpha = \Sigma \cdot q^m$$

unde, pentru determinările efectuate, $m = 0,7$ iar Σ este o funcție de concentrație, a cărei variație este prezentată în figura 61.

Din acest grafic rezultă ecuațiile care redau dependența Σ funcție de concentrația C a antracenului în monoetilenglicol, exprimate în procente astfel:

$$C = 1,7 - 10\% \quad \Sigma = 0,218 \cdot C^{-0,0364} \quad (105)$$

$$C = 10 - 15\% \quad \Sigma = 0,190 \cdot C^{-0,0057} \quad (106)$$

Ecuațiile generale pentru calculul valorii coeficientului pentru soluțiile binare de antracen - monoetilenglicol (MEG) funcție de încălzirea temperaturii specifice q a suprafeței încălzitoare sînt:

$$C = 1,7 - 10\% \quad \alpha = 0,218 \cdot C^{-0,0364} \cdot q^{0,7} \quad (107)$$

$$C = 10 - 15\% \quad \alpha = 0,190 \cdot C^{-0,0057} \cdot q^{0,7} \quad (108)$$

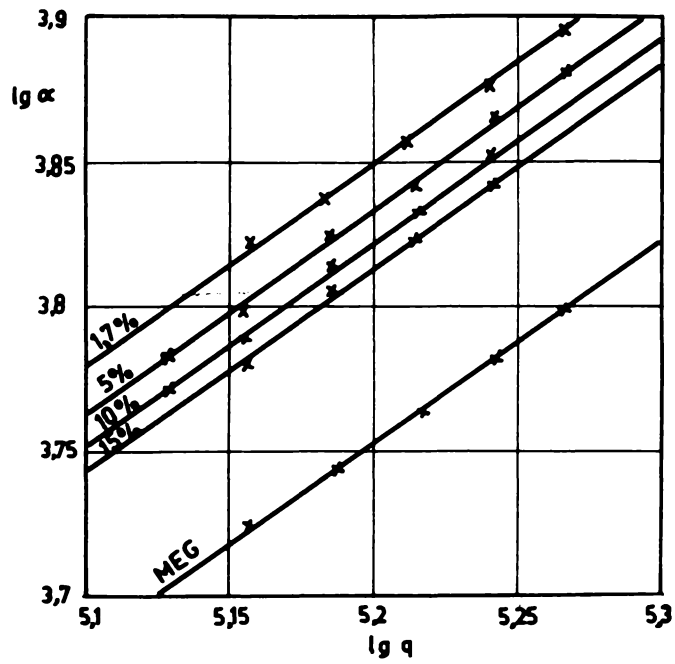


Fig. 60.- Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui q pentru soluțiile binare antracen - C_6 , la presiunea atmosferică.

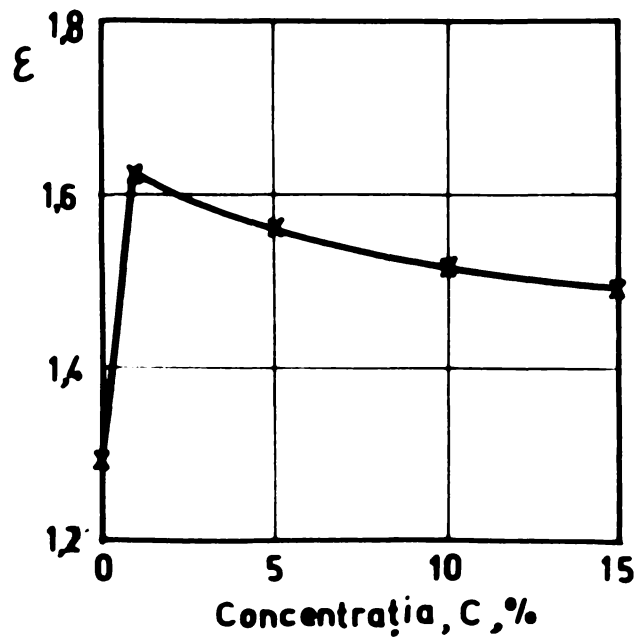


Fig. 61.- Dependenta valorilor coeficientului ϵ de concentrația soluțiilor binare antracen - C_6 , la presiunea atmosferică.

Dependența valorilor coeficientului de transfer de căldură α , la fierberea soluțiilor binare de antrenen în monoetilenglicol, de diferența de temperatură Δt este redată în figura 62.

În figura 62 se observă că, la o concentrație constantă a soluției, odată cu creșterea diferenței de temperatură Δt , crește și valoarea coeficientului α . Cât privește variația valorii coeficientului α cu variația concentrației soluției, la diferențe de temperatură Δt constante, se constată o creștere bruscă pînă la $C = 1,7$ antrenen și apoi o scădere lentă la concentrații mai mari de 1,7. Din această figură se stabilește relația între α și Δt de forma:

$$\alpha = \varepsilon_1 \cdot \Delta t^{m_1}$$

în care, $m_1 = 2,33$ iar ε_1 este un coeficient care depinde de concentrația soluției, a cărei variație este redată în figura 63.

Pentru coeficientul ε_1 se stabilesc următoarele relații de dependență:

$$C = 1,7 - 10\% \quad \varepsilon_1 = 0,737 \cdot C^{-0,13} \quad (109)$$

$$C = 10 - 15\% \quad \varepsilon_1 = 0,677 \cdot C^{-0,017} \quad (110)$$

Ecuațiile globale pentru calculul coeficientului α , în condițional concentrațiilor în discuție, sînt:

$$C = 1,7 - 10\% \quad \alpha = 0,737 \cdot C^{-0,13} \cdot \Delta t^{2,33} \quad (111)$$

$$C = 10 - 15\% \quad \alpha = 0,677 \cdot C^{-0,017} \cdot \Delta t^{2,33} \quad (112)$$

În punct de vedere al comportării la fierbere, soluțiile de antrenen în monoetilenglicol pot fi încadrate mai corect în categoria acestor sisteme decorece antrenenul, la temperatura de fierbere prezintă o presiune totală de vapori apreciabilă (18 mm Hg), ceea ce face ca în vaporii de monoetilenglicol să regăsim și antrenen. Cantitatea de antrenen antrenat depinde de concentrația ce în soluția supusă fierberii. Soluția cu 1,7 antrenen consti-

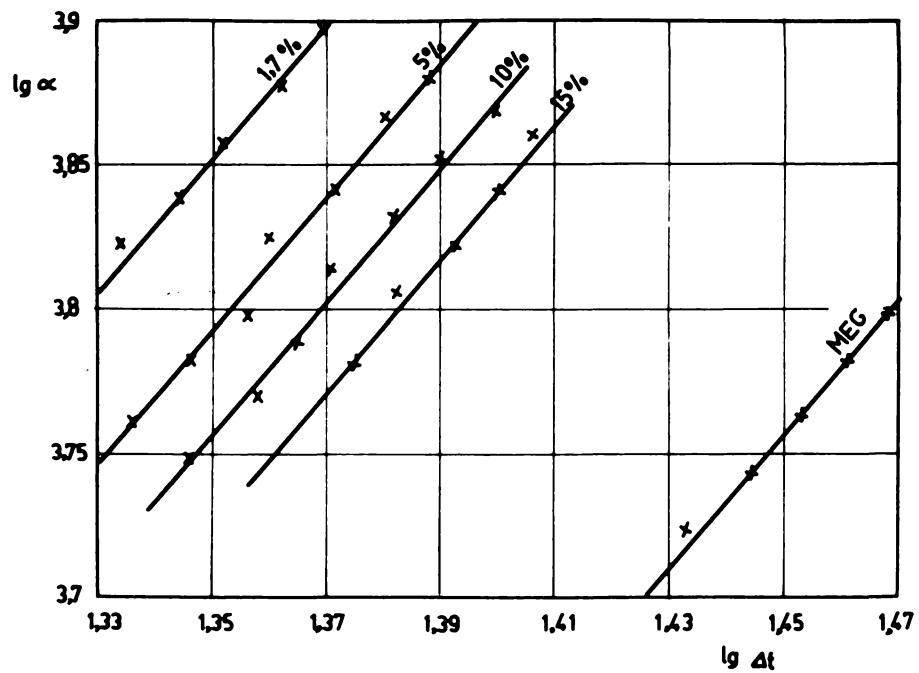


Fig. 62.- Variația valorilor lui α în funcție de valorile lui Δt , pentru soluții binare antracen - G, la presiunea atmosferică.

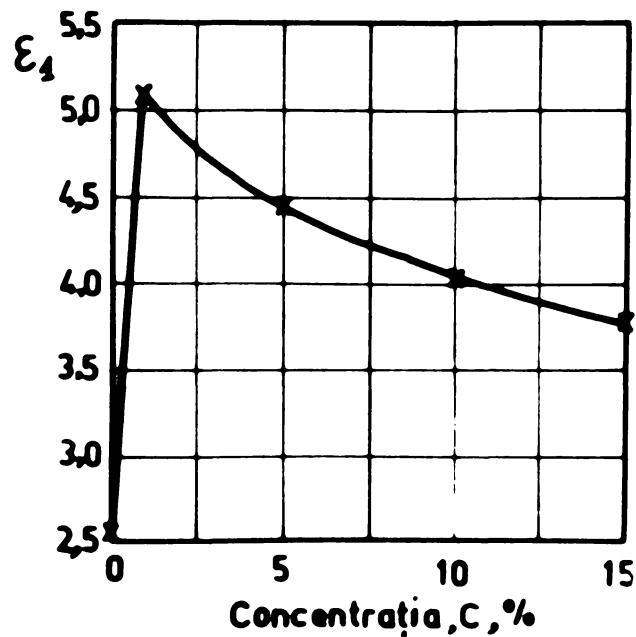


Fig. 63.- Dependența valorilor coeficientului ϵ_1 de concentrația soluțiilor binare antracen - MEG, la presiunea atmosferică.

taie azotrop¹⁵¹, care are un comportament de sinotilitar.

În conformitate cu indicațiile din literatură⁸⁵ valorile coeficientului de transfer de căldură α la fierbere pentru azotrop pot fi mai mari sau mai mici decât cele corespunzătoare pentru solventul pur - monoetilenglicol. Privit sub acest aspect, comportamentul ciudat al soluțiilor de amestec în monoetilenglicol leagă de creșterea bruscă a valorilor lui α de la valorile pentru monoetilenglicol până la soluțiile de concentrația azotropului și apoi scăderea lentă a valorilor lui α , cu creșterea conținutului, în Δt constant, este perfect normal.

Pentru a avea un coeficient de siguranță suficient de mare recomandăm ca, în calculurile de proiectare să se utilizeze valorile lui α pentru monoetilenglicol pur indiferent de concentrația în soluției cuprinsă fierberii.

5.7. Temperaturi de fierbere ale amestecurilor studiate.

La determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor studiate a fost necesară determinarea unei serii de parametri. Între acești parametri s-a numărat și temperatura de fierbere a amestecurilor. Valorile experimentale obținute sînt prezentate în tabelele 3 - 6, respectiv figurile 64 - 67.

Din graficele prezentate se observă că temperatura de fierbere crește odată cu creșterea concentrației componentului mai puțin volatil din amestec, observație normală și în concordanță cu indicațiile din literatură. În s-a putut merge cu determinarea temperaturii de fierbere până la 100% component greu volatil deoarece înainte de atingerea acestor temperaturi stit caprolactona sînt și β -cianetil)-caprolactamii se polimerizează sau se degradează termic.

Tabela 3.- Amestec caprolactamă - apă.

Cant. caprolactamă	0	10	20	30	40	50	60
Temperatura de fierbere, t_f , °C	100	100,4	100,6	101,3	102	103,1	105

Fig. 64.- Dependența temperaturii de fierbere a amestecurilor caprolactamă - apă de concentrație, la presiunea atmosferică.

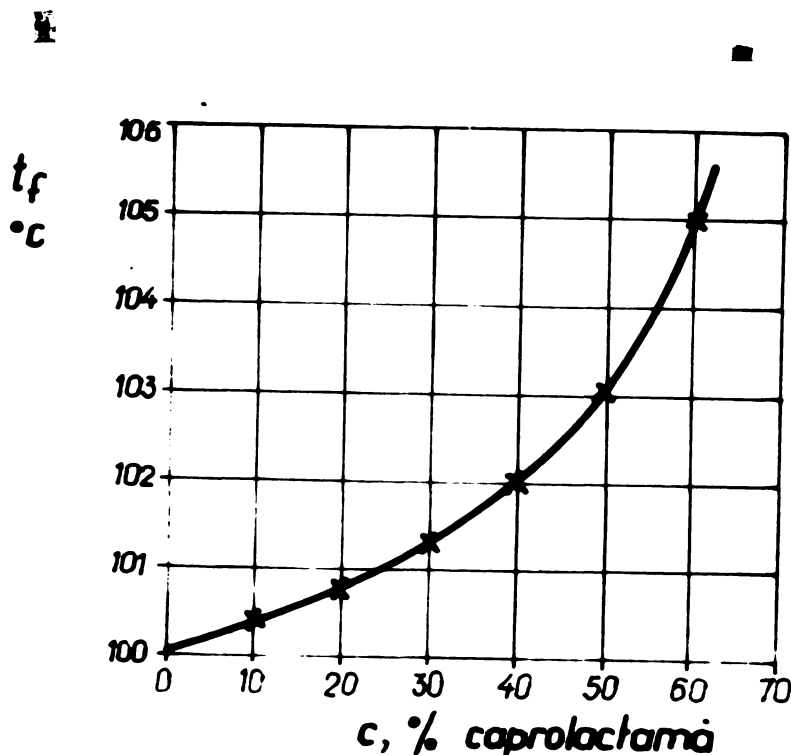


Tabela 4.- Amestec caprolactamă - benzen.

Cant. caprolactamă	0	5	10	15	20	30	40	50	60
Temperatura de fierbere, t_f , °C	170,7	80,9	81,9	82,7	83,6	85	86,5	90,3	97,5

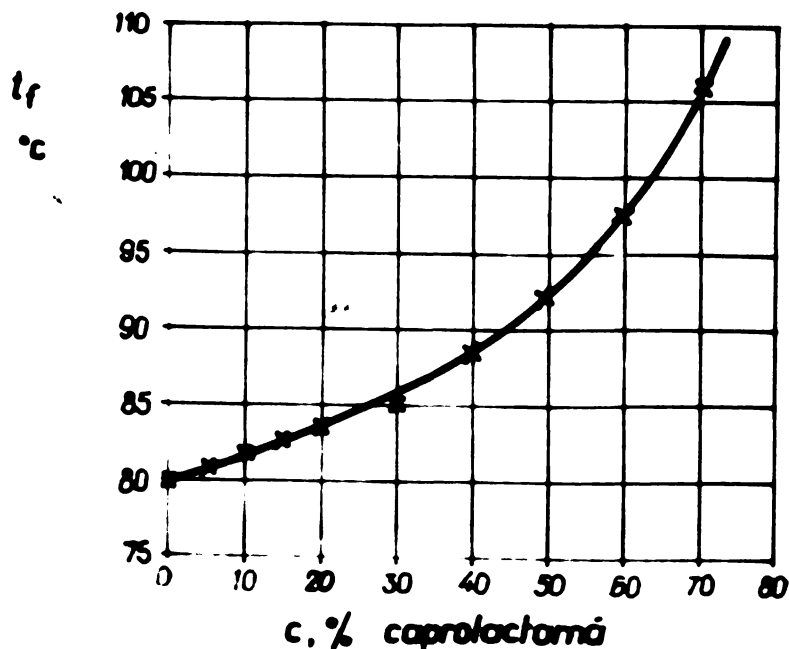


Fig. 65.- Dependența temperaturii de fierbere a amestecurilor caprolactamă - benzen de concentrație, la presiunea atmosferică.

INSTITUTUL POLITENIC
TIA
BIBLIOTECA CENTRALĂ

Tabela 5.- Amestec n -(β -cianoetil)-coprolactam - toluen.

c , % NCECL	0	10	20	30	40	50	60	70
t_f , °C	107,8	108,4	109,3	110	111,3	112,9	117	123

Fig. 66.- Dependenta temperaturii de fierbere a amestecurilor n -(β -cianoetil)-coprolactam de concentrație, la presiunea atmosferică.

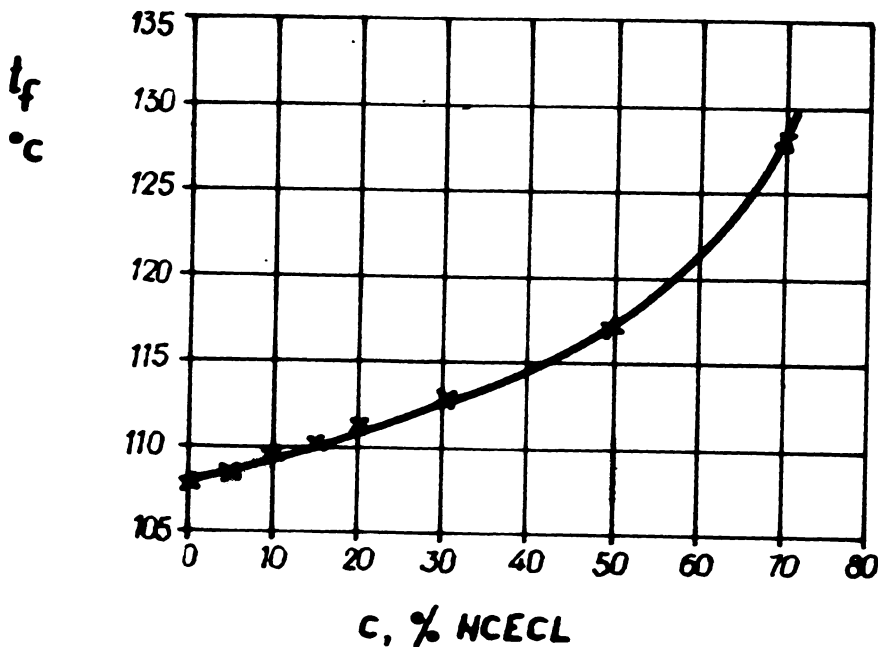


Tabela 6.- Amestec n -(β -cianoetil)-coprolactam - apă.

c , %	0	10	20	30	40	50	60	70	80	85
t_f , °C	100	100,3	100,6	100,9	101,3	101,9	102,5	103,4	104,8	106,6

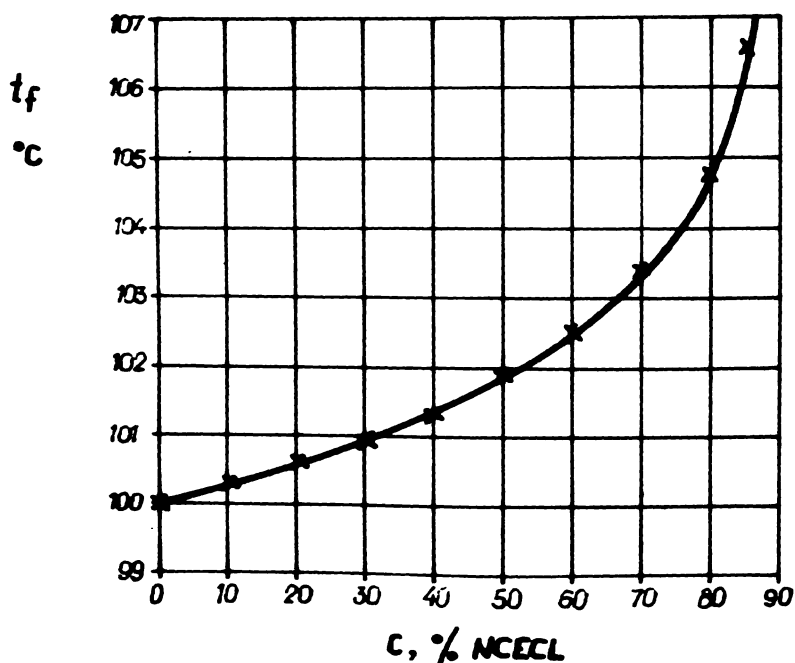


Fig. 67.- Dependenta temperaturii de fierbere a amestecurilor n -(β -cianoetil)-coprolactam - apă de concentrație, la presiunea atmosferică.

Acasași cașă, polimerizarea sau degradarea termică, consti-
tute motivul pentru care modul de abordare al problemei fierberii
amestecurilor prezentat în paragraful 2.2. nu poate fi aplicat în
cazul amestecurilor studiate în prezenta lucrare. Ușine ca metode
ca expuneri și aplicații în prezentul capitol să fie utilizate și în
viitor în cazul unor astfel de tipuri de amestecuri.

5.9. Programarea pe calculator, în limbaj FORTRAN, a relațiilor
pentru calculul coeficientului de transfer de căldură α
la fierbere (cazul particular: amestecul n-(β -cianotil)-
caprolactam - toluen).

pentru mărirea operativității efectuării calculelor necesare
determinării valorilor coeficientului de transfer de căldură α la
fierberea amestecurilor studiate, pornindu-se de la următoarele re-
lații:

$$q = \frac{I_0 \Delta E}{3,14 \cdot d_0 \cdot l} \quad (113)$$

$$t_{pe} = t_{p1} - \frac{q \cdot d_0}{4 \cdot \lambda} \cdot \left[1 - \frac{2 \ln d_0 / d_1}{(d_0 / d_1)^2 - 1} \right] \quad (114)$$

$$\alpha = \frac{q}{\Delta t} \quad (115)$$

se-a întocmit programul pentru calculator, în limbaj FORTRAN.

La valorile parametrilor implicați în calcule, determinate
experimental, aplicând acest program, se obțin valorile coeficien-
tului de transfer de căldură α la fierbere. Ca exemplu pentru
amestecul n-(β -cianotil)-caprolactam - toluen.

Programul în limbaj FORTRAN al relațiilor pentru calculul
valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fi-
erbere.

```

PPPPPPPPPP P           2222222222 66666666
PPPP P           GG          66
PPPP P           GG          666
PPPPPPPPPP P           GG          66666666
PPPP P           GG          666
PPPP P           GG          666
PPPP P           GG          66666666
PPPP P           GG          66666666

```

```

. JOB ALFA,AN:PG26,PI:JASCANU,COND:(126,LT)
FORTRAN 00.00  ALFAF 22/05/76 20.28:01
COMPILE FORTRAN
STARTED

```

```

C
C
1  CALCULUL LUI ALFA LA FIERBERE
2
3  DIMENSION V(8),A(8),Q(8),TP(8),T(8),DELTAT(8),ALFA(8)
4
5  READ(105,50) (V(I),I=1,8)
6
7  FORMAT(8F8.4)
8
9  READ(105,51) (A(I),I=1,8)
10
11  FORMAT(8F8.4)
12
13  READ(105,52) DE,L
14
15  DO 20 I=1,8
16  Q(I)=A(I)*V(I)/(3.14*DE*L)
17
18  READ(105,53) (TP(I),I=1,8)
19
20  FORMAT(8F8.4)
21
22  READ(105,54) LAMDA,DI
23
24  FORMAT(2F10.4)
25
26  WRITE(108,55) TP
27
28  DO 30 I=1,8
29  T(I)=TP(I)-(DE*Q(I)*(1-(2*2.5*ALOG10(B)/(B**2-1)))/(4*LAMDA))
30  DELTAT(I)=T(I)-TF
31
32  DO 40 I=1,8
33  ALFA(I)=Q(I)/DELTAT(I)
34
35  WRITE(108,56) V,5X,'A',6X,'Q',6X,'DELTAT',2X,'ALFA',5X,'T',6X,'TP',)
36  FORMAT(5X,61) (V(I),A(I),Q(I),DELTAT(I),ALFA(I),T(I),TP(I),I=1,8)
37  WRITE(108,57) (ALFA(I),I=1,8)
38  FORMAT(1X,63.2,1Y,65.1,1X,69.2,1X,66.3,1X,67.2,1X,68.3)
39
40  FORTRAN 00.00  ALFAF 22/05/76 20.26:01
END

```

100% TOLUEN - 104 -

V	A	G	DELTA	ALFA	T	TP
.57	208.0	711150	51	27.275	2635.1	135.100
.60	219.5	801154	54	27.522	2923.4	135.600
.64	231.5	891227	55	27.771	3215.5	137.700
.66	243.5	978370	55	27.999	3509.9	139.800
.70	254.5	1072340	55	28.200	3805.0	141.900
.73	266.5	1165361	55	28.383	4100.0	144.000
.77	277.5	1259390	55	28.539	4395.0	146.100
.00						

95% TOLUEN + 5% n-(β -cianoetil)-caprolactamă

V	A	G	DELTA	ALFA	T	TP
.57	208.0	718064	51	27.275	2635.1	135.100
.61	219.5	801154	54	27.522	2923.4	135.600
.64	231.5	891227	55	27.771	3215.5	137.700
.67	243.5	978370	55	27.999	3509.9	139.800
.70	254.5	1072340	55	28.200	3805.0	141.900
.72	266.5	1155561	55	28.383	4100.0	144.000
.77	277.5	1259390	55	28.539	4395.0	146.100
.00						

90% TOLUEN + 10% n-(β -cianoetil)-caprolactamă

V	A	G	DELTA	ALFA	T	TP
.59	208.0	737411	53	27.961	2237.2	142.700
.62	219.5	811115	54	28.219	2441.9	143.000
.64	231.5	891227	55	28.564	2673.0	143.400
.67	243.5	978370	55	28.923	2842.4	143.800
.70	254.5	1072340	55	29.277	3115.3	144.100
.73	266.5	1166380	55	29.622	3352.3	144.800
.77	277.5	1292290	55	29.967	3647.3	145.500
.00						

85% Toluen + 15% n-(β -cianoetil)-caprolactamă

V	A	G	DELTA	ALFA	T	TP
.58	208.0	724911	25	35.662	2032.3	146.100
.62	219.5	811115	54	36.718	2249.2	147.200
.64	231.5	897223	55	37.764	2375.7	148.300
.67	243.5	971000	59	38.023	2492.4	149.400
.70	254.5	1070490	44	39.763	2692.1	150.500
.73	266.5	1166380	49	40.764	2946.4	151.400
.78	277.5	1300662	41	42.742	3124.5	152.400
.00						

80% TOLUEN + 20% n-(β -cianoetil)-caprolactamă

V	A	G	DELTA	ALFA	T	TP
.58	208.0	71762	19	43.164	1762.6	154.400
.62	219.5	80260	42	44.989	1789.0	156.190
.65	231.5	88744	37	45.313	1958.5	156.610
.68	243.5	97452	25	45.336	2149.5	156.640
.72	254.5	108067	24	46.042	2302.2	158.240
.75	266.5	117657	41	48.457	2428.1	159.760
.79	277.5	129290	50	50.054	2583.0	161.350
.00						

70% TOLUEN + 30% n-(β -cianoetil)-caprolactamă

V	A	G	DELTA	ALFA	T	TP
.53	208.0	73116	19	54.665	1290.3	169.570
.62	219.5	81775	20	57.514	1421.1	170.410
.65	231.5	91114	31	57.755	1577.5	170.660
.68	243.5	99292	04	59.210	1674.0	172.200
.72	254.5	111104	04	59.645	1877.7	172.200
.75	266.5	120474	56	60.262	2095.2	173.350
.80	277.5	132563	62	62.412	2124.0	175.310
.00						

50% TOLUEN + 50% n-(β -cianoetil)-caprolactamă

V	A	G	DELTA	ALFA	T	TP
.60	208.0	74991	00	79.154	947.4	196.450
.64	219.5	84412	04	80.299	1051.2	197.300
.67	231.5	92505	37	81.450	1135.7	198.450
.70	243.5	102211	25	82.792	1231.6	199.790
.75	254.5	113030	12	85.722	1351.1	201.410
.76	266.5	124475	75	86.555	1424.5	202.220
.81	277.5	135898	62	88.092	1542.7	205.090
.00						

30% TOLUEN + 70% n-(β -cianoetil)-caprolactamă

V	A	G	DELTA	ALFA	T	TP
.62	208.0	76865	75	10.643	846.1	213.840
.65	219.5	85731	57	13.022	912.1	221.990
.69	231.5	95287	47	14.644	972.0	225.440
.72	243.5	105131	26	17.575	1046.5	227.770
.75	254.5	115000	64	*	1149.8	229.020
.79	266.5	125474	40	*	1211.7	231.550
.83	277.5	137899	56	*	1324.9	232.080
.00						

5.3. Aproxieri cu privire la determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor cu importanță tehnologică studiate.

Ca urmare a rezultatelor obținute la determinarea coeficienților de transfer de căldură α la fierberea amestecurilor binare cu importanță tehnologică studiate, se pot face următoarele aproximații :

- S-au lucrat cu amestecuri bânaze formate din două lichide complet miscibile pe întreg domeniul de concentrații 0-100%. În aceste cazuri curba de variație a valorilor coeficientului α va fi limitată în cele două părți extreme de valorile lui α pentru cele două lichide pure. S-au luat în studiu amestecuri de apă, benzen, toluen (în calitate de solvenți) cu caprolactamă și α -(β -cianoetil)-caprolactamă (în calitate de substanțe dizolvate).

- Ca și în cazul substanțelor pure, valoarea coeficientului α la fierbere, la amestecuri, crește odată cu o egteze încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare, respectiv a diferenței de temperatură Δt , dintre temperatura suprafeței de încălzire și temperatura de fierbere a amestecului. Această constatare este valabilă la presiunea atmosferică și la presiuni mai mici ca presiunea atmosferică și concordanță cu datele din literatură^{49,76-80, 85,128,131}.

- Valoarea coeficientului α la fierbere, pentru amestecuri, scade de la valoarea pentru lichidul pur mai volatil, către valoarea pentru lichidul mai puțin volatil. Această scădere nu este liniară, constatându-se o scădere mai accentuată la început, la concentrații mici ale lichidului mai puțin volatil, și apoi mai puțin accentuată, către concentrația de 100 a lichidului cu volatilitatea mai mică.

Se constată că, în mod sistematic, pentru soluțiile apoase, coefi-

coeficientul de transfer de căldură \propto la fierbere variază direct proporțional cu $q^{0,7}$ pe oțită vreme, pentru soluțiile benzeneice și toluenice, variază direct proporțional cu $q^{0,8}$. În aceste cazuri determinările s-au realizat în aceleași condiții experimentale de aparatură și regiuni de fierbere - în bulă. Natura substanțelor care participă la realizarea amestecului influențează, într-o anumită măsură, valoarea pontei dreptei (în coordonate logaritmice) care prezintă variația lui \propto în funcție de q . Acest lucru este în concordanță cu datele din literatură^{124,125,126,131} în care se indică valoarea exponentului lui q ($m = 0,6 - 0,8$) ca o funcție de natura substanțelor în amestec, presiunea de lucru și gradul de prelucrare al suprafeței.

- Interpretarea datelor experimentale obținute, prin metoda expusă în paragraful 2.2., respectiv literatura¹²⁵ de specialitate, mi a fost posibilă, deoarece unul din componentii amestecurilor binare, caprolactam sau n -(β -cianoetil)-caprolactam, în condițiile de lucru, înainte de a atinge punctul de fierbere, peste 300°C , se polimerizează și apoi se decompune. Se apreciază deci că, în cazul amestecurilor binare, în care unul din componentii se decompune înainte de a atinge punctul de fierbere, adică este termolabil, cazul frecvent al compușilor organici, metodologia și metoda expusă și aplicată în cadrul prezentului capitol rămân să fi utilizată și pe viitor. Ea este cea mai rapidă și mai eficientă, conducând la rezultate directe și sigure.

- În amestecurile și soluțiile studiate, valorile coeficientului \propto se pot calcula cu relații de forma:

$$\propto = (a \cdot C^2 + b \cdot C + c) \cdot q^m \quad (116)$$

$$\propto = (a_1 \cdot C^2 + b_1 \cdot C + c_1) \cdot \Delta t^{m_1} \quad (117)$$

880,

$$\alpha = k \cdot c^a \cdot q^b \quad (118)$$

$$\alpha = k_1 \cdot c^{a_1} \cdot \Delta t^{b_1} \quad (119)$$

- Studiile întreprinse asupra soluțiilor de antracen în monoetilenglicol au pus în evidență, în general, același comportament ca cele prezentate anterior, cu excepția variațiilor care apar în domeniul de concentrații 0 - 1,7% antracen. Așa după cum s-a arătat, acest lucru se explică prin aceea că antracenul formează cu monoetilenglicolul mesotrop la concentrația de 1,7% antracen, mesotrop cu comportament de sinestitator.

În tabelul 7 sînt prezentate valorile constantelor a, b, c, a₁, c₁, b₁, c₁, a₁, k, n, k₁, n₁ pentru amestecurile studiate.

Tabela 7 Valorile constantelor din relațiile de calcul ale coeficientului de transfer de căldură la fierberea amestecurilor studiate

nr. crt.	Amestecul	Conținutul de apă % masă	a	b	c	a_1	b_1	c_1	k	n	k_1	n_1	m	m_1	
1.	Caprolactamă-apă p = 760 mm Hg	0 - 20%	$2,29 \cdot 10^{-4}$	$-4,85 \cdot 10^{-2}$	3,03	$6,6 \cdot 10^{-2}$	- 2,72	39,5	-	-	-	-	0,7	2,33	
		20 - 60%	-	-	-	$70 \cdot 10^{-2}$	- 0,829	25,28	-	-	-	-	-	-	-
2.	Caprolactamă-benzol p = 760 mm Hg	0 - 10%	-	$-4,74 \cdot 10^{-2}$	0,5	$1,01 \cdot 10^{-3}$	$-1,55 \cdot 10^{-2}$	$5,5 \cdot 10^{-2}$	-	-	-	-	0,8	3,0	
		10 - 30%	$2,33 \cdot 10^{-4}$	$-1,24 \cdot 10^{-2}$	0,32	-	-	-	-	-	-	$1,475 \cdot 10^{-2}$	-1,2	0,3	3,0
		30 - 100%	$1 \cdot 10^{-5}$	$-2,16 \cdot 10^{-3}$	0,213	-	-	-	-	-	-	0,346	-2,13	0,3	3,0
3.	Caprolactamă pură p = 100 mm Hg	100%	-	-	-	-	-	-	0,182	0	$4,56 \cdot 10^{-4}$	0	0,8	3,0	
		10 - 35%	-	-	-	-	-	-	52	-0,333	640	-1,5	0,7	2,33	
4.	n-(β -cinoetil)-caprolactamă în apă p = 760 mm Hg	35 - 95%	-	-	-	-	-	-	200	-1,4	$3,35 \cdot 10^7$	-4,57	0,7	2,33	
		0 - 15%	-	-	-	-	-	-	-	0,56	-0,293	0,11	-1,41	0,3	3,0
5.	n-(β -cinoetil)-caprolactamă în toluen p = 760 mm Hg	15 - 90%	-	-	-	-	-	-	1,31	-0,6	2	-2,43	0,8	3,0	
		0 - 30% alcool etilic 30 - 100% alcool etilic	-	$-1,15 \cdot 10^{-2}$	2,14	$5,33 \cdot 10^{-3}$	-0,381	12,2	-	-	-	-	-	0,7	2,33
6.	Antracen în mono-etilenglicol p = 760 mm Hg	10 - 15% alcool etilic	-	-	-	$3,61 \cdot 10^{-4}$	-0,112	8,585	-	-	-	-	-	-	
		10 - 15% alcool etilic	-	-	-	-	-	-	0,218	-0,0364	0,737	-0,13	0,7	2,33	
7.	Antracen în mono-etilenglicol p = 760 mm Hg	10 - 15% alcool etilic	-	-	-	-	-	-	0,188	-0,0057	0,677	-0,017	0,7	2,33	
		10 - 15% alcool etilic	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	

Capitolul 5.

REZULTATELE STUDIILOR EXPERIMENTALE LA PIERDEREA LA FIERBEREA TRANSFERULUI DE CALDURĂ LA FIERBEREA SOLUȚIILOR APOASE DE SUBSTANȚE CU SOLUBILITATE LIMITATĂ.

6.1. Aspecte fizico-matematice privind calculul coeficienților de transfer de căldură la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată¹³⁴.

În punct de vedere al soluțiilor pe care le formează cu apă, substanțele solide solubile în apă, se pot împărți în:

- substanțe solide care dau soluții apoase saturate la temperatura de fierbere (cu solubilitate limitată);
- substanțe solide care dau soluții apoase nesaturate, ajungând la topitură (cu solubilitate nelimitată).

În cele ce urmează se prezintă studiile efectuate asupra transferului de căldură la fierberea soluțiilor apoase de substanțe solide cu solubilitate limitată.

Am efectuat determinări experimentale cu soluții apoase de azotat de potasiu și fosfat dicodic pe întreg intervalul de concentrații cuprins între $x = 0$ și $x = x_{\text{sat}}$ (x reprezintă concentrația soluției exprimată în fracții molare), la încălziri termice specifice q ale suprafeței de încălzire cuprins între 10^5 W/m^2 și $5 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$, la presiunea atmosferică și presiunea de 30. mm Hg adică presiunile de $1,332 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$ și $4 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$.

Determinările experimentale au fost efectuate în paralel, pe instalațiile prezentate în paragrafele 4.1. și 4.2. Valorile obținute au o concordanță bună.

Între soluțiile de azotat de potasiu și fosfat dicodic de concentrații mici, literatura de specialitate^{75,77}, pune la dispoziție date referitoare la transferul de căldură la fierbere. O

Tabela 11.

Dependența coeficientului de transfer de căldură α real la fierberea coloanelor opoase de aerostat de potajiu în funcție de concentrația și a coloanelor și de încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare, la presiunea atmosferică ($1,0332 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$).

No. port.	Concentrația coloanelor	Temperatura medii coloanelor	α real, $\text{W/m}^2 \cdot \text{grad}$		q , kJ/m^2	$\frac{\alpha}{q}$	
			real	ideal			
1	0	0	16 100	21 400	26 100	30 700	1,000
2	10	0,02	14 687	19 300	23 960	27 650	0,919
3	20	0,043	12 940	17 190	21 030	24 590	0,857
4	30	0,072	11 460	15 210	18 610	21 760	0,757
5	40	0,107	9 760	12 960	15 850	18 540	0,726
6	50	0,152	8 732	11 600	14 190	16 990	0,690
7	60	0,21	7 449	9 893	12 100	14 190	0,632
8	70	0,294	6 781	9 000	11 020	12 880	0,700
9	77,2	0,370	6 500	8 750	10 680	12 550	1,000

reprezintă o foarte bună concordanță între aceste date și datele obținute în urma experimentărilor personale efectuate.

Definim drept coeficient de transfer de căldură real, α_{real} la fierbere, valorile coeficientului de transfer de căldură, α , la fierbere, obținute experimental.

Valorile experimentale ale coeficientului de transfer de căldură α_{real} la fierberea soluțiilor apoase de azotat de potasiu la presiunea atmosferică sînt prezentate în tabela 8 și figura 68, în care valorile coeficientului α_{real} sînt funcție de concentrația x a soluției și de încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare.

În datele prezentate (tabela 8 și figura 68) se constată că odată cu creșterea concentrației x a soluției, respectiv scăderea valorii încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare, valorile coeficientului α_{real} scad. De asemenea, analizînd sistemul binar în fierbere se observă că el este limitat într-o margine de solventul pur - apă ($x = 0$), iar în cealaltă margine de soluția saturată ($x_{sat} = 0,378$). ^{XXXXXXXX} Se poate considera deci că soluția de o concentrație oarecare este formată dintr-un amestec de solvent pur și soluție saturată.

Deci se ^{nu} consideră un astfel de amestec din punct de vedere teoretic, ar fi de așteptat ca ^{în aceste condiții} valoarea coeficientului de transfer de căldură (α) la fierberea unor soluții de o concentrație oarecare x , cuprinsă între $x = 0$ și $x = x_{sat}$, să fie media ponderată a valorilor ^{coeficientului de transfer} α pentru apă, α_{ap} , și pentru soluția saturată, α_{sat} .

α_{ideal} avînd forma:

$$\alpha_{ideal} = \frac{x}{x_{sat}} \cdot \alpha_{sat} + (1 - \frac{x}{x_{sat}}) \cdot \alpha_{ap} \quad (12) \quad 6$$

această valoare ^{se} definește ^{este} drept coeficient de transfer de căldură ideal, α_{ideal} la fierberea soluțiilor.

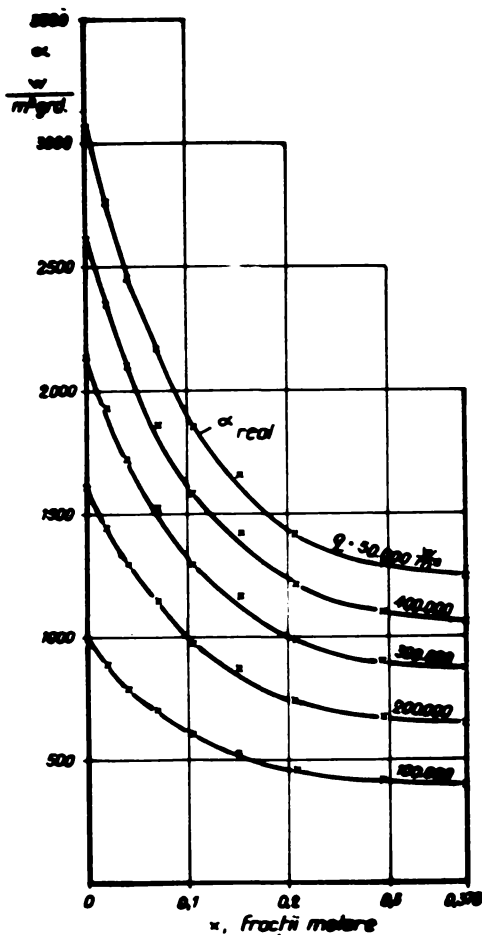
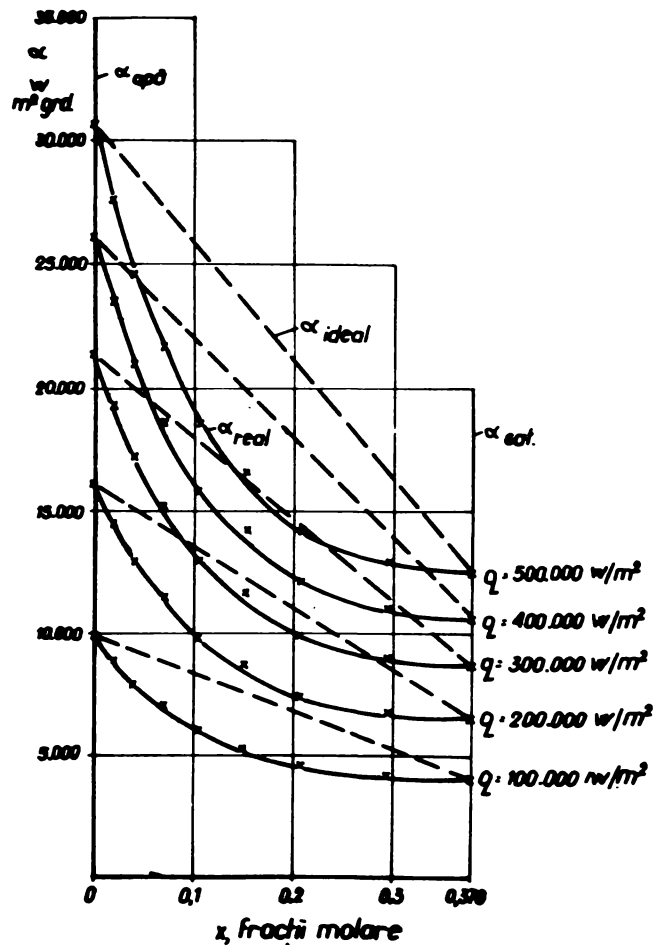


Fig. 66. Dependenta coeficientului α_{real} de concentrația x a soluției apoase de acetat de potasiu, pentru încălziri termice specifice q constante, la presiunea atmosferică.

7
Fig. 67. Dependenta coeficientilor α_{real} experimental și α_{ideal} în funcție de concentrația soluției apoase de acetat de potasiu, pentru diferite încălziri termice specifice q constante, la presiunea atmosferică.



Reprezentarea grafică a variației $\alpha_{\text{ideal}} = f(x)$ pentru încălziri termice specifice q constante (figura 68) indică o variație liniară. Valorile extreme coincid cu valorile reale pentru apă și soluția saturată. În intervalul de concentrații de la $x = 0$ până la $x = x_{\text{sat}}$ valorile lui α_{ideal} sunt sistematic mai mari decât valorile lui α_{real} . Aceasta înseamnă că în procesul real de fierbere a soluțiilor apar fenomene care conduc la scăderea valorilor lui α_{ideal} până la valorile lui α_{real} .

Ecuația unei drepte careecare care îl reprezintă pe α_{ideal} (figura 69) are forma:

$$y = a x + b \quad (121)$$

în care:

• panta dreptei:

$$a = \frac{\alpha_{\text{sat}} - \alpha_{\text{ap}}}{x_{\text{sat}}} \quad (122)$$

• ordonata la origine:

$$b = \alpha_{\text{ap}} \quad (123)$$

Literatură de specialitate^{5,75,78,135,136} indică drept relații generale de calcul pentru coeficientul de transfer de căldură la fierberea apei și soluțiilor apoase ecuații de formă:

$$\alpha = \Sigma \cdot q^m \quad (124)$$

în care:

• Σ = constantă a cărei valoare depinde de natura solventului, a substăinței dizolvate, a concentrației și presiunii; pentru apă la presiunea atmosferică $\Sigma_{\text{ap}} = 3,14$;

• m = constantă a cărei valoare depinde de natura solventului și a substăinței dizolvate; pentru apă și soluții apoase $m = 0,7$.

Înlocuind în relațiile (122) și (123) expresiile lui α din relația (124) pentru apă și soluția apoasă saturată, acestea capătă forma:

$$a = - \frac{\sum_{ap\bar{i}} - \sum_{out}}{x_{out}} \cdot q^{0.7} \quad (125)$$

$$b = \sum_{ap\bar{i}} \cdot q^{0.7} \quad (126)$$

iar ecuația (121) devine:

$$\alpha_{ideal} = \left[\sum_{ap\bar{i}} - (\sum_{ap\bar{i}} - \sum_{out}) \cdot \frac{x}{x_{out}} \right] \cdot q^{0.7} \quad (127)$$

similară în ceea ce privește conținutul cu ecuația (120) și deci în care $y = \alpha_{ideal}$.

Conform acestei ecuații generale, dreptele care reprezintă variația lui $\alpha_{ideal} = f(x)$ la încălzirea termică specifică q constantă a suprafeței încălzitoare, vor intersecta abscisa într-un punct ale cărui coordonate x_p și y_p vor fi:

$$x_p = \frac{\sum_{out}}{\sum_{ap\bar{i}} - \sum_{out}} \cdot x_{out} \quad (128)$$

$$y_p = 0$$

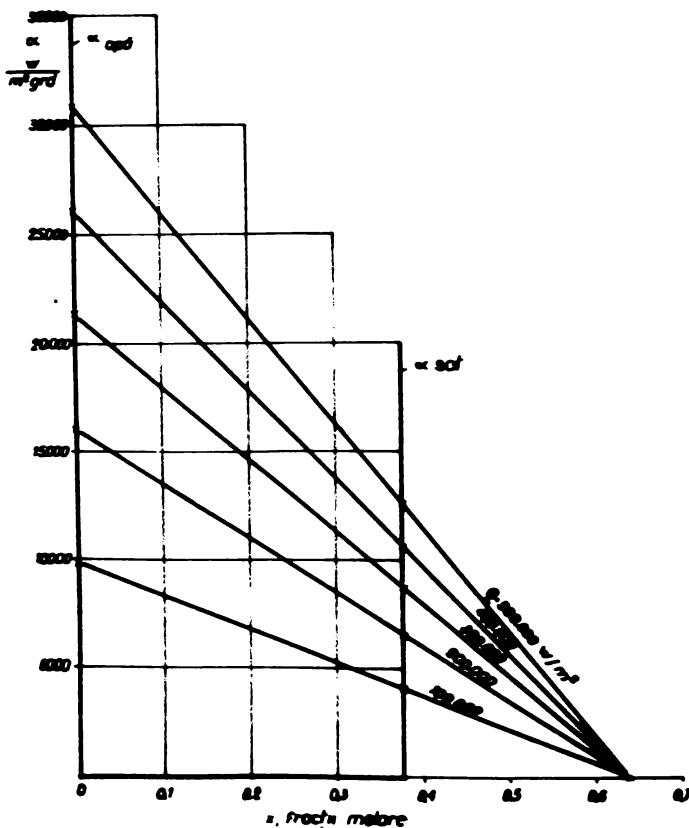


Fig. 70.- Familia de drepte $\alpha_{ideal} = f(x)$ la diferite încălziri termice specifice q , pentru soluțiile apoase de acetat de potasiu, la presiunea atmosferică.

Таблица 2

Зависимость коэффициента теплоотдачи $\alpha_{\text{жидк}}$ от скорости течения w и температуры поверхности $t_{\text{ст}}$ для воды при $\text{Re} = 4 \cdot 10^4$ и $\text{Pr} = 7$.

No. ord.	Концентрация соли, %	$\alpha_{\text{жидк}}$, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{град}$		$\frac{\alpha_{\text{жидк}}}{\alpha_{\text{возд}}}$
		$w = 300 \text{ м/с}$	$w = 400 \text{ м/с}$	
1	0	0 654	10 670	26 700
2	10	7 266	15 670	22 420
3	20	5 882	12 690	18 190
4	30	5 293	11 420	16 330
5	40	4 889	10 550	15 080
6	50	4 586	9 082	14 150
7	60	4 427	9 592	13 660
8	64,4	4 410	9 580	13 600

Tabela 10.

Dependența coeficientului de transfer de căldură α real la fierberea soluțiilor apoase de fosfat diacid în funcție de concentrația x a soluției și de înălțimea terminei specifică q a suprafeței încălzitoare, la presiunea atmosferică ($1,0332 \cdot 10^5 \text{ Pa/m}^2$).

Nr. ordine	Concentrația soluției		α real $\text{W/m}^2 \cdot \text{grad}$						$\frac{\alpha}{\text{Meal}}$
	molari	x	100 000	200 000	300 000	400 000	500 000	$\frac{q}{\text{Meal}}$	
1	0	0	9 900	16 100	21 400	26 100	30 700	1,000	
2	10	0,0139	6 030	11 100	14 730	18 020	21 070	0,730	
3	20	0,0307	6 166	10 000	13 300	16 270	19 020	0,712	
4	30	0,0515	5 613	9 120	12 110	14 810	17 320	0,718	
5	40	0,0779	5 236	8 505	11 300	13 810	16 150	0,839	
6	50	0,1125	5 100	8 290	11 000	13 420	15 800	1,000	

Fig. 71.- Dependenta coeficientilor de transfer de caldura α_{real} și α_{ideal} la fierberea soluțiilor apoase de acetat de potasiu, în funcție de concentrație, la diferite înalțimi termice specifice q și presiunea de sat. în fig (4.1.4 mm²).

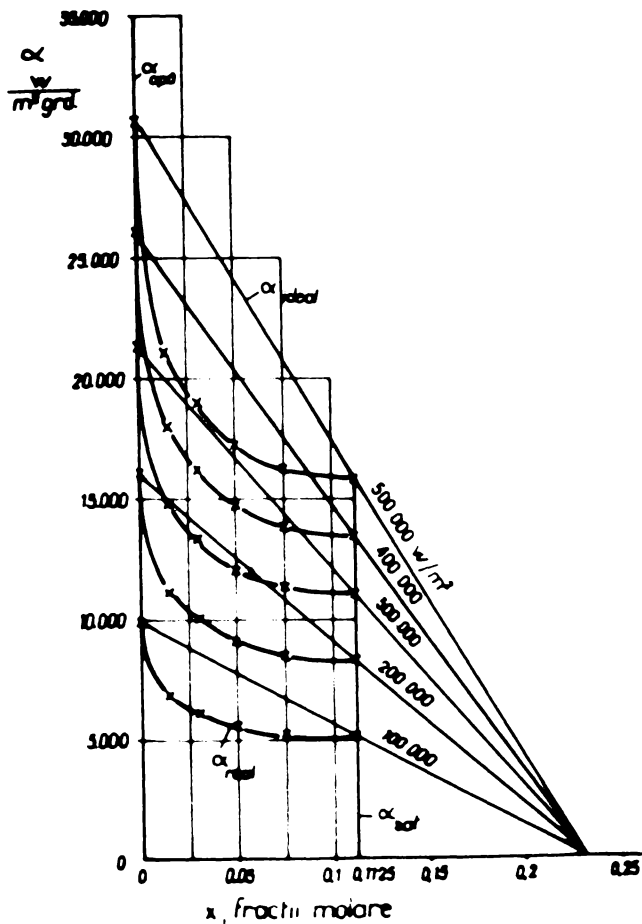
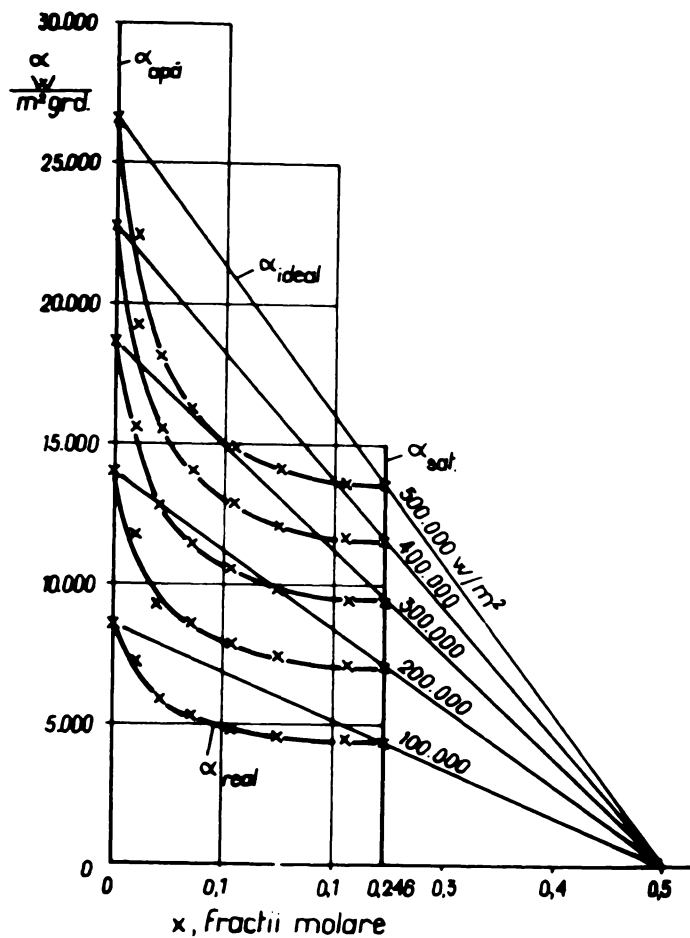


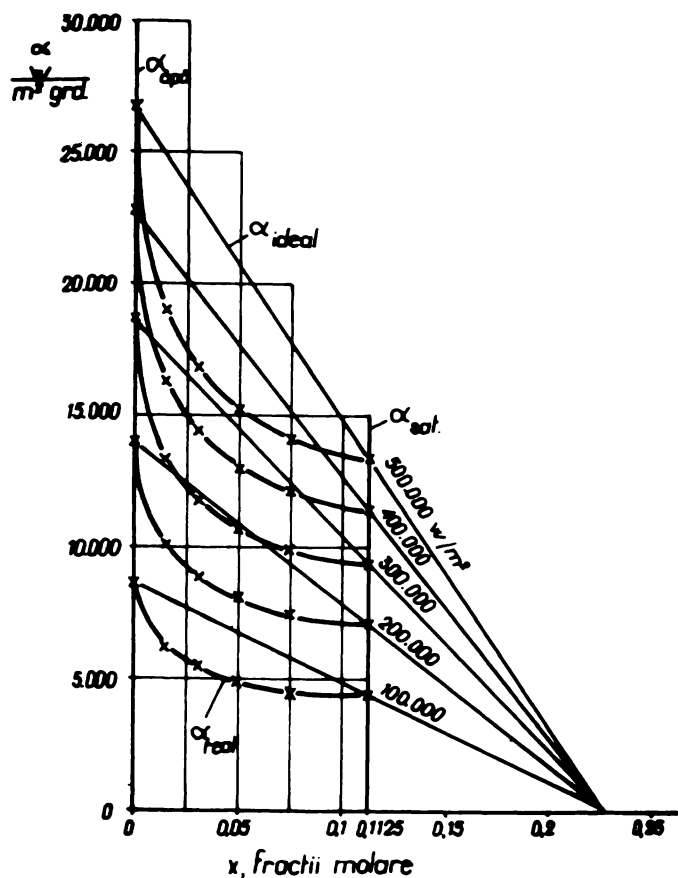
Fig. 72.- Dependenta coeficientilor de transfer de caldura α_{real} și α_{ideal} la fierberea soluțiilor apoase de acetat de sodiu în funcție de concentrație, la diferite înalțimi termice specifice q și presiunea atmosferică.

Tabela 11a

Dependenta coeficientului de transfer de caldura \propto real la diferite concentratii de solutii azotate de sodiu dintr-un sistem de transfer de caldura si a solutiei de transfer de caldura \propto real la diferite concentratii de solutii azotate de sodiu dintr-un sistem de transfer de caldura.

No. crt.	Concentratia solutiei		\propto real, $W/m^2 \cdot grad$						\propto real
	1	2	100 000	200 000	300 000	400 000	500 000	1 000 000	
1	0	0	8 694	14 050	18 670	22 830	26 700	1,000	
2	10	0,0139	6 160	10 000	13 300	16 260	19 000	0,767	
3	20	0,0307	3 468	6 802	11 800	14 430	16 870	0,724	
4	30	0,0515	4 926	8 000	10 630	13 000	15 200	0,740	
5	40	0,0779	4 502	7 442	9 800	12 100	14 140	0,843	
6	50	0,1125	4 340	7 050	9 350	11 450	13 400	1,000	

Fig. 73.- Dependenta coeficientilor de transfer de caldura α_{real} si α_{ideal} la fierberea solutiilor apoase de fosfat disodic in functie de concentratie, la diferite incalziri termice specifice q si presiunea de 30 mm Hg ($4 \cdot 10^4$ N/m²).



Coordonatele acestui punct nu depind de valoarea incalzirii termice specifice q a suprafeței incalzitoare, însoțind cu dreptele α_{ideal} caracterizate de ecuația (127), formând o familie de drepte ce trec prin punctul de coordonate date de ecuațiile (128). Poziția acestui punct depinde de natura substanței solide dizolvate în apă și de presiunea de lucru, respectiv de Σ_{ap} și Σ_{sat} .

Datele experimentale, referitoare la coeficienții de transfer de caldura la fierberea solutiilor apoase de azotat de potasiu la presiunea atmosferică (figura 60) și la presiunea de 30 mm Hg (tabela) și figura 71) precum și și a solutiilor apoase de fosfat disodic la presiunea atmosferică (tabela 10 și figura 72) și la presiunea de 30 mm Hg (tabela 12 și figura 73), confirmă această concluzie teoretică.

În determinările experimentale se mai constată că valoarea raportului $\alpha_{\text{real}} / \alpha_{\text{ideal}}$ (tabelele 8, 9, 10, și 11) pentru aceeași concentrație a soluției este o mărime constantă, independentă de valoarea încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare. Prin urmare, cunoscând variația lui α_{real} pentru o singură valoare a încălzirii termice specifice q , implicit și valorile raportului $\alpha_{\text{real}} / \alpha_{\text{ideal}}$ pe întreg domeniul de concentrații cuprins între $x = 0$ și $x = x_{\text{sat}}$, se pot determina valorile lui α_{real} pentru diferite concentrații ale soluțiilor și încălzirii termice specifice q , cunoscându-se valorile lui $\Sigma_{\text{apă}}$ și Σ_{sat} pentru încălzirile respective.

6.2. Interpretarea datelor experimentale la fierberea în bule a soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată. Stabilirea unei noi relații de calcul¹³⁷

XXXXXX

În determinările experimentale, efectuate cu soluții apoase de asetat de potasiu și fosfat disodic, la presiunea atmosferică și presiunea de $4 \cdot 10^4$ N/m²,¹⁻² se constată, (așa după cum s-a mai remarcat) că α_{real} are sistematic valori mai mici decât α_{ideal} ⁵⁵ pentru aceeași concentrație a soluției. Se constată că, pentru aceeași concentrație a soluției, independent de valoarea încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare, valoarea raportului $\alpha_{\text{real}} / \alpha_{\text{ideal}}$ este constantă. ^(Fig. 8) Dependența valorilor raportului $\alpha_{\text{real}} / \alpha_{\text{ideal}}$ în funcție de concentrația x a soluției este prezentată în tabelele 8, 9, 10 și 11 și redată grafic în figura 74, pentru soluțiile de asetat de potasiu la presiunea atmosferică.

Literatura de specialitate^{49, 50} precizează că intensitatea transferului termic în cazul fierberii este o mărime determinată mai ales de proprietățile termodinamice ale substanței supuse

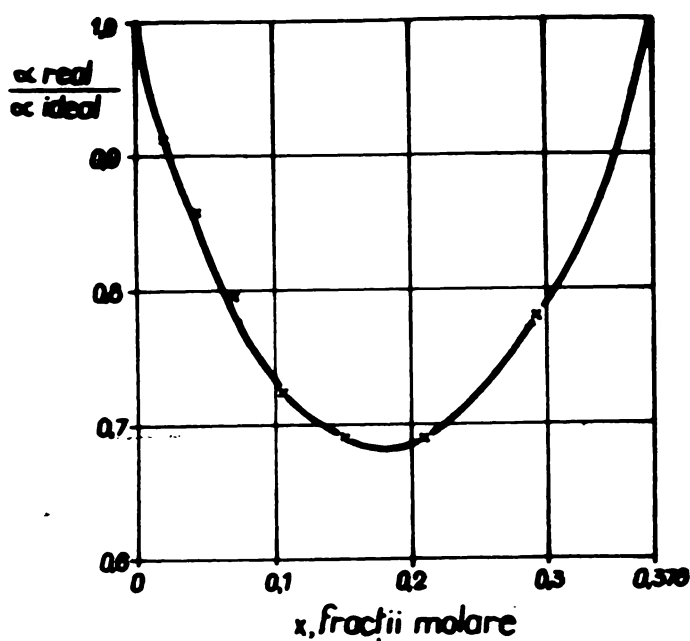


Fig. 74.- Dependența $\frac{\alpha_{real}}{\alpha_{ideal}}$ de concentrația x a soluțiilor apoase de acetat de potasiu, la presiunea atmosferică.

fierberii, presiunea de lucru și natura suprafeței de încălzire, pentru soluții, prezintă o importanță deosebită, de asemenea, natura și concentrația substanței solide dizolvate.

În cazul fierberii soluțiilor se constată că valoarea coeficientului de transfer de căldură α este diferită de valoarea pentru solventul pur, de obicei mai mică. Prezența substanței dizolvate determină o concentrație diferită a solventului în faza lichidă față de cea din faza de vapori. Transferul de masă din soluție spre vapori din bule depinde de concentrația substanței dizolvate.

Referitor la fenomenul fierberii în bule al soluțiilor apoase, se constată că odată cu creșterea concentrației soluției, respectiv scăderea valorii coeficientului α crește și temperatura de fierbere a acestuia. Prin analogie cu amestecurile de lichide ^{50,51} ~~20,26~~, se pare că aceste fenomene se datorează mai atât modificării parametrilor fizico-chimici ai soluțiilor, cât mai ales variației de concentrație la nivelul suprafeței de încălzire. Odată cu îndepărtarea apei (solventului), prin transformarea ei în vapori, substanța solidă

dizolvată prezintă tendința de acumulare în straturile limită, astfel încât energia pentru formarea nucleelor de vaporizare crește, iar densitatea centrilor de nucleație scade.

Valoarea mare a concentrației relative (definită ca raportul dintre concentrația soluției la nivelul suprafeței de încălzire și concentrația soluției în întreaga sa masă), în domeniul concentrațiilor mici ale soluției, determină o scădere bruscă a valorii coeficientului de transfer de căldură real α_{real} la fierberea soluției, față de valoarea coeficientului ideal α_{ideal} . La concentrații mai mari, pe măsură ce crește concentrația soluției, valoarea concentrației relative scade, ajungând egală cu unitatea pentru soluția saturată, respectiv valoarea lui α_{real} cunoaște o micșorare mai lentă pînă atinge valoarea α_{sat} (figurile 66, 71, 72 și 73).

Rezistența de difuziune, care apare în timpul transferului de masă, alături de rezistența termică, determină reducerea valorii coeficientului de transfer de căldură α_{real} la fierbere. Fenomenul fierberii soluțiilor constă în trecerea componentului volatil din soluție în stare de vapori. Ca atare, intensitatea schimbului termic se va putea exprima în funcție de concentrația soluției și presiunea de vapori.

Ținînd seamă de cele arătate mai sus se propune următoarea relație de calcul:

$$\frac{\alpha_{real}}{\alpha_{ideal}} = 1 - c \left(\frac{x}{x_{sat}} - \frac{\Delta p}{\Delta p_{sat}} \right)^d \quad (11) (129)$$

în care:

- c = constantă a cărei valoare depinde de natura substanței dizolvate și de presiunea de lucru;
- d = constantă a cărei valoare depinde de natura substanței dizolvate;
- x = concentrația soluției, fracții molare;

- x_{sat} - concentrația soluției la saturație, fracții molare;
- Δp - diferența de presiune între presiunea de vapori a solventului pur la temperatura de fierbere a soluției de concentrație x , (p), și presiunea de lucru (p_0), N/m^2 ;
- Δp_{sat} - diferența de presiune între presiunea de vapori a solventului pur la temperatura de fierbere a soluției saturate, (p_{sat}), și presiunea de lucru (p_0), N/m^2 ;
- α_{real} - coeficient de transfer de căldură real la fierberea soluțiilor, $\text{W/m}^2 \cdot \text{grad}$;
- α_{ideal} - coeficient de transfer de căldură ideal, $\text{W/m}^2 \cdot \text{grad}$.

Relația (12) a fost utilizată la calculul valorii coeficientului de transfer de căldură real la fierberea soluțiilor apoase de azotat de potasiu și fosfat disodic la presiunea atmosferică și presiunea de 300 mm Hg ($4 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$). Datele experimentale și din literatură [75, 78, 138, 139], precum și cele rezultate din calcule sînt prezentate în tabelele 12 - 15, respectiv figurile 75 - 83.

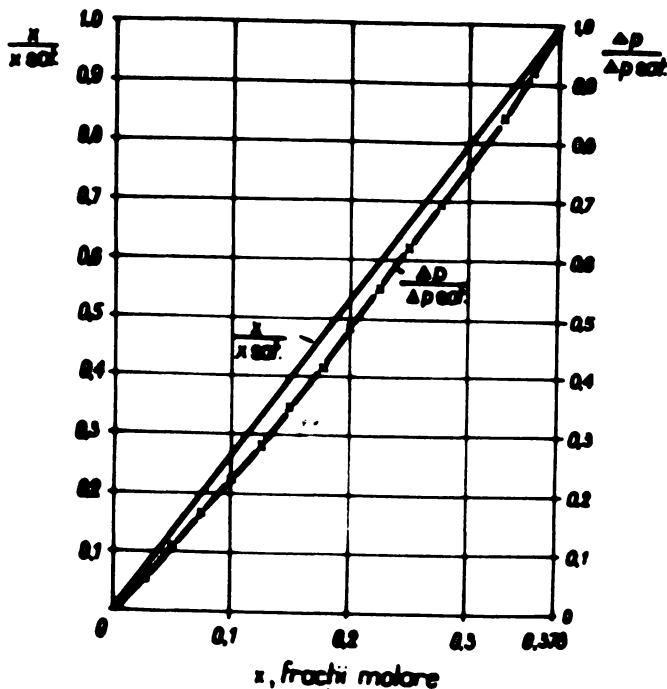


Fig. 75. - Dependența raportelor $\alpha/\alpha_{\text{sat}}$ și $\Delta p/\Delta p_{\text{sat}}$ de concentrația x a soluțiilor apoase de azotat de potasiu, la presiunea atmosferică.

Tabela 12a

Variația valorilor unor parametri specifici fierbei, în funcție de concentrația și o coluției apone de esență de potasiu, la presiune atmosferică (1,0332.10⁵ N/m²).

Ord.	Concentrația coluției	fracția molară	Temperatura tara de fierbere	°C	Presiunea de vapori a apol.	Presiunea atmosferică	Ind. p = p ₀	$\frac{x}{x_{sat}}$	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{sat}}$	$\frac{x}{x_{sat}} - \frac{\Delta p}{\Delta p_{sat}}$	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{sat}}$	$\frac{x}{x_{sat}}$	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{sat}}$	$\frac{x}{x_{sat}}$
					$\frac{N}{m^2}$	$\frac{N}{m^2}$	$\frac{N}{m^2}$							
					$\cdot 10^{-5}$	$\cdot 10^{-5}$	$\cdot 10^{-5}$							
					$p_0 = 1,0332$	$p_0 = 1,0332$	$p_0 = 1,0332$							
1	0	0	100	100	1,0332	0	0	0	0	0	0	0	0	1,000
2	13,16	0,0264	101	101	1,0757	0,0375	0,0698	0,0343	0,0155	0,0155	0,0155	0,0155	0,0155	0,980
3	23,7	0,0526	102	102	1,1092	0,0760	0,1392	0,1100	0,0292	0,0292	0,0292	0,0292	0,0292	0,920
4	32,2	0,0768	103	103	1,1409	0,1197	0,2035	0,168	0,0255	0,0255	0,0255	0,0255	0,0255	0,851
5	39,2	0,1030	104	104	1,1698	0,1566	0,2725	0,226	0,0465	0,0465	0,0465	0,0465	0,0465	0,730
6	45,1	0,1275	105	105	1,2330	0,1986	0,3375	0,288	0,0495	0,0495	0,0495	0,0495	0,0495	0,723
7	50,2	0,1529	106	106	1,2751	0,2419	0,4030	0,350	0,053	0,053	0,053	0,053	0,053	0,689
8	54,7	0,1773	107	107	1,3196	0,2864	0,4690	0,416	0,053	0,053	0,053	0,053	0,053	0,689
9	58,6	0,2020	108	108	1,3694	0,3322	0,5340	0,483	0,052	0,052	0,052	0,052	0,052	0,696
10	62,2	0,2270	109	109	1,4129	0,3793	0,6000	0,550	0,050	0,050	0,050	0,050	0,050	0,710
11	65,4	0,252	110	110	1,4609	0,4277	0,667	0,620	0,047	0,047	0,047	0,047	0,047	0,729
12	68,3	0,276	111	111	1,5106	0,4774	0,736	0,692	0,044	0,044	0,044	0,044	0,044	0,753
13	70,8	0,302	112	112	1,5610	0,5286	0,799	0,769	0,034	0,034	0,034	0,034	0,034	0,800
14	73,3	0,330	113	113	1,6144	0,5812	0,873	0,843	0,030	0,030	0,030	0,030	0,030	0,846
15	75,4	0,354	114	114	1,6684	0,6352	0,982	0,921	0,016	0,016	0,016	0,016	0,016	0,920
16	77,2	0,378	115	115	1,7239	0,6907	1,000	1,000	0	0	0	0	0	1,000

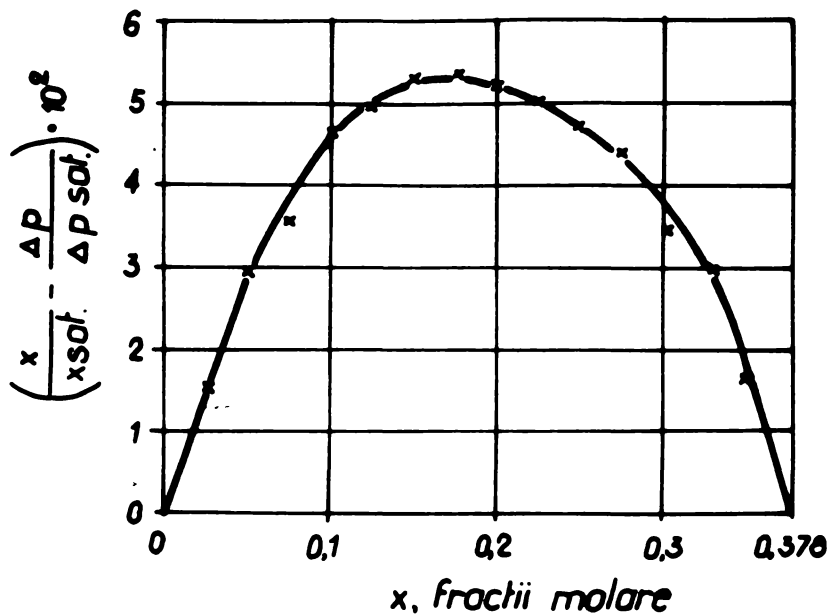


Fig. 76.- Dependenta $(x/x_{sat} - \Delta P/\Delta P_{sat})$ de concentrația x a soluției de acetat de potasiu, la presiunea atmosferică.

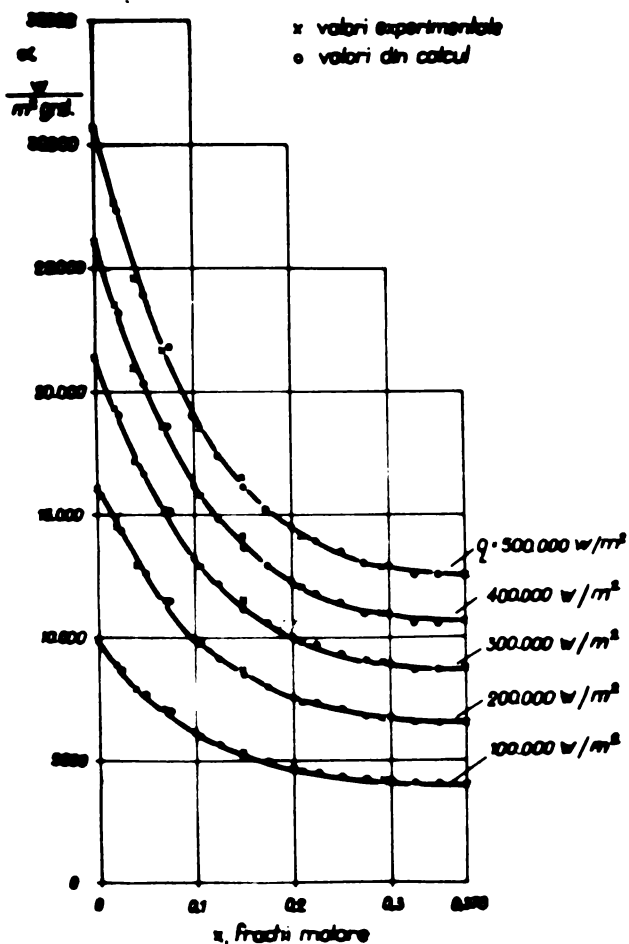


Fig. 77.- Dependenta lui α real (experimental și calculat) de concentrația x a soluțiilor acetat de potasiu, la presiunea atmosferică.

Tabelo 12

Podatna valorilor unor parametri specifici florobii, in functie de concentratia x a solutiei apoase de azotat de potasiu, la presiunea de 300 mm HG ($4 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$).

Ord.	Concentratia solutiei	Temperatura de saturatie	Presiunea de vapori a apei	Presiunea de vapori a florobii	$\frac{x}{x_{out}}$	$\frac{\Delta P}{\Delta P_{sat}}$	$\frac{x}{x_{out}} - \frac{\Delta P}{\Delta P_{sat}}$	$\frac{\Delta P}{\Delta P_{sat}}$	$\frac{x}{x_{out}}$
	mol	°C	N/m^2	N/m^2					
1	0	75	$p_0 = 0,3930$	0	0	0	0	0	1,000
2	12,62	75,6	0,4032	0,0102	0,1017	0,0619	0,0390	0,0619	0,898
3	22,82	76,5	0,4101	0,0252	0,2030	0,1522	0,0512	0,1522	0,727
4	31,20	77,4	0,4244	0,0414	0,3051	0,2515	0,0536	0,2515	0,721
5	38,40	78,3	0,4314	0,0564	0,4066	0,3541	0,0527	0,3541	0,717
6	44,60	79,3	0,4667	0,0757	0,5085	0,4583	0,0502	0,4583	0,734
7	49,75	80,2	0,4860	0,0930	0,6102	0,5636	0,0467	0,5636	0,755
8	54,3	81,1	0,5036	0,1106	0,7119	0,6707	0,0412	0,6707	0,791
9	58,40	82,0	0,5221	0,1290	0,8221	0,8136	0,0316	0,8136	0,851
10	61,90	82,8	0,5410	0,1480	0,9193	0,9193	0,0173	0,9193	0,920
11	64,40	83,6	$p_{sat} = 0,5580$	0,1650	1,0000	1,0000	0	1,0000	1,000

• K •

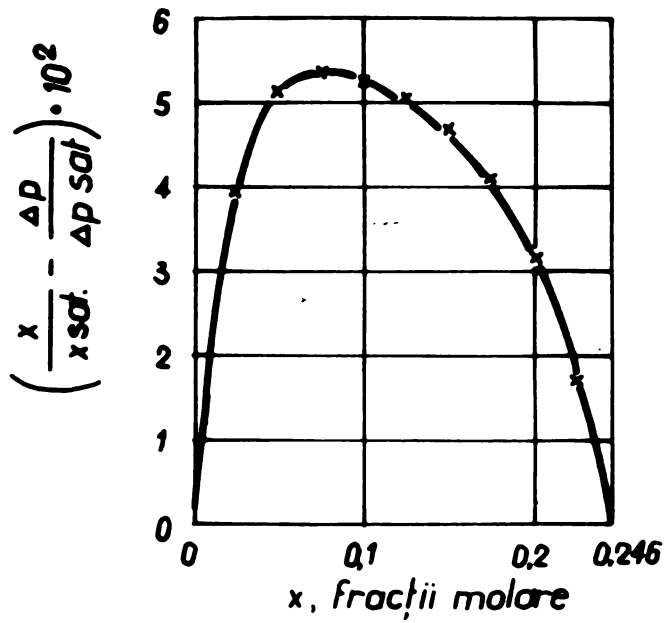


Fig. 75.- Dependința $\left(\frac{x}{x_{sat}} - \frac{\Delta P}{\Delta P_{sat}}\right)$ de concentrația x a soluțiilor apoase de acetat de potasiu, la presiunea de 300 mm Hg ($4 \cdot 10^4$ N/m²).

Fig. 76.- Dependința lui α_{real} (experimental și calculat) de concentrația x a soluțiilor apoase de acetat de potasiu, la presiunea de 300 mm Hg ($4 \cdot 10^2$ N/m²).

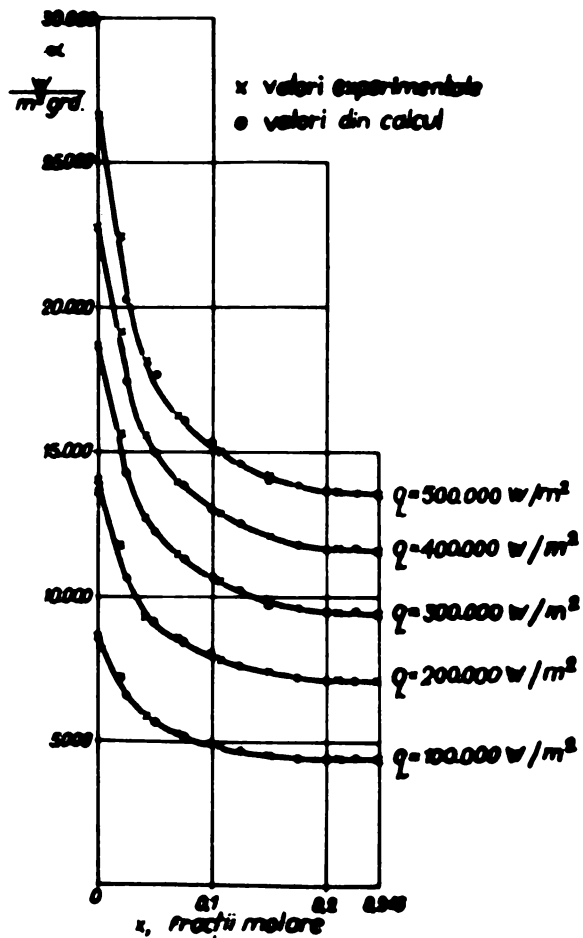


Tabella 14.

Variazia valorilor unor parametri specifici fierberii, în funcție de concentrația și de abilitatea epașii de sodat din apă, la presiunea atmosferică ($1,0332 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$).

Ord.	Concentrația soluției	Temperatura de fierbere t_{f} , °C	Presiunea de vapori a apei, p_{a} , N/m^2	Diferența de presiune, Δp_{at} , N/m^2	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{\text{at}}}$	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{\text{at}}}$	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{\text{at}}}$	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{\text{at}}}$	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{\text{at}}}$	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{\text{at}}}$
1	0	100	$1,0332 \cdot 10^5$	0	0	0	0	0	0	1,000
2	2,15	104,39	$1,0540 \cdot 10^5$	0,0208	0,111	0,086	0,025	0,025	0,025	0,733
3	17,00	101,25	$1,0000 \cdot 10^5$	0,0469	0,222	0,194	0,080	0,080	0,080	0,712
4	25,62	102,00	$1,0068 \cdot 10^5$	0,0735	0,333	0,3045	0,0280	0,0280	0,0280	0,706
5	29,40	102,40	$1,01240 \cdot 10^5$	0,0908	0,444	0,4168	0,0276	0,0276	0,0276	0,714
6	34,93	103,30	$1,01618 \cdot 10^5$	0,1286	0,555	0,5307	0,0238	0,0238	0,0238	0,742
7	39,30	104,00	$1,01997 \cdot 10^5$	0,1565	0,666	0,6470	0,0190	0,0190	0,0190	0,778
8	43,30	104,70	$1,02389 \cdot 10^5$	0,1851	0,777	0,7650	0,0120	0,0120	0,0120	0,830
9	46,95	105,35	$1,02471 \cdot 10^5$	0,2139	0,888	0,8842	0,0046	0,0046	0,0046	0,915
10	50,00	106,00	$1,02752 \cdot 10^5$	0,2428	1,000	1,0000	0	0	0	1,000

Fig. 9. - Dependența $(z/2)_{act} = \Delta p / \Delta p_{act}$ de concentrația x a soluțiilor apoase de fosfat dicalcic, la presiunea atmosferică.

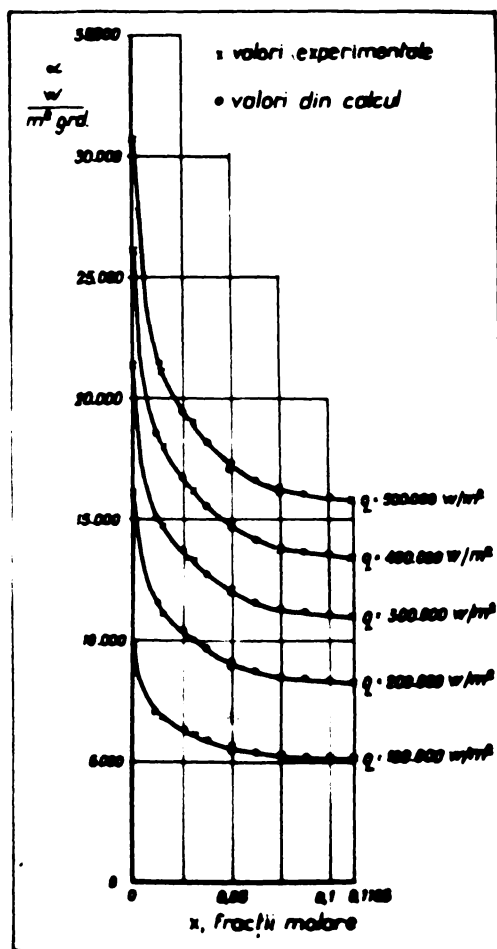
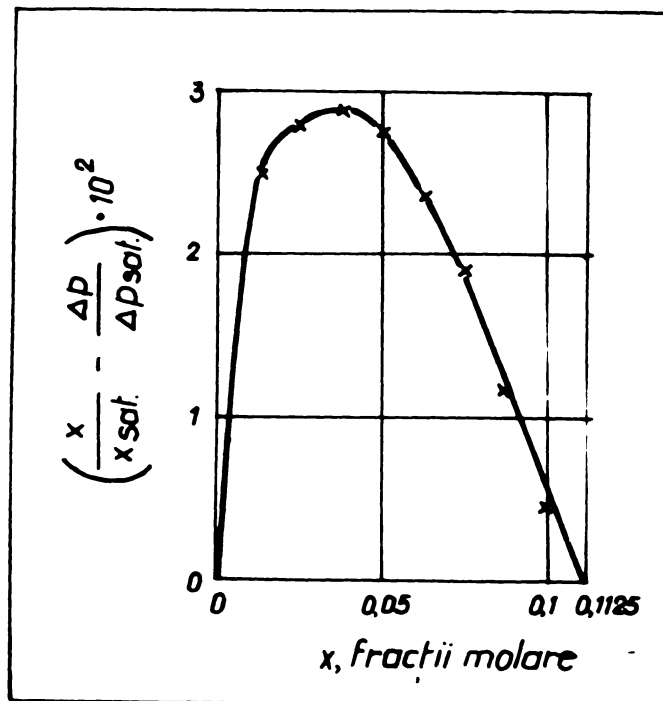


Fig. 10. - Dependența lui α real (experimental și calculat) de concentrația x a soluțiilor apoase de fosfat dicalcic, la presiunea atmosferică.

Abelo 15.

Variação volúmica por parâmetros operacionais. In função do comprimento e da solução opaca do fofot dióxido. In presença de 300 cm Hg ($4 \cdot 10^4$ h/m²).

No. ord.	Concentração solutiva		Temperatura do vapor, °C	Diferença de pressão, h/m ²	$\frac{\Delta p}{p_0} \cdot 10^{-5}$	$\frac{\Delta p}{\Delta p_{est}}$	$\frac{\Delta V}{\Delta V_{est}}$	$\frac{\Delta V}{\Delta V_{est}}$	$\frac{\Delta V}{\Delta V_{est}}$
	h/m ²	h/m ²							
1	0	0	76,7	0,4220	0	0	0	0	1,000
2	9,19	0,0125	77,2	0,4310	0,0090	0,211	0,0033	0,0270	0,772
3	17,00	0,0290	77,8	0,4422	0,0202	0,222	0,1870	0,0350	0,732
4	20,60	0,0375	78,5	0,4540	0,0320	0,333	0,2960	0,0370	0,722
5	29,40	0,0500	79,1	0,4660	0,0440	0,444	0,4090	0,0390	0,732
6	34,53	0,0625	79,8	0,4794	0,0564	0,555	0,5230	0,0320	0,740
7	39,30	0,0750	80,4	0,4913	0,0693	0,666	0,6420	0,0246	0,700
8	43,30	0,0875	81,1	0,5040	0,0822	0,777	0,7610	0,0160	0,642
9	46,90	0,1000	81,7	0,5170	0,0950	0,888	0,8800	0,0080	0,600
10	50,00	0,1125	82,3	0,5300	0,1080	1,000	1,0000	0	1,000

As diferenças de pressão e de volume foram determinadas a partir das leituras dos manômetros e do volume de gás coletado, respectivamente.

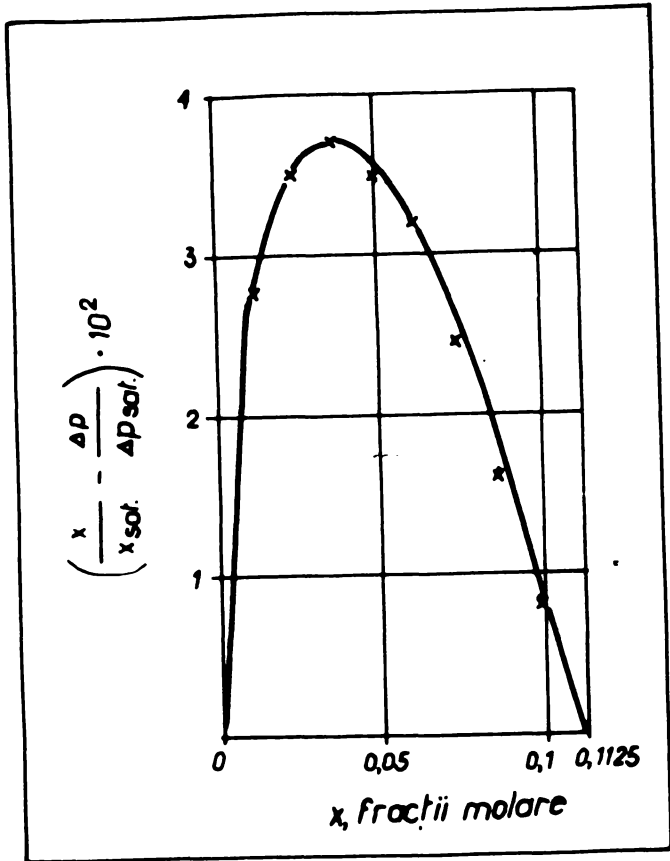


Fig. 82.- Dependența $\left(\frac{x}{x_{sat}} - \frac{\Delta p}{\Delta p_{sat}}\right)$ de concentrația x a soluțiilor sature de fosfat dicalcic, la presiunea de 300 mm Hg ($4 \cdot 10^4$ N/m²).

Fig. 83.- Dependența lui α_{real} (experimental și calculat) de concentrația x a soluțiilor sature de fosfat dicalcic, la presiunea de 300 mm Hg ($4 \cdot 10^4$ N/m²).

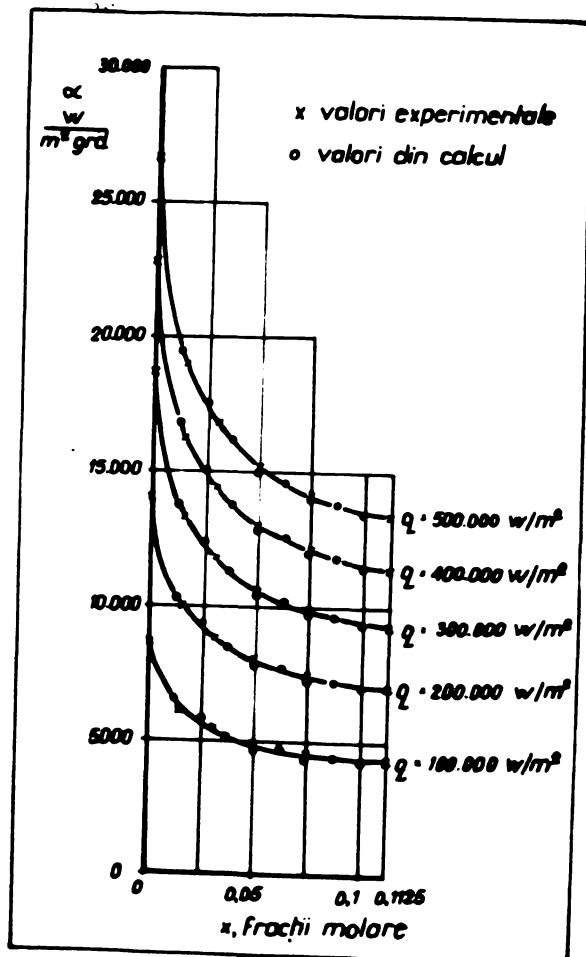


Tabela 16.

Valorile constantelor c și d pentru soluții apoase de acetat de potasiu și fosfat disodic

nr. crt.	Constante	Acetat de potasiu		Fosfat disodic	
		pres. atmo. 1300 mm hg	4 · 10 ⁴ N/m ²	pres. atmo. 1300 mm hg	4 · 10 ⁴ N/m ²
1	c	11,6	10,9	3,24	2,59
2	d	1,24	1,24	0,677	0,677

În tabela 16 se prezintă valorile constantelor c și d din relația (129) obținute pentru soluțiile mai sus enunțate, ca urmare a utilizării a trei determinări experimentale.

Din figurile 77, 79, 81 și 83 se constată că valorile coeficienților de transfer de căldură reali α_{real} calculați cu relația (129), utilizând valorile constantelor c și d din tabelul 16, coincid cu valorile corepunătoare determinate experimental. Acest lucru atestă valabilitatea relației (129), propusă pentru calculul coeficienților de transfer de căldură reali la fierberea soluțiilor apoase de substanțe solide cu solubilitate limitată.

6.3. Posibilitățile de aplicare ale relației stabilite în prezenta lucrării la cazul a unor instalații.

Relația (129) poate fi utilizată la calculul coeficientului de transfer de căldură α_{real} la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată. Metoda de calcul constă în următoarele:

Având valoarea α_{exp} determinată experimental, se află coeficientul ε_{exp} din relația:

$$\varepsilon_{exp} = \frac{\alpha_{exp}}{q_{exp}}$$

11
(130)

Se calculează α_{ideal} pentru două concentrații ale soluției x_1 și x_2 , în domeniul de solubilitate, la aceeași încălzire termică specifică q , cu relația:

$$\alpha_{ideal} = \left[\sum_{ap} = (\sum_{ap} - \sum_{sat}) \cdot \frac{x}{x_{sat}} \right] \cdot e^{0,7} \quad (131)$$

Coefficientul \sum_{ap} depinde de presiunea de lucru iar valoarea sa este indicată în literatură ^{52, 90}.

Pe baza valorilor lui α_{ideal} și a două valori ale coeficientului de transfer de căldură real α_{real} , determinate experimental, pentru aceeași concentrație x_1 și x_2 , respectiv la aceeași încălzire termică specifică q a suprafeței încălzitoare, se calculează valorile constantelor c și d din relația (11).

$$\frac{\alpha_{real}}{\alpha_{ideal}} = 1 - c \left(\frac{x}{x_{sat}} - \frac{\Delta p}{\Delta p_{sat}} \right)^d \quad (132)$$

Unocându-se valorile coeficienților \sum_{sat} , c și d și presiunile de vapori ale solventului pur (apa) la temperaturile de fierbere ale soluțiilor, pentru o presiune de lucru dată, cu relația (132) se pot calcula valorile lui α_{real} pentru întreg domeniul de concentrații a soluțiilor (de la $x = 0$ și până la $x = x_{sat}$), la diferite valori ale încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare.

Avantajul pe care îl prezintă relația propusă constă în numărul redus de determinări experimentale cu ajutorul cărora transferul termic la fierbere este caracterizat total pe întreg domeniul de concentrații și încălziri termice. În acest caz, sînt necesare a fi efectuate trei determinări experimentale ale coeficientului α_{real} la fierberea soluției, pentru valori arbitrare ale încălzirii termice specifice q , la concentrațiile x_1 și x_2 în domeniul de solubilitate, și la concentrația de saturație x_{sat} .

6.4. Modelul matematic al transferului de căldură la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată, în lichidul de calculat, în lichidul de calculat.

Ținând seama de modalitatea de interpretare a fenomenului de fierbere în cazul soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată, prezentată în paragrafele anterioare, precum și de relațiile (130), (131) și (132), modelul matematic al fenomenului de fierbere al acestor soluții este:

$$\alpha_{\text{real}} = \left[\sum_{\text{ap}\bar{i}} = \left(\sum_{\text{ap}\bar{i}} \frac{\alpha_{\text{sat}}}{q_{\text{sat}}} \right) \cdot \frac{x_{\text{sat}}}{x_{\text{ant}}} \right] \cdot q_1^{0,7}$$

$$1 = \left(1 - \frac{\alpha}{\left[\sum_{\text{ap}\bar{i}} = \left(\sum_{\text{ap}\bar{i}} \frac{\alpha_{\text{sat}}}{q_{\text{sat}}} \right) \cdot \frac{x_{\text{sat}}}{x_{\text{ant}}} \right] \cdot q_1^{0,7}} \right) \cdot q_1^{0,7}$$

$$1 = \frac{\alpha}{\left[\sum_{\text{ap}\bar{i}} = \left(\sum_{\text{ap}\bar{i}} \frac{\alpha_{\text{sat}}}{q_{\text{sat}}} \right) \cdot \frac{x_{\text{sat}}}{x_{\text{ant}}} \right] \cdot q_1^{0,7}}$$

$$1 = \frac{\alpha_2}{\left[\sum_{\text{ap}\bar{i}} = \left(\sum_{\text{ap}\bar{i}} \frac{\alpha_{\text{sat}}}{q_{\text{sat}}} \right) \cdot \frac{x_{\text{sat}}}{x_{\text{ant}}} \right] \cdot q_2^{0,7}}$$

$$13 \left(\frac{x_1}{x_{\text{ant}}} - \frac{\Delta p_1}{\Delta p_{\text{sat}}} \right) / \left(\frac{x_2}{x_{\text{ant}}} - \frac{\Delta p_2}{\Delta p_{\text{sat}}} \right) \cdot q_2^{0,7}$$

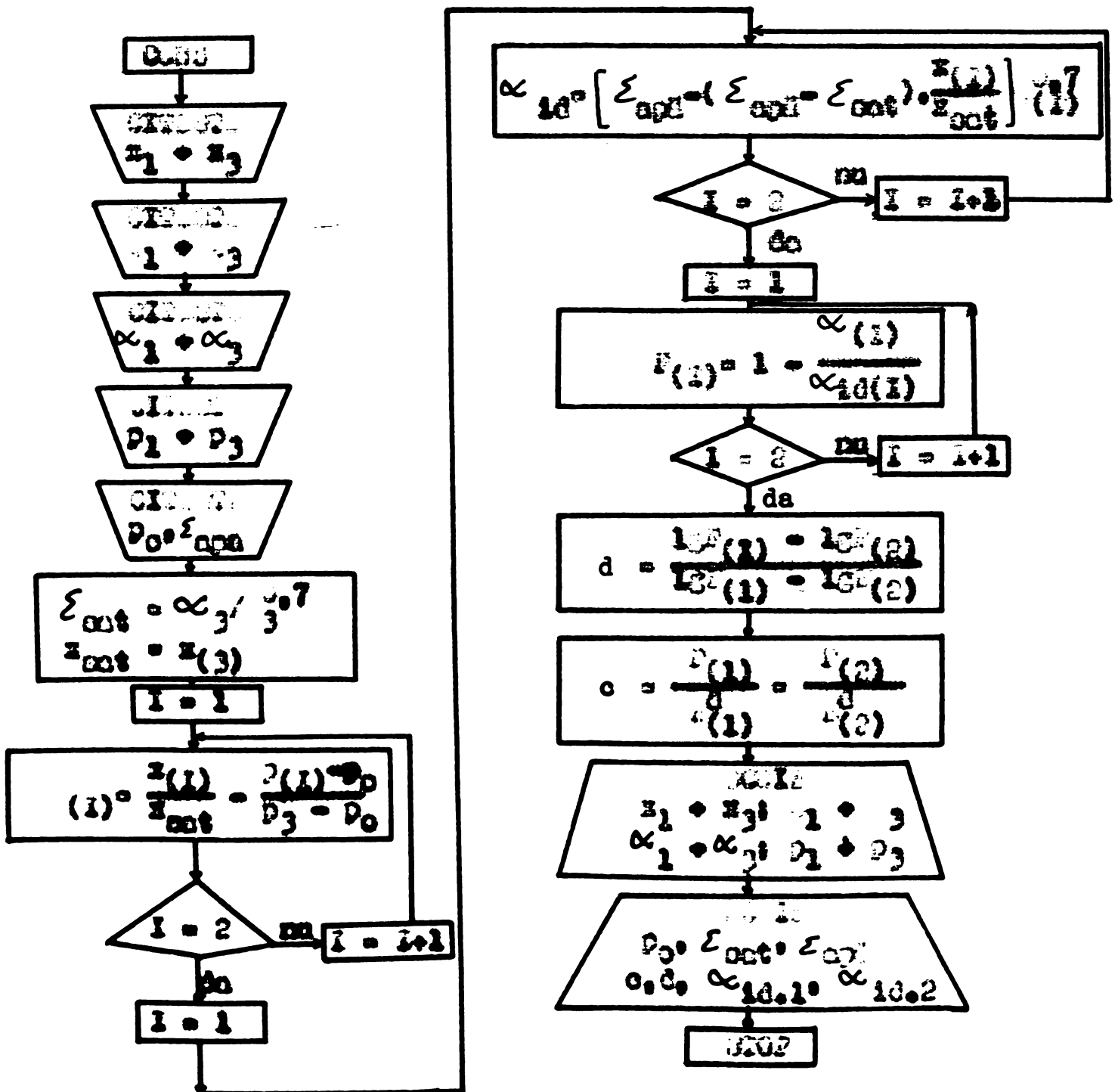
$$\left[\frac{\frac{x_1}{x_{\text{ant}}} - \frac{\Delta p_1}{\Delta p_{\text{sat}}}}{\frac{x_2}{x_{\text{ant}}} - \frac{\Delta p_2}{\Delta p_{\text{sat}}}} \right] \cdot q_2^{0,7}$$

Apoi după cum s-a arătat, acest model matematic a fost verificat pentru soluțiile de azotat potasic și fostat disodic la presiunea atmosferică și presiunea de 300 mm Hg ($4 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$), dând rezultate bune și reproductibile.

În vederea realizării cu o mai mare ușurință și rapiditate a

calculator legte de determinarea valorilor coeficienților de transfer de căldură \propto_{real} la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată, conform metodologiei și relațiilor expuse în paragraful 6.3., se întocmește organigrama și programul pentru calculator, în limbaj FORTRAN. Programul întocmit a fost verificat prin exemplificarea pentru soluția apoasă de azotat de potasiu la presiunea atmosferică. Rezultatele obținute concordă cu cele experimentale și cu cele calculate manual.

Organigrama calculului valorilor coeficienților α și d .



***** FIN DE COMPILATION (PLUS HAUT NIVEAU D'ERREUR RENCONTRÉ = 0) 19.07.03

0244 CONST AN = PQ26 PH = 0001 DATE = 11/05/76
H.DEB = 19H 06M 42S H.FIN = 19H 07M 05S IPTVT = 000000673
LGP = 00012 MEM = 00011 LO = IN = OUT = 00000
MT = 02 CP = 01

LINK STARTED

AUCUNE ERREUR A L EDITION DE LIENS

0244 CONST AN = PQ26 PH = 0002 DATE = 11/05/76
H.DEB = 19H 07M 05S H.FIN = 19H 07M 43S IPTVT = 000000860
LGP = 00012 MEM = 00011 LO = IN = OUT = 00000
MT = 02 CP = 01

RUN TIME:3
STARTED

X	Q	ALFA	P
.020	200000.	14687.	1.0600
.107	400000:	15850:	1.1956
378	500000.	12550:	1.7239

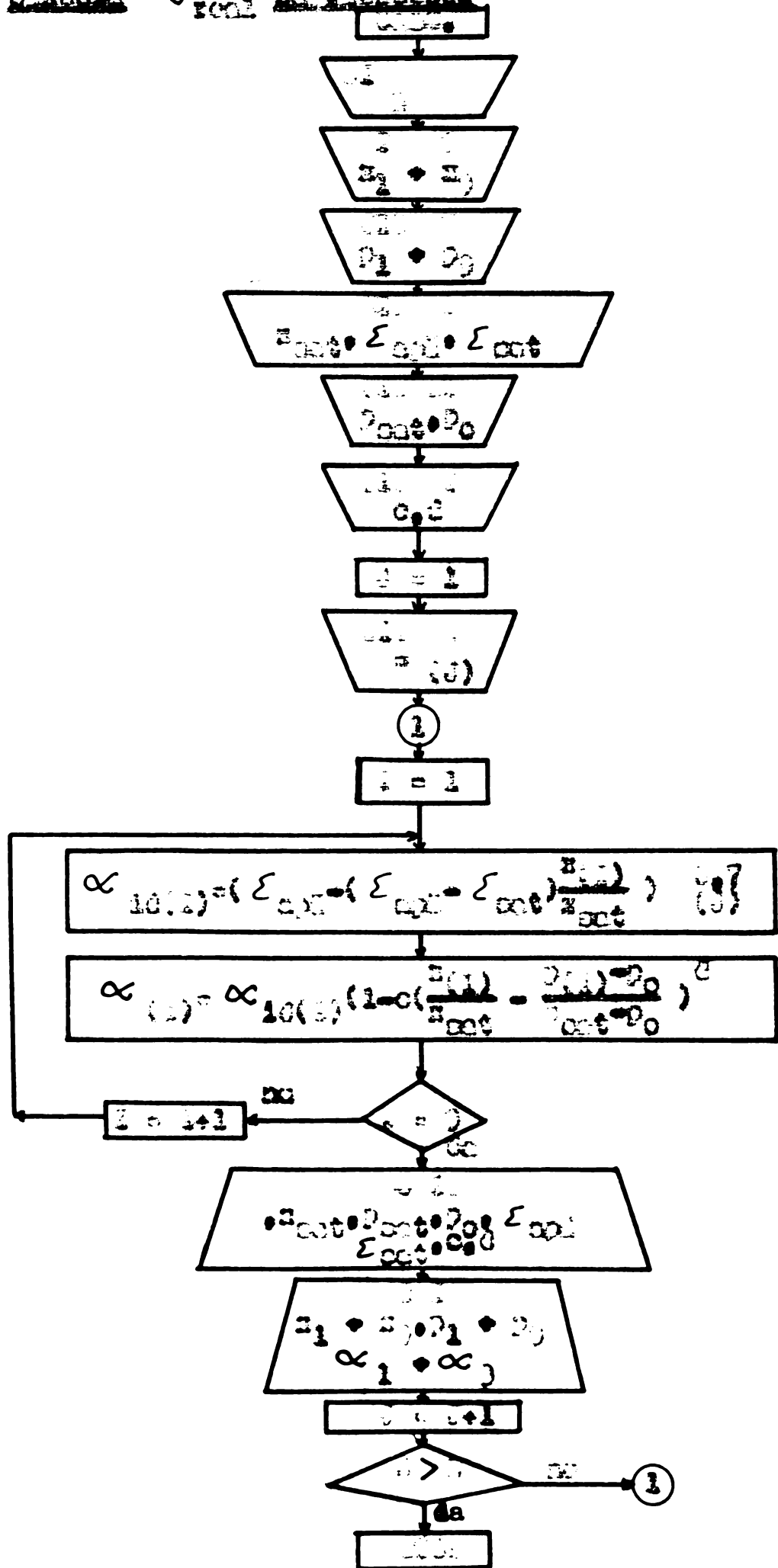
PO=1.0332
ESAT=1.29
EAPA=3.14
DE=1.24
CID=1.118
CID1=15627.
AID2=21825.

STOP

0244 CONST AN = PQ26 PH = 0003 DATE = 11/05/76
H.DEB = 19H 07M 43S H.FIN = 19H 07M 48S IPTVT = 00000087
LGP = 00012 MEM = 00009 LO = IN = OUT = 00000
MT = 02 CP = 01

CADROFEO

Algoritmul de calcul al coeficientului de transfer de
calor α pe suprafața



XSAT= .378
PSAT=1.7239
PO=1.0332
EAPA=3.14
ESAT=1.288
C= 11.8
D= 1.24

X	P	ALFA
.0264	1.0707	8877.
.0526	1.1092	7774.
.1030	1.1898	6187.
.1525	1.2751	5217.
.1773	1.3196	4890.
.2020	1.3654	4617.
.2520	1.4609	4402.
.3020	1.5618	4327.
.3540	1.6684	4113.

** Q = 200000

XSAT= .378
PSAT=1.7239
PO=1.0332
EAPA=3.14
ESAT=1.288
C= 11.8
D= 1.24

X	P	ALFA
.0264	1.0707	14421.
.0526	1.1092	12629.
.1030	1.1898	10051.
.1525	1.2751	8475.
.1773	1.3196	7944.
.2020	1.3654	7598.
.2520	1.4609	7152.
.3020	1.5618	7030.
.3540	1.6684	6681.

** Q = 300000

XSAT= .378
PSAT=1.7239
PO=1.0332
EAPA=3.14
ESAT=1.288
C= 11.8
D= 1.24

X	P	ALFA
.0264	1.0707	19155.
.0526	1.1092	16774.
.1030	1.1898	13350.
.1525	1.2751	11256.
.1773	1.3196	10552.
.2020	1.3654	10092.
.2520	1.4609	9449.
<u>.3020</u>	1.5618	9337.

** Q = 400000

XSAT= .378
PSAT=1.7239
PO=1.0332
EAPA=3.14
ESAT=1.288
C= 11.8
D= 1.24
X

	P	ALFA
.0264	1.0707	23428.
.0526	1.1092	20516.
.1030	1.1898	16328.
.1525	1.2751	13767.
.1773	1.3196	12906.
.2020	1.3654	12344.
.2520	1.4609	11618.
.3020	1.5618	11420.
.3540	1.6684	10854.

** Q = 500000

XSAT= .378
PSAT=1.7239
PO=1.0332
EAPA=3.14
ESAT=1.288
C= 11.8
D= 1.24
X

	P	ALFA
.0264	1.0707	27338.
.0526	1.1092	23985.
.1030	1.1898	19089.
.1525	1.2751	16094.
.1773	1.3196	15087.
.2020	1.3654	14431.
.2520	1.4609	13582.
.3020	1.5618	13321.
.3540	1.6684	12639.

TOP*

6.5. Aprecieri asupra problematicii abordate.

- S-a introdus noțiunea de coeficient de transfer de căldură ideal, α_{ideal} , la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată și s-a stabilit relația generală de calcul în funcție de natura substanței dizolvate, de concentrația soluției, de presiunea de lucru și de încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare, de forma:

$$\alpha_{ideal} = \left[\sum \alpha_{pi} - (\sum \alpha_{pi} - \sum \alpha_{sat}) \cdot \frac{x}{x_{sat}} \right] \cdot q^{0,7} \quad (131)$$

- La încălziri termice specifice constante, la o presiune corectă de lucru, constanța stabilită pentru α_{ideal} reprezintă constanța unei familii de drepte care au punctul de întâlnire situat pe abscisă. S-a pus în evidență, în acest mod, existența unei anumite regularități în ceea ce privește variația valorilor coeficienților de transfer de căldură α_{real} la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată.

- Pe baza regularității observate și a modului de variație a parametrilor de care depinde fierberea s-a propus o nouă relație de calcul pentru coeficientul de transfer de căldură real α_{real} la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată, de forma:

$$\frac{\alpha_{real}}{\alpha_{ideal}} = 1 - c \left(\frac{x}{x_{sat}} - \frac{\Delta p}{\Delta p_{sat}} \right)^d \quad (132)$$

și se indică metodele de efectuare a calculului. Aplicarea relației pentru întreg domeniul de concentrații ($x = 0$ până la $x = x_{sat}$) și încălziri termice specifice q a suprafeței încălzitoare, necesită un număr minim (trei) de determinări experimentale pentru α_{real} .

- Relația de calcul a fost verificată pentru soluțiile apoase de acetat de potasiu și fosfat disodic la presiunea atmosferică și

precizia de 300 cm Hg. ($4 \cdot 10^4$ N/m²). Datele rezultate din calcule prezintă o foarte bună concordanță cu datele experimentale proprii, precum și cu cele existente în literatură^{75,79} pentru aceste soluții, ceea ce confirmă valabilitatea relației de calcul propusă.

- Se prezintă modelul matematic, relația (133), și funcționul de fierbere pentru soluțiile apoase de substanțe cu solubilitate limitată, precum și organigrama și programul în limbaj BASIC al relațiilor de calcul a valorii coeficientului de transfer de căldură α_C la fierbere; de asemenea se dă și un exemplu de calcul pe calculator conform acestui program. Rezultatele obținute concordă cu cele experimentale.

Capitolul 7

STUDIUL EXPERIMENTAL COMPARATIV AL COEFICIENTILOR DE TRANSFER DE CĂLDURĂ ÎN FIERBEREA DE APARATUL CU FIR

7.1. Determinarea experimentală a coeficienților de transfer de căldură α la fierbere de aparatul cu fir.

Literatura de specialitate^{7-9,15,19,21,53,61,62,69-71,94-111}, așa cum s-a indicat în paragraful 3.2.1., arată că printre altele, aparatul cu fir metalic se utilizează și la determinarea valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, în toate regiunile de fierbere. De altfel, aparatul cu fir metalic a fost primul aparat experimental de laborator utilizat în studiul fenomenului de fierbere a lichidelor¹⁴. Pentru ca rezultatele obținute în urma experimentărilor efectuate cu acest aparat să poată fi utilizate în calculele de proiectare termică a utilajelor obișnuite, este necesar să avem certitudinea că aceste valori sînt similare cu cele care se vor întîlni practic în instalația industrială.

Se cunoaște de asemenea^{14,15} că, odată cu micșorarea diametrului firului, încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare crește (fenomen avînd la bază, probabil, aceleași cauze ca și fenomenul de creștere a densității energiei electrice și a descărcării ei prin virfuri ascuțite, în cazul micșorării razei de curbură a suprafeței pe care se găsește), la diferență de temperatură Δt constantă între temperatura suprafeței încălzitoare și temperatura de fierbere a fluidului cupus fierberii.

Problema care s-a pus în fața prezentului studiu a fost aceea de a determina valoarea limită minimă a diametrului firului încălzitor pentru care valorile lui α corespund celor întîlnite în

practici. Pentru aceasta s-au considerat drept valori de referință datele obținute pe aparatul experimental cu tub cilindric încălzitor, aparat prezentat în paragraful 4.1. S-a lucrat cu apă distilată, toluen și amestec de 30% masă n -(β -cianocetil)-caprolactamă în toluen.

a. Determinări experimentale ale coeficientului de transfer de căldură α la fierberea apei distilate. S-au efectuat determinări experimentale pe aparatul cu fir prezentat în paragraful 4.3., la presiunea atmosferică, pentru încălziri termice specifice q ale suprafeței încălzitoare cuprinse între $1,4 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$ și $5,3 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$, pentru fire încălzitoare de platini cu diametrul ϕ egal cu 0,1; 0,3 și 0,5 mm.

Valorile experimentale obținute sînt prezentate în tabela 17 și figurile 84-86.

din tabela 17 și figurile 84-86 prezentate, se constată că,

Fig. 84.- Dependența încălzirii termice specifice q a suprafeței de încălzire de diferența de temperatură Δt și de diametrul ϕ al firului încălzitor, la fierberea apei distilate, la presiunea atmosferică, (în coordonate secimale).

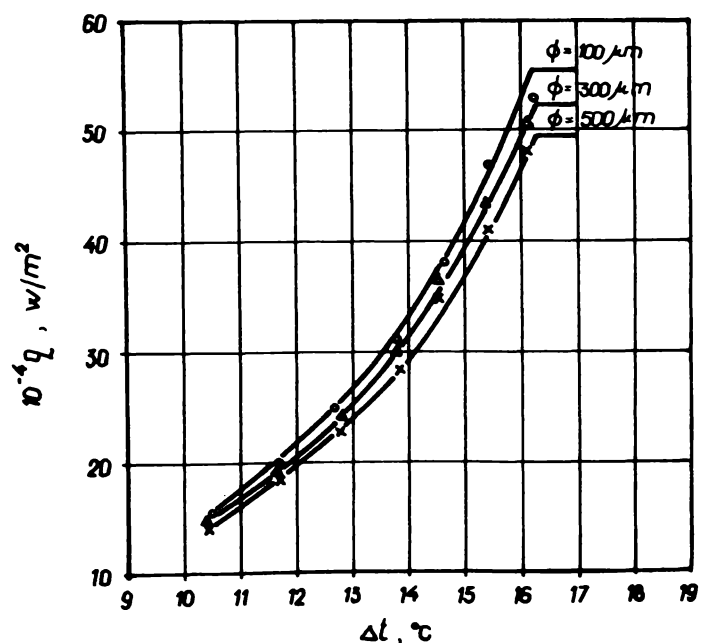


Tabela 17.

Dependența încălzirii termice specifice q , a coeficientului de transfer de căldură α la fierbere și a diferenței de temperatură Δt de diametrul firului încălzitor, la fierberea apei distilate, la presiunea atmosferică.

nr. crt.	d mm	$\lg q$	t_c °C	$\lg \Delta t$	$\frac{q}{d^2}$ mm ²	$\lg \alpha$
$\beta = 1.10^{-4}$ m						
1.	154 550	5,189	10,5	1,021	14 700	4,157
2.	200 800	5,303	11,7	1,068	17 200	4,235
3.	250 200	5,398	12,7	1,109	19 700	4,294
4.	312 400	5,495	13,8	1,140	22 700	4,358
5.	382 800	5,583	14,6	1,164	26 200	4,419
6.	452 100	5,655	15,4	1,187	29 400	4,468
7.	528 000	5,723	16,2	1,209	32 600	4,513
$\beta = 3.10^{-4}$ m						
8.	140 930	5,173	10,4	1,017	14 300	4,156
9.	193 420	5,286	11,7	1,068	16 560	4,220
10.	242 280	5,384	12,8	1,107	18 950	4,277
11.	301 000	5,478	13,8	1,140	21 850	4,339
12.	368 900	5,567	14,5	1,162	25 500	4,405
13.	435 600	5,639	15,4	1,188	28 300	4,452
14.	508 800	5,706	16,1	1,207	31 600	4,500
$\beta = 5.10^{-4}$ m						
15.	140 500	5,148	10,4	1,017	13 500	4,130
16.	182 500	5,261	11,7	1,068	15 600	4,193
17.	228 500	5,389	12,8	1,107	17 850	4,292
18.	284 000	5,453	13,8	1,140	20 950	4,313
19.	348 000	5,541	14,5	1,162	24 300	4,380
20.	411 000	5,613	15,4	1,188	26 600	4,426
21.	480 000	5,682	16,1	1,207	29 800	4,474

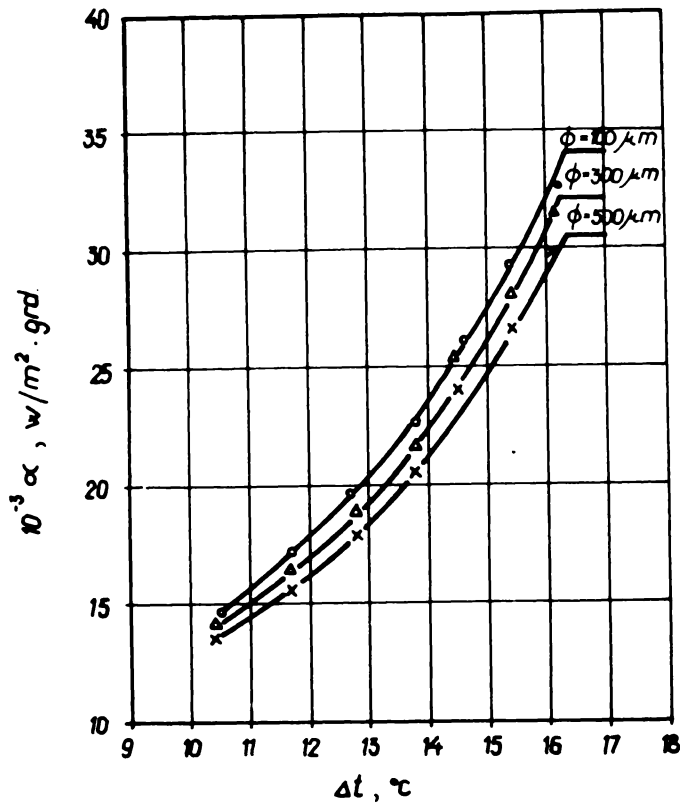


Fig. 85.- Dependenta coeficientului de transfer de caldura α la fierberea de diferenta de temperatura Δt si de diametrul ϕ al firului incalzit la fierberea apei distilate, la presiunea atmosferica (in coordonate cecionale).

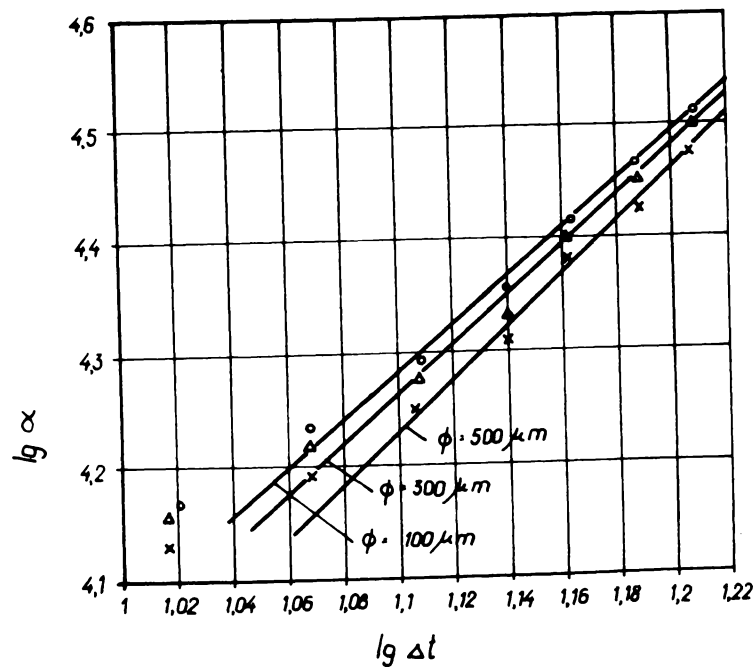


Fig. 86.- Dependenta coeficientului de transfer de caldura α la fierbere de diferenta de temperatura Δt si de diametrul ϕ al firului incalzit la fierberea apei distilate, la presiunea atmosferica (in coordonate logaritmice).

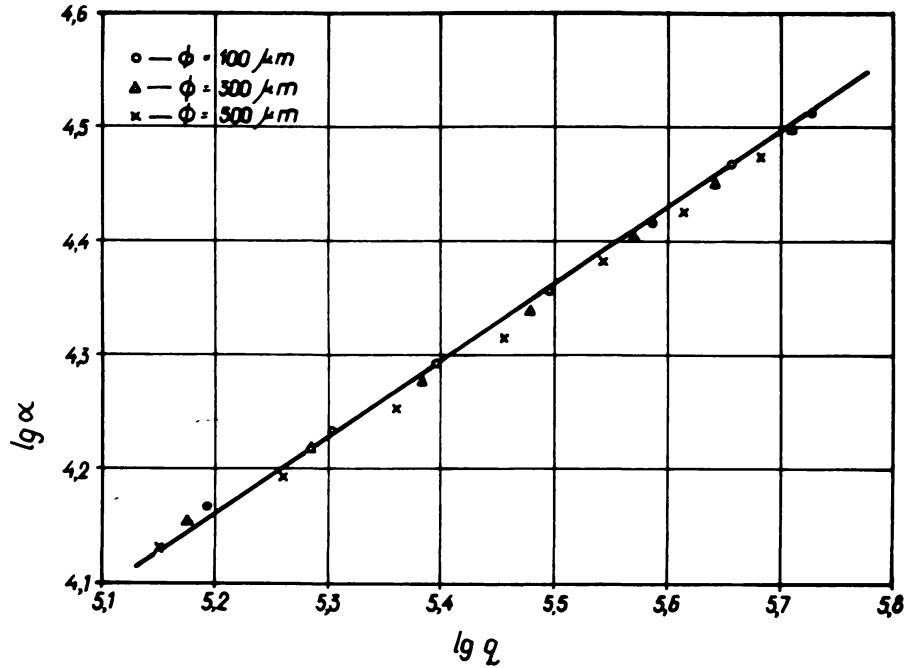


Fig. 57.- Dependenta coeficientului de transfer de caldura α la fierbere de incalzirea termică specifică q a suprafeței de încălzire și de diametrul ϕ al firului încălzitor, la fierberea apei distilate, la presiunea atmosferică (în coordonate logaritmice).

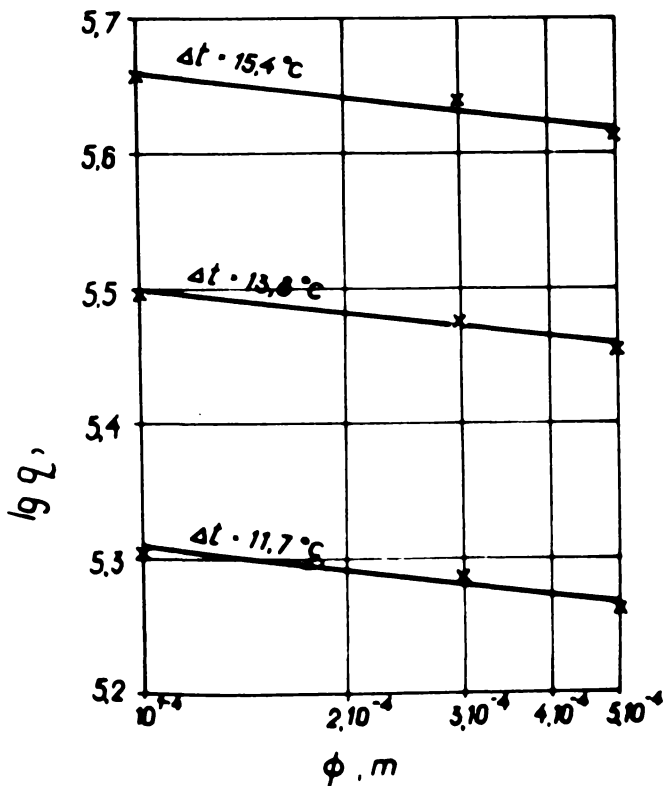
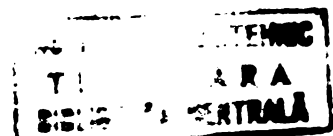


Fig. 58.- Dependenta încălzirii termice specifică q a suprafeței de încălzire de diametrul ϕ al firului încălzitor și de diferența de temperatură Δt , la fierberea apei distilate, la presiunea atmosferică.



Începînd cu firul cu diametrul de 0,5 mm valorile coeficientului de transfer de căldură α la fierbere pentru apă distilată sînt similare cu cele obținute pe aparatul cu tub cilindric încălzitor (figura 20 și tabela 2, paragraful 4.1.; figurile 51 și 53, paragraful 5.4.) și concordă cu cele indicate în literatura de specialitate^{52,136}. Dependența lui α de încălzirea termică specifică q este dată de relația:

$$\alpha_{exp} = 3,16 \cdot q^{0,7} \quad (134)$$

față de relația

$$\alpha_{lit} = 3,14 \cdot q^{0,7} \quad (135)$$

indicată în literatura^{52,136}.

De asemenea, se constată că, pe graficul $\lg \alpha = f(\lg q)$, figura 87, perechile de valori obținute pe cele trei fire încălzitoare se aşază pe o singură dreaptă. Am fi tentați să concluzionăm, că diametrul firului metalic nu influențează intensitatea transferului termic. Acest lucru este contrariu de celelalte reprezentări grafice (figurile 84, 85, 86, 88). Aparea pe aceeași dreaptă a perechilor de valori în acest mod de reprezentare grafică se datorează faptului că, prin intermediul diferenței de temperatură Δt , care rămîne constantă, creșterea încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare se transmite proporțional, coeficientului de transfer de căldură α la fierbere.

b. Determinări experimentale ale coeficientului de transfer de căldură α la fierberea toluenului. S-au efectuat determinări experimentale pe aparatul cu fir prezentat în paragraful 4.3., la presiunea atmosferică, pentru încălziri termice specifice q ale suprafeței încălzitoare cuprinse între $7,1 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$ și $1,4 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$, pentru fire încălzitoare de platina cu diametrul d egal cu 0,1; 0,3 și 0,5 mm.

Valorile experimentale obținute sînt prezentate în tabela 18

Tabela 10.

Dependența împingării termice specifice q , a coeficientului de transfer a căldurii α la fierbere și a diferenței de temperatură Δt de diametrul firului încălzitor la fierberea toluenului, la presiunea atmosferică.

Nr. crt.	d		Δt		α	
	$1/m^2$	$10^4 q$	$^{\circ}C$	$10^4 \Delta t$	$10^4/m^2 \cdot ^{\circ}C$	$10^4 \alpha$

$\beta = 1.10^{-4} \square$

1.	79 000	4,890	17,4	1,240	4 540	3,688
2.	86 900	4,939	17,5	1,244	4 970	3,696
3.	97 700	4,990	17,9	1,253	5 470	3,730
4.	105 900	5,025	18,0	1,256	5 800	3,771
5.	117 700	5,070	18,5	1,267	6 360	3,803
6.	127 400	5,105	18,8	1,274	6 780	3,832
7.	140 360	5,147	19,3	1,286	7 200	3,862

$\beta = 3.10^{-4} \square$

8.	76 100	4,881	17,4	1,240	4 300	3,642
9.	83 740	4,923	17,5	1,244	4 700	3,680
10.	94 100	4,973	17,9	1,253	5 260	3,721
11.	102 100	5,009	18,0	1,256	5 670	3,754
12.	113 400	5,055	18,5	1,267	6 130	3,788
13.	122 700	5,089	18,8	1,274	6 520	3,814
14.	135 200	5,131	19,3	1,286	7 020	3,846

$\beta = 5.10^{-4} \square$

15.	71 000	4,856	17,4	1,240	4 130	3,616
16.	79 000	4,893	17,5	1,244	4 520	3,655
17.	88 000	4,949	17,9	1,253	4 900	3,630
18.	96 300	4,984	18,0	1,256	5 360	3,729
19.	107 000	5,030	18,5	1,267	5 800	3,763
20.	115 800	5,064	18,8	1,274	6 160	3,790
21.	127 600	5,106	19,3	1,286	6 600	3,820

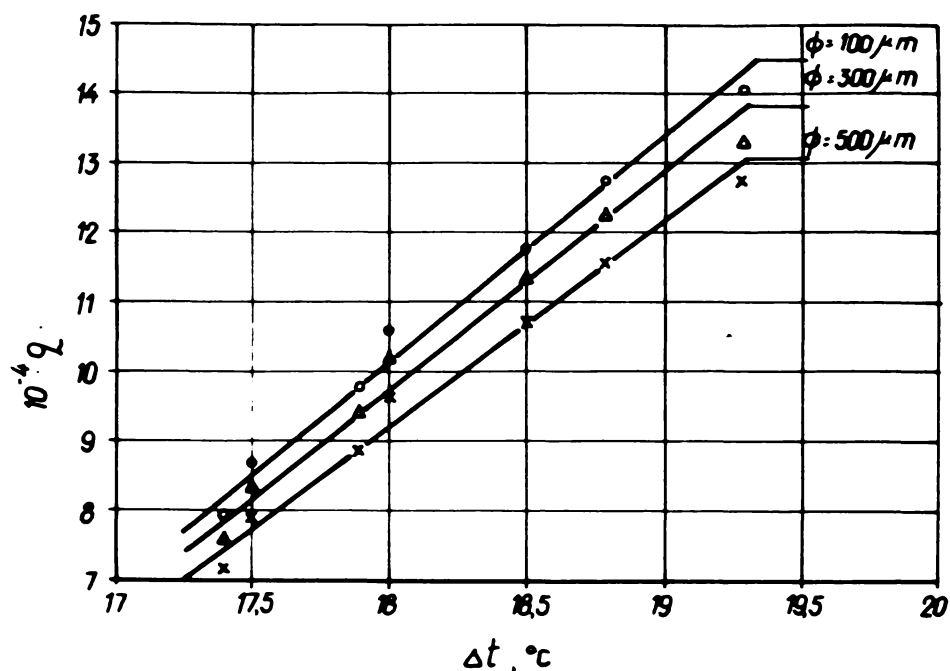


Fig. 10.- Dependenta încălzirii termice specifice q a suprafeței de încălzire de diferența de temperatură Δt și de diametrul ϕ al firului încălzitor, la fierberea toluenului, la presiunea atmosferică (în coordonate zecimale).

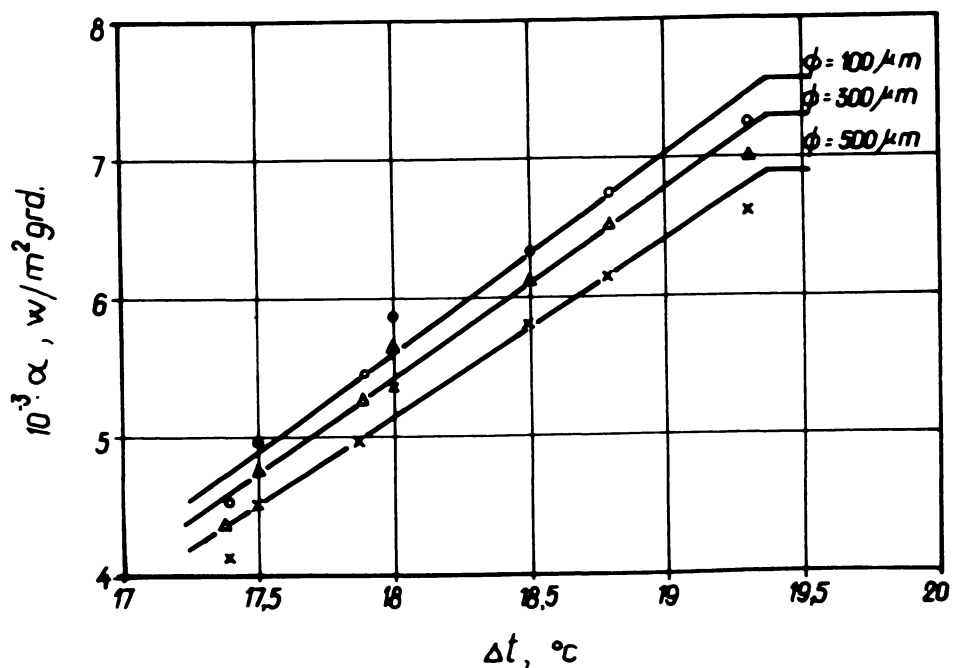


Fig. 11.- Dependenta coeficientului de transfer de căldură α la fierbere de diferența de temperatură Δt și de diametrul ϕ al firului încălzitor la fierberea toluenului, la presiunea atmosferică (în coordonate zecimale).

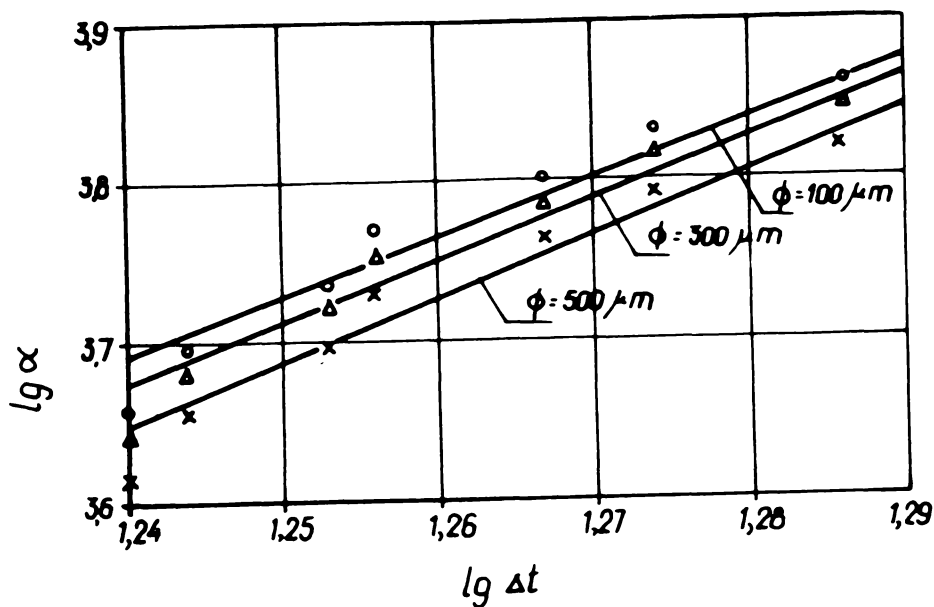


Fig. 11.- Dependenta coeficientului de transfer de caldura α la fierbere de diferența de temperaturi Δt și de diametrul ϕ al firului încălzitor la fierberea toluenului, la presiunea atmosferică (în coordonate logaritmice).

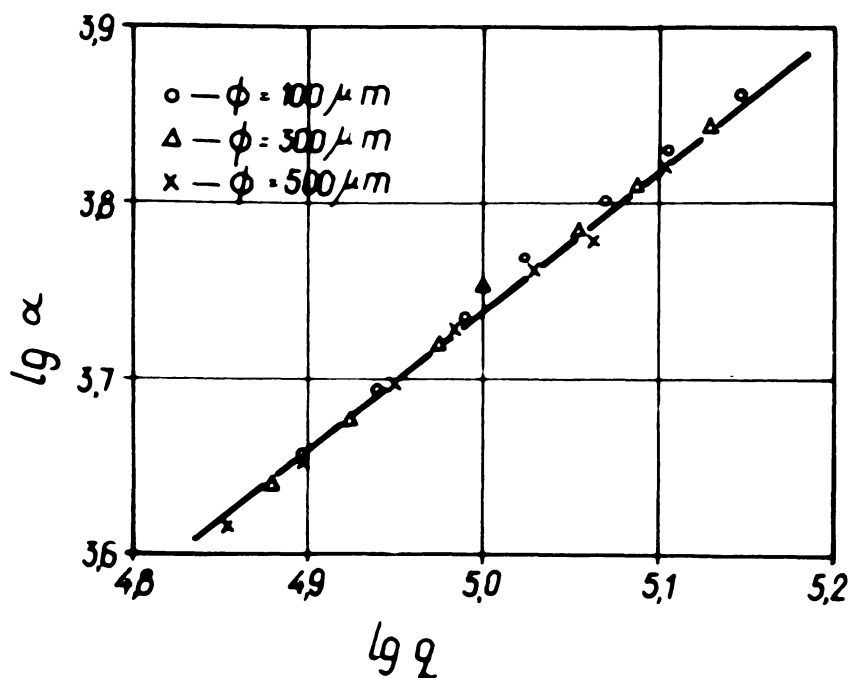
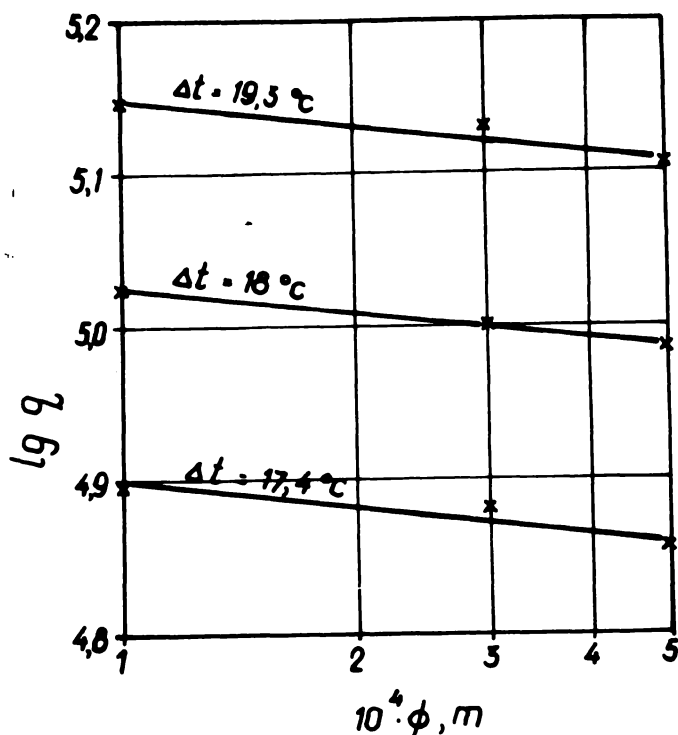


Fig. 12.- Dependenta coeficientului de transfer de caldura α la fierbere de încălzirea termică specifică q a suprafeței de încălzire și de diametrul ϕ al firului încălzitor, la fierberea toluenului, la presiunea atmosferică (în coordonate logaritmice).

Fig. 93.- Dependenta încălzirii termice specifice q a suprafeței de încălzire de diametrul ϕ al firului încălzitor și de diferența de temperatură Δt , la fierberea toluenului, la presiunea atmosferică.



și figurile 89 - 93.

În tabelul 18 și figurile 89 - 93 prezentate, se constată că, începând cu firul cu diametrul de 0,5 mm, valorile coeficientului de transmitere a căldurii α la fierbere pentru toluen sînt similare cu cele obținute pe aparatul cu tub cilindric încălzitor (vezi figurile 47 și 49, paragraful 5.3.). Dependenta lui α de încălzirea termică specifică q este dată de relația:

$$\alpha = 0,540 \cdot q^{0,8} \quad (196)$$

Fenomenul de agerare pe ocazii dreaptă a perechilor de valori $\lg \alpha$, $\lg q$ în cazul reprezentării $\lg \alpha = f(\lg q)$, figura 92, pentru cele trei fire metalice de diametre diferite se observă și în cazul transferului căldurii la fierberea toluenului.

c. determinării experimentale ale coeficientului de transfer de căldură α la fierberea anisotermă de 30. mai de n -(β -cianocetil)-caprolactamă în toluen. s-au efectuat determinări experimentale pe aparatul cu fir prezentat în paragraful 4.3., la presiunea atmosferică, pentru încălziri termice specifice q ale suprafeței încălzitoare cuprinse între $7,3 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2$ și $1,46 \cdot 10^5 \text{ W/m}^2$, pentru fire încălzitoare de platini cu diametrul ϕ egal cu 0,1 ; 0,3 și 0,5 mm.

Valorile experimentale obținute sînt prezentate în tabela 19 și figurile 24 - 26.

În tabela 19 și figurile 24 - 26 prezentate, se constată că, începînd cu firul cu diametrul de 0,5 mm, valorile coeficientului de transfer de căldură a căldurii α la fierbere pentru amestec de 30. mai de n -(β -cianocetil)-caprolactamă în toluen sînt similare cu cele obținute pe aparatul cu tub cilindric încălzitor (vezi figu-

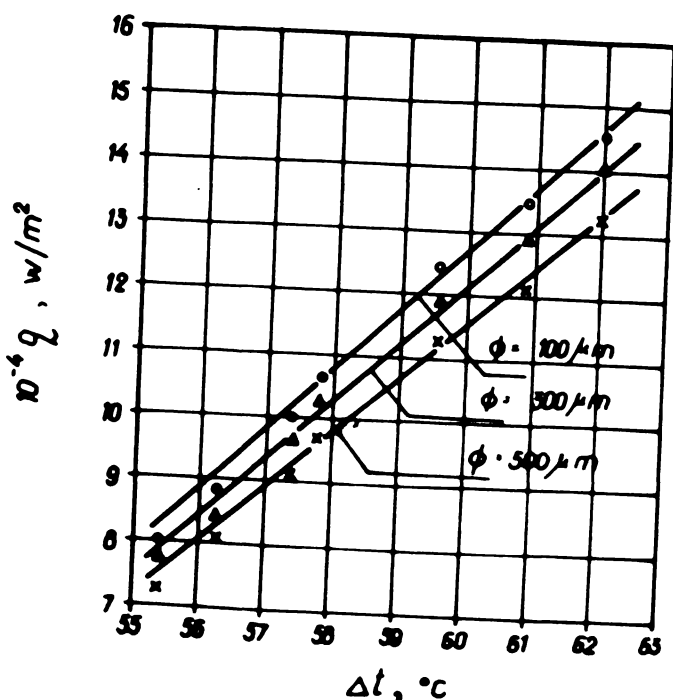


Fig. 24.- Dependența încălzirii termice specifice q a suprafeței încălzitoare de diferența de temperatură Δt și de diametrul ϕ al firului încălzitor, la fierberea anisotermă de 30. mai de n -(β -cianocetil)-caprolactamă în toluen, la presiunea atmosferică (în coordonate normale).

Tabala 12.

Dependența încălzirii terice specifice q , a coeficientului de transfer a căldurii α la fierbere și a diferenței de temperatură Δt de diametrul firului încălzitor, la fierberea acestuia de 30 secunde de n -(β -cincocetii)-caprolactamă în toluen, la presiunea atmosferică.

Nr. ord.	q		Δt		α	
	W/m^2	$lg q$	$^{\circ}C$	$lg \Delta t$	$W/m^2 \cdot ^{\circ}C$	$lg \alpha$
$d = 1 \cdot 10^{-4} m$						
1.	80 500	4,905	55,4	1,744	1 451	3,164
2.	88 500	4,947	56,3	1,750	1 572	3,196
3.	100 100	5,000	57,4	1,759	1 740	3,241
4.	106 700	5,028	57,8	1,762	1 845	3,268
5.	124 000	5,094	59,6	1,776	2 500	3,318
6.	135 000	5,130	60,9	1,784	2 220	3,344
7.	145 700	5,163	62,0	1,792	2 350	3,370
$d = 3 \cdot 10^{-4} m$						
8.	77 400	4,888	55,4	1,744	1 394	3,145
9.	84 000	4,929	56,3	1,750	1 493	3,174
10.	96 500	4,985	57,4	1,759	1 622	3,226
11.	102 000	5,012	57,8	1,762	1 700	3,250
12.	119 200	5,074	59,6	1,776	2 000	3,301
13.	129 200	5,111	60,9	1,784	2 122	3,327
14.	140 400	5,147	62,0	1,792	2 270	3,356
$d = 5 \cdot 10^{-4} m$						
15.	73 000	4,864	55,4	1,744	1 320	3,120
16.	80 500	4,906	56,3	1,750	1 430	3,155
17.	91 000	4,959	57,4	1,759	1 595	3,200
18.	97 000	4,987	57,8	1,762	1 680	3,225
19.	112 700	5,052	59,6	1,776	1 890	3,276
20.	121 000	5,085	60,9	1,784	2 000	3,301
21.	132 500	5,122	62,0	1,792	2 140	3,330

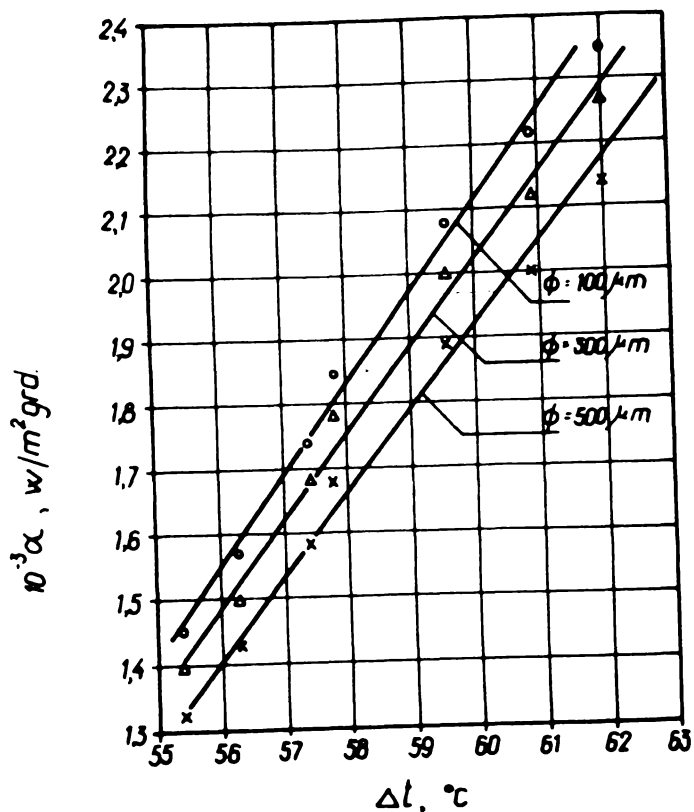


Fig. 15.- Dependenta coeficientului de transfer de caldura α la fierbere de diferența de temperatură Δt și de diametrul ϕ al firului încălzitor la fierberea amestecului de 50 mmol de n - β -cianoctil)-caprooctan în toluen, la presiunea atmosferică (în coordonate necoliniare).

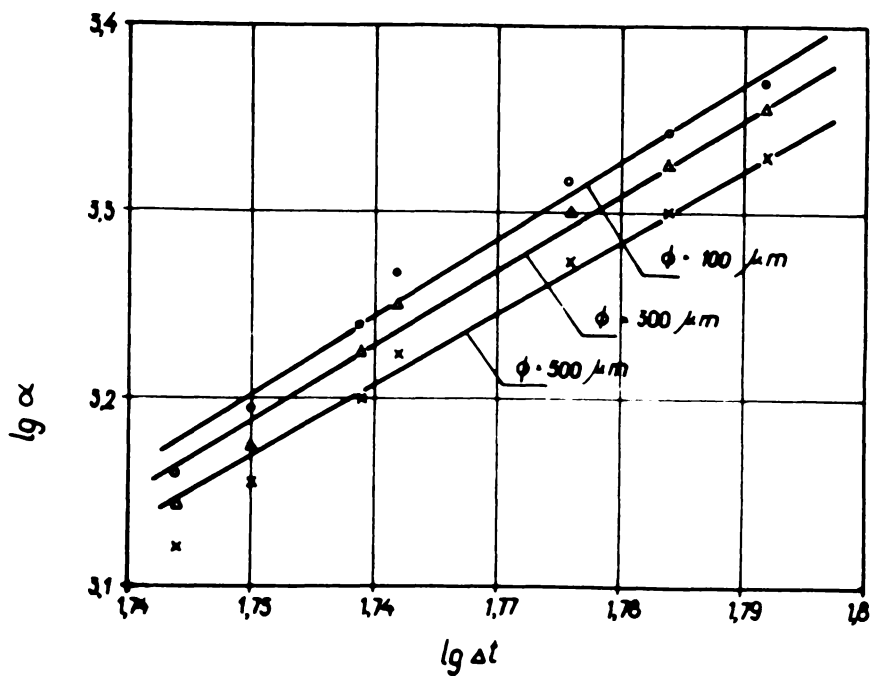


Fig. 16.- Dependenta coeficientului de transfer de caldura α la fierbere de diferența de temperatură Δt și de diametrul ϕ al firului încălzitor la fierberea amestecului de 50 mmol de n - β -cianoctil)-caprooctan în toluen, la presiunea atmosferică (în coordonate logaritmice).

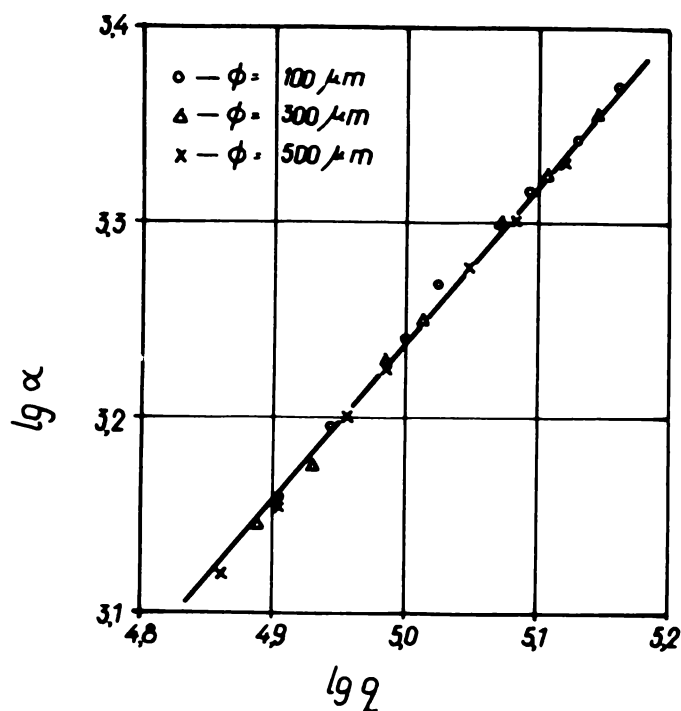
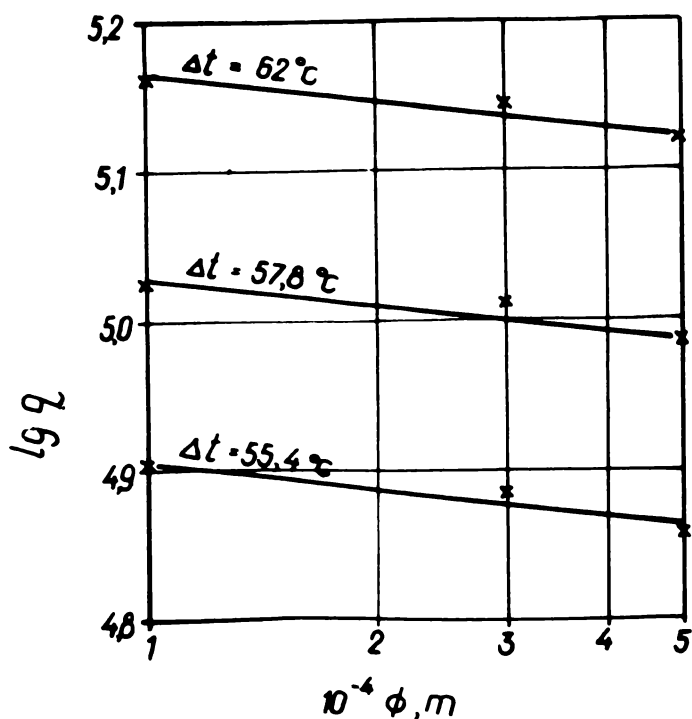


Fig. 97.- Dependence of the coefficient of heat transfer α on the logarithm of the specific heat flux q on the surface of heating and of the diameter ϕ of the heating wire, in the case of the anisotropy of β -cinnocetyl)-caproate in toluene, at atmospheric pressure (in logarithmic coordinates).

?

Fig. 98.- Dependence of the specific heat flux q on the surface of heating and of the diameter ϕ of the heating wire and of the temperature difference Δt , in the case of the anisotropy of β -cinnocetyl)-caproate in toluene, at atmospheric pressure.



rile 47 și 49, paragraful 5.3.). Dependența lui α de încălzirea termică specifică q este dată de relația:

$$\alpha = 0,172 \cdot q^{0,8} \quad (137)$$

față de:

$$\alpha = 3,17 \cdot q^{0,8} \quad (138)$$

obținută din ecuația $\alpha = 1,31 \cdot c^{0,6} \cdot q^{0,8}$, relația (135), în care $c = 30$ masă n -(β -cianotil)-caprolactemă.

Concordanța este bună. Și în cazul fierberii acestui amestec, la reprezentarea grafică $\lg \alpha = f(\lg q)$, figura 37, se observă oțenarea pe aceeași dreaptă a punctelor perechilor de valori $\lg \alpha$, $\lg q$, pentru cele trei fire de diametre diferite.

7.2. Anexieri noua posibilităților de utilizare a aparatului cu fir metalic în determinarea valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, cu valabilitate aplicativă practică.

Ca urmare a coroborării datelor experimentale obținute pe aparatul cu fir metalic, în cazul fierberii apei distilate, a toluenului și a amestecului de 30% masă n -(β -cianotil)-caprolactemă în toluen, și prezentate în tabelele 17-19 și figurile 34-36, se pot face următoarele aprecieri:

- pentru diametre ale firului înălțitor de platini, mai mici de 0,5 mm, valorile lui q și α experimentale, cresc, odată cu scăderea diametrului firului, față de cele practice, obținute pe aparatul cu tub înălțitor orizontal, pentru aceeași diferență de temperatură Δt (vezi figurile 34, 35, 36, 37, 38, 39, 40, 41, 42, 43, 44, 45, 46);

- același lucru se pune în evidență și la reprezentarea lui α în funcție de Δt , în coordonate logaritmice (figurile 36, 37 și 38);

- în cazul reprezentării lui α în funcție de q (figurile 37,

92 și 97), în coordonate logaritmice, punctele experimentale, indiferent de valoarea diametrului firului de platină, se aşază pe aceeaşi dreaptă. Acest lucru se explică prin aceea că, la diferenţi de temperatură Δt constantă, creşterea lui q atrage după sine creşterea în acelaşi mod şi a lui α . În acest motiv reprezentarea doar în sistemul de axe de coordonate $\lg \alpha - \lg q$ nu este suficient pentru a caracteriza comportarea lui α în funcţie de variaţia diametrului firului. Se impune deci ca o necesitate, reprezentarea variaţiei acestor parametri şi în alte sisteme de coordonate, operaţie care de altfel s-a făcut;

- se constată şi în cazul acestor determinări, aspectele puse în evidenţă în capitolul 5, şi anume: pentru apă, panta dreptei $\lg \alpha = f(\lg q)$ este 0,7, iar pentru amestecurile organice studiate panta este egală cu 0,8;

- valorile experimentale ale coeficientului de transfer de căldură α la fierberea celor trei substanţe studiate au aceleaşi valori cu cele obţinute pe aparatul cu tub cilindric înclăzitor pentru diametre ale firului egale sau mai mari ca 0,5 mm.

Se poate conchiziiona deci că, aparatul cu fir metalic înclăzitor, aparat prezentat în paragraful 4.3., poate fi utilizat în condiţii optime şi cu un grad de siguranţă şi precizie suficient, la determinarea valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, valori ce ar urma a fi utilizate în calculul de proiectare termică, atunci când diametrul \varnothing al firului înclăzitor este egal sau mai mare ca 0,5 mm.

CONCLUZII

Lucrarea Institutului "Contribuții la studiul transferului de căldură la fierberea soluțiilor și emulsiunilor cu importanță tehnologică", conține, în partea a doua, formată din șase capitole, contribuțiile originale ale autorului, în domeniul transferului de căldură la fierbere.

În capitolul 4 se prezintă construcția și funcționarea a trei aparate de laborator, aparate cu ajutorul cărora se pot determina valorile coeficienților de transfer de căldură α la fierberea emulsiunilor și soluțiilor, în diferite condiții de presiune și temperatură. Aparatele prezentate au fost proiectate și construite în cadrul Laboratorului de Operații și Aparatură din Industria Chimică, Facultatea de Inginerie Chimică - Iași. Unele dintre ele, originale, proiectate și construite de autor (aparat experimental cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu încălzire cu vapori de mercur) altele, existente în laborator, (aparat experimental cu corp încălzitor cilindric orizontal, cu încălzire electrică și aparat experimental cu corp încălzitor sub formă de fir metalic, cu încălzire electrică), reconsiderate și adaptate de către autor pentru a servi scopului propus.

Odată cu punerea la punct a tehnicii de lucru, s-a putut trece la efectuarea studiilor propriu zise după cum urmează.

1. În capitolul 5 se prezintă determinările experimentale efectuate în vederea determinării valorilor coeficienților

transfer de căldură \propto la fierberea amestecurilor și solu-
țiilor cu importanță tehnologică. Se pun în evidență următo-

1. S-au lucrat cu amestecuri binare formate din două li-
cwidități complet miscibile (cu excepția soluției etracen-mono-
glicol) în domeniile de concentrații menționate în la-
bore. Se remarcă că la majoritatea acestor amestecuri, cu-
mărea valorilor coeficientului de transfer de căldură \propto
la fierbere, a apărut ca o cerință obiectivă, cu urmări a nece-
sității proiectării tehnice a aparatului de schimb de căldură,
la fierbere. În unele cazuri, pe lângă interesul strict practica-
l, s-au pus și probleme de interes fundamental ale transferului de
căldură la fierbere (de exemplu soluția amestec de etracen în me-
tanol).

S-au lucrat în studiu amestecuri de apă, benzen, toluen,
metanol (în calitate de solvenți) cu caprolactamă, n - β -
etil) - caprolactamă, etracen, alcool etilic (în calitate
de substanțe dizolvate).

2. Ca și în cazul substanțelor pure, valoarea coeficien-
tului \propto la fierbere, la amestecuri, crește odată cu creșterea in-
clinașii termice specifice q a suprafeței încălzitoare, respec-
tivelor diferenței de temperatură Δt , dintre temperatura supra-
feței de încălzire și temperatura de fierbere a amestecului.
Această constatare este valabilă atât pentru presiunea atmosferică
cât și pentru presiuni mai mici decât presiunea atmosferică
concordant cu observațiile din literatura de specialitate⁴⁹,
p. 85, 128, 131.

3. Valoarea coeficientului \propto la fierbere pentru ames-
turi, scade de la valoarea pentru lichidul pur mai volatil,
la valoarea pentru lichidul mai puțin volatil. Această relație

re nu este liniară, constatându-se o scădere mai accentuată la început, la concentrații mici ale lichidului mai puțin volatil, și apoi mai puțin accentuată, către concentrația de 100 % a lichidului cu volatilitatea mai mică;

4. Se constată că, în mod sistematic, pentru soluțiile apoase și monoetilen-glicolice, coeficientul de transfer de căldură \propto la fierbere variază direct proporțional cu $q^{0.7}$ pe câtă vreme, pentru soluțiile benzenice și toluenice, variază direct proporțional cu $q^{0.8}$. În ambele cazuri determinările s-au realizat în aceleași condiții experimentale de aparatură și regimuri de fierbere în baie. Natura substanțelor care participă la realizarea amestecului influențează într-o anumită măsură valoarea pantei dreptei $\lg \propto = f(\lg q)$. Această observație este în concordanță cu datele din literatură^{84,85,128,131} în care se indică valoarea exponentului lui q cuprinsă între 0,6 și 0,8, ea fiind funcție de natura substanțelor în amestec, precum și de lucru și gradul de prelucrare al suprafeței;

5. Interpretarea datelor experimentale obținute, prin metoda expusă în paragraful 2.2, nu a fost posibilă, deoarece unul din componenții amestecurilor binare, caprolectan sau $n = (\beta - \text{cianetil}) - \text{caprolectan}$, în condițiile de lucru, înainte de a atinge punctul de fierbere, peste 300°C , se polimerizează și apoi se decompune. Se apreciază deci că, în cazul amestecurilor binare, în care unul din componenți se decompune înainte de a atinge punctul de fierbere, adică este termolabil, cazul frecvent al compuşilor organici, metodologia de determinare a coeficienților de transfer de căldură \propto la fierbere expusă și aplicată în cadrul capitolei 5, rămâne a fi utilizată și pe viitor. Ea este cea mai rapidă și mai eficientă, conducând la rezultate directe și sigure;

6. Studii întreprinse asupra soluțiilor de antracen în monostilenglicol au pus în evidență, în general, aceleași condiții cu cele prezentate anterior, cu excepția variațiilor care apar în domeniul de concentrații $\varphi = 1,7$ antracen. Apa după cum s-a arătat, acest lucru se explică prin aceea că antracena formează cu monostilenglicolul azeotrop la concentrația de 1,75 antracen, azeotrop cu comportament de azeotrop.

7. La amestecurile studiate, valorile coeficientului α se pot calcula cu relații de formă:

$$\alpha = (a \cdot c^2 + b \cdot c + e) \cdot q^m$$

$$\alpha = (a_1 \cdot c^2 + b_1 \cdot c + c_1) \cdot \Delta t^{n_1}$$

sau:

$$\alpha = k \cdot c^m \cdot q^m$$

$$\alpha = k_1 \cdot c^{n_1} \cdot \Delta t^{n_1}$$

valorile coeficienților și exponenților calculându-se din datele experimentale.

8. Referindu-se la problema determinării valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere în cazul soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată, problema tratată în cadrul capitoului 6, se pot conchide următoarele:

8. Sistemul din apă - substanță dizolvată poate fi considerat a fi format dintr-un azeotrop, în proporții diferite de apă și soluție apoasă saturată, deci limitat într-o parte de apă iar în cealaltă de soluție apoasă saturată;

9. S-a introdus termenul de coeficient de transfer de căldură ideal, α_{ideal} la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată și s-a stabilit relația generală de calcul în funcție de natura substanței dizolvate, de concen-

trația soluției, de presiunea de lucru și de încălzirea termică specifică q a suprafeței încălzitoare;

10. La încălziri termice specifice q constante, la o presiune curentă de lucru constantă, ecuația stabilită pentru α_{ideal} constituie ecuația unei familii de drepte care au punctul de întâlnire situat pe abscisă. S-a pus în evidență în acest mod existența unei anumite regularități în ceea ce privește variația valorilor coeficienților de transfer de căldură α_{real} la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată;

11. Pe baza regularității observate și a modului de variație a parametrilor de care depinde fierberea s-a propus o nouă relație de calcul pentru coeficientul de transfer de căldură real, α_{real} la fierberea soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată, de forma:

$$\frac{\alpha_{real}}{\alpha_{ideal}} = 1 - c \left(\frac{x}{x_{sat}} - \frac{\Delta p}{\Delta p_{sat}} \right)^d$$

și se indică metoda de efectuare a calculului. Aplicarea relației pentru întreg domeniul de concentrații ($x = 0$ pînă la $x = x_{sat}$) și încălziri termice specifice q a suprafeței încălzitoare, necesită un număr minim (trei) de determinări experimentale pentru α_{real} .

12. Relația de calcul a fost verificată pentru soluțiile apoase de acetat de potasiu și fosfat dinodic, la presiunea atmosferică și presiunea de 30 mm Hg ($4.1 \cdot 10^4$ N/m²). Datele rezultate din calcule prezintă o foarte bună concordanță cu datele experimentale proprii, precum și cu cele existente în literatură^{73,75} pentru aceste soluții, ceea ce confirmă valabilitatea relației de calcul propuse;

13. Se prezintă modelul matematic, relația (123), al

fenomenului de fierbere pentru soluțiile apoase de substanțe cu solubilitate limitată, precum și scheme logice (organigrame) și programul pe calculator, în limbaj FORTRAN, al relațiilor de calcul a valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere; de asemenea se dă și un exemplu de calcul pe calculator, conform acestui program. Rezultatele obținute concordă cu cele experimentale.

6. În urma prelucrării și interpretării datelor experimentale obținute pe aparatul cu fir metalic încălzitor, problemelor tratate în cadrul capitolelor 7, și cu urmare a comparării acestor date cu datele obținute pe aparatul cu corp cilindric încălzitor, date considerate drept valori de referință, pentru apă distilată, toluen și amestec de 30% masă n - $(\beta$ -nialnoetil)-caprolactol în toluen, se poate arăta că:

14. Aparatul cu fir metalic încălzitor poate fi utilizat în condiții optime și cu un grad de siguranță și precizie suficient, pentru determinarea valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, valori ce ar urma să fie utilizate în calculele de proiectare termică, atunci când diametrul d al firului încălzitor este egal sau mai mare ca 0,5 mm.

15. La valori mai mici ca 0,5 mm ale diametrului firului încălzitor, încălzirea termică specifică q a suprafeței firului crește mult, ceea ce atrage după sine și creșterea lui α , pentru valori constante ale diferenței de temperatură Δt .

În concluzie, se poate spune că, prezenta lucrare înconsoțită cu litajele cercuie cunoștințelor în domeniul:

- noțiunilor fundamentale ale fenomenului fierberii soluțiilor apoase de substanțe cu solubilitate limitată;

- fierberii amestecurilor și soluțiilor baze de substanțe organice, amestecuri cu importanță tehnologică, stabilind valorile coeficientului de transfer de căldură α , pentru o se-

rie de amestecuri și soluții, precum și posibilitățile și metodele de abordare ale fenomenului fierberii în aceste cazuri;

- posibilităților de aplicare ale aparatului cu fir metalic încălzitor la determinarea experimentală a valorilor coeficientului de transfer de căldură α la fierbere, valori care ar urma să fie utilizate în continuare la proiectarea termică a utilajelor chimice.

NOTAȚII UTILIZATE

Acolo unde notațiile utilizate au altă semnificație decât cea indicată în cele ce urmează, explicațiile necesare s-au dat în text.

- A - aria suprafeței, m^2 ;
- A^0 - activitatea, J;
- C - concentrația substanței dizolvate, mol/l;
- C - constantă;
- F_1 - forța exercitată de lichid la presiune constantă (§ 1.2), N;
- F_2 - forța exercitată de vapori la presiune constantă (§ 1.2), N;
- F_0 - forța de tensiune superficială, N;
- Q_1 - debitul de lichid, kg/s;
- I - intensitatea curentului încălzitor, A;
- K_{DT} - constantă;
- $n_{1,2}$ - concentrațiile celor doi componenți (1 și 2) în soluția ternară, mol/l;
- P - presiunea, N/m²;
- Pr - numărul Prandtl;
- h - zona de curbură a suprafeței de separație lichid-vapori, m;
- Re - numărul Reynold;
- R_{res} - rezistența electrică a corpului încălzitor, Ω ;
- S - entropia, J / °K (§ 1.2);
- T - temperatura, °K;
- T_p, T_{per} - temperatura peretei suprafeței încălzitoare, °K;
- U - energia internă, J;
- V - volumul, m³;
- $x_{1,2}$ - concentrația fracțiunii mai volatile în lichid sau a substanței solide dizolvate, fracții molare;
- y - concentrația fracțiunii mai volatile în vapori, fracții molare;

$a, b, c,$

a_1, b_1, c_1 - constante;

e - căldură specifică, J/kg.grd;

c - concentrația gazului, kg/kg(§ 1.2);

d - diametrul tubului cilindric încălzitor, m;

g - accelerația gravitațională, m/s²;

h - constanta lui Planck, 6,63·10⁻³⁴ J.s;

k - constanta lui Boltzmann, 1,38·10⁻²³ J/°K;

l - lungimea tubului cilindric încălzitor, m;

$a_1, a_2, a_3,$

a_1, k_1, k_2 - constante;

r - căldura latentă de vaporizare, J/kg;

r_0 - raza gurii cavității, m;

q - încălzirea termică specifică a suprafeței încălzitoare, W/m²;

t - temperatura, °C;

v - viteza de fierbere, m³/m².s;

α - coeficient de transfer de căldură la fierbere, W/m².grad;

β - constantă;

Δp - diferența de presiune, N/m²;

$\Delta T, \Delta t$ - diferență de temperatură, grad;

- grosimea peretelui încălzitor, m;

$\frac{\partial}{\partial x}, \frac{\partial}{\partial y}$ - diferențiale parțiale;

Σ - constantă;

λ - conductivitatea termică, W/m.grd;

μ - vâscozitatea dinamică, kg/a.s;

ν' - vâscozitate definită de ec.(17);

ρ - densitatea, kg/m³;

ρ - conductivitatea electrică, $\Omega \cdot m$ (§ 4.3);

- σ - tensiunea superficială, N/m²
- \varnothing - diametrul firului metalic, m

Indici:

- a - apă;
- cr - critic;
- e - exterior;
- f - fierbere;
- i - interior;
- l - lichid;
- o - parametrii caracteristici mediului ambiant sau condițiilor normale;
- p - presiune constantă;
- sat - saturație;

Abrevieri:

- G - gaze;
- L - lichid;
- V - vapori.

BIBLIOGRAPHIE

1. JACOB M., LINKE W.: Phys. Ztschr., 36(0), 267, 1935
2. CICCHILLI M.T., BOHILLA C.F.: Trans. Amer. Inst. Chem. Engrs. 41, 755, 1945.
3. KURIHARA H.M., MYERS J.E.: Amer. Inst. Chem. Engrs. J., 6(1), 83, 1960.
4. ROSLER M.R., WESTWATER J.W.: Amer. Rocket Soc., Propellants Combustion and Lig. Rockets Conference, 26-28 apr., 1961.
5. SAMUNIAKIAN O.: Chem. Ing. Techn., 25, 477, 1955.
6. ROHMBOV H., GRIFFITH P.: Chem. Eng. Progr. Symp., Ser. 52(18), 47, 1956.
7. LOWRY A.J., WESTWATER J.W.: Ind. and Engr. Chem., 49(9), 1445, 1957.
8. DUBSKUS TH., WESTWATER J.W.: Chem. Ing. Progr. Symp., Ser. 57(32), 173, 1961.
9. VAN OLJE W.H., VAN STRALEN S.J.D.: Chem. Ing. Techn., 37(5), 509, 1965.
10. KUBELTOV H.E., BURAKOV D.A.: Teploenergetika, nr. 1, 70, jan., 1966.
11. FRIZE H.: Chem. Ing. Techn., 35(11), 753, 1963.
12. SZAFIJCZYŃSKI J.: Revue de Phys. Acad. R.P.R., Tom VI, 1961, Suppl.
13. KUTATELAISE S.S., LEONTJEVA A.I., KIRDIASKIN A.G.: Chem. Ing. Techn., 5, 590, 1966.
14. MIKIYAMA S.: Jap. Mech. Eng. Japan, 37, 206-267, 1934.
15. WESTWATER J.W., SAFFRANGLIO J.G.: Eng. Eng. Chem., 47, 1603, 1955.
16. KUTATELAISE S.S.: Teploperedaca pri Rendens i Kipenii, 2-dav., M.P. Inzhin., 1952 (trad. din L. russ.).
17. HOLMAN E.A., SCHNEER V.E., FAHRUFF E.: J. Appl. Phys., 27(2), 193, 1956.
18. DONALD H.D., HANLAN P.: Chem. Eng. Sci., 8(3-4), 287, 1958.
19. PERKINS A.G., WESTWATER J.W.: A.I.Ch.E. Journal, 2(4), 471, 1956.
20. SHKRIPOV V.P., SHIROKIN L.S.: Usp. Fiz. Nauk, 64, 727, 1964/Sov. Phys. Usp., 7, 807, (1964-1965).
21. LIND T.B., HULLER A.G.: Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 33, 449, 1937.

22. LABUNTOV L.A.: Teploenergetica, 9,60,1963.
23. MIROPOLSKII Z.L.: Teploenergetica, 9,49,1963
24. BROMBLEY E.A.: Chem.Eng. Progr.,46,221,1950.
25. MCALAMIS W.H., ALLANS J.H., RYHALIO P.H., LAY R.S.: Chem. Eng. Progr.,44,639,1948.
26. BARKOFF S.G.: AIChE Chem. Eng. Progr. Symp. Ser., vol.57, no.32, p.156-172,1961.
27. COLL R.: Advances in Heat Transfer, vol.10, p.83-166,1974, Academic Press, Inc.
28. BECKER R., DÖRING W.: Ann. Phys. (Leipzig),24,719,1935.
29. VOLMER M.: "Kinetic Theori of Liquids" Steinkopf, Dresden-Leipzig,1939.
30. FRANKEL J.: "Kinetic Theori of Liquids" Dover, New-York,1955.
31. REISS H.: Ind. Eng. Chem.,44,1284,1952; C.A. 10465(1953).
32. LOTHE J., FOUNI G.H.: J. Chem. Phys.,36,2080,1962.
33. REIS H., KATZ J.L., COLLIN S.H.: J. Chem. Phys.,48,5553,1968.
34. ZETTLMEYER A.G. ed.: "Nucleation", Dekker, New-York,1969.
35. FISH ER J.C.: J. Appl. Phys.,19,1068,1948; C.A. 4614(1949).
36. TURNBULL D.: J. Chem. Phys.,10,198,1950; C.A. 7620(1951).
37. BARKOFF S.G.: Trans. ASME,79,735,1957.
38. LORENZ J.J., MIKIC B.B., ROUSENOW W.L.: Heat Transfer 1974, vol. IV, Proceedings of the 5th International Heat Transfer Conference, Tokyo, Japan, p.35-39.
39. KOTOWSKI H.L., GROSS G., SPILLER E.H.: Heat Transfer 1974, vol. IV, Proceedings of the 5th International Heat Transfer Conference, Tokyo, Japan, p.310-314.
40. STEZANOVIC M.: Heat Transfer 1974, vol. IV, Proceedings of the 5th International Heat Transfer Conference, Tokyo, Japan, p.320-324.
41. SCHNE H.A.: Atomenergie(ATEE), 24,24(1974), Lfz.4, p.243.
42. WARE C.A., BALAKRISHNAN A., HOOPER F.C.: J. Nucl. Eng.,85,695, 1970; C.A. 66121(1971).
43. FORSTER K.L., ZUBER H.: AIChE Journal, vol.1,1955, p.531.

44. FORTNER E.E., GRIFFIN R.: *AIChE Trans.*, J. of Heat Transfer 81 6, 1 febr. 1959, p. 43-53.
45. GILMOUR C.R.: *Chem. Eng. Progr.*, 54, 15, 1958, p. 77-79.
46. LEVY: *J. Heat Transfer*, vol. 81, nr. 1, febr. 1959, p. 37-42.
47. KUZNETSOV S.S.: "Fundamentals of Heat Transfer", Academic Press 1963, p. 362.
48. FINE C.L.: *Int. J. Heat and Mass Trans.*, 7, 533, June, 1962.
49. BRU. CLAUD E., KORN L., LOVI A., BROSCIANU RODICA, DEBARTU M., JIRGAI V.: "Sovremennye problemi himichecke tehnologii", Lenin grad, 1975, p. 89-97.
50. *Westwater*
WESTWATER J.R.: Lecture series on Boiling and two phase flow for Heat Transfer Engineers, Ed. H.A. Johnson, Univ. of California extension, 1965, p. 109-123.
51. *Gartner*
GARTNER R.P., FRIEDLATH J.W.: *Chem. Eng. Progr. Suppl.* 56, nr. 30, 39 (1960).
52. *Wikipedia*
SILVERMAN E.: "Fundamentals of Heat Transfer" (translated from 1900), Pease Publishers, Moscow, p. 116-132.
53. *Drew*
DREW T.D., HOFFER J.W. JR.: *Advances in Chemical Engineering*, vol. Acad. Press, New York, 1956, p. 2-73.
54. *Van Stralen*
VAN STRALLEN G.J.L.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 10, nr. 12, 1963 (1967).
55. KUZNETSOV S.S.: *Osnovy teorii teploobmena*, Leghis, Moscow, 1957, p. 299-291.
56. KUZNETSOV S.S.: *Chem. Ing. Techn.*, 27, nr. 5, 248 (1955).
57. FILLKAMP K.: *Heat Transfer 1970*, Fourth Intern. Heat Transfer Conference, Paris-Terrenville 1970, vol VI, B. 7. 2.
58. *Van Stralen*
LEWIS G., COSTELLO G.P., HIGUCHI B.H.: *Trans. A.I.Ch.E.*, oct. 1955 (1956).
59. *Wikipedia*
LEWIS G., HIGUCHI B.H.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 10, nr. 7, 931 (1967).
60. KUZNETSOV S.S., FORTNER E.E.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 13, nr. 6, 635 (1970).
61. VAN STRALLEN G.J.L.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 11, 1491 (1968).
62. VAN STRALLEN G.J.L., LUYTEN H.L.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 12, 1352 (1969).

63. LAOBTIWA L.A., GAIPOV V.Y.: *Kin. Neft. Mashinost.*, 12, 19 (1967); *C.A.*, 68, 14, 60869 (1968).
64. GRIGORIAN L.B.: *Teplota. Visk. Zvop.*, 6, nr. 1, 197 (1968).
65. ^{Sternlyng} STREILING C.V., FIRDOR L.J.: *Chem. Eng. Sci.*, 16, nr. 3, 297 (1961)
66. BUBER L.A., HOERNE J.C.: *J. Heat Mass Transfer*, 25, nr. 3, 215, Huber (1963).
67. GRIGORIAN L.B., KALININ I.K., SEMANOV A.O.: *Int. Chem. Eng.*, 8, nr. 1, 39 (1968).
68. TOLUBINSKI V.I., OSTROVSKI Y.B.: *Konvektivni Teploobmen, Akad. Nauk Ukrainaki S.S.S.R., Izd. Naukova Dumka, Kiev, 1965.*
69. TOLUBINSKI V.I., OSTROVSKI Y.B.: *Teploobmeni gidrodinamika v dvufaznih sredah, Izd. Naukova Dumka, Kiev, 1967, p. 9-17.*
70. VAN STRALEN S.J.D.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 10, nr. 11, 1469, 1967.
71. VAN STRALEN S.J.D.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 10, nr. 11, 1485, 1967.
72. GHOSLIANU Z., ROHM L., IOVI A.: *Rev. Roumaine de Chim.*, 12, nr. 5, 469 (1967).
73. GHOSLIANU Z., ROHM L., IOVI A.: *Rev. Roumaine de Chim.*, 12, nr. 6, 721 (1967).
74. GHOSLIANU Z., ROHM L., IOVI A.: *Dal. St. gi Tehn. al I. P. Pindigona, Seria Chimie*, 15(29), nr. 1, 31 (1970).
75. GHOSLIANU Z., ROHM L., IOVI A.: *Rev. Roumaine de Chim.*, 14, nr. 6, 721 (1969).
76. GHOSLIANU Z., ROHM L., IOVI A.: *Rev. Roumaine de Chim.*, 14, nr. 7, 873 (1969).
77. GHOSLIANU Z., ROHM L., IOVI A.: *Rev. Roumaine de Chim.*, 14, nr. 4, 491 (1969).
78. GHOSLIANU Z., ROHM L., IOVI A.: *Rev. Roumaine de Chim.*, 15, nr. 6, 827 (1970).
79. GHOSLIANU Z., ROHM L., IOVI A.: *Rev. Roumaine de Chim.*, 16, nr. 1, 45 (1971).
80. ROHM L.: *Contribuții la studiul transferului de căldură la fierberea coloanilor, teză de doctorat, Timișoara 1972.*

11. ROZE L., OROSIANU BOLICA: *Sci. St. si Tehnic al I.P. Timisoara*, Ser. *Chimie*, 16(39), nr. 1, 111 (1971).
12. OROSIANU Z., ROZE L., IONI A.: *Rev. Roumaine de Chim.*, 14, nr. 8, 1031 (1969).
13. OROSIANU Z., JARCANU V., ROZE D.: *Sci. St. si Tehnic al I.P. Timisoara*, Ser. *Chimie*, tom. 19(33), fasc. 1/1974, *pg. 56*
14. STEPHAN K.: *Abdl. des Et. Militotechn. Verains*, nr. 10, 1964, p. 98. *Stephan*
15. HAPPEL O., STEPHAN K.: *Heat Transfer 1974*, B. 7. 8, Proceedings of the 5th International Heat Transfer Conference, Tokyo, Japan, p. 340. *Happel*
16. GREGORIV L.M.: Paper presented at the Conference on Heat and Mass Exchange, *Inst.*, 1961.
17. HEGAN D.H.: Proceedings of the 3rd Intern. Heat Transfer Conference, 1966, *IXI*, p. 175. *Hegan*
18. HUBER H.: Dissertation, Aachen, 1967. *Huber*
19. HUBER H., WILHELM J.G.: *Amer. Rocket Soc., Propellants Combustion and Liquid Rockets Conference*, 26-28 apr. 1961.
20. LEVI V.I., GUMIV V.V., FUDROVSKI S.P.: *Exploenergetica*, 12, nr. 18, 73 (1965).
21. DANBOFF S.O.: *Am. Ind. Chem. Eng. J.*, 7, nr. 3, 405 (1961).
22. KATTO Y., SHOH M.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 13, nr. 8, 1299 (1970).
23. KATTO Y., NICHOLS J., CHALL A.: *Int. J. Heat Transfer*, 13, nr. 3, 503 (1970).
24. KATTO Y.: "Heat Transmission" McGraw-Hill Book Company Inc. New-York-Toronto-London, Ed. III, 1954, p. 369.
25. KATTO Y., YOKOYA S., YASUHARA M.: "Heat Transfer 1970" Fourth Intern. Heat Transfer Conference, Paris-Versailles, 1970, *vol. V, B. 3. 2*.
26. KATTO Y., YOKOYA S.: *NASA Acc. No. H 65-15948, Rept. No. NASA-TN-6216 (1965); C.A. 63, nr. 12, 15974 (1965)*.
27. KATTO Y., DOUGLAS J.W. JR.: "Advances in Chemical Engineering", *vol. II, Acad. Press, New-York, 1958, p. 1-30*.
28. VAN STRALEN S.J.L.: 6th International Congress on Highspeed photography, Hague-Johannesburg, 17-22 sept. 1962, p. 534.
29. VAN STRALEN S.J.L.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 11, 1467 (1968).

100. VAN STRALEN S.J.D., SLUJTER W.H.: *Int.J.Heat Mass Transfer*, 12, 187(1969).
101. VAN STRALEN S.J.D.: *Chem.Eng.Sci.*, 25, 149(1970).
102. VAN STRALEN S.J.D.: "Heat Transfer 1970" Fourth Intern.Heat Transfer Conference, Paris-Versailles, 1970, vol.VI, 3.7.6.
103. BOROVINSKI S.I., MANDRYKOVA N.N.: *Intern.J.Heat Mass Transfer*, 9, nr.11, 1421(1966).
104. ALTMANN J.H., SCHROCK V.L.: *J.Heat Transfer*, 85, nr.3, 261(1963).
105. VAN STRALEN S.J.D.: *Chem.Eng.(Br.)* 4, nr.2, 78(1959).
106. FULCKMIDT G.W., GURMAN J.W.: *Ind.Eng.Chem.*, 50, nr.5, 837(1958).
107. CAHILL G.S.: *Chem.Eng.(Br.)* 9, nr.2, 93(1963).
108. WELSHATER J., HALEY E.F.: *Chem.Eng.Sci.*, 20, 711, (1965); *C.A.* 64, nr.3, 3076(1960).
109. KANIPOV V.P., PAVLOV P.A., BENTONIN S.H.: *Teplotiz.Visokih Temp.*, Akad.Nauk SSSR, 3, nr.5, 722(1965).
110. BENJAMIN J.E., WOODWARD J.W.: "Int.Heat Transfer Conference", Boulder, Colorado USA, aug.1961.
111. HARGIS R.R., DEER W.J.: *Am.Inst.Chem.Eng.J.*, 13, nr.5, 878(1967).
112. BARKER G.P., LINDA L.B.: *Indian J.of Phys.*, 41, 7, 516(1967); *C.A.* 60, 6027(1968).
113. ERSEN D.P., WELSHATER J.W.: *Chem.Eng.Progr.*, 59, nr.17, 67(1962).
114. ROBIN V.A.: *Teplotenergetika*, 7, 27(1958).
115. LAMIRAVA G.H.: *Holodilin Techn.* 42, nr.2, 36(1965); *C.A.* 63, nr.9, (1965).
116. HUB Y.Y.: *Am.Inst.Chem.Eng.J.*, 11, nr.4, 690(1957).
117. BAROCZY G.J.: NASA Accession nr.63-19019; *C.A.* 62, 245(1965).
118. KOSIKHOV A.S., BAKULIN L.L.: *Teplotenergetika*, 13, nr.3, 82(1966).
119. PIERMAN T.O., PAIT H.S.F.: *Ind.Eng.Chem.Fundam.*, 4, 407(1965).
120. HÜLLER F.: *Wärmeübergang bei der Verdampfung unter hohen Drücken (Dissertation)*, Berlin, 1966.
121. ORSA J., LEGGENDI A.E., DESE G.: *Int.J.Heat Mass Transfer*, 9, nr.4, 233(1966).
122. CHILH S.: *Chem.Eng.Techn.*, 38, nr.1, 73(1966).

123. BOBEN V.A.: *Exploitation*, 5, 61, 1970.
124. MICHIOCHI I., HAZAJIMA T., IHOUH H., ITO Y.: *Int. Chem. Eng.*, 10, nr. 1, 151 (1970).
125. TURNER D., COLMAN C.P.: *J. Heat Transfer*, 93, nr. 96, 1 (1971).
126. H. OLESEN R.H., BRADAMS P.W.: *J. Heat Transfer*, 93, nr. 56, 11, (1971).
127. HWA SHU K., LIENHARD J.: *Int. J. Heat Transfer*, 13, nr. 9, 1423 (1970).
128. BIER K., CORREPIO L., WICKHOFER G.: *Chem. Ing. Techn.*, 45, Jahrg. 1973, nr. 14.
129. LIENHARD J., LUER V.E., RIEBER D.M.: *Transactions of the ASME, J. of Heat Transfer*, nov. 1973, p. 477.
130. WIEBE J.R., JUEL R.L.: *Transactions of the ASME, J. of Heat Transfer*, nov. 1973, p. 495.
131. CORREPIO L.: *Chem. Ing. Techn.*, 40, Jahrg. 1968, Heft 15, p. 737.
132. SANDER J., SCHUMMER E.U.: *Chem. Ing. Techn.*, 45, Jahrg. 1973, nr. 6, p. 345.
133. HEGGE O.: *Int. J. Heat Transfer*, vol. 16, p. 1611-27, 1973.
134. GROPȘIANU Z., JĂSCANU V., ROȘU L., IOVI A.: *Bul. St. și Tehn. al I.P. Timișoara*, fasc. 2/1976, (sub-tipar).
135. BRĂTU L.A.: "Operații și utilaje în industria chimică" Ed. Tehnică, București, 1970, vol. II, p. 66.
136. PAVLOV K.F., ROMANOV P.G., BOBKOV A.A.: "Esercizi și probleme la curent de procese și aparate din tehnologia chimică", Ed. Tehnică, București, 1972 (trad. din I. rusă).
137. GROPȘIANU Z., JĂSCANU V., ROȘU L., IOVI A.: *Bul. St. și Tehn. al I.P. Timișoara*, fasc. 1/1977 (sub-tipar).
138. x x x "Especialitate esteleco" tom. 2, Institutul "Mina", MOSCVA, 1969, p. 171.
139. IOVI A.: "Tehnologia acidului fosforic și a fosfaților tehnici", 114, I.P. Timișoara, 1973, p. 256.
140. IOVI A.: "Tehnologia înghețimintelor minerale", 114, I.P. Timișoara, 1970, p. 391.
141. GROPȘIANU Z., JĂSCANU V., ROȘU L., IOVI A.: *Bul. St. și Tehn. al I.P. Timișoara*, fasc. 2/1977 (sub-tipar).

142. GHOŞCIANU Z., JÂSCANU V., ROŞU L.: Analele Universităţii din Galaţi, fasc.1/1976.
143. CUIBAN P., JÂSCANU V., ROŞU L.: Contract de cercetare ştiinţifică încheiat cu CNRS, perioada 1970-1975.
144. PATRASCU M.C., BĂLĂŢEŞU L.G.: Transactions of the ASME, J. of Heat Transfer, nov.1971, p.400.
145. VEZIRANU P., PATRASCU M.C.: "Elevarea temperaturii în tehnici" Ed. Tehnică, Bucureşti, 1968.
146. PRUTCOV L.V.: "Studiu experimental al proceselor de transmitere a căldurii", Ed. Tehnică, Bucureşti, 1956 (trad. din rusă).
147. VĂLINA I., MIHAIL N.: "Tehnologia sintezei monomerilor", Ed. Tehnică, Bucureşti, 1966, p.919.
148. x x x International Critical Tables, 3, 221.
149. GHOŞCIANU Z., JÂSCANU V., ROŞU L.: A Cincea Conferinţă Republicană de Chimie Fizică Generală şi Aplicată, 1-4 sept.1976, Bucureşti, Secchia.
150. GHOŞCIANU Z., JÂSCANU V. şi alţii: Contract de cercetare ştiinţifică nr. 115/1976.
151. SIZMAN H.: Angew.Chem., 71, 263(1959).