

UNIVERSITATEA "POLITEHNICA" din TIMIȘOARA

FACULTATEA DE MECANICĂ

ING. EMILIAN ȘTEFAN VALEA

CONTRIBUȚII LA INTENSIFICAREA TRANSFERULUI DE
CĂLDURĂ LA VAPORIZARE

TEZĂ DE DOCTORAT

CONDUCĂTOR ȘTIINȚIFIC:

Prof. dr. ing. LIVIU DAN NEGRU

Prof. dr. ing. CORNELIU UNGUREANU

BIBLIOTECA CENTRALĂ
UNIVERSITATEA "POLITEHNICA"
TIMIȘOARA

619.474
366 C

1997

Cuvânt înainte

Lucrarea tratează o problemă interesantă pentru cercetare și industrie prin lărga sa aplicabilitate: intensificarea transferului de căldură la vaporizare. Importanța problemei constă în faptul că prin intensificarea transferului de căldură se obțin avantaje tehnice și mai ales economice, prioritare în orice economie de piață.

Rezultatele intensificării conduc la reduceri de cheltuieli, schimbătoare de căldură mai mici și la ridicarea randamentelor proceselor în cadrul cărora se folosesc.

S-a reușit realizarea unui stand experimental și a unor suprafețe de schimb de căldură ale căror performanțe termice s-au dovedit a fi notabile, putând fi folosite cu succes în industrie.

Am început activitatea ca doctorand sub conducerea regretatului prof. dr. ing. Liviu Dan Negru. Beneficiind de îndrumarea reputatului specialist în domeniu, am parcurs etapele de susținere a examenelor și referatelor. În urma decesului neașteptat a prof. dr. ing. Liviu Dan Negru, căruia îi păstrez un profund respect, domnul prof. dr. ing. Corneliu Ungureanu a avut amabilitatea să accepte preluarea conducerii științifice.

Doresc să mulțumesc îndeosebi domnului prof. dr. ing. Corneliu Ungureanu, distinsul conducător științific, pentru atenta îndrumare, sugestiile și observațiile făcute.

M-am bucurat de asemenea de sprijinul acordat de domnul prof. dr. ing. Aureliu Leca căruia de asemenea doresc să îi mulțumesc respectuos.

Realizarea a fost posibilă și datorită ajutorului și suportului material acordat de conducerea Filialei Electrocentrale Timișoara. Pentru aceasta se cuvine să menționez persoanele care m-au înțeles și ajutat direct sau indirect, în realizarea practică a lucrărilor, dovedind interes și deschidere către cercetare și progres, și cărora le mulțumesc în mod deosebit pe această cale: domnii directori, ing. Dan Reghiș, ing. Gheorghe Oancea, ing. Vergică Vîrjoghe, ing. Cristian Mîtu- UET Sud; ing. Constantin Micu, ing. șef UET Sud.

M-au ajutat la realizarea standului experimental, punerea în funcție a acestuia și le sunt recunoscător pentru aceasta: ing. Mircea Bartoșic, sing. Vasile Surdu, precum și alți colegi din Filiala Electrocentrale Timișoara unde îmi desfășor activitatea ca inginer principal în cadrul Serviciului Tehnic, cărora țin să le mulțumesc.

Îmi exprim gratitudinea pentru sprijinul și ajutorul acordat de domnul profesor gr. I Marinel Șerban și de domnișoara Camelia Șerban, în editarea lucrării și alte aspecte legate de calculator.

Lista prescripțiilor oficiale respectate

xxx Sistemul internațional de unități (S.I.) Editura Academiei
R.S.R București 1989

- STAS 737/10-87 Unități ale mărimilor caracteristice fenomenelor calorice
- STAS 737/13-82 Unități ale mărimilor caracteristice chimiei fizice și fizicii moleculare
- STAS 1254-77 Semne și simboluri matematice
- STAS 1647-85 Căldura. Terminologie și simboluri
- STAS 2018-80 Densitatea și viscozitatea apei
- STAS 2644-73 Instalații termoelectrice. Semne convenționale
- STAS 9762-74 Parametrii fizici adimensionali
- STAS 8285-88 Țesături de sârmă de uz general

Simboluri și unități

a	difuzivitatea termică, $\frac{k}{\rho \cdot C_p}$, $\frac{m^2}{s}$
A	aria suprafeței de transmitere a căldurii, m^2
Ar	numărul lui Arhimede, $La \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_v) / \mu_l^2$, adimensional
Bi	numărul lui Biot, $h \cdot L / k$, adimensional
C_p	căldura specifică la presiune constantă, $\frac{J}{kg \cdot K}$
D	diametrul, m
Dh	diametrul hidraulic, $4 \cdot A_{mf} \cdot L / A$, m
f	factorul de frecare Fanning, $\frac{\Delta p}{[(4\rho \cdot u^2 / 2)(L / Dh)]}$
Fo	numărul lui Fourier, $a \cdot \zeta \cdot A^2 / u^2$, adimensional
g	acclerația gravitațională locală, $9,8 \text{ m/s}^2$
g_c	constantă de proporționalitate, $1 \text{ kg m/N} \cdot \text{s}^2$
Gr	numărul lui Grashof, $g \cdot L^3 \cdot \beta \cdot \Delta T / \nu^2$, adimensional
h	coeficientul de transmitere a căldurii, $\frac{Q}{A \cdot \Delta T}$, $\frac{W}{m^2 \cdot K}$
h_{iv}	căldura latentă de vaporizare, J/kg
J	factorul lui Colburn, $\frac{Nu}{(Re \cdot Pr^{1/3})}$
Ja	numărul lui Jacob, $\frac{\rho_l \cdot C_{pl} \cdot \Delta T}{\rho_v \cdot h_{iv}}$, adimensional
k	conductivitatea termică, W/mK
L	lungimea, m
La	numărul lui Laplace, $(\sigma / g \cdot (\rho_l - \rho_v))^{1/2}$, adimensional
M	debitul masic, kg/s
Nu	numărul lui Nusselt, $h \cdot L / k$, adimensional
Pc	numărul lui Péclet, $Re \cdot Pr$, adimensional
Pr	numărul lui Prandtl, $\mu \cdot C_p / k$, adimensional
q	densitatea fluxului de căldură, W/m^2
Q	fluxul de căldură, W
r, R	raza, m
Ru	rugozitatea, μm
Ra	numărul lui Rayleigh, $Gr \cdot Pr$, adimensional

Re	numărul lui Reynolds, $\rho \cdot u \cdot L / \mu$, adimensional
t	grosime nervură și strat, m
T	temperatura, K sau °C
u	viteza, m/s
U	coeficientul global de trecere a căldurii, $W / m^2 \cdot K$
V	volumul, m ³
α	coeficientul de transmitere a căldurii, $W / m^2 \cdot K$
β	coeficientul de expansiune volumică, 1/K
ΔT	diferență de temperatură, K
δ	grosimea stratului, m
ε	porozitatea, %
η	eficiența (nervurii), %
μ	viscozitatea dinamică, kg/m·s
ν	viscozitatea cinematică, m ² /s
ρ	densitatea, kg/m ³
σ	tensiunea superficială, N/m
ζ	țimp, s

Indici

C,c	convecție
h	hidraulic
l	lichid
m	mediu
p	perete
s	suprafață, saturație
sat	saturație
v	vapori, vaporizare

Cuprins

	Introducere	1
Cap. 1.	Schimbarea de fază lichid - vapori	2
1.1.	Fierberea. Clasificare	2
1.2.	Schimbarea de fază lichid - vapori	4
1.3.	Reprezentarea procesului. Curba de vaporizare	5
1.4.	Fenomenul de histerezis în domeniul vaporizării	7
1.5.	Convecția liberă la vaporizare	8
1.6.	Vaporizarea cu bule	9
1.6.1.	Condiții de formare a bulelor	9
1.6.2.	Caracteristici ale bulelor la desprindere	14
1.6.2.1.	Diametrul de rupere al bulelor	14
1.6.2.2.	Frecvența bulelor	15
1.6.3.	Schimbul de căldură la vaporizarea cu bule	16
1.6.4.	Mecanisme - modele pentru explicarea schimbului de căldură	16
Cap. 2.	Intensificarea transferului de căldură	
2.1.	Generalități asupra intensificării transferului de căldură	19
2.2.	Tehnici de intensificare	22
2.3.	Suprafețe rugoase	23
2.4.	Fierberea nucleică pe suprafețe intensificate pentru fierbere	27
2.5.	Izbucnirea fierberii nucleice	31
2.6.	Particularități ale fierberii intensificate în baie de lichid	37
2.7.	Criterii de evaluarea performanțelor pentru suprafețe de schimb de căldură	43
2.7.1.	Factorul de comparare a eficienței ariei	44
2.7.2.	Factorul de comparație a eficienței volumice	45
2.7.3.	Factorul de comparație a eficienței curgerii	46
Cap. 3.	Instalația experimentală utilizată pentru studiul suprafețelor vaporizatoare	49
3.1.	Construcția instalației	49
3.1.1.	Ansamblu	49
3.1.2.	Vaporizator	49
3.1.3.	Elementul de probă	52
3.2.	Aparatura de măsură	52
3.2.1.	Detalii de construcție	52
3.2.2.	Aparate utilizate	54
3.2.2.1.	Măsura temperaturilor	54
3.2.2.2.	Măsura presiunii	55
3.2.2.3.	Măsura fluxului termic	55
3.3.	Modul de lucru	58
3.4.	Aprecierea incertitudinii de calcul a coeficientului de transmitere a căldurii	62
3.5.	Condiții pe care trebuie să le îndeplinească instalația experimentală	63
Cap. 4.	Cercetări referitoare la vaporizarea apei pe țevi prelucrate mecanic	65

4.1.1.	Tehnologia de execuție a țevilor de probă prelucrate mecanic	65
4.1.2.	Calculul prețurilor de execuție pentru țevile prelucrate mecanic	69
4.2.	Tehnologii de execuție a unor suprafețe intensificate pentru vaporizare	70
4.2.1.	Intensificări interioare. Importanța intensificării ambelor suprafețe ale peretelui de separare dintre fluide	70
4.2.1.1.	Obținerea canelurilor interioare de diferite forme și mărimi; optimizarea acestora	72
4.2.1.2.	Obținerea nervurilor interioare întrerupte	73
4.2.1.3.	Obținerea de caneluri interioare încrucișate	74
4.2.1.4.	Obținerea suprafețelor ondulate pe interiorul țevilor și a unor forme interioare imprimate	77
4.2.1.5.	Micronervurarea interioară a țevilor	79
4.2.1.6.	Țevi formate prin rulare din tablă cu proemințe în formă de trunchi de piramidă	80
4.2.1.7.	Obținerea proeminențelor despicate pe suprafața interioară a țevilor	80
4.2.2.	Obținerea țevilor canelate interior și nervurate exterior	82
4.2.3.	Obținerea țevilor canelate interior și cu nervuri în formă de T la exterior GEWA-T cu adâncituri	84
4.2.4.	Alte procedee	86
4.2.4.1.	Crestarea nervurilor	86
4.2.4.2.	Producerea suprafețelor structurate	87
4.3.	Rezultatele cercetărilor proprii	89
4.3.1.	Observații generale	89
4.3.2.	Stabilirea performanțelor țevilor prelucrate mecanic	91
4.3.2.1.	Ecuatii criteriale în domeniul vaporizării cu bule	92
a)	Ecuatia Stefan și Abdelsalam	92
b)	Ecuatia Palen și Yang	92
c)	Ecuatia lui Nakayama ș.a.	93
d)	Ecuatia Xin și Chao	93
e)	Ecuatia Benjamin și Balakrishnan	95
f)	Ecuatia lui Leiner	96
g)	Ecuatia lui Gorenflo	97
h)	Ecuatia Mikic și Rohsenow	97
i)	Ecuatia lui Rohsenow	98
j)	Ecuatia lui Bhat	98
k)	Ecuatia Cornwell și Houston	99
4.4.	Prelucrarea și interpretarea rezultatelor experimentale	100
4.4.1.	Analiza comportării experimentale. Considerații teoretice	100
4.4.2.	Ecuatia criterială propusă pentru experimentări proprii	108
4.5.	Concluzii	111
Cap.	5. Cercetări experimentale efectuate pe țevi acoperite cu țesături de sârmă	113
5.1.	Modul de confecționare și utilizare a manșoanelor din țesătură de sârmă	113

	5.2.	Caracteristicile țesăturilor utilizate	113
	5.3.	Calculul prețurilor de execuție	115
	5.4.	Observații generale	116
	5.5.	Prelucrarea și interpretarea rezultatelor experimentale	118
	5.6.	Considerații teoretice	121
	5.7.	Concluzii	123
Cap.	6.	Cercetări experimentale efectuate asupra țevilor acoperite prin metalizare	125
	6.1.	Tehnologii de formare a suprafețelor poroase	125
	6.2.	Tehnologiile de execuție pentru țevile metalizate verificate experimental	130
	6.2.1.	Parametrii tehnologici	130
	6.2.2.	Calculul prețurilor de execuție	131
	6.2.3.	Alte particularități	133
	6.3.	Analiza metalografică a țevilor metalizate	134
	6.3.1.	Generalități, aparatură utilizată	134
	6.3.2.	Analiză metalografică cantitativă pe suprafața metalizată	136
	6.3.3.	Analiză metalografică cantitativă pe suprafața lustruită	139
	6.3.4.	Studiul comparativ al metodelor	143
	6.4.	Observații generale	144
	6.5.	Prelucrarea și interpretarea rezultatelor experimentale	144
	6.6.	Considerații teoretice. Ecuații criteriale de calcul	146
	6.6.1.	Ecuația Nishikawa și Ito	146
	6.6.2.	Considerații teoretice proprii	146
	6.6.2.1.	Comparație cu țeva rugoasă	146
	6.6.2.2.	Ecuația criterială propusă	147
	6.7.	Concluzii	149
Cap.	7.	Concluzii generale	151
	7.1.	Concluziile cercetărilor experimentale	151
	7.2.	Concluzii referitoare la studiul teoretic al fenomenelor	154
	7.3.	Contribuții originale	156
		Bibliografie	160
		Anexe de calcul	169

Introducere

Vaporizarea este fenomenul de schimbare a stării de agregare a unei substanțe din stare lichidă în stare gazoasă. Fenomenul este întâlnit în cadrul proceselor ciclice din centralele electrice și nucleare - electrice, din instalațiile frigorifice sau în cazul unor procese sau procedee, sisteme de lucru din industria chimică, petrolieră și nu numai.

Fenomenul poate îmbrățișa două aspecte. Primul evaporarea, când tranziția din faza lichidă în cea de vapori sau gazoasă se produce la suprafața exterioară a volumului de lichid, respectiv la interfața lichid - vapori. Al doilea aspect al vaporizării este fierberea, caz, când aparent, tranziția se petrece în interiorul cantității de lichid.

Pentru a se produce modificarea stării de agregare, este necesar ca echilibrul, sau cvasiechilibrul substanței din starea lichidă să fie stricat, altfel spus este necesar un schimb de energie. În cazul vaporizării avem de a face cu un schimb de căldură sub formă de aport de căldură.

În procesul de evaporare a lichidului într-o incintă închisă, presiunea de echilibru p_g la o temperatură dată, se atinge cu atât mai repede cu cât aria de contact între faze este mai mare. În vid evaporarea are loc rapid; în prezența unui gaz la presiunea atmosferică, de exemplu, difuzia este lentă, astfel că procesul de evaporare este de asemenea lent.

Dacă în locul incintei închise se folosește un vas deschis, gazul fiind permanent evacuat, evaporarea este cu atât mai rapidă cu cât ventilația este mai puternică.

Vaporizarea sub forma fierberii este cea mai des întâlnită în procesele industriale de orice tip și se petrece de regulă în diverse aparate construite în concordanță cu necesitățile și caracteristicile procesului tehnologic, fiind în general un proces de convecție combinat cu radiație. Schimbarea de fază se produce fie în vase fie în țevi dar în orice caz printr-un plan de separație prin care se transmite căldură, efectul fiind formarea vaporilor în interiorul volumului de lichid.

Vaporizarea este un fenomen mai complex decât convecția monofazică, datorită influenței unor factori specifici schimbării stării de agregare ca: proprietățile termodinamice ale fluidului de lucru (care își schimbă starea de agregare), proprietățile mediilor bifazice, mecanismelor de vaporizare dependente de intensitatea transmiterii căldurii, caracteristicile suprafeței de schimb de căldură, influențele

datorate caracteristicilor de curgere și de udare a acestor suprafețe de către lichidul în schimbare de fază etc.

Vaporizarea s-a studiat și mai intens odată cu apariția instalațiilor energetice nucleare unde este necesară preluarea unor fluxuri termice mari prin suprafețe relativ mici sau cât mai mici la puteri termice impuse. Se pune astfel problema măririi densităților fluxurilor termice. Astfel, dacă la vaporizatoarele instalațiilor frigorifice densitatea fluxului termic variază între $10^3 - 10^4 \text{ W/m}^2$, la reactoarele nucleare densitățile pot atinge 10^8 W/m^2 . Este deci motivul pentru care fenomenul a fost și este intens studiat, căutând căi de intensificare a transferului de căldură la vaporizare. S-au urmărit, asigurarea regimurilor celor mai economice și a celor mai sigure, rezultatele cercetărilor urmând a fi aplicate în toate domeniile interesante.

Intensificarea transferului de căldură are drept scop creșterea coeficienților de schimb de căldură la vaporizare în condiții concrete de funcționare, prin aceasta contribuind la creșterea coeficientului global de schimb de căldură și, implicit pentru puteri termice impuse, la reducerea suprafețelor vaporizatoarelor.

Cap.1. Schimbarea de fază lichid - vapori

1.1. Fierberea. Clasificare

Fierberea este un fenomen care are loc la suprafața de contact dintre faza lichidă și cea gazoasă, dar în acest caz nu mai este vorba de suprafața exterioară a lichidului, ci de suprafața de separație dintre acesta și faza gazoasă inclusă în mici bule din interiorul lichidului. Echilibrul termodinamic al bulei se realizează când suma formată din presiunea de echilibru $p_{lg}(T)$, plus presiunea aerului din bulă $\frac{\nu RT}{V} = \frac{\beta}{r^3}$ compensează suma formată din presiunea $\frac{2\sigma}{r}$ datorată tensiunii superficiale, plus presiunea hidrostatică datorată coloanei de lichid de deasupra bulei plus presiunea atmosferică exercitată pe suprafața exterioară a lichidului. Adică:

$$p_{lg} + \frac{\beta}{r^3} = \frac{2\sigma}{r} + \rho gh + p_{atm} \quad (1.1)$$

Se observă de aici că prezența aerului (sau altor gaze) în bulă este obligatorie. Astfel, în absența termenului $\frac{\beta}{r^3}$, inegalitatea

$$p_{lg} < \frac{2\sigma}{r} + \rho gh + p_{atm}$$

există când $r \rightarrow 0$, atunci are loc condensarea și dispariția picăturii.

Odată cu creșterea temperaturii și presiunea de echilibru crește rapid (în prima aproximație exponențial după cum se vede din ecuația (1.2), astfel că pentru menținerea echilibrului cerut de ecuația (1.1) raza bulei trebuie să crească.

$$\frac{dp_g}{dT} = q_{ev}^m \cdot p_g \cdot \frac{M}{RT} \quad \text{devine}$$

$$p_g = C \cdot \exp\left[-\frac{q_{ev}}{RT}\right] \quad (1.2)$$

unde M este masa unui kmol de substanță și $q_{ev} = q_{ev}^m \cdot M$ este căldura molară de evaporare, p_g = presiunea de echilibru între faza lichidă și cea gazoasă, cu aproximațiile $v_g \gg v_l$; $p_g \cdot v_g = \frac{m}{M} RT$

Crescând volumul bulei, sporește forța arhimedică ascensională iar când aceasta echivalează forța de coeziune care menține bula fixată pe peretele vasului prin care se schimbă căldura, bula se eliberează ieșind la suprafață. În acest moment începe fierberea.

Se disting, după condițiile în care au loc, următoarele tipuri de fierbere:

- a) fierbere de suprafață și fierbere în volum
- b) fierbere (nucleică) cu bule și fierbere peliculară (în film)
- c) fierbere de saturație și fierbere la subrăcire

Fierberea la suprafață este procesul în care formarea vaporilor se datorează căldurii transferate de o suprafață în contact cu lichidul sau imersată în aceasta prin intermediul stratului limită supraîncălzit. Fierberea în volum (globală) apare în întreg volumul de lichid datorită căldurii generate în lichid de surse volumetrice, (ex. reacții chimice), când există surse cu densitate mare puternic răspândite în întreg volumul de lichid sau când lichidul este supraîncălzit față de temperatura de saturație, ceea ce se poate induce de exemplu printr-o descreștere rapidă a presiunii.

Fierberea cu bule (nucleică, globulară) este domeniul obișnuit de lucru al vaporizatoarelor tehnice și se realizează prin formarea unor bule de vaporii în interiorul sau pe suprafața de schimb de căldură în așa numitele centre sau nuclee de vaporizare. Aceste centre pot fi microcavități, impurități sau incluziuni de gaze (vapori).

Fierberea peliculară apare când bulele sunt atât de apropiate unele de altele încât se unesc formând o peliculă continuă de vaporii care acoperă suprafața de încălzire. În anumite regimuri fierberea nucleică și peliculară pot coexista.

Fierberea la saturație are loc când întreg volumul de lichid se găsește la temperatura de saturație t_s , corespunzătoare presiunii sistemului (fig.1.1a). Fierberea la subrăcire are loc când volumul de lichid se află la o temperatură inferioară celei de saturație (fig.1.1b).

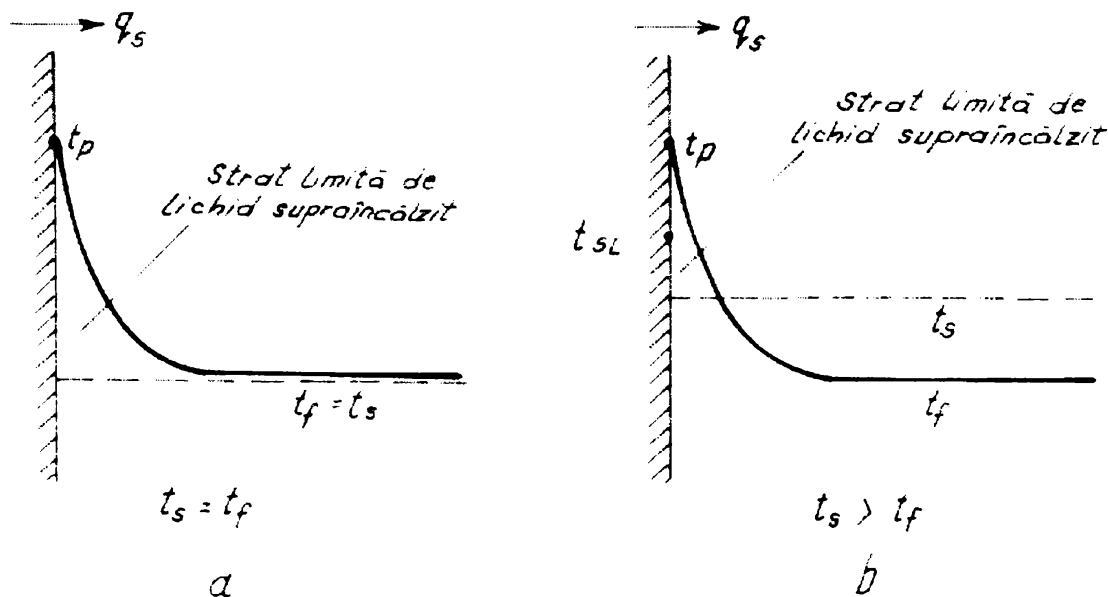


Fig.1.1. Fierbere la saturație (a) și la subrăcire (b).

În oricare din situații, pentru producerea vaporilor, temperatura peretelui suprafeței de încălzire t_p trebuie să fie mai mare decât temperatura de saturație, astfel încât stratul limită adiacent suprafeței de încălzire să aibă temperatura mai mare decât cea de saturație. Adică, deși restul volumului de lichid este la saturație sau subrăcit, cel aflat la stratul limită este supraîncălzit. În cazul fierberii nucleice la saturație, bulele de vapori formate se desprind de perete și se deplasează prin volumul de lichid. În fierberea la subrăcire, după detașarea de perete, majoritatea bulelor se sparg după o anumită distanță, vaporii fiind condensați în lichidul subrăcit. Atât fierberea de saturație, cât și cea de subrăcire pot fi de tip nucleic sau pelicular.

Ex.: la $t_s = 100^0 \text{ C}$, $t_f \approx 100,4^0 \text{ C}$. $t_{sl} = 109,1^0 \text{ C}$
 la $q_v = 22,22 \text{ kW/m}^2$

1.2. Schimbarea de fază lichid - vapori

Vaporizarea are loc în condițiile unui schimb de căldură, de obicei printr-un perete care separă lichidul de mediul încălzitor.

Coeficientul de schimb de căldură la vaporizare α_v se definește ca:

$$\alpha_v = \frac{q_v}{t_p - t_s} \cdot \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (1.3)$$

unde q_v = densitatea fluxului de căldură [W/m^2]

t_p = temperatura peretelui [$^{\circ}C$]

t_s = temperatura de saturație (vaporizare) a lichidului corespunzătoare presiunii de saturație p_s la care se află [$^{\circ}C$]

1.3. Reprezentarea procesului. Curba de vaporizare

Curba de vaporizare reprezintă calitativ rezultatele cercetărilor în domeniul vaporizării. Sunt prezentate variațiile α_v și respectiv q_v în funcție de diferența de temperatură între perete și fluid la saturație (fig.1.2).

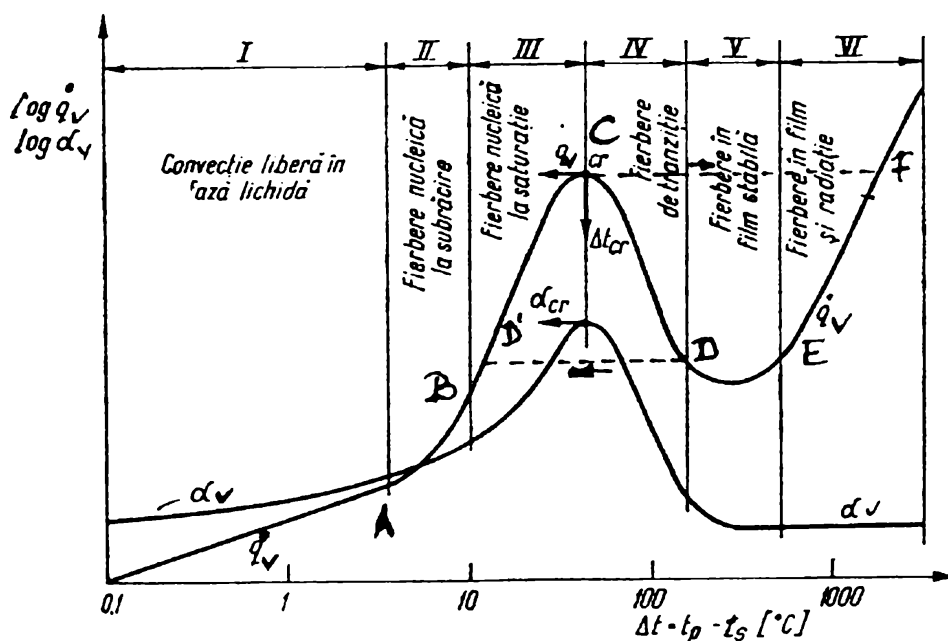


Fig.1.2. Curba de vaporizare

Calitativ, curba obținută de diferiți cercetători are aceeași alură, chiar dacă sursa de căldură este un fir metalic încălzit electric în apă [113] sau apă care fierbe la presiune atmosferică 1,03 atm [76], [114], [115].

Se observă că schimbul de căldură la vaporizarea unui lichid depinde în mare măsură de tipul fierberii. Distingem următoarele domenii:

Domeniul convectiv I se caracterizează prin schimb convectiv între perete și lichidul la saturație iar densitatea fluxului crește lent cu creșterea supraîncălzirii. Δt este de ordinul câtorva grade Celsius, nu apar bule de vapori iar căldura preluată convectiv de la peretele cald va fi cedată prin vaporizare la suprafața liberă a lichidului.

Domeniul II reprezintă fierberea nucleică la subrăcire, $t_p > t_s > t_l$ și se caracterizează prin apariția bulelor în așa numitele nuclee de vaporizare. Bulele formate sunt condensate apoi în lichid sau trec prin lichid până la suprafața de separație lichid - vapori.

Domeniul III cuprinde fierberea nucleică la saturație când, pe măsura creșterii Δt numărul de centre de formare a bulelor crește, la fel t_{sl} = temperatura stratului limită precum și frecvența de degajare a bulelor, producând o anumită turbulență, iar efectul tuturor conduce la creșterea densității fluxului de căldură. În punctul în care se atinge q'_{vcr} , deci la Δt_{cr} se consideră că întreaga suprafață este acoperită cu bule.

Pentru apa care fierbe la presiune atmosferică,

$$\Delta t_{cr} = 25K, \quad \alpha_{v,cr} = 46,4 \frac{kW}{m^2 K}$$

și

$$q'_{vcr} = 1,16 \cdot 10^6 \frac{W}{m^2}$$

[115].

Domeniile II și III, deci vaporizarea cu bule sau nucleică a fost cel mai mult studiată de cercetătorii acestui fenomen și este zona pentru care sunt proiectate suprafețele vaporizatoarelor datorită în primul rând coeficienților mari de schimb de căldură, cât și altor avantaje care vor fi prezentate în continuare.

Domeniile IV, V și VI reprezintă fierberea peliculară în care schimbul de căldură se face prin convecție și radiație.

Domeniul IV, atins printr-o creștere infinit mică față de Δt_{cr} este caracterizat prin instabilitatea peliculei de vapori care acoperă suprafața peretelui, aceasta putând fi periodic ruptă de lichidul în mișcare. Diferențele de temperatură fiind de ordinul zecilor de grade, este preponderent schimbul prin convecție.

Datorită conductivității termice scăzute, pelicula continuă de vapori constituie o rezistență termică importantă. De ex. pt. $p=1$ bar, ptr. $\lambda_l \approx 0,68 W/m \cdot K$ în timp ce pentru abur $\lambda_v \approx 0,02 W/m \cdot K$. Este motivul pentru care densitatea fluxului de căldură de pe perete la lichid scade sensibil cu creșterea din Δt . Ca urmare și α_v scade.

Dacă q_v rămâne aceeași, din ecuația 1.3 rezultă că pentru o temperatură a lichidului constantă t_p trebuie să crească considerabil, ceea ce poate cauza atingerea unor valori periculoase pentru material. Este cazul sistemelor cu încărcare termică limitată de exemplu reactoarele nucleare sau sistemele cu încălzire electrică. Domeniul IV poate fi realizat efectiv cu sisteme având temperatura suprafeței de încălzire limitată. Ex.: vaporizarea având ca agent

Domeniul IV poate fi realizat efectiv cu sisteme având temperatura suprafeței de încălzire limitată. Ex.: vaporizarea având ca agent încălzitor abur care condensează sau un fluid cu temperatură dată, constantă. Fiecărei valori a lui Δt îi corespunde o valoare a lui q_v , pelicula instabilă de vapori neconducând la salturi.

Instabilitatea domeniului IV se mai caracterizează prin aceea că, odată atins pct. D, prin ruperea peliculei, sistemul poate trece în domeniul III D', iar odată ajuns în pct. C, la sistemele cu încălzire termică limitată, acestea pot trece direct în pct. F conducând, cum am mai arătat, la supraîncălziri periculoase ale materialului.

Domeniul V, al vaporizării peliculare stabile se caracterizează prin faptul că, odată cu creșterea lui Δt , aportul radiației devine din ce în ce mai mare.

Domeniul VI reprezintă de asemenea vaporizarea peliculară stabilă, creșterea lui Δt în continuare ducând la creșterea lui q_v dar cu o pantă mai mică decât cea din domeniul III.

1.4. Fenomenul de histerezis în domeniul vaporizării

Cercetările experimentale au arătat că o trecere lină din domeniul I în domeniul II este posibilă numai când curba este parcursă în sensul micșorării lui q_v sau a lui Δt , dacă pe suprafața de vaporizare era deja instalată vaporizarea cu bule.

Negru [76] arată alura curbei de vaporizare pentru freon 11. Până în pct. A, curba este aceeași în ambele sensuri. De aici, în sensul creșterii lui Δt , deci a lui q_v , curba continuă cu aceeași pantă ca și în domeniul I, până în pct. A' [fig.1.3] în care Δt este de câteva ori mai mare decât în pct. A. Atunci (în A') apare primul centru de vaporizare cu bule.

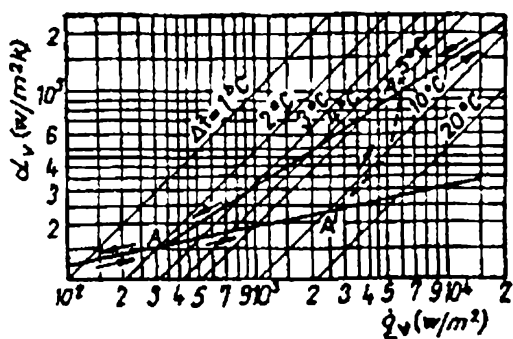


Fig.1.3. Curbă de vaporizare cu histerezis

Crescând supraîncălzirea, apar în continuare noi centre, care se extind pe suprafață, ajungându-se pe curba normală A''. Scăzând acum Δt , sistemul

nu mai evoluează prin A', ci trece spre A, după curba clasică de vaporizare. Apare deci un histerezis al curbei de vaporizare care se manifestă prin aceea că pentru amorsarea vaporizării cu bule sunt necesare supraîncălziri mult mai mari decât pentru menținerea vaporizării cu bule odată ce aceasta s-a instalat.

1.5. Convecția liberă la vaporizare

După cum am mai menționat, domeniul cel mai des utilizat datorită schimbului de căldură intens este cel al vaporizării cu bule, în care lucrează și majoritatea vaporizatoarelor. De aceea cercetările asupra vaporizării în domeniul convectiv sunt destul de puține și nu tocmai concordante. Lippert [9], lucrând cu apă, Freon 113 și alcool metilic, apreciază că pentru convecția naturală se poate folosi ecuația criterială:

$$Nu=0,32(Gr \cdot Pr)^{1/3} \quad (1.4)$$

unde Nu = invariantul lui Nusselt.

Goreflo [116] studiind convecția liberă la vaporizarea agenților frigorifici tip freon, pe tuburi lise sau aripate cu $\phi_{ext} = 12mm$, ajunge calitativ la același rezultat ca și Negru referitor la histerezisul curbei de vaporizare.

Pentru convecția liberă fără formare de bule găsește ecuația criterială:

$$Nu=0,155(Gr \cdot Pr)^{1/4} \quad (1.5)$$

găsind în același timp ca α_v crește cu creșterea presiunii la același q_v . (fig.1.4).

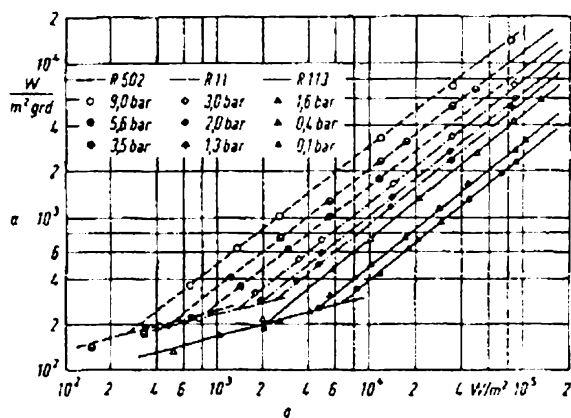


Fig.1.4. Vaporizare cu convecție liberă

Güttingen [117], cercetând vaporizarea freonului R11, apreciază că în domeniul convectiv se poate utiliza relația:

$$Nu=0,54(Gr \cdot Pr)^{0,25} \quad (1.6)$$

Schroth [118], lucrând cu R11, R12 pe țevi

lise și aripate găsește ecuația criterială:

$$Nu=0,4(Gr \cdot Pr)^{1/4} \quad (1.7)$$

pentru convecția liberă și

$$Nu=0,129(Gr \cdot Pr)^{1/3} \quad (1.8)$$

pentru cea forțată.

Han și Griffith [120] propun pentru convecția naturală ecuația:

$$Nu=0,54Ra^{1/4} \quad (1.9)$$

în domeniul laminar cu $10^5 < Ra < 2 \cdot 10^7$ și

$$Nu = 0,14 Ra^{1/3} \quad (1.10)$$

pentru domeniul turbulent în care $2 \cdot 10^7 < Ra < 3 \cdot 10^7$ unde

$$Ra = \frac{\gamma \cdot g \cdot (T_p - T_\infty) \cdot D^3}{a \cdot \nu}$$
 este invariantul Rayleigh

γ = coeficientul de dilatare volumică [$^{\circ}\text{C}^{-1}$]

D = diametrul hidraulic, adică debitul volumetric raportat la secțiunea transversală

a = difuzivitatea termică [m^2/s]

ν = vâscozitatea cinematică [m^2/s]

În concluzie, fierberea în volum în condițiile convecției libere se caracterizează prin faptul că α_v depinde de proprietățile fizice ale lichidului prin criteriile de similitudine Gr și Pr de supraîncălzirea peretelui și de presiune. Forma vasului nu afectează sensibil procesul de transfer de căldură.

1.6. Vaporizarea cu bule

Majoritatea cercetărilor referitoare la vaporizare s-au axat pe domeniul vaporizării cu bule (nucleică) datorită valorilor mari ale coeficientului de schimb de căldură, urmărind explicarea mecanismului acesteia, factorii care influențează, metode de îmbunătățire a schimbului de căldură și în special alegerea regimului optim de dimensionare și funcționare a schimbătoarelor de căldură în condiții date. Trebuie ținut cont de asemenea de valorile critice pentru Δt_{cr} , α_{ver} și q_{ver} , care corespund regimului când fierberea cu bule poate trece în fierbere peliculară.

1.6.1. Condiții de formare a bulelor

Formarea bulelor începe în punctul A al curbei de vaporizare adică atunci când este atinsă o anumită valoare a supraîncălzirii peretelui față de T_s .

Bulele iau naștere în anumite centre active sau nuclee. Nucleele pot fi: un punct ascuțit, o urmă de impuritate ori o mică cavitate care conține o cantitate de gaz. În aceste cavități lichidul pătrunde greu datorită tensiunii sale superficiale. Dacă temperatura crește, crește și numărul de centri activi și invers. Aceasta conduce la concluzia că este cel mai probabil ca un centru de formare a bulelor să fie o microcavitate având o cantitate de gaz inclusă, care în urma creșterii lui Δt își mărește volumul atingând o anumită mărime, prinderea de perete devine instabilă, moment în care

părăsește peretele. După aceasta lichidul din stratul limită închide din nou cavitatea, reținând o parte din vaporii bulei care s-a desprins și care devine un nou nucleu pentru o altă bulă.

Westwater [119], utilizând tehnici foto și de filmare corespunzătoare, găsește că spațiile între nuclee adiacente variază între 1,47 - 11,68 mm cu o medie de 2,62 mm. Spațiile între centrele active sunt libere și fără bule. Observațiile au fost efectuate pe metanol, aproape de starea critică.

Shoukri și Judd [86], citând o serie de cercetători arată că pe de o parte adâncimea și lărgimea cavității sunt direct proporționale cu activitatea centrului și, pe de altă parte, condiția minimă necesară pentru creșterea bulei care este ca stratul limită care înconjoară nucleul să aibă o temperatură medie egală sau mai mare cu a vaporilor din nucleu. Această condiție permite transferul de căldură de la stratul limită supraîncălzit prin interfața lichid - vapor.

Studiind echilibrul termostatic al nucleului înconjurat de lichid supraîncălzit Griffith, Wallis și Rohsenow au determinat încălzirea necesară pentru echilibrul nucleului de rază R ca fiind

$$T_v = T_s + \frac{2\sigma T_s}{R\rho^v r} \quad (1.11)$$

unde T_v = temperatura vaporilor din bulă la inițierea ei

T_s = temperatura de saturație °C

σ = tensiunea superficială N/m

ρ^v = densitatea vaporilor kg/m³

r = căldura latentă de vaporizare J/kg

de unde: $R_{\min} = \frac{2\sigma T_s}{\rho^v r (T_v - T_s)} \quad (1.12)$

Comparația între această valoare calculată și cele obținute experimental cu ajutorul microscopului este redată în fig.5 și este confirmată pentru diferite q_v (densități ale fluxului de căldură) și suprafețe prelucrate diferit.

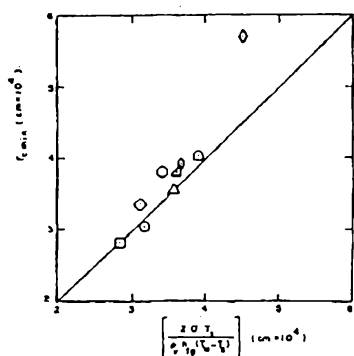


Fig.1.5. Comparație între mărimile minime ale cavității: calculate și observate

Nuclee cu rază mai mare decât cea dedusă din ec.(1.12) pot deveni bule și cresc, cele cu rază mai mică se dezactivează.

Relația a fost confirmată experimental de Tucker and Ward, citați în

[86].

Han și Griffith [120], ca și Hsu, citați în [86], studiind vaporizarea pe modele experimentale admit că principalul mecanism de schimb de căldură prin care cavitațiile de nucleație sunt activate este conducția efemeră către și înlocuirea ulterioară a stratului limită supraîncălzit în jurul cavitațiilor de nucleație. Hsu presupune existența unui strat limită critic de grosime constantă și deduce următoarea expresie matematică capabilă să stabilească dimensiunile maxime și minime ale cavitațiilor de nucleație ca funcție de temperatura suprafeței, proprietățile fluidului și grosimea stratului limită.

$$R_{c\min} \max = \frac{\delta}{2c_1} \left(1 - \frac{T_s - T_\infty}{T_p - T_\infty} \pm \left(\left(1 - \frac{T_s - T_\infty}{T_p - T_\infty} \right)^2 - \left(\frac{4AC_3}{\delta(T_p - T_\infty)} \right) \right)^{1/2} \right) \quad (1.13)$$

unde T_p , T_s = temperatură perete, saturație

T_∞ = temperatura mării mase de lichid

δ = grosimea extrapolată a stratului limită

$$c_1 = \frac{1 + \cos \beta}{\sin \beta}$$

$$A = \frac{2\sigma T_s}{\rho_l r} m^0 K$$

C_3 = $1 + \cos \beta$

β = unghiul de contact

În [120] se propune o ecuație de aceeași natură care admite că stratul termic are o grosime care variază în timp și stabilește de asemenea mărimea minimă și maximă a cavitațiilor de nucleație:

$$R_{c\min} \max = \frac{\delta(T_p - T_s)}{3(T_p - T_\infty)} \left(1 \pm \left(1 - \frac{12(T_p - T_\infty)T_s \tau}{(T_p - T_s)\delta \rho_l r} \right)^{1/2} \right) \quad (1.14)$$

Notând cu N/A densitatea centrelor totale de nucleație [m^{-2}] și în particular

(N/A)_{rc} = densitatea centrelor cu cavități de rază $R \geq R_c$ [m^{-2}] autorii citează experimentările efectuate de o serie de cercetători și concluzionează că, dacă se cunoaște valoarea distribuției de centri activi pe suprafață, se vor cunoaște și caracteristicile de nucleație ale suprafeței.

Cercetările au demonstrat că N/A depinde de parametrul

$$R_{c\min} = \frac{2\sigma T_s}{\rho_l r (T_p - T_s)}, \text{ care este chiar ecuația (1.12)}$$

Experimentările au fost făcute cu apă distilată în condiții de presiune atmosferică pe suprafețele de cupru prelucrate diferit: cele notate cu $0,4\mu m$ CLA reprezintă suprafețe de centre cu raze medii de $0,4\mu m$ și cu depuneri anterioare; cele de $0,125\mu m$ CLA au fost lustruite pe strung de pietre abrazive fine și cele cu $0,1\mu m$ CLA

lustruite pe strung de pietre abrazive fine și cele cu $0,1\mu\text{m}$ CLA lustruite “oglină” cu petrol. Rezultatele experimentale sunt prezentate în fig. 1.6 și arată că densitatea centrilor activabili la diferite valori ale lui q_v este cu atât mai mică cu cât suprafața este mai fin prelucrată. Se observă de asemenea că la q_v crescător se activează noi centri cu R_c mai mici. Semnele întunecate sunt aceleași cu cele reprezentate în fig.1.5.

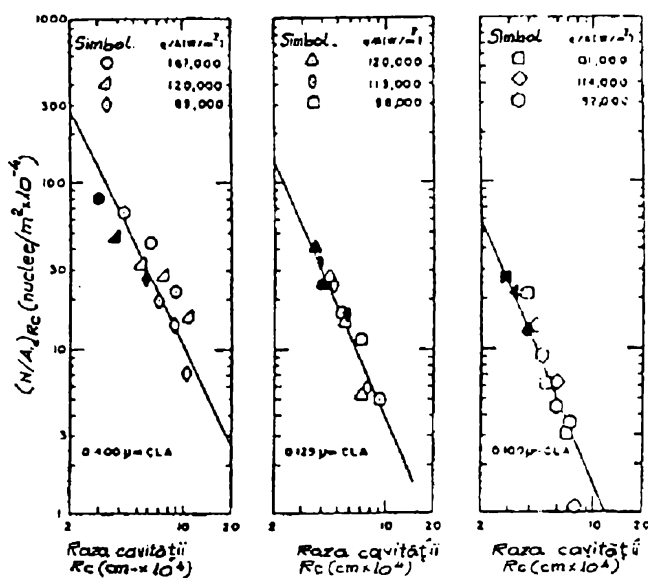


Fig.1.6. Distribuția mărimilor cavităților

Singh ș.a. în [59] analizează efectele mărimii cavităților, formei și densității acestora asupra caracteristicilor de nucleație, studiind stabilitatea unor cavități cilindrice ca centre de nucleație. Se iau în considerație efectele vâscozității, schimbului de căldură și proprietățile de udare ale fluidului. Pentru cavități cu raportul adâncime/diametru mic, modelul propus presupune o încălzire mai mare decât cea cerută de criteriul de echilibru static, în timp ce acest raport devenind mai mare, criteriul stabilește cu succes supraîncălzirea cerută. Observațiile au fost făcute pe cavități naturale și artificiale forate cu laserul. O aproximare teoretică calitativă prezintă densitatea de centri activi la supraîncălziri diferite pentru un fluid și o suprafață dată.

Criteriul de stabilitate este R_{cmin} . Se prezintă în figura 1.7 efectul unghiului de contact asupra supraîncălzirii necesare pentru o fierbere stabilă de metanol. Practic, peste 12^0 o supraîncălzire egală cu:

$$\Delta T_{rc} = \frac{2\sigma T_s}{R_c \rho_l r}$$

este suficientă pentru stabilitatea cavității. Aceasta se explică prin faptul că pentru unghiuri de contact mai mici, lichidul pătrunde mai adânc în cavitate și cantitatea de vapori inclusă în cavitate este mai mică. Căldura transferată lichidului datorită condensării acestei mici cantități de vapori nu poate fi suficientă pentru a ridica nivelul temperaturii astfel încât evaporarea să poată începe și cavitatea poate fi astfel dezactivată.

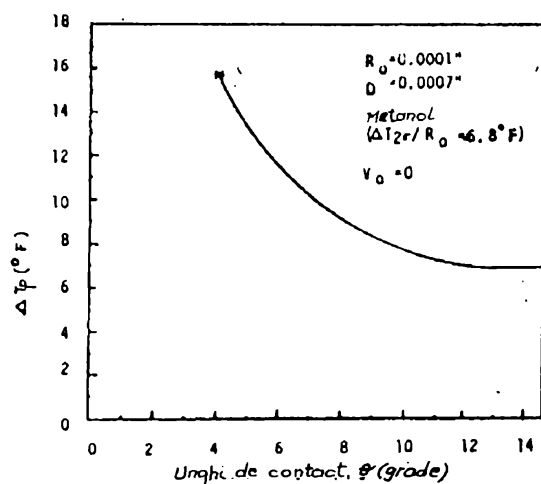


Fig.1.7. Efectul unghiului de contact asupra ΔT

În figura 1.8 este prezentată dependența de mărimea cavității a supraîncălzirii necesare pentru o fierbere stabilă a metanolului. R_0 = raza cavității și D = adâncimea în inch (1 inch = 25,4mm)

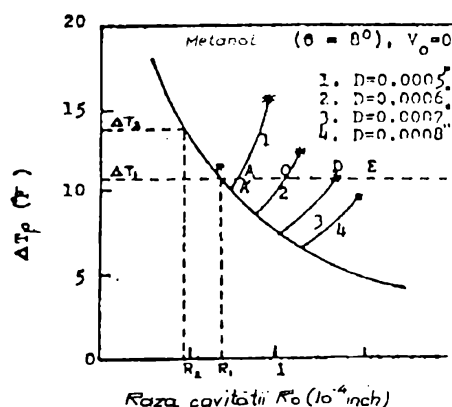


Fig.1.8. Efectul mărimii cavității asupra ΔT

Se observă că, pentru aceeași rază a cavității, la adâncimi mai mari sunt necesare supraîncălziri mai mici datorită cantității mai mari de vapori reținuți în cavitate. Ca ordin de mărime raza

cavității este de $\approx 2,54\mu\text{m}$ iar adâncimea de $12,7 - 20 \mu\text{m}$, pentru metanol și aceste condiții de experimentări.

În general cu cât σ este mai mare, cu atât lichidul pătrunde mai greu în cavități mici dizlocând gazele.

1.6.2. Caracteristici ale bulilor la desprindere

1.6.2.1. Diametrul de rupere al bulilor

În [76] sintetizându-se rezultatele experimentelor efectuate de o serie de peste 400 de cercetători, se arată că există o dependență de tipul celei prezentate în figura 1.9 între diametrul adimensional de desprindere a bulei

$$D_{bs} = \frac{D_b}{\left(\frac{\sigma}{g(\rho_l - \rho_v)} \right)^{1/2}} \quad (1.15)$$

de criteriul adimensional a lui Jacob care are expresia:

$$Ja = \frac{\rho_l c_p \Delta T}{\rho_v r} \quad (1.16)$$

și în care D_b este un coeficient care ține cont de proprietățile fluidului, presiunea de saturație, etc. [121]

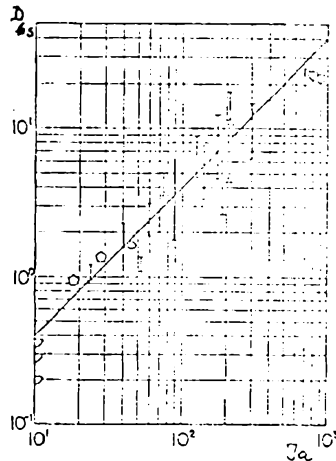


Fig.1.9. Dependenta diametrului adimensional de Ja

Diametrul de plecare a bulilor se obține și din ecuația lui Stephan, citată în [28]:

$$D_b = 0,25 \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_l - \rho_v)}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Ja}{Pr} \right)^2 \cdot \frac{1}{Ar} \right]^{1/2} \quad (1.17)$$

unde:

$$Ja = \frac{\rho_l \cdot C_{pl} \cdot \Delta T}{\rho_v \cdot h_{lv}} \quad (1.16)$$

$$\begin{aligned} \text{Ar} &= \text{La} \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_v) / \mu_l^2 \text{ invariantul Arhimede} \\ \text{Pr} &= \text{invariantul Prandtl} \end{aligned} \quad (1.18)$$

1.6.2.2. Frecvența bulelor

Notând cu:

$$f = \frac{1}{\tau_1 + \tau_2} = \frac{1}{\tau} [s^{-1}] \quad (1.19)$$

unde τ_1 = timpul de contact al lichidului cu încălzitorul pentru o singură bulă [s] și

τ_2 = timpul de creștere al bulei [s],

Ivey [127] analizează schimbul de căldură la fierberea nucleică ținând cont de f , diametrul bulei D , viteza de creștere a acesteia w și fluxul critic. Știind că $w = f \cdot D$, se sugerează trei domenii prin date experimentale, care le corelează pe acestea pentru fiecare regiune.

a) regiunea hidrodinamică în care forțele principale care acționează asupra bulei sunt cele de plutire și forțele hidrodinamice de frânare (frecare). Pentru aceasta experiențele demonstrează că:

$$f \cdot D^{1/2} = 0,9g^{1/2} \quad (1.20)$$

relație aplicabilă pentru bule cu diametru $D > 0,5\text{cm}$ și $\frac{\rho_v}{q_{ver}} < 20\%$

sau $0 < \frac{\dot{q}_v}{q_{ver}} < 0,2$ și la diametre medii pentru $0,8 < \frac{\dot{q}_v}{q_{ver}} < 1$

b) regiunea de tranziție în care forțele de plutire, hidrodinamice de frânare și cele date de tensiunea superficială sunt comparabile. Pentru această regiune

$$f \cdot D^{1/2} = 0,44g^{1/2} [cm^{1/4}] \quad \text{pentru } 10^{-2} \leq D \leq 10 (cm) \quad (1.21)$$

c) regiunea termodinamică în care sunt preponderente forțele termodinamice datorate schimbului de căldură și pentru care

$$f \cdot D^2 = ct \quad (1.22)$$

Citând pe McFadden and Grassman care pentru azot lichid folosește relația

$$f^{1/2} \cdot D = 0,27 \quad (1.23)$$

se stabilește relația

$$f \cdot D^2 = 23(\pi \cdot a) \quad (1.24)$$

unde a = difuzivitatea termică a lichidului $a = \lambda/\rho c$ [m^2/s]

Pentru bule dezvoltate în apă în figura 1.10 sunt redată vitezele de creștere ale acestora în funcție de diametrele lor.

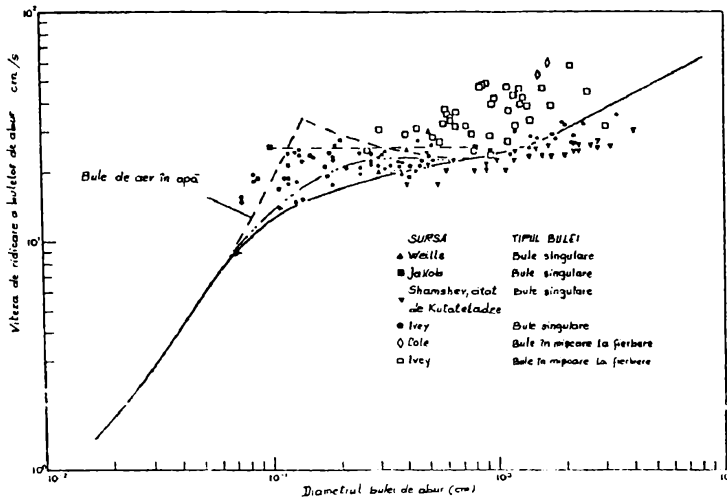


Fig.1.10.
Dependenta vitezei de creștere de diametru (ptr. apă)

Cole, citat în [78] măsurând frecvența bulelor în apă lângă fluxul termic critic, propune relația

$$f \cdot D_b^{1/2} = ((4/3)g(\rho_l - \rho_v)\rho_l)^{1/2} \quad (1.25)$$

1.6.3. Schimbul de căldură la vaporizarea cu bule

Densitatea fluxului de căldură transmis la vaporizarea cu bule se poate aprecia:

$$q'_{vbule} = \rho'' \cdot r \cdot \sum_{i=1}^N f_i \cdot V_{bi} / A \quad (1.26)$$

unde N = numărul centrilor de nucleație simultani pe suprafața A

ρ'' = densitatea vaporilor

r = căldura latentă de vaporizare

f = frecvența bulelor din centrii de nucleație

V_b = volumul bulelor

Energia transportată cu ajutorul bulelor, este considerată cu o bună aproximație după [128] că poate fi calculată cu relația

$$Q_b = V_b \cdot \rho'' \cdot r [J] \quad (1.27)$$

Cauza pentru care domeniul de funcționare al schimbătoarelor de căldură cu vaporizare este cel al vaporizării cu bule este faptul că pentru acest domeniu, coeficientul de schimb de căldură este mult mai mare decât pentru convecția liberă.

Sunt propuse mecanisme de explicare a schimbărilor în procesul fizic care să conducă la creșterea schimbului de căldură.

1.6.4. Mecanisme - modele pentru explicarea schimbului de căldură

a) Microconvecția în stratul limită sau agitația bulelor.

La vaporizarea cu bule, transmiterea căldurii se face de la perete prin stratul limită supraîncălzit, vaporilor care în centrele de nucleație formează bule și care apoi se desprind. Prin desprinderea

cu o anumită frecvență se produce o anumită agitație. Astfel peste convecția liberă se suprapune convecția forțată indusă de mișcarea bulelor. Este printre primele mecanisme propuse de explicare a creșterii lui α_v la vaporizarea cu bule dar singur nu poate explica fenomenul. Convecția îmbunătățită prin faza lichidă rezultă dintr-o mișcare în lichid datorită formării, creșterii și desprinderii bulelor de vapori. În esență, aceasta înseamnă că procesul de convecție naturală a fost transformat într-un proces de convecție forțată în care viteza lichidului în vecinătatea peretelui încălzit este comparabilă cu aceea de creștere a bulelor. Astfel, convecția în lichid este în primul rând controlată de intensitatea procesului de fierbere iar căldura este transportată de pe suprafață cu ajutorul lichidului supraîncălzit.

b) Mecanismul schimbului lichid - vapori

Modelul presupune că bula în creștere și apoi în desprindere "pompează" lichidul din stratul limită pe un diametru $2 R_{\text{cmin}}$, creând un vârtej la desprindere și astfel lichidul din stratul limită înlocuiește bula desprinsă. Una din ipoteze presupune că un volum de lichid, care urmează să înlocuiască bula desprinsă are o temperatură medie între cea a peretelui și cea din masa de lichid ceea ce ar presupune că diametrul bulei ar trebui să fie egal cu grosimea stratului limită termic, ipoteză infirmată prin observațiile și măsurătorile efectuate ulterior.

Convecția către lichid este crescută prin inundarea peretelui încălzit cu lichid proaspăt ce apare după plecarea bulei de vapori. Procesul este caracterizat de o înlocuire ciclică a stratului limită termic care acoperă bula și peretele încălzit din vecinătate. Procentul de căldură sensibilă transportată este controlat de cantitatea de lichid supraîncălzit înlocuit din stratul limită termic, care este proporțională cu grosimea și temperatura medie a stratului limită termic, cu diametrul și frecvența de desprindere a bulelor, precum și cu numărul locurilor de formare a bulelor (centrilor de nucleație).

c) Mecanismul de evaporare

Bulele de vapori cresc datorită căldurii conduse în lichid de la peretele încălzit și apoi prin interfața bulei unde apare schimbarea de fază. Acest proces poate fi gândit ca un "scurt circuit" termic datorită cantității mari de căldură latentă care poate fi transportată în bule, care se ridică cu mult mai rapid decât curentul de plutire în lichid datorită convecției. Vaporizarea apare (1) dintr-un microstat de lichid capturat între peretele încălzit și partea de la baza bulei în creștere rapidă și (2) în stratul limită termic original care acoperă partea superioară a bulei.

619.474
366 c

O serie de cercetători au arătat că apar scăderi apreciabile ale temperaturii sub bulă, în timpul creșterii acesteia, datorită evaporării lichidului de la baza bulei. Aceasta pare să contrazică modelul b) care presupune că răcirea suprafeței nu apare decât în urma depărtării bulelor și înlocuirea acestora cu lichid. S-au determinat valori ale lui α_v cuprinse între 74-1700 kw/m²K, prin evaporarea la baza bulei. Modelul presupune existența sub bulă a unui microstrat de lichid, strat pus în evidență prin diverse tehnici și având grosimi cuprinse între 0,1 μ m și 0,4 μ m.

d) Mecanisme complexe

Nici unul dintre mecanismele anterioare nu poate explica singur creșterea lui α_v la vaporizarea cu bule. Este cel mai probabil că toate acestea influențează simultan schimbul de căldură la vaporizare în proporții diferite.

Mecanismul complex presupune coexistența evaporării sub bulele în formare, convecției turbulente intensificate din zona învecinată bulelor, convecție turbulentă în zonele fără centri de nucleație și conducție tranzitorie.

Cercetări complexe asupra vaporizării cu bule au fost efectuate de Negru [76], explicând toți factorii care influențează creșterea lui α_v . Astfel, la sisteme cu temperatura suprafeței de încălzire limitată, după instalarea vaporizării cu bule apar în jurul centrelor de nucleație, gropi de temperatură cu profil variabil ciclic cu frecvența de degajare a bulelor.

Pentru sisteme de încălzire termică a suprafeței limitată, la care este variabilă densitatea fluxului de căldură, fenomenul se produce asemănător, dar, în plus, gropile de temperatură vor fi mai adânci și influența asupra zonelor învecinate este mai puternică, în special la materialele cu coeficient de difuzivitate termică mai mare.

În realitate procesul de fierbere este o combinație a acestor mecanisme de transfer de căldură. Totuși căldura transportată nu este o sumă a contribuțiilor individuale ale celor trei mecanisme, pentru că aceste mecanisme interacționează, există o suprapunere parțială în căldura "cărată" prin fiecare proces. O parte din căldura intrată în stratul limită termic devine căldură latentă în bule într-o măsură mai mare decât căldură sensibilă în lichidul supraîncălzit.

Cap.2. Intensificarea transferului de căldură

2.1. Generalități asupra intensificării transferului de căldură

În general intensificarea transferului de căldură printr-o suprafață de separație (de exemplu țevă) se face, în cazul convecției, prin ariparea suprafeței, ceea ce conduce la sporirea suprafeței de schimb de căldură (de contact între cele două fluide) pe de o parte și, prin ruperea sau subțierea stratului limită termic, crește coeficientul de convecție, pe de altă parte. Aceasta datorită nervurilor sau rugozității suplimentare create, care, pe lângă faptul că măresc suprafața de contact, sunt promotori de turbulență, iar prin turbulență schimbul de căldură este intensificat. După cum se va vedea în cele ce urmează, în cazul suprafețelor de schimb de căldură ale vaporizatoarelor, datorită specificului procesului de fierbere, nu este suficientă ariparea sau sporirea suprafeței de contact și creșterea turbulenței. În ultimii ani au fost efectuate o serie de cercetări asupra schimbului de căldură la vaporizare, urmărindu-se comportarea diferitelor suprafețe și a diferitelor fluide care urmează să vaporizeze. Se poate afirma însă că pentru anumite condiții de funcționare și pentru anumite suprafețe, există diferențe de comportare de la regim de funcționare la altul, de la un fluid la altul. S-a căutat să se evedențieze totuși care sunt factorii cei mai importanți care guvernează vaporizarea în general și vaporizarea cu bule în special (ca regim preferențial de funcționare datorită coeficienților sporiți de transfer de căldură) în vederea creșterii coeficienților de transfer de căldură și pe această cale a reducerii suprafețelor de schimb de căldură (compactarea) schimbătoarelor de căldură la vaporizare.

Fără îndoială că reducerea suprafeței vaporizatoarelor, ca și cheltuieli de investiții, este importantă în condițiile în care costul de execuție a suprafețelor intensificate, coroborat cu cel al sporirii cheltuielilor de energie pentru pompare pentru compensarea pierderilor de presiune sporite la suprafețe intensificate sunt mai mici. Cu alte cuvinte pentru un anumit regim de lucru și un anumit fluid, trebuie efectuat un calcul tehnico economic care să conducă la alegerea celei mai adecvate suprafețe de schimb de căldură. În plus, creșterea coeficientului de schimb de căldură la vaporizare este importantă în condițiile în care ponderea acestuia în cadrul coeficientului de trecere a căldurii este importantă.

Subiectul intensificării transferului de căldură s-a extins datorită interesului pentru aplicațiile în cadrul schimbătoarelor de căldură. Industriile frigului și automobilelor utilizează în mod curent

suprafețe intensificate în schimbătoarele de căldură pe care le folosesc. În energetică, tehnica intensificării suprafețelor de schimb de căldură la vaporizare în special este mai puțin utilizată datorită pe de o parte a depunerilor de pe suprafețele de vaporizare datorate tratării imperfecte și pe de altă parte a depunerilor datorate conținutului de gaze arse (funingine, cărbune, etc.). Acestea conduc la reducerea și anularea în timp a efectelor obținute prin intensificările obișnuite.

Ipotetic fiecare schimbător de căldură este candidat potențial pentru transferul intensificat de căldură. Totuși fiecare posibilă aplicație trebuie verificată pentru a aprecia eficiența intensificării. De aceea domeniul intensificării schimbătoarelor de căldură a depășit de mulți ani stadiul de laborator și a fost avut în vedere în aplicații industriale. Un mare număr de schimbătoare utilizate în procese diferite sunt echipate cu suprafețe de schimb de căldură (țevi sau plăci) special construite pentru a prezenta coeficienți de transfer de căldură ridicați, cu mult superiori celor ai suprafețelor netede.

Relația care leagă puterea termică schimbată P_t de diferența medie logaritmică de temperatură este

$$Q_t = P_t = U \cdot A \cdot \Delta T_m \quad \text{sau}$$

$$Q_t = \frac{U \cdot A}{L} \cdot L \cdot \Delta T_m \quad (2.1)$$

Termenul $\frac{L}{U \cdot A}$ reprezintă rezistența globală de transfer termic pentru unitatea de lungime a țevii și se definește ca:

$$\frac{L}{U \cdot A} = \frac{L}{\eta_1 \cdot h_1 \cdot A_1} + \frac{L \cdot t_p}{\lambda_p \cdot A_m} + \frac{L}{\eta_2 \cdot h_2 \cdot A_2} \quad (2.2)$$

unde indicii 1, 2, p se referă la fluidul 1 și 2, respectiv la perete. Termenul η este eficiența suprafeței și pentru simplificare nu ține seama de depuneri pe suprafețe. Performanțele schimbătoarelor de căldură se îmbunătățesc pe măsură ce $U \cdot A/L$ crește. O geometrie de suprafață intensificată poate folosi pentru a crește unul sau ambii coeficienți de schimb de căldură (h_1 și h_2) adică termenii $h \cdot A/L$ în comparație cu cei dați de suprafețele plane. Aceasta va reduce rezistența termică pe unitatea de lungime a țevii, $L/U \cdot A$, ceea ce se va concretiza în unul din următoarele obiective:

1. Reducerea mărimii: dacă sarcina termică Q_t este menținută constantă, lungimea schimbătorului de căldură se poate reduce, ceea ce conduce la un schimbător mai mic, deci investiții reduse.

2. Creșterea coeficientului global de transfer U , deci termenul $U \cdot A$ crește, ceea ce poate determina:

a) reducerea lui ΔT_m pentru aceeași sarcină Q și aceeași lungime L , cu consecințe pozitive asupra eficienței procesului termodinamic, ceea ce conduce la reducerea cheltuielilor de exploatare. Reducerea termenului ΔT_m este importantă și în situația în care ΔT_{max} este limitată de natura materialului din care este construită suprafața de schimb sau de natura procesului tehnologic.

b) creșterea transferului de căldură: menținând L constant creșterea lui $U \cdot A/L$ va determina creșterea densității fluxului de schimb de căldură pentru temperaturi impuse de intrare ale fluidului în schimbător.

3. Reducerea energiei de pompare pentru o sarcină termică dată. Deși pare surprinzător, suprafețele intensificate pot asigura teoretic reducerea energiei consumate cu pomparea. Totuși, pentru aceasta va fi necesar ca schimbătorul de căldură să funcționeze la o viteză a fluidului mai mică decât cea pentru schimbătorul construit din suprafețe plane. În consecință va crește aria frontală (prin creșterea diametrelor sau a numărului de țevi), ceea ce în mod obișnuit nu este dorit.

Cel mai important este că suprafața intensificată poate fi folosită pentru a conduce la îmbunătățirea performanței prin unul din cele trei efecte. Îmbunătățirea realizată sau urmărită depinde de obiectivele proiectantului, cerințele și prioritățile beneficiarului și nu în ultimul rând de procesul tehnologic unde urmează a se utiliza schimbătorul de căldură. Astfel, un proiectant poate urmări să realizeze un schimbător mai mic, altul dorește îmbunătățirea eficienței procesului termodinamic.

În toate situațiile însă, obiectivul urmărit este reducerea costurilor: fie a celor de investiție fie a celor de exploatare, fie o optimizare a celor două tipuri de cheltuieli în vederea reducerii duratei de amortizare a investiției.

Un alt factor de luat în considerare este reducerea volumului de agent termic (frigorific), așa cum este solicitat de beneficiar.

Este de asemenea foarte important de avut în vedere costurile de exploatare în timpul duratei de viață. Creșterea densității fluxului termic, respectiv a coeficientului de transfer de căldură la vaporizare conduce la economii de energie de antrenare a compresorului (la instalațiile frigorifice).

Referitor la pierderile de presiune datorate intensificării unor suprafețe vaporizatoare, trebuie subliniat că se preferă o geometrie a

suprafeței care să conducă la o intensificare antestabilă a transferului de căldură, cu pierderile de presiune minime.

Știind că, de regulă o modificare a geometriei peretelui suprafeței de schimb de căldură se asociază, cu o creștere a coeficientului de schimb de căldură și pe lângă aceasta cu o evoluție - de obicei crescătoare - a coeficientului de frecare, este deci util să se determine pentru toate suprafețele cu performanțe termice îmbunătățite rugozitățile acestor noi suprafețe obținute, factorii de frecare și cel puțin aprecierea procentuală a creșterii pierderilor de presiune pe unitatea de suprafață de schimb de căldură, cu efecte imediate asupra energiei consumate pentru pompare, implicit asupra cheltuielilor.

În cazul vaporizării, pentru intensificarea transferului de căldură, se procedează după cum vom vedea în continuare, la crearea unor rugozități artificiale, practicarea unor aripioare speciale și respectiv la utilizarea unor straturi poroase, care, pe lângă reducerea stratului limită termic și creșterea turbulenței în preajma peretelui, creșterea suprafeței de contact cu fluidul în schimbarea de fază conduc și la creșterea numărului de locuri care pot deveni nuclee de vaporizare, unele creează și cavități care modifică complet în sensul îmbunătățirii, transferul de căldură însoțit de vaporizare.

2.2. Tehnici de intensificare

Din punctul de vedere al tehnicilor utilizate pentru intensificarea transferului de căldură, acestea se pot grupa în două: tehnici active, și tehnici pasive. În timp ce tehnicile pasive utilizează suprafețe construite special, cu geometrii și caracteristici adecvate pentru fluid, tehnicile active presupun putere sau energie externă. Astfel de energii sunt: electrică, energia câmpurilor acustice, energia mecanică (vibrații).

Tehnicile pasive caracteristice transferului de căldură monofazat și bifazat pot fi cele utilizate pentru obținerea suprafețelor: acoperite (poroase); rugoase; extinse ca suprafață; prevăzute cu dispozitive de crecare a turbulenței artificiale. În afara celor din urmă, celelalte suprafețe se caracterizează prin creșterea suprafeței de contact între peretele cald și mediul care vaporizează, prin aceasta sporind energia sensibilă transmisă prin convecție, precum și prin crecarea artificială a nucleelor de vaporizare sau sporirea coeficientului de transfer termic de vaporizare prin modificarea mecanismului, procesul fiind îmbunătățit. Este vorba despre crecarea suprafețelor care conțin cavități sau tuncle ascunse

acoperite (reentrant cavity). Aici, din micile cantități remanente de vapori, se formează bulele care prin dezvoltare, desprindere față de perete și mișcare în masa de lichid din exteriorul peretelui transmițător de căldură, contribuie la reducerea stratului limită termic, transportul rapid atât al căldurii sensibile (prin curenții de fluid), cât și a celei latente (prin bulele create).

2.3. Suprafețe rugoase

Există numeroase aplicații de suprafețe care prezintă rugozități în construcția schimbătoarelor de căldură. Aceste suprafețe pot fi create pe o placă, pe peretele interior al unei țevi sau pe peretele exterior al unei țevi.

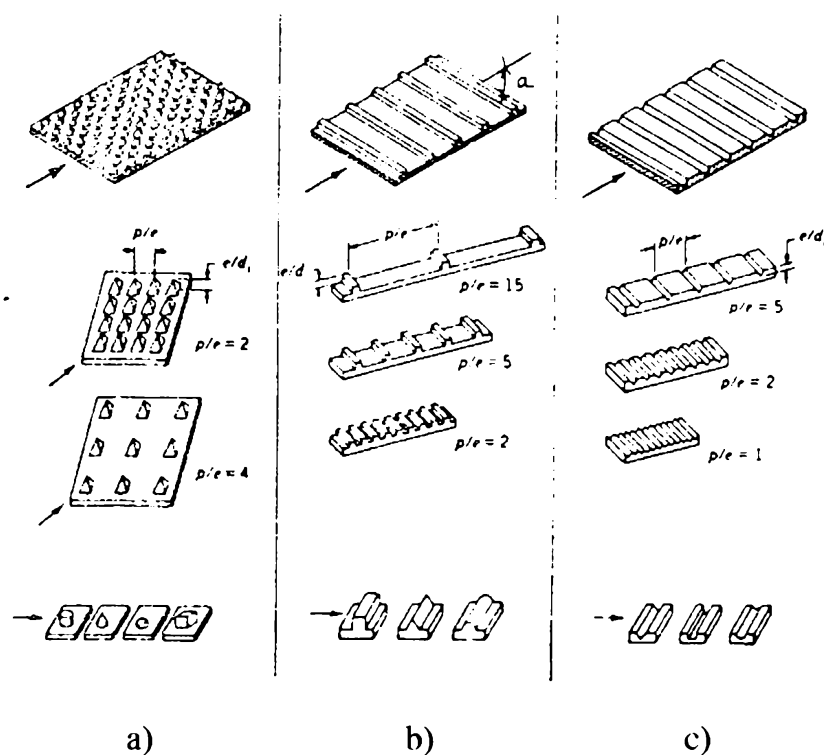


Fig. 2.1. Diferite tipuri de rugozități:

- a) rugozități cu trei dimensiuni; b) rugozități cu două dimensiuni tip undulație;
 c) rugozități cu două dimensiuni tip nervură.

Se pot clasifica rugozitățile în trei familii, după cum se prezintă în fig. 2.1.: rugozitățile cu trei dimensiuni dintre care exemplul cel mai obișnuit este peretele trecut printr-o șanță; rugozitățile cu două dimensiuni caracterizate prin obstacole repartizate uniform pe perete sau nervuri cu două dimensiuni repartizate uniform pe suprafață. Pentru orice tip, variabilele adimensionale cele mai importante sunt:

- înălțimea relativă a rugozității, exprimată prin raportul dintre înălțimea “e” a obstacolului și diametrul hidraulic al canalului,

$$h^* = \frac{e}{D_h}$$

- repartitia relativă a rugozității, care se calculează cu raportul dintre pasul “p” între obstacole și diametrul hidraulic D_h al canalului, $p^* = p/D_h$

- lățimea relativă a nervurii w/e

- forma rugozității

- pentru rugozitățile tip obstacol bidimensional, unghiul α în raport cu curgerea fluidului

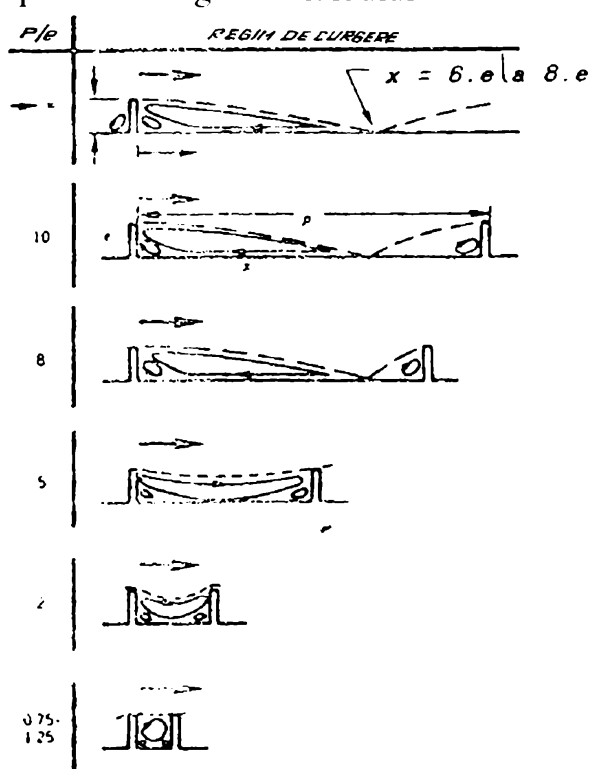


Fig. 2.2. Diferite tipuri de curgere în spatele unui obstacol din vecinătatea unui perete

Curgerea în vecinătatea obstacolului este, după cum se poate observa din fig. 2.2, puternic dependentă de raportul p/e : astfel, după desprinderea față de perete, stratul limită se repliază la o distanță de 6^*e până la 8^*e în spatele obstacolului. În preajma acestui punct coeficientul de transfer de căldură atinge valoarea sa maximă, valoare în general de câteva ori superioară

coeficientului înaintea obstacolului. Cât timp raportul p/e este mic, se produce o recirculare între două obstacole, fără replierea stratului limită.

Pentru a crea o familie de rugozități similare se modifică raportul e/d menținând constante p/e și w/e . Astfel, proiectantul poate teoretic alege dintre mii de geometrii și mărimi de rugozități. Totuși, optimul pentru acest tip de suprafață corespunde pentru rapoarte p/e cuprinse între 10 și 15 pentru a atinge valoarea maxim posibilă a coeficientului de transfer de căldură. [72]

Este bine cunoscut că performanțele depind, la suprafețele rugoase de tip nervuri, de adâncimea canelurii [123]. Așa cum se

arată în fig. 2.3., raportul optim între adâncimea canelurii (H_f) și diametrul interior (D_i) este de 0,02 - 0,03, valoare la care schimbul de căldură este îmbunătățit substanțial atât pentru suprafețele construite pentru vaporizatoare, cât și pentru condensatoare. În același timp, pierderile de presiune suplimentare datorită introducerii unor rezistențe hidraulice prin practicarea acestor caneluri sunt nesemnificative, în comparație cu suprafețele netede, cu care sunt comparate și fluxurile de căldură.

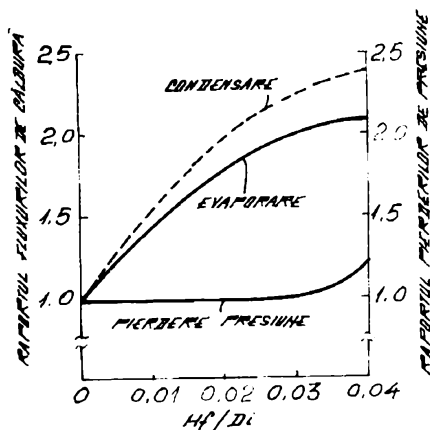


Fig. 2.3. Evoluția rapoartelor fluxurilor termice și a pierderilor de presiune pentru suprafețele canelate în comparație cu cele netede

Pentru a ne păstra în domeniul optim al acestor tipuri de intensificări [123], trebuie ținut cont de unghiul față de axa longitudinală a traiectului elicoidal cuprins între 7° și 30° ; raportul între aria secțiunii transversale S și adâncimea acesteia $S/H_f=0,15 - 0,4$; unghiul la vârf în secțiunea transversală al proeminenței dintre caneluri (crestei) trebuie să fie cuprins între 30° și 60° . De altfel canelurile elicoidale rectangulare sunt greu de realizat.

În fig. 2.4. se arată evoluția raporturilor fluxurilor de căldură în funcție de unghiul față de axa longitudinală al traiectului elicoidal β , iar în fig. 2.5. în funcție de unghiul la vârf al creștelor dintre caneluri.

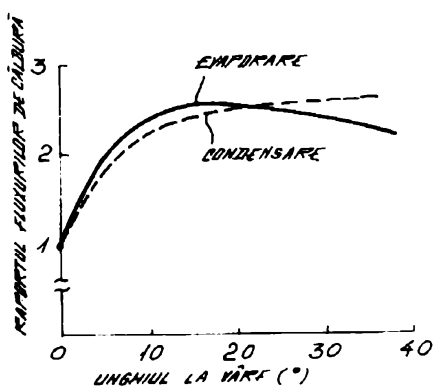


Fig. 2.4. Evoluția raportului lui q față de unghiul β .

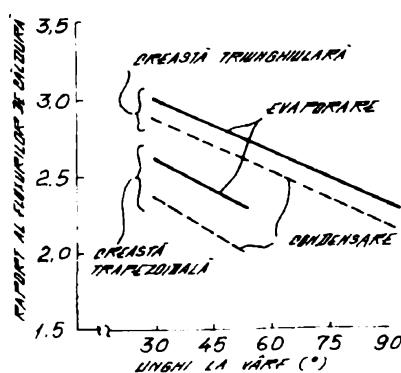


Fig. 2.5. Influența unghiului la vârf.

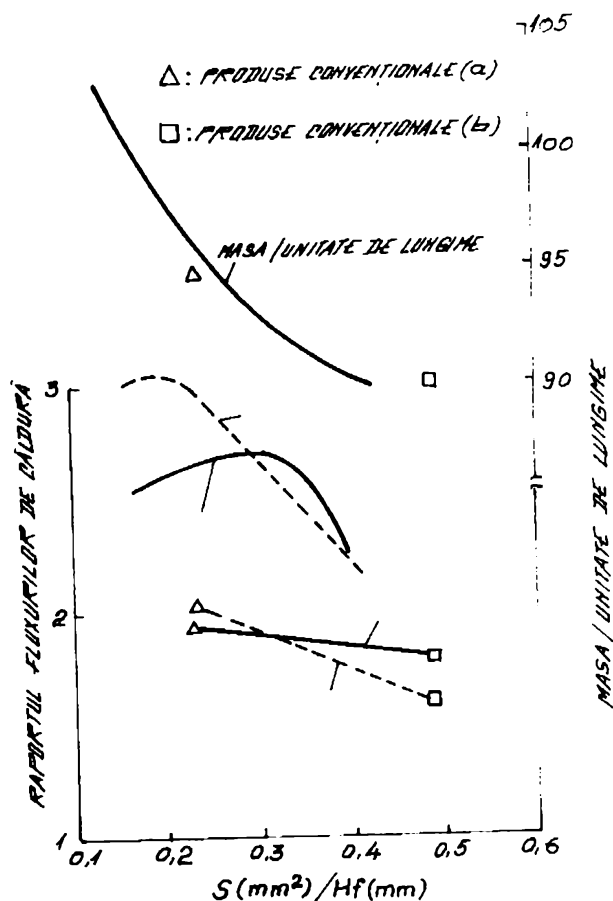


Fig.2.6. Evoluția fluxurilor și respectiv a masei unității de lungime a țevii în funcție de raportul S/H_f .

Aditivii pentru lichide sunt particulele lichide sau gazoase pentru transferul monofazat sau aditivi specifici pentru fierbătoare în mici cantități.

Tehnicile active cuprind: turbinarea fluidului sau rotirea suprafeței de contact; vibrarea suprafeței; vibrarea fluidului; câmpurile electrostatice (cu curent continuu sau alternativ); injectarea cu gaze prin straturi poroase; crearea

unor depresiuni artificiale; dirijarea curgerii prin jeturi.

În urma cercetărilor efectuate asupra vaporizării și a concluziilor desprinse din acestea, s-a încercat fabricarea unor diverse suprafețe care să țină seama de dezideratele expuse anterior. Câteva dintre acestea, care s-au dovedit a avea cele mai bune performanțe tehnice din punctul de vedere al transferului de căldură, au început să fie fabricate pe scară industrială și sunt disponibile pe piața comercială.

În capitolul 4 se prezintă câteva din tehnologiile de realizare a suprafețelor de schimb de căldură pentru vaporizatoare intensive, în special pentru suprafețe tubulare, de altfel cele mai utilizate în construcția vaporizatoarelor. Sunt prezentate tehnologiile de realizare și pentru cele mai importante dintre suprafețele comerciale disponibile, particularitățile fiecăreia dintre acestea și sintetic performanțele termice în comparație cu suprafețele tubulare netede de asemenea disponibile pe piața comercială, sau chiar în comparație cu alte țevi intensificate mai puțin performante (de exemplu cu țevi intensificate pentru transferul convectiv).

În general acestea se caracterizează prin calități ce permit inițierea fierberii și în special a celei nucleice la supraîncălziri ale

peretelui țevii față de lichid cu mult mai mici decât cele ale țevilor netede. Țevile intensificate pentru fierbere sunt în general intensificate pe partea de schimb de căldură cu apa. Uneori se aplică două intensificări de exemplu se aplică un strat poros pe o suprafață ondulată, deci de arie mărită și aplicarea ideii de a accelera mecanismul de schimb de căldură.

2.4. Fierberea nucleică pe suprafețe intensificate pentru fierbere

Inițierea fierberii este punctul de împărțire între convecția monofazică și fierberea bifazică. În condiții de fierbere în baie de lichid, începutul fierberii este de regulă atribuit fierberii nucleice sau fierberii incipiente. Supraîncălzirea peretelui la care se inițiază fierberea se numește supraîncălzirea nucleică sau supraîncălzirea activării fierberii. Pentru fierberea în țevi, cel mai frecvent utilizat termen pentru a descrie începutul fierberii este izbucnirea fierberii nucleice. Supraîncălzirea peretelui la care aceasta apare este de asemenea numită supraîncălzirea (nucleică) nucleației. Curios, cercetarea fenomenelor ce apar la fierberea nucleică pe exteriorul țevilor aflate în fascicole a fost aproape complet neglijată până în anii din urmă.

Nucleația este de importanță fundamentală pentru intensificarea fierberii. Este de asemenea un factor cheie în exploatarea corectă a vaporizatoarelor care folosesc suprafețe intensificate. Pornirea unui vaporizator, de exemplu, cere cunoașterea supraîncălzirii minime care trebuie să fie disponibilă în condițiile date. Pe de altă parte, este câteodată necesar ca supraîncălzirea nucleică să fie mai mică decât o anumită valoare astfel încât să nu dăuneze echipamentului care trebuie răcit, ca de exemplu chipurile electronice. Supraîncălzirea dezactivării, adică punctul la care fierberea încetează să mai apară pe suprafața încălzită, este un alt parametru semnificativ implicat în funcționarea corectă a suprafețelor plane sau intensificate deoarece este supraîncălzirea peretelui minimă posibil funcțional pentru a susține fierberea nucleică după amorsare.

Cele mai multe metode de proiectare termică nu includ acești parametri ca limitări, care pot conduce la înrăutățirea funcționării termice. La țevile intensificate pentru fierbere este imperativ să se includă acești parametri în proiectarea procesului tehnologic, deoarece utilizarea acestora la temperaturi coborâte în scheme complexe termice poate să nu furnizeze supraîncălzirea necesară, dacă ea nu este specificată în tema de proiectare în mod special. Astfel, fierberea nucleică nu este numai o problemă fundamentală de interes

pentru cercetare dar este și un factor semnificativ care trebuie luat în considerare la proiectare și exploatare.

Nakayama ș.a. (1979) se pare că au fost primii care au făcut studii asupra fierberii nucleice pe geometrii intensificate pentru fierbere. Ei au studiat un canal cu intrare (acoperit, ascuns) conectat la o baie de lichid exterioară printr-o serie de deschizături de mic diametru practicate în capacul care acoperă canalul. În secțiune, canalul are formă rectangulară și este conectat la o baie de lichid (R-11) prin găurile din capac. Înălțimea canalului variază între 0,5 și 1,0 mm, lățimea sa este de 1,0 mm. Diametrele găurilor capacelor diferite care au fost testate au fost între 0,05 și 0,5 mm.

O succesiune complexă a evenimentelor observate ar fi:

1. În stare neîncălzită vaporii există în canalul ascuns și volumul acestora a fost dependent de temperatura incintei. La temperaturi coborâte, nucleul de vaporii a fost mai mic în diametru decât canalul însuși.

2. Adăugând căldură regiunea cu vaporii se răspândește în lungul canalului forțând lichidul să iasă prin găurile capacului. Lichidul rămâne în colțurile canalului totuși și astfel trebuie să se reumple canalul cu lichidul intrând prin găurile inactive din capac, pregătind evaporarea lichidului.

3. La supraîncălziri ale peretelui sub 0,6K vaporii ocupă canalul prin expansiune (dilatare) dar nici o bulă nu iese la suprafața lichidului prin găurile din capac.

4. Când supraîncălzirea depășește 0,6 K, bule încep să apară prin mai multe găuri ale capacului cu o frecvență de cca. o bulă la fiecare 8 secunde. pulsațiile meniscului de lichid din colțurile canalului s-au observat a fi în fază cu plecările bulelor.

5. Creșterea supraîncălzirii conduce la creșterea frecvenței bulelor și de asemenea a numărului de găuri active. Trăsătura inițială a procesului rămâne totuși neschimbată.

Aceste caracteristici au fost observate la toate geometriile testate cu excepția celei care au avut cele mai mari găuri în capac (0,5 mm). În acest caz evacuarea lichidului din canal nu a fost niciodată completă și lichidul a putut fi văzut inundând canalul, rupând cca. 10% până la 50% din volumul canalului. De aceea, se poate concluziona că procesul de activare a suprafeței intensificate pentru fierbere este diferit de cel care ia în considerare un nucleu dintr-o ciupitură din suprafața plană.

Arshad (1982) și Arshad și Thome (1983) efectuează studii cu apă folosind o aparatură experimentală similară cu cea descrisă anterior. Canalul este de această dată practicat într-un bloc de alamă

și are secțiune triunghiulară, rectangulară și respectiv circulară, fiind acoperit cu un capac de cupru având practicate găuri de diametre 0,15 și 0,25 mm, folosite uneori în combinație.

În fig. 2.7. se arată activarea fierberii la un canal triunghiular adânc de cca. 1 mm și găurile de 0,15 mm. De îndată ce vaporii ating gaura din capac, o bulă crește în lichid din această gaură și un film subțire de lichid poate fi observat că acoperă pereții canalului, luând forma acestuia.

Activarea canalului circular a fost mai dificilă în comparație cu a celorlalte două geometrii. Filmul de lichid s-a format pe pereții canalului la toate trei geometriile și pentru toate mărimile canalelor sau găurilor.

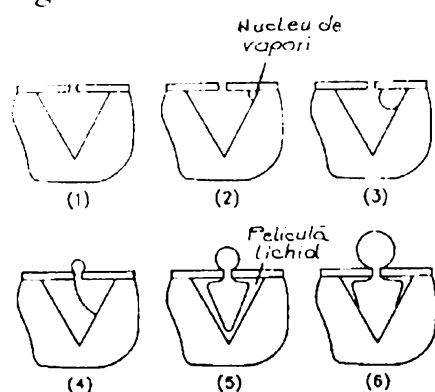


Fig. 2.7. Activarea fierberii în canal triunghiular

În cazul inundării (dezactivării fierberii) unui canal triunghiular, lichidul năvălește prin găurile capacului și capturează vaporii în partea inferioară a canalului. Apoi vaporii nu se mai

pot vedea. Canalele circulare tind să fie inundate mai ușor cu lichid decât celelalte.

În urma celor două studii reies concluziile asupra fierberii nucleice și procesului de dezactivare a acesteia în canalele închise (ascunse). Acestea sunt:

1. Raza găurii din capac nu controlează procesul de nucleație, care apare la un nucleu de vapori capturat în interiorul canalului. Când au fost prezente nucleele vizibile, acestea s-au situat în colțuri și nu în găurile din capac.

2. Colțurile au fost locurile preferate de apariție a nucleelor de vaporizare.

3. Filmul de lichid din canalul cu reintrare a fost format ca o interfață lichid - vapori avansată în canal și atingând o gaură către baia de lichid din exterior.

4. Filmul de lichid tinde să ia forma canalului dar este mai gros în colțuri ca rezultat al forțelor tensiunii superficiale. El se usucă parțial sau total la fluxuri termice mari.

5. Diametrul găurilor din capac și geometria canalului sunt parametrii cruciali care afectează procesul de inundare (dezactivare). Nucleele de vapori au fost câteodată vizibile în canalele cu reintrare, depinzând de mărimea subrăcirii și geometria cavității.

Modul de aplicare a căldurii pe o suprafață și istoria anterioară a acesteia au influență asupra mărimii supraîncălzirii pentru activarea fierberii nucleice. De exemplu, pași mari în fluxul termic aplicat peretelui de un cartuș încălzitor în mod tipic cauzează nucleația la o supraîncălzire mai coborâtă decât o creștere înceată, gradată.

Bergles și Chyu (1981) au făcut un studiu comparativ asupra efectului istoriei de exploatare la fierberca nucleică pe mai multe țevi High Flux și o țevă netedă. Ei au testat cu apă și R113. S-a observat că țevile High Flux (poroase) se activează la supraîncălziri cu puțin mai mici pentru apă decât la suprafețele netede dar la cu mult mai mici supraîncălziri pentru R-113.

Marto și Lepere (1981) au efectuat studii asupra fierberii nucleice folosind diferite istorii de exploatare cu trei suprafețe intensificate pentru fierbere: țevi High Flux (cu un strat de 0,08 mm grosime și aceeași distribuție a mărimii particulelor ca și cea folosită de Bergles și Chyu), Thermoexcel E și Gewa-T (a se vedea #4.2.). S-a lucrat cu R 113 și Fluorinert FC 72 la punctele lor normale de fierbere. Rezultatele arată că supraîncălzirea de nucleație crește odată cu creșterea subrăcirii, așa cum ne așteptam de la studiile pentru suprafețe plane. Supraîncălzirea cerută pentru inițierea fierberii pentru High Flux a fost cea mai mică și țeva Gewa-T pretinde cea mai mare supraîncălzire.

Shakir și Thome (1986) au măsurat supraîncălzirile de activare și dezactivare a fierberii pentru apă, etanol, n-propanol, metanol, benzen și R-11 pentru o țevă High Flux (cu un strat poros de grosime 0,075 mm din aliaj de Fe și 1% Cu) și mai multe suprafețe și țevi netede. Au folosit o istorie de exploatare standard: fierbere imediat înainte de nucleație, fără subrăcire. Supraîncălzirile de fierbere nucleică ale peretelui au fost atinse cu ajutorul a cinci pași fixați ca intervale de flux de căldură până ce suprafața s-a activat și pașii au putut fi reprodusi. Țeva High Flux se activează la o supraîncălzire consistent mai mică decât cea a suprafețelor netede. În aceste testări apa a avut cea mai coborâtă supraîncălzire de activare a fierberii dintre toate fluidele testate, atât pentru țevi High Flux cât și diferite suprafețe sau țevi netede. Totuși apa are cea mai mare tensiune superficială dintre fluidele testate și de aceea era de așteptat să aibă cea mai mare supraîncălzire de nucleație. Pentru a găsi explicația pentru aceasta, investigatorii au măsurat unghiurile de contact la 25°C pe suprafețe din Cu și alamă. Tabelul 2.1. [22] arată că apa are un mult mai mare unghi de contact decât celelalte fluide. Astfel, unghiul mare de contact al apei aparent

mărește dimensiunea nucleilor de vapori capturați (respectiv raza bulei remanente) și reduce supraîncălzirea necesară pentru nucleație. Supraîncălzirea de dezactivare pentru țevile High Flux au fost mai mici decât cele pentru țevile rugoase sau netede și de asemenea decât supraîncălzirile pentru propriile activări. Acestea variază de la lichid la lichid.

Un aspect neilustrat aici privind activarea fierberii este gradul în care suprafața devine activă pentru nucleație la primele una sau două locuri de fierbere. De exemplu, Ayub și Bergles (1988) au observat că țevile Gewa-T tind să inițieze fierberea în pete izolate, aparent din cauza faptului că între canalele sale cu reintrare nu este comunicare.

Tabelul 2.1. Unghiuri de contact pentru lichide pure

Fluid	Unghi de contact (grade)	
	Cupru	Alamă
apă	78	94
etanol	14,19*	14, 18*
n-propanol	13	8
metanol	25	22
benzen	25	24

* Aceeași suprafață cu două rugozități diferite

2.5. Izbucnirea fierberii nucleice

Aria fierberii nucleice intensificate în condițiile convecției forțate a avut un interes mic pentru cercetători, chiar dacă apariția fierberii nucleice este un aspect important în proiectarea și exploatarea termică. De exemplu, o intensificare poroasă pentru fierbere nu este eficace când se încălzește ușor un lichid subrăcit. Pentru țevile nervurate interior, transferul de căldură monofazat poate sau nu să fie eficacizat, depinzând de tipul nervurii.

Istoria exploatării unui fascicol de țevi sau a unei țevi poate afecta supraîncălzirea peretelui la izbucnirea fierberii și performanțele sale termice pentru o perioadă de la pornire. Bergles și Chyu (1981) atribuie comportarea oarecum inconstantă din punct de vedere

al transmiterii căldurii a unui fascicol cu 179 țevi High Flux pentru fierberea amoniacului, raportat de Lewis și Sather în 1978, efectelor nucleației. Înăutând procedura de pornire s-a observat o schimbare a comportării termice a fascicolului timp de 40 ore de exploatare. Coeficientul global de trecere a căldurii a fost cu 15% mai coborât decât valorile stării corespunzătoare unui regim permanent de funcționare când unitatea a fost pornită înecată cu amoniac subrăcit. Coeficientul de trecere a căldurii pentru starea de regim permanent se obține imediat la pornire încărcând amoniacul după ce mediul (agentul) încălzitor a început să curgă în țevi. Pentru fierberea în țevi Murphy și Bergles (1972) raportează că suprafețele poroase elimină histeresisul pentru agenții la care a fost observat pe țevi netede.

Antonelli și O'Neill (1981) comentează că supraîncălzirea peretelui pentru fierbere de 0,5 K la schimbătoarele de căldură cu țevi High Flux a fost de regulă suficientă pentru a iniția fierberea. În unele cazuri 0,2 K era de ajuns, după O'Neill și Gottzmann (1980), Czikk, O'Neill și Gottzmann (1981), raportate în urma luării în considerare a comportării în exploatare a peste 400 schimbătoare de căldură High Flux utilizate comercial: răcitoare de apă, refierbătoare de rafinării, etc. Ei notează că procedurile speciale de pornire nu au fost utilizate și nu au fost necesare, chiar pentru sistemele de climatizare și condiționare a aerului pentru care funcționarea este intermitentă. Ei au sugerat că următorii factori sunt responsabili pentru absența comportării tranzitorii la fierbere în aceste diferite unități.

1. Temperatura de lucru a vaporizatoarelor pentru agenții frigorifici este adesea mai mică decât cea a aerului ambiant, făcând subrăcirea sau pornirea cu lichid subrăcit imposibilă.

2. O supraîncălzire mare a peretelui este disponibilă de regulă temporar pentru a activa suprafețele în fierbătoarele de reflux atașate coloanelor de distilare.

3. Un agent încălzitor fluid este utilizat ca sursă caldă mai des decât încălzirea electrică.

4. Fluxurile de căldură sunt de regulă mai mari decât 3100 W/m² și astfel deasupra regimului normal de convecție monofază.

În plus, în sistemele frigorifice fluidul bifazic intră în vaporizator cu un titlu de cca. 20%. Aceasta poate promova fierberea nucleică, "semănând" cantități de vapori. această condiție de intrare poate de asemenea trece procesul direct în regim de curgere circulară în interiorul țevii, by-passând procesul de fierbere nucleică sau un regim de curgere a filmului de lichid în exteriorul

fascicolului de țevi. Distribuția uniformă a vaporilor devine un parametru important pentru proiectare.

Preliminarea precisă a supraîncălzirii de fierbere nucleică sau cea de dezactivare nu este totuși posibilă.

Negru [76], în urma unor cercetări complexe, asupra vaporizării freonului 11, ajunge la o serie de concluzii, dintre care amintesc. Pornind de la ideea că centrele de vaporizare cu bule sunt microcavitățile existente în perete, a dezvoltat un model matematic care i-a permis stabilirea relației:

$$\Delta p_{cr} = 1,088662 \frac{\sigma_{T_{per}}^{3,2}}{\sqrt{R \cdot T_{per} \cdot \rho''(T_b)}} \cdot \frac{1}{\sqrt{\mu \cdot \xi(\tau) \cdot \psi}} \quad (2.3)$$

pentru aer, la care $R=287[\text{J/kg K}]$, relația devine:

$$\Delta p_{cr} = 0,0642617 \frac{\sigma_{T_{per}}^{3,2}}{T_{per}^{1,2} \cdot \rho''(T_b)^{1,2}} \cdot \frac{1}{(\mu \cdot \xi(\tau) \cdot \psi)^{1,2}} \quad (2.4)$$

Astfel se poate calcula suprapresiunea critică necesară pentru amorsarea vaporizării cu bule în funcție de proprietățile fizice ale lichidului, de istoria anterioară a bulei, de conținutul de aer în lichid, de timpul care a trecut de la dezactivarea anterioară a centrului de vaporizare până la noua amorsare a acesteia, de unghiul de deschidere al cavității și de unghiul de contact. În concluzie:

- raza cavității r_c nu este o mărime determinantă pentru Δp_{cr} necesară amorsării vaporizării cu bule. Mărimea determinantă este r_b'' în momentul în care a început involuția ei anterioară

- nu se poate calcula Δp_{cr} dacă nu se cunoaște istoria anterioară a centrului de vaporizare

Din suprapresiunea critică s-a calculat printr-un procedeu numeric supraîncălzirea necesară amorsării vaporizării cu bule. S-a obținut relația:

$$\begin{aligned} & 1 \Delta T_{cr, \min} \sqrt{T_s + \Delta T_{cr, \min}} \cdot \frac{\left[\frac{r_{(T_s)}}{(T_s)} + \frac{r_{(T_s - \Delta T_{cr, \min})}}{T_s + \Delta T_{cr, \min}} \right]}{\frac{1}{n} [(v^{i1} - v)_{p_s} + 2 \sum_{i=2}^n (v^{i-1} - v)_{(p_s \cdot \frac{i-1}{n} \Delta p_{cr, \min})} + (v^i - v)_{p_{s - \min}}]^3 \sigma (T_s + \Delta T_{cr})} \\ & = 0,09292 K \frac{(\rho_L - \rho'')_{(T_{sa})}^{3,4}}{\rho_{(T_{sa})}^{1,2}} \quad (2.5) \end{aligned}$$

care reprezentată grafic pentru diferite condiții permite să se afirme că există o concordanță perfectă ca alură a curbelor teoretice și experimentale referitoare la supraîncălzirea necesară pentru amorsare în funcție de temperatura de vaporizare.

Relațiile teoretice deduse au un caracter general putând fi folosite pentru orice lichid și pentru orice mediu gazos dizolvat în

lichid. Funcție de proprietățile fizice ale acestora se vor obține aluri diferite ale curbelor de amorsare a vaporizării cu bule.

Pornind de la faptul că un centru de vaporizare amorsat în urma unei supraîncălziri mari a peretelui se menține activ și la supraîncălziri mult mai mici decât cele necesare pentru amorsare, s-a încercat explicarea teoretică a acestei comportări. Ținând cont de ipoteza că în urma ruperii unei bule de vapori în jurul cavității se formează o așa numită bulă remanentă cu o rază nedeterminată r_b'' cuprinsă între raza de rupere r_{br} și raza minimă r_b' , s-a reușit să se deducă relația

$$\begin{aligned} \Delta T_c \frac{\left[\frac{r_{(Ts)}}{T_s} + \frac{r_{(Ts+\Delta T_c)}}{T_s + \Delta T_c} \right]}{\frac{1}{n} \left[(v'' - v)_{(ps)} + 2 \sum_{i=2}^n (v' - v')_{(ps + \frac{i-1}{n} \Delta pc)} + (v'' - v')_{(pp)} \right]} = \\ = 2\sigma_{(Ts)} \frac{1}{\sqrt{\frac{6 \sin^2 \varphi}{(1 + \cos \varphi)(1 + \cos \varphi + \sin^2 \varphi)}} \sqrt{\frac{\sigma_{(Tp)}}{(\rho_L - \rho'')_{(Ts)} g}} \left(\frac{r_{br}}{r_b''} \right) = \\ = 2\sigma_{(Ts)} \left[\frac{1}{v_{(Ts)}} - \frac{1}{v_{(Tp)}} \right]^2 \cdot \frac{g^{1/2}}{f(\varphi) \cdot \sigma_{(Tp)}^{1/2}} \cdot \left(\frac{r_{br}}{r_b''} \right) \end{aligned} \quad (2.6)$$

care permite calculul supraîncălzirii minime a peretelui la care centrul de vaporizare se menține activ. Supraîncălzirea minimă depinde de proprietățile fizice ale lichidului, de temperatura de vaporizare, de unghiul de contact dar în special de raportul r_{br}/r_b'' .

Raza bulei remanente r_b'' nu poate fi calculată teoretic. Mărimea ei depinde de microgeometria suprafeței din jurul cavității, de forma cavității precum și de mișcările convective libere sau forțate ale lichidului. Pe suprafețele tehnice obișnuite, fiecare centru de vaporizare este un unicat cu o anumită rază a bulei remanente și deci cu o anumită supraîncălzire minimă, la care se produce dezactivarea lui, așa cum se observă pe o suprafață de vaporizare la micșorarea supraîncălzirii peretelui: centrul de vaporizare se dezactivează pe rând pe măsura scăderii supraîncălzirii. Ordinea de dezactivare nu are nici o legătură cu ordinea de activare a centrilor după întreruperea funcționării vaporizatorului, ceea ce confirmă odată în plus că nu raza cavității r_c este determinantă la activarea, respectiv dezactivarea unui centru de vaporizare cu bule. Din această analiză rezultă și explicația teoretică a histerezisului curbei de vaporizare.

Pentru elucidarea condițiilor în care se produce schimbul de căldură la vaporizarea cu bule prezintă o deosebită importanță cunoașterea variației temperaturii peretelui sub bulă pe tot ciclul de

evoluție al acesteia. Temperatura peretelui în dreptul cavității în momentul începerii creșterii bulei va fi mai mare decât temperatura de vaporizare, cu supraîncălzirea minimă necesară menținerii centrului în activitate. Odată cu creșterea bulei, la baza ei se formează un microstat limită de lichid aderent la perete. Creșterea bulei se realizează prin vaporizarea lichidului din acest microstat, vaporizare însoțită de scăderea temperaturii lui, scădere care însă nu poate să depășească scăderea ce poate duce la dezactivarea centrului de vaporizare corespunzătoare razei momentane pe care o are bula. Apare aici o problemă de transfer de căldură în regim nestaționar. Pentru rezolvarea acesteia s-a dezvoltat o metodă de calcul numeric pe baza de diferențe finite care permite calculul temperaturii peretelui pe întreaga grosime a acestuia și pe un diametru în jurul cavității de până la 4 mm ceea ce în mod obișnuit depășește diametrul bulei la rupere. S-a luat în considerare și apariția în jurul cavității a unei pete uscate la creșterea dimensiunilor bulei precum și intensificarea schimbului de căldură convectiv în jurul bulei în creștere și convecția liberă influențate de prezența bulei.

Pentru două materiale diferite: perete din cupru și perete din oțel inoxidabil s-a urmărit pentru diverse temperaturi de dezactivare a centrului de vaporizare printr-un program pe calculator. Concluziile acestui calcul:

- timpul de așteptare τ_a este cu atât mai mare cu cât temperatura de dezactivare este mai mare și deci frecvența de degajare a bulelor scade cu creșterea temperaturii de dezactivare, deci cu raza bulei remanente. Cum la fiecare centru de vaporizare raza bulei remanente este diferită, este de așteptat ca frecvența de degajare a bulelor să fie diferită pentru fiecare centru de vaporizare.

- comparând comportarea peretelui din oțel inoxidabil cu a peretelui din cupru se constată că în aceleași condiții timpul de așteptare este mult mai mare la peretele din oțel inoxidabil decât la cel din cupru, deci și frecvențele de degajare ale bulelor vor fi mai mici. Deoarece mărimea determinantă în conducția termică în regim nestaționar este difuzivitatea termică, se poate generaliza afirmația: cu cât coeficientul de difuzivitate termică al materialului este mai mic cu atât și frecvența de degajare a bulelor de vaporizare va fi mai mică.

- cu cât pata uscată se instalează mai repede în jurul cavității, cu atât temperatura peretelui în dreptul cavității va fi mai mare la sfârșitul timpului de creștere, ceea ce va duce la micșorarea timpului de așteptare cu cât coeficientul de difuzivitate termică a materialului este mai mic.

- “gropile de temperatură” se propagă mult amortizate și pe cealaltă față a peretelui ducând la creșterea densității fluxului de căldură transmis de la fluidul cald la perete, ceea ce explică intensificarea schimbului de căldură la instalarea vaporizării cu bule și creșterea importantă a pantei curbei de vaporizare față de domeniul vaporizării convective și chiar față de cel al vaporizării peliculare.

- din cercetările experimentale s-a constatat creșterea însemnată a coeficientului de schimb de căldură la vaporizare pe tubul singular la creșterea temperaturii de vaporizare. Pe baza modelului teoretic referitor la amorsarea vaporizării cu bule precum și pe baza cercetărilor experimentale s-a constatat că supraîncălzirea necesară pentru amorsarea vaporizării cu bule scade cu o pantă foarte mare la creșterea temperaturii de vaporizare T_s . În aceste condiții la creșterea temperaturii de vaporizare, la aceeași densitate a fluxului de căldură transmis va crește numărul centrilor de vaporizare cu bule ducând la creșterea importantă a coeficientului de schimb de căldură.

Pe de altă parte la creșterea temperaturii de vaporizare crește raza bulei la rupere crescând prin aceasta suprafața microstratului, cu efecte favorabile privind creșterea coeficientului de schimb de căldură la vaporizare.

Un alt element de considerat este poziția suprafețelor încălzite față de orizontală [52]. Astfel, cu cât suprafața încălzită este mai înclinată față de orizontală, supraîncălzirea necesară a peretelui față de temperatura de saturație (ΔT_{sat}), este mai mică așa cum se poate observa din fig. 2.8.

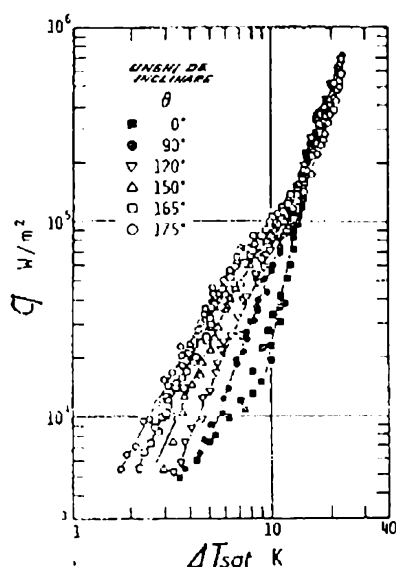


Fig.2.8. Legea fierberii pe o suprafață lisă verticală și orizontală, cu apă

2.6. Particularități ale fierberii intensificate în baie de lichid

Coeficienții de transfer de căldură ai fierberii nucleice în baie de lichid pentru suprafețe intensificate pot fi până la de 20 de ori mai mari decât aceia ai fierberii pe țevi netede, lise, comparația fiind făcută la același flux termic. În schimb, la o supraîncălzire fixată a peretelui, performanțele fierberii intensificate pot fi de până la 10 de ori mai mari. De aceea, procesul de transfer de căldură la fierbere și mecanismele sale termice au trebuit să fie modificate substanțial prin geometria specifică capabilă de asemenea nivele de creștere.

Mecanismele de transfer de căldură care contribuie la procesul fierberii intensificate sunt afectate de geometria particulară a intensificării. Astfel, fiecare suprafață intensificată pentru fierbere, fie că este o suprafață poroasă sau obținută prin prelucrări mecanice, crește transferul de căldură într-un fel unic. În consecință, cea mai bună performanță a unei suprafețe intensificate pentru fierbere comparată cu alta ar trebui în teorie să se poată transmite geometriei acesteia relative pentru a repeta același mecanism.

Căldura poate părăsi o suprafață în mai multe moduri (forme). Datorită razei relativ mari a bulei la desprindere, vaporii părăsesc suprafața în stare saturată și numai puțină căldură sau o cantitate nulă de căldură este transportată ca vaporii supraîncălziți. În plus, diferența de temperatură dintre perete și masa lichidului aflată la saturație este prea mică pentru ca radiația termică să fie semnificativă. De aceea, energia poate părăsi o suprafață de fierbere doar în două moduri: fie sub formă de căldură latentă în bulele de vaporii care se desprind, fie sub formă de căldură sensibilă în lichidul supraîncălzit care se ridică de pe suprafață.

Evaporările și convecția în lichid pot apărea atât în exteriorul suprafeței intensificate la fierbere (la fel cu fierberea convențională), cât și în interiorul drumurilor, căilor sale de trecere: canale semiînchise, cavități semiînchise, etc. Deci sunt patru moduri posibile prin care căldura poate părăsi o suprafață intensificată pentru fierbere:

1. Sub formă de căldură latentă în vaporii formați în matricile de intensificare.

2. Sub formă de căldură latentă în bulele crescând pe suprafața exterioară, atât în bulele cu originea în exterior, cât și prin evaporarea suplimentară din bulele care se degajă din matricile de intensificare.

3. Supraîncălzirea lichidului atras în și condus în exteriorul matricii de intensificare prin acțiunea de pompare a bulelor.

4. Supraîncălzirea lichidului care curge pe suprafața exterioară.

Mecanismele care contribuie la aceste curgeri de căldură sunt explicate, discutate în cele ce urmează. Orice suprafață intensificată pentru fierbere poate încuraja apariția unuia sau mai multor mecanisme de transfer de căldură.

Fierberea unui lichid se definește ca un proces de vaporizare caracterizat prin apariția a unei noi interfațe între lichid și faza de vapori în interiorul lichidului, când acesta este încălzit la o temperatură superioară temperaturii de saturație.

Trăsătura caracteristică a fierberii este formarea bulelor de vapori. Se disting 2 feluri de fierbere: fierberea pe o suprafață solidă de transformare termică (fierbere locală) și fierberea în întreg volumul de lichid (fierbere în volum).

Fierberea pe o suprafață solidă de transformare a căldurii poate apărea când temperatura lichidului este mai mare decât t_s la aceeași presiune și temperatura suprafeței de transfer de căldură este mai mare decât t_{lichid} în fierbere. Bulele de vaporizare se formează direct pe suprafața de transfer de căldură.

Fierberea în volum ia naștere când lichidul este supraîncălzit față de t_s la presiunea dată. Fierberea în volum poate fi indusă de o descreștere rapidă de presiune sau când în lichid sunt surse interioare de căldură.

În procesele de studiu pentru inginerie, fierberile pe suprafață de transfer de căldură sunt cele obișnuite.

De la suprafața de încălzire, cu o temperatură $t_p > t_s$, căldura este transferată la stratul limită al lichidului și de la acesta la masa lichidului și la formațiile de vapori. O parte a stratului limită este la t_p și temperatura de pe cealaltă parte a stratului limită este egală cu temperatura lichidului în fierbere adică stratul limită este supraîncălzit față de lichid cu $\Delta t = t_p - t_s$. Δt crește cu o creștere a densității fluxului de căldură q . Cu $q = 22220 \text{ W/m}^2$ și la o temperatură vaporilor saturați $t_s = 100^\circ\text{C}$, temperatura volumului de lichid este de $100,4^\circ\text{C}$ și temperatura stratului limită este egală cu $109,1^\circ\text{C}$ pentru apă.

Observația arată că bulele au originea numai pe suprafața de transfer de căldură în stratul limită supraîncălzit de lichid și numai în puncte individuale ale acestei suprafețe numite puncte de pornire a vaporizării (nuclee). Punctele de pornire a vaporizării pentru bulele de vapori pot fi neregularități ale suprafeței peretelui de transfer de căldură, particule din crusta peretelui sau bule de gaz evoluând din

lichid. Numărul de bule format este cu atât mai mare cu cât sunt mai multe puncte de pornire și cu cât supraîncălzirea stratului limită este mai mare, deci cu cât este mai mare Δt_{pl} sau mai mare densitatea de flux termic prin suprafața de schimb.

Pe măsură ce bulele cresc la o măsură definită, se separă la suprafață și plutesc în sus, și noi bule se formează la punctele de pornire de vaporizare. Mărimea bulelor depinde în mare măsură de abilitatea (proprietatea) lichidului de a uda suprafața. Dacă lichidul în fierbere udă bine suprafața de schimb de căldură, bulele au o rădăcină subțire și se separă ușor. Dacă lichidul nu udă suprafața de schimb de căldură, bulele au o rădăcina groasă cu partea superioară a bulei separată de suprafață și rădăcina rămâne pe ea.

Creșterea bulei la volumul de separare și mișcarea după separație cauzează o circulație intensă și amestecarea lichidului în stratul limită, rezultând o creștere sensibilă a intensității schimbului de căldură de la suprafața de schimb de căldură la lichid. Acest fel de fierbere se numește fierbere cu bule sau nucleică.

Dacă lichidul este subîncălzit bulele de vapori formate pe suprafață condensează imediat după separare și fierberea este restrânsă la un strat limită subțire de lichid supraîncălzit pe suprafață. Bulele de vapori se amestecă slab cu stratul limită, adică la perete și stratul limită și schimbul de căldură are loc în special prin convecție liberă. Acest fel de fierbere este fierbere de suprafață.

La fierberea nucleată (nucleică) suprafața de contact între rădăcina bulei de vaporizare și suprafața de schimb de căldură este foarte mică, așa încât toată căldura se transferă de la suprafața fierbinte la stratul limită și de la acesta la masa de lichid prin convecție.

Cu o creștere a Δt sau la o creștere a q , numărul de puncte de pornire crește continuu și în final există atât de multe puncte de pornire încât bulele de vapori se amestecă sau coexistă cu un strat continuu de vapori care se desprinde periodic într-un fel de jeturi și vaporii formați trec în masa de lichid în fierbere. Fierberea de acest fel este peliculară.

Datorită legilor de conducție termică stratul continuu de vapori constituie o mare rezistență termică pentru curgera căldurii (la $p=1\text{bar}$, pentru apă $\lambda_s \approx 0,68$, în timp ce pentru abur (vapori de apă) $\lambda_{ab} \approx 0,02\text{W/m}\cdot\text{K}$). Densitatea fluxului termic de la perete la lichid scade sensibil și Δt crește considerabil. Pentru că așa se întâmplă, coeficientul de transfer termic scade abrupt și dacă rata de schimb de căldură q rămâne aceeași, conform $q = \alpha(t_p - t_e)$ când temperatura

lichidului este constantă, t_p crește trebuie să crească considerabil ceea ce poate aduce aproape arderea suprafeței de transfer termic și deteriorarea aparatului.

Investigațiile au arătat că pentru un lichid cu fierbere în masă sub condiții de mișcare liberă α depinde de proprietățile fizice ale lichidului, Δt și p .

Grosimea peretelui vasului nu afectează mult procesul de transfer termic.

La $\Delta t \leq 5^\circ\text{C}$, coeficientul de transfer de căldură este determinat de condițiile de convecție liberă în lichidul unifazic.

Mecanismele de schimb puse în joc într-un vaporizator sunt extrem de diverse și complexe. În consecință, principiile și tehnicile permițând o creștere a coeficientului de transfer la vaporizare sunt extrem de diverse, încât sunt necesare numeroase studii pentru înțelegerea și evaluarea lor.

Indiferent de tipul vaporizatorului considerat, se disting zone de suprafață de schimbător care sunt muiate în lichid (udate) și respectiv altele care prezintă pete uscate. Uscarea unor suprafețe poate interveni în următoarele situații:

a) la apariția unei stratificări a fazei lichide în cazul curgerii acesteia printr-un canal orizontal. Aceasta se asociază unui debit specific mic, unui titlu slab al vaporilor. Shah (1976) propune un criteriu de evitare a regimului stratificat: criteriul Fr (Froude) să nu depășească valoarea 0,04

$$Fr = \frac{G^2}{\rho_l^2 \cdot g \cdot D_h} \quad \text{criteriul Froude} \quad (2.7)$$

unde G = debitul specific (raportul dintre debitul masic al fluidului și secțiunea de trecere a canalului)

g = accelerația gravitației

G_h = diametrul hidraulic

ρ_l = masa volumică (densitatea) fazei lichide

b) dacă peretele primește un flux termic apropiat de fluxul critic. La fierberea în vase, legea lui Kutateladze (1959) permite estimarea cu bună aproximare a fluxului critic pentru pereții drepecți (netezi):

$$\frac{\phi_{cr}}{\rho_v \cdot h_{lv}} = 0,18 \left[\frac{\sigma \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot g}{\rho \cdot g^2} \right]^{1/4} \quad (2.8)$$

unde ρ_l , ρ_v = densitățile lichidului, respectiv vaporilor

σ = tensiunea superficială a lichidului

h_{lv} = căldura latentă de vaporizare

c) dacă într-un canal, titlul ridicat al vaporilor favorizează un regim de curgere dispersată caracterizată prin curgere omogenă

bogată în vapori și în care faza lichidă se prezintă sub formă de picături fine.

Unul din principiile ameliorării transferului de căldură este de a limita (evita) uscarea parțială sau totală a peretelui de schimb de căldură. Pentru aceasta, se va proceda la crearea unor suprafețe sau condiții de funcționare care:

- cresc nivelul fluxului critic sau limitează degradarea coeficientului de schimb în zone de fierbere în film.

- deplasează condițiile de apariție a regimului stratificat la valori ale numărului Fr (sau de debite specifice) mai mici decât pentru țevi netede.

- întârzie uscarea peretelui prin distrugerea filmului circular în zonele caracterizate prin titluri mari ale vaporilor.

Pentru realizarea creșterii fluxului termic critic și a coeficientului de transfer la fierberea în film trebuie reținut că aceasta este destul de dificilă știind că fierberea în spații închise se caracterizează prin viteze mici de circulație ale fazei lichide. Totuși, din fig. 2.9. care prezintă evoluția densităților de flux în funcție de diferența de temperatură dintre perete și fluid (după Yilmaz și Westwater - 1981), se poate observa diferența semnificativă de flux critic dintre anumite țevi intensificate și țeava netedă. Un exemplu

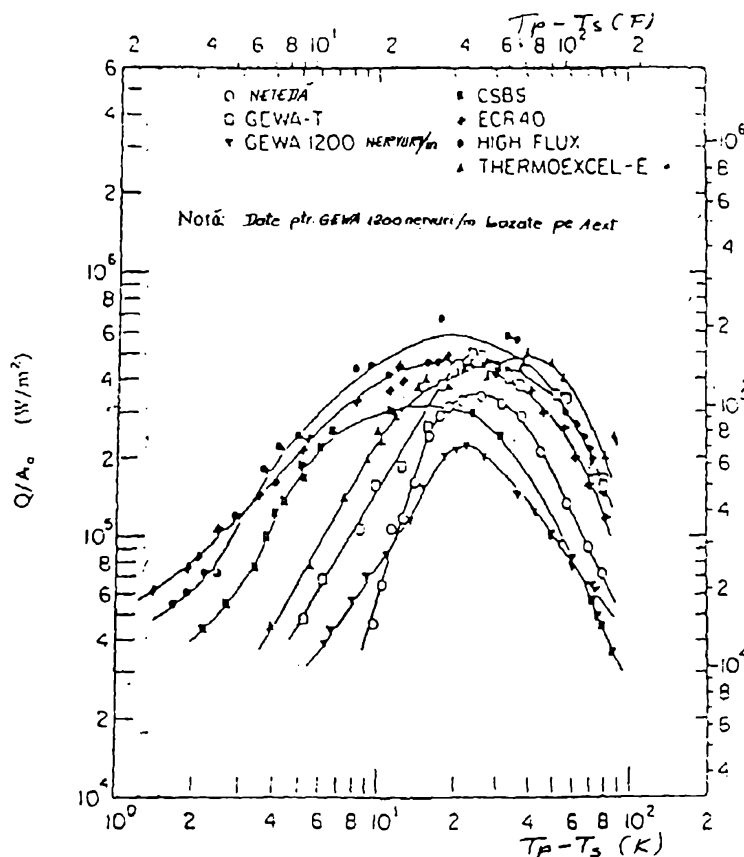


Fig. 2.9. Comportarea la vaporizare a unor țevi intensificate

în acest sens îl reprezintă țeava acoperită cu un strat poros de metal (HIGH FLUX). Referitor la geometriile menționate pentru realizarea creșterii semnificative a coeficientului de schimb de căldură în regim de fierbere în film, Marvillet [72] citează realizările efectului Vapotron: acesta se poate obține în cazul țevilor prevăzute cu aripioare scurte și groase (late). Efectul Vapotron se explică prin faptul că peretele aripioarei nu este izoterm: fracțiunea sa cea mai îndepărtată de țeavă prezintă o temperatură foarte apropiată de cea a fluidului și schimbul de căldură se realizează prin fierbere nucleică. Frațiunile peretelui apropiate de țeavă însă lucrează la fierbere tranzitorie în film. Astfel, spre deosebire de peretele neted al țevii care la fluxuri înalte ar schimba energia termică la fierbere în film caracterizată după cum am văzut printr-un coeficient de schimb de căldură foarte slab, aripioara, prin apariția fracțiunii de fierbere nucleică, are constant zone cu coeficienți de schimb de căldură înalți.

Pentru evitarea regimurilor de curgere bifazică stratificate, se pot utiliza țevile ondulate sau cele cu anumite inserții care au ca efect faptul că faza lichidă udă în totalitate peretele. De asemenea se pot obține rezultate semnificative prin practicarea unor canale fine, elicoidale pe peretele țevii.

Intensificarea schimbului termic în zonele udate de faza lichidă se realizează, indiferent de tipul schimbătorului prin:

- fierbere nucleică (cu bule), caracterizată prin formarea bulelor de vapori în vecinătatea peretelui cald. Acest mecanism este bineînțeles dominant cât timp viteza de circulație este mică (sau practic nulă ca la fierberea în vase) și un ecart de temperatură între perete și fluid ridicat.

- transfer convectiv în filmul de lichid care se scurge pe perete: deci pentru acest mecanism viteza este ridicată, iar ecartul de temperatură dintre perete și fluid este mic.

- transferul de căldură realizat prin bulele de vapori puse în mișcare prin forțe arhimedice, care circulă în vecinătatea peretelui: aceasta explică diferența importantă de coeficienți de schimb de căldură dintre o placă orizontală și verticală inversate într-un fluid saturat în repaus. Placa verticală sau înclinată (cu fața caldă dirijată în jos) prezintă ca în fig. 2.8. un coeficient superior în raport cu placa orizontală pentru care transferul se realizează numai prin fierbere nucleică.

În general principiile de intensificare se vor baza pe unul sau altul din aceste tipuri de transfer, intensificându-se mecanismul dominant din cadrul transferului de căldură.

2.7. Criterii de evaluare a performanței pentru suprafețe de schimb de căldură

Cercetările pentru schimbătoare de căldură cât mai compacte doresc să atingă coeficienți de transfer de căldură mai mari, ca și valori mari pentru densitatea ariei γ (raportul dintre suprafața de transfer termic și volum), să stabilească mărimea permisă a creșterii pierderii de presiune, care însoțește tehnicile de intensificare sau este o consecință a unei prea reduse secțiunii transversale de partea agentului încălzitor.

Coeficienți mari de transfer de căldură de suprafață pot fi obținuți folosind tehnici de intensificare bazate pe principii diferite, adesea combinate. Deoarece, în general, orice măsură capabilă să conducă la creșterea coeficienților de transfer termic din păcate conduce de regulă la o creștere a pierderii de presiune, în evaluarea unei noi soluții pentru o suprafață de schimb de căldură este necesar să se facă o echilibrare între creșterea transferului de căldură și respectiv a puterii consumate (datorate creșterii pierderii de presiune).

Caracteristicile transferului de căldură și caracteristicile de pierdere de presiune la suprafețele intensificate, sunt de regulă prezentate în corelație cu factorul Colburn "J" și respectiv factorul "Fanning" de frecare "f". Ei se definesc:

$$J = \frac{Nu}{Re \cdot Pr^{1/3}} = \frac{h \cdot Pr^{2/3}}{u \cdot Cp \cdot \rho} \quad (2.9)$$

$$f = \frac{\Delta p}{4 \cdot \rho \cdot u^2 \cdot \frac{L}{Dh}} \quad (2.10)$$

u = viteza fluidului [m/s]

L = adâncimea în direcția de curgere a schimbătorului de căldură [m]

C_p = căldura specifică [J/kg×K]

ρ = densitatea [kg/m³]

D_h = diametrul hidraulic = $\frac{4A_{mf}L}{A}$ [m]

A_{mf} = aria minimă a secțiunii libere de curgere [m²]

A = aria totală a suprafeței

Totuși, compararea directă a două suprafețe pe baza coeficienților J și f ai acestora raportate la Re nu este utilă în general pentru selectarea celei mai performante suprafețe, deoarece creșterea lui J este însoțită de creșterea factorului de frecare. Un

mare număr de metode sunt sugerate pentru a face utilă o asemenea comparație. Deoarece avantajele și dezavantajele în folosirea uneia sau alteia dintre tipurile de suprafețe disponibile depind de scopul urmărit, limitările comparației și caracteristicile sistemului din care suprafața face parte, un criteriu unic, general, nu este potrivit pentru toate situațiile. De exemplu, factorul de frecare nu poate fi un criteriu de selecție a suprafeței dacă pierderea de presiune pe schimbător este doar o mică parte din presiunea necesară compresorului. La fel, capacitatea de transfer de căldură dacă rezistența termică totală este dominată de coeficientul de transfer termic pe cealaltă parte sau dacă eficiența termică este apropiată de unitate.

Sunt totuși recomandate câteva criterii:

2.7.1. Factorul de comparare a eficienței ariei

Câțiva factori de eficiență au fost propuși pentru a compara performanțele termice și fluido-dinamice a două suprafețe. O primă metodă de comparație este obținută prin trasarea lui h (care este densitatea fluxului de căldură pe unitatea de diferență de temperatură și pe unitatea de aria suprafeței) în funcție de puterea de frecare disipată pe unitatea de suprafață P/A . O corectă reprezentare a transmitanței termice pe unitatea de lungime cere ca h să fie multiplicat cu eficiența suprafeței extinse, η_s ; totuși, pentru simplificare, aici acest termen nu este luat în considerare deoarece o expresie analitică simplă nu este disponibilă pentru aceasta. Cu toate acestea, prezenta simplificare poate fi adesea acceptată, reținând că această metodă de comparație oferă numai informații calitative și neglijând η_s rezultă în supraestimare avantajul soluției cu coeficientul de transfer de căldură cel mai mare.[58]

Pentru același raport P/A , pentru suprafața având cea mai mare valoare a lui h va fi nevoie de cea mai mică suprafață de transfer termic la eficiențe termice egale.

Dacă se ține cont de diametrul hidraulic ca dimensiune geometrică în definirea numărului Reynolds, w fiind viteza fluidului, atunci

$$Re = \frac{w \cdot \rho \cdot Dh}{\mu} \quad \text{și respectiv} \quad Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k} \quad (2.11)$$

se poate calcula coeficientul de transfer de căldură

$$h = \frac{Cp \cdot \mu}{Pr^{2/3}} \cdot J \frac{Re}{Dh} \quad (2.12)$$

$$h = \frac{C_p \cdot \mu}{Pr^{2/3}} J \frac{Re}{Dh} \quad (2.12)$$

Expresia care reprezintă raportul dintre puterea de frecare și aria de transfer termic este

$$\frac{P}{A} = \frac{\mu^3}{2 \cdot \rho^2} \cdot f \cdot \frac{Re^3}{Dh^3} \quad (2.13)$$

Din ultimele două expresii rezultă că pentru aceleași proprietăți ale fluidului, rămân de comparat "JRe/Dh" cu "f(Re/Dh)³", care, reprezentate grafic pentru diferite suprafețe, pot furniza informații asupra performanțelor acestora prin comparație. Se pot compara astfel, performanțele unor suprafețe cu același h de exemplu dar cu puteri de frecare unitare diferite, la fel cum se pot compara performanțele de transfer de căldură pentru aceeași putere de frecare unitară. În sfârșit, raportul h/(P/A) ne dă o imagine asupra posibilității reducerii suprafeței prin mărirea coeficientului de transfer termic.

Prin acest criteriu de comparare, în proiectare se pot lua decizii referitoare la debite sau viteze de fluid, respectiv suprafețe de calcul, urmărind criteriul preponderent impus de beneficiar.

2.7.2. Factorul de comparație a eficienței volumice

Dacă definim densitatea ariei ca $\gamma = \frac{4}{Dh} \frac{A_{mf}}{A_{fa}}$ [m²/m³] și

înmulțim ecuațiile (2.12) și (2.13) cu acest factor, se poate compara $\frac{h \cdot A}{V}$ cu $\frac{P}{V}$ unde V este volumul schimbătorului de căldură. Aici $\dot{Q}V = h \cdot A/V$ este fluxul termic raportat la unitatea de diferență de temperatură și volum în timp ce puterea de frecare este reprezentată de P/V și este puterea de frecare cheltuită pentru întregul volum. Raționamentul de la 2.7.1 se repetă pentru compararea a două suprafețe, cu mențiunea că de această dată se compară performanțele a două suprafețe construite diferit, păstrând volumul schimbătorului și nu aria suprafeței. Rezultă că acest criteriu este important dacă volumul schimbătorului este determinant sau impus. Urmărind acest raționament al compactității schimbătorului de căldură, se cere de multe ori nu numai un volum mic, dar și o formă compactă cu alte cuvinte cele trei dimensiuni ale schimbătorului de căldură să nu fie diferite una față de alta cu mult.

2.7.3. Factorul de comparație a eficienței curgerii

Făcând raportul între factorul Colburn J și factorul de frecare Fanning f , folosind ecuațiile (2.9) și (2.10), rezultă

$$\frac{J}{f} = \frac{\mu^2 \cdot \text{Pr}^{2/3}}{\rho \cdot 2 \cdot C_p} \cdot \frac{h \cdot A}{P} \cdot \left(\frac{\text{Re}}{Dh}\right)^2 \quad (2.14)$$

Dacă introducem în calcul debitul masic M' [kg/s], criteriul Reynolds devine

$$\text{Re} = \frac{Dh \cdot M'}{\mu \cdot A_{mf}} \quad \text{și înlocuind în relația precedentă, obținem}$$

$$\frac{J}{f} = \frac{\text{Pr}^{2/3}}{2 \cdot C_p \cdot \rho^2} \cdot \frac{h \cdot A}{P} \cdot \frac{M'^2}{A_{mf}^2}$$

Păstrând constant M' , $h \cdot A$ și P , raportul J/f reprezintă inversul pătratului arii frontale A_{fa} , dacă acest termen poate fi considerat proporțional cu aria minimă de curgere liberă a fluidului A_{mf} . Singur, raportul J/f nu va avea înțeles dacă informația asupra lui $h \cdot A / P$ este combinată cu cea despre M'^2 / A_{mf}^2 , dar ajută la compararea ariilor frontale a două suprafețe la care raportul transmitanței termice față de puterea de frecare se cunoaște. Este bine ca această comparație să fie făcută împreună cu cea a eficienței suprafeței.

Pentru compararea comportării a două suprafețe prelucrate diferit sau a unei suprafețe intensificate comparativ cu țeava lisă, s-au propus și alte criterii [73]. Așa numitul factor de intensificare (FI) reprezintă raportul dintre coeficientul de transmitere a căldurii pentru o suprafață (țeavă) intensificată și coeficientul unei suprafețe (țevi) lise, în aceleași condiții de funcționare a sistemului. În mod asemănător, factorul de creștere a pierderii de presiune (FP) pentru o țeavă intensificată față de una lisă reprezintă raportul pierderilor de presiune pentru țeava intensificată față de cele ale țevii lise. Acești factori fiind de regulă supraunitari, factorul de eficiență FE (performanță) este raportul dintre cei doi factori, respectiv $FE = FI/FP$.

Din punctul de vedere al maximizării transmiterii căldurii în timp ce pierderea trebuie minimizată, sunt de dorit valori cât mai mari pentru acest factor de eficiență. La valori apreciabile ale sale se poate pune problema întocmirii unui calcul tehnico-economic de comparare a suprafețelor.

O altă metodă de calcul pentru factorii J și f pentru suprafețele de tip rugozitate se propune [52] astfel:

$$\sqrt{2/f} + 2 \times 5 \times \text{LN} (2 \cdot e/Dh) + 3,75 = B (e^+) \quad (2.15)$$

unde

$B (e^+)$ este o funcție specifică de tip rugozitate.

e^+ este un număr dependent de Reynolds

$$e^+ = c/d_i \times \text{Re} \times \sqrt{f/2}$$

Numărul lui Stanton se poate calcula pe baza funcțiilor $B (e^+)$ și $g (e^+)$ prin expresia :

$$\text{St} = (f/2) / [1 + \sqrt{f/2} \times (g (e^+) \times \text{Pr}^{0,55} - B (e^+))], \quad (2.16)$$

$$\text{unde } B (e^+) = 0,4 \times (e^+)^{0,164} \times (e^2/(p/d_e))^{-0,33} \quad (2.17)$$

$$g (e^+) = 8,6 \times (e^+)^{0,13} \quad (2.18)$$

Ținând cont că în instalația experimentală concepută de autor nu a fost posibilă determinarea pierderilor de presiune, datorită faptului că circulația de fluid a fost foarte redusă între recipiente, circulația fiind deci redusă la cea din vecinătatea peretelui țevii, aceasta nu a fost luată în considerare. Se poate face numai o apreciere a pierderilor liniare de presiune după formula lui Darcy - Weibach:

$$\Delta p_d = \lambda/4 \times l/R \times (\rho \times V_0^2)/2 \quad (2.19)$$

unde λ = coeficientul lui Darcy dependent de numărul Reynolds și de rugozitatea relativă.

Rugozitatea relativă este raportul între rugozitatea absolută și diametrul hidraulic, în cazul nostru diametrul exterior al țevii.

Creșterea relativă a căderilor de presiune se calculează deci ca raport între pierderile de presiune corespunzătoare conductei rugoase din cadrul probei respective și pierderile de presiune în cazul conductei netede, cu rugozitatea $R_a = 2 \mu\text{m}$. Valoarea coeficienților lui Darcy se poate obține în funcție de numărul Re [111]. Așa stând lucrurile, înseamnă că și creșterea relativă a pierderilor de presiune trebuie calculată în același regim de curgere, comparația făcându-se între suprafețele de schimb de căldură.

În final se calculează factorul de eficiență așa cum s-a prezentat.

În cadrul cercetărilor experimentale întreprinse de autor, având în vedere particularitatea instalației referitoare la curgerea naturală cu viteză foarte mică a fluidului de lucru, pentru compararea și punerea în evidență a performanțelor unor suprafețe referitoare la

schimbul de căldură, s-a luat în calcul factorul sau coeficientul de intensificare ca raport dintre coeficientul de transmitere a căldurii pentru o anumită suprafață și coeficientul de transmitere a căldurii pentru țeava lisă, în aceleași condiții de funcționare.

Pentru fiecare tip de suprafață intensificată au fost de asemenea calculate cheltuielile efectuate pentru intensificarea unei anumite suprafețe, respectiv prețurile unitare ale acestor suprafețe care nu țin seama de prețul materialului de bază care este considerat țeava lisă. În acest fel, în cadrul unui calcul tehnico - economic, comparația referitoare la cheltuielile de investiții (prețul schimbătorului de căldură) se poate face direct nemaifiind nevoie a se face diferența. Calculul trebuie să mai cuprindă cheltuielile de exploatare, cheltuielile de reparații și cu personalul utilizat.

Cheltuielile de exploatare sunt influențate de consumul de agent termic, energie termică consumată și respectiv energie electrică consumată de motoarele de antrenare pentru circulația fluidului. Cheltuielile cu energia termică sunt direct determinate de intensificarea transmiterii căldurii, iar cele efectuate cu circulația fluidului, de pierderile de presiune.

În urma totalizării cheltuielilor efectuate, pentru fiecare variantă, adică pentru schimbătoare de căldură executate din țevi intensificate, respectiv pentru schimbătoare din țevi lise și al raportării acestor totaluri, rezultă durata de amortizare a investiției, ca element global de luat în considerare înaintea luării unei decizii.

Cap.3. Instalația experimentală utilizată pentru studiul suprafețelor vaporizatoare

3.1. Construcția instalației

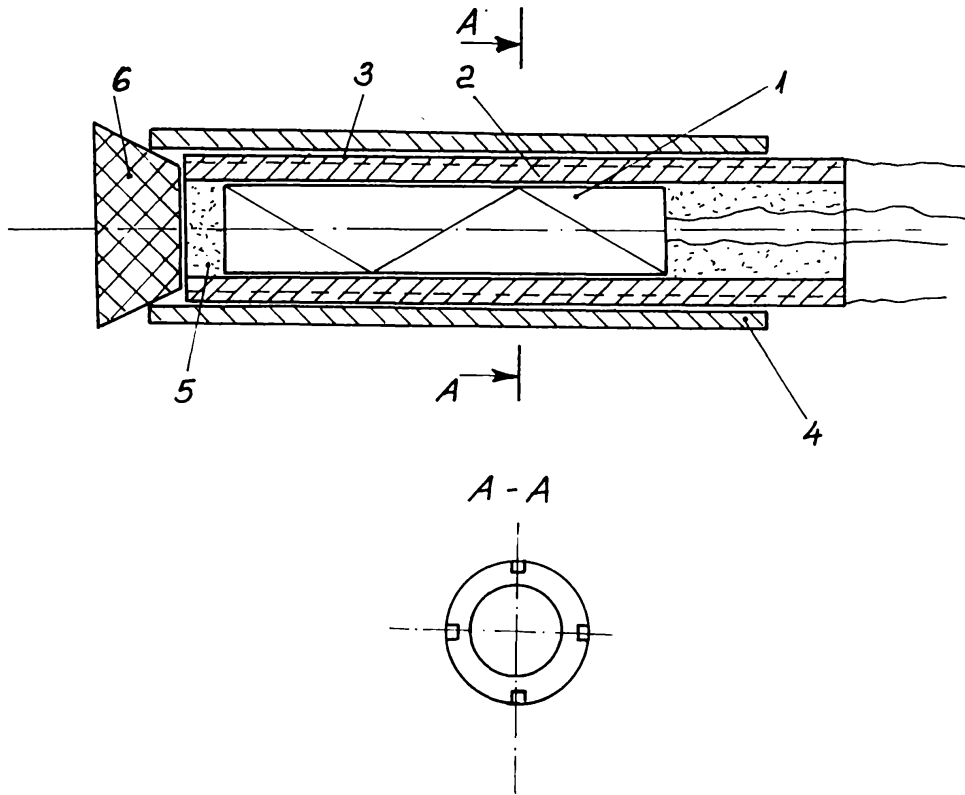
3.1.1. Ansamblu

Instalația experimentală a fost construită pentru a permite studiul comparativ al unor suprafețe diferite din punctul de vedere al comportării acestora în timpul vaporizării. Instalația este prezentată schematic în fig. 3.2, fără aparatele auxiliare și sistemele de măsură.

Sistemul are în componență doi cilindri din sticlă termorezistentă, prevăzuți cu flanșe în vederea etanșării la capete cu capace. Cilindrii sunt executați la “Sticla” Turda și sunt rezistenți până la 200°C și 2 bar. Flanșele au fost obținute din cilindrul încălzit la capetele care apoi se prelucerează pe strung. Astfel, din prelucrare au rezultat denivelări ale flanșei față de plan. Pentru a reuși etanșarea dintre cilindri și capac (fig. 3.3) s-a practicat în cel din urmă un canal pentru garnitura confecționată din cauciuc siliconic denumit chit adeziv siliconic universal E 104 producție germană. Capacul este presat pe garnitură folosind drept contrapiesc două semicoroane circulare montate pe interiorul flanșei de sticlă. Flanșa este protejată fiind presată prin intermediul unui tor de cauciuc.

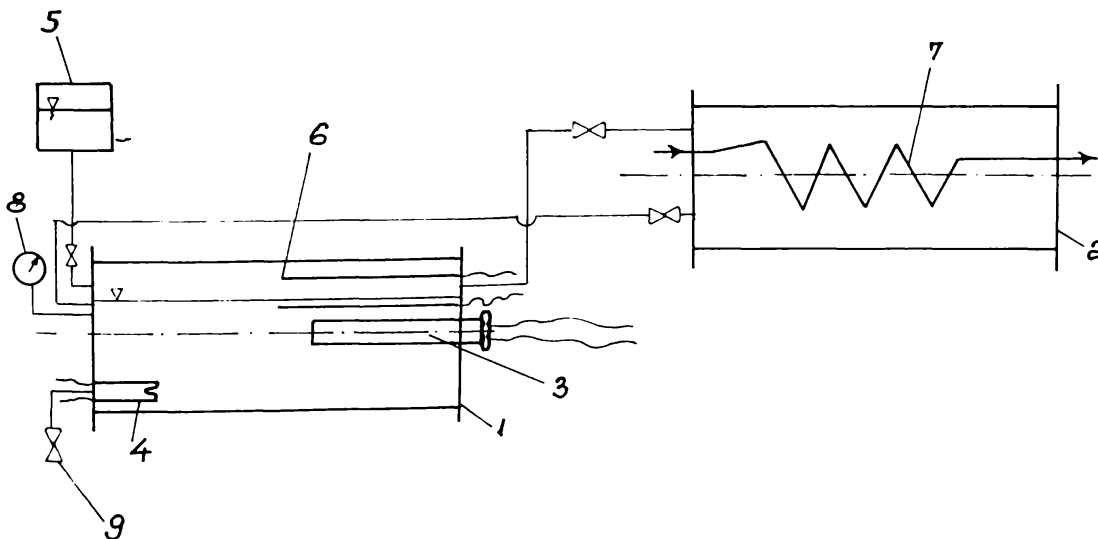
3.1.2. Vaporizator

Primul cilindru (1) este cel în care are loc vaporizarea fluidului de lucru. Lungimea cilindrului este de 340mm iar diametrul interior $\phi \approx 170\text{mm}$. În cele două capace s-au practicat găuri de diametru corespunzător racordurilor pentru elementele prevăzute în schema instalației, respectiv pentru: alimentarea rezistenței electrice de 1900W (4) cu care se ridică temperatura până în apropierea celei de saturație corespunzătoare presiunii atmosferice, când încălzirea se preia de încălzitorul țevii de probă; racord golire (9); racord umplere; două racorduri de legătură cu vasul al doilea (condensator); racord manometru; racord pentru elementul de probă (3); racorduri pentru tecile de protecție ale elementelor termosensibile (6). Umplerea se face cu apă distilată degazată din rezervorul tampon 5. Pentru măsurarea temperaturii de saturație au fost introduse în teci de protecție diode tip 1N 4148 , teci amplasate două bucăți în lichid în vecinătatea suprafeței libere a acestuia și o bucată în spațiul de abur la cca 25 mm deasupra suprafeței libere a



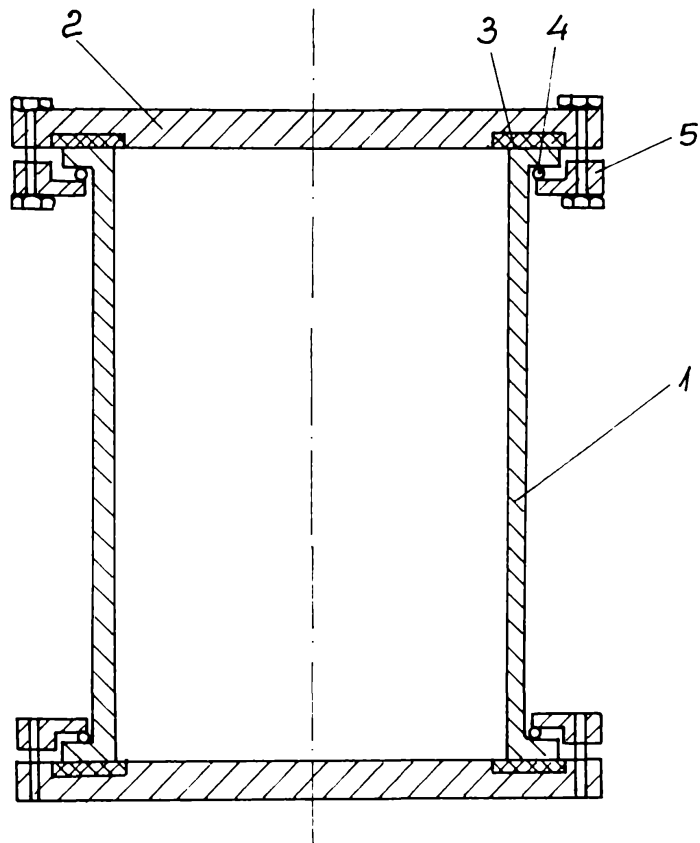
- 1 DARTUS ÎNCĂLZIT ELECTRIC
- 2 ȚEAVĂ $\phi 18 \times 3$
- 3 ELEMENT TERMOSENSIBIL
- 4 ȚEAVĂ DE PROBĂ
- 5 CAUCIUC SILICONIC
- 6 CAP TEFLON

Fig. 3.1. ELEMENT DE PROBA.



- 1 VAPORIZATOR
- 2 CONDENSATOR
- 3 ELEMENT DE PROBĂ
- 4 REZISTENȚĂ SUPLIMENTARĂ
- 5 VAS UMPLERE
- 6 TEDI CU ELEMENTE TERMOSENSIBILE
- 7 SERPENTINĂ DE RĂCIRE
- 8 MANOMETRU
- 9 GOLIRE (RACORD)

Fig. 3.2. CONSTRUCȚIA INSTALAȚIEI EXPERIMENTALE.



- 1 CILINDRU STICLA TERMOREZISTENTA
- 2 LAFAL
- 3 GARNITURA DAUCIUC SILICONIC
- 4 TOR DAUCIUC
- 5 CONTRAFIESA

Fig. 3.3. CONSTRUCTIE SI ETANSAREA CILINDRILOR
DIN STICLA TERMOREZISTENTA.

lichidului. Instalația a fost prevăzută cu condensatorul 2 construit tot dintr-un cilindru cu flanșă, din sticlă termorezistentă în interiorul căruia s-a montat o serpentină din țeavă de Cu (7) prin care trece apă de răcire și pe exteriorul căreia vaporii sunt condensați. Condensul de reflux rezultat este dirijat prin cădere liberă (rezervorul nr.2 este amplasat mai sus decât rezervorul 1) înapoi în vasul de vaporizare pentru a menține nivelul de lichid constant. Manometrul (8) este destinat măsurării presiunii din incinta vasului. Din diagrama log p-i se citește temperatura corespunzătoare presiunii de saturație și se compară cu temperatura de saturație calculată ca medie aritmetică a temperaturilor citite cu ajutorul diodelor 6 (două în lichid și una în vapori). Prin reglarea debitului de apă de răcire se urmărește ca pe de o parte prin returnarea condensului rezultat să se păstreze nivelul constant în vasul 1 și pe de altă parte să se urmărească variația fluxului de căldură emis de sursa conținută în elementul de probă 3.

3.1.3. Elementul de probă

Elementul de probă este prezentat în fig. 3.1. Se compune din: elementul încălzitor 1 care este o rezistență electrică de 400W alimentată la 220V.c.a., manșonul exterior fiind o țeavă de inox cu $\phi_{ext}=12\text{mm}$; țeava intermediară 2 este o țeavă din cupru $\phi=18\times 3\text{mm}$, deci practic strânsă fără joc pe exteriorul elementului încălzitor; țeava de probă 4 din cupru $\phi=22\times 2\text{mm}$, deci strânsă practic fără joc pe exteriorul țevii intermediare; elementele termosensibile sunt diode 2N4148, poziția 3 din desen, sunt patru bucăți lipite în canalele adânci de 1,6mm și late de 1,4mm, canale practicate pe toată lungimea țevii intermediare 2, decalate la 90° . Elementele termosensibile sunt lipite în patru poziții diferite ca distanță longitudinală față de capătul țevii, încât să acopere o întindere cât mai mare. Axial izolarea termică este realizată de umplutura de chit siliconic E 104 (poziția 5) și dopul din teflon 6, etanșat față de țeavă cu chit siliconic.

3.2. Aparatura de măsură

3.2.1. Detalii de construcție

Instalația este executată la Filiala Electrocentrale Timișoara, Uzina Electrică de Termoficare, fiind concepută de autor. Partea de măsură a temperaturilor și presiunii (instalația electronică) este concepută și executată de specialiștii Laboratorului PRAM-AMC.

Pentru fiecare punct de măsură a temperaturii este prevăzut un circuit de amplificare a semnalului obținut cu ajutorul diodelor.

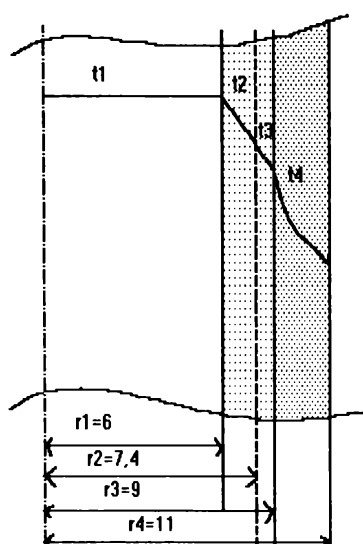
Etalonarea instalației s-a executat luând ca puncte de referință 0°C (amestec apă cu gheață) și respectiv 100°C (apa în fierbere). Diferite tehnici de instalare a elementelor termosensibile au fost trecute în revistă de Jung și Bergles care au concluzionat că pentru o singură țeavă studiată, coeficientul de schimb de căldură la fierberea în baie de lichid nu este sensibil la variațiile pe care le are fluxul de căldură asigurat de cartușul termic încălzitor, dacă suficiente puncte de măsură (cel puțin patru) se folosesc pentru a măsura temperatura medie a peretelui. Precizia de măsură: $0,1^{\circ}\text{C}$.

Fiecare țeavă de probă a fost poziționată precis înăuntrul vaporizatorului de sticlă, introducând-o prin capac și etanșând-o termic și hidraulic față de acesta cu un sistem de presgarnitură la care garnitura este făcută din trei toruri din cauciuc $\phi=4$ mm.

În timp ce elementul încălzitor (rezistența) are lungimea de 200mm, partea sa activă este de 176mm, 20mm la un capăt și 4 mm la celălalt capăt al cartușului încălzitor fiind inactivi. Lungimea țevilor de probă este 235mm, iar a țevii $\phi 18 \times 3$ cu canale longitudinale este de 250mm, astfel că țevile de probă se pot înlocui prin extragerea cartușului încălzitor și a țevii de $\phi 18 \times 3$ din țeava de probă. Între țeava $\phi 18 \times 3$ și țeava de probă jocul este de 0,01-0,02mm, fiind realizat după ce fiecare țeavă de probă a fost introdusă pe un dorn de $\phi=18$ mm pentru a fi îndreptată și pentru a elimina eventualele ovalități ale acesteia. În acest fel se asigură uniformizarea pe circumferință a fluxului termic, lucru verificat prin rotirea primei țevi de probă în presetupă și măsurând temperaturile.

Temperatura de saturație a lichidului în evaporator a fost măsurată cu două diode termosensibile plasate în țevi din oțel inoxidabil, la circa jumătate din lungimea cilindrului de sticlă (160mm față de capac) și la cca 5mm sub nivelul menținut constant al lichidului. Nivelul lichidului în vaporizator este la cca 25mm deasupra generatoarei superioare a țevii de probă. Temperatura vaporilor se măsoară cu o diodă termosensibilă plasată de asemenea la jumătatea lungimii vaporizatorului, la cca 15mm deasupra suprafeței libere a lichidului.

Temperatura exterioară a peretelui t_4 se calculează prin corectarea temperaturii măsurate în canalul practicat, la raza r_2 , astfel:



Pentru o anumită rază r , temperatura se calculează în funcție de fluxul transmis $Q(W)$, astfel:

$$t = -\frac{Q}{2\pi k \cdot l} \ln r + C \quad (3.1)$$

Calculând pentru razele r_2 și r_4 și făcând diferența se obține:

$$t_2 - t_4 = \frac{Q}{2\pi k \cdot l} (\ln r_4 - \ln r_2) = \frac{Q}{2\pi k \cdot l} \ln \frac{r_4}{r_2} \text{ sau}$$

$$t_4 = t_2 - \frac{Q}{2\pi k \cdot l} \ln \frac{r_4}{r_2} \quad (3.2)$$

Fig. 3.4. Poziția elementului termosensibil în peretele țevii (t_2)

De exemplu pentru 100°C și $Q=400\text{W}$, Q_{\max} se obține:
 $t_4 = t_2 - 0,3658^\circ\text{C}$.

3.2.2. Aparate de măsură utilizate

3.2.2.1. Măsură temperaturilor

Pentru măsura temperaturilor (patru poziții perete țevă, două poziții lichid și o poziție vaporii), a fost concepută și utilizată instalația electronică de măsură. Instalația cuprinde circuitele de transformare, stabilizare a tensiunii de comandă, generare a tensiunii de referință și de reglare a tensiunii de la bornele elementului termosensibil. Pentru ultima s-au utilizat câte două potențiometre semireglabile pentru fiecare punct de măsură a temperaturii. Cu ajutorul acestora din urmă s-a reglat instalația de măsură la cele două puncte de referință (0°C și 100°C). Pentru aceasta, țeava $\phi 18 \times 3$ și capacul cu tecile pe care sunt montate elementele termosensibile, au fost introduse în baie de etalonare, pentru punctul de 0°C folosind apa demineralizată în amestec cu gheață, iar pentru punctul de 100°C apă demineralizată (asimilată aici cu apa distilată) în fierbere la presiunea atmosferică momentană. Semnalul electric furnizat de elementele termosensibile (mV) este măsurat cu ajutorul unui multimetru digital clasă 0,1 valoarea măsurată în mV fiind comparată cu cea indicată de termometrul etalon introdus în baie concomitent cu punctele de măsură ale instalației. Valoarea măsurată

în mV corespunde cu temperatura în $^{\circ}\text{C}$, caracteristica de variație a fost considerată liniară și verificată în intervalul $0 \div 100$ $^{\circ}\text{C}$ prin diferite puncte cu ajutorul termometrului etalon și cu o termorezistență Pt 100, care apoi s-a introdus în instalație pentru a măsura temperatura de saturație (lichid), indicația fiind citită pe un termometru digital.

3.2.2.2. Măsură presiunii

Presiunea în sistem a fost măsurată prin racordul practicat în capacul vaporizatorului (poz. 8, fig. 3.2.) cu ajutorul unui monometru etalon de clasă 0,1, domeniu de măsură 0 - 1 bar, rezoluție 0,005 bar (0,5 kPa).

Presiunea este controlată permanent în timpul experimentărilor în așa fel încât variația acesteia pe tot parcursul unei probe, la diferite puteri consumate (de rezistență electrică de încălzire deci), să fie cât mai mică, respectiv în limitele $0 \div 0,02$ bar ($0 \div 2$ kPa), în condițiile menținerii temperaturii de saturație - a lichidului în apropierea suprafeței libere, în limitele $100 \pm 0,2^{\circ}\text{C}$.

3.2.2.3. Măsură fluxului termic

Fluxul termic care străbate suprafața exterioară a țevii de probă este chiar puterea electrică consumată pentru încălzirea rezistenței, $Q'(W)$, unde $Q'=U \cdot I$. Pentru diferite puncte de măsură, respectiv pentru diferite valori ale puterii consumate, elementul variabil a fost tensiunea de alimentare a rezistenței electrice de 400 W, în trepte crescătoare și decrescătoare de câte 20 V, începând de la 40 V, deoarece s-a urmărit în principal fierberea în domeniul nucleic și în secundar histeresisul care poate apare. Tensiunea a fost modificată pe parcursul unei probe cu ajutorul unui autotransformator. Aparatele de măsură folosite pentru tensiune și curent au fost de asemenea aparate etalon de clasă 0,1, alese pentru domeniul de lucru astfel încât tensiunile $40 \div 220$ V, și respectiv $0,3 \div 2$ A să fie în plaja cu eroare minimă a aparatelor, foarte precise de altfel. Pentru a putea afirma că puterea consumată este puterea electrică măsurată, se pornește de la aproximarea că prin inserarea țevii cu $\phi 18 \times 3$ în care este cartușul încălzitor, rezistența termică de contact este neglijabilă (joc de 0,01 - 0,02 mm).

Ansamblul instalației este prezentat în fig. 3.5.



Fig. 3.5 Ansamblul instalației experimentale.

Fluidul de lucru utilizat pentru studiul fierberii în baie de lichid este apa distilată degazată pentru a se asigura în existența gazelor necondensabile care pot influența procesul studiat.

Motivele pentru care fluidul de lucru ales este apa distilată sunt numeroase. În primul rând este disponibilă sub formă gata degazată și demineralizată și, în comparație cu un agent frigorific, (exemplu un freon care nu distruge ozonul din atmosferă și astfel este acceptat de ecologiști) elimină două inconveniente: prețul și dificultatea de procurare în cantitate suficientă. Apa este un fluid de lucru pentru multe instalații din industria chimică, respectiv energetică deoarece este simplu de obținut, cu costuri mici, nu este toxică, stabilă chimic și puțin corozivă. Este de asemenea utilizată în cadrul ciclurilor binare, de exemplu Hg-H₂O. În acest caz, același schimbător de căldură utilizează căldura cedată de Hg la condensare pentru vaporizarea apei pe exteriorul țevilor [157]

Din studiile efectuate asupra vaporizării, inclusiv în baie de lichid, se poate aprecia că 70% dintre cercetători au folosit ca fluid de lucru apa sau apa și alți agenți. Se pot aminti dintre aceștia, cu mențiunea că unii sunt cercetători cu lucrări de referință în domeniu: Nukiyama (1934 - ridică curba de vaporizare pe baza studiului apei la presiune atmosferică), Rohsenow [66], Cole și Ivey, citați în [78], Kenning [31], Hsieh [164]. Fand ș.a. [64], Benjamin

și Balakrishvan [28], Nakayama ș.a. , Bakhrn, Leinhard (1972), Grungor și Winterton (1986) și mulți alții.

În urma studiilor efectuate s-a constatat că, de exemplu supraîncălzirea necesară amorsării vaporizării cu bule pentru țeava netedă și R-114 este mai mare decât pentru apă distilată, în consecință histeresisul este mai puțin sever la fierberea nucleică.

Coeficienții de performanță ai țevilor intensificate sunt mai buni pentru apă, mai buni decât ai freonilor de exemplu, probabil datorită tensiunii superficiale a apei mai mici.

Benjamin și Balakrishnan [28] raportează că în comparație cu lichidele organice, curba de fierbere este mai abruptă (are panta mai mare) ceea ce se poate explica prin căldura latentă de vaporizare mai mare a apei, așa cum se poate observa din tabelul nr. 3.1 în care sunt prezentate câteva caracteristici pentru unele fluide termodinamice. Deci, pentru o supraîncălzire dată, densitatea fluxului termic este cu aproape un ordin de mărime mai mică decât a lichidelor cu care a fost comparată.

Din alte studii [28,164] reiese că apa se comportă diferit de alți agenți termici, dar sunt determinate și diferențele și explicate aceste diferențe.

Cu alte cuvinte, studiind comportarea diferitelor suprafețe intensificate prin utilizarea apei ca agent de lucru, se pot obține concluzii referitoare la performanțele acestora în comparație cu țeava netedă care lucrează în aceleași condiții. Aceste concluzii se pot utiliza și pentru alte fluide de lucru, chiar dacă, să presupunem, creșterea coeficientului de schimb de căldură va fi mai mică pentru acestea decât pentru apă. Adică, comparația între țevi (suprafețe) va fi valabilă și pentru alte fluide, cea mai bună suprafață propusă putând fi aleasă în urma unui calcul tehnico-economic. În sfârșit, țeava astfel aleasă în urma concluziilor utilizând ca fluid de lucru apa, respectiv suprafața acesteia (exterioară sau interioară), se poate testa pentru un alt fluid, de exemplu cel care urmează a fi utilizat într-un calcul de proiectare a unui schimbător de căldură pentru o aplicație concretă.

În plus, studiile care vor fi descrise în continuare îmbogățesc baza de date asupra fierberii în baie de lichid, în special asupra fierberii nucleice.

Tabelul nr. 3.1

Nume	Formulă	Masa moleculară	Temperatura de fierbere	Temperatura critică	Presiunea critică	Tensiunea vaporilor		Căldura latentă de vaporizare
						30°C	90°C	
aer		29	-194	-141	38			
R11	CCl ₃ F	137,4	23,8	198	44	1,3	6,7	43,5
R12	CCl ₂ F ₂	121	-30	112	41	7,5	28	39,5

R22	CHClF ₂	86,5	-41	96	50	12,2	44	49,5
Dioxid de carbon	CO ₂	44	-78,4	31	75	73	-	56
R13B ₁	CF ₃ Br	149	-58,6	67	41	18,4	-	28,4
Propan	C ₃ H ₈	44	-42	94	47	10,9	-	90,5
Amoniac	NH ₃	17	-33	133	116	10,9	-	301,5
R500		99,3	-33	105	44	8,9	-	42,5
Clorură de metil	CH ₃ Cl	50,5	-23,7	143	68	6,6	-	96,7
Butan	C ₄ H ₁₀	58,1	-0,4	153,3	39	2,9	-	102,5
Apă	H ₂ O	18	100	365	221,2	0,05	0,7	537
R113	C ₂ Cl ₃ F ₃	187,4	47,6	214	34	0,5	3,5	35
R114	C ₂ Cl ₂ F ₄	171	3,8	146	33	2,5	11,5	32,8
R114B ₂	C ₂ F ₄ Br ₂	260	47,3	215	35	0,5	3,5	25
R115	CClF ₂ CF ₃	154	-38	80	31	-	-	29
R216	C ₃ Cl ₂ F ₆	221	35	180	28	4,8	-	28

3.3. Modul de lucru

Instalația, prezentată în fig. 3.2., a fost concepută pentru a obține date asupra fierberii în baia de lichid la presiune atmosferică. Acest regim de lucru (țeava înecată) îl au o serie de vaporizatoare din industria chimică și frigorifică, deci baza de date obținută cu ocazia experimentărilor este utilă și pentru aceste sectoare.

Ținând cont de cercetările în domeniu și de tehnologiile de fabricație prezentate anterior, valabile pentru țevile vaporizatoare precum și de posibilitățile proprii de producere, au fost propuse suprafețele exterioare ale țevilor prezentate. Trebuie menționat că o serie de suprafețe intensificate sunt concepute pentru vaporizare, dar au o bună comportare și la condensare, deși mecanismele de vaporizare și condensare sunt diferite sau mai bine spus asemănătoare până la un punct. După cum se poate observa din fig. 2.3. se obțin performanțe bune cu suprafețe nervurate atât la vaporizare cât și la condensare. Ex.: suprafața intensificată denumită comercial Hitachi Thermoexcel [62]. Este de așteptat ca și suprafețele propuse de autor sau cel puțin o parte dintre acestea să dea rezultate bune atât la vaporizare cât și la condensare.

Primul set de experimentări a fost efectuat cu țeava din cupru $\phi 22 \times 2$ netedă, adică așa cum a fost primită din fabrică (proba nr. 1).

Vaporizatorul se încarcă din rezervor cu apă distilată până la 25 mm deasupra țevii exterioare a elementului de probă.

Fluidul de lucru este apa distilată degazată adusă la cca. 80° C (temperatura de degazare fiind 104° C). Se utilizează apă degazată

pentru a evita existența gazelor necondensabile în fluid, care ar putea influența experimentările; altfel spus, prin aceasta se caută ca experimentările să fie efectuate în condiții cât mai apropiate de cele ale proceselor reale din schimbătoarele industriale. Pentru a ajunge în starea de saturație, 100°C la presiune atmosferică, se folosește rezistența suplimentară 4 fig. 3.2. care are o putere de 1900 W. Când se atinge $95 - 98^{\circ}\text{C}$ se pornește și încălzirea cu ajutorul încălzitorului electric din elementul de probă (1), fig. 3.1.

Odată ce sistemul a ajuns la starea de saturație, încep să se degaje vapori care trec în cilindrul superior unde sunt condensați pe bobina de cupru răcită cu apă. Condensul acumulat se scurge în cilindrul vaporizator prin gravitație, condensatorul fiind așezat mai sus decât vaporizatorul. În timp ce racordul de abur de ieșire din vaporizator se află dispus pe același capac cu elementul de probă, scurgerea condensului în vaporizator se face pe partea opusă. Se evită astfel ca acesta (condensul), care poate avea în amestec vapori, să influențeze fenomenul urmărit prin interferare cu fluidul în mișcare din elementul de probă. Presiunea din interiorul aparatului a fost controlată prin variația debitului agentului răcitor, variație care trebuie să țină cont și de variația fluxului termic cedat (puterii electrice consumate). Se menține sistemul la starea de saturație și echilibru, cu putere electrică consumată maximă (400 W), verificând în același timp ca presiunea măsurată la vaporizator să fie cea corespunzătoare temperaturii de saturație măsurate cu elementele termosensibile 6 fig. 3.2. Puterea electrică consumată de rezistența elementului de probă poate fi modificată prin variația tensiunii de alimentare a acestora cu ajutorul unui autotransformator. Ținând cont că elementele concentrice ale elementului de probă (cartușul încălzitor (1), țeava $\phi 18 \times 3$ (2), țeava de probă $\phi 22 \times 2$ (4), fig. 3.1.) sunt inserate una într-alta cu joc minim, se consideră neglijabile rezistențele termice de contact dintre acestea. Înainte de a începe lucrul, elementele termosensibile au fost calibrate cu ajutorul instalației termostatate de calibrare, a termometrelor etalon și a rezistenței Pt 100, precizia de măsurare a acestora fiind apreciată la $\pm 0,1\text{ K}$.

Deși au fost măsurate atât temperaturile lichidului cât și a vaporilor în vecinătatea oglinzii apei, temperatura de saturație se consideră temperatura lichidului. Cu toate că în încăperea a fost menținută temperatura constantă și nu au avut loc curenți de aer, se poate aprecia că temperatura vaporilor a fost influențată de mediu. Cilindrii din sticlă termorezistentă au fost neizolați termic pentru a

putea observa fenomenele din interior, în special din vaporizator pe elementul de probă.

Pentru fiecare țevă, temperatura exterioară a fost obținută prin medierea valorilor citite cu ajutorul celor 4 elemente termosensibile și corectând pentru mica diferență radială datorită conducției prin peretele de Cu (ecuația 3.2). Pentru o țevă dată, densitatea fluxului de căldură s-a calculat prin împărțirea puterii electrice consumate $Q(W)$ (considerată că se transmite exclusiv radial datorită izolărilor termice axiale făcute și prezentate) la aria suprafeței laterale $A = \pi \cdot D_e \cdot l$, unde D_e este diametrul exterior (sau la baza intensificării) și l este lungimea activă a cartușului încălzitor, de 176 mm.

$$q = \frac{Q}{A} = \frac{P_e}{\pi \cdot D_e \cdot l} \quad \left[\frac{W}{m^2} \right] \quad (3.3)$$

Un factor important este diametrul D_e , respectiv aria A care poate influența calculul densității fluxului termic și respectiv al coeficientului de transmitere a căldurii la vaporizare. Dacă se utilizează aria udată de lichid (desfășurata suprafeței intensificate), se va obține o intensificare semnificativ mai mică decât cea obținută luând în calcul diametrul de la baza intensificării. Pe de altă parte, având în vedere complexitatea unor suprafețe (ex. sablate, acoperite cu plase de sârmă, randalinate, etc.), nu este posibil calculul corect al ariei suprafeței udate. În sfârșit, calculând cu diametrul de la baza intensificării se pot face comparații de performanțe între diferite suprafețe obținute din aceeași țevă inițială (netedă), considerând suprafețele intensificate ca variante ale suprafeței netede, cu mențiunile legate de cost, pierderi de presiune, sporirea coeficientului de transmitere a căldurii. De altfel, Sauer ș.a. (1980), arată că pentru țevi cu 19 nervuri pe inch, la valori de flux de căldură peste 20 kW/m^2 , utilizând aria suprafeței udate de lichid, se obțin performanțe de transmitere a căldurii mai slabe decât ale țevii netede cu diametrul exterior egal cu cel de la vârful nervurii. În cazul nostru ar fi vorba despre diametrul țevii originale din care s-au obținut celelalte. Dacă se dorește raportarea la aria suprafeței bazate pe diametrul cercului circumscris intensificării, datele trebuie modificate utilizând factorul de corecție corespunzător. Se mai poate menționa că aria suprafeței bazată pe diametrul de la vârful intensificării este utilizată de fabricanți, ținând seama și de consumul de material (de la care s-a început intensificarea).

De îndată ce regimul permanent pentru starea de saturație a fost atins, se fac măsurători pentru fiecare valoare a puterii

consumate de rezistența încălzitoare din elementul de probă, în pași predeterminați de tensiune, la început în sensul crescător al acesteia.

După ce s-a menținut fluxul termic (puterea electrică consumată) la maxim cca. 15 minute, se începe culegerea datelor cu descreșterea fluxului în pași predeterminați în jos până la 40 V. După cum se arată în literatura de specialitate, este suficient ca pentru a ridica curba de vaporizare să se efectueze minim șase citiri. După ce fluxul cerut de vaporizare a fost fixat, curgerea agentului de răcire prin condensator a fost ajustată pentru a menține temperatura cerută de saturație în baia de lichid, corespunzător presiunii (de saturație) citită. Criteriul de menținere a stării de saturație în regim permanent (stabil) este variația presiunii în sistem în limitele ± 2 kPa și variația temperaturilor pereților țevii $\pm 0,2^{\circ}$ C timp de cca. 5 min.

Ținând cont de ecuația (3.2) se poate calcula temperatura exterioară a peretelui țevii de probă T_p ținând cont de adâncimea de pozare a elementului termosensibil. Odată calculată temperatura peretelui și știind temperatura de saturație ca medie între temperaturile lichidului aproape de suprafața liberă a acestuia, se calculează

$$\Delta T = T_p - T_s$$

unde

$$T_p = \frac{\sum_{i=1}^n T_i}{4}$$

T_i fiind temperatura măsurată cu fiecare element termosensibil din fiecare din cele 4 canale dispuse la 90° (fig. 3.1.)

În tot timpul citirii se urmărește și manometrul pentru a avea certitudinea menținerii stării de saturație.

S-a urmărit ca temperaturile lichidului, vaporilor și cea de saturație corespunzătoare presiunii citite la manometru și determinările pe baza diagramei log p-i, să varieze sub 0,2 grade.

Se repetă procedeul pentru fiecare din cele cca 11 puncte de măsură, fiecare dintre acestea fiind reprezentate de puterea electrică consumată de rezistență. Măsura puterii consumate este realizată cu aparate de laborator de clasă 0,1 (eroare 0,1 %).

Cunoscând pentru fiecare țevă aria de transmitere a fluxului de căldură și mărimile măsurate, se poate reprezenta grafic variația densității fluxului termic în funcție de supraîncălzirea peretelui țevii față de temperatura de saturație, adică $q_v = f(\Delta T)$. Cunoscând că astfel calculat, (1.3)

$$q_v = h_v \cdot (T_p - T_s) = h_v \cdot \Delta T$$

și având deja stabilite pe baza măsurătorilor q_v și ΔT , se poate calcula coeficientul de transmitere a căldurii la vaporizare:

$$h_v = \frac{q_v}{T_p - T_s}$$

Se poate reprezenta grafic $h_v=f(q_v)$ pentru fiecare din țevile testate. În primă instanță se vor reprezenta grafic atât aceste mărimi cât și, pentru fiecare țevă testată, variațiile coeficientului de transmitere a căldurii comparativ cu cel al țevii netede, reprezentările corespunzătoare cu măsurătorile făcându-se de fiecare dată la descreșterea fluxului de căldură pentru a se evita fenomenul de histeresis.

3.4. Aprecierea incertitudinii de calcul a coeficientului de transmitere a căldurii

Prin incertitudine de măsurare se înțelege intervalul de valori în care se apreciază că se află valoarea adevărată a mărimii de măsurat. Cantitativ incertitudinea de măsurare se exprimă ca un interval de abateri posibile în jurul rezultatului unei măsurători respectiv în jurul celei mai bune estimării a acestuia.

O apreciere globală a gradului de precizie cu care se calculează h_v se face pe baza incertitudinii de măsură a factorilor măsurati și care concură la calculul acestuia. Din definiția coeficientului, prin logaritmare se obține:

$$\ln h_v = \ln Q - \ln A - \ln(T_p - T_s) \quad (3.4)$$

Prin diferențiere:

$$\frac{dh_v}{h_v} = \frac{dQ}{Q} - \frac{dA}{A} - \frac{d(T_p - T_s)}{T_p - T_s} \text{ sau} \quad (3.5)$$

$$\frac{dh_v}{h_v} = \frac{dQ}{Q} - \frac{dA}{A} - \frac{dT_p}{T_p - T_s} + \frac{dT_s}{T_p - T_s} \quad (3.6)$$

Prin trecerea la diferențe finite, se obține incertitudinea prin însumarea erorilor astfel:

$$\Delta_r h_v = \frac{\Delta h_v}{h_v} = \frac{\Delta Q}{Q} + \frac{\Delta A}{A} + \frac{\Delta T_p}{T_p - T_s} + \frac{\Delta T_s}{T_p - T_s} \quad (3.7)$$

Apreciind că $\Delta T = T_p - T_s$ variază între 1 K și 10 K,

$$\Delta_r Q = \frac{0,1}{100} \cong 0,001 \quad (3.8)$$

$$\Delta_r A \cong \frac{0,1}{100} = 0,001 \quad (3.9)$$

$$\Delta_r T_p \cong 0,01K \quad (3.10)$$

$$\Delta_r T_s \cong 0,01K \quad (3.11)$$

rezultă pentru eroarea de calcul valoarea medie $\Delta h_v \approx 0,022 \approx 2,2\%$

Eroarea de determinare a lui h_v va fi mai mare decât media la valori mai mici ale fluxurilor termice transmise, datorită diferențelor mici de temperatură între peretele țevii și temperatura de saturație, respectiv a măsurării temperaturii de saturație. Dimpotrivă, la fluxuri termice mari avem de a face cu diferențe de temperatură mai însemnate și corespunzător eroarea de determinare a coeficientului va fi mai mică. Pentru domeniul obișnuit de lucru al vaporizatoarelor, supraîncălzirea peretelui este de regulă cuprinsă în intervalul $3 \div 10$ K pentru care eroarea de determinare a coeficientului de schimb de căldură va fi în jurul valorii de 2,2 %, eroare admisibilă pentru scopul urmărit.

Se consideră că mărimile măsurate sunt de precizii egale și prin urmare estimarea intervalelor de încredere se face pornind de la valoarea "a" a mărimii măsurate, care se consideră adevărată. Dacă se consideră ipoteza că erorile aleatoare de măsură se supun unei repartiții normale, putem aprecia că pentru estimării de încredere simetrice,

$$X - \varepsilon < a < X + \varepsilon \quad (3.12)$$

$$\text{sau } |a - \bar{X}| < \varepsilon$$

unde \bar{X} este medie aritmetică a mărimii măsurate și ε este o mărime care se determină fixându-se nivelul de încredere (siguranța estimăției) care se poate impune la 0,98.

Pentru determinarea prin calcul a lui h_v având la bază măsurimile măsurate, intervalul de încredere de $\pm 2,2$ % este satisfăcător.

3.5. Condiții pe care trebuie să le îndeplinească instalația experimentală

Se poate afirma că, deși culegerea datelor se realizează în condițiile în care se menține în vaporizator starea de saturație, temperatura lichidului este ușor variabilă în întregul său volum. Cu alte cuvinte, temperatura lichidului în diferite puncte ale vaporizatorului este diferită deși lichidul este în fierbere și deci în mișcare. Pentru a asigura compararea corectă a comportării diferitelor suprafețe exterioare ale țevilor, deci compararea corespunzătoare între probe, este necesar ca poziția elementelor termosensibile de măsură a temperaturii apei să fie mereu aceeași față de suprafața liberă a

lichidului, adică nivelul în vaporizator să fie același pentru toate probele. Aceasta se realizează prin păstrarea pentru fiecare probă a aceluiași nivel față de generatoarea superioară a tecii de protecție a elementului termosensibil utilizat pentru măsurarea temperaturii lichidului.

Referitor la sistemele de măsură se poate afirma că aparatura și dispunerea punctelor de măsură permit determinarea cu precizie, simplu și direct, a temperaturii medii a suprafeței datorită dispunerii celor patru termoelemente decalate unul față de celălalt la 90^0 și în diferite poziții axiale pe elementul de probă, la cca 40 mm decalate axial unul față de celălalt. Se impune ca pentru fiecare culegere a datelor, după modificarea puterii electrice consumate, să se urmărească stabilitatea temperaturilor pe țeavă, în lichid (în spațiul de vapori) și a presiunii, asigurându-se astfel starea de saturație.

Eroarea de măsură nu trebuie să depășească $0,1^0$ C.

În vederea realizării regimului permanent pentru starea de saturație, instalația trebuie să fie perfect etanșă.

Temperatura peretelui țevii se consideră a fi media aritmetică a celor patru valori indicate de termoelementele montate în țeava $\phi 18 \times 3$.

Măsurătorile tuturor mărimilor au fost efectuate de fiecare dată atât în sensul crescător al fluxului, cât și în sens descrescător, pentru a observa histeresisul care poate apărea pe parcursul evoluției.

Cap.4. Cercetări referitoare la vaporizarea apei pe țevi prelucrate mecanic

Ținând cont de posibilitățile oferite de instalația experimentală descrisă la Cap.3., s-a cercetat schimbul de căldură la vaporizarea apei distilate degazate pe suprafața exterioară a unui tub singular, dispus orizontal. Tubul (țeava) are dimensiunile $\phi=22 \times 2$ mm și lungimea $L = 235$ mm. Prima țeavă testată a fost o țeavă lisă, mai bine spus așa cum a fost livrată de producătorul "Laromet" București, deci fără nici un fel de prelucrări ale suprafeței exterioare. Singurele operații la care a fost supusă țeava originală au fost tăierea la dimensiune, respectiv la lungime și apoi introducerea pe un dorn cilindric confecționat special la diametrul exterior de $\phi=18 \pm 0$ mm, pentru a elimina eventualele ovalizări și pentru a ne asigura că țeava este dreaptă. În caz contrar introducerea pe exteriorul țevii $\phi=18 \times 3$ mm pe care sunt montate elementele termosensibile și care conține cartușul încălzitor nu s-ar putea realiza.

Cercetările au urmărit variația coeficientului de schimb de căldură la vaporizare h [W/m^2K] în funcție de densitatea fluxului de căldură q_v [W/m^2] în condițiile menținerii în sistemul instalației experimentale a parametrilor de echilibru la saturație în regim permanent. S-a lucrat cu densități ale fluxului de căldură q_v de la cca. 10^3 W/m^2 la $3,5 \cdot 10^4$ W/m^2 (pentru țeava netedă), ceea ce acoperă domeniul obișnuit de lucru al vaporizatoarelor și la temperatura de saturație corespunzătoare presiunii atmosferice, menținând în sistem presiunea $p_{atm} + (1 \div 2)$ kPa. Cercetările s-au făcut deci în domeniile convectiv și în domeniul vaporizării cu bule (globulare, nucleice).

Pentru fiecare țeavă de probă testată s-au cules date atât în domeniul crescător al fluxului de căldură, cât și în cel descrescător, deși, după cum se va menționa, fenomenul de histeresis a fost nesemnificativ pentru condițiile în care s-au efectuat cercetările experimentale.

4.1.1 Tehnologia de execuție a țevilor de probă prelucrate mecanic

Țevile de probă au fost prelucrate mecanic în vederea testării, ținând cont de:

a) studiul materialului bibliografic care cuprinde referiri la suprafețele cele mai potrivite pentru vaporizare, precum și la tehnologiile de execuție ale acestora (în special brevete de invenție).

b) cercetările anterioare în domeniu, care în general conduc la concluzia că suprafețele pentru vaporizare trebuie să asigure o mare densitate de nuclee de vaporizare, deci să fie caracterizate de numeroase goluri în material care pot fi: colțuri de canale, pereți de nervură, cratere artificiale create, etc. O altă concluzie importantă este cea referitoare la suprafețele de vaporizare care sunt caracterizate prin cavități ascunse, cu reintrare (reentrant cavity). După cum se va prezenta în continuare, tehnologiile de fabricare ale acestor suprafețe sunt destul de complexe, necesitând o serie de scule și dispozitive specifice și din păcate nu au putut fi abordate de autor.

c) caracteristicile materialului din care este fabricată țeava de probă, respectiv cuprul și ale agentului de lucru folosit: apa demineralizată degazată.

d) în sfârșit dar nu în cele din urmă, acestea s-au executat ținând cont de bugetul limitat și de posibilitățile de execuție fără a fi necesare scule și dispozitive speciale (din materiale scumpe și cu tratamente adecvate).

Țevile din tabelul 4.1 sunt țevi care în general sunt prelucrate pentru a creca o densitate mărită de nuclee de vaporizare, cu excepția poz. 9 care ar putea creca cavități ascunse. Primele țevi testate sunt cele cuprinse în tabelul nr. 4.1, unde nr. crt. din tabel reprezintă și numărul elementului de probă testat.

Tabelul nr. 4.1

Nr. crt.	Descriere țeavă	Diametru exterior (sau la baza intensificării) [mm]	Grosime intensificare [mm]	Observații
	țeavă netedă	22	-	Folosită fără nici o prelucrare
2	țeavă canelată longitudinal	20,8	0,6	Canale dreptunghiulare, late $e=1,2$, $h=0,6$, pas=2mm
3	țeavă canelată elicoidal	20,8	0,6	Canale executate cu lățime 0,6mm, adâncime $h=0,6$ mm, filet M20 cu 2 începuturi
4	țeavă simplu randalinată	21,4	0,3	Canale cu pas de 1 mm, adâncime 0,3mm, înclinare stânga 30°

5	țeavă dublu randalinată	21,4	0,3	Canale cu pas 1 mm, adâncime 0,3mm, înclinare stânga 30° peste care se suprapun cele executate cu randalină, înclinare dreapta 30°
6	țeavă filetată și randalinată	21,4	0,3	Filet M1 + randalină, înclinație inversă, p=1, h=0,3mm
7	țeavă sablată cu nisip	21,9	0,05	Sablare cu nisip, diametru mediu particulă 1,0mm
8	țeavă sablată cu corindon	21,4	0,3	Sablare cu corindon, diametru mediu particulă 3mm
9	țeavă netedă bobinată cu sârmă Cu	22	1,2	Sârmă Cu ϕ 1,2 mm înfășurată pe țeava ϕ 22, pas \approx 0,2mm

Toate țevile, înainte de prelucrare, au fost introduse pe dornul ϕ 18 mm pentru a elimina posibilitatea ovalizării acestora sau a apariției prin prelucrare a unor urme pe suprafața interioară a țevii de probă. Lungimea prelucrării este pentru fiecare țeavă 210 mm.

Țeava poz. 2 a fost executată la freză, canalele fiind practicate cu o freză disc lată de 1,2 mm, după divizarea țevii.

Țevile poz. 3 - 6 au fost executate pe strung, folosind cuțite pentru filet sau randalina, prelucrările fiind trecute în tabelul nr. 4.1 la coloana observații.

Țevile de la poz. 7, 8 au fost executate folosind o instalație de sablare cu aer comprimat.

Țeava poz. nr. 9 a fost obținută prin înfășurarea sârmei de Cu ϕ 1,2 mm împreună cu sârmă ϕ 0,2 mm (în paralel) pe suprafața exterioară a unei țevi netede ϕ 22x2. După bobinare s-a desfășurat firul ϕ 0,2 mm, preconizând ca sârma ϕ 1,2 mm să rămână bobinată cu pas 0,2, ceea ce nu a fost întotdeauna realizat din păcate datorită deplasării unor spire. Nu s-a dorit numai bobinarea pe țeavă a sârmei ϕ 1,2 mm cu pas egal, acest lucru fiind realizabil prin executarea pe strung a unor canale elicoidale (pe care se putea înfășura sârma), ci s-a dorit crearea spațiilor aproximativ triunghiulare pentru "capturarea" vaporilor.

Timpii de execuție ai țevilor sunt trecuți în tabelul 4.2.

Tabel nr. 4.2.

Nr. probă.	Denumire țeavă probă	Timp pregătire (min.)	Timp execuție (min.)	Obs.
2.	canelată longitudinal	5	45	timp mediu pentru lungime de 210 mm
3.	canelată elicoidal	5	10	timp mediu pentru lungime de 210 mm
4.	simplu randalinată	5	6	timp mediu pentru lungime de 210 mm
5.	dublu randalinată	5	10	timp mediu pentru lungime de 210 mm
6.	filetată și randalinată	5	7	timp mediu pentru lungime de 210 mm
7.	sablata cu nisip	5	10	timp mediu pentru lungime de 210 mm
8.	sablata cu corindon	5	10	timp mediu pentru lungime de 210 mm
9.	bobinată cu sârmă Cu	5	25	timp mediu pentru lungime de 210 mm

Țevile sunt prezentate în fig. 4.1. care reprezintă imaginea lor fotografică după ce au fost pregătite pentru a fi testate (inclusiv curățate cu acetonă).

Ținând cont de instalația experimentală, prelucrările s-au executat numai pe exterior.

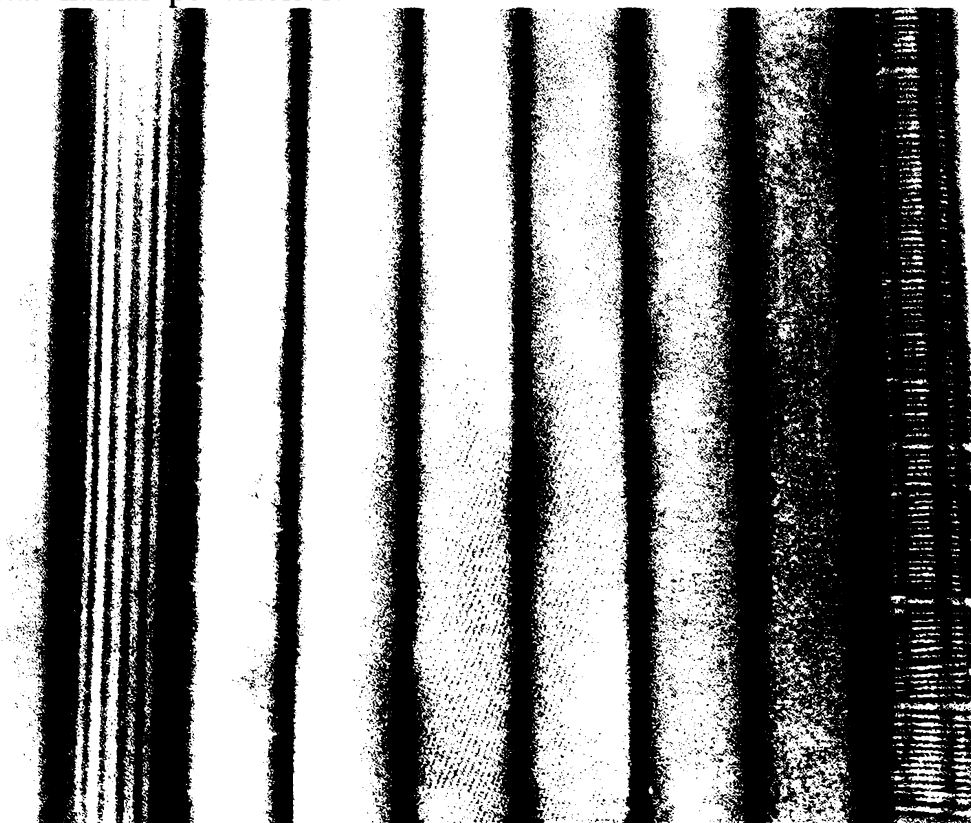


Fig.4.1. Țevile prelucrate mecanic.

4.1.2 Calculul prețurilor de execuție pentru țevile prelucrate mecanic

Acest calcul este prezentat în tabelul nr. 4.3. Sunt trecute numai costurile pentru prelucrare, făcându-se comparația cu țeava lisă ϕ 22 x 2 mm. Deci prețurile din tabel reprezintă de fapt o diferență de preț între țeava respectivă și țeava lisă.

Cu alte cuvinte țeava lisă a fost considerată ca existentă deja, costurile pentru producerea sau execuția unei alte țevi fiind evidențiate în tabel. Așa cum se face comparația performanțelor unei anumite țevi cu țeava lisă, așa se compară și prețurile acestora tot cu țeava lisă, considerată ca etalon. Prețurile sunt calculate pentru suprafața efectiv prelucrată. Dacă se dorește calcularea prețurilor pentru un metru pătrat de exemplu, este suficient să se împartă prețul din tabelul nr. 4.3 la suprafața pentru care a fost calculat, adică $\pi \times d_e \times l$ unde $d_e = 0,022\text{m}$; $l = 0,21\text{m}$.

Raționamentul este valabil pentru țevi suficient de scurte care să nu necesite dispozitive suplimentare, de exemplu pentru prindere.

La calculul prețurilor de prelucrare pentru alt diametru de țeavă, vor diferi foarte puțin elementele legate de pregătirea prelucrării, deci cu o bună aproximație se poate considera prețul pentru unitatea de suprafață valabil pentru orice țeavă de cupru cu diametrul între 10 - 50 mm.

Prelucrarea unor țevi din alte materiale presupune fără îndoială alte scule, dispozitive și tehnologii.

Tabelul nr. 4.3

Denumire țeavă	Numar probă	Nr. buc	Pret unitar	Cost material C.T.A. Total I	Salarii C.A.S. Somaj Total II	C.I.F.U. C.G.S. Cont 520 Cont 521	Costuri Beneficiu Total
0	1	2	3	4	5	6	7
Țeavă bobinată	9	1	18757	8160 1224 9384	3575 894 143 4612	966 700 1666 3095	18757 0 18757
Țeavă cu canale elicoidale	3	1	4129	0 0 0	1788 447 72 2307	159 115 274 1548	4129 0 4129
Țeavă cu canale longitudinale	2	1	13757	0 0 0	5958 1490 238 7686	530 384 914 5157	13757 0 13757

Țeavă dublu randalinată	5	1	4129	0	1788	159	4129
				0	447	115	0
				0	72	274	
				0	2307	1548	4129
Țeavă randalinată	4	1	3028	0	1311	117	3028
				0	328	85	0
				0	52	202	
				0	1691	1135	3028
Țeavă randalinată cu filet	6	1	3302	0	1430	127	3302
				0	358	92	0
				0	57	219	
				0	1845	1238	3302
Țeavă sablată cu corindon	8	1	4129	0	1788	159	4129
				0	447	115	0
				0	72	274	
				0	2307	1548	4129
Țeavă sablată cu nisip	7	1	4129	0	1788	159	4129
				0	447	115	0
				0	72	274	
				0	2307	1548	4129

Notă: în tabel țevile sunt trecute în ordine alfabetică.

4.2. Tehnologii de execuție a unor suprafețe intensificate pentru vaporizare

4.2.1. Intensificări interioare. Importanța intensificării ambelor suprafețe ale peretelui de separare dintre fluide

Țevile propuse de autor pentru testare sunt prelucrate numai pe exterior și verificările se fac în baie de lichid. Este însă cunoscut faptul că nu se poate neglija importanța comportării celeilalte suprafețe de schimb de căldură a peretelui despărțitor, respectiv a coeficientului de schimb de căldură de pe această parte. În cazul nostru este vorba despre suprafața interioară a țevii.

Din relația care definește coeficientul global de trecere a căldurii U :

$$U = 1 / (1/h_1 + \delta_p / k_p + 1/ h_2) \quad (4.1)$$

sau a rezistenței termice pentru suprafața A

$$1/ U * A = 1/ (h_1 * A_1) + \delta_p / (k_p * A_p) + 1/(h_2 * A_2) \quad (4.2)$$

Rezultă faptul că nu se poate face o evaluare a performanțelor termice ale suprafețelor intensificate, pe o parte a peretelui dacă nu se iau în considerare efectele celorlalte elemente respectiv ale rezistenței termice de pe cealaltă parte a peretelui asupra performanței globale a sistemului. În afară de rezistențele termice determinate de mărimile celor doi coeficienți de transmitere a căldurii de pe suprafețele de contact, mai intervine și rezistența termică a peretelui țevii. Aceasta este influențată de grosimea

peretelui, și respectiv de conductivitatea termică a materialului din care este construită țeava. Grosimea peretelui este dictată de parametrii hidraulici iar conductivitatea este cea corespunzătoare materialului ales pentru procesul tehnologic. Alegerea materialului se face la rândul său în funcție de proprietățile fizico - chimice ale agentului termic utilizat, de caracteristicile constructive ale schimbătorului de căldură respectiv de posibilitățile de prindere ale țevilor la capete, de fondurile disponibile, etc. În orice caz rezistența termică a peretelui țevii nu este influențată și nu influențează intensificările suprafețelor decât în măsura în care se modifică grosimea peretelui.

În cazul nostru influența suferită este cea din partea coeficientului de convecție pe suprafața interioară.

Este cunoscut că nu are sens o intensificare a transferului de căldură pe una din suprafețe, dacă rezistența sa termică reprezintă o mică parte din rezistența termică totală [58]. Astfel, în figura nr. 4.2 se prezintă variația procentuală a creșterii coeficientului global de trecere a căldurii în funcție de raportul dintre rezistența termică pe una din fețe și rezistența termică totală, la diferite procente de creștere ale coeficientului de transmitere a căldurii pe acea parte. Se poate observa că pentru o creștere a coeficientului α_1 la 200% corespunde un spor de coeficient global de trecere a căldurii de 25% în condițiile în care rezistența termică R_1 reprezintă 30% din rezistența termică totală. Dacă însă R_1 reprezintă 55% din rezistența termică totală, la dublarea coeficientului de schimb de căldură α_1 corespunde o creștere cu 60% a coeficientului de trecere global.

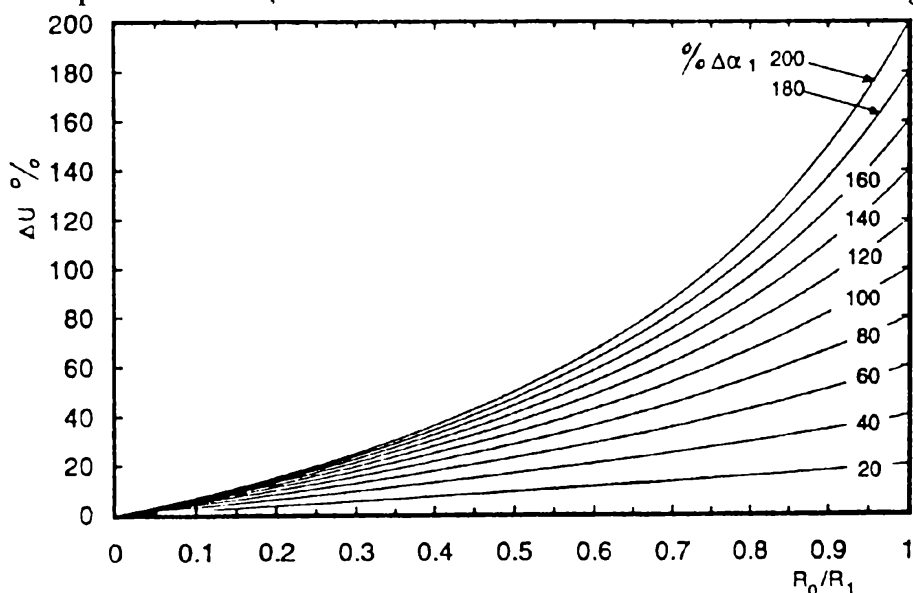


Fig. 4.2 Creșterea coeficientului global de trecere a căldurii în funcție de raportul dintre rezistența termică R_1 și rezistența termică totală.

Iată de ce avem interesul ca, pe lângă sporirea coeficientului de transmitere a căldurii pe suprafața cu schimbare de fază, în cazul nostru suprafața exterioară a țevii, să acordăm atenție îmbunătățirii transferului de căldură și pe suprafața interioară a țevii, chiar dacă de regulă pe această parte transferul este monofazat. Dacă prin sporirea coeficientului de transmitere a căldurii pe interior se ajunge ca acesta să egaleze coeficientul de transmitere a căldurii pe exterior, în continuare intensificarea schimbului de căldură se obține prin creșterea simultană a ambilor coeficienți.

Se vor prezenta în continuare câteva procedee de obținere a unor suprafețe intensificate pentru fierbere ca posibile variante de aplicare pe interiorul țevilor intensificate la exterior.

4.2.1.1. Obținerea canelurilor interioare de diferite forme și mărimi; optimizarea acestora

Dintre cele mai răspândite prelucrări interioare sunt cele obținute prin mandrinare, realizându-se caneluri elicoidale față de axa longitudinală a țevii. Aceste caneluri se caracterizează prin forma secțiunii transversale (dreptunghiulară, trapezoidală, triunghiulară), pasul, adâncimea H_f , etc. Diferite valori ale acestor caracteristici influențează asupra costurilor prelucrării, asupra coeficientului de transfer de căldură și respectiv asupra pierderilor de presiune și în final asupra eficienței obținute prin aplicarea acestui procedeu. Eficiența reiese în urma efectuării unui calcul tehnico-economic.

Nervurile pot fi molecular integrate în țeavă sau lipite de aceasta prin procedee la cald. Ele sunt formate prin extrudare, rulare, turnare sau prelucrări mecanice.

Scula care realizează canelurile pe suprafața interioară a țevilor este o mandrină cilindrică, având practicate caneluri elicoidale pe generatoare. În funcție de modul de realizare a acestor caneluri, rezultă alternarea acestora cu proeminente care pot avea diferite forme ale secțiunii transversale. Aceste proeminente se vor imprima atunci când țeava în care este introdusă mandrina (pansonul) este trăsă și presată între mandrină și niște dispozitive de rulare conice, așa cum se va arăta ulterior. Diametrul interior al dispozitivului de rulare prin care este trasă țeava este mai mic decât diametrul exterior al țevii, astfel încât de regulă, atunci când se execută caneluri interioare, se reduce și diametrul țevii și grosimea peretelui. Astfel de prelucrări se execută de regulă asupra țevilor din cupru, de preferință fără oxigen (decălit). Numărul de trageri ale țevii,

profilul și dimensiunile geometrice ale sculei vor determina parametrii țevii prelucrate.

4.2.1.2. Obținerea nervurilor interioare întrerupte

Un alt exemplu de intensificare a unei suprafețe care inițial a fost obținută prin mandrinare sau laminare și care prezintă nervuri cu secțiunea transversală triunghiulară este prezentat în fig. 4.3b. Țeava inițială secționată transversal are forma celei din fig. 4.3a. Țeava din fig. 4.3b. este obținută prin tragerea țevii din fig. 4.3a. prin matrița prezentată în fig. 4.4 [126].

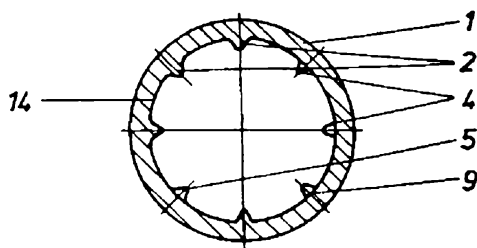


Fig. 4.3a.

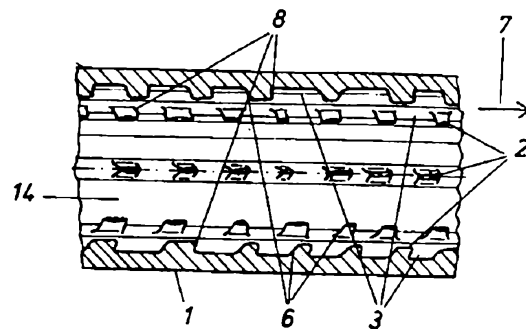


Fig. 4.3b.

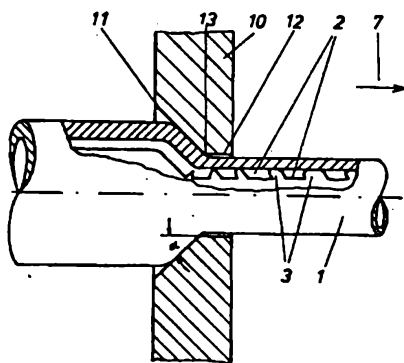


Fig. 4.4. Matrița de tragere

secțiune transversală triunghiulară).

Ea trebuie să fie minim 0,1 mm, de preferință 0,15 - 0,3 mm. Matrița are un unghi de atac $\alpha \geq 40^\circ$, între 45° și 50° . La tragerea prin matriță de două ori succesiv se obține ruperea nervurilor triunghiulare formându-se ridicăturile 2 și respectiv spațiile dintre acestea 3. Ridicăturile au păstrat forma primitivă a nervurii, adică suprafețele prelucrate 4 se întind egal în sensul longitudinal al profilului iar distanța între două ridicături succesive crește - văzut în secțiune transversală - radial dinspre interior până la extremitatea 5 a ridicăturii (crestei). Bordurile frontale 6 și 8 ale creștelor 2

formează cu direcția de tragere care urmează săgeata 7 un unghi ascuțit. Întreruperile iau naștere când curbarea 11 ajunge în partea cilindrică 12. Puternica dilatare a fibrei exterioare a nervurii nu este suportată de material care cedează. La o nouă tragere, crestele se distanțează prin alungirea țevii. Reducerea secțiunii se face de preferință între 35 și 50%. Prin acest procedeu se obține o reducere a lungimii țevelor utilizate, datorată creșterii coeficientului de transfer de căldură, de 20%.

4.2.1.3. Obținerea de caneluri interioare încrucișate

Suprafața crecată de Sato [130], prin caracteristica ei geometrică, datorită colțurilor canelurilor formează nuclee de fierbere, în plus creează o turbulență și o reducere a stratului limită, iar coeficientul de transfer termic crește și datorită creșterii ariei suprafeței, nu în ultimul rând creând cavități în formă de tunel pe partea interioară a țevii.

În esență, metoda este următoarea: primele caneluri interne de secțiune transversală în general rectangulară sunt formate pe suprafața internă a țevii cu ajutorul unei prime scule de canelat (mandrin) având o creastă în secțiune transversală dințată, rectangulară, primele caneluri interne având o adâncime între 0,5 - 0,75 din lățimea canelurii. Urmează a doua sculă cu creasta în profil transversal triunghiular, care, lucrând la diametru mai mic, presează părțile superioare ale proeminențelor dreptunghiulare înspre spațiile libere dintre acestea, formând porțiuni sub formă de tunel întrerupte de canelurile triunghiulare ale celei de a doua scule.

În fig. 4.5. este figurată scula pentru primele caneluri dreptunghiulare și profilul acestora desfășurat în plan.

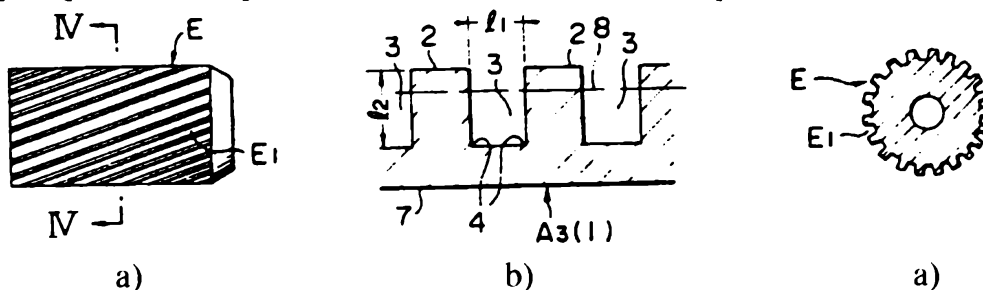


Fig. 4.5.

a) Mandrina pentru practicarea canelurilor dreptunghiulare.

b) Profilul canelurilor practicate (desfășurare în plan).

În fig. 4.6. este arătată scula pentru practicarea celui de-al doilea rând de caneluri, împreună cu detaliul A al danturii.

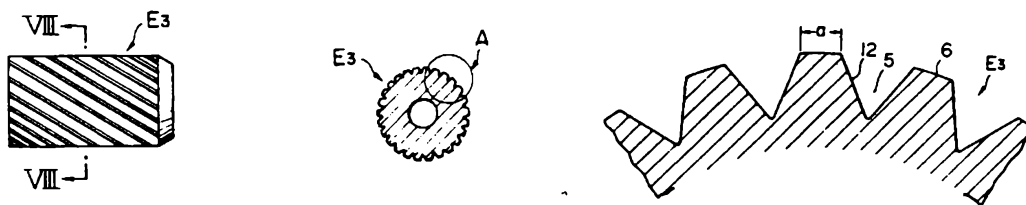


Fig. 4.6. Mandrina pentru caneluri triunghiulare

Suprafața finală obținută este prezentată în fig. 4.7.

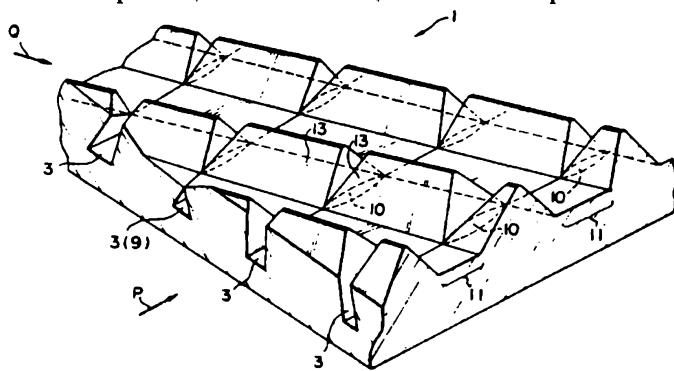


Fig. 4.7. Caneluri încrucișate interioare.

Primele caneluri interioare sunt formate în direcția săgeții P, al doilea rând de caneluri în direcția săgeții Q.

În fig. 4.8., țeava originală A, este trasată în direcția săgeții X cu ajutorul unui dispozitiv de tragere (care nu e figurat).

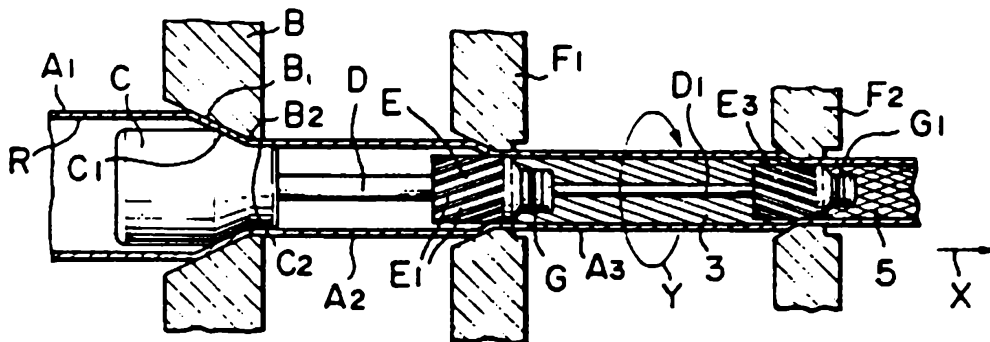


Fig. 4.8. Instalație pentru prelucrarea canelurilor interioare încrucișate.

Muchiile de atac conice B_1 ; C_1 și porțiunea de lagăr B_2 ; C_2 ale matriței circulare B, împreună cu dornul flotant C, cooperează pentru a presa țeava originală A_1 în continua trecere, atât din interior cât și din exterior, reducând astfel diametrul și grosimea peretelui țevii. În scopul reducerii forței de frecare în porțiunea matriței circulare B, matrița poate fi rotitoare sau fixă, depinzând de materialul din care este construită țeava A_1 , între dornul flotant C și suprafața interioară a țevii se asigură o peliculă subțire de ulei de ungere pentru a preveni griparea în timpul operației de reducere a diametrului și a grosimii peretelui. Acest ulei se asigură în prealabil prin împrăștierea pe suprafața interioară a țevii.

În aval de dornul C, pe direcția de tragere X, se află conectată printr-o bară de legătură D, o primă sculă de canelat interior (mandrină), rotitoare și independentă față de dornul C. Suprafața internă a țevii A_2 , după reducerea secțiunii, este o suprafață cu secțiunea circulară. Pentru trecerea țevii A_2 în direcția X este necesară o forță de tragere care acționează asupra cozii primei scule E dar un lagăr axial G este atașat în capătul cozii pentru a suporta o astfel de forță axială. Astfel, E se poate roti dintr-o poziție predeterminată axial. O mulțime de caneluri E_1 se formează pe suprafața exterioară a primei scule E într-o poziție înclinată oblic față de axă. Peretele țevii care trece A_2 este imprimat în nișele (golurile) E_1 prin presarea dinspre exteriorul țevii astfel că se formează proeminente și primele caneluri 3 (fig. 4.5.b). Dacă unghiul format de caneluri și axa țevii ar fi zero, la tragera țevii, scula E nu s-ar roti. Țeava este presată de dispozitivul rotitor F_1 cu ajutorul unui mecanism de contractare-separare (nu este figurat). Acesta presează prin F_1 țeava încât canelurile se formează după unghiul de înclinare dintre E_1 și axa țevii, rotindu-se după săgeata Y.

În continuare, al doilea dispozitiv de rulare F_2 asigură presarea din exterior, la un diametru mai mic decât al țevii A_3 , încât proeminențele dintre caneluri sunt presate dinspre părțile lor superioare către spațiile dintre ele formând un tunel ca în fig. 4.9., dinspre interior fiind imprimate canelurile după fața 6 (fig. 4.6.a) a sculei, diametrul interior al țevii descriind linia întreruptă 8 (fig. 4.9.). Pentru a se forma tunelul, este necesar ca $l_2 / l_1 \geq 0,5$, preferabil $l_2 / l_1 \geq 0,75$ iar $l_2 / l_1 \geq 1$ este de dorit pentru prelucrarea cu a doua sculă E_3 . Rotirea lui E_3 este suportată de o bară de legătură D_1 , care este asigurată pe o extensie a lui D astfel încât E_3 este ținută într-o poziție predeterminată axial de un lagăr axial G_1 . Se poate ca acțiunea celor două scule E și E_3 să fie separată, adică, de exemplu, dornul C și prima mandrină canelată să fie combinate printr-o bară de legătură, formând canelurile interne 3 (fig. 4.7.) printr-o primă tragere iar canelurile secționare 11 (fig. 4.7.) să fie formate peste primele caneluri 3, folosind o combinație dintre un al doilea dorn flotant și mandrina canelată E_3 , luând naștere atât canelurile 3 și 11 din fig. 4.7., cât și porțiunile sub forma de tunel 9 (fig. 4.9.).

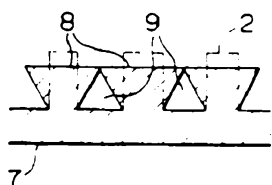


Fig. 4.9. Obținerea profilului transversal după presare.

Caracteristicile unei astfel de țevi pot fi: primele caneluri pe stânga adânci de

0,3 mm, unghiul de torsiune 25° , 50 bucăți; al doilea rând de caneluri pe dreapta 0,22 mm adâncime și 25° unghi de înclinare față de axă, 40 bucăți. Astfel încât la țeava cu $\phi_{\text{ext}} = 9,25$ mm numărul convențional de caneluri este 65, înclinate la 25° și de 0,15 mm adâncime.

Într-o astfel de țeavă spațiul restrâns din fiecare porțiune tunel 9 (fig. 4.9.) servește ca nucleu de fierbere, accelerând mecanismul de schimbare de fază. În porțiunile tunel rămâne o cantitate de vapori, în timp ce cantitatea remanentă în spațiul intern al țevii 1 trece prin deschiderile 10 dintre tunele adiacente în direcția săgeții P. Pe de altă parte, cu vaporii rămași în tunelele ca nucleu, lichidul se evaporă și bulele cresc. În acest fel, cu spațiile interioare ale porțiunilor 9 ca puncte de plecare, apare o fierbere activă, coeficientul de transfer de căldură la fierbere fiind îmbunătățit cu un factor de 1,9 față de cel al conductelor convențional canelate și respectiv de 1,8 la condensare.

4.2.1.4. Obținerea suprafețelor ondulate pe interiorul țevilor și a unor forme interioare imprimate

Se va descrie în continuare procedeul de tragere la rece pentru prelucrarea unor țevi care în final au diametrul interior de cca. 10 mm, cu forme imprimate (romburi sau paralelograme), cu adâncimea de $\approx 0,6$ mm și lățimea de $\approx 3,5$ mm, faza premergătoare obținerii acestor țevi fiind ondulara țevilor la interior (12 caneluri) cu adâncimea și lățimea similare cu cea a romburilor sau paralelogramelor imprimate [147].

Țeava se obține dintr-o alta cu pereți netezi printr-un procedeu de tragere la rece și folosind o sculă-poanson cu caneluri interioare spiralate. În fig. 4.10. sunt arătate părțile componente ale bancului de fixare și tragere cu lanț. Țeava originală netedă 3 este ancorată cu subansamblul 2 de bancul 1 și trasă de unul din mecanismele cu lanț fără sfârșit (acționat de o roată dințată) 6, cu ajutorul căruciorului 4. Brațul 5 este agățat de lanțul în mișcare 6, asigurând tragera căruciorului 4 și respectiv a țevii.

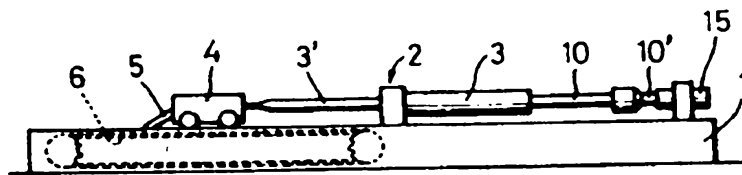


Fig. 4.10. Banc de tragere a țevii de prelucrat.

Așa cum se arată în fig. 4.11., subansamblul 2 este format din carcasa 7, fixată în bancul 1 și care conține forma 8. Carcasa are o deschidere 9 a cărei diametru este ceva mai mare decât cel al formei. Bara 10 împinge mandrina (poansonul) 11 în țeava 3 și din această poziție urmează tragerea țevii. Mandrina are mai multe proeminente elicoidale (în cazul prezentat 12), care, în urma tragerii țevii 3 între mandrina 11 și forma 8, se vor imprima pe peretele interior al țevii.

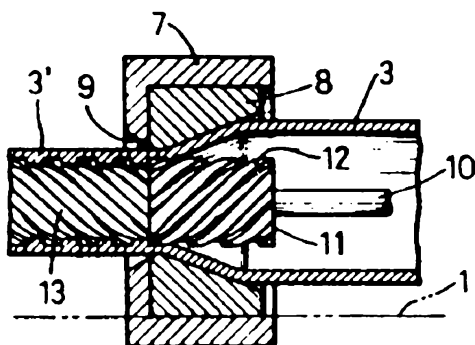


Fig. 4.11. Forma de tragere.

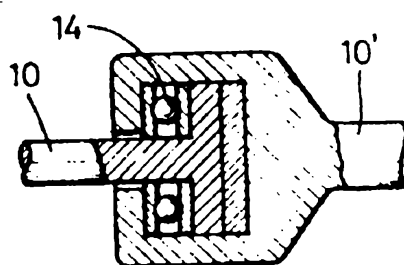


Fig. 4.12. Lagăr axial.

După tragere, țeava va avea forma interioară din fig. 4.13.

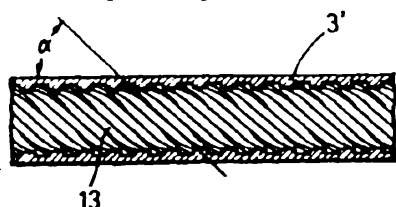


Fig. 4.13. Țeava ondulată interior.

În pasul următor, așa cum se arată în fig. 4.14. a, b, utilizând un procedeu asemănător, dar forme cu alt diametru, se obțin din țevile ondulate interior (fig. 4.13.), țevile cu romburi sau paralelograme imprimate, după cum mandrina utilizată este cu proeminențele elicoidale (cu orientarea inversă celei din fig. 4.11.) sau paralele cu axa țevii.

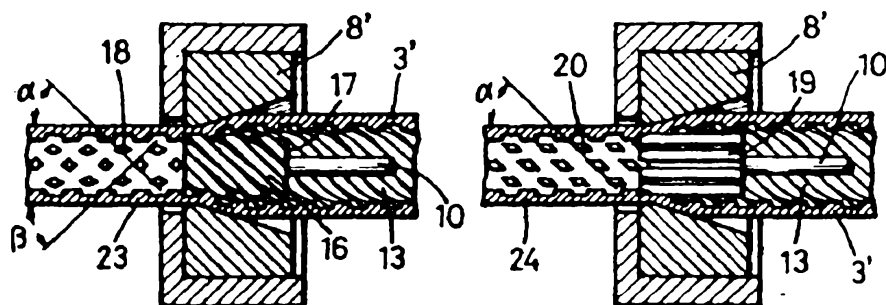


Fig. 4.14. Forme pentru țevi: a) cu romburi b) cu paralelograme.

Oțelul din care este confecționată țeava este aliat cu: Cr (17%), Ni (10%), Mo (1%) și poate fi utilizat până la peste 600°C,

dar, în urma prelucrării interioare a țevilor, la aceeași sarcină termică temperatura nu depășește 500°C.

4.2.1.5. Micronervurarea interioară a țevilor

Zohler [125], ținând cont de grosimea medie a stratului limită de lichid din vecinătatea peretelui pe care vaporizează, propune o metodă de micronervurare a țevilor la interior. După metoda propusă de acesta, nervurile sunt dispuse în pași suficienți de mici și la unghi potrivit față de axa țevii, încât este un spațiu între nervurile consecutive de două până la cinci ori grosimea medie a stratului de agent lichid în contact cu suprafața internă a țevii. Pasul reprezintă intervalul dintre nervuri în direcția perpendiculară pe lungimea acestora. Pe de altă parte, nervurile ar trebui să fie cât de apropiate unele de altele încât suprafața interioară udată să fie maximă. De asemenea, ținând cont că o țeavă prelucrată se prinde greu între plăcile tubulare ale schimbătorului de căldură deoarece prin mandrinare (a doua sau a treia prelucrare) țeava s-ar putea rupe, se propune ca micronervurarea să nu cuprindă capetele țevii.

În general, filmul de lichid este mai mic decât 0,154 mm și pasul nervurilor la țevile intensificate este obișnuit între 1,52 și 2,286 mm. Înălțimea nervurilor este preferabil să fie între 0,25 și 0,33 mm, cu un unghi la vârf între 35° și 60°. Pentru a realiza cele menționate, o țeavă cu pereți netezi este poziționată între mandrină (poz. 20 în fig. 4.15.) aflată în interiorul țevii și o sculă formată din mai multe discuri 14 care poate produce spire de nervuri și în exterior precum și din rolele 26.

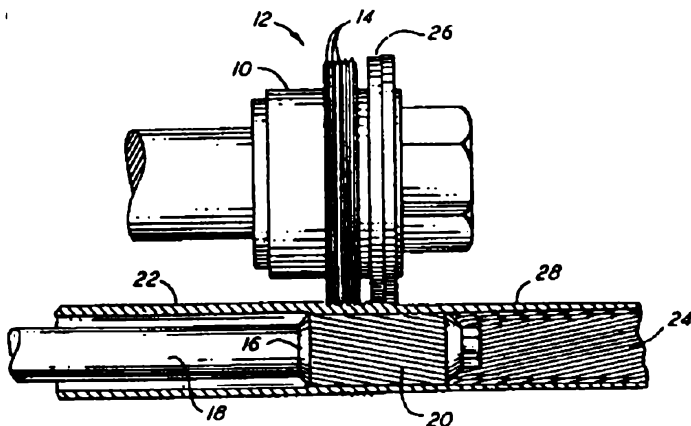


Fig.4.15.Micronervurarea interioară

Scula multi-disc 14 se utilizează în special în momentul tragerii țevii pentru a o presa de poansonul 20. Dacă se dorește, nervurile

rezultate în urma rulării discurilor 14 se pot netezi cu rolele 26. Se recomandă ca pasul corespunzător a două nervuri succesive să fie $p = 0,015-0,03 \cdot \phi_{int}$. Se apreciază că prin aplicarea acestui procedeu, pe lângă creșterea coeficientului de transfer de căldură cu $\approx 50\%$

față de țeava netedă, se realizează și reducerea consumului de material cu $\approx 14\%$ datorită reducerii grosimii peretelui. Prin micșorarea înălțimii nervurilor față de alte proceduri, se reduce pericolul spargerilor de țevi.

4.2.1.6. Țevi formate prin rulare din tablă cu proeminențe în formă de trunchi de piramidă

Citând o serie de metode de intensificare a suprafețelor interioare a pereților țevelor schimbătoare de căldură, Mougin ș.a. [129] propun o intensificare internă care să mărească transferul de căldură, minimizând în același timp consumul de material. Proeminențele sunt create prin laminare pe o tablă (fig. 4.16.), care prin rulare formează țeava 10 din fig. 4.17. Prin această metodă, o dată cu îmbinarea efectelor produse asupra intensificării fierberii prin creșterea numărului de centre de nucleație și mărirea suprafeței de schimb de căldură, se reduce consumul de material cu $\approx 20\%$ în cazul vaporizatoarelor.

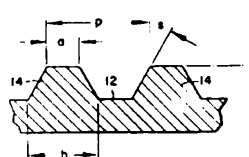
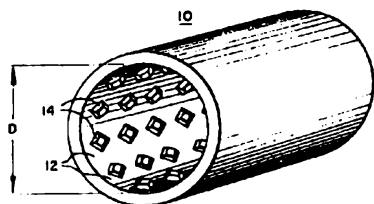
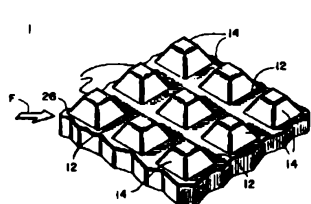


Fig. 4.16. Tabla pregătită pentru rulare

Fig. 4.17. Țeava cu suprafața interioară intensificată

Fig. 4.18 Detaliu mărit din secțiunea tablei

În fig. 4.18. se redau în vedere mărită, câteva elemente constructive ale trunchiului de piramidă, de a căror combinație se recomandă a se ține cont în vederea optimizării intensificării.

Astfel, se recomandă pentru vaporizator: $c/D = 0,011-0,019$, preferabil $0,0125$ pentru serpentine de vaporizator și respectiv $0,015$ pentru vaporizatoare cu manta; $2,5 \leq P/e \leq 5,0$, preferabil $P/e = 0,3$; $0,35 \leq a/b \leq 0,65$; $0,3 \leq b/P \leq 0,8$; panta părții laterale a trunchiului de piramidă $\text{tgs} = 2 \cdot c / (b - a)$, preferabil $s = 32^\circ$.

4.2.1.7 Obținerea proeminențelor despicate pe interiorul țevelor

Sukumoda [124], preluând ideile și experiența de prelucrare interioară a țevelor, propune o metodă de lucru în urma căreia se obține secțiunea transversală a țevii de forma celei din fig. 4.19.

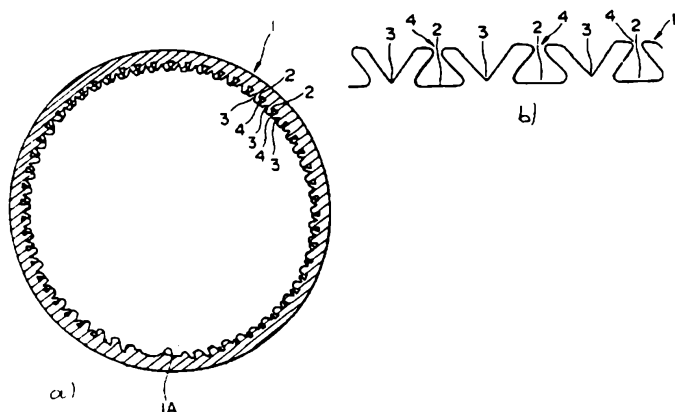


Fig. 4.19: a) Teavă cu despicături interioare; b) Desfășurare în plan a peretelui interior.

Asemănător metodei propuse de Sato [130], (4.2.1.3.), se execută o prelucrare cu două mandrine diferite

care realizează caneluri ce se intersectează. Primele caneluri sunt executate cu profil transversal rectangular, cu un anumit unghi față de axa longitudinală, care se intersectează la un anumit unghi cu al doilea rând de canale executate cu o sculă de profil al danturii triunghiular. La intersecția dintre canelurile primare și secundare se formează o serie de despicături care în secțiune au profilul trapezoidal, deschiderile primelor caneluri fiind închise la partea superioară de proeminente despicate (formate de a doua sculă), formând de asemenea un “tunel” care “capturează” bulele formate, intensificând fierberea. În fig. 4.20. se arată felul în care se intersectează canelurile practicate de cele două scule.

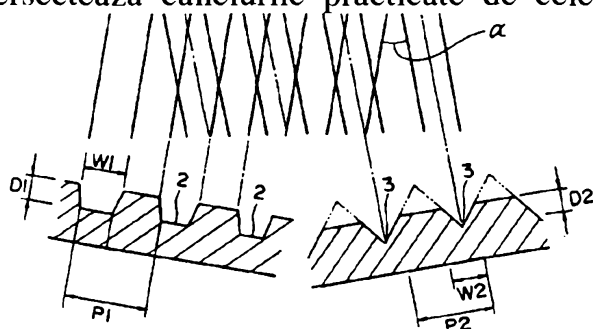


Fig. 4.20. Intersectarea canelurilor pentru obținerea despicăturilor.

În practică se preferă $D_1 = 0,2-0,3$ mm, lățimea $W_1 = 0,2-0,5$ mm, $P_1 = 0,4-1,5$ mm și un

unghi la baza marginilor canelurii de 75^0 . Pasul P_2 al canelurii secundare 3 este 25-90% din deschiderea W_1 a canelurilor primare 2, preferabil în domeniul 50-70%. Dacă raportul este sub 25% nu este posibil să se închidă dimensiunea W_1 a canelurilor primare 2, iar dacă raportul este peste 90%, există pericolul de închidere completă a canelurilor 2. Adâncimea D_2 a canelurilor secundare 3 este în domeniul 50-100% preferabil între 80-100% din adâncimea D_1 a canelurilor primare 2. Dacă este sub 50%, nu este posibil să se apropie marginile deschiderii canelurilor primare 2, în timp ce dacă depășește 100%, există pericolul închiderii lor complete.

4.2.2. Obținerea țevelor canelate interior și nervurate exterior

Thorne [151] propune, pentru îmbunătățirea transferului de căldură de la o țevă înecată în lichidul care fierbe, crearea unor spații închise extinse, cvasicircumferențiale, cu secțiuni transversale uniforme. Aceste spații se obțin prin îndoirea nervurilor (fig. 4.21b) trecând țeava printr-o matriță care are deschiderea efectivă corespunzătoare, țeava având în final secțiunea longitudinală din fig. 4.21a.

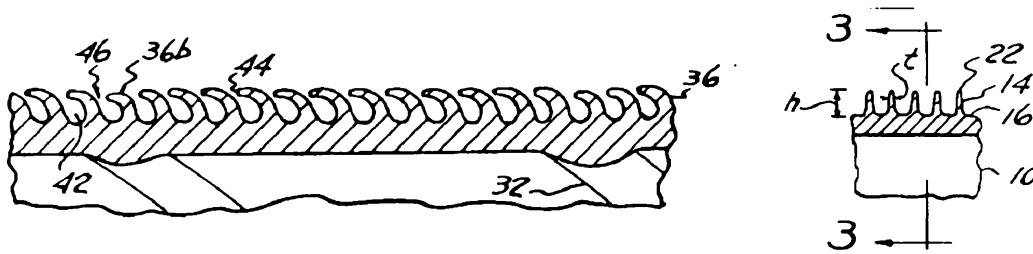


Fig. 4.21.

a) Secțiune longitudinală
prin țeava nervurată.

b) Profilul nervurilor
înainte de îndoire.

Prelucrări de acest gen se pot face de exemplu țevelor de cupru, cu diametrul exterior în intervalul 12,5-25,4 mm, spațiile între nervurile consecutive fiind cuprinse între 0,13-0,18 mm, unghiul între axa nervurii exterioare ușor elicoidale și planul perpendicular pe axa țevii fiind de 10^0 . Spațiul dintre vârfulurile îndoite ale nervurilor va fi de 10-30% din deschiderea totală dintre nervuri, cu cea. 50% mai mare decât grosimea medie a nervurii, t (fig. 4.21.b). Nervurile exterioare se obțin prin randalinare longitudinală, în timp ce țeava este presată pe o mandrină cu caneluri dispuse elicoidal la un unghi de 45^0 față de axa longitudinală a țevii, ale cărei proeminențe se imprimă pe suprafața interioară a țevii. Înălțimea nervurii nu este semnificativă, dacă se ține cont de celelalte elemente dimensionale.

Torniainen [148] arată de asemenea că asigurarea capturării vaporilor creează nuclee pentru fierberea nucleică. Astfel, vaporii capturați la sau puțin peste temperatura de saturație cresc în volum pe măsură ce se primește căldură până când tensiunea superficială este învinsă, iar bula de vaporii se desprinde de suprafața de transfer de căldură. Pe măsură ce bulele de vaporii părăsesc suprafața de transfer de căldură, lichidul intră în spațiul eliberat conținând vaporii remanenti și o nouă bulă se formează. Formarea continuă de bule călătorind prin și amestecându-se cu lichidul conduce la îmbunătățirea transferului de căldură. În context se definește ca fiind

un centru de nucleație ascuns (cu reintrare) o cavitate în care mărirea suprafeței deschiderii este mai mică decât aria suprafeței cavității de dedesubt. O astfel de suprafață se poate obține prin plasarea unei mandrine canelate care se rotește în interiorul țevii netede și un arbore care antrenează o sculă formată din mai multe discuri urmată de un disc conic și altul cilindric care se rotește pe exteriorul acesteia (fig. 4.22).

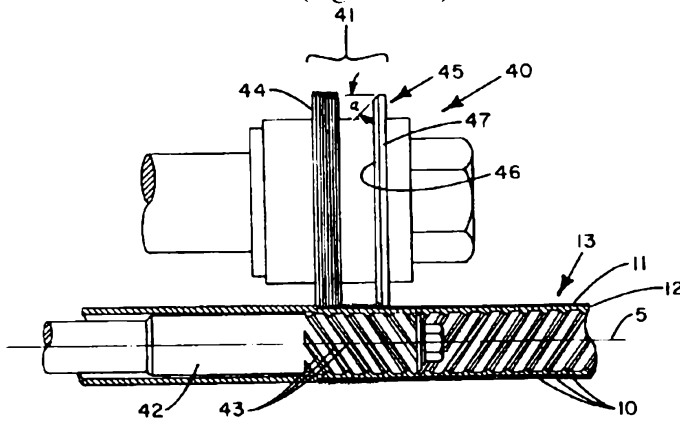


Fig. 4.22. Prelucrarea unei țevi la interior și la exterior. [148]

Rezultatul prelucrării este asemănător celui prezentat în fig. 4.21. și în [149].

Zohler [139], propune un procedeu de fabricație asemă-

nător, nervurile fiind rulate către cele învecinate, intrând apoi în contact cu un disc de crestare în urma căruia se creează alternativ porțiuni închise și porțiuni deschise. Ca ultimă sculă în grupul figurat în fig. 4.22., pe arborele 40, se adaugă un cilindru având pe generatoara paralelă cu axa țevii, dinți cu profil triunghiular care, ajungând în contact cu nervura deja îndoită, o crestează corespunzător, conducând la amintitele alternări de spații închise și parțial deschise. Țeava construită de Zohler este din cupru, cu diametrul de $3/4''$ și a fost prelucrată cu o mandrină cu patruzeci și opt de caneluri pe circumferință, un grup de role disc formând 1653 nervuri pe metru și un disc de crestare cu 192 proeminențe cu secțiunea triunghiulară care includ un unghi de 40° pe circumferința sa. Distanța între canelurile interioare este de 1,8-2,3 mm iar lățimea creștăturilor nervurilor exterioare este de 0,05-0,13 mm. Comparând țeava produsă cu țeava "TURBOCHILL" având același număr unitar de nervuri, la vaporizarea R-11 la $15,5^\circ$, s-a constatat o îmbunătățire a coeficientului de transfer de căldură pe unitatea de lungime de cca. 300%.

Datorită existenței în compoziție a hidrogenului, se consideră că R-22 (hidroclorofluorocarbon) nu afectează în aceeași măsură stratul protector de ozon al atmosferei ca și, de exemplu, R-11. Pentru R-22 și alți agenți frigorifici care se mai utilizează în continuare, Zohler [149] construiește o țeavă care se folosește la

agenți frigorifici de mai mare presiune. În conformitate cu ecuația lui Clausius-Clapeyron

$$dp/dT = r/T\Delta V \quad (4.3)$$

unde: p = presiunea; T = temperatura la care apare schimbarea de fază; r = căldura latentă de vaporizare; ΔV = variația de volum care însoțește schimbarea de fază, se poate aprecia că agenții cu temperatură de fierbere joasă au panta dp/dT mai mare decât a celorlalți fiind denumiți de mai mare presiune. Aceștia produc bule mai mici la același volum de lichid și prezintă o capacitate de pompare a acestora mai mică în sistem. De aceea sunt necesare cavități ascunde (de reintrare) mai mari pentru a se atinge creșterea performanțelor de transfer de căldură.

Țeava este construită prin canelare interioară și nervurare exterioară. Nervurile sunt apoi îndoite și adâncite cu proeminențele 16 din fig. 4.23.

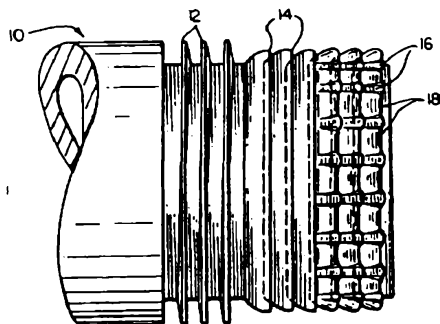


Fig. 4.23. Seula pentru îndoirea și adâncirea nervurilor.[139]

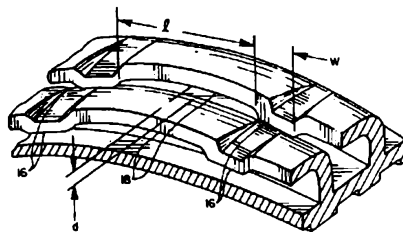


Fig. 4.24. Țeava evaporatoare pentru R-22.

Țeava astfel construită este prezentată în fig. 4.24.

4.2.3. Obținerea țevilor canelate interior și cu nervuri în formă de T la exterior, GEWA-T cu adâncituri

O adâncitură în nervură se definește de Kastner ș.a. [132] ca având lungimea axială mai mică decât pasul nervurilor, t_R (t_R = distanța între centrele a două nervuri). Linia centrelor adânciturilor este dispusă la unghiul α față de linia canelurilor asociate (se preferă la $\alpha=90^\circ$). Adânciturile sunt repartizate între 0,5-20 adâncituri pe centimetrul de lungime a canalului. Dacă peretele țevii este subțire, se evită practicarea acestora. Adâncimea acestora este de 0,01-1,0 mm, preferabil 0,05-0,5 mm. Adâncitura poate avea secțiune transversală în V, trapezoid, semicerc sau altele. În fig. 4.25. se arată în vedere parțial secționată, țeava construită.

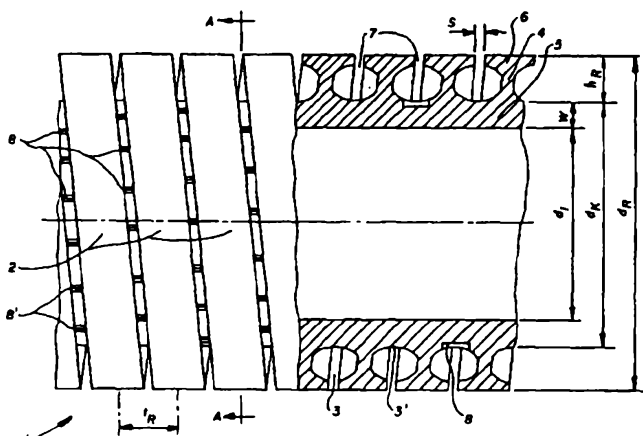


Fig. 4.25. Țeava cu nervuri în formă de T.

Echipamentul utilizat pentru producerea nervurilor în formă de T este, așa cum se prezintă în fig. 4.26., compus dintr-un cap fix (cu țeava în rotire),

sau un cap rotativ cu țeava executând mișcarea axială.

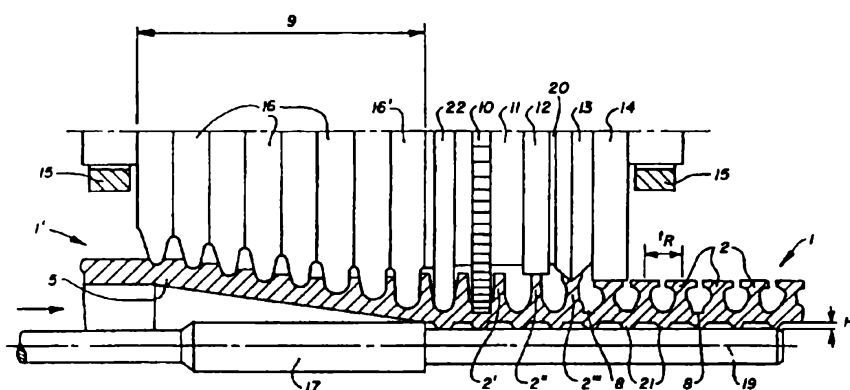


Fig. 4.26. Echipamentul pentru producerea țevilor cu nervuri în formă de T.[132]

O roată dințată 10 este montată pe suportul ansamblului de scule 15, în spatele uneltei rotitoare 9, diametrul exterior al roții 10 fiind mai mare decât al ultimei roți 16 din ansamblul 9 cu ajutorul căruia se realizează nervurile trapezoidale. Roata 10 este prevăzută cu dinți cu profil triunghiular, astfel că adâncitura 8 (fig. 4.25.) se poate produce în aria canelurii de bază 3' pe peretele țevii 5. Profilul dinților poate fi și de altă configurație, așa cum s-a arătat anterior.

În continuare capetele nervurilor sunt netezite de rola 12, încât capetele nervurilor 2' se găsesc pe o suprafață cilindrică imaginată având ca axă, axa longitudinală a țevii, 19. O rolă dublu tronconică 13 atinge nervura 2'' în direcție elicoidală și simultan o despică spre lateral încât rezultă nervura 2''' în formă de Y. Aceasta este preluată de rola de aplatizare 14 și transformată în nervura de formă T, 2. Grosimea rolei de netezire 12, de desplicare 13 și de aplatizare 14 sunt aproximativ apropiate pasului t_R (între rolele 12 și 13 se indică a se monta discul de corecție 20). Proeminențele

interioare se realizează cu mandrina rotitoare 17 care se termină în dreptul rolei disc 16'. Roata de presiune 22 are diametrul cuprins între cel al rolei 16' și respectiv al roții 10.

Se poate exemplifica realizarea țevii de cupru fără oxigen, cu diametrul exterior de 18,9 mm și 1,35 mm grosime de perete care a fost nervurată cu dimensiunile următoare: pasul nervurii $t_R = 1,35$ mm; diametrul nervurii $d_R = 18,6$ mm; diametrul miezului $d_R = 16,6$; diametrul intern $d_i = 14,94$ mm; înălțimea nervurii $h_R = 1,00$ mm; lungimea adânciturii 8, $l = 0,6$ mm; lățimea adânciturii 8, $B = 0,15$ mm; adâncimea adânciturii 8, $T = 0,1$ mm; ondulara internă $H = 0,13$ mm; grosimea peretelui miezului $W = 0,83$ mm. Țeava de acest tip este dintre cele mai răspândite pe piață.

Ca variante ale țevilor cu nervuri în formă de T, tip GEWA mai amintim țeava GEWA K, la care nervurile sunt turtite aproape în formă de K (în secțiune transversală) și nu se ating la vârf, deci nu formează tunele și respectiv GEWA Y la care nervurile în formă de Y (despicate) nu se ating la vârf.

4.2.4. Alte procedee

4.2.4.1. Crestarea nervurilor

Campbell ș.a. [152] propun o suprafață de fierbere îmbunătățită, care poate fi obținută pe o țeavă nervurată de transfer de căldură prin practicarea unor goluri înguste transversal pe nervuri. Aceasta se realizează prin montarea unci randaline pe același arbore cu discurile de nervurare, țeava fiind progresiv randalinată și apoi nervurată la o singură trecere a țevii prin aparat. Rezultatul este țeava prezentată în fig. 4.27. care are

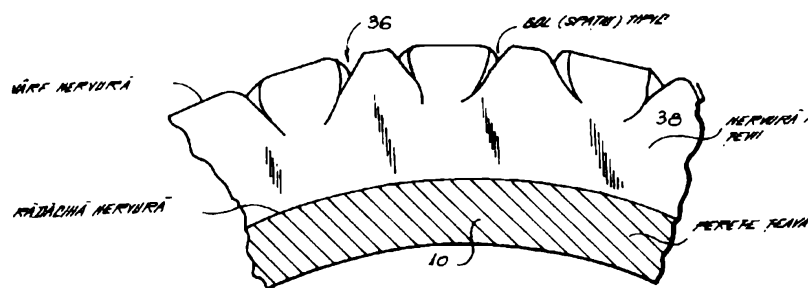


Fig. 4.27. Profil de țeavă cu nervuri crestate.

calități de transfer de căldură îmbunătățite cu cca. 28% față de o țeavă având aceleași nervuri, dar fără randalinare prealabilă.

Țeava este asemănătoare cu poziția de probă 5 din tabelul 4.1, propusă de autor, respectiv țeava dublu randalinată.

4.2.4.2. Producerea suprafețelor structurate

Fujikake [156] propune producerea unei suprafețe exterioare a țevilor schimbătoarelor de căldură, care ulterior producerii s-a dovedit a fi cu excelente performanțe. Autorul invenției apreciază de asemenea că metoda de producere a țevii este eficientă și avantajoasă din punct de vedere industrial. Suprafața este cunoscută sub numele de TURBO-B.

Suprafața poate fi produsă în mai multe variante, după cum se dorește obținerea unei suprafețe nervurate (fig. 4.28.a) cu sau fără randalinare, sau fără nervuri (fig. 4.28.b) de asemenea cu sau fără randalinare. Prin randalinare se pot obține eventual noi centri de nucleație dar procedul nu este esențial la fel ca și crearea nervurilor 105. Esențială este crearea canalelor elicoidale 101 pe circumferință care asigură "capturarea" vaporilor și respectiv a celor longitudinale.

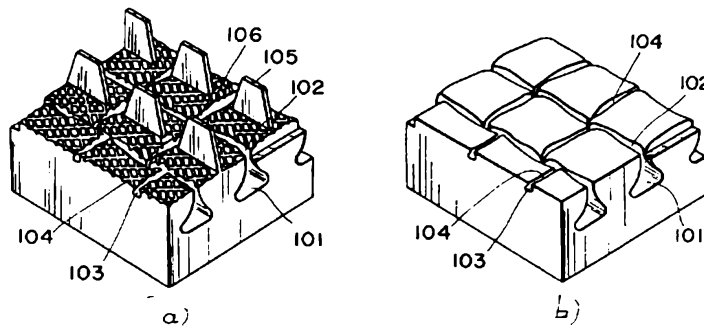


Fig. 4.28. Suprafețe structurate TURBO - B: a) nervurate; b) fără nervuri

Grupul de scule cel mai complex (de producere a țevilor cu nervuri 105) este prezentat în fig. 4.29.

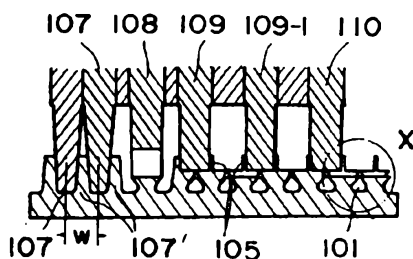


Fig. 4.29. Grup de scule pentru suprafețe structurate.

Exemplu: o țevă de cupru cu diametrul exterior de 18,88 mm și cu o grosime a peretelui de 1,35 mm, este nervurată cu discurile 107 cu un pas de 1378 nervuri pe metru 35 per inch. Prima transformare a nervurii se face cu unealta 109 de 51,2 mm diametru și 1,4 mm grosime și respectiv de discul 109-1 cu diametrul de 51,7 mm și 1,4 mm grosime. Grosimea de 1,4 mm a sculelor de formare prin compresie este mai mare decât

pasul nervurilor de 0,726 mm (1/35 inch) încât nervurile 105 (fig. 4.28a) nu se formează și se obține o suprafață ca și cea din fig. 4.28b.

În final, o randalinare cu aspect de țesătură se realizează cu ajutorul sculei 110 de 51,8 mm diametru, cu un pas de 0,5 mm și lățime de 0,85 mm. În consecință, o țevă este prelucrată de o serie de scule care folosesc pe rând la formarea nervurilor, formarea prin compresie a nervurilor și randalinare și care sunt montate cu mare precizie pe o axă comună de rotație. În fig. 4.29 scula 107 realizează forma finală a nervurilor 107', scula 108 realizează primul stadiu de formare prin compresie și în același timp canelurile longitudinale cu ajutorul danturii cu profil triunghiular. Diametrul discului de formare-compresie 108 este ales ca ceva mai mic decât al discului de formare a nervurilor 107, iar pasul periferic al dinților este ales opțional.

Se realizează, în exemplul prezentat, pentru o țevă de 18,38 mm diametru exterior, două începuturi de goluri în spirala 102 cu o lungime medie de 0,06 mm, cavitățile 101 corespunzătoare acestor goluri, deschiderile 104 pe direcție axială și intersectate cu 102, dispuse pe circumferință cu un pas de $\approx 0,75$ mm, precum și micile cavități 103 corespunzătoare deschiderilor 104. Suprafața randalinată 106 se întinde pe întreaga țevă.

Pentru a evita deteriorarea performanțelor în cazul lichidelor bogate în bule, se realizează nervurile în formă de munte, adică se renunță la uneltele 109, 109-1, 110. Dacă se dorește și realizarea nervurilor 105 (fig. 4.28a), se va alege grosimea sculelor de formare-compresie 109 și 109-1 mai mică decât pasul dintre nervuri.

Suprafața se realizează la o singură trecere și cu un cost relativ redus. În comparație cu o țevă cu același diametru exterior, și cu 26 nervuri/inch, coeficientul de transfer de căldură pe unitatea de lungime este îmbunătățit de câteva ori.

Pe lângă suprafețele prezentate, dintre suprafețele prelucrate mecanic și cunoscute ca având bune performanțe în cazul vaporizatoarelor, se mai poate aminti suprafața cunoscută sub denumirea comercială THERMOEXCEL E (sau THERMOEXCEL HE dacă raportul între înălțimea nervurii și pasul dintre acestea este mai mare). Suprafața este prezentată în fig. 4.30.

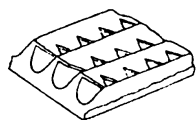


Fig. 4.30. Suprafață THERMOEXCEL E [52].

4.3. Rezultatele cercetărilor proprii

4.3.1. Observații generale

Practic, la toate suprafețele încercate, s-au observat variații de temperatură pe circumferința peretelui țevii de ordinul 0,1 - 0,2 K pentru densități ale fluxurilor termice de 18 -20 kW/m² și de ordinul gradelor (2 ÷ 3 K) la densități ale fluxurilor termice mai mari, valorile temperaturilor în punctele diametral opuse fiind apropiate însă. Aceasta se explică prin faptul că la fluxuri termice mai mici, este predominant mecanismul vaporizării în domeniul convectiv. Pe măsură ce densitatea fluxului termic crește căldura latentă transportată cu ajutorul bulelor de vaporizare devine din ce în ce mai importantă și schimbul convectiv se modifică prin alunecarea globulelor de vapori dinspre partea inferioară prin părțile laterale ale țevii spre partea superioară de unde par toate că se desprind. Ca urmare și coeficientul de schimb de căldură la vaporizare variază pe circumferință.

Apariția primelor bule se observă în partea superioară a țevii, apoi în partea inferioară a acesteia. Bulele din partea inferioară, la fluxuri până la cca 10 kW/m² se desprind, apoi alunecă, se preling pe lângă țeava pe care o părăsește la partea superioară, dar la fluxuri mari se desprind în aproape egală măsură și din partea inferioară a țevii. De la aceste densități de flux practic toată circumferința este activă, cu număr variabil de nuclee.

Numărul de nuclee este diferit de la suprafață la suprafață și crescător cu densitatea fluxului termic, după cum era de așteptat. La suprafețele care s-au dovedit a fi mai eficiente, chiar la densitățile fluxurilor termice mici practic toată suprafața a fost acoperită cu bule, chiar dacă la început de diametre mici. De exemplu, la țeava 2 (canelată longitudinal) și la țeava 8 (sablată cu corindon), toată suprafața a fost deja acoperită, la prima bulele fiind "aliniată" în lungul canalelor în dreptul colțurilor interioare și respectiv a vârfulor "malurilor" canalelor longitudinale, în funcție de poziția acestora față de generatoarea inferioară a țevii.

Declanșarea fierberii nucleice a avut loc la supraîncălziri ale peretelui față de temperatura de saturație de 4,3 K pentru țeava netedă și 1,3 K pentru țeava sablată cu corindon (8), cea din urmă dovedindu-se cea mai eficientă din această grupă de suprafețe.

Ținând cont că avem de-a face cu o fierbere în baie de lichid, cu țeava înecată la care viteza fluidului în instalație nu este impusă, viteza nu a fost urmărită, dar s-a constatat o foarte slabă circulație a fluidului între vaporizator și condensator, practic

mișcarea dominantă și care influențează mecanismul fierberii având loc în imediata vecinătate a țevii. Cu alte cuvinte, atât convecția prin mișcarea sau ruperea parțială a stratului limită termic, cât și evaporarea legată de producerea bulelor sunt influențate de intensitatea procesului de formare și desprindere a bulelor, fiind direct proporționale deși nu liniare. Este una dintre explicațiile creșterii coeficientului de schimb de căldură la vaporizarea cu bule față de cea din domeniul convectiv.

În cazul țevii 9 (bobinată cu sârmă), datorită faptului că distanța între spire nu a fost uniformă, unele dintre acestea fiind chiar lipite, aspectul fierberii în lungul țevii a fost divers. Astfel, în zonele unde spirele sunt lipite, bulele lipsesc; în zonele unde spațiile dintre spire sunt de 0,05 - 0,2 mm, bulele de vaporii se desprind ca și din nuclee singulare; în zonele cu spații dintre spire peste cca 0,2 mm, apar jeturi de vaporii care urmăresc traseele spirelor înainte de a se desprinde. Aceasta dovedește că deși au fost create cavități care capturează vaporii și de regulă intensifică vaporizarea, desprinderea bulelor nu este posibilă decât dacă diametrul de desprindere al acestora, la care forțele ascensionale înving tensiunea superficială este inferior deschiderii cavității. De aici concluzia că este util să se facă de la început o corelație între fluidul de lucru, parametrii la care se dorește să funcționeze instalația și deschiderea cavității ascunse (cu reintrare) care urmează să se realizeze prin tehnologia ce trebuie concepută. În caz contrar, mecanismul vaporizării cu bule nu este intensificat corespunzător, riscând ca el să fie chiar înrăutățit față de suprafața netedă prin "înăbușirea" bulelor de vaporii și îngreunarea desprinderii lor. Deci deschiderea cavității pare să fie cel mai important parametru al suprafețelor cu cavități ascunse.

Pentru țeava sablată cu corindon (8) în special și în general pentru toate țevile, dimensiunile medii ale bulelor ce părăsesc aceeași cavitate sunt aceleași. Între cavități se constată diferențe de dimensiuni ale bulelor la aceeași densitate a fluxului termic. Periodic, din aceeași cavitate se desprind bule cu diametrul mai mare decât cel al bulelor care părăsesc, la același flux, aceea cavitate. Observația este valabilă pentru mai multe nuclee de vaporizare și conduce la concluzia că pe de o parte activitatea unui centru de nucleație ca producție de bule este dependentă de mărimea acesteia și pe de altă parte că apar oscilații de temperatură ale aceluiași punct al peretelui țevii, concretizate în modificarea dimensiunilor bulelor produse, dar aceste oscilații sunt preluate de masa peretelui țevii și nu se simt la aparatul de măsură.

Aspectul vaporizării pentru țeava netedă, la densități ale fluxurilor de 39 kW/m^2 și respectiv 28 kW/m^2 se poate observa în fig.4.31a și 4.31b. Din aspectul fierberii se poate vedea diferența de dimensiuni ale globulelor, de densitate a locurilor de nucleație, prin gradul de acoperire cu globule a suprafeței.

În fig.4.32 a și b se poate observa diferența de intensitate a fierberii pentru țeava randalinată, la densități ale fluxurilor termice de 40 kW/m^2 și respectiv $7,2 \text{ kW/m}^2$.

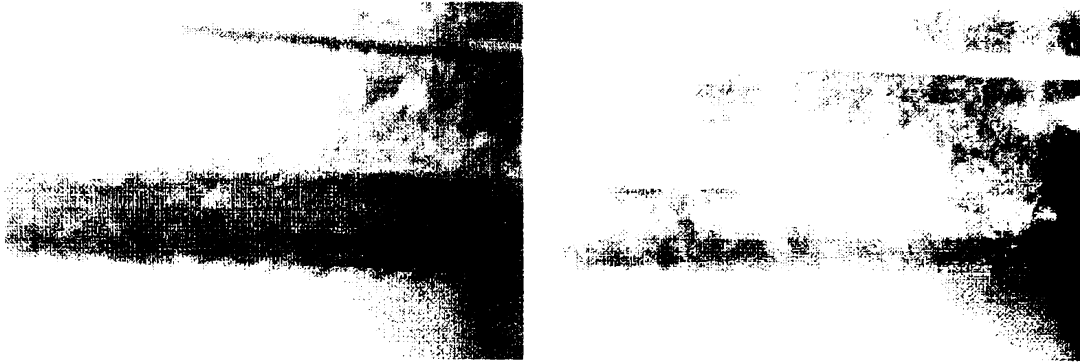


Fig. 4.31. Aspectul vaporizării pe țeava lisă: a) $q=39 \text{ kW/m}^2$; b) $q=28 \text{ kW/m}^2$

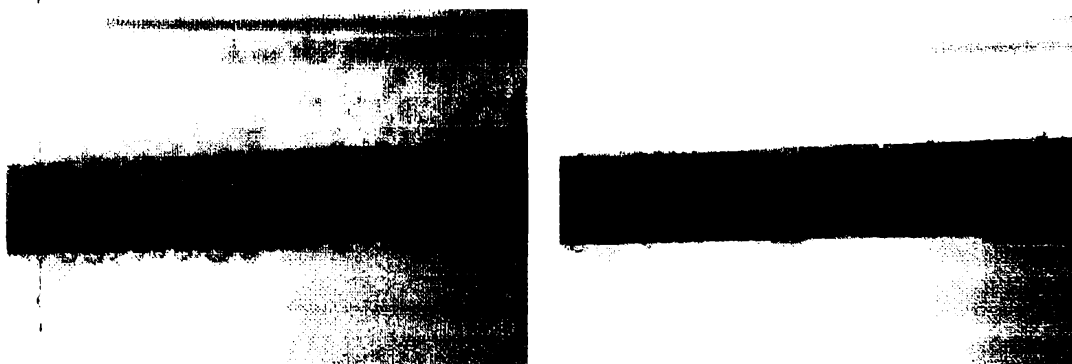


Fig. 4.32 Aspectul vaporizării pe țeava randalinată: a) $q=40 \text{ kW/m}^2$; b) $q=7,2 \text{ kW/m}^2$

4.3.2. Stabilirea performanțelor țevilor prelucrate mecanic

Pentru evaluarea performanțelor termice ale țevilor prelucrate mecanic, este necesar să se stabilească, pentru fiecare dintre acestea și respectiv în comparație cu țeava lisă, coeficienții de schimb de căldură la vaporizare pentru fiecare domeniu de lucru, respectiv pentru fiecare densitate a fluxului termic. În vederea calculării acestuia se pot utiliza relațiile criteriale din literatura de specialitate, sau formula (1.3).

$$\frac{Q}{A} = q_v = h_v \cdot (t_p - t_f) = h_v \cdot \Delta t \quad (1.3)$$

Pentru fiecare din țevile utilizate, pe baza rezultatelor experimentale obținute, se va deduce câte o ecuație criterială, respectiv câte o corelație.

4.3.2.1. Ecuații criteriale în domeniul vaporizării cu bule.

a) Ecuația Stefan și Abdelsalam (1980), citată în [54]:

$$h = 207 \frac{k_l}{d_e} \left[\frac{q \cdot d_e}{k_l \cdot T_{sat}} \right]^{0.745} \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.581} \cdot \left(\frac{\nu_l}{a_l} \right)^{0.533} \quad (4.4)$$

unde: h = coeficientul de schimb de căldură la vaporizare [W/m²·K]

k_l = conductivitatea termică a lichidului [W/m·K]

d_e = diametrul de rupere al echilibrului

$$d_e = 0,146 \beta b \quad [m] \quad (4.5)$$

β = unghiul de contact

$$b = \left(\frac{2\sigma}{g(\rho_l - \rho_v)} \right)^{0.5} \quad \text{constanta lui Laplace} \quad (4.6)$$

ν_l = viscozitatea cinematică a lichidului [m²/s]

a_l = difuzivitatea lichidului [m²/s]

b) Ecuația Palen și Yang (1983), citată în [22]. Ecuația este valabilă pentru țevi cu aripioare care cresc schimbul de căldură la fierberea nucleică în baie din două motive: crescând suprafața udată pe unitatea de lungime a țevii și modificând procesul de fierbere caracterizat prin ecuația $q = b \times \Delta T^3$ de variație a densității fluxului în funcție de supraîncalzirea peretelui țevii față de lichid, unde: q = densitatea fluxului termic [W/m²]. Ecuația este:

$$\alpha_f = F_e \cdot F_s \cdot F_c \cdot \alpha_{jn} + \alpha_{cn} \quad (4.7)$$

Primul termen al membrului drept reprezintă fierberea nucleică, al doilea convecția naturală, nesemnificativă în afară de fluxuri termice mici.

F_c = eficiența nervurii, care se calculează în funcție de:

H = înălțimea nervurii

T = grosimea la bază a nervurii

λ = conductivitatea termică

b = coeficientul caloric din curba lui Motinski $f(\Delta T, q)$

F_s = factor de corelație care modelează efectul apropierii nervurii de procesul de fierbere.

Conform indicațiilor date de Yilmaz și Palen (1984), $F_s \in [0,8; 2,0]$ în funcție de geometria nervurii, fluid, flux termic.

$$F_s = C \cdot \left(\frac{q}{q_r}\right)^{m_1} \cdot P_r^{m_2} \cdot F_c^{m_3} \quad (4.8)$$

C = constantă empirică

m_1, m_2 = exponenți negativi

m_3 = exponent pozitiv (nu s-au dat valori numerice)

P_r = presiunea redusă (presiunea de lucru/presiunea critică)

F_c = factor de corecție pentru fierbere nucleică în baie pe țevă netedă și având valoarea:

$F_c < 1$ pentru amestecuri de fluide

$F_c = 1$ pentru fluide pure și amestecuri azeotrope.

c) Ecuația lui Nakayama ș.a. (1979), [22].

Ecuația dă relații pentru țevi cu nervuri modificate: Thermoexcel E sau alte suprafețe similare cu un număr relativ mare de cavități interconectate și deschideri către baia de lichid. Ecuația este valabilă pentru N_2, R_{11}, H_2O .

Se propune ca model de transfer de căldură :din bilanțul de căldură:

$$\rho = \rho_{ce} + \rho_{lat} \quad (4.9)$$

unde: ρ_{ce} = fluxul de căldură prin convecție externă

ρ_{lat} = fluxul de căldură latentă bazat pe aria externă proiectată

$$\rho_{ce} = \left(\frac{\Delta T}{C}\right)^c \cdot \left(\frac{N}{A}\right)^x \quad (4.10)$$

și c, x, y sunt determinate empiric.

N/A = densitatea nucleelor de fierbere [m^{-2}]

$$\rho_{lat} = \frac{(m_{LI} + m_{LII})\Delta h_v}{(o_I + o_{II})A} \quad (4.11)$$

Masele de lichid evaporate în perioadele o_I și o_{II} ale fazelor I și II sunt m_{LI} și respectiv m_{LII} .

Datorită complexității relației și faptului că pentru fiecare fluid sunt alte constante empirice, este mai ușor de a folosi pentru proiectare curbele experimentale ale fierberii nucleice decât relațiile criteriale.

d) Ecuația lui Xin și Chao [22] este o relație empirică pentru țevile GEWA-T (1985) care au privit problema din alte puncte de vedere decât cel al modelului cu două rezistențe propus pentru suprafața High Flux (acoperită cu un strat metalic poros), respectiv cel de pompare a lichidului propus de Nakayama în 1979. Ei consideră că răspândirea filmului de lichid în evaporare este controlată de dinamica curgerii bifazice în contracurent dintre canale și baia de lichid din exterior, similară cu cea care apare la fierberea

într-o fantă îngustă. Deci ei consideră că procesul de curgere a lichidului și vaporilor este staționar mai degrabă decât ciclic. Căldura se consideră că se transferă sub formă latentă din interiorul canalului și prin convecție de la suprafața externă la baia de lichid. Se definește grosimea adimensională a filmului de lichid:

$$t^* = C \cdot \text{Re}_l^m \quad (4.12)$$

$$\text{cu } t^* = t \left[\frac{g(\rho_l - \rho_v)\rho_l}{\mu_l^2} \right]^{1/3} = C_1 \cdot t \quad (4.13)$$

și numărul Reynolds pentru filmul de lichid

$$\text{Re}_l = \frac{4 \cdot \tau}{\mu_l} \quad (4.14)$$

unde τ este fluxul masic de lichid pe unitatea de lungime a canalului și C , C_1 , m - constante empirice. Adâncimea de pătrundere a filmului de lichid în peretele canalului este aproximată a fi:

$$h' = \xi \cdot \left(h + \frac{\omega}{2} \right) \quad (4.15)$$

unde ξ este un factor care ține cont de efectul de rupere al vaporilor și forțele datorate tensiunii superficiale a filmului de lichid. Se presupune că baza canalului este uscată și inactivă.

h - înălțimea peretelui nervurii în T (m)

ω - lățimea canalului (m)

Căldura latentă transmisă pe unitatea de lungime a canalului se obține prin integrarea fluxului latent de căldură q_x pe întreaga înălțime a nervurii, adică:

$$Q_{lat} = 2 \cdot \int_0^{h'} q_x \cdot dx = 2 \cdot \int_0^{h'} \frac{\Delta T \cdot \lambda_l}{t_x} dx \quad (4.16)$$

unde t_x - grosimea locală a fluidului de lichid, ceea ce înseamnă:

$$Q_{lat} = \frac{2 \cdot \Delta T \cdot \lambda_l \cdot h' \cdot (1 + m)}{t_{h'}} \quad (4.17)$$

Astfel, relația criterială devine:

$$Nu = 3,76 \left(\frac{2h + \omega}{2d} \right) Ar_d^{1/3} \cdot \text{Re}_l^{0.15} \cdot We^{0.29} \cdot \text{Pr}_l^{0.76} \quad (4.18)$$

$$Ar_d = \frac{gd^3}{\nu_l^2} \cdot \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_l}$$

unde: Ar_d - numărul lui Arhimede pentru canalul d

d - lățimea canalului

ν - viscozitatea cinematică

$$\text{Re}_l = \frac{2 \cdot q \cdot s}{\mu_l \cdot \Delta h_v} \quad \text{invariantul Reynolds} \quad (4.19)$$

cu, s = pasul nervurii ca dimensiune caracteristică,

$$Nu = \frac{q \cdot s}{\Delta T \cdot h_l} = \frac{\alpha \cdot s}{\lambda_l} \quad \text{invariantul Nusselt} \quad (4.20)$$

$$We_l = \frac{q_{lat}^2 \cdot s^2}{\sigma \cdot \rho_v \cdot \Delta h_v^2 \cdot d} \quad \text{invariantul Weber} \quad (4.21)$$

$Pr_l =$ invariantul Prandtl

α - coeficientul de transmitere a căldurii [W/m²K]

λ_l - conductivitatea termică a lichidului [W/mK]

Δh_v - căldura latentă de vaporizare [J/kg]

Relația este performantă pentru lichide nerefrigerente.

În relația Xin și Chao pentru Thermoexcel E: se calculează, cu dimensiunile caracteristice:

ω - lățimea canalului

h - înălțimea canalului

s - pasul nervurii

D - diametrul porului

r - distribuția (spațiile dintre pori în lungul canalului)

$$Nu = 6,02 \left(\frac{2h + \omega}{2D} \right) Ar_D^{1/3} \cdot Re_l^{0,15} \cdot We_D^{0,08} \cdot Pr_l^{0,34} \quad (4.22)$$

unde: $Nu = \frac{\alpha \cdot s}{\lambda_l}$ este invariantul Nusselt

$Re = \frac{2 \cdot g \cdot s}{\Delta h_v \cdot \mu_l}$ este invariantul Reynolds

$$Ar_D = \frac{g \cdot D^3}{v_l^2} \cdot \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_l} \quad \text{invariantul Arhimede} \quad (4.23)$$

$$We_D = \frac{q^2 \cdot s^2 \cdot r^2}{D^3 \cdot \Delta h_v^2 \cdot \rho_v \cdot \sigma} \quad \text{Weber} \quad (4.24)$$

Relația este precisă pentru apă și R-11 cu o eroare de $\pm 20\%$.

e) Ecuația lui Benjamin și Balakrishnan [28] este valabilă pentru fierbere în baie de lichid, nucleică.

Diametrul momentan (instantaneu) al bulei în creștere:

$$D(\delta) = B \cdot Ar^{0,135} \cdot [Ja \cdot a_l \delta]^2 \quad (4.25)$$

unde Ja - numărul lui Jacob = $\frac{\rho_l \cdot c_{pl} \cdot \Delta T}{\rho_v \cdot h_v}$

h_v = căldura latentă de vaporizare [J/kg]

$$Ar = \text{numărul lui Arhimede} = \frac{g}{v_l^2} \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_l \cdot g} \right)^3 \quad (4.26)$$

B - constantă cu valorile: 1,55 H₂O, CCl₄ și n-hexane

111,55 pentru acetonă

a_l - difuzivitatea lichidului [m²/s]

$$q_{tot} = \frac{q_{EM} \cdot \delta_c + q_R \delta_p}{\delta_c + \delta_p} + q_{CN} \quad (4.27)$$

unde q_{EM} = căldura absorbită prin evaporarea microstratului de lichid de sub bulă

δ_c - timpul de creștere a bulei (s)

q_R - fluxul căldurii consumat pentru re-formarea stratului limită termic

δ_p - timpul de așteptare (re-formare a stratului limită)

q_{CN} - căldura transferată prin convecție naturală (turbulentă)

$$q_{EM} = \frac{\gamma \cdot \phi \cdot \sqrt{\pi}}{10} \cdot B^2 \cdot Ar^{0.72} \cdot Ja(\alpha_1)^{3.2} \cdot \sqrt{\delta_c} \cdot \rho_l \cdot h_{lv} \left(\frac{N}{A}\right) \quad (4.28)$$

cu
$$\gamma = \sqrt{\frac{k_p \cdot \rho_p \cdot C_{ppcr}}{k_l \cdot \rho_l \cdot C_{pl}}} \quad (4.29)$$

$$\phi = \left[1 - \left(\frac{D_u}{D}\right)^2\right] \quad (4.30)$$

D_u - diametrul petei uscate de sub bulă

D - diametrul instantaneu al bulei

$$q_R = 2 \sqrt{\frac{k_l \cdot \rho_l \cdot C_{pl}}{\pi \cdot \delta_p}} \left(\frac{N}{A} \cdot \pi \cdot D_b^2\right) \cdot (T_p - T_{sat}) \quad (4.31)$$

D_b - diametrul de desprindere al bulei

$$q_{CN} = \frac{0,14 \cdot k_l}{L} \cdot (Gr \cdot Pr)^{1/3} \cdot \left(1 - \frac{N}{A} \cdot \pi \cdot D_b^2\right) \cdot (T_p - T_{sat}) \quad (4.32)$$

f) Ecuația lui Leiner [2] arată că schimbul de căldură latentă transportată cu bulele desprinse și respectiv căldura sensibilă datorită curgerii dirijate a lichidului supraîncălzit domină mecanismul transferului de căldură. Măsurarea transferului de căldură de fierbere în mod tipic ascunde fluctuațiile termice prin bulele discrete și conduce la valori medii pe unitatea de suprafață și timp ale densității fluxului termic q' [W/m²], respectiv ale diferenței de temperatură ΔT [K] dintre încălzitor (sau peretele încălzit) și masa de lichid. Se propune ca relație de dependență dintre acestea:

$$q' = E \cdot \Delta T^\varepsilon \quad 2,5 \leq \varepsilon \leq 6 \quad (4.33)$$

unde E și ε sunt constante empirice.

Ca o consecință, coeficientul de transfer termic $h = \frac{q'}{\Delta T}$ poate fi descris ca o funcție de densitatea fluxului termic q' , adică:

$$h = F q'^n \quad 0,6 \leq n \leq 0,83 \quad (4.34)$$

Constantele F , n , E și ε depind de presiunea de fierbere a fluidului. Funcțiile $q'(\Delta T)$ și $h(q')$, care descriu transferul de căldură,

depind de parametrii fizici a procesului de transport: proprietățile fluidului, rugozitatea și proprietățile materialului încălzitor, mărimea și geometria vasului și încălzitorului, accelerația gravitațională. Datorită apropierii echilibrului lichid - vapori, proprietățile fluidului sunt cu aproximație funcții numai de presiunea lichidului.

g) Gorenflo, în 1991 prezintă următoarea relație criterială pentru coeficienții de transfer de căldură ai diferitelor lichide pure la fierberea în baie de lichid, relație valabilă pentru lichide organice și anorganice, gaze nobile lichificate, dar nu și pentru metale lichide sau săruri topite:

$$\frac{h}{h_0} = F(p^*) \left(\frac{q'}{q_0}\right)^n \left(\frac{Ra}{Ra_0}\right)^{0,133} \quad (4.35)$$

Coeficientul $\varphi=0,133$ pentru rugozitate este cel prevăzut de Stephan în 1964. Valorile $q'=20000 \text{ W/m}^2$ și $Ra_0=0,4\mu\text{m}$ sunt valori de referință pentru a defini coeficientul $h_0 [\text{W/m}^2\cdot\text{K}]$ de transfer de căldură în ecuația de mai sus.

$F(p^*)$ și n sunt funcții de presiunea redusă p^* ; aceste funcții au fost găsite comune pentru fluidele examinate, cu excepția apei:

$$F(p^*) = 1,2p^{*0,27} + \left(2,5 + \frac{1}{1-p^*}\right)p^* \quad \text{și} \quad (4.36)$$

$$n(p^*) = 0,9 - 0,3p^{*0,3} \quad (4.37)$$

Prin definiție $F(p^*)=1$ pentru $p^*=p^*_0=1$, astfel ecuația devine:

$$h^* = 0,4368 C^{0,2113} \cdot K^{0,0521} \cdot Z_c^{0,9166} \cdot F(p^*) x q^{*4} \cdot R^{*0,133} \quad (4.38)$$

și conduce la o precizie cu abatere medie pătratică de $\pm 13,6\%$, respectiv $14,2\%$ dacă se include și apa.

Z_c = factorul critic

$$Z_c = p_c V_{mol,c} / (R_{mol} \cdot T_c) = p_c / (\rho_c \cdot R \cdot T_c) \quad (4.39)$$

R - constanta specifică a gazelor = R_{mol} / M_{mol}

C - parametrul caloric = $C_{pi} / R = C_{pi} M_{mol} / R_{mol}$

M_{mol} - masa moleculară kg/kmol

$K = -T^* \ln p^* / (1 - T^*) \approx \Delta h_v / (R \cdot T_c) p^* < 1$ cu valori medii

geometrice:

$$Z_c \approx 0,269 \quad C_{cu} \approx 15,5 \quad K_m \approx 6,62$$

h) Ecuația lui Mikic și Rohsenow [65] este valabilă pentru fierberea apei:

$$\dot{q}_b = C_1 C_2 C_3^{1/2} r_s^m (k \rho c) t^{1/2} \left(\frac{h_{lv} \cdot \rho_v}{T_{sat} \cdot \sigma} \right)^m \cdot \left(\frac{\sigma \cdot g}{\rho_e^2} (\rho_l - \rho_v) \right)^{1/8} \left(\frac{\sigma \cdot g_a}{g(\rho_l - \rho_v)} \right)^{3/4} \cdot J_a^{*15.8} \Delta T^{m \cdot 1} \quad (4.40)$$

$$\text{cu } Ja^* = \frac{\rho_l \cdot c_l \cdot T_{sat}}{\rho_v \cdot h_{lv}}$$

i) Ecuația lui Rohsenow, citată în [66,76] este:

$$\frac{C_l \cdot (T_{per} - T_{sat})}{h_{lv}} = C_{sf} \left(\frac{q \cdot A}{\mu_l \cdot h_{lv}} \sqrt{\frac{\rho_c \cdot \sigma}{g(\rho_l - \rho_v)}} \right)^r \left(\frac{C_l \cdot \mu_l}{k_l} \right)^s \quad (4.41)$$

cu $0,5 < s < 2$ sau

$$q^* = \mu_l \cdot h_{lv} \left(\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{g_c \cdot \sigma} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{C_{pl} \cdot \Delta T_p}{C \cdot h_{lv} \cdot Pr^{1,7}} \right)^3 \quad (4.42)$$

unde C_{sf} - coeficient depinzând de suprafață și fluid, cu valorile:

- 0,013 pentru apă pe cupru, Pt sau inox lustruit
- 0,006 pentru apă pe alamă sau nichel
- 0,008 pentru apă pe inox
- 0,0058 pentru apă pe inox placat cu teflon [166]

Indicii l și v se referă la lichid respectiv vapori

σ - tensiunea superficială [N/m]

g_c - constantă de proporționalitate egală cu $1 \text{ kg} \cdot \text{m} / \text{N} \cdot \text{s}^2$

g - accelerația gravitației [m/s²]

j) Ecuația lui Bhat [74] este valabilă pentru fierberea în baie de lichid în condiții de saturație, la presiunea atmosferică, pe toată regiunea de fierbere nucleică. Fluidul de fierbere este apa distilată.

Luând în ecuația lui Rohsenow $s=1,7$, valorile lui C_{sf} și r , s-au obținut din aceste date experimentale prin metoda celor mai mici pătrate. S-au propus:

-ecuația pentru macrostrat:

$$\frac{C \cdot \Delta T}{h_{lv}} = 0,001717 \left[\frac{\dot{q}_{per}}{\mu_l \cdot h_{lv}} \left(\frac{\sigma}{\rho(\rho_l - \rho_v)} \right)^{1/2} \right]^{1,16124} \cdot Pr^{1,7}$$

$$\text{pentru } 0,57 < \frac{\dot{q}_{per}}{q_c} \leq 1$$

unde: q_{per} , q_c = densitatea de flux la perete, respectiv critică [W/m²]

Ecuația este modificată la:

$$h = \left[\frac{1}{C_{sf}} \cdot \frac{C(\Delta T)^{-0,61}}{h_{lv}} \right]^{0,6202} \cdot \left[\mu_l \cdot h_{lv} \left(\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\sigma} \right)^{1/2} \right] \cdot Pr^{-1,0543} \quad (4.43)$$

cu μ - coeficient de viscozitate dinamică [N·s/m²]
 c - căldura specifică a lichidului [J/kg·K]
 $\Delta T = T_{\text{per}} - T_{\text{sat}}$ [K]
 h_{lv} - căldura latentă de vaporizare [J/kg]
 Pr - numărul lui Prandtl = $\frac{\mu}{\rho \cdot \alpha}$
 ρ_l, ρ_v - densitatea [kg/m³] (lichid, vapori)
 α - difuzivitatea termică a lichidului = $\frac{k_l}{\rho_l \cdot c_{pl}}$ [m²/s]
 σ - tensiune superficială a suprafeței lichid - vapori [N/m]
 q^* - fluxul termic de la peretele țevii [W/m²]
 -ecuația pentru macrostrat se mai poate scrie:

$$\frac{C_p \cdot \Delta T}{h_{\text{lv}}} = 0,001717 \left[\frac{h \cdot \Delta T}{h_l \cdot h_{\text{lv}}} \cdot La \right]^{1,6124} \cdot \text{Pr}^{1,7} \quad (4.44)$$

cu $La = \left(\frac{\sigma}{g(\rho_l - \rho_v)} \right)^{1/2}$ - invariantul Laplace

de unde se poate deduce $h = f(\Delta T, h_{\text{lv}}, La, \text{Pr})$

Pr ține cont de proprietățile fizice ale fluidului.

- pentru regiunea de interferență, cu $0,17 < \frac{q}{q_{cr}} < 0,5$

$$\frac{C_p \cdot \Delta T}{h_{\text{lv}}} = 0,00905 \left(\frac{q_v}{\mu \cdot h_{\text{lv}}} \cdot La \right)^{0,21} \cdot \text{Pr}^{1,7} \quad (4.45)$$

k) Ecuația Cornwell și Houston [61] este o ecuație aplicabilă pentru apă, lichide frigorifice și organice care vaporizează în baie de lichid pe țevi cu diametrul $\phi = 8 \div 50$ mm. Forma sa generală este:

$$\text{Nu} = A \cdot F(p) \cdot \text{Re}_b^{0,67} \cdot \text{Pr}^{0,4} \quad (4.46)$$

unde $\text{Re}_b = q \cdot d / (\mu_l \cdot h_{\text{lv}})$

$$F(p) = 1,8 \cdot p_r^{0,17} + 4 \cdot p_r^{1,2} + 10 \cdot p_r^{10}$$

$p_r = p/p_c$ raportul dintre presiunea de lucru și presiunea critică.

4.4 Prelucrarea și interpretarea rezultatelor experimentale

4.4.1 Analiza comportării experimentale. Considerații teoretice

Așa cum s-a prezentat la #3.3, pentru fiecare țevă s-a parcurs procedura de atingere a stării de saturație, după care s-au efectuat măsurători în sensul crescător și respectiv descrescător al fluxului, obținându-se câte o serie de perechi de valori q și Δt la fiecare din cele două probe. La unele țevi s-a constatat fenomenul de histeresis dar pentru că scopul principal urmărit a fost comparația între diferitele suprafețe și stabilirea performanțelor acestora s-au luat în considerare numai perechile de valori corespunzătoare sensului descrescător al fluxului, de fapt adevărata ramură a curbei de vaporizare.

În anexa nr.1 se prezintă programul de calcul pentru determinarea dreptei care corespunde cel mai bine relației de dependență a densității fluxului de căldură de diferența de temperatură dintre peretele țevii și temperatura de saturație Δt . Această dreaptă se numește dreaptă de regresie și parametrii acesteia se calculează cu metoda celor mai mici pătrate. Se determină intervalele de încredere pentru ordonata la origine, panta dreptei și coeficientul de corelație al lui Pearson aplicat asupra vectorilor de date măsurate.

Calculul din această anexă și din următoarele sunt efectuate cu ajutorul sistemului de programe Mathcad, aplicate pe un calculator PC compatibil IBM.

Construcția dreptei de regresie ne furnizează informații utile pentru compararea calităților suprafeței de fierbere în sensul că panta acesteia ne dă indicații asupra coeficientului de transmitere a căldurii, care este proporțional cu panta.

Totuși, dependența densității fluxului de supraîncălzirea peretelui este o funcție putere de formă generală:

$$q = C \times \Delta t^A \quad (4.47)$$

care poate constitui o relație criterială caracteristică pentru suprafața respectivă și regimul de lucru utilizat. Prin logaritmare se obține

$$\log q = \log C + A * \log \Delta t$$

Din nou avem de a face cu o dependență liniară ai cărei coeficienți sunt reprezentați prin:

$$B = \log C, \text{ ordonata la origine și}$$

$$A = \text{panta dreptei de regresie pentru variabilele}$$

$$u = \log q \text{ și } v = \log \Delta t$$

De altfel reprezentarea relației (4.47) în coordonate logaritmice este o dreaptă.

În anexele 2.1÷2.9 se prezintă programele de calcul al coeficienților C și A din ecuația (4.47) pentru cele nouă țevi de probă, respectiv țeava netedă și cele opt țevi prelucrate mecanic supuse testării. În cadrul anexelor sunt reprezentate grafic atât variația densității fluxurilor termice funcție de supraîncălzirea peretelui așa cum au fost ele măsurate, dreptele de regresie corespunzătoare, cât și funcția putere asociată, după calculul coeficienților C și A.

În tabelul 4.4 sunt prezentați coeficienții dreptei de regresie asociată funcției $q = f(\Delta t)$, dacă această funcție ar fi liniară, adică

$$q \cong a + b \times \Delta t \quad (4.48)$$

Tot în tabelul 4.4 se prezintă și coeficienții C și A calculați prin metoda celor mai mici pătrate pentru cele nouă țevi de probă (netedă și prelucrate mecanic).

Tabelul nr. 4.4

Coeficienti Proba nr.	a	b	C	A	Anexa
1	-7038	1466	107,759	1,76	2.1
2*	-8738	2806	270,981	1,793	2.2
3	-8105	1778	141,974	1,75	2.3
4	-8426	1795	263,863	1,513	2.4
5	-8827	2084	196,518	1,709	2.5
6	-7614	2038	260,826	1,619	2.6
7*	-5441	2447	552,068	1,496	2.7
8*	-9074	2842	294,169	1,755	2.8
9	-7146	1626	225,663	1,55	2.9
Coeficient mediu			257,11	1,66	
Coeficient mediu *			372,406	1,681	

Din analiza datelor cuprinse în tabelul 4.4 rezultă, conform raționamentului asupra dependenței proporționale dintre panta dreptei

de regresie și coeficientul de transmitere a căldurii, că cele mai eficiente suprafețe sunt cele ale probelor 8,2,7, respectiv țeava sablată cu corindon, țeava canelată longitudinal și țeava sablată cu nisip.

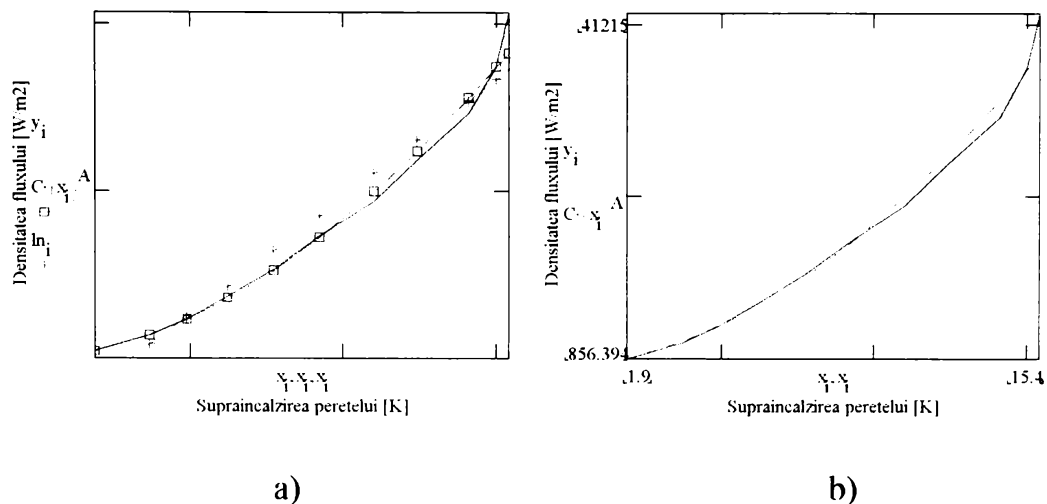


Fig. 4.33 - Corespondența între valorile măsurate și calculate ale densității fluxului: a) pentru dreapta de regresie și funcția putere; b) pentru funcția putere.

Figura 4.33a - prezintă spre exemplificare pentru proba nr.2, (țeava canelată longitudinal) graficele de variație ale mărimilor măsurate ale densității fluxului termic, ale densităților fluxurilor calculate după funcția putere și respectiv după dreapta de regresie asociată, în funcție de supraîncălzirea peretelui țevii.

Figura 4.33b - arată corespondența dintre valorile măsurate și funcția de putere asociată pentru densitățile de flux termic, elementul variabil fiind supraîncălzirea peretelui pentru proba nr.2.

Se observă o foarte bună aproximare a diferitelor valori ale densității fluxului termic prin funcția putere, comparativ cu valorile măsurate efectiv pentru supraîncălzirile peretelui.

Anexa nr. 3 cuprinde un exemplu de calcul folosind metoda regresiei, pentru construirea unei curbe de gradul doi (respectiv a determinării funcției de gradul doi) care să corespundă cel mai bine perechilor de date măsurate q și Δt .

Pentru aceasta se folosește din nou metoda celor mai mici pătrate, respectiv determinarea funcțiilor de gradul unu și doi pentru care suma erorilor medii pătratice este minimă. Pentru funcția de gradul doi se folosește calculul matricial. Se efectuează un calcul pentru țeava cu suprafața exterioară netedă.

Se poate observa faptul că funcția de gradul doi aproximează mai bine decât dreapta evoluția datelor experimentale obținute din

aspectul graficelor corespunzătoare (fig.4.34 a), cât și din scăderea sumei erorilor medii pătratice.

Deși diferența dintre funcția de gradul doi și funcția putere, (ambele asociate datelor experimentale) este mică, după cum se observă în figura 4.34b, în cele ce urmează se vor utiliza pentru calcule funcțiile putere pentru a reprezenta $q = f(\Delta t)$, pentru toate probele.

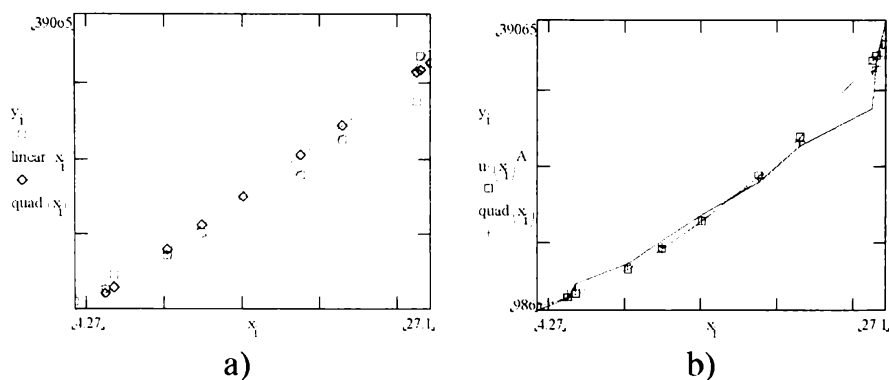


Fig. 4.34:Comparație între valorile măsurate și calculate ale densității fluxului [W/m^2],pentru țeava lisă: a) comparație cu funcția de gradul unu (linear) și doi (quad); b) comparație cu funcția putere și respectiv de gradul doi (quad). În abscisă:supraîncălzirea peretelui față de lichid [K].

Pe baza concluziilor obținute și ținând cont de faptul că oricât de precisă ar fi aparatura utilizată există imperfecțiuni în măsură [110], pentru fiecare set de măsurători, s-a calculat funcția putere asociată, care s-a utilizat în toate calculele ulterioare ca reprezentativă pentru proba respectivă.

Astfel în anexele 4.2÷4.9, s-au efectuat calculele de eficiență termică a fiecărei suprafețe obținute.

Pentru fiecare probă (fiecare țeavă cu suprafața prelucrată), este reprezentată grafic evoluția densităților de flux termic calculate și măsurate, în funcție de supraîncălzirea peretelui.Se face apoi comparația dintre țeava lisă și țeava respectivă, pentru valorile măsurate și respectiv calculate.Se calculează apoi și se reprezintă grafic variația coeficienților de transmitere a căldurii h [$W/m^2 \cdot K$], calculați cu formulele:

$$h_i = \frac{q_{ci}}{dt} \quad (4.49)$$

$$h_j = \frac{q_j}{dt_j} \quad (4.50)$$

unde q_c = densitatea fluxului termic pentru țeava lisă [W/m^2]

dt = supraîncălzirea peretelui pentru țeava lisă [K]

q_j = densitatea fluxului termic pentru proba j

dt_j = supraîncălzirea peretelui pentru proba j.

Raportul coeficienților de transmitere a căldurii l-am numit coeficient de intensificare deci,

$$inj_i = \frac{h_j}{h_i} \quad (4.51)$$

unde indicele i se referă la numărul măsurătorii (citirii) efectuate.

Pentru fiecare probă s-a calculat dreapta de regresie corespunzătoare evoluției variabilei "intensificare", inj_j , și s-a reprezentat grafic. Se poate astfel observa și evoluția intensificării în funcție de densitatea fluxului termic pentru țeava de probă j.

Rezultatele acestor calcule sunt centralizate în tabelul nr. 4.5, în care se poate observa și evoluția coeficientului de intensificare pentru domeniul densităților fluxurilor pentru care s-au efectuat măsurătorile. Se poate remarca, de exemplu pentru proba nr.4, o evoluție puternic coborâtore a coeficientului de intensificare.

Evoluția coeficienților de intensificare poate fi urmărită în figura 4.35 a÷h.

Tabelul nr. 4.5

Coeficienti Proba nr.	Coeficienti de intensificare	Coeficienti de intensificare medii probă	Anexa
2 (canale longitudinale)	1.78 - 1.8	1.79	4.2
3 (canale elicoidale)	1.19 - 1.18	1.185	4.3
4 (simplu randalinată)	1.45 - 0.98	1.215	4.4
5 (dublu randalinată)	1.4 - 1.25	1.325	4.5
6 (filetată și randalinată)	1.4 - 1.25	1.325	4.6
7 (sablată cu nisip)	2.2 - 1.55	1.875	4.7
8 (sablată cu corindon)	1.82 - 1.72	1.77	4.8
9 (bobinată)	1.2 - 0.95	1.125	4.9

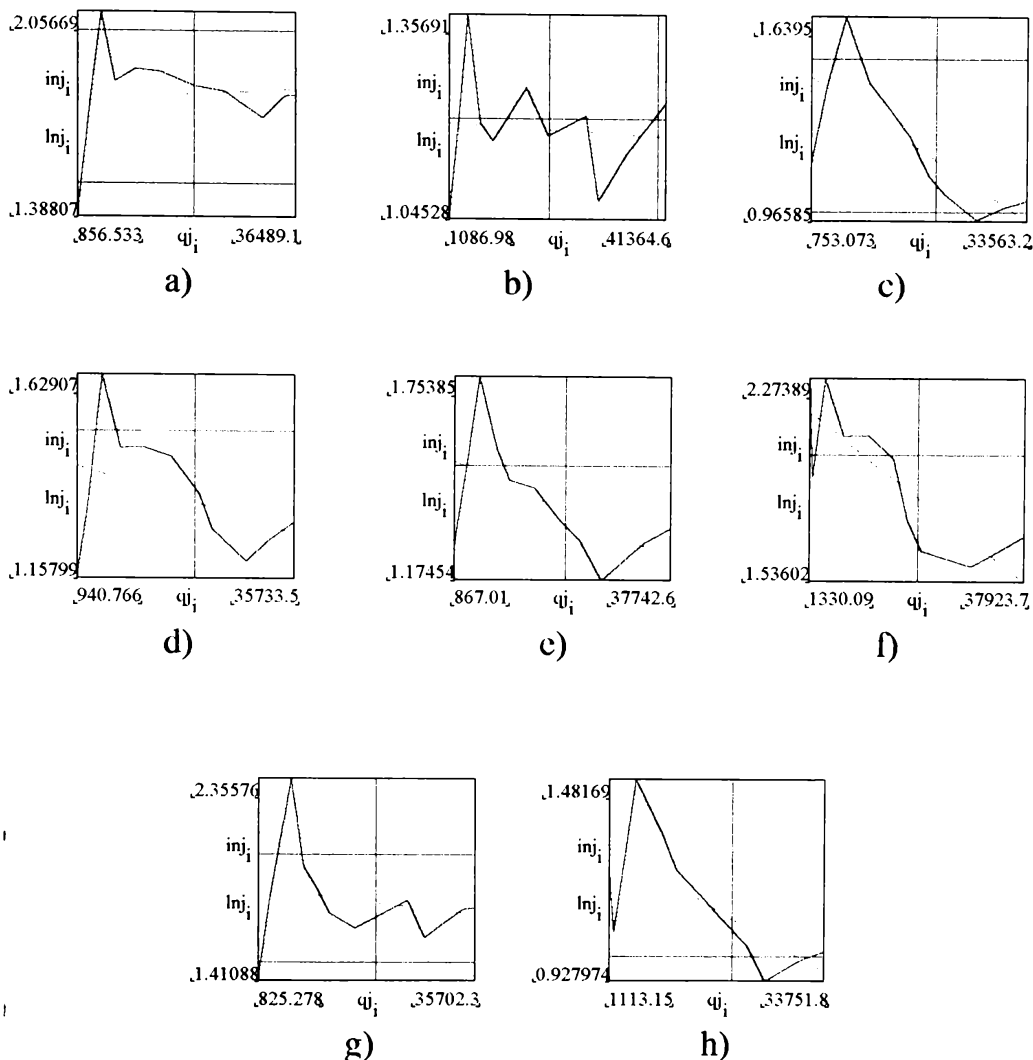


Fig. 4.35 - Evoluția coeficientului de intensificare: a) pentru proba 2; b) pentru proba 3; c) pentru proba 4; d) pentru proba 5; e) pentru proba 6; f) pentru proba 7; g) pentru proba 8; h) pentru proba 9. În abscisă: densitatea fluxului termic [W/m^2].

În anexa nr. 4.10 se reprezintă evoluția valorilor calculate după funcția putere a densităților fluxurilor termice, pentru toate probele, comparativ cu țeava lisă și în continuare pe grupe de țevi. Sunt reprezentate separat curbele pentru probele cele mai eficiente (2;7;8) care s-au observat că diferă cu puțin una față de cealaltă.

Pentru suprafețele elementelor de probă numărul 2;7;8 (țeavă canelată longitudinal, sablată cu nisip și respectiv sablată cu corindon), s-a calculat corelația dintre coeficienții de transmitere a căldurii h [$W/m^2 \times K$] și valorile densităților fluxurilor termice q [W/m^2], care are forma:

$$h = 33,842 \times q^{0,405} \quad (4.52)$$

În figura 4.36 sunt arătate corespondențele dintre valorile calculate pe baza corlației (4.52) și cele calculate pe baza datelor experimentale.

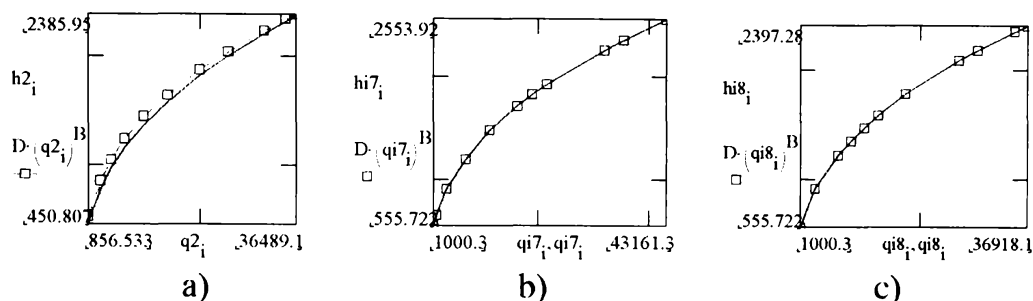


Fig. 4.36 Evoluția coeficientului de transmitere a căldurii conform corlației 4.52: a) comparație cu valorile obținute experimental pentru proba nr.2 (cancelată longitudinal); b) comparație cu valorile obținute experimental pentru proba nr.7 (sablată cu nisip); c) comparație cu valorile obținute experimental pentru proba nr.8 (sablată cu corindon). În abscisă: densitatea fluxului [W/m^2]

Similar, corelația valabilă pentru suprafețele elementelor de probă nr.5 și 6 (țeavă dublu randalinată și respectiv filetată și randalinată), este următoarea:

$$h = 31,081 \cdot xq^{0.382} \quad (4.53)$$

unde h =coeficientul de transmitere a căldurii [$W/m^2 \times K$]

q =densitatea fluxului termic [W/m^2]

iar evoluțiile comparative sunt prezentate în fig. 4.37.

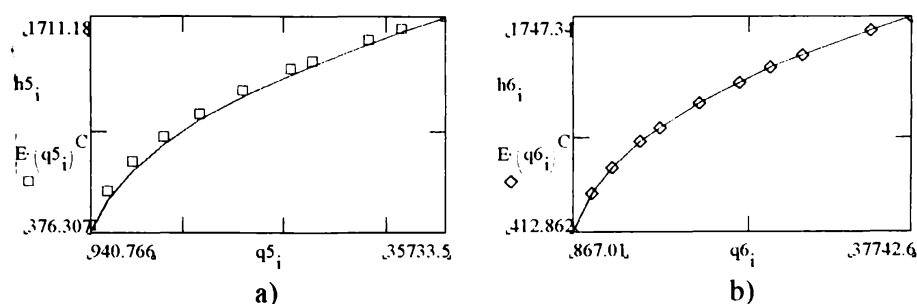


Fig. 4.37 Evoluția coeficientului de transmitere a căldurii calculat cu relația 4.53: a) comparativ cu proba 5; b) comparativ cu proba 6

Pentru celelalte suprafețe nu au fost calculate corelații asemănătoare care să poată sta la baza unui calcul de proiectare, coeficientul de intensificare pentru acestea fiind de circa 1,2. Interesul pentru aceste suprafețe este în concluzie scăzut.

Tot în anexa 4.10 se calculează pentru probele nr. 2,7,8, conform relației 4.47 și având drept coeficienți, coeficienții medii *

din tabelul nr. 4.4, densitățile de flux termic q_{ij} și coeficienții de transmitere a căldurii corespunzători acestor densități de flux termic.

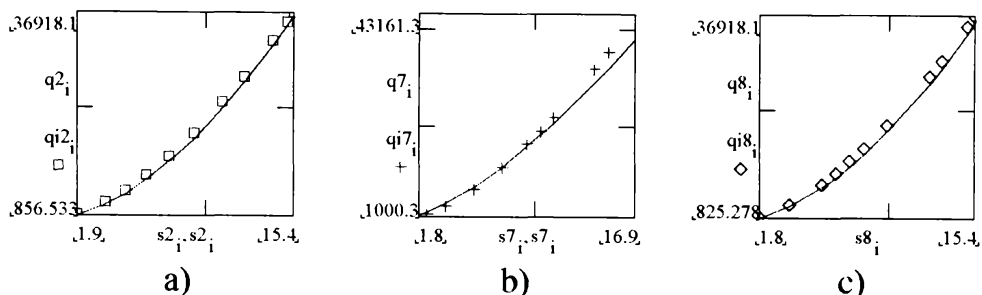


Fig. 4.38 Evoluțiile densităților de flux termic calculate cu coeficienții medii C și Λ * tabel nr. 4.4 pentru proba: a) nr. 2; b) nr. 7; c) nr. 8.

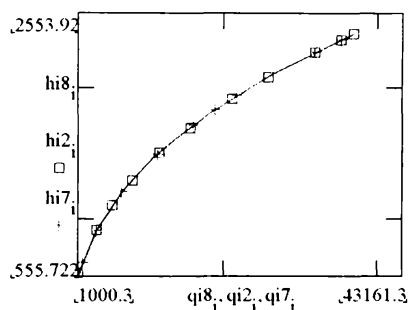


Fig. 4.39 Coeficienții de transmitere a căldurii pentru coeficienții C și Λ medii * din tabelul 4.4. Probele: 2; 7; 8.

Deși în literatura de specialitate, reprezentările grafice ale funcțiilor $q = f(\Delta t)$ și respectiv $h = f(q)$ se fac în axe de coordonate cu scale dublu logaritmice, s-a preferat uncori utilizarea axelor de coordonate cu scale liniare pentru a se evidenția anumite diferențe între valorile absolute calculate. Spre exemplificare, în anexa 4.10 reprezentările grafice se fac în ambele tipuri de scale pentru axele de coordonate.

Pentru a se afla corelația dintre coeficientul de transmitere a căldurii și densitatea fluxului termic transmis, s-au calculat, cu ajutorul programului din anexa 4.11, coeficienții D și B pentru fiecare din elementele de probă, din ecuația de dependență de tipul:

$$h = D \times q^B \quad (4.54)$$

Rezultatele sunt centralizate în tabelul nr. 4.6.

Tabelul nr. 4.6

Proba	D	B
1.	14,282	0,432
2.	22,746	0,442
3.	16,976	0,429
4.	39,846	0,339
5.	21,976	0,415
6.	31,081	0,382
7.	68,059	0,332
8.	25,504	0,43
9.	32,988	0,355

4.4.2 Ecuația criterială propusă pentru experimentările proprii.

Pentru studiul teoretic al vaporizării în baie de lichid se definesc următoarele:

$$La = \left(\frac{\sigma}{g \cdot (\rho_l - \rho_v)} \right)^{0,5} \quad \text{numărul lui Laplace (4.55)}$$

$$Pr_l = \mu_l \cdot \frac{C_{pl}}{k_l} \quad \text{numărul lui Prandtl (4.56)}$$

$$Pe = q \frac{La}{a_l \cdot \rho_v \cdot h_{lv}} \quad \text{numărul lui Peclet (4.57)}$$

$$a_l = \frac{k_l}{\rho_l \cdot C_{pl}} \quad \text{difuzivitatea lichidului [m²/s]}$$

$$Ar = La^3 \cdot g \cdot \rho_l \cdot \frac{\rho_l - \rho_v}{\mu_l^2} \quad \text{numărul lui Arhimede (4.58)}$$

$$Nu = h \cdot \frac{La}{k_l} \quad \text{numărul lui Nusselt (4.59)}$$

$$Ja = \frac{\rho_l \cdot C_{pl} \cdot \Delta t}{\rho_v \cdot h_{lv}} \quad \text{numărul lui Jacob (4.60)}$$

Calculul acestor mărimi se efectuează utilizând parametrii de care acestea depind la starea de saturație a fluidului de lucru [112]

la care s-au efectuat cercetările. Pe lângă influența pe care acestea o au asupra fenomenului studiat, s-a căutat stabilirea influenței parametrilor geometrici ai suprafeței de pe care se face vaporizarea. Global, geometria suprafeței se poate caracteriza prin rugozitatea sa. În lipsa unui aparat de măsură a rugozității aceasta a fost apreciată ca diferența medie pe circumferință de înălțime dintre partea superioară și cea inferioară a denivelării. Pentru calculul transferului termic s-a apreciat că pentru proba nr.8 de exemplu (țeava sablată cu corindon) rugozitatea definită anterior este $Ru = 0,3 \text{ mm}$ ($300 \mu\text{m}$).

Cu acestea, pornind de la relația deja stabilită (4.52) și utilizând o metodă de regresie liniară, ecuația criterială valabilă pentru proba nr. 8 este:

$$Nu = 23,5 \cdot \frac{La}{k_f} \cdot \log\left(\frac{1}{Ru}\right) \cdot Pr_i^{1,29} \cdot (Pe \cdot a_f \cdot \rho_v \cdot \frac{h_{fv}}{La})^{0,405} \quad (4.61)$$

În anexa de calcul, valoarea lui Nu calculată cu formula (4.61) este notată V .

Calculul este efectuat cu ajutorul programului din anexa nr. 4.12. În figura 4.40 sunt prezentate: a) evoluția criteriului Nusselt calculat pe baza datelor experimentale urmărind funcția putere comparativ cu criteriul Nusselt calculat cu ecuația (4.61) și b) evoluția criteriului Nusselt calculat direct pe baza datelor experimentale măsurate în comparație cu același criteriu Nusselt calculat cu ecuația (4.61).

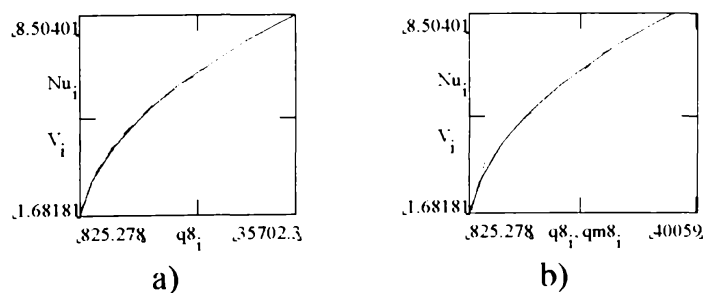


Fig. 4.40 Corespondența între datele experimentale calculate cu ecuația (4.61) și cele măsurate. În abscisă: densitatea fluxului [W/m^2]

Utilizând același program din anexa nr.4.12, s-au calculat coeficienții de transmitere a căldurii după ecuația Stefan și Abdelsalam (4.4) și respectiv Cornwell și Houston (4.46). Compararea între coeficienții de transmitere a căldurii calculați pe baza datelor experimentale și cei calculați utilizând ecuațiile citate este evidențiată în figura nr. 4.41.

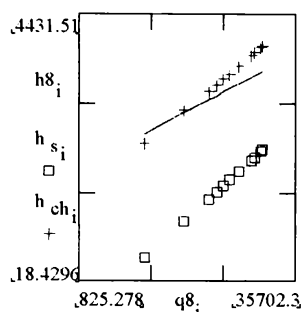


Fig. 4.41 Coeficienții de transmitere a căldurii calculați pe baza datelor experimentale (h_8) comparativ cu cei calculați conform ecuației 4.4 (h_s) și 4.46 (h_{ch}).

Se constată aproximarea mai bună cu ajutorul ecuației Cornwell și Houston (4.46).

Calculul și ecuația criterială propusă sunt valabile și pentru elementele de probă nr. 2 (țevă canelată longitudinal) și nr.7 (țevă sablată cu nisip), deci pentru suprafețele care au coeficienți de intensificare termică apropiați. Rezultatele sunt prezentate în figura nr. 4.42 și figura nr. 4.43.

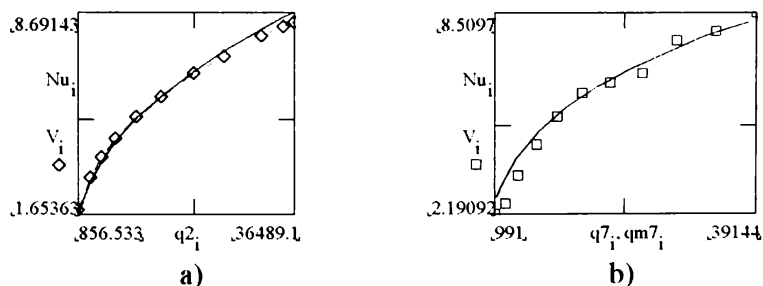


Fig. 4.42 Comparație între datele experimentale și cele calculate cu ecuația 4.61: a) pentru proba nr.2 (date calculate după funcția putere atașată) și b) pentru proba nr.7 (date măsurate).

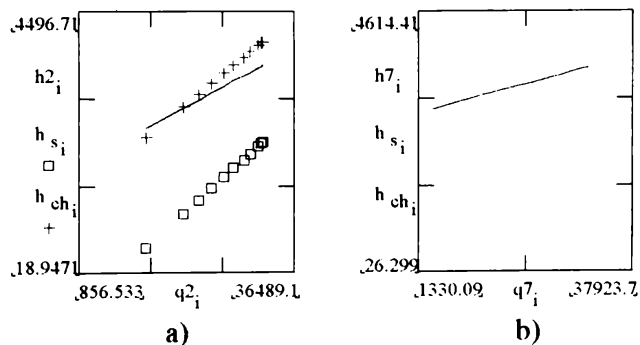


Fig. 4.43 Coeficienții de transfer de căldură obținuți din datele experimentale și respectiv cu ecuația (4.4) și (4.46): a) proba nr.2; b) proba nr.7.

4.5 Concluzii

În cadrul capitolului sunt prezentate tehnologiile de execuție pentru o parte din suprafețele intensificate supuse de autor studiului, respectiv tehnologiile utilizând prelucrări mecanice simple. Aceste intensificări s-au executat în ideea de a crea suprafețe cu numeroase nuclee de vaporizare și cavități ascunse (țeava înfășurată cu sârmă de bobinaj). Pentru obținerea acestor suprafețe sunt prezentate și costurile de execuție.

Ținând seama de importanța prelucrărilor în vederea intensificării pe ambele suprafețe ale peretelui despărțitor prin care se transmite căldura și de realizările în domeniu ale altor cercetători mai sunt prezentate spre exemplificare realizări notabile aplicabile în cadrul schimbătoarelor de căldură cu modificare de fază (vaporizatoarelor dar și condensatoarelor).

Sunt menționate observațiile generale asupra aspectului și particularităților vaporizării pe suprafețele executate și supuse experimentării cu ajutorul instalației concepute de autor.

Se citează în continuare o parte din relațiile criteriale folosite pentru studiul fenomenului de vaporizare și în special cel al vaporizării cu bule și pentru calculul coeficienților de transfer de căldură în funcție de densitatea fluxului termic disponibil. Alte relații criteriale dau informații asupra dependenței densității fluxului termic de supraîncălzirea peretelui țevii în comparație cu temperatura de saturație.

În vederea prelucrării și interpretării rezultatelor experimentale, sunt folosite instrumente matematice moderne și programe de calcul în limbajul Mathcad. Dintre aceste instrumente se pot aminti metoda regresiei multiple, calculul statistic și metoda celor mai mici pătrate cu ajutorul cărora, se calculează coeficienții de regresie, de corelare Pearson sau coeficienții ecuațiilor de transmitere a căldurii pentru fenomenele și suprafețele studiate. Astfel, pentru fiecare probă de lucru sunt prezentate în anexele de calcul metodele de obținere a relațiilor de dependență ale mărimilor caracteristice fenomenului studiat.

Pentru elementele de probă (suprafețele intensificate) reprezentative ale grupei, este dedusă ecuația criterială de transmitere a căldurii la vaporizare. S-a constatat o bună corespondență între aceasta și alte relații criteriale din domeniu.

Relația criterială propusă de autor (4.61), stabilită pentru suprafețe prelucrate mecanic, ține cont de proprietățile fluidului care vaporizează (apa demineralizată) în condiții de saturație în baie de

lichid, la presiunea atmosferică momentană (condițiile în care s-au desfășurat experimentările) și de geometria suprafeței intensificate reprezentată prin rugozitatea acesteia, R_u [mm]. Relația este valabilă pentru aceste condiții, $R_u = 0-0,6$ mm și diametrul $D=10-50$ mm.

Ținând seama de diferențele mici dintre valorile coeficientului de transmitere a căldurii calculat pe baza ecuației (4.61) propusă de autor și cel calculat pe baza ecuației Cornwell și Houston (4.46), (a se vedea fig.4.43), ultima ecuație fiind valabilă pentru apă, lichide frigorifice și organice care vaporizează în baie de lichid, se poate afirma că și ecuația propusă de autor se poate utiliza cu bună aproximație pentru aceste fluide. Este recomandabilă totuși o verificare experimentală.

Deși în literatura de specialitate, reprezentările grafice ale funcțiilor $q=f(\Delta t)$ și respectiv $h=f(q)$ se fac în axe de coordonate cu scale dublu logaritmice, s-a preferat uneori utilizarea axelor de coordonate cu scale liniare pentru a se evidenția anumite diferențe între valorile absolute calculate. Spre exemplificare, în anexa 4.10 reprezentările grafice se fac în ambele tipuri de scale pentru axele de coordonate.

În cadrul capitoului s-a efectuat o analiză completă și complexă a comportării din punct de vedere al transferului de căldură la vaporizare a țevilor prelucrate mecanic propuse de autor.

Cap. 5. Cercetări experimentale efectuate pe țevi acoperite cu țesătură de sârmă

5.1 Modul de confecționare și utilizare a manșoanelor din țesătură de sârmă

Ținând cont de diversitatea factorilor care influențează schimbul de căldură la vaporizare și de mecanismele care pot intensifica schimbul de căldură, am considerat interesant de studiat comportarea la vaporizare a unor țevi acoperite cu țesături din sârmă de diferite materiale și dimensiuni. S-a dorit, pe lângă studierea comportării țevelor acoperite cu țesături de sârmă din punct de vedere al intensificării transmiterii căldurii și corelarea dintre caracteristicile țesăturii și elementele caracteristice fierberii (de exemplu diametrul de plecare al bulelor, frecvența acestora, etc.).

Inițial s-a pornit de la ideea creerii unor suprafețe exterioare care să conțină cavități ascunse (cu reintrare), de tipul celor conținute de suprafețele intensificate disponibile pe piața comercială (Turbo B, Gewa - T, etc.). Pentru aceasta s-au executat din țesăturile de sârmă disponibile, manșoane exterioare pentru țeava din cupru de ϕ 22 mm, având grijă ca diferența de diametru dintre exteriorul țevii și interiorul manșonului să fie cât mai mică. S-au executat manșoane din țesături de sârmă de uz general, cu ochiuri pătrate, executate din sârmă cu secțiune circulară. Țesăturile sunt utilizate de regulă pentru cernere, sortare, filtrare, etc.

Deoarece manșoanele au fost confecționate pentru a fi folosite pe o singură țeavă, ele nu s-au lipit sau sudat de țeavă ci pur și simplu au fost trase pe exteriorul suprafeței țevii alese pentru probă cu joc minim. Toate manșoanele au fost confecționate prin tăierea țesăturii în vederea obținerii suprafeței desfașurate a cilindrului reprezentând exteriorul țevii de probă, înfășurarea pe țeava de probă și strângerea față de aceasta cu ajutorul unor dispozitive. În final manșonul a fost lipit (cositorit) pe generatoare.

Manșoanele astfel confecționate au fost introduse pe rând pe țeava sablată cu corindon (proba nr.8, cap.4) și probate cu ajutorul instalației experimentale. Prin utilizarea unei singure țevi pe care s-au introdus pe rând manșoanele, se poate face comparația dintre diferitele țesături de sârmă cu privire la influența lor asupra vaporizării.

5.2 Caracteristicile țesăturilor utilizate

În conformitate cu prevederile STAS 8285 - 88, notarea țesăturilor de sârmă se face indicând denumirea produsului,

materialul, latura ochiului/diametrul sârmei x lățime, indicând și numărul STAS-ului. De exemplu țesătura din sârmă de bronz 0,08/0,05 x 1000 STAS 8285 - 88 reprezintă o țesătură care are latura interioară a ochiului de 0,08 mm, diametrul sârmei de bronz $\phi = 0,05$ mm și lățimea țesăturii 1000 mm.

Pentru experimentare au fost alese, din produsele SC Tehnometal Timișoara disponibile în magazinul de prezentare la momentul achiziției, acele țesături care diferă între ele în principal prin latura interioară a ochiului și respectiv grosimea sârmei.

Primul element, respectiv latura interioară a ochiului, poate fi pus în legătură cu diametrul de plecare (desprindere) al bulelor, iar al doilea, considerând că țesătura este bine înfășurată pe țeava de probă, influențează mărimea cavității ascunse și anume adâncimea acesteia. Dacă ținem seama de modul de confecționare și de utilizare al manșoanelor, prezentate la # 5.1, se poate considera că materialul din care este confecționată țesătura nu este determinant. Aceasta pentru că manșonul este atașat țevii, deci nu face corp comun cu aceasta și nu influențează conducția nici fenomenul de vaporizare prin parametrii fizico-chimici ai materialului din care este confecționat. Dintre acești parametrii, difuzivitatea termică ar fi parametrul determinant [76] deoarece influențează atât conducția în perete cât și procesul de evaporare la baza bulei de vapori.

Caracteristicile țesăturilor utilizate în cadrul experimentărilor sunt cuprinse în tabelul nr. 5.1.

Tabelul nr.5.1

Proba nr.	Materia l sârmă	Latura ochi/diametru sârmă	Ochiuri/cm ²	Masa kg/m ²	Preț lei/m ²	Suprafața utilă de cernere Su %
10.	Cupru	0,36/0,1	452	0,336	26448	61,248
11.	Bronz	0,08/0,05	5910	0,265	102640	37,9
12.	Alamă	0,71/0,18	126,2	0,450	40469	64
13.	Oțel zincat	0,9/0,35	63,1	1,293	17843	51,8
14.	Oțel zincat	2/0,5	16	1,281	16422	64

Se menționează că suprafața utilă de cernere Su, se calculează conform STAS 8285 - 88 cu formula:

$$Su = \frac{l^2}{t^2} \times 100 \text{ [%]} \quad (5.1)$$

unde l = latura interioară a ochiului (latura pătratului) [mm]

t = distanța între axele sârmelor consecutive (pasul) [mm]

Manșoanele pregătite pentru a fi utilizate sunt prezentate în figura nr. 5.1.

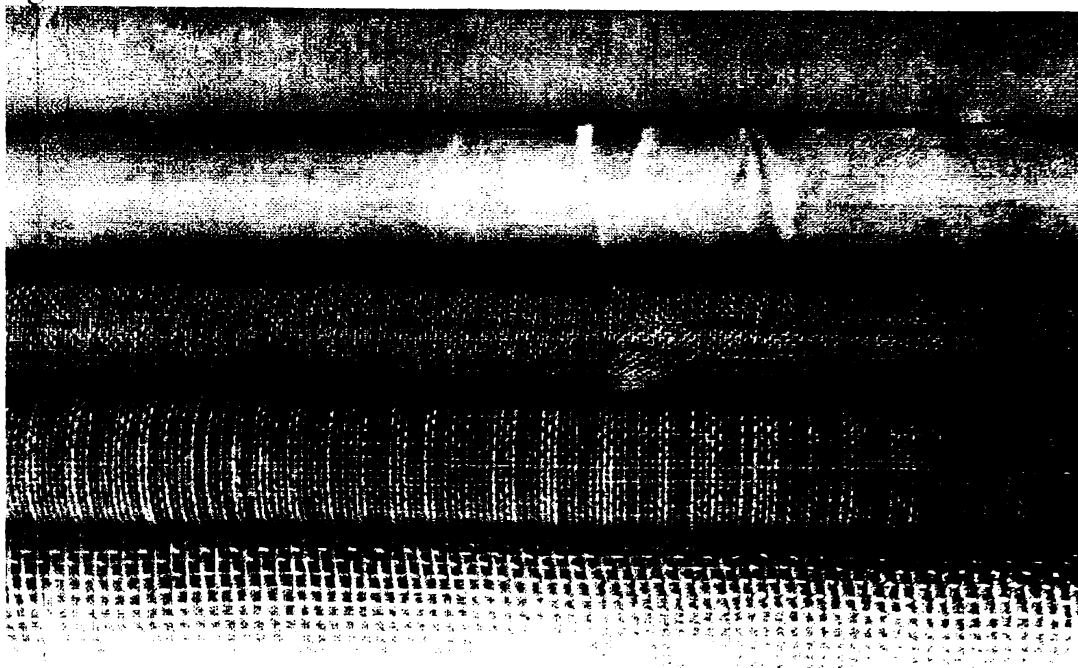


Fig. 5.1 Manșoane din țesături de sârmă.

5.3 Calculul prețurilor de execuție

Prețurile unitare menționate în tabelul 5.1 sunt la nivelul lunii mai 1997, când au fost achiziționate țesăturile.

În calculul de preț sintetizat în tabelul nr. 5.2, s-au luat în considerare materialele și manopera consumate pentru a confecționa manșoanele care îmbracă țeava de ϕ 22 mm și au o lungime de $L=210$ mm fiecare. Pentru calculul de preț aferent unei alte suprafețe, de exemplu 1 m^2 , se poate aproxima prețul prin împărțirea celui obținut în tabelul nr. 5.2 la aria suprafeței pentru care acesta a fost calculat (a se vedea # 4.1.2). În tabelul nr. 5.2, elementele de probă sunt trecute în ordine alfabetică.

Tabelul nr. 5.2

Denumire manșon	Cantitate	U M	Preț unitar	Cost material C.T.A. Total I	Salarii C.A.S. Șomaj Total II	C.I.F.U. C.G.S. Cont 520 Cont 521	Costuri Beneficiu Total
0	1	2	3	4	5	6	7
Țesătură alamă	1	buc	8984	566 84 651	3575 894 143 4612	363 263 626 3095	8984 0 8984

0	1	2	3	4	5	6	7
Țesătură bronz	1	buc	11481	1436 215 1652	4171 1043 167 5381	485 352 837 3611	11481 0 11481
Țesătură cupru	1	buc	10108	370 55 425	4171 1043 167 5381	401 290 691 3611	10108 0 10108
Țesătură oțel zincat ochi mic	1	buc	7201	249 37 287	2979 745 119 3843	285 207 492 2579	7201 0 7201
Țesătură oțel zincat ochi mare	1	buc	7174	229 34 264	2979 745 119 3843	283 205 488 2579	7174 0 7174

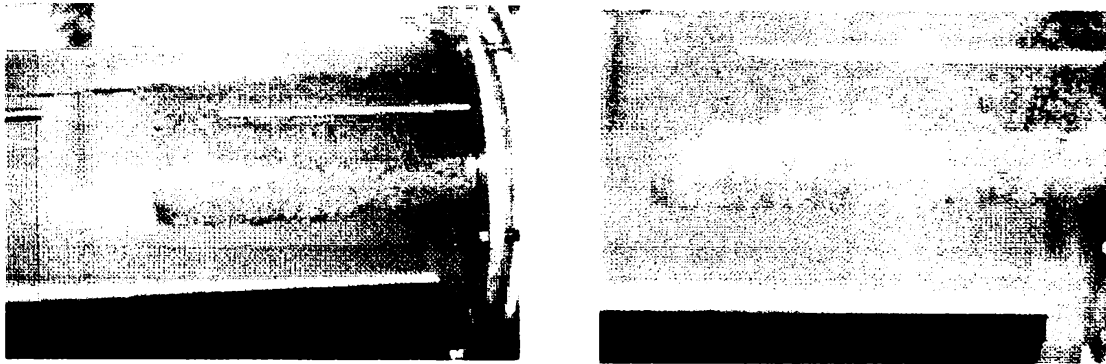
5.4 Observații generale

Pentru densități ale fluxurilor termice mai mari decât 13 kW/m^2 , practic la toate elementele de probă dar în special la cele cu latura interioară a ochiului mică, s-au înregistrat variații în timp ale temperaturii peretelui țevii în toate punctele de măsură. Variațiile au fost de 0,2 - 0,3 K, practic valorile înregistrate pentru o anumită măsurătoare la stabilizarea stării de saturație fiind o medie în timp foarte scurt a valorilor afișate. Cu alte cuvinte s-a considerat că se pot înregistra datele nu atunci când temperaturile s-au stabilizat la o anumită valoare (ca și la probele de la Cap. 4), ci atunci când temperatura unui anumit punct de măsură a avut variații de $\pm 0,2 \text{ K}$ în jurul unei aceleiași valori. Oscilațiile observate se pot explica prin faptul că bulele formate între țevă și manșon, la densități peste medie ale fluxurilor termice, au diametre mai mari decât ale cereului înscris în ochiul de țesătură și din această cauză sunt "capturate" sub manșon. Aici se creează din această cauză o mică suprapresiune datorată bulelor, evacuarea acestora efectuându-se fie sub formă de jeturi cvasicontinue de vapori prin unele ochiuri fie prin spațiul circular dintre țevă și manșon. Evacuarea vaporilor datorită acestei ușoare suprapresiuni create de aceștia conduce la oscilații în timp ale temperaturii peretelui prin evaporarea lichidului sub bulă (temperatura coboară) și încălzirea lichidului înlocuitor al bulei (temperatura urcă). Cuprul fiind un material cu difuzivitate mare preia aceste variații cu ușurință.

Aspectul vaporizării este însă diferit în cazul probelor 12, 13, 14 (țevă acoperită cu țesătură de alamă și respectiv de sârmă

zincată ambele dimensiuni), pentru care ochiurile se comportă ca niște nuclee de vaporizare, frecvențele de degajare ale bulelor sunt suficient de mari încât să nu se simtă variații de temperatură ale peretelui decât ocazional.

Se poate observa aspectul fierberii pe țeava acoperită cu țesătură de alamă (proba nr.12) în figura nr. 5.2.



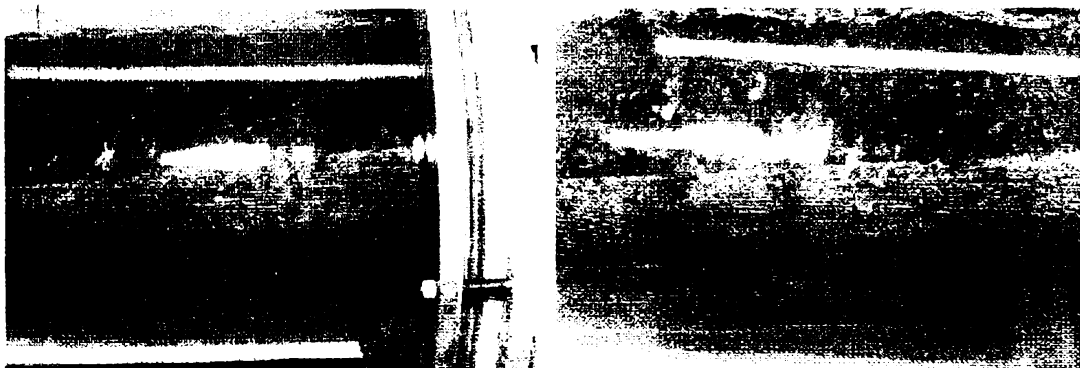
a)

b)

Fig. 5.2 Vaporizare pe țeavă acoperită cu țesătură de alamă:

a) $q = 33,2 \text{ kW/m}^2$; b) $q = 39,2 \text{ kW/m}^2$

Fig. 5.3 cuprinde imaginea fotografică din timpul experimentărilor pentru proba nr.13 (țeavă acoperită cu sârmă zincată cu ochi mic). În figura 5.3a se observă dimensiunile mari ale globulelor de vapori ($\phi \cong 5 \text{ mm}$ în medie) care părăsesc țeava. În figura 5.3b se remarcă în plus și intensitatea (violența) fierberii evidențiată și prin denivelările de la suprafața liberă a lichidului din vaporizator.



a)

b)

Fig. 5.3 Vaporizare pe țeava acoperită cu țesătură din sârmă zincată cu ochi mic.: a) $q = 17,8 \text{ kW/m}^2$; b) $q = 39 \text{ kW/m}^2$

Aceleași trăsături se pot observa și la vaporizarea pe țeava acoperită cu țesătură de sârmă zincată cu ochi mare (proba nr.14), a cărei imagine fotografică se prezintă în figura 5.4.

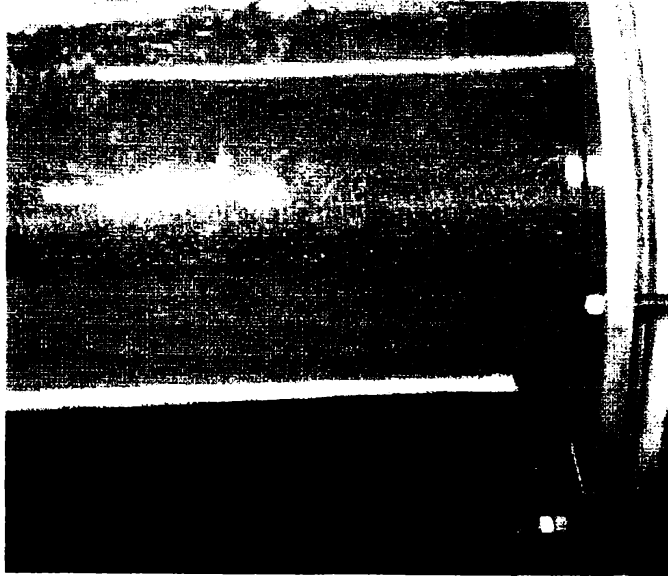


Fig. 5.4 Vaporizare pe țeava acoperită cu țesătură de sârmă zincată ochi mare, $q = 27,5 \text{ kW/m}^2$

Deci, este de așteptat ca, datorită dimensiunilor reduse ale ochiurilor, fierberea în loc să fie intensificată în cazul probelor nr.10 și 11 la care laturile interioare ale ochiurilor sunt mici, ea să fie încetinită datorită “înăbușirii” vaporilor care deja s-au desprins de pe suprafața țevii.

5.5 Prelucrarea și interpretarea rezultatelor experimentale

Utilizând raționamentul de la Cap. 4, care ne conduce la concluzia că variația densităților fluxurilor termice în funcție de supraîncăzirea peretelui față de lichid respectă o funcție de tip putere, în anexele 5.1 ÷ 5.5 se calculează coeficienții C și A din formula $q = C \times \Delta t^A$ (4.47). În aceeași anexă se calculează coeficienții a și b pentru dreapta de regresie $q = a + b \times \Delta t$ (4.48) asociată curbei obținute experimental. Rezultatele acestor calcule sunt centralizate în tabelul nr. 5.3.

Tabelul nr. 5.3

Proba nr.	C	A	a	b	Anexa nr.
10	438,918	1,495	-5098	1958	5.1
11	192,465	1,741	-7572	2035	5.2
12	216,027	1,639	-8263	1940	5.3
13	171,416	1,724	-8739	1962	5.4
14	201,085	1,74	-7933	2117	5.5
Coefficient mediu	243,982	1,6678	-7521	2002,4	

Reluând raționamentul conform căruia panta dreptei de regresie asociate curbei experimentale este proporțională cu coeficientul de transmitere a căldurii la vaporizare, din primele estimări rezultă că cele mai performante suprafețe din această grupă sunt probele 14 și 12 (țeava acoperită cu manșon din sârmă zincată cu ochi mare, respectiv cu manșon din sârmă de cupru), diferențele între probe fiind mai mici decât cele dintre probele analizate la capitolul 4.

În anexele 5.6 ÷ 5.10 se analizează evoluția dependenței densității fluxului termic de supraîncălzirea peretelui, valori măsurate experimental comparativ cu funcția putere asociată, calculată pentru fiecare probă. Se compară în continuare evoluția aceleiași dependente pentru fiecare probă în parte cu dependența corespunzătoare a țevii lise, atât pentru valorile rezultate din măsurători, cât și pentru valorile probei respective și țevii lise calculate cu funcția putere.

Sunt analizate apoi evoluția coeficienților de transmitere a căldurii comparativ cu țeava lisă, precum și raportul dintre coeficientul de transmitere a căldurii pentru fiecare probă și coeficientul de transmitere a căldurii pentru țeava lisă, raport denumit coeficient de intensificare pentru proba analizată.

Valorile coeficienților de intensificare calculați pentru fiecare probă sunt centralizate în tabelul nr. 5.4.

Tabelul nr. 5.4

Proba nr.	Coeficient de intensificare	Coeficient mediu	Anexa de calcul
10 (cupru)	1,8 - 1,192	1,496	5.6
11 (bronz)	1,38 - 1,32	1,35	5.7
12 (alamă)	1,4 - 1,22	1,31	5.8
13 (zincată ochi mic)	1,3 - 1,18	1,21	5.9
14 (zincată ochi mare)	1,4 - 1,35	1,375	5.10

Analizând valorile coeficienților de intensificare, se remarcă:

- performanțele termice ale probelor din această grupă, sunt inferioare în general celor analizate la capitolul 4, respectiv țevilor prelucrate mecanic.

- valorile medii ale coeficienților de intensificare sunt destul de apropiate între ele, aparent neavând legătură cu dimensiunile inferioare ale ochiului țesăturii, așa cum era de așteptat.

- cea mai mică pantă în evoluția coborâtoare a coeficientului de intensificare corespunde probei nr.14, respectiv țesăturii cu ochiuri având latura de 2 mm. Se pare că pentru țeava acoperită cu

acest tip de țesătură, avem de a face și cu crearea unor nuclee stabile de vaporizare, deși numărul ochiurilor pe centimetrul pătrat este cel mai mic. Aceasta s-ar putea explica fie prin faptul că nucleele țevii de bază activează mai nestingherite de țesătura de sârmă fie că, în colțurile ochiurilor plasei de sârmă, deși puțin numeroase, se creează nuclee stabile de vaporizare.

În figura nr. 5.5 sunt prezentate evoluțiile coeficienților de intensificare pentru probele 10 - 14.

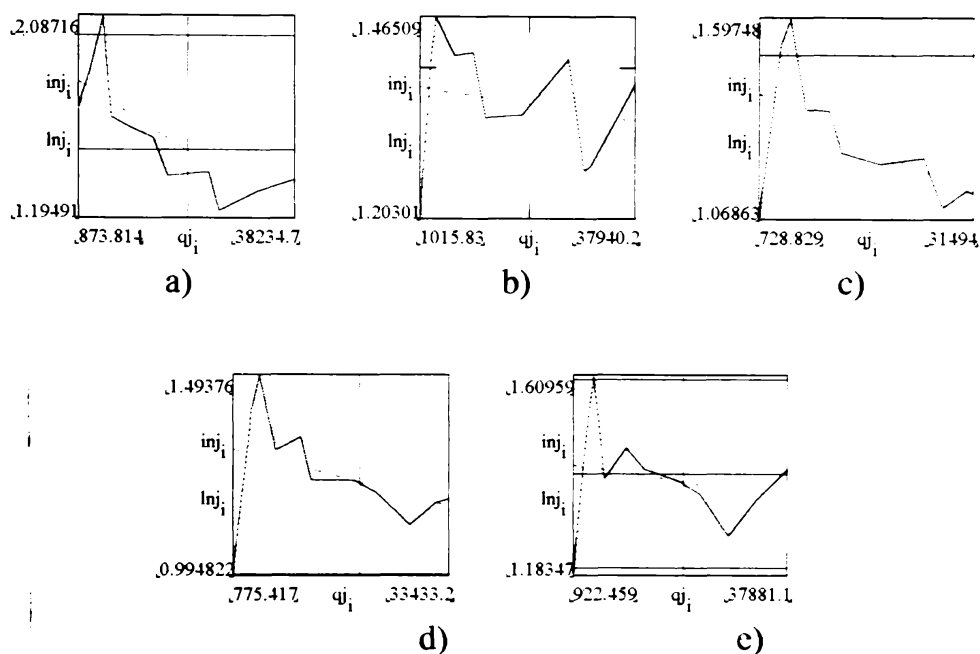


Fig. nr. 5.5: Evoluția coeficienților de intensificare pentru țevile acoperite cu țesături de sârmă din: a) cupru; b) bronz; c) alamă; d) oțel zincat latură mică; e) oțel zincat latură mare

Cu ajutorul programului din anexa 4.11 s-au calculat valorile coeficienților D și B din ecuația de dependență a coeficientului de transmitere a căldurii de densitatea fluxului termic de tipul

$$h = D \times q^B \quad (4.54).$$

unde: h = coeficientul de transmitere a căldurii [$W/m^2 \cdot K$]

q = densitatea fluxului de căldură [W/m^2]

Rezultatele calculului sunt centralizate în tabelul nr. 5.5.

Tabelul 5.5.

Proba nr.	D	B
10	63,632	0,317
11	20,516	0,426
12	26,567	0,39
13	19,763	0,42
14	21,076	0,425

5.6 Considerații teoretice

Din programul de calcul conținut în anexa nr. 5.11, rezultă că pentru condițiile de desfășurare ale experimentărilor, dimensiunile medii de desprindere de suprafața vaporizatoare ale globulelor de vapori calculate pe baza ecuației (1.17), sunt cuprinse între 0,213 și 1,802 mm.

Știind că proba nr. 14 (țeavă acoperită cu manșon din sârmă zincată cu latura interioară a ochiului de 0,2 mm) are coeficientul de intensificare cel mai mare și mai constant, se poate oferi o explicație suplimentară asupra bunei sale comportări prin aceea că globula de vapori nu este stânjenită în mișcarea sa după desprinderea de pe țeava de bază de ochiurile de țesătură cu aceste dimensiuni.

Din contră, pentru proba nr. 11 care are latura interioară a ochiului de 0,05 mm, calculele arată că pentru supraîncălzirile măsurate ale pereților țevii, diametrele de desprindere ale globulelor sunt cuprinse între 0,231 și 1,846 mm. Cu toate acestea, coeficientul de intensificare pentru această probă este apropiat ca medie de cel al probei nr. 14, deși mai puternic descrescător decât acesta. Ba chiar și pentru proba nr. 10 deși coeficientul mediu este superior și are panta mai puternic coborâtore, rezultatele sunt remarcabile (Tabelul nr. 5.4). Din aceste considerente se desprind următoarele concluzii: a) nu toate ochiurile țesăturii reprezintă posibile nuclee stabile de vaporizare, deși numărul ochiurilor influențează favorabil vaporizarea (a se vedea proba nr. 10 care are un mare număr de ochiuri/cm²); b) dimensiunile teoretice (de calcul) de desprindere ale bulelor fiind influențate pe lângă parametrii fizico - chimici ai lichidului și de supraîncălzirea peretelui, nu există o relație directă între acestea și laturile interioare ale ochiului. În plus se poate afirma că dimensiunile mici ale ochiurilor probabil prin densitatea mare de nuclee pe care o induc, conduc la o intensificare puternică a vaporizării în domeniul convectiv; c) grosimea sârmei din care este confecționată țesătura nu influențează semnificativ fenomenul de vaporizare, aceasta probabil datorită condițiilor concrete în care au fost efectuate experimentările, respectiv a jocului existent între manșonul de țesătură și țeava de probă; d) studiind performanțele termice ale probei nr. 14, respectiv nr. 10 și suprafețele utile de cernere S_u definite la paragraful 5.2, se poate deduce (a se vedea tabelul nr. 5.1) că există o legătură directă între acestea.

Pentru acestea s-a calculat ecuația criterială:

$$Nu = 41,3 \frac{La}{k_i} \cdot \log\left(\frac{1}{Su}\right) \cdot Pr_i^{1,29} (Pe \cdot a_i \cdot \rho_v \cdot \frac{h_{lv}}{La})^{0,425} \quad (5.2)$$

Tot în anexa nr. 5.11, se arată că pentru a putea utiliza ecuația criterială propusă pentru țevile de probă nr. 2; 7; 8, respectiv ecuația (4.61) în cazul probei nr. 14, rugozitatea se modifică la $Ru = 0,39$ mm (390 μ m). Cu alte cuvinte, țeava acoperită cu manșon din țesătură de sârmă zincată de grosime 0,5 mm se comportă ca și o țeavă cu o rugozitate medie de 0,39 mm din punct de vedere al transmiterii de căldură la vaporizare. În figura nr. 5.6a se prezintă evoluția criteriului Nusselt calculat conform ecuației 4.61 și rugozitatea $Ru = 0,39$ mm comparativ cu datele experimentale, pentru proba nr. 14. În figura 5.6.b se evidențiază comparativ valorile calculate cu ecuația 4.61 ale criteriului Nusselt, cu cele calculate utilizând ecuația criterială propusă (5.2). În abscisă: densitatea fluxului termic q [W/m^2].

În anexa de calcul, criteriul Nusselt calculat cu ecuația (4.61) este notat cu V_i , iar cel calculat cu ecuația (5.2) este notat cu Va_i . Indicele i se referă la numărul citirii datelor experimentale.

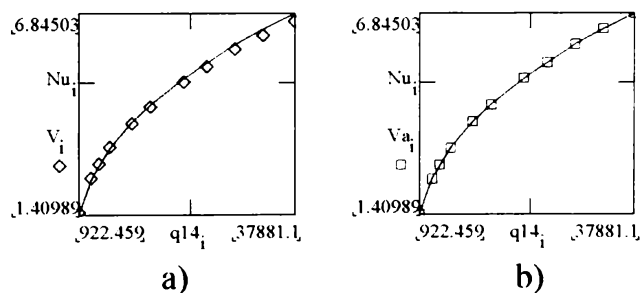


Fig. 5.6

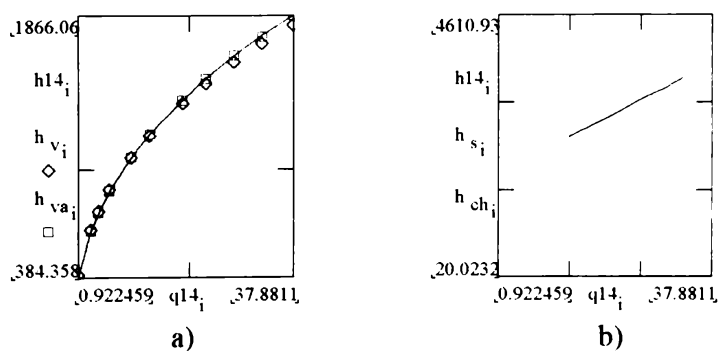


Fig. nr. 5.7

Figura nr. 5.7a ilustrează evoluția coeficientului de transmitere a căldurii rezultat din datele experimentale în comparație cu cel calculat cu ecuația (4.61) (h_{vi} [$W/m^2 \times K$]) și respectiv cu ecuația (5.2) (h_{vai}). În fig. nr. 5.7b se compară coeficientul de transmitere a căldurii rezultat din datele experimentale cu cele calculate cu ecuațiile Stefan și Abdelsalam (4.4) și respectiv Cornwell și Houston (4.46), pentru proba nr. 14 (țeavă acoperită cu manșon din țesătură de sârmă zincată cu latura ochiului de 2 mm). În abscisă: densitatea fluxului termic [W/m^2].

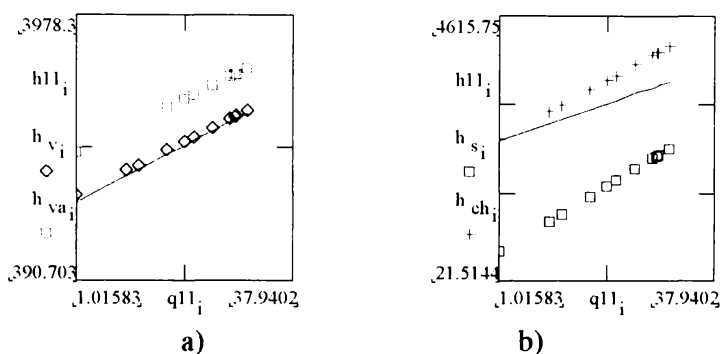


Fig. nr. 5.8

În fig. nr. 5.8 sunt reprezentate aceleași mărimi ca și în fig. nr. 5.7, cu aceleași formule, pentru proba numărul 11, pentru care rugozitatea din formula (4.61) este considerată $Ru = 0,379$ mm (379 μ m).

5.7 Concluzii

Au fost efectuate cercetări experimentale asupra unei țevi de $\phi 22$ mm acoperită succesiv cu manșoane din țesătură de sârmă din materiale și de dimensiuni diferite.

Se prezintă modul de execuție, utilizare și calculația de preț pentru manșoanele de tipurile utilizate în cadrul experimentărilor.

Sunt menționate în acest capitol observații generale asupra aspectului vaporizării pe suprafețele acoperite cu țesături de sârmă și se explică fenomenele înregistrate.

Rezultatele obținute experimental au fost prelucrate utilizând metoda regresiei și metoda celor mai mici pătrate, obținând pentru fiecare suprafață cercetată relații de dependență de tipul $q = f(\Delta t)$ și respectiv $h = f(q)$.

În urma considerațiilor și interpretărilor teoretice s-a dedus ecuația criterială de studiu a fenomenului pentru proba nr. 14, care

s-a dovedit a fi de tipul celei folosite pentru suprafețele prelucrate mecanic (rugoase), diferența constând în valoarea rugozității medii.

Pe baza acesteia s-a făcut comparație între valorile coeficientului de transmitere a căldurii pentru aceeași probă nr.14, cu coeficienții calculați pe baza unor relații criteriale propuse de alți cercetători.

Pe baza calculelor efectuate, s-a ajuns la concluzia că nu există o relație matematică între diametrele calculate de desprindere ale globulelor de pe suprafața de vaporizare și dimensiunea ochiului țesăturii, relație referitoare la intensificarea transferului de căldură la vaporizare, ci mai degrabă între suprafața utilă de cernere și intensitatea fenomenului de vaporizare.

S-a propus și o ecuație criterială depinzând de suprafața utilă de cernere.

Ecuația criterială propusă de autor (5.2) este valabilă pentru vaporizarea apei în condiții de saturație, la presiunea atmosferică momentană, pe țevi acoperite cu manșoane din țesături de sârmă, în baie de lichid. Suprafața utilă de cernere pentru care este valabilă ecuația: $S_u = 0,3 - 0,7$ %. Suprafața utilă de cernere este definită în STAS 8285-88 (a se vedea # 5.2).

Cap. 6 Cercetări experimentale efectuate asupra țevilor acoperite prin metalizare

În ultimii ani, suprafețele acoperite cu straturi poroase produse prin sinterizarea particulelor metalice granulare au devenit tot mai des utilizate în cadrul vaporizatoarelor, datorită performanțelor termice deosebite ale acestora. Este cazul suprafeței cu denumirea comercială High - Flux, despre comportarea căreia se găsesc numeroase referințe în literatura de specialitate [22,161,52,164]. Acoperirile cu straturi poroase și comportarea acestora a fost studiată ținând cont de posibilitatea aplicării lor în cadrul schimbătoarelor de căldură (vaporizatoare și condensatoare), tuburilor termice și răcirii în electronică. Pentru straturile poroase este important studiul geometriei stratului, studiu legat de dimensiunile particulelor metalice componente, distanța între ele (mărimea porilor), grosimea stratului depus, etc. Este de asemenea util studiul tipurilor de tehnologii posibil de utilizat în vederea obținerii unor astfel de suprafețe, dar și al parametrilor caracteristici ai acestor tehnologii în vederea reproductibilității proceselor de depunere a straturilor poroase.

6.1 Formarea suprafețelor poroase

Metoda propusă de Milton [142], de a se acoperi cu pulbere metalică suprafețele pe care are loc schimbarea de fază lichid-vapori are la baza raționamentul de aplicare "raza echivalentă a porului" care definește empiric și convențional caracteristicile unui strat poros aplicat pe suprafața de fierbere, care are mărimi diferite ale porilor și respectiv ale particulelor de pulbere și configurații neuniforme, în termenii unei dimensiuni medii uniforme. În baza ecuației de transfer de căldură

$$Q/A = h \cdot \Delta T \quad (1.3)$$

se poate deduce că, pentru a mări coeficientul de transfer de căldură h , în afară de posibilitățile oferite de mărirea lui Q sau de reducerea a lui A , se mai poate reduce $\Delta T = T_p - T_s$, în condițiile menținerii densității fluxului de căldură. Altfel spus, în condițiile aceluiași flux, reducerea ΔT ne dă indicii asupra creșterii lui h .

În tabelul nr. 6.1 se poate vedea reducerea lui ΔT în cazul fierberii pe suprafețe poroase în comparație cu suprafața netedă.

Tabelul nr. 6.1

Suprafețe cu straturi poroase pentru fierbere	Raza echivalentă a porului * [mils]	T[°F] cerut pentru $Q/\Lambda = 378,6 \text{ kcal/m}^2\text{h}$
1. Cupru, rețea 325 sferică, în plan	1,65	0,83
2. Cupru, rețea 325 granulară, cilindru	1,67	1,10
3. Aluminiu, rețea 40-400 granulară, în plan	3,44	1,20
4. Cupru, rețea 35-60 sferică, în plan	3,41	1,15
5. Cupru, suprafață plană netedă	neporoasă	8,80
6. Aluminiu, suprafață plană netedă	neporoasă	14,10

* 1 mils = 10^{-3} inch

Datele sunt valabile pentru suprafețele descrise și lichidele care udă liber aceste suprafețe: metanol, R-11, R-114. Cu cât a scăzut valoarea lui ΔT , cu atât a crescut coeficientul de transfer de căldură la fierbere.

Raza echivalentă a porului se poate determina prin scufundarea verticală a unei suprafețe acoperită cu un strat poros într-un lichid și măsurând înălțimea cu care lichidul urcă prin capilaritate pe suprafața poroasă. Atunci:

$$r = 2 \cdot \sigma / \rho \cdot h \quad (6.1)$$

unde σ = tensiunea superficială [N/m] [Lbs force / ft]

ρ = densitatea [kg/m^3] [lbs mass / cu ft]

h = înălțimea de urcare [ft]

Particulele de pulbere folosite pentru a acoperi aceste suprafețe pot fi sferice sau granulare, ambele cu excelente rezultate. În general orice metal este potrivit pentru a prepara suprafața, deoarece metalele au o bună conductivitate termică, sunt disponibile sub formă de pulbere, se pot lega ușor cu ele însele sau cu materialul de bază și sunt ușor de udat de lichide. Se preferă particulele din materialul care are conductivitate termică cât mai ridicată. S-au testat suprafețe poroase pe cupru ca material de bază, utilizând pulbere de cupru și respectiv nichel, în condiții identice. În medii corozive se pot folosi pulberi din oțel inoxidabil sau aliaje rezistente la atacuri chimice.

Grosimea optimă a suprafeței poroase este numai ușor influențată de proprietățile lichidului. S-au făcut teste care au demonstrat că s-au obținut coeficienți înalți de transfer de căldură la apă-abur, având suprafețe pregătite inițial ca optime pentru a lucra cu oxigen. Grosimea poate varia cel puțin cu un factor egal cu zece, fără detrimente severe. Totuși este indicat ca grosimea stratului poros să fie mai mare decât diametrul mediu

al particulei, preferabil peste dublul acestuia. O grosime minimă practic este 0,1 mm. Relații între mărimea particulei și performanțele stratului poros nu sunt exacte, nici concludente. În practică s-au obținut suprafețe excelente cu particule de 0-50 μm diametru echivalent. S-au înregistrat rezultate cu diferențe reduse între suprafețe preparate cu pulbere fină la care proba de cernere a arătat că 98% din particule au trecut prin ciurul 100, adică 50-60 % \leq 150 μm . Dacă sunt prezente în număr mare, particulele mici determină dimensiunile porilor prin umplerea golurilor dintre particulele mari.

O suprafață poroasă adecvată se poate obține prin sinterizarea particulelor de 1-50 μm dintr-un metal cu conductivitate termică ridicată, de exemplu cuprul. Particulele se aplică astfel încât să se formeze o grosime a stratului de 0,1-1,0 mm. Spațiile dintre particule trebuie să fie libere de particule metalice străine și să fie interconectate în adâncime. Porii interconectați vor fi între 1-150 μm ca dimensiune și în mare număr pe suprafața unitară. Forma particulei poate influența mai mult decât mărimea ei, de vreme ce de exemplu particulele sferice fine se pot depune mai compact decât cele granulare cu forme neregulate și astfel golurile create vor fi reduse. De aceea este indicat să se determine prin testare, pe mostre ale unor suprafețe poroase, raza echivalentă a porului, care de fapt reprezintă și mărimea caracteristică (raza) a bulei de vapori care poate părăsi cavitatea cu aceeași dimensiune ca și raza echivalentă a porului.

Una din metodele de preparare a unor astfel de suprafețe este cea care utilizează un liant temporar care să realizeze și să mențină acoperirea uniformă a materialului de bază. Liantul se descompune și se evaporă în timpul procesului de încălzire și sinterizare. Un asemenea material plastic este un polimer izobutilen denumit comercial "Vistanex". Liantul este dizolvat într-un solvent adecvat ca de exemplu kerosenul sau tetraclorura de carbon și se adaugă pulbere de metal suficientă pentru a forma un amestec vâscos uniform cu un raport în greutate metal-plastic de circa 92 la 1. Suprafața materialului de bază trebuie să fie degresată și să nu fie oxidată. Înaintea aplicării amestecului, suprafața de bază va fi acoperită cu soluția plastică pentru a ușura aplicarea amestecului care conține și pulbere metalică, precum și pentru a obține o distribuție mai uniformă. Metoda de aplicare a amestecului vâscos depinde de geometria și orientarea suprafeței de bază. Dintre cele mai utilizate sunt pulverizarea și imersarea, care au fost folosite cu succes. Urmează o uscarea cu aer în timpul sau după procesul de

aplicare. Majoritatea solventului se îndepărtează prin evaporare și rămâne un înveliș solidificat ținut de liant. Atunci metalul de bază și învelișul sunt acoperite de o atmosferă semireducătoare și temperatura este crescută suficient ca valoare și ca timp pentru a sinteriza particulele între ele și pe suprafața de bază. Gazul reducător în circulație înlătură filmul subțire de oxid format și de asemenea evacuează produșii de descompunere de pe suprafața materialelor. În cazul cuprului, acesta este sinterizat la $\approx 82^{\circ}\text{C}$ (180°F) sub punctul său de topire, $\approx 960^{\circ}\text{C}$ (1760°F).

Un alt liant folosit cu succes este un polimer de metilceluloză, cunoscut sub denumirea comercială "Methocel". Un amestec preferat conține 32 g de pulbere de cupru în 100 ml de soluție 2% în apă a acestui polimer. După aplicarea pe materialul de bază este uscat în atmosfera obișnuită sub punctul de fierbere a apei și apoi uscat într-un cuptor la cca. 400°C (750°F) într-o atmosferă de gaz de călire saturat în apă. Învelișul este apoi sinterizat la o temperatură potrivită.

Pentru a obține suprafețe poroase la interiorul țevelor, amestecul vâscos este distribuit inițial pe lungimea acestora, apoi prin rotirea țevii în jurul axei sale, amestecul este centrifugat la o rotație de ≈ 200 r.p.m. Învelișul este uscat cu aer în timpul centrifugării și apoi sinterizat în cuptor în condițiile prezentate.

O altă procedură de aplicare se referă la suprafețele ondulate sau la exteriorul suprafețelor cilindrice. Amestecul vâscos de pulbere și liant este turnat pe un rol lustruit în strat uniform. Pe măsură ce rolul se rotește, prin evaporare se produce un film de plastic și mai târziu materialul este cules de pe rol sub forma unor foi care se aplică pe suprafețele care se doresc acoperite; apoi urmează uscarea în cuptor și sinterizarea.

O suprafață poroasă astfel realizată dispune de o mulțime de vase capilare interconectate, parțial umplute cu lichid, care acționează ca nuclee pentru dezvoltarea multor bule din lichidul în fierbere. Dacă porii nu ar fi interconectați, performanțele lor ca nuclee ar fi dependente de cantitatea de aer sau vapori din pori. În cazul interconectării însă, vaporii formați într-un por pot activa unul sau mai mulți pori adiacenți, încât să se mențină și să se întrețină fierberea cu o mică dependență de conținutul de aer sau vapori din fiecare por în parte. Cel puțin o parte din porii matricei interconectate se presupune că alimentează cu lichid pe ceilalți învecinați. Pe măsură ce bulele cresc, ele se desprind din capilarele interconectate, datorită continuei generări de vapori în capilare, izbucnesc la suprafață și se ridică prin stratul de lichid ce o

acoperă. Coeficientul înalt de transfer de căldură rezultă din faptul că vaporizarea are loc cu prioritate în suprafața poroasă, reducându-se stratul limită termic care ar trebui să fie străbătut de căldura ce părăsește suprafața materialului de bază.

Se apreciază că factorul de creștere al coeficientului de transfer de căldură este de circa 10, față de suprafețele prelucrate mecanic.

Grant [150] propune o altă procedură de formare a unui strat metalic poros cu o rază echivalentă a porului de 0,05-7,5 μm pe un strat impermeabil de cupru astfel: se asigură o țevă cu $\phi_{\text{ext}} = 25,4$ mm ca material de bază, compus din 99% cupru și 1% fier. Suprafața exterioară a țevii este spălată și degresată, apoi uscată la aer. Țeava astfel pregătită, este poziționată orizontal și acoperită uniform prin rotirea după necesitate cu un strat de 50-50% amestec gravimetric de polimer izobutilen și kerosen. Țeava este uscată 10-12 minute, pentru a permite liantului să se distribuie uniform pe suprafața țevii. Pulberca metalică având 92% din greutate cupru și 8% fosfor se amestecă cu pulbere de cupru pur în proporția care să asigure 82,5% cupru și 17,5 aliaj care este reținut de ciurul 100-325. Amestecul de pulbere este presărat peste suprafața acoperită cu liant, țeava rotindu-se pentru a se asigura distribuția uniformă a pulberii, apoi scuturată pentru a îndepărta particulele neaderente la liant. Împrăștierea pulberii și scuturarea se repetă de trei ori într-un interval de o oră, după care țeava se plasează orizontal pe niște suporturi în cuptor, unde se încălzește cu 204°C/h până la 537°C într-o atmosferă de gaz hidrogenat, pentru a evapora liantul. Apoi se încălzește cu 260°C/h în aceeași atmosferă până la 800°C și imediat răcită în interiorul cuptorului cu un curent de aer exterior care este ventilat peste incinta cuptorului.

Coeficienții de transfer de căldură obișnuiți sunt de circa zece ori mai mari decât cei ai suprafețelor rugoase prelucrate mecanic, fiind echivalenți cu cei ai suprafețelor poroase obținute prin sinterizare. Stratul poros cuprinzând cupru și aliaj cupru-fosfor este gros de $\approx 0,05$ mm și caracterizat prin raza porului de 1,5-2,0 μm . Ca rezistență mecanică, suprafața a fost încercată prin periere cu o perie de sârmă și a fost găsită satisfăcătoare, echivalentă cu cea obținută prin sinterizare. Procedul s-a aplicat cu succes la țevi cu 90% cupru și 10 % nichel și respectiv 70% cupru și 30% nichel, fiind acoperite cu pulbere 99% cupru și 1% fosfor.

Grote ș.a. [128] creează suprafețe ca cea din fig. 6.1 denumită "prin pompă capilară", formată prin danturarea suprafeței cu o adâncitură de 3 la 6 ori mai mare decât lărgimea canalelor.

Depunerea unei suprafețe dentritice de aluminiu se face sub vid, încât canalele au gătuirile 32 la vârful lor.

Robertson [133] propune producerea unei suprafețe poroase prin metalizarea (pulverizarea cu flacără) pe exteriorul unor nervuri deja create.

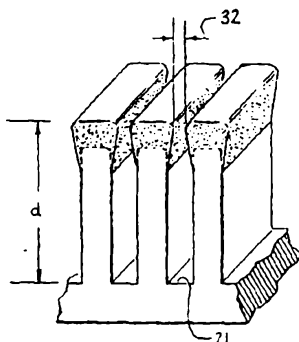


Fig. 6.1 Suprafețe danturate și poroase.

6.2 Tehnologiile de execuție pentru țevile metalizate verificate experimental

Pentru execuția straturilor poroase prin metalizare utilizând procedee de tipul cu flacără și pulbere, s-a folosit o tehnologie neutilizată până acum în cadrul Institutului de Sudură și Încercări de Materiale (ISIM Timișoara). Metalizările pentru probele supuse studiului au fost executate în cadrul ISIM. Dacă până acum tehnologiile de metalizare în cadrul institutului erau elaborate astfel încât să se obțină suprafețe cât mai puțin poroase, respectiv cu particule metalice cât mai bine întrepătrunse, de data aceasta scopul fiind obținerea unor suprafețe poroase, deci cu spații între particulele metalice, tehnologiile au trebuit modificate. Astfel, chiar dacă din literatura de specialitate se cunosc unele date despre parametrii obișnuți pentru geometria straturilor poroase depuse pe suprafețele schimbătoarelor de căldură [22], acestea nu s-au putut utiliza în lipsa cunoașterii tehnologiei de execuție a acestora. Cu atât mai mult este necesară înregistrarea parametrilor tehnologici ai procesului pentru reproductibilitate, cât și studierea foarte amănunțită a straturilor depuse, corelat cu tehnologia utilizată.

6.2.1 Parametrii tehnologici utilizați

Pentru verificarea comportării la vaporizare a țevilor acoperite cu straturi poroase, am utilizat țevi de cupru lise, cu diametrul de $\phi = 22$ mm, acoperite prin metalizare folosind procedeele descrise în

tabelul nr. 6.2. Materialul de bază este țevă Cu 99,99%. Succesiunea operațiilor pentru metalizare: degresare; sablare; preîncălzire; pulverizare material adaus; control vizual.

Depunerea stratului metalizat s-a făcut în funcție de starea materialului de adaus disponibil. Astfel, pentru depunerea materialelor de adaus care au putut fi procurate sub formă de pulbere (variantea dorită de fapt), s-a folosit procedeul de metalizare cu flacără și pulbere și instalația "Thermospray 5P". Pentru materialul de adaus disponibil numai sub formă de sârmă $\phi=3,2$ mm (cuprul), s-a folosit procedeul de metalizare cu flacără și sârmă și instalația "METCO 10E".

Tabelul 6.2

Caracteris- tica	U.M.	Adaus inox		Adaus bronz		Adaus cupru	
		Țeava 1	Țeava 2	Țeava 1	Țeava 2	Țeava 1	Țeava 2
0	1	2	3	4	5	6	7
Proba nr.		15	-	16	-	17	18
Stare material		pulbere	pulbere	pulbere	pulbere	sârmă	sârmă
Producător		Castolin	Castolin	Castolin	Castolin	Indigen	Indigen
Granulație	μm	7 - 100	7 - 100	5 - 75	5 - 75	-	-
Preîncălzire	$^{\circ}\text{C}$	70 - 80	70 - 80	70 - 80	70 - 80	70 - 80	70 - 80
Distanța de pulverizare	mm	200	325	200	325	275	575
Debit pulbere	g/min	28	28	24	24	-	-
Presiune oxigen	bar	2,1	2,1	2,2	2,2	2,2	2,2
Presiune acetilenă	bar	1,05	1,05	1,05	1,05	1,05	1,05
Presiune aer	bar	-	-	-	-	5,5	5,5
Debit oxigen	l/min	26	26	28,5	28,5	28,5	28,5
Debit acetilenă	l/min	15,5	15,5	15,5	15,5	15,5	15,5
Număr treceri		2	4	2	4	4	6
Randament depunere	%	70	60	70	60	65	55

6.2.2 Calculul prețurilor de execuție

Ținând cont de prețurile materialelor utilizate și de timpii utilizați pentru fiecare operație, prețurile calculate pentru realizarea metalizării sunt centralizate în tabelul nr. 6.3.

Tabelul 6.3

Denumire țevă	Cantitate	UM	Preț unitar	Cost mater. C.T.A. Total I	Salarii C.A.S. Șomaj Total II	C.I.F.U. C.G.S. Cont 520 Cont 521	Costuri Beneficiu Total
0	1	2	3	4	5	6	7
Țevă metalizată cu bronz 1	1	buc	70016	51200 7680 58880	1788 447 72 2307	4222 3059 7281 1548	70016 0 70016
Țevă metalizată cu cupru 1	1	buc	39955	27840 4176 32016	1788 447 72 2307	2368 1716 4084 1548	39955 0 39955
Țevă metalizată cu inox 1	1	buc	92664	68800 10320 79120	1788 447 72 2307	5618 4071 9689 1548	92664 0 92664
Țevă metalizată cu bronz 2	1	buc	10295 9	76800 11520 88320	1788 447 72 2307	6253 4531 10784 1548	102959 0 102959
Țevă metalizată cu cupru 2	1	buc	57869	41760 6264 48024	1788 447 72 2307	3473 2517 59990 1548	57869 0 57869
Țevă metalizată cu inox 2	1	buc	13693 2	103200 15480 118680	1788 447 72 2307	8348 6049 14397 1548	136932 0 136932

Trebuie menționat că prețurile din tabel sunt cele aferente numai operației de metalizare, deci nu țin seama de prețul țevii care reprezintă materialul de bază, respectiv a țevii de cupru, considerată disponibilă și cu care se dorește a se face comparația. Deci se caută un răspuns la întrebarea: este suficient de mare intensificarea transferului de căldură încât aceasta să fie rentabilă ținând cont de sporul de investiție?

Prețurile din tabelul nr. 6.3 se referă la acoperirea prin metalizare a suprafeței utilizate pentru experimentări (deci de acoperire a țevii de $\phi=22$ mm și lungime de 210 mm, în consecință pentru calculul de preț al metalizării pentru altă suprafață se poate calcula cu aproximație ținând cont de raportul de suprafețe. Desigur, pentru lungimi mari de țevă, trebuiesc folosite dispozitive de prindere și de rotire specifice, care pot modifica prețul unitar prin faptul că țeava va trebui prinsă la ambele capete.

6.2.3 Alte particularități

Fiecare țevă a fost pregătită inițial prin tăierea la lungime și introducerea pe un dorn cilindric cu $\phi = 18$ mm pentru îndreptare și eliminarea eventualelor ovalități. Rotirea țevii pentru asigurarea uniformității stratului depus s-a realizat cu ajutorul unui universal de strung, după prinderea dornului împreună cu țeava la care s-a lucrat în universal.

Mai trebuie menționat că în cazul metalizării utilizând procedeul cu flacără și sârmă (deci al acoperirii cu cupru), prin faptul că materialul de adăus trebuie adus la incandescență pentru a fi posibilă pulverizarea acestuia, forma picăturii care părăsește sârma de cupru este diferită de cea a unei sfere. Mai mult, în urma impactului cu țeava pe care se depune, picătura se mai și aplatizează, în special în cazul pulverizării la distanțe mici când răcirea pe traseu este mică.

Spre deosebire de aceasta, în cazul metalizării cu flacără și pulbere, stratul depus este format din granule cu forma apropiată de cea inițială (de sferă). Spațiile dintre granule (porii) vor depinde deci de mărimea granulei, fiind cu atât mai mici cu cât diametrele sunt mai mici și granulele se interpătrund. Din aceste motive, pentru a se realiza straturi metalice poroase, este de dorit ca dimensiunile granulelor să fie diferite, depunerea unor granule mai mari peste un rând de granule mici de exemplu reușind să creeze "punți" între primele și astfel canale sub formă de tunele interioare care străbat stratul metalizat depus.

Dintre elementele de aliere ale pulberii de bronz se pot aminti: $\approx 0,8\%$ P; $\approx 1\%$ Fe; $\approx 20\%$ Sn. Fosforul din compoziție este un element dezoxidant, permițând realizarea unor microsuduri între particule, mai ales datorită prezenței fierului ca element de aliere.

Pentru a putea caracteriza cât mai amănunțit stratul poros depus, este necesar studiul suprafețelor metalizate obținute prin metode metalografice. Țevile metalizate sunt prezentate în figura nr. 6.2. În imagine sunt prezentate țevile pregătite pentru probă, respectiv tăiate la dimensiune, degresate cu acetonă pentru a elimina riscurile introducerii în instalația experimentală a unor corpuri sau materiale străine și probate pe țeava care conține cartușul încălzitor. Jocul între țeava de probă și țeava care conține cartușul încălzitor (pe care sunt montate și elementele termosensibile este apreciat la 0.1-0.2 microni. Rezistența termică de contact se consideră astfel neglijabilă.

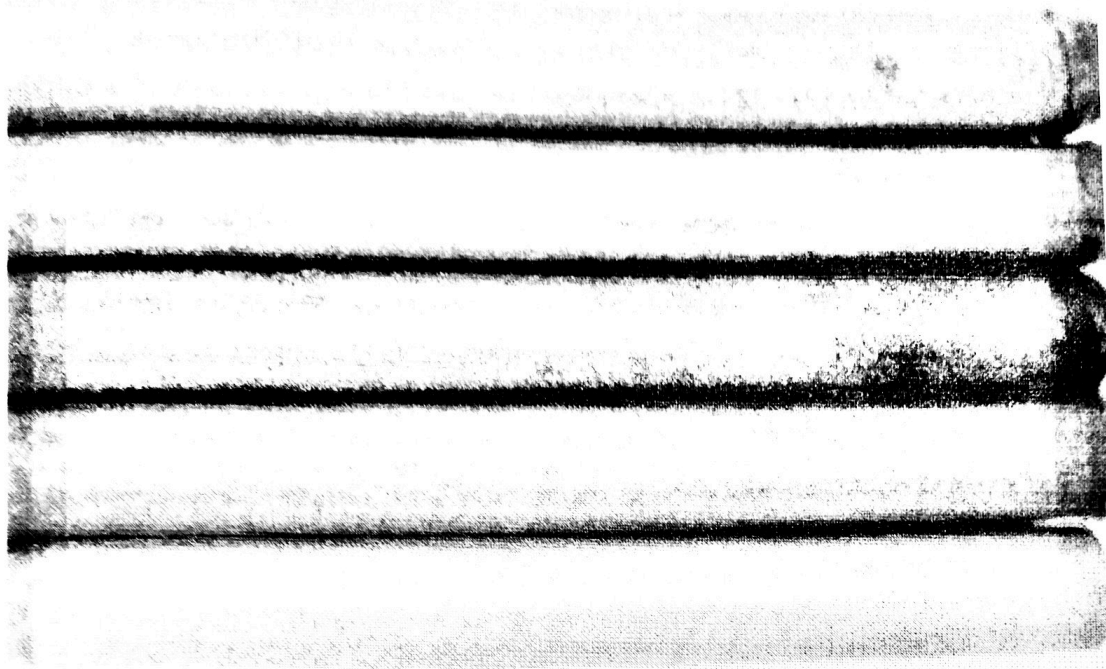


Fig. 6.2 Imaginea țevelor metalizate utilizate pentru experimentări. De sus în jos: țeava acoperită cu Cu 1; Bz 1; Inox 1; Cu 2; Bz 2

6.3 Analiza metalografică cantitativă a țevelor metalizate

6.3.1 Generalități, aparatura utilizată

Au fost supuse analizei metalografice cantitative țevile notate în tabelul nr. 6.1 cu număr de probă, respectiv cele ale căror strat depus s-a caracterizat prin aderență ireproșabilă la materialul de bază.

Pentru fiecare din aceste țevi s-au efectuat analize metalografice cantitative:

- a) pe suprafața metalizată.
- b) pe suprafața lustruită.

Din fiecare țeavă metalizată a fost prelevată câte o probă obținută prin secționarea transversală a țevii, obținându-se mici cilindri cu înălțimea de cca. 7 mm. La rândul lor, acești cilindri au fost secționați longitudinal și apoi supuși analizei metalografice [162].

Analiza metalografică cantitativă este o metodă care indică dimensiunile medii ale porilor, distribuția după mărime a acestora pe clase de dimensiuni, frecvența cu care apar diferitele clase de dimensiuni, stabilirea proporției fazelor structurale (fracția volumică în faza reprezentând porii și respectiv în faza reprezentând granulele

metalice). Metalografia cantitativă (stereologia) dă relații cantitative între parametrii stereologici ai structurii, determinați pe suprafața probei, parametri care se extind pentru întreaga probă.

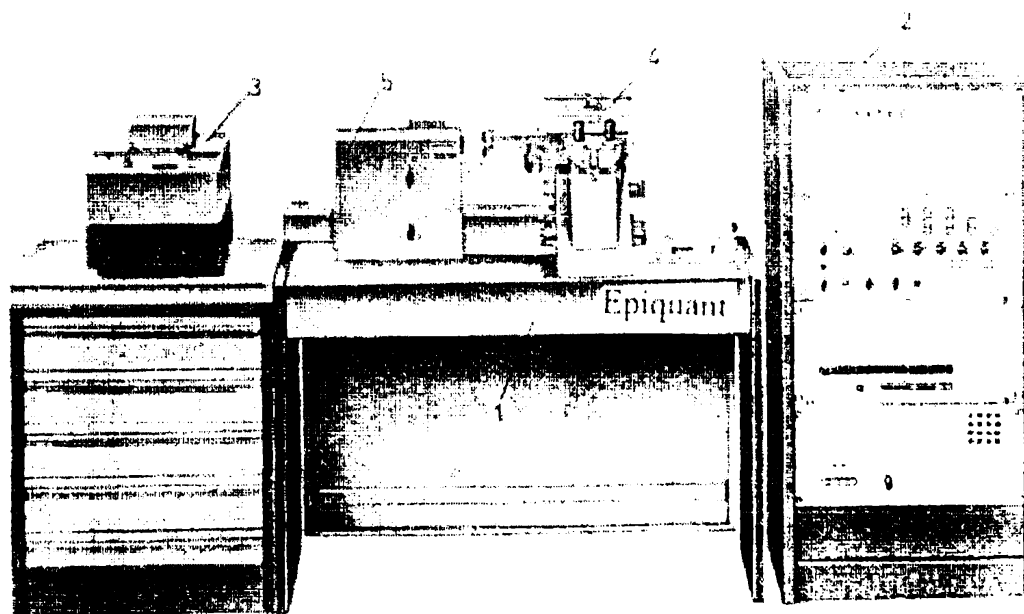


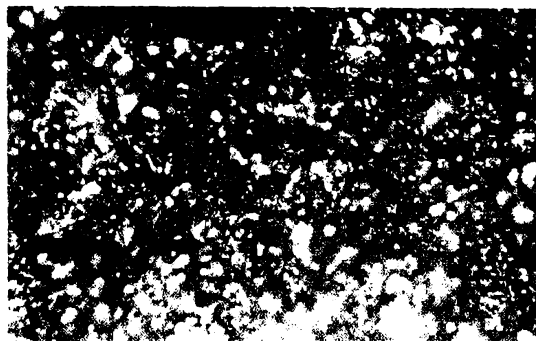
Fig. nr. 6.3. Aparatul Epiquant

Aparatul de analiză cantitativă automată prin microscopie optică este de tipul Epiquant (figura nr. 6.3) și are în componere: microscopul optic, unitatea de comandă și prelucrare electronică a datelor și imprimanta. Proba este explorată în meandre de microscopul electronic programat, lumina reflectată de probă fiind transformată în semnal electric de un fotomultiplicator care transmite semnalul unității de comandă. În unitatea de comandă se prelucrează semnalul prin numărarea și măsurarea golurilor și se execută clasarea după mărime a acestora. Rezultatele determinării se tipăresc la imprimantă iar apoi se grupează în clase de particule care se deosebesc una din alta prin dimensiunea porilor, prelucrându-se pe câmpuri în funcție de elementul analizat: faza A reprezintă golurile din material (porii) iar faza B reprezintă granulele metalice.

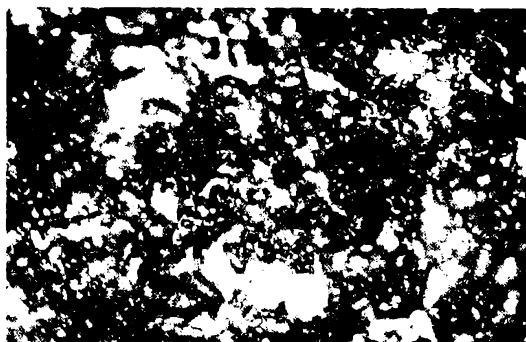
Probele pe suprafața metalizată au fost luate direct de pe suprafață, așa cum aceasta a fost realizată prin metalizare. Spre deosebire de acesta, proba pe suprafața lustruită, este obținută în urma lustruirii (șlefuirii fine) a suprafeței metalizate. Prin lustruire se permite ca lumina reflectată să indice mai precis caracteristica în adâncime a stratului poros, spotul luminos nefiind deviat de porțiunile superioare ale granulelor de pe suprafață, care prin lustruire se aplatizează.

6.3.2 Analiza metalografică cantitativă pe suprafața metalizată

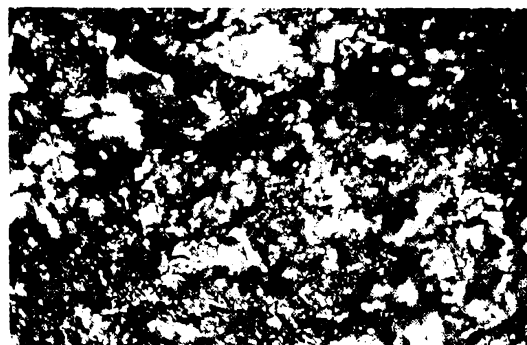
Fotografiile obținute după mărirea de 100 de ori la microscop sunt prezentate în figura 6.4: a) acoperire cu inox; b) acoperire cu bronz; c) acoperire cu cupru țeava 1; d) acoperire cu cupru țeava 2.



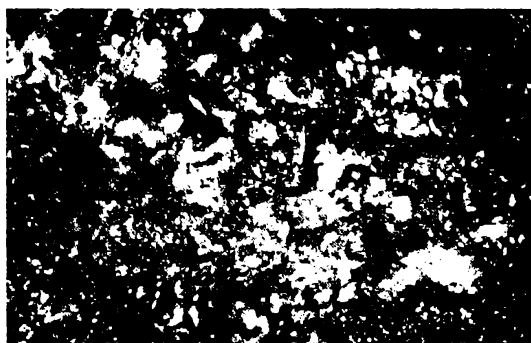
a) acoperire cu inox



b) acoperire cu bronz;



c) acoperire cu cupru țeava 1



d) acoperire cu cupru țeava 2.

Fig. nr. 6.4.

Din studiul acestora se poate observa de exemplu gradul de finețe al stratului depus, de uniformitate a acestuia, dar nu se pot obține informații cantitative.

Informațiile cantitative se pot obține [162] în urma prelucrării rezultatelor furnizate de aparatul prezentat la # 6.3.1 și centralizării pe această bază a datelor așa cum este prezentat în tabelele nr. 6.4, 6.4a, 6.4b. În tabelul 6.4 este prezentat spre exemplificare modul de centralizare pentru câmpurile explorate a distribuțiilor porilor pe

clase de dimensiuni, însumarea pe clase și frecvența relativă de apariție a fiecărei grupe de dimensiuni (procentual) în câmpurile explorate. În tabele de tipul 6.4a sunt centralizate, pe câmpuri, numărul total al grăunților pe fiecare fază: $N_A = \Sigma$ (05) reprezintă numărul de pori iar $N_B = \Sigma$ (07) reprezintă numărul de granule metalice, precum și lungimea totală a celor două faze A și B. Tabelele nr. 6.4, 6.4a, 6.4b conțin datele corespunzătoare probei nr. 17 (țevă metalizată cu cupru, nr. 1).

Tabelul 6.4

Adresa	Dimensiune particule [μm]			C	Â	M	P	U	L			Total pe clase	Procente din total (frecvența relativă)	
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10			
08	1,0÷1,4	3	0	3	2	3	0	0	2	0	0	13	1,88	
09	1,4÷2,0	1	3	4	9	3	2	1	2	1	2	28	4,06	
10	2,0÷2,8	0	1	2	4	6	4	5	1	0	2	25	3,61	
11	2,8÷4,0	4	4	1	6	7	2	2	2	2	6	36	5,21	
12	4,0÷5,6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
13	5,6÷8,0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
14	8,0÷11,3	4	2	9	6	5	4	4	2	5	3	44	6,37	
15	11,3÷16	4	1	7	6	6	3	2	1	3	4	37	5,35	
16	16,0÷22,6	3	5	3	4	5	9	9	0	2	4	44	6,37	
17	22,6÷32,0	6	6	1	3	1	5	4	0	1	4	31	4,49	
18	32,0÷45,2	6	9	2	6	6	0	1	1	2	3	36	5,21	
19	45,2÷64,0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
20	> 64,0	48	52	3	37	39	3	36	39	3	34	397	57,45	
				8			7			7		Σ	691	100

Coloana 21 + 23 (L) din tabelul 6.4a completată cu 10.000 indică faptul că s-a explorat o suprafață de $S = 0,4 \times 0,4$ mm în timp ce coloana completată cu 20.000 indică explorarea unei suprafețe de $S = 0,8 \times 0,8$ mm. În tabelele de tipul 6.4b se reiau lungimile totale ale fazelor, se centralizează mediile lungimilor fazelor pe câmpuri și volumele ocupate de faza A respectiv faza B.

Tabelul 6.4a

Numărul câmpului	ADRESELE				
	05	07	21(L _A)	23(L _B)	21+23(L)
1	90	65	9877	125	10002
2	105	81	9799	202	10001
3	93	66	9751	249	10000
4	117	90	9743	257	10000
5	110	81	9733	268	10001
6	82	62	9799	200	9999
7	76	51	9825	176	10001

8	63	40	9825	174	9999
9	61	37	9908	92	10000
10	74	31	9821	180	10001
Σ	871	604			

Tabelul 6.4b

Numărul câmpului	L_{Ai} [μm]	L_{Bi} [μm]	V_{Ai} [%]	V_{Bi} [%]
1	9877	125	98,77	1,25
2	9799	202	97,99	2,02
3	9751	249	97,51	2,49
4	9743	257	97,43	2,57
5	9733	268	97,33	2,68
6	9799	200	97,99	2,00
7	9825	176	98,25	1,76
8	9825	174	98,25	1,74
9	9908	92	99,08	0,92
10	9821	180	98,21	1,80
Media	9807,7	192,3	98,07	1,93
Abaterea	53,637	53,503	0.536	0.535

Anexele nr. 6.1 ÷ 6.3 conțin pentru fiecare probă:

- reprezentarea grafică a numerelor totale de pori pe clase de dimensiuni (N_a) în funcție de dimensiunea minimă a clasei respective (d)

- reprezentarea grafică a frecvențelor relative de apariție a claselor de dimensiuni (f_r), ceea ce reprezintă numărul total pe clase din totalul câmpurilor explorate raportat la numărul total de pori. În abscisă aceeași dimensiune minimă a clasei (d).

- calculul dimensiunilor medii ale porilor I_A (faza A) și respectiv al granulelor metalice I_B (faza B) utilizând formulele [162]:

$$I_A = \Sigma L_{Ai} : N_A \quad (6.2)$$

$$I_B = \Sigma L_{Bi} : N_B \quad (6.3)$$

în care ΣL_{Ai} este lungimea totală a fazei A (pori) și ΣL_{Bi} este lungimea totală a fazei B (granule metalice).

În urma acestor calcule s-au obținut dimensiunile medii ale porilor și respectiv ale granulelor metalice, care sunt centralizate în tabelul nr. 6.5.

Tabelul 6.5

Proba nr.	Faza A	Faza B	Faza A	Faza B	Faza A	Faza B
	I_{Ai} [μm]	I_{Bi} [μm]	V_{Ai} [%]	V_{Bi} [%]	Ab. md.	Ab. md.
15 inox	50,201	2,095	96,135	3,864	94,9	95,118
16 bronz	111,513	5,084	96,793	3,189	10,737	10,157
17 cupru 1	112,607	3,184	98,081	1,923	53,637	53,503
18 cupru 2	130,37	5,294	97,256	2,843	118,573	284,3

*Ab. md. reprezintă abaterile medii pătratice ale lungimilor pe faze.

Tot aici sunt prezentate volumele procentuale ocupate de faza A (V_{Ai}) și respectiv de faza B (V_{Bi}).

6.3.3 Analiza metalografică cantitativă pe suprafața lustruită

Fotografiile obținute pentru aceste probe după mărirea de 100 de ori la microscop sunt prezentate în figura nr. 6.5. pentru țevile metalizate cu : a) inox ; b) bronz; c) cupru 1 ; d) cupru 2.

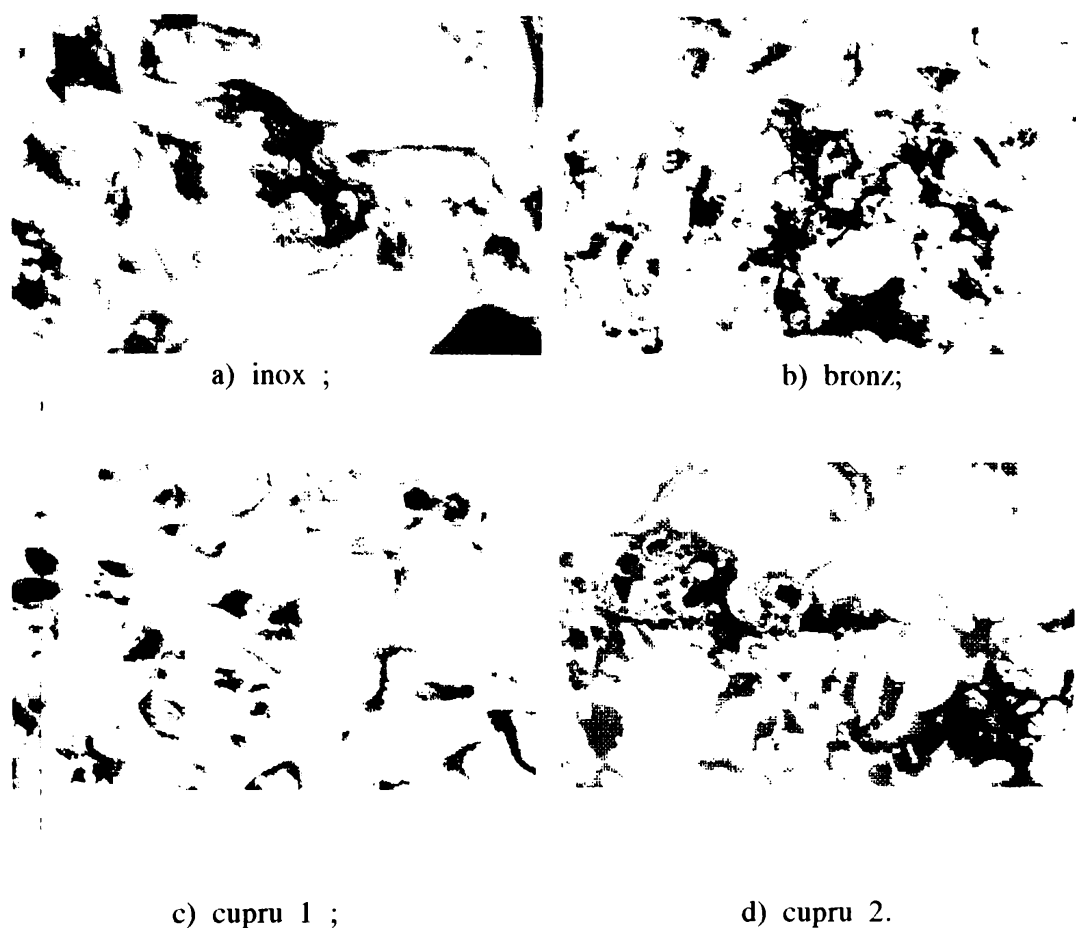


Fig. nr. 6.5.

Analizând imaginile din figura nr. 6.5, comparativ cu cele din figura nr. 6.4, se remarcă diferența dintre acestea, respectiv faptul că aplicând metoda de analiză pe suprafața lustruită se disting golurile din material (porii) din profunzimea stratului depus.

Utilizând informațiile furnizate de aparatul Epiquant, datele prelucrate sunt conținute în tabele de tipul tabelor nr. 6.6, 6.6a și 6.6b. În aceste tabele mărimile simbolizate au aceeași semnificație ca și la # 6.3.2.

Tabelul nr. 6.6

Adresa	Dimensiune particule [μm]											Total pe clase	Procente din total (frecvența relativă)
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10		
08	1,0÷1,4	33	33	26	27	34	52	40	43	53	34	375	5,69
09	1,4÷2,0	71	85	55	43	78	77	76	91	87	78	741	11,25
10	2,0÷2,8	78	76	78	58	90	120	107	106	117	99	929	14,10
11	2,8÷4,0	78	69	77	87	120	123	130	103	136	123	1046	15,87
12	4,0÷5,6	67	65	66	72	110	102	111	98	109	115	915	13,89
13	5,6÷8,0	54	62	56	69	91	85	95	78	80	100	770	11,69
14	8,0÷11,3	48	57	48	90	82	64	71	48	61	83	652	9,89
15	11,3÷16	47	33	40	62	44	32	41	28	37	55	419	6,36
16	16,0÷22,6	37	22	25	30	28	28	27	32	22	22	276	4,19
17	22,6÷32,0	31	19	18	38	28	28	27	11	21	23	244	3,7
18	32,0÷45,2	12	9	14	17	11	8	8	7	8	8	102	1,55
19	45,2÷64,0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
20	> 64,0	8	20	14	18	11	10	11	7	8	13	120	1,82
											Σ	6589	100

Tabelul nr. 6.6a

Numărul câmpului	ADRESELE				
	05	07	21(L _A)	23(L _B)	21+23(L)
1	594	599	5363	4638	10001
2	559	552	5812	4188	10000
3	554	544	5525	4475	10000
4	669	454	7898	2102	10000
5	760	531	6624	3376	10000

6	761	559	5796	4204	10000
7	752	574	6400	3600	10000
8	669	473	4554	5446	10000
9	783	580	3760	4240	10000
10	776	568	6634	3366	10000
Σ	6877	5434			

Făcând comparația cu datele conținute în tabelele 6.4, 6.4a ,se observă diferențele de valori atât la numărul porilor pe clase, cât și la frecvențele relative, respectiv distribuțiile sunt diferite. Tabelele 6.6, 6.6a și 6.6b conțin mărimi care au aceeași semnificație ca și la #3.3.2, pentru țeava metalizată cu cupru nr. 2. În urma prelucrării datelor conținute în aceste tabele, cu ajutorul programelor din anexele 6.4÷6.7, s-au reprezentat grafic distribuțiile medii ale porilor și ale frecvențelor relative.

Numărul câmpului	L_{Ai} [μm]	L_{Bi} [μm]	V_{Ai} [%]	V_{Bi} [%]
1	5363	4638	53,69	46,38
2	5812	4188	58,12	41,88
3	5525	4475	55,25	44,75
4	7898	2102	78,98	21,02
5	6624	3376	66,24	33,76
6	5796	4204	57,96	42,04
7	6400	3600	64,00	36,00
8	4554	5446	45,54	54,46
9	5760	4240	57,60	42,40
10	6634	3366	66,34	33,66
Media	6036,58	3963,5	60,365	39,635
Abaterrea	860,07	860,149	8,601	8,601

Tablul 6.6b

Sunt calculate dimensiunile medii ale porilor și respectiv ale grăunților metalici din stratul metalizat, obținute pe suprafața lustruită, precum și volumele procentuale ocupate de cele două faze: A(pori) și respectiv B (particule metalice). Rezultatele acestor calcule sunt conținute în tabelul nr. 6.7. Ultima coloană a acestui tabel conține valorile medii ale grosimilor straturilor poroase, determinate prin măsurători directe la microscopul optic.

Tabelul 6.7

Proba nr.	Faza A	Faza B	Faza A	Faza B	Faza A	Faza B	Strat mediu [mm]
	I_{Ai} [μm]	I_{Bi} [μm]	V_{Ai} [%]	V_{Bi} [%]	$\Delta b.$ md.	$\Delta b.$ md.	t.p
15 inox	32,179	31,656	61,718	38,272	1256	1258	0,212
16 bronz	14,706	22,758	45,773	54,232	1096	1096	0,291
17 cupru 1	7,018	9,591	48,854	51,147	884,14	884,261	0,135
18 cupru 2	8,778	7,294	60,366	39,635	860,07	860,149	0,137

Figura nr. 6.6 ilustrează aspectul straturilor metalizate depuse pe fiecare țevă: a)inox; b) bronz; c) Cu 1; d) Cu 2.

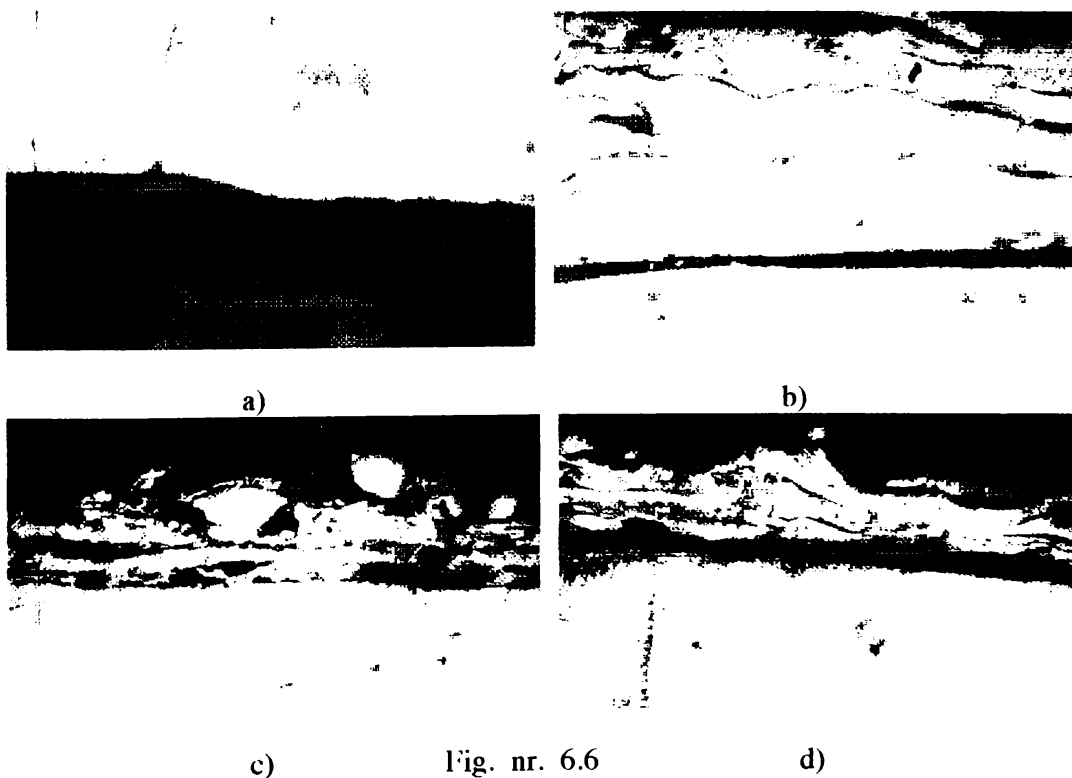


Fig. nr. 6.6

6.3.4 Studiul comparativ al metodelor

Studiul comparativ al datelor conținute în tabelele nr. 6.5 și respectiv 6.7, conduce la următoarele concluzii:

a) După metoda de la # 6.3.2, volumele medii ocupate de pori în stratul metalizat depus pe țeava de cupru sunt de peste 96 %, valori neverosimile. Explicația constă în faptul că aplicând această metodă, semnalul electric prelucrat de aparat este obținut prin reflexia luminii (a se vedea #6.3.1) de pe suprafața care este înfășurătoarea stratului depus, adică de pe punctele tangente la granulele depuse. Este firesc în această situație să obținem atari rezultate: dimensiuni mari ale porilor și mici ale granulelor metalice, de vreme ce sunt vizate micile porțiuni din părțile superioare ale granulelor metalice și marile distanțe dintre acestea care sunt interpretate ca pori. Fenomenul este ilustrat în figura nr. 6.7, unde S_1 simbolizează înfășurata la suprafața metalizată, de referință pentru metoda de la #6.3.2, iar S_2 suprafața de referință pentru metoda de la #6.3.3.

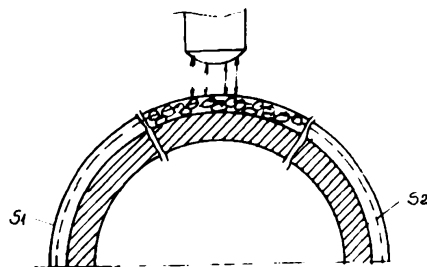


Fig. nr. 6.7. Funcționarea aparatului Epiquant în cazul celor două metode de analiză cantitativă.

Din această cauză se vor lua în considerare rezultatele metodei de analiză metalografică cantitativă pe suprafața lustruită.

b) Referitor la dimensiunile medii calculate prin cele două metode, coroborat cu imaginile din fig. nr. 6.4 și respectiv 6.5 care ne dau informații cu privire la diferența de dimensiuni între goluri (pori) și metalul depus, putem afirma că rezultatele de la # 6.3.3 sunt cele care trebuie luate în considerare.

Explicația faptului că s-au aplicat ambele metode de analiză constă în faptul că până acum aparatul Epiquant și metoda metalografiei cantitative au fost utilizate de regulă pentru a analiza incluziuni și goluri în suduri, structuri ale straturilor depuse prin sudură în secțiune, suprafețele supuse analizei prezentând rugozități și denivelări reduse. Fiind pentru prima oară utilizată pentru analiza porozității unui material, utilizarea metodei de la #6.3.2 reprezintă totuși o experiență utilă și interesantă.

6.4 Observații generale

Au fost observate zone preferențiale de degajare a vaporilor și de asemenea zone cu concentrații diferite de nucleu de vaporizare. Degajarea vaporilor se face de regulă din aceleași nucleu, sub formă de jeturi concentrate sau nucleu singulare. Ieșirea globulelor de vaporii se face de regulă din aceleași locuri, dar sunt și globule care, înainte de desprindere migreză, oscilează ca poziție și apoi se desprind. Acest aspect denotă existența în straturile metalizate a canalelor interioare din stratul depus, prin care vaporii sunt obligați să circule.

La densități mari ale fluxurilor termice, aspectul general al vaporizării este de jeturi puternice și numeroase, pe când la fluxuri mari ,evacuarea ca și din niște cratere se păstrează stabilă,locurile devenind desigur mai puțin numeroase. Vaporizarea globulară se păstrează până la densități ale fluxurilor termice de $0,8\div 0,9 \text{ kW/m}^2$.

6.5 Prelucrarea și interpretarea rezultatelor experimentale

Pe baza raționamentului de la cap. 4 conform căruia variația densităților fluxurilor termice în funcție de supraîncălzirile peretilor țevilor relative la temperatura de saturație respectă funcția putere, în anexele 6.8÷6.11 se calculează coeficienții C și A din ecuația (4.47) corespunzător probelor de țevi metalizate. Cu aceleași anexe se calculează coeficienții a și b pentru dreapta de regresie asociată reprezentată prin ecuația (4.48). Rezultatele calculelor sunt centralizate în tabelul nr. 6.8.

Tabelul 6.8

Proba nr.	C	A	a	b	Anexa
15 inox	190,42	1,718	-8502	2043	6.8
16 bronz	656,804	1,624	-6763	3474	6.9
17 cupru 1	293,78	1,833	-6874	2811	6.10
18 cupru 2	341,548	1,768	-6943	2831	6.11

Din primele estimări, considerând că panta dreptei de regresie asociată datelor experimentale este proporțională cu coeficientul de transmitere a căldurii, rezultă că cea mai performantă este proba nr. 16 (țeava metalizată cu bronz).

În anexele 6.12÷6.15 se compară, pentru fiecare probă, evoluția densităților fluxurilor termice măsurate și calculate după funcția putere asociată cu cele corespunzătoare pentru țeava lisă. Se calculează coeficienții de intensificare pentru fiecare probă ca raport între coeficienții de transmitere a căldurii după curba calculată după

funcția putere pentru ficcare țevă de probă și respectiv coeficientul de transmitere a căldurii pentru țeava lisă (tot după curba calculată). Coeficienții de intensificare calculați sunt centralizați în tabelul nr. 6.9.

Tabelul 6.9

Proba nr.	Coeficientul de intensificare	Coeficientul mediu	Anexa de calcul
15	1,35-1,25	1,3	6.12
16	2,6-2,2	2,4	6.13
17	1,76-2,02	1,89	6.14
18	1,91-1,96	1,93	6.15

Evoluția coeficienților de intensificare este prezentată în figura nr. 6.8.

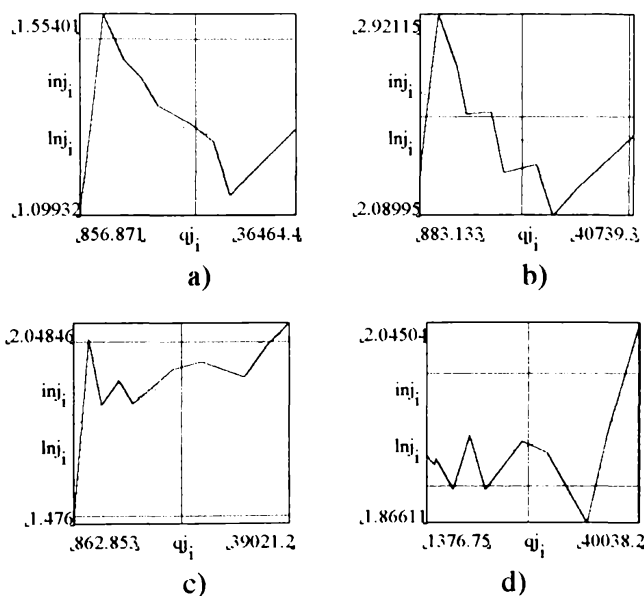


Fig. nr. 6.8 Evoluția coeficienților de intensificare pentru țevile metalizate cu: a) inox; b) bronz; c) Cu 1 ; d) Cu 2.

Utilizând programul din anexa 4.11 se calculează pentru ficcare probă coeficienții D și B din ecuația (4.54). Centralizarea rezultatelor este prezentată în tabelul nr. 6.10.

Tabelul nr. 6.10

Proba nr.	D	B
15	21,23	0,418
16	54,309	0,384
17	22,204	0,454
18	27,099	0,434

Analizând rezultatele din tabelul nr. 6.10, se constată o comportare superioară a țevii metalizate cu bronz, cu o evoluție descrescătoare totuși a coeficientului de intensificare. Țevile metalizate cu cupru au alura crescătoare a coeficientului de intensificare, ceea ce înseamnă că în zona densităților de flux mari, deci la fierbere globulară, coeficienții de transmitere a căldurii, sunt practic dublați față de cei ai țevii lise. Deși acestea sunt rezultatele experimentale, deci ale comportării acestor țevi metalizate, cu tehnologia prezentată, ar fi de așteptat o comportare mai bună a țevilor metalizate cu cupru dacă s-ar utiliza procedeul cu flacără și pulbere, evitând inconvenientele metalizării cu flacără și sârmă (a se vedea # 6.2.3). În plus, pentru țevile din cupru acoperite cu orice alt material în afară de cupru este posibilă apariția fenomenului de electrocoroziune, fenomen care bineînțeles nu este dorit.

6.6 Considerații teoretice. Ecuații criteriale de calcul

6.6.1 Ecuația Nishikawa și Ito

În [22] se citează corelația dedusă în 1982 de Nishikawa și Ito pentru straturile poroase. Aceasta are forma:

$$\frac{h \cdot t_p}{k_m} = 0,001 \left(\frac{\sigma^2 \cdot h_{lv}}{q^2 \cdot t_p^2} \right)^{0,0284} \cdot \left(\frac{t_p}{d_p} \right)^{0,56} \cdot \left(\frac{q \cdot d_p}{\varepsilon \cdot h_{lv} \cdot \mu_v} \right)^{0,593} \cdot \left(\frac{k_l}{k_m} \right)^{0,708} \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{1,67} \quad (6.4)$$

unde ε = porozitatea [%]

k_m , k_l = conductivitatea stratului metalic poros respectiv a lichidului

t_p = grosimea stratului depus

d_p = dimensiunea caracteristică a particulei metalice

$k_m = k_l + (1 - \varepsilon) k_p$

În [22], dimensiunea porului se definește ca diametrului cercului înscris în accl por.

6.6.2 Considerații teoretice proprii

6.6.2.1 Comparatie cu suprafața rugoasă

Utilizând notațiile și definițiile din anexa 4.12 și ecuația 4.61, suprafața acoperită cu strat poros se comportă ca și o suprafață rugoasă cu $R_u = 0,2$ mm (200 μ m).

Calculule sunt prezentate în anexa 6.16.

6.2.2.2. Ecuația criterială propusă

Din literatura de specialitate [22] s-au reținut ca parametrii care pot influența transmiterea de căldură la vaporizarea pe suprafețe poroase următorii: grosimea stratului depus, mărimea particulei și distribuția acesteia, forma particulei și aranjamentul particulelor în strat.

Aranjamentul particulelor în strat stabilește porozitatea stratului depus, care s-a calculat considerând forma sferică a particulelor metalice și diferite dispuneri ale acestora unele față de altele. Astfel, dispunerea intercalată (în triunghi) a particulelor considerate având toate diametrul mediu, conduce la o porozitate de 8,9 %, în timp ce așezarea suprapusă a sferelor (în pătrat) conduce la o porozitate de 47,6%. Deci calculele porozității astfel efectuate sunt pur geometrice. Diferiți cercetători semnalează experimentări asupra vaporizării pe straturi poroase, fără a menționa metodele de determinare a valorilor comunicate ale parametrilor utilizați (măsurare, calcul, etc.).

Disponând de datele furnizate de metalografia cantitativă (a se vedea # 6.3.3), apreciez că parametrii sunt mai precis determinați, pe baza măsurătorilor și calculelor prezentate.

Pornind de la ecuația de tipul 4.54, cu coeficienți adecvați, în anexa 6.16 se prezintă programul de calcul și mărimile definite pentru obținerea relației criteriale calculate pentru proba nr. 16 (țeava metalizată cu bronz).

Se definesc mărimile caracteristice straturilor metalice depuse pe suprafețele schimbătoarelor de căldură:

$Pr_l = \mu \cdot c_p / k$ numărul lui Prandtl pentru lichid

$\varepsilon = \text{porozitatea} = V_{ai} \text{ (mediu) } [\%]$

$t_p = \text{grosimea stratului depus} [\text{mm}]$

$k_m = \text{conductivitatea metalului din stratul depus} [\text{W/mK}]$

$d_m = \text{diametrul mediu al particulei metalice} [\text{mm}]$

$d_p = \text{diametrul mediu al porului} [\text{mm}]$

$k_s = \text{conductivitatea stratului poros aflat în baie de lichid} [\text{W/mK}]$

$k_l = \text{conductivitatea lichidului} [\text{W/mK}]$

$k_s = \varepsilon \times k_l + (1 - \varepsilon) k_m$

$Nu_m = h \times t_p / k_s$ numărul lui Nusselt pentru stratul poros

$Pe_m = \varepsilon t_p / (a_l \times \delta_v \times h_{lv})$ numărul lui Peclet pentru stratul poros

$V_b = 1 - \varepsilon$ Volumul mediu ocupat de granulele metalice
[%]

$a_l = k/\rho \cdot c_p$ difuzivitatea lichidului [m^2/s]

$\rho_v =$ densitatea vaporilor [kg/m^3]

$h_{lv} =$ căldura latentă de vaporizare [J/kg]

Ecuatia criterială propusă este:

$$Nu_m = 30 \frac{t_p}{k_s} \cdot \left(\frac{d_m}{t_p}\right)^{0,3} \cdot Pr_l^{1,2} \cdot \left(\frac{k_m \cdot d_p}{k_l \cdot d_m}\right)^{0,16} (Pe_m \cdot a_l \cdot \rho_v \cdot \frac{h_{lv}}{t_p})^{0,384} \cdot \frac{\varepsilon}{V_b} \quad (6.5)$$

Calcululele sunt cuprinse în programul din anexa nr. 6.16.

Elementul de probă nr. 16 (țeavă metalizată cu bronz), pentru care sunt verificate datele experimentale în anexă, se comportă ca și o teavă cu rugozitatea $Ru = 0,2 \text{ mm}$ ($200 \mu m$).

Figura nr. 6.9a prezintă graficul de variație a coeficientului de transmitere a căldurii h_v [$W/m^2 \times K$], calculat cu ajutorul ecuației 4.61 (pentru suprafețe rugoase), comparativ cu cel calculat pe baza datelor experimentale pentru proba nr. 16 (țeavă metalizată cu bronz). Figura nr. 6.9b cuprinde în plus variația coeficientului de transmitere a căldurii calculat cu ecuația nr. 6.5. În abscisă: densitatea fluxului termic [W/m^2].

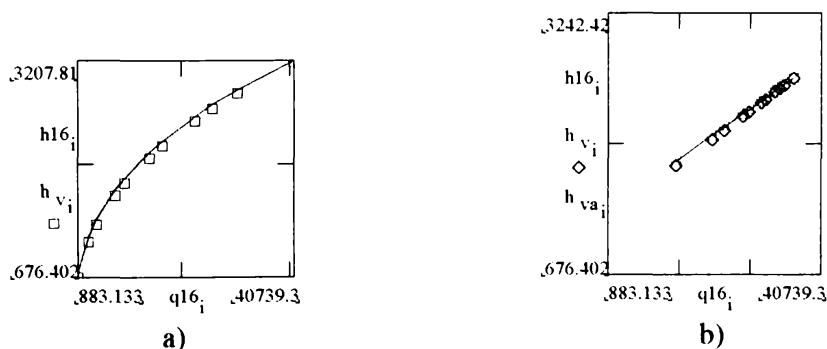


Fig. nr. 6.9

În figura nr. 6.10 se compară coeficientul de transmitere a căldurii rezultat din datele experimentale cu cei calculați pe baza ecuațiilor 4.4 (Stefan și Abdelsalam notat cu h_s) și respectiv 4.46 (Cornwell și Houston notat cu h_{ch}). Se constată o bună concordanță între valorile obținute, în special cu cele obținute având la bază ecuația 4.46. În anexa de calcul, coeficientul de transmitere a căldurii calculat pe baza ecuației 6.5 este notat cu $h_{v,a}$. În abscisă: densitatea fluxului [kW/m^2].

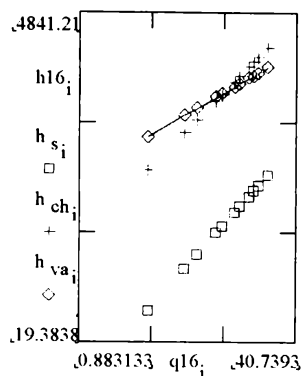


Fig. nr. 6.10

Ecuția are o bună aplicabilitate și pentru celelalte straturi depuse prin metalizare.

6.7 Concluzii

În cadrul capitolului se descriu tehnologiile folosite pentru sinterizarea straturilor metalice depuse pe pereții suprafețelor vaporizatoarelor. Pentru țevile verificate experimental de autor, se prezintă tehnologia de formare a straturilor poroase prin procedee de metalizare. Pentru acestea se fac și calculațiile de preț.

S-a reușit executarea unor suprafețe intensificate specifice pentru vaporizare care, în condițiile de experimentare utilizate, au condus practic la dublarea coeficienților de transmitere a căldurii.

Este descrisă o metodă nouă utilizată de autor pentru studiul metalografic cantitativ al straturilor depuse pe suprafețele de probă.

În literatura de specialitate referitoare la straturile metalice poroase s-a găsit metoda de apreciere a porozității stratului prin calcule geometrice bazate pe așezarea probabilă a particulelor metalice în straturi. Cu ajutorul metalografiei cantitative (metoda aplicată de autor), porozitatea stratului precum și dimensiunile medii ale porilor și respectiv ale granulelor metalice sunt calculate pe baza măsurătorilor efectuate cu aparatură adecvată. Aceste mărimi, împreună cu grosimea stratului poros depus pe suprafața vaporizatoare, de asemenea măsurată cu aparatură optică, stau la baza aprecierii în ansamblu a geometriei suprafeței. Relația criterială propusă se bazează pe aceste elemente și caracterizează performanțele termice ale suprafeței executate.

Datorită circulației de fluid reduse în condițiile specifice instalației utilizate, suprafața se comportă ca și o suprafață cu rugozitatea de 200 μm . Deci la o dublare a performanțelor termice

asistăm cu o creștere mică a coeficienților de frecare față de țeava lisă. Însucăm că la utilizarea unei astfel de suprafețe în condiții de proces tehnologic (industrial) asemănătoare cu cele din cadrul experimentărilor, beneficiul obținut prin sporul de transfer de căldură trebuie compensat în cea mai mare parte de sporul de preț al prelucrării țevii. La rândul său, acesta se poate diminua față de cel calculat de autor în condițiile utilizării la scară industrială a procedurii, a automatizării acesteia și aplicării altor metode de creștere a productivității muncii. În plus, se așteaptă ca prin metalizare cu flacără și pulbere de cupru depusă pe material de bază cupru, aplicând o tehnologie perfecționată, să se obțină performanțe termice superioare celor obținute la țevile testate de autor. În acest fel se pot obține beneficii importante utilizând la scară industrială rezultatele cercetărilor efectuate.

Prin ecuația criterială propusă și prin experimentările efectuate se îmbogățește baza de date în domeniu. Ecuația are o bună aplicabilitate în cazul vaporizării în baie de lichid, pentru straturi metalice poroase caracterizate astfel:

- porozitatea: $40 < \varepsilon < 65$ [%]
- diametrul mediu al porului: $5 < d_p < 30$ [μm]
- grosimea stratului metalic poros depus: $0,1 < t_p < 0,4$ [mm]
- diametrul mediu al particulelor metalice: $5 < d_m < 50$ [μm]
- frecvențe relative ale porilor cu $d_p < 30 \mu\text{m}$: peste 85 [%].

Pentru a se obține rezultate bune utilizând ecuația 6.5, este necesar ca procedeul de obținere a stratului metalic să aibă parametri apropiați de cei descriși la # 6.2.1, respectiv de procedeul de metalizare aplicat pentru suprafețele țevilor verificate experimental de autor. Astfel se pot respecta caracteristicile menționate.

S-a efectuat o analiză complexă a fenomenului vaporizării pe suprafețe metalice poroase.

Cap. 7 Concluzii generale

7.1 Concluziile cercetărilor experimentale

S-a conceput și realizat, un stand experimental care să permită studiul vaporizării.

Așa cum este prezentat în cap. 3, instalația utilizată, schemele electronice de măsură, aparatura de măsură și procedeul folosit în cadrul cercetărilor experimentale sunt de un bun nivel și o precizie ridicată. Aceasta a permis obținerea unor rezultate corespunzătoare, fapt dovedit prin buna concordanță dintre datele proprii și cele comunicate de alți cercetători, în cazurile în care această comparație a fost posibilă.

Cercetările sunt structurate pe grupe de suprafețe intensificate pentru vaporizare și conduc la concluzii interesante.

S-au efectuat cercetări asupra fenomenului de vaporizare în baie de lichid, utilizând suprafețele exterioare ale unor țevi ca suprafețe care preiau căldura și o transmit fluidului care vaporizează. Este cazul vaporizatoarelor utilizate larg în diferite domenii ale tehnicii. S-a menținut în timpul experimentărilor starea de saturație, la presiunea atmosferică momentană.

Gruparea suprafețelor intensificate s-a făcut în funcție de tipul prelucrării exterioare sau al acoperirii suprafeței peretelui, altfel spus în funcție de geometria stratului superficial al țevilor.

În prima grupă, a țevilor prelucrate mecanic la exterior, s-au testat, pe lângă țevile prelucrate prin așchiere, țevi prelucrate prin sablare cu nisip respectiv cu corindon și o țevă înfășurată la exterior cu sârmă de bobinaj. Cap. 4 cuprinde descrierea tehnologiilor de realizare a suprafețelor, calculațiile de preț pentru fiecare dintre acestea, rezultatele experimentale și interpretarea acestora, referitoare la țevile grupate după cum s-a arătat. Suprafețele exterioare ale țevilor din această grupă au dovedit o comportare bună la vaporizare, obținându-se coeficienți medii de transmitere a căldurii cu 20÷88 % mai mari decât cel al țevii lise. S-au obținut cele mai bune rezultate din această grupă în cazul țevilor sablate și respectiv al țevii canelate longitudinal (canalul având formă rectangulară în secțiunea transversală a țevii). Explicația constă în faptul că aceste suprafețe se caracterizează atât prin creșterea ariei suprafeței de contact dintre peretele încălzitor și fluid (ceea ce contribuie la îmbunătățirea schimbului de căldură prin convecție), cât și prin sporirea densității nucleelor de vaporizare stabile (în ciupiturile ceate în material și respectiv în colțurile canalelor). Prin aceste prelucrări s-au modificat mecanismele

specifice fenomenului de vaporizare, intensificând procesul de schimbare de fază. O stabilitate mai mare este remarcată la țeava canelată longitudinal, pentru care coeficientul de intensificare definit ca raport între coeficientul de transmitere a căldurii pentru acca țeavă și cel al țevii lise, variază puțin odată cu variația puterii termice consumate. Ținând cont că domeniul de variație al densității fluxurilor termice în cadrul experimentărilor a fost de $8\div 41 \text{ kW/m}^2$, deci a cuprins atât domeniul vaporizării convective cât și cel al vaporizării globulare, rezultă că țeava canelată longitudinal se caracterizează prin performanțe termice ridicate în ambele domenii ale procesului de vaporizare. Spre deosebire de aceasta, țevile sablate pe suprafețele exterioare au un coeficient de intensificare al transmiterii căldurii mai ridicat în domeniul convectiv, diferențele fiind totuși mici.

Au fost testate opt tipuri de suprafețe intensificate pentru vaporizare, rezultatele măsurărilor și calculele aferente dovedind că se pot obține realizări remarcabile prin utilizarea suprafețelor rugoase în cadrul vaporizatoarelor. Tipurile de suprafețe realizate și verificate experimental pot fi utilizate cu bune rezultate și în cazul condensatoarelor, desigur cu rezultate diferite din punct de vedere al performanțelor termice, stabilirea acestora nu a făcut însă obiectul cercetărilor.

Rugozitățile se dovedesc un mijloc eficace de intensificare a transferului de căldură la vaporizare, mai ales în cazurile în care creșterea consumurilor de energie de pompare nu este un factor important în proces. Este cazul vaporizatoarelor care lucrează cu țevile încălzitoare înecate în lichidul vaporizator, în condiții asemănătoare de altfel celor din instalația utilizată de autor în cadrul cercetărilor experimentale. Mărirea coeficientului de transmitere a căldurii conduce, în condiții energetice identice pentru încărcarea termică, consumul de putere și diferența medie de temperatură, la micșorarea importantă a suprafeței de transmitere a căldurii și implicit la reducerea gabariturii schimbătorului de căldură. În plus, la aceeași sarcină termică, prin reducerea diferenței de temperatură necesară, suprafețele rugoase conduc la temperaturi de funcționare inferioare față de suprafețele netede, reducerea fiind cu atât mai importantă cu cât este mai mare valoarea coeficientului de transmitere a căldurii realizat pe suprafața rogoasă în comparație cu suprafața netedă.

Rezultate complete asupra comportării suprafețelor rugoase se pot obține prin verificări în exploatare pe perioade îndelungate. În acest fel, rezultatele experimentale obținute pot fi confirmate parțial

sau în totalitate. În funcție de aceste verificări, se pot propune noi tipuri de suprafețe intensificate pentru vaporizare.

Verificarea comportării unor țevi acoperite cu țesătură de sârmă constituie o idee originală. Studiul asupra acestor tipuri de suprafețe este descris în cap. 5. S-a dorit obținerea unor suprafețe caracterizate prin cavități ascunse în stratul superficial, cavități care s-au dovedit benefice pentru intensificarea transferului de căldură la vaporizare prin modificarea mecanismelor de transfer. Rezultatele obținute au fost însă sub așteptări, coeficienții medii de intensificare fiind de 1,4 adică schimbul de căldură a fost intensificat cu 40 %. Este posibil ca elementele caracteristice ale țesăturii de sârmă (latura interioară a ochiului, diametrul și materialul sârmei) să nu fi fost cele mai potrivite pentru vaporizarea apei demineralizate în condițiile experimentale folosite. Experimentările au fost efectuate cu țesăturile disponibile la data achiziției în magazinul fabricii producătoare. Totuși, cercetările reprezintă o experiență interesantă și utilă, fapt pentru care consider că cercetări ulterioare în domeniu pot conduce la rezultate încurajatoare. Cercetările ar trebui aprofundate prin folosirea țesăturilor de sârmă perfect mulate pe peretele exterior al țevii și lipite de aceasta pe generatoare cu un pas variabil.

Altă grupă de suprafețe intensificate o constituie suprafețele obținute prin metalizarea exterioară a unor țevi de cupru în vederea formării unor straturi metalice poroase (matrici metalice granulare). S-au folosit trei materiale de adaus: inox sub formă de pulbere, bronz sub formă de pulbere și cupru sub formă de sârmă. Pentru primele două materiale de adaus, s-a utilizat procedeul de metalizare cu flacără și pulbere iar pentru acoperirea cu cupru metalizarea s-a realizat prin procedeul cu flacără și sârmă (# 6.2). În cadrul laboratoarelor ISIM, unde s-au executat acoperirile suprafețelor, tehnologia de obținere a unor straturi metalice poroase prin metalizare a fost aplicată pentru prima dată, de regulă straturile depuse prin aceste procedee fiind realizate în scopul recondiționării unor piese, la care se cerea o depunere cu particulele metalice cât mai bine întrepătrunse. De aceea, tehnologia de lucru, a trebuit adaptată corespunzător. Tot pentru prima oară este utilizată metoda de analiză metalografică cantitativă în două variante (# 6.3.2, # 6.3.3) pentru determinarea mărimilor geometrice caracteristice stratului metalizat poros: grosimea stratului depus; volumele procentuale ocupate de pori (goluri) și respectiv de granulele metalice în stratul poros; dimensiunile medii ale porilor și ale granulelor metalice; distribuția porilor pe clase de dimensiuni. De regulă, această metodă de analiză se aplică pentru verificarea sudurilor și

anume a incluziunilor de impurități și a golurilor din acestea. Deoarece sudurile se verifică pe probe prelevate în secțiunea materialului, deci pe suprafețe cu denivelări neînsemnate, în cazul de față a fost necesară aplicarea a două rânduri de analize pentru a se obține rezultate concludente: pe probe prelevate pe suprafața metalizată și respectiv pe suprafața lustruită. Metodele de analiză și rezultatele obținute sunt prezentate în cap. 6.

Suprafețele metalizate poroase depuse pe exteriorul țevilor fierbătore au condus la coeficienți de intensificare de $1,9 \div 2,4$ pentru țevile adaus de bronz și cupru și de 1,3 pentru țevile cu adaus inox. Asistăm deci practic la o dublare a coeficientului de transmitere a căldurii față de cel al țevii lise. Coeficienții de intensificare sunt totuși mai mici decât cei menționați în literatura de specialitate pentru straturile metalice poroase obținute prin sinterizare. Aceasta în cazul utilizării unei tehnologii unicat și în condițiile de experimentare prezentate. Este util să se adâncescă cercetările în domeniu în vederea stabilirii unei tehnologii care să permită realizarea unor straturi poroase prin procedeul de metalizare cu flacără și pulbere de cupru, materialul de bază fiind tot cuprul. În condițiile creșterii productivității procesului tehnologic prin mijloace adecvate și a utilizării suprafețelor realizate în cadrul vaporizatoarelor cu țeava încălzită din interior înecată în lichid (deci în condițiile creșterii mici a căderilor de presiune datorită circulației reduse a fluidului), este posibil să se obțină rezultate spectaculoase.

S-a reușit, pe lângă obținerea unor bune rezultate în domeniul intensificării transmiterii de căldură la vaporizare, îmbogățirea bazei de date referitoare la studiul acestui proces de schimbare de fază.

7.2 Concluzii referitoare la studiul teoretic al fenomenelor

Pentru fiecare din suprafețele intensificate supuse experimentărilor, s-au trasat graficele de dependență ale densităților de flux termic în funcție de supraîncălzirile exterioare ale peretilor față de temperatura de saturație. S-a găsit, în urma utilizării unor instrumente matematice adecvate, (metoda regresiei simple și multiple, metoda celor mai mici pătrate) că datele experimentale obținute din măsurători au o variație care corespunde cel mai bine variației funcției putere. Astfel, variația densităților de flux termic în funcție de supraîncălzirea exterioară a peretelui metalic, respectă o funcție de forma: $q=C \cdot \Delta T^A$. Aceași dependență, folosind coeficienți calculați corespunzător, se obține pentru relația dintre coeficienții de transmitere a căldurii la vaporizare și densitățile de flux termic

disponibile: $h=D \cdot q^B$. S-au calculat coeficienții C, A, D, B pentru fiecare din țevile cu suprafețe exterioare intensificate și respectiv pentru țeava lisă (în total 18 elemente de probă), relațiile astfel obținute putând fi folosite în cadrul unor calcule de proiectare pentru schimbătoare de căldură care s-ar dori echipate cu astfel de suprafețe. Relațiile sunt valabile în condițiile vaporizatoarelor care funcționează cu țeava încălzitoare înecată în lichidul de vaporizat.

Se poate aprecia global că panta drepte de regresie asociate datelor experimentale obținute, depinde direct proporțional de coeficientul de transmitere a căldurii. Raționamentul este util în special în cazul comparării diferitelor suprafețe intensificate.

S-au făcut observații generale asupra fenomenului de vaporizare pentru fiecare din grupele de țevi cu suprafețe intensificate, explicând comportarea fiecăra în corelație cu mecanismul predominant din cadrul procesului studiat.

Având la bază tipul de geometrie superficială a fiecăreia dintre grupele de țevi intensificate, s-au dedus ecuații criteriale care iau în considerare parametrii fluidului de lucru în condițiile experimentale, elementele caracteristice ale geometriei suprafeței și bineînțeles mărimile determinate prin măsurători. Pentru procese de transfer de căldură și masă cum sunt cele cu schimbare de fază, intensificarea transferului și deci ecuația sa caracteristică, depinde, pe lângă tipul și dimensiunea stratului superficial, de proprietățile termo-fizice ale lichidului, exprimate sintetic prin numărul lui Prandtl.

Astfel, pentru grupa de țevi care au suprafețele exterioare prelucrate mecanic, ecuația criterială are ca variabilă caracteristică, rugozitatea suprafeței. Aplicând ecuația criterială propusă pentru aceste țevi, se obțin coeficienți de transmitere a căldurii aproape identici în cazul subgrupelor de țevi cu coeficienți de intensificare apropiați. Este cazul elementelor de probă nr. 2;7;8 (țeavă canelată longitudinal, țeavă sablată cu nisip și respectiv cu corindon) și al elementelor de probă nr. 5;6 (dublu randalinată și randalinată cu filet), care formează două subgrupe distincte. S-a obținut o bună concordanță între coeficienții de transmitere a căldurii determinați experimental, cei calculați pe baza ecuației criteriale propuse de autor și respectiv cei calculați având la bază ecuații criteriale propuse de alți cercetători și considerate de largă aplicabilitate pentru suprafețe intensificate: ecuația Stefan și Abdelsalam (4.4) și respectiv ecuația Cornwell și Houston (4.46).

Grupa de țevi acoperite la exterior cu țesături de sârmă, s-a găsit că este caracterizată prin suprafața utilă de cernere a țesăturii,

mărime care a devenit elementul variabil în ecuația criterială propusă de autor. Este explicabilă utilizarea acestei variabile, de vreme ce suprafața utilă de cernere este practic aria suprafeței prin care țevă încălzitoare comunică cu lichidul în curs de vaporizare. Pentru această grupă de suprafețe nu s-a găsit, așa cum era de așteptat, o dependență directă a gradului de intensificare de latura interioară a ochiului de țesătură. Era de așteptat să existe o legătură între latura interioară a ochiului de țesătură și diametrul de plecare al globulei de vapori, influențând prin acesta indirect intensificarea transmiterii de căldură. Este posibil ca cercetările ulterioare în domeniu să elucideze comportamentul specific în cazul unor astfel de suprafețe.

În cazul suprafețelor metalice poroase depuse prin procedeele arătate în cap. 6, s-a studiat, ca și în cazul celorlalte suprafețe, relația de dependență dintre coeficienții de transmitere a căldurii de densitățile de flux termic disponibile, relații care pot fi utilizate ca atare. Ținând seama de elementele caracteristice ale acestor tipuri de suprafețe, s-a dedus ecuația criterială specifică, posibilă de utilizat în calcule de proiectare. Elementele caracteristice sunt: grosimea stratului depus, dimensiunile medii ale golurilor din strat (ale porilor), dimensiunile medii ale granulelor metalice, volumele procentuale ocupate în strat de pori și respectiv de particulele metalice. În ecuația criterială propusă se mai ține seama de caracteristicile fluidului în condițiile de lucru, sintetizate prin numărul lui Prandtl.

Pentru toate ecuațiile propuse, sunt menționate, în cadrul capitolelor consacrate fiecărei grupe de suprafețe intensificate, limitele de aplicabilitate ale acestora.

7.3 Contribuții originale

S-a conceput o instalație experimentală utilizată pentru studiul fenomenului de vaporizare. S-a ținut cont în realizarea acesteia, pe lângă posibilitățile existente, de necesitatea obținerii unor rezultate corespușătoare. Astfel, pentru a se putea face observații generale asupra fenomenului de vaporizare, asupra gradului de circulație a fluidului în instalație, vaporizatorul și condensatorul instalației au fost construite din sticlă termorezistentă. Prin faptul că aceste recipiente s-au folosit neizolate pentru a permite menționatele observații s-au putut produce pierderi de căldură necontrolate către mediul exterior, dar deoarece experimentările s-au desfășurat într-un interval de timp în care temperatura mediului a variat nesemnificativ iar scopul pentru care s-a folosit instalația a fost în special de a se

studia comparativ diferitele suprafețe schimbătoare de căldură, se poate aprecia că rezultatele obținute sunt corespunzătoare. Aparatura utilizată și metoda de lucru originală aplicată, au permis obținerea unor bune rezultate, fapt demonstrat prin aceea că aceste rezultate sunt comparabile cu cele obținute de alți cercetători în domeniu (atunci când această comparație a fost posibilă).

Urmărind scopul propus, de a se studia diferite suprafețe intensificate pentru vaporizare, s-a căutat, cu mijloacele avute la dispoziție, obținerea unor suprafețe care pe de o parte să fie cât mai performante și pe de altă parte să fie cât mai originale, cel puțin dacă se ține seama de înregistrările din literatura de specialitate. Menționez dintre aceste suprafețe: țevile sablate cu nisip și corindon; țeava înfășurată cu sârmă de bobinaj; țevile acoperite cu țesături de sârmă; țevile metalizate.

Datorită specificului instalației utilizate și a necesității de menținere a stării de saturație a fluidului în timpul experimentărilor, s-a adoptat un metodă de lucru unitară pentru toate elementele de probă supuse studiului, pentru a se putea face o comparație concludentă între acestea. Metoda este descrisă la # 3.3 și se poate prezenta sintetic astfel: vaporizatorul este alimentat cu apa demineralizată degazată întotdeauna la același nivel; se conectează rezistența de încălzire auxiliară (de mare putere) și se menține în funcție până la atingerea valorilor de temperaturi măsurate ale lichidului de $99\div 100^{\circ}$ C; din acest moment se conectează și rezistența de încălzire a elementului de probă ce urmează a fi studiat, menținându-se în funcție ambele rezistențe câteva minute, până la egalizarea temperaturilor lichidului și respectiv a vaporilor; după deconectarea rezistenței auxiliare de încălzire și reducerea tensiunii de alimentare a rezistenței elementului de probă, se începe culegerea datelor pornind de la tensiunea de 40 V aplicată acesteia; datele sunt culese pentru fiecare valoare a tensiunii variabile, de îndată ce temperatura măsurată a peretelui metalic al țevii s-a stabilizat. În tot parcursul probei se menține temperatura de saturație și se controlează presiunea din vaporizator, care nu trebuie să varieze cu mai mult de $0,1\div 0,2$ kPa. Datele sunt culese în sens crescător și respectiv descrescător al tensiunii aplicate rezistenței elementului de probă.

Studiul teoretic al fenomenelor începe cu observațiile generale din fiecare capitol, în cadrul cărora se fac aprecieri asupra desfășurării acestora și asupra mecanismelor de transmitere a căldurii, cu consecințe pentru intensificarea acesteia.

Fiecare element de probă este caracterizat, pe baza datelor experimentale obținute și utilizate în calcule, prin relații de dependență a densităților de flux termic consumate în funcție de supraîncălzirile pereților țevii relative la temperatura de saturație și respectiv ale coeficienților de transmitere a căldurii în funcție de densitățile de flux disponibile. Pentru calcule se folosesc instrumente matematice simple, eficiente și precise, aplicate în limbajul matematic specific ingineresc Mathcad. Calculele, formulele utilizate și deduse, precum și raționamentul de prelucrare a datelor sunt prezentate în anexele de calcul.

Pentru grupele de elemente de probă cercetate experimental, sunt deduse ecuații criteriale specifice, ale căror aplicabilitate în cadrul grupei s-a dovedit corespunzătoare. Prin compararea rezultatelor obținute (acolo unde aceasta a fost posibilă), s-a putut proba pe de o parte veridicitatea acestora și pe de altă parte s-a demonstrat că metodele de experimentare și calcul au fost corespunzătoare. Totuși, în comparație cu relațiile criteriale propuse de alți cercetători (prezentate spre exemplificare la # 4.3.2.1.), unele dintre acestea aplicabile cu oarecare dificultate datorită pe de o parte complexității acestora și pe de altă parte datorită elementelor componente posibil de determinat cu mare dificultate (de exemplu densitatea nucleelor de vaporizare N/A [m^{-2}]), s-a căutat stabilirea unor relații simple, cu factori componenți măsurabili sau ușor de determinat. În plus, relațiile menționate se bazează pe coeficienți empirici valabili numai în anumite condiții și a căror pondere este foarte importantă în relația respectivă. Prin determinarea relațiilor criteriale având la bază mărimi măsurate și respectiv elemente caracteristice suprafeței și fluidului de lucru, apreciez că aceste relații sunt simplu de utilizat și suficient de precise. În cazul folosirii acestor relații pentru alte fluide de lucru, ele pot da informații prețioase dacă se compară performanțele termice ale mai multor suprafețe intensificate pentru vaporizare.

În cadrul fiecărui capitol sunt prezentate condițiile în care se pot utiliza relațiile propuse, respectiv limitele factorilor componenți pentru care relațiile dau rezultate precise.

Prin prezentarea rezultatelor cercetărilor efectuate asupra unor suprafețe intensificate pentru vaporizare se îmbogățește baza de date referitoare la acest fenomen de schimbare de fază.

Descrierea în detaliu a cercetărilor, calculelor și raționamentelor utilizate, poate oferi de asemenea o bază pentru cercetări ulterioare în domeniu și idei de largire a acestora, pornind de la alte suprafețe care să corespundă scopului propus atât ca eficiență

tehnică aplicată procesului de transmitere a căldurii, cât și ca eficiență economică asupra complexului de factori care influențează domeniul atât de vast al vaporizatoarelor în special și al schimbătoarelor de căldură în general. Mă refer aici la faptul că o parte din suprafețele intensificate pentru vaporizare pot fi utilizate cu bune rezultate atât în cadrul condensatoarelor, cât și al schimbătoarelor de căldură fără schimbare de fază, dacă un calcul tehnico-economic conduce la concluzia eficienței acestei utilizări.

Bibliografie

1. Gorelik, G.; Paylyukevich, N.; Zalenskiy, S.; Radev, S. and Stefanov, S.- "Kinetics of intensive evaporative mass transfer through a porous layer" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 13/1993, p. 3369-3374.
2. Leiner, N. - "Heat transfer by nucleate pool - boiling general correlation based on thermodynamic similarity" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 5/1994, p. 763-769.
3. Deligiannis, P.; Cleaver, J.W. - "Influence of surrounding bubbles on the rate of nucleation" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 15/1993, p. 3697-3701.
4. Yiding, Cao ș.a. - "Conjugate analysis of a flat plate type evaporator for capillary pumped loops with three-dimensional vapor flow in the groove" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 3/1994, p. 401-409.
5. Anita, S. ș.a. - "A problem of measurement of temperature solved using the one dimensional heat equation" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 4/1993, p. 1043-1048.
6. Mihailov, M.D.- "Finite difference method by using Mathematica" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 1/1994, p. 375-379.
7. Suzuki, K.- "Mechanism of heat transfer enhancement due to self sustained oscillation for an in - line fin array" - *Int. J. Heat Mass Transfer suppl.* nr. 1/1994, p. 83-96.
8. Huang, A. - "Stability of liquid - vapor flow down an inclined channel with phase change" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 3/1993, p. 663-672.
9. Banerji, S.K. ș.a. - "Finite element method analysis of interaction effects for vaporising cylinders arranged in triangular configurations" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 4/1995, p. 607-613.
10. Boyd, R.D.; Meng, X.- "Boiling curve correlation for subcooled flow boiling" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 4/1995, p. 758-760.
11. Yanniotis, S. ș.a. - "Heat transfer enhancement in centrifugal fields" - *Proceeding of the Eurotherm Seminar*, nr. 33, 13-14.10.1993.
12. Cao, Y. - "Analytical solutions of flow and heat transfer in a porous structure with partial heating and evaporation on the upper surface" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 10/1994, p. 1525-1533.
13. Mei, R.; Chen, W.; Klausner, J.F. - "Vapor bubble growth in heterogeneous boiling - I Formulation" *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 5/1995, p. 909-919.
14. Mei, R.; Chen, W.; Klausner, J.F. - "Vapor growth in heterogeneous boiling - II Growth rate and thermal fields" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 5/1995, p. 921-934.
15. Boesmans, B. ș. a. - "Level swell in pool boiling with liquid circulation" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 6/1995, p. 989-998.
16. Chang, C.T. ș.a. - "Confined single - and multiple - jet impingement heat transfer - II Turbulent two phase flow" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 5/1995, p. 843-851.
17. Kotake, S.- "Molecular dynamics study of fluid melting and vaporisation by laser irradiation" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 8/1993, p. 2061-2067.

18. Zimparov, V.- "Performance evaluation criteria for enhanced heat transfer surfaces" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 12/1994, p. 1807-1816.
19. Demilov, A.S. - "Investigation of heat and mass transfer in the evaporation zone of a heat pipe operating by the 'inverted meniscus' principle" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 14/1994, p. 2155-2163.
20. Miyazaki ş.a. - "Heat pipe" - U.S. Patent nr. 4.815.529, 1989.
21. Miyazaki ş.a. - "Heat pipe" - U.S. Patent nr. 4.846.263/1989.
22. Thome, J.R. - "Enhanced Boiling that Transfer" - Hemisphere, Washington D.C. 1990.
23. Chounet, G.M. - "Étude sur la vaporization vraie d'un mélange de fluid, avec convection" - Thèse 1982.
24. Merrill, T.L. - "Combined heat and mass transfer during bubble absorbtion in binary solutions" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 3/1997, p. 589-603.
25. Xin, R.C. ş.a. - "An investigation and comparative study of the pressure drop in air - water the phase flow in vertical helicoidal pipes" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 4/1996, p. 735-743.
26. Buyevich, Yu.A.; Webbon, B.W. - "Dynamics of vapour bubbles in nucleate boiling" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 12/1996, p. 2409-2426.
27. Lee, H.S. ş.a.- "Hemispherical vapor bubble growth in microgravity: experiments and model" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 12/1996, p. 2449-2461.
28. Benjamin, R.J. ş.a. - "Nucleate pool boiling heat transfer of pure liquids at low moderate heat fluxes" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 12/1996, p. 2495-2504.
29. Kuo, C.S. , Wang, Cc- "In tube evaporation of HClC - 22 in a 9.52 mm micro-fin/smooth tube" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 11/1996, p. 2559-2569.
30. Buyevich, Yu.A. ş.a. Webbon, B.W.- "The isolated bubble regime in pool nucleate boiling" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 2/1997, p. 365-377.
31. Kenning, D.B.R. and Yan, Y.Y. - "Pool boiling heat transfer on a thin plate: features revealed by liquid crystal thermography" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 15/1996, p. 3117-3137.
32. Zhang, Y.; Faghri A. - "Heat transfer enhancement in latent heat thermal energy storage system by using the internally finned tube" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 15/1996, p. 3165-3173.
33. Yang, C.Y. and Webb, R.L. - "Friction pressure drop of R-12 in a small hydraulic diameter extruded aluminium tubes with and without micro-fins" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 4/1996, p. 801-809.
34. Yu - Yuci, C.; Chi-Chuan, W. - "A generalized heat transfer correlation for lower - fin geometry" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 3/1997, p. 533-544.
35. Mitrovic, J. - "Bubble detachment criteria" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 1/1997, p. 209-211.
36. Bernardin, J.D.; Stebbins, C.J.; Mudawar, I. - "Effects of surface roughness on water droplet impact history and heat transfer regimes" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 1/1997, p. 73-88.

37. Zheng, J.M.; Worek, W.H.; Sutton, W.H.; Lai, F.C.- "Enhancement of heat transfer using porous convection-to-radiation converter for laminar flow in a circular duct" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 1/1997, p. 39-48.

38. Zheng, G.S.; Worek, W.M. - "Method of heat and mass transfer enhancement in film evaporation" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 1/1996, p. 97-108.

39. Houston, S.D.; Cornwell, K. - "Heat transfer to sliding bubbles on a tube under evaporating and non-evaporating conditions" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 1/1996, p. 211-214.

40. Özbelge, T.A.; Köker, S.M. - "Heat transfer enhancement in water - fieldspan upflows through vertical annuli" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 1/1996, p. 135-147.

41. Van der Geld, C.W.M. - "Bubble detachment criteria: some criticism of 'Das Abreißen von Dampfblasen an festen Heizflächen'" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 3/1996, p. 653-657.

42. Mughal, M.P.; Plumb, O.A.- "An experimental study of boiling on a wicked surface" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 4/1996, p. 771-777.

43. Buyevich, Yu.A.; Mankevich, V.N. - "Cooling of a superheated with a jet mist flow" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 11/1996, p. 2353-2362.

44. Buyevich, Yu.A.; Natalukha, I.A. - "Self oscillating regimes of nucleate, transition and film boiling" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 11/1996, p. 2363-2373.

45. El-Genk, M.S.; Glebov, A.G.- "Transient pool boiling from downward - facing curved surfaces" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 12/1995, p. 2209-2224.

46. Nishimura, T.; Kojima, N. - "Mass transfer enhancement in a systematic sinusoidal wavy-walled channel for pulsatile flow" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 9/1995, p. 1719-1731.

47. Kwa, H.Y.; Doek, S.; Park, C.H.- "Bubble dynamics on the evolving bubble formed from droplet at the superheat limit" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 9/1995, p. 1709-1718.

48. Van Helden, W.G.J.; Van Der Geld, C.W.M.; Boot, P.G.M. - "Forced on bubbles growing and detaching in a flow along a vertical wall" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 11/1995, p. 2075-2088.

49. Celata, G.P.; Cumo, M.; Mariani, A. - "The effect of the tube diameter on the critical flux in subcooled flow boiling" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 8/1996, p. 1755-1757.

50. Wolf, D.H.; Incropera, F.P.; Viskanta, R. - "Local jet impingement boiling heat transfer" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 7/1996, p. 1395-1406.

51. Khrustalev, D.; Faghri, A. - "Heat transfer in the inverted meniscus type evaporator at high heat fluxes" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 16/1995, p. 3091-3101.

52. Marvillet, Ch. - "Intensification des échanges de chaleur" - Grenoble, France.

53. Bier, K.; Engelborn, H.R.; Gorenflo, D. - "Heat transfer with low boiling halogene refrigerants, measurements taken with single tub and transmission in tube nets" - *Klima Kaelte Ing.* 1976, 11, 399-406.

54. Stefan, K.; Abbelsalam, M. - "Heat transfer correlations for natural convection boiling" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 23/1980, p. 73-87.

55. Bakhru, N.; Lienhard, J.H.- "Boiling From Small Cylinders" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 15/1972, p. 2011-2025.
56. Voutsinas, C.M. and Judd, R.L. - "Laser Interferometric Investigation of the Microlayer Evaporation Phenomenon" - Transactions of the ASME Febr.; 1975, p. 88-92.
57. Kenning, D.B.R. and Kao, Y.S. - "Convective Heat Transfer to Water Containing Bubbles: Enhancement Not Dependent On Thermocapillarity" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 15/1972, p. 1709-1717.
58. Fornasieri, E. - "Theoretical aspects of enhancement techniques in extended surface heat exchangers" - Eurotherm, Paris, 1993, p. 61-78.
59. Singh, A.; Mikic, B.B.; Rohsenow, W.M. - "Active Sites in Boiling" - Journal of Heat Transfer 1976. p. 401-406.
60. Takamatsu, H.; Momoki, S. and Fujii, T. - "A correlation for forced convective boiling heat transfer of pure refrigerants in a horizontal smooth tube" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 36/1993, p. 3351-3360.
61. Cornwell, K.; Houston, S.D. - "Nucleate pool boiling on horizontal tubes: a convection based correlation" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 37/1994, suppl. 1, p. 303-309.
62. Cavallini, A.; Doretti, L.; Lango, G.A. and Rossetto, L. - "Experimental heat transfer coefficients during condensation of pure refrigerants on a commercial enhanced tube" - Eurotherm, Paris, 1993, p. 104-110.
63. Judd, R.L. and Merte, H. Jr. - "Evaluation of nucleate boiling heat flux predictions at varying levels of subcooling and acceleration" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 15/1972, p. 1075-1097.
64. Fand, R.M.; Keswani, K.K.; Jotwani, M.M.; Ho, R.C.C. - "Simultaneous Boiling and Forced Convection Heat Transfer From a Horizontal Cylinder to Water" - Journal of Heat Transfer - August 1976, p. 395-400.
65. Mikic, B.B. and Rohsenow, W.M. - "A New Correlation of Pool Boiling Data Including the Effect of Heating Surface Characteristics" - Journal of Heat transfer, May 1969, p. 245-250.
66. Vachon, R.I.; Nix, G.H.; Tanger, G.E. - "Evaluation of Constants for the Rohsenow Pool - Boiling Correlation" - Journal of Heat Transfer, May 1968, p. 239-246.
67. Snyder, N.W.; Robin, T.T. - "Mass Transfer Model in Subcooled Nucleate Boiling" - Journal of Heat Transfer August 1969, p. 404-412.
68. Judd, R.L.; Hwang, K.S. - "A Comprehensive Model for Nucleate Pool boiling Heat Transfer Including Microlayer Evaporation" - Journal of Heat Transfer, November 1976, p. 623-629.
69. Vachon, R.I.; Nix, G.H.; Tanger, G.E.; Cobb, R.O. - "Pool Boiling Heat Transfer From Teflon - Coated Stainless Steel" - Transactions of the ASME Journal of Heat Transfer, August 1969, p. 364-370.
70. Chandra, C.M.; Webb, R.L. and Randlett, M.R. - "Advanced micro-fin tubes for evaporation" - Int. J. Heat Mass Transfer, vol. 39, nr. 9/1996, p. 1827-1838.
71. Webb, R.L.; Menze, K.W.; Apparao, T.V.V.R. - "Comparison of Enhanced and Standard Finned Tubes: Field Test of 250 - Ton Centrifugal Water Chillers" - Heat Transfer Engineering vol. 11, nr. 2/1990, p. 19-28.
72. Marvillet, C. - "Les échangeurs a hautes performances pour les pompes a chaleur et les systemes de climatisation" - groupement pour la

recherche sur le échangeurs thermiques - Centre d'études nucléaires de Grenoble.

73. Auracher, H.- "Evaporation in tubes with special emphasis on heat transfer intensification techniques" - Proceedings of the EuroTherm Seminar no. 33, October, 13-14/1993 Paris, France, p. 45-60.

74. Bhat, A.M.; Saini, J.S.; Prakash, R. - "Investigation of Bubble Dynamics in Pool Boiling in High Heat Flux Region" - Journal of the Institution of Engineers (India), vol. 68, part. ME3, nov. '87, p. 52-55.

75. Webb, R.L. and Apparao, T.V.V.R. - "Performance of Flooded Refrigerant Evaporators with Enhanced Tubes" - Heat Transfer Engineering, vol. 11. no.2. 1990, p. 29-43.

76. Negru, L.D. - "Contribuții la studiul schimbului de căldură la vaporizarea freonului 11" - Teză de doctorat. Institutul Politehnic Traian Vuia Timișoara, 1982.

77. Leca, A.; Pop, M.; Stan, A.; Badea, A.; Luca, I. - "Procese și instalații termice în centrale nucleare electrice" - Ed. D.P. București 1973.

78. Kumada, T.; Sakashita, H.; Yamagishi, H. - "Pool boiling heat transfer - I Measuremet and semiempirical relations of detachment frequencies of coalesced bubbles" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 38/1995, p. 969-977.

79. Kumada, T.; Sakashita, H.; Yamagishi, H. - "Pool boiling heat transfer - II Thickness of liquid macrolayer formed beneath vapor masses" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 38/1995, p. 979-987.

80. Lippert, T.E.; Dougall, R.S. - "A Study of the Temperature Profiles Measured in the Thermal Sublayer of Water, Freon - 113 and Methyl Alcohol During Pool Boiling" - Journal of Heat Transfer - August 1968, p. 346-406.

81. Anderson, S.A.; Hale, L.A.; Hunt, H.H.; Pulley, P.E. - "A Technique for Determining the Transient Heat Flux at a Solid Interface Using the Measured Transient Interfacial Temperature" - Journal of Heat Transfer - nov. 1973, p.492-497.

82. Delhaye, J.M.; Semeria, R.; Flamand, J.C. - "Void Fraction and Vapor and Liquid Temperatures: Local Measurements in Two-Phase Flow Using a Microthermocouple" - Journal of Heat Transfer - Aug. 1973, p. 365-370.

83. Al Marsi, R.; Marmai, U.- "Beobachtungen zum Verdampfungsregime im Zweiphasenthermosiphon" Wissenschaftliche Beischrift Universitat Chemnitz - Zwickau 1/1992, p. 142-157.

84. Bernardin, J.D.; Stebbins, C.J.; Mudawar, I. - "Mapping of impact and heat transfer regimes of water drops impinging on a polished surface" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 40/1997, p. 247-267.

85. Jain, K.K.; Gorasia, J.N.; Dave, R.K. - "Computer Aided Design of Capillary Tube Used in Refrigeration" - Journal of the Institution of Engineers (India), Iunic, 1991, p. 130-133.

86. Shoukri, M.; Judd, R.L. - "Nucleation Site Activation in Saturated Boiling" - Journal of Heat Transfer, febr. 1975, p. 93-97.

87. Andreani, M.; Yadigaroglu, G. - "A 3-D Eulerian - Lagrangian model dispersed flow film boiling including a mechanistic description of the droplet spectrum evolution - I The thermal hydraulic model" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 40/1997, p. 1753-1772.

88. Andreani, M.; Yadigaroglu, G. - "A 3-D Eulerian - Lagrangian model dispersed flow film boiling - II Assessment using quasi-steady-state data and comparison with the results of 1-D analysis" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 40/1997, p. 1773-1793.
89. Khodaparast, A.K. Kawaji, M.; Antar, B.N. - "The Rayleigh - Taylor and Kelvin - Helmholtz stability of a viscous liquid - vapor interface with heat and mass transfer" - *Physics Fluids* nr. 7 (2), february 1995, p. 359-364
90. Fujita, Y.; Tsuitsui, M. - "Heat transfer in nucleate pool boiling of binary mixtures" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 37 Suppl. 1/1994, p. 291-302.
91. Piero, C.G.; Maurizio, C.; Tommasetarro - "Forced convective boiling mixtures" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 36/1993, p. 3299-3309.
92. Whitfield, K. and Roy, R.P. - "Boiling flow through a rod-bundle channel: steady states and dynamic instabilities" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 38/1995, p. 1409-1425.
93. Celata, G.P.; Cumo, M.; D'Annibale, F.; Gugliermetti, F. and Ingui, G. - "Direct contact evaporation of nearly saturated R114 in water" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 38/1995, p. 1495-1504.
94. Bonetto, F.; Clause, A.; Converti, J. - "Two-phase flow in the localized boiling field adjacent to a heated wall" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 36/1993, p. 1367-1372.
95. Wen-Jeng, C.; Chi-Feng, H. - "Natural convection in a vertical cylinder filled with anisotropic porous media" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 36/1993, p. 3361-3367.
96. Po-Wen, Y.; Steven, C.L.; Gréar, T. - "The collapse of a cavitation bubble in shear flows - A numerical study" - *Physics Fluids* 7(11) November 1995.
97. Cellata, G.P.; Cumo, M.; Mariani, A.; Zummo, G. - "The prediction of the critical heat flux in water subcooled flow boiling" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 38/1995, p. 1111-1119.
98. Gersey, Christopher O.; Issam, M. - "Effects of heater length and orientation on the trigger mechanism for near saturated flow boiling critical heat flux - I Photographic study and statistical characterization of the near-wall interfacial features" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 38/1995, p. 629-641.
99. Klausner, J.F.; Mei, R.; Bernard, D.M.; Zeng, L.Z. - "Vapor bubble departure in forced convection boiling" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 36/1993, p. 651-662.
100. Park, C.W.; Maruvada, S.R.K.; Yoon, D.Y. - "The influence of surfactant on the bubble motion in Hele - Shaw cells" - *Physics Fluids*, 6(10) October 1994.
101. Sridhar, G.; Katz, J. - "Drag and lift forces on microscopic bubbles entrained by a vortex" - *Physics Fluids*, 7(2) February 1995.
102. Kogan, M.N.; Bobrov, I.N.; Cercinani, C.; Frezzotti, A. - "Interaction of evaporating and condensing particles in the free-molecular regime" - *Physics Fluids*, 7(7) July 1995.
103. Liaw, S.P.; Yeh, R.H. - "Fins with temperature dependent surface heat flux - I Single heat transfer mode" - *Int. J. Heat Mass Transfer* nr. 37/1994, p. 1509-1515.

104. Leca, A. - "Transferul căldurii în reactoarele nucleare, cu referire la folosirea rugozității artificiale la reactoarele nucleare răcite cu apă" - Teză de doctorat. Institutul Politehnic București 1972.
105. Jacob, M.; Hawkins, G.A. - "Elements of heat transfer" - Wiley, New York, 1957.
106. Zuber, N. - "On the Stability of Boiling Heat Transfer" - Trans. ASME, 80, 711 (1958).
107. Rohsenow, W.M. - "A method of Correlating Heat Transfer Data for Surface Boiling Liquids" - Trans. ASME, 74, 969 (1952).
108. Popa, I.; Popa, T. - "Documentar pentru energeticieni" - Tabele tehnice, Supliment IDOC 1982.
109. Tiron, M. - "Teoria crorilor de măsurare și metoda celor mai mici pătrate" - Ed. Tehnică, București, 1972.
110. Rumsiski, L.Z. - "Prelucrarea matematică a datelor experimentale" - Ed. Tehnică București 1974.
111. Idelcik, I.E. - "Îndrumător pentru calculul rezistențelor hidraulice" - Ed. Tehnică București 1984.
112. Leca, A.; Prisecaru, I. - "Proprietăți termofizice și termodinamice" - Ed. Tehnică București 1994.
113. Popa, B.; Vintilă, C. - "Transfer de căldură în procesele industriale" - Ed. Dacia, Cluj-Napoca 1975.
114. Carabogdan, I.G. ș.a. - "Instalații termice industriale" - Ed. Tehnică București 1978.
115. Shvets, I.T. - "Heat Engineering" - MIR Publishers Moscow 1975.
116. Gorenflo, D. - "Zur Druckabhängigkeit des Wärmeübergangs an siedende Kältemittel bei freier Konvektion" - Chemie. Ing. Techn. 40 Jahrg 1968/Heft 15.
117. Güttingen, M. - "Die Verbesserung des Wärmeübergangs bei der Verdampfung in überfluteten Rohrbündelverdampfern" - 4th International Heat Transfer Conference Versailles, sept. 1970.
118. Schroth, H.H. - "Ein Beitrag zur Verdampfung an überfluteten Glatt und Rippenrohren" - Luft und Kältetechnik 1968/5.
119. Westwater, J.W.; Santangelo, J.G. - "Photographic Study of Boiling" - Industrial and Engineering Chemistry vol 47 (1955) p. 1604-1610.
120. Han, C.Y.; Griffith - "The Mechanism of Heat Transfer in Nucleate Pool Boiling Part. II The Heat Flux - Temperature Difference Relation" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 8/1965, p. 905-914.
121. Cole, R. - "Bubble Frequencies and Departure Volumes at Subatmospheric Pressures" - A/Ch.t Journal vol. 13, nr.4, 1967.
122. Ivey, H.J. - "Relationships between Bubble Frequency, Departure Diameter and Rise Velocity in Nucleate Boiling" - Int. J. Heat Mass Transfer nr. 10/1967.
123. Shinohara, Ozumi, K.; Itoh, Hori, M. - "Heat - transfer Tubes with Grooved Inner Surface" - U.S. Patent 4.658.892. 1987.
124. Sukumoda, Masukawa, S.; Kohno, H. - "Heat Transfer Tubes and Method for Manufacturing" - U.S. Patent 5.052.476, 1991.
125. Zohler, S. - "High Performance Heat Transfer Tube for Exchange" - U.S. Patent 5.010,643, 1991.

126. Hage, M.; Schinkorth, G. - "Tube nervure pour dispositifs de transmission de chaleur ou dispositifs similaires" - Brevet de inventie Franța 2.496.862, 1982.

127. Mellsjo - "Heat Exchanger" - U.S. Patent 4.844.153, 1989.

128. Grote et. al. - "Enhanced Evaporator Surface" - U.S. Patent 4.819.719, 1989.

129. Mougin, I.; Hayes, F. - "Internally Enhanced Heat Transfer Tube" - U.S. Patent 5.070.937, 1991.

130. Sato - "Heat Transfer Pipe" - U.S. Patent 4.733.698, 1988.

131. Leca, A. - "Ridicarea eficienței aparatelor schimbătoare de căldură" - Ed. Tehnică București 1978.

132. Kastner, H.W.; Klocher, R.; Hage, M. - "Finned Tube with Indented Groove Base and Method of Forming Same" - U.S. Patent 4.796.693, 1989.

133. Robertson - "Tube pour échangeur de chaleur" - Brevet Franța 2.656.413, 1990.

134. Gaertner, R.F. - "Method and Means for Increasing the Heat Transfer Coefficient between a Wall and Boiling Liquid" - U.S. Patent 3.301.314, 1967.

135. Yampolsky, J.S. - "Tube a cannelures helicoidales pour échanges de chaleur et son procede de fabrication" - Brevet Franța 2.450.433, 1980.

136. Keyes - "Refractory Heat Exchange Tube" - U.S. Patent 4.951.742, 1990.

137. Zohler, S - "High Performance Heat Transfer Tube and Method of Making Same" - U.S. Patent 4.921.042, 1990.

138. Cunningham et. al. - "Titanium Heat Exchange Tubes" - U.S. Patent 4.915.166, 1990.

139. Zohler, S. - "High Performance Heat Transfer Surface for High Pressure Refrigerants" - U.S. Patent 5.054.548, 1991.

140. Zohler, S. - "Enhanced Heat Transfer Surface and Apparatus and Method of Manufacture" - U.S. Patent 5.146.979, 1992.

141. Chamra, L.M. et. al. - "Modeling Liquid Side Particulate Fouling in Enhanced Tubes" - Int.J.Heat Mass Transfer nr.4, 1994.

142. Milton, R.M. - "Heat Exchange System" - U.S. Patent 3.384.154, 1968.

143. Sacks - "Method of Manufacturing a Heat Exchanger Plate Fin and Fin so Manufactured" - U.S. Patent 5.168.923, 1992.

144. Abbott - "Looped Fin Heat Exchanger and Method for Making Same" - U.S. Patent 5.033.544, 1991.

145. Sacks - "Lanced Sine-Wave Heat Exchanger" - U.S. Patent 4.860.822, 1989.

146. Snyder, B.; Li, K.T.; Wirtz, R.A. - "Heat Transfer Enhancement in a Serpentine Channel" - Int.J.Heat Mass Transfer 12/1993.

147. Nakamura ș.a. - "Dampferzeugerrohr und Verfahren zu seiner Herstellung" - Patent R.F.G. 2.032.891, 1971.

148. Torniainc - "Method of Manufacturing a High Performance Heat Transfer Tube" - U.S. Patent 4.425.696, 1984.

149. Mathur ș.a. - "High Performance Heat Transfer Tube" - U.S. Patent 4.438.807, 1984.

150. Grant, A.C. - "Porous Metallic Layer and Formation" - U.S. Patent 4.064.914, 1977.
151. Thorne, J.K. - "Integral Finned Tube for Submerged Boiling Applications Having Special O.D. and / for I.D. Enhancement" - U.S. Patent 4.059.147, 1977.
152. Campbell ș.a. - "Finned Tubing Having Enhanced Nucleate Boiling Surface" - U.S. Patent 4.040.479, 1977.
153. Fujic ș.a. - "Heat Transfer Wall for Boiling Liquids" - U.S. Patent 4.060.125, 1977.
154. Yamada ș.a. - "Plate Type Evaporator" - U.S. Patent 4.458.748, 1984.
155. Grant, A.C. - "Porous Metallic Layer Formation" - U.S. Patent 3.821.018, 1974.
156. Fujikake, J. - "Heat Transfer Tube for Use in Boiling Type Heat Exchangers and Method of Producing the Same" - U.S. Patent 4.216.826, 1980.
157. Jădăneanț, M. - "Termodinamică tehnică" - Centrul de multiplicare Universitatea Politehnică Timișoara, 1997.
158. Bejan, A. - "Termodinamică tehnică avansată" - Ed. Tehnică București 1996.
159. Negru, L.D. - "Transmiterea căldurii" - Litografia Institutului Politehnic Timișoara 1981.
160. Wen, M.Y.; Hsieh, S.S. - "Evaporative heat transfer and enhancement performance of rib - roughened tube with refrigerant 114" - Int. J. Heat Mass Transfer vol. 37, nr. 3/1994, p. 425-436.
161. Memory, S.B.; Sujiyama, D.C.; Marto, P.J. - "Nucleate pool boiling of R-114 and R-114-oil mixtures from smooth and enhanced surfaces - I Single tubes" - Int. J. Mass Heat Transfer vol. 38, 1995, p. 1347-1361.
162. Pascu, D.R. - "Metode moderne de analiză structurală a metalelor și îmbinărilor sudate" - Seminar internațional, Timișoara, 1997.
163. Dumon, R.; Chrysostome, G. - "Les pompes a chaleur" - Masson, Paris, 1982.
164. Hsieh, S.S.; Hsn, P.T. - "Nucleate boiling characteristics of R-114, distilled water (H₂O) and R-134 a on plain and rip - roughened tube geometries" - Int. J. Mass Heat Transfer vol 37/1994, p. 1423-1432.
165. Chion, C.B.; Lu, D.C.; Wang, C.C. - "Pool boiling of R-22, R-124 and R-134a on a plain tube" - Int. J. Mass Heat Transfer vol. 42/1997.
166. *** "Heat Transfer Fundamentals" - Mc. Graw - Hill, New York, 1987.
167. Floarca, O. - "Procese intensive în operațiile unitare de transfer" - Ed. Tehnică 1975.
168. Scheiber, E.; Lixândroiu, D. - "MathCAD. Prezentare și probleme rezolvate" - Ed. Tehnică București 1994.
169. STAS 8285-88 Împletituri de sârmă. Țesături de sârmă de uz general

Anexe de calcul

În cadrul anexelor de calcul sunt prezentate prelucrările de date experimentale. Anexa 1 cuprinde stabilirea ecuației drepte de regresie asociate datelor experimentale, estimarea coeficienților de corelație Pearson dintre parametri, determinarea intervalelor de încredere. Datele experimentale sunt cele pentru țeava lisă: diferența de temperatură dintre peretele țevii și temperatura de saturație (Δt [K]) și respectiv densitatea fluxului de căldură (q [W/m^2]).

Anexele 2.1-2.9 arată modul de calcul pentru coeficienții funcției putere $q=C\cdot\Delta T^A$ unde q și ΔT au aceeași semnificație ca și în anexa 1. Datele experimentale: diferențele de temperaturi dintre perete și saturație (t_j) și densitățile de flux (q_j), unde j =numărul probei pentru țevile prelucrate mecanic. În anexa 3 se calculează funcția de gradul doi și funcția putere pentru țeava lisă. Anexele 4.2-4.9 calculează parametrii țevilor prelucrate mecanic (j = numărul probei din cap. 4). Anexa 4.10 sintetizează calculele pentru țevile prelucrate mecanic și calculează coeficienții de transmitere a căldurii pentru proba nr. j , h_j [$W/m^2\cdot K$], individual și pe subgrupe de țevi. În anexa 4.10a, reprezentările grafice din anexa 4.10, se fac folosind axe de coordonate cu scale logaritmice. Anexa 4.11 calculează coeficienții D și B din ecuația de dependență $h=D\cdot q^B$ a coeficienților de transmitere a căldurii h [$W/m^2\cdot K$] de densitățile de flux q [W/m^2]. În anexa 4.12 se determină ecuația criterială dependentă de rugozitate și se compară rezultatele experimentale cu cele obținute folosind ecuațiile Stefan și Abdelsalam, respectiv Cornwell și Houston.

În anexele 5.1-5.5 se calculează coeficienții A și C din ecuația menționată pentru probele acoperite cu manșone din țesături de sârmă (probele cu $j=10\div 15$). Mărimile au aceeași semnificație și aceleași unități de măsură cu cele din cap. 4. Anexele 5.6-5.10 sintetizează datele probelor corespunzătoare cap. 5. În anexa 5.11 se stabilește ecuația criterială dependentă de suprafața utilă de cernere, făcându-se de asemenea comparația cu rezultatele obținute în urma folosirii ecuațiilor Stefan și Abdelsalam, respectiv Cornwell și Houston.

Anexele 6.1-6.7 prelucrează datele obținute din analiza metalografică cantitativă aplicată țevilor metalizate. În anexele 6.8-6.15 se calculează performanțele țevilor metalizate și în anexa 6.16 se determină ecuația criterială propusă. Mărimile au aceleași semnificații și unități de măsură, numerele de probă pentru țevile metalizate sunt: $15\div 18$.

ORIGIN = 1

ANEXA NR

DATE:

CALCULII

x = READPRN(dt)

y = READPRN(q)

a = intercept(x,y)

b = slope(x,y)

r = corr(x,y)

n = length(x)

med_x = mean(x)

nivel = 0.05

- se determina erorile standard ale estimatilor

i = 1..n

$$s_y = \frac{\sqrt{\sum_i (y_i)^2 - a \cdot \sum_i y_i - b \cdot \sum_i (x_i \cdot y_i)}}{\sqrt{n-2}}$$

$$s_1 = \sqrt{\sum_i (x_i - \text{med}_x)^2}$$

$$s_a = s_y \cdot \sqrt{\frac{1}{n} - \frac{\text{med}_x^2}{s_1}}$$

$$s_b = \frac{s_y}{s_1}$$

$$s_r = \frac{1-r^2}{\sqrt{n-1}}$$

$$\text{student}(z, \mu) = \frac{1}{\sqrt{\pi \cdot \mu}} \cdot \frac{\Gamma\left(\frac{\mu+1}{2}\right)}{\Gamma\left(\frac{\mu}{2}\right)} \cdot \left(1 - \frac{x^2}{\mu}\right)^{\frac{\mu-1}{2}} dx \quad \text{--- 20}$$

$$q = 1 - \frac{\text{nivel}}{2}$$

$$\mu = n - 2$$

$$z = 2.3$$

$$tq1 = \text{root}(\text{student}(z, \mu) - q, z)$$

$$tq1 = 2.2609$$

$$\mu = n - 1$$

$$z = 2.2$$

$$tq2 = \text{root}(\text{student}(z, \mu) - q, z)$$

$$tq2 = 2.2276$$

$$\text{lim_inf_}\alpha = a - tq1 \cdot s_a$$

$$\text{lim_sup_}\alpha = a + tq1 \cdot s_a$$

$$\text{lim_inf_}\beta = b - tq1 \cdot s_b$$

$$\text{lim_sup_}\beta = b + tq1 \cdot s_b$$

$$\text{lim_inf_}\rho = r - tq2 \cdot s_r$$

$$\text{lim_sup_}\rho = r + tq2 \cdot s_r$$

$$\text{lim_sup_}\rho = \text{if}(\text{lim_sup_}\rho > 1, 1, \text{lim_sup_}\rho)$$

$$b = 1.4662 \cdot 10^3$$

$$r = 0.9759$$

REZULTATE:

estimările parametrilor α și β

$$a = -7.0384 \cdot 10^3$$

estimările coeficienților de corelație ρ

intervalele de încredere

$$\text{lim_inf_}\alpha = -1.1462 \cdot 10^4$$

$$\text{lim_sup_}\alpha = -2.6152 \cdot 10^3$$

$$\text{lim_inf_}\beta = 1.2191 \cdot 10^3$$

$$\text{lim_sup_}\beta = 1.7133 \cdot 10^3$$

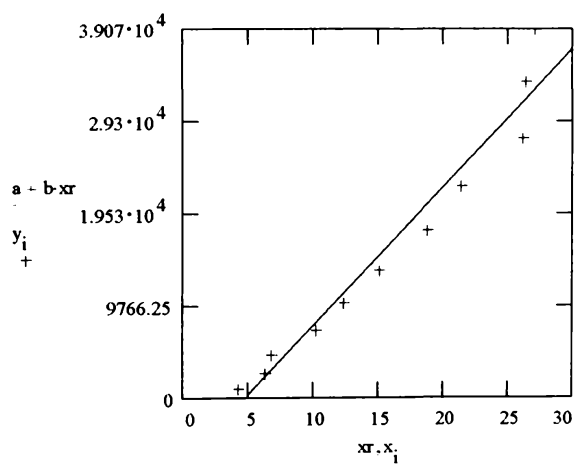
ρ

$$\text{lim_inf_}\rho = 0.9423$$

$$\text{lim_sup_}\rho = 1$$

GRAFICUL

$xr = 0, 5 \dots 30$



Calculul coeficientilor C si A din ecuatia $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1.. 11

x = READPRN(dt)

y = READPRN(q)

$\log(y)=\log(C)+A \cdot \log(x)$

Se definesc:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v) \quad (B=\log(C))$$

$$C = 10^B$$

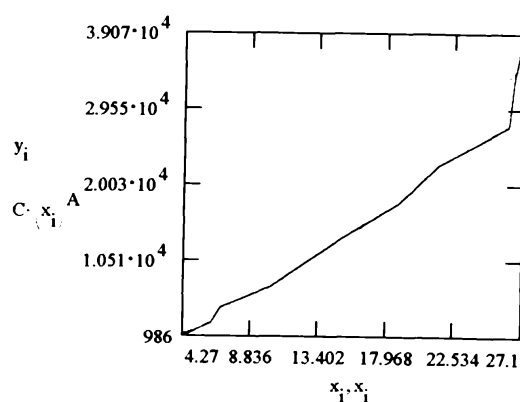
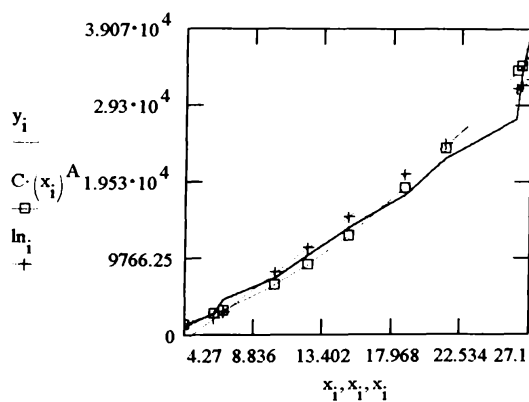
$$A = 1.76$$

$$C = 107.759$$

$$\ln = \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$$

$$\text{intercept}(x, y) = -7.038 \cdot 10^3$$

$$\text{slope}(x, y) = 1.466 \cdot 10^3$$



Calculul coeficientilor C și A din ecuația $y=C \cdot x^A$
ORIGIN = 1 $i = 1..11$

x = READPRN(t2)

y = READPRN(q2)

$\log(y) = \log(C) + A \cdot \log(x)$

Se definesc:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v) \quad (B = \log(C))$$

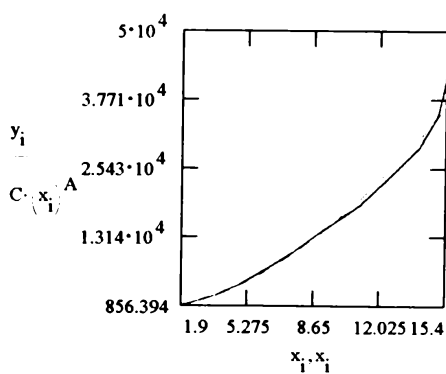
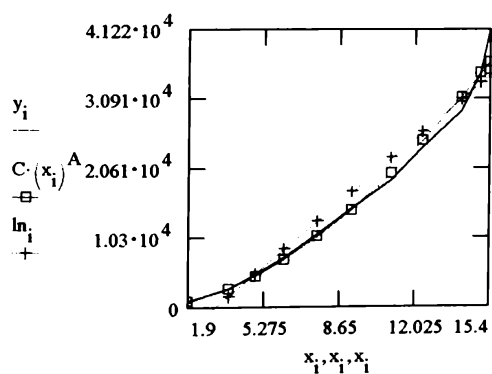
$$C = 10^B \quad A = 1.793$$

$$C = 270.981$$

$\ln = \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$ dreapta de regresie asociată

$\text{intercept}(x, y) = -8.738 \cdot 10^3$ ordonata la origine a dreptei

$\text{slope}(x, y) = 2.806 \cdot 10^3$ panta dreptei



În abscisa: supraîncalzirea peretelui față de saturație [K]

În ordonata: densitatea fluxului de căldură [$W \cdot m^{-2}$]

Calculul coeficientilor C și A din ecuația $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1.. 11

x = READPRN(t3)

y = READPRN(q3)

log(y)=log(C)+A*log(x)

Se definește:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v) \quad (B = \log(C))$$

$$C = 10^B$$

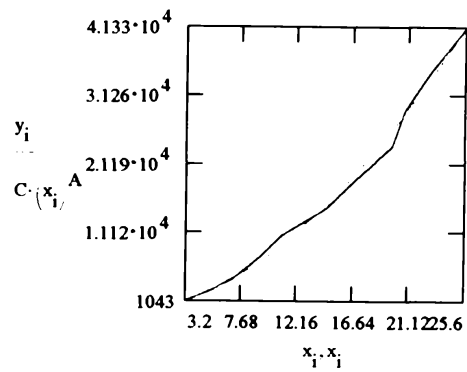
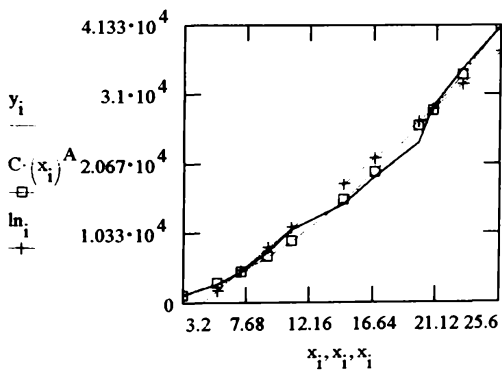
$$A = 1.75$$

$$C = 141.974$$

$$\ln = \text{intercept}(x, y) - \text{slope}(x, y) \cdot x$$

$$\text{intercept}(x, y) = -8.105 \cdot 10^3$$

$$\text{slope}(x, y) = 1.778 \cdot 10^3$$



Calculul coeficientilor C și A din ecuația $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1..11

x = READPRN(t4)

y = READPRN(q4)

log(y)=log(C)+A*log(x)

Se definește:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v) \quad (B = \log(C))$$

$$C = 10^B$$

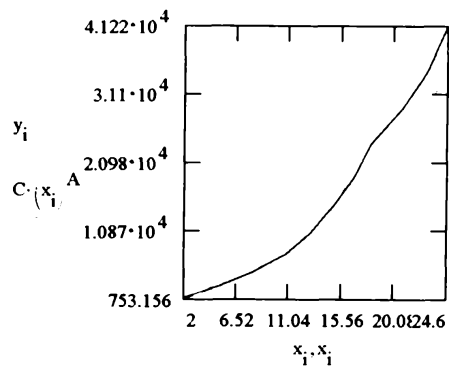
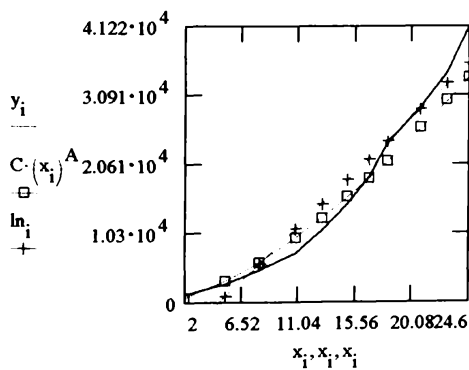
$$A = 1.513$$

$$C = 263.863$$

$$\ln = \text{intercept}(x, y) - \text{slope}(x, y) \cdot x$$

$$\text{intercept}(x, y) = -8.426 \cdot 10^3$$

$$\text{slope}(x, y) = 1.795 \cdot 10^3$$



Calculul coeficientilor C și A din ecuația $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1.. 11

x = READPRN(t5)

y = READPRN(q5)

$\log(y)=\log(C)+A \cdot \log(x)$

Se definește:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v)$$

$$(B = \log(C))$$

$$C = 10^B$$

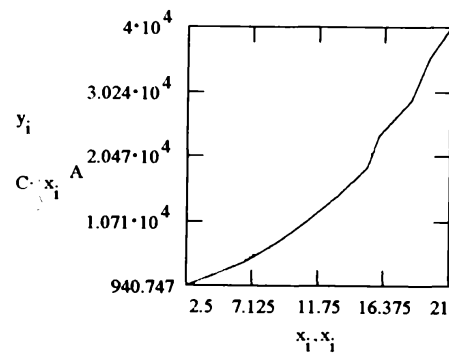
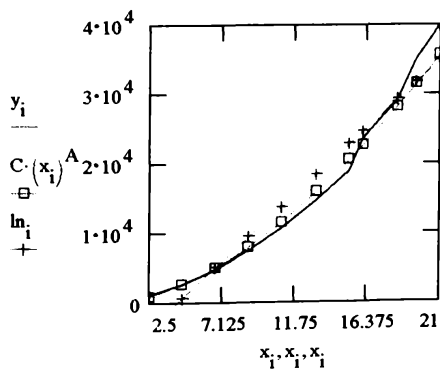
$$A = 1.709$$

$$C = 196.518$$

$$\ln = \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$$

$$\text{intercept}(x, y) = -8.827 \cdot 10^3$$

$$\text{slope}(x, y) = 2.084 \cdot 10^3$$



Calculul coeficientilor C și A din ecuația $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1.. 11

x = READPRN(t6)

y = READPRN(q6)

log(y)=log(C)+A*log(x)

Se definește:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v) \quad (B = \log(C))$$

$$C = 10^B$$

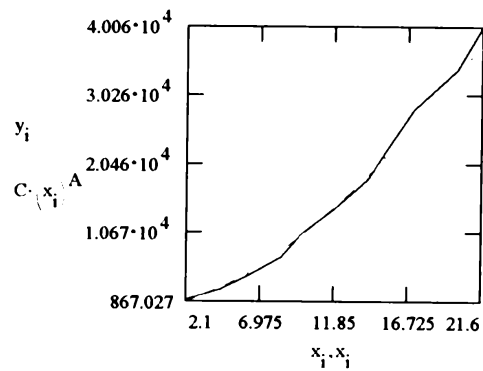
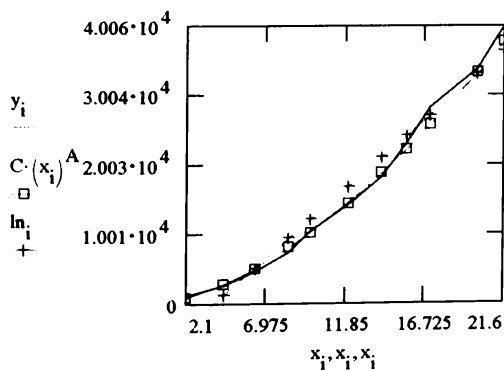
$$A = 1.619$$

$$C = 260.826$$

$$\ln = \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$$

$$\text{intercept}(x, y) = -7.614 \cdot 10^3$$

$$\text{slope}(x, y) = 2.038 \cdot 10^3$$



Calculul coeficientilor C si A din ecuatia $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1..11

x = READPRN(t7)

y = READPRN(q7)

$\log(v)=\log(C)+A \cdot \log(x)$

Se definește:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v) \quad (B = \log(C))$$

$$C = 10^B$$

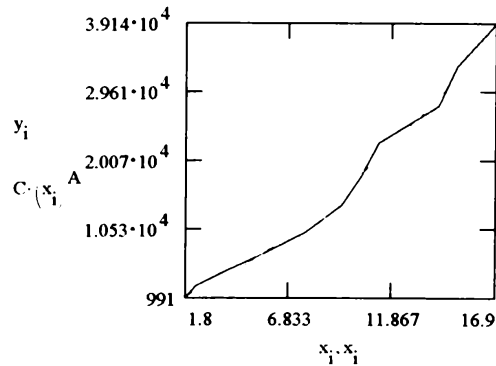
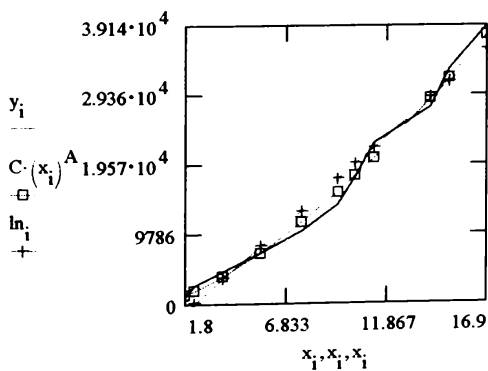
$$A = 1.496$$

$$C = 552.068$$

$$\ln = \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$$

$$\text{intercept}(x, y) = -5.441 \cdot 10^3$$

$$\text{slope}(x, y) = 2.447 \cdot 10^3$$



Calculul coeficienților C și A din ecuația $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1

i = 1..11

x = READPRN(t8)

y = READPRN(q8)

$\log(y)=\log(C) + A \cdot \log(x)$

Se definește:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v)$$

(B = log(C))

$$C = 10^B$$

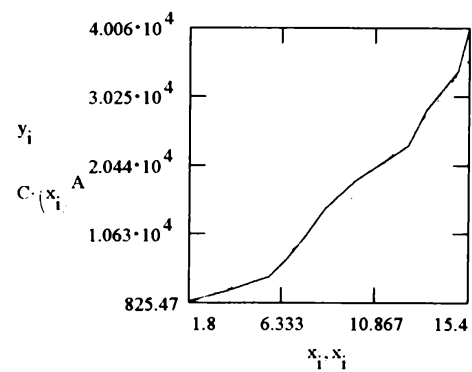
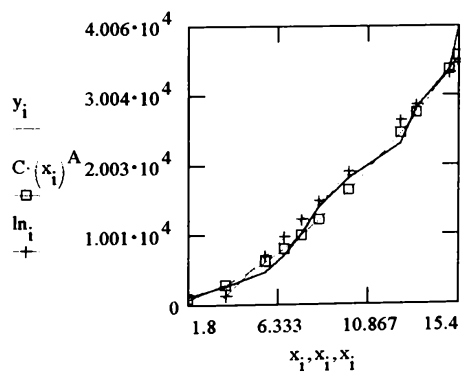
$$A = 1.755$$

$$C = 294.169$$

$$\ln = \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$$

$$\text{intercept}(x, y) = -9.074 \cdot 10^3$$

$$\text{slope}(x, y) = 2.842 \cdot 10^3$$



Calculul coeficientilor C si A din ecuatia $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1.. 11

x = READPRN(t9)

y = READPRN(q9)

log(y)=log(C)+A*log(x)

Se defineste:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v) \quad (B = \log(C))$$

$$C = 10^B$$

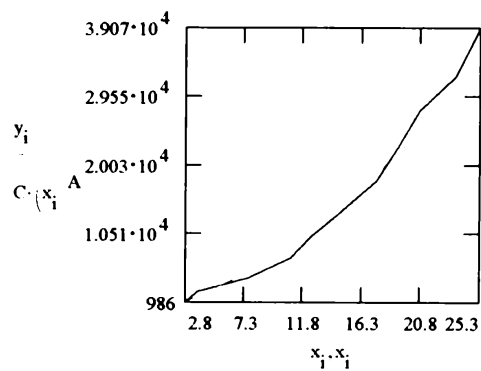
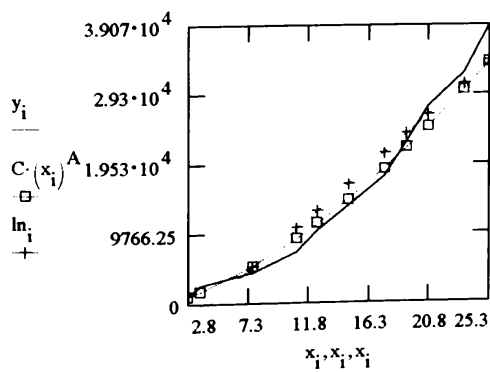
$$A = 1.55$$

$$C = 225.663$$

$$\ln = \text{intercept}(x, y) - \text{slope}(x, y) \cdot x$$

$$\text{intercept}(x, y) = -7.146 \cdot 10^3$$

$$\text{slope}(x, y) = 1.626 \cdot 10^3$$



Construirea curbei polinomiale

Acest program arată cum se construiește o funcție de gradul doi pentru un set de date. Aceeași tehnică se folosește pentru construirea altor tipuri de curbe și pentru regresie multiplă (regresie cu mai multe variabile independente). [168]

Se citesc datele din fișierele externe

$x = \text{READPRN}(\text{dt})$ $N = \text{length}(x)$

$y = \text{READPRN}(q)$ $N = 11$

Se face prelucrarea statistică

$\text{mean}(x) = 15.916$ $\text{mean}(y) = 1.63 \cdot 10^4$
 $\text{var}(x) = 67.098$ $\text{var}(y) = 1.515 \cdot 10^8$
 $\text{stdev}(x) = 8.191$ $\text{stdev}(y) = 1.231 \cdot 10^4$

Construirea funcției de gradul unu:

$\text{corr}(x, y) = 0.976$

$m = \text{slope}(x, y)$ $b = \text{intercept}(x, y)$

$\text{linear}(x) = m \cdot x + b$ $m = 1.466 \cdot 10^3$ $b = -7.038 \cdot 10^3$

Calculul erorii medii pătratice

$\text{SSE}_L = \sum [(y - \text{linear}(x))^2]$

$\text{MSE}_L = \frac{\text{SSE}_L}{N - 2}$ $\text{MSE}_L = 8.817 \cdot 10^6$

Funcția de gradul doi folosind calculul matricial

Crearea variabilei x patrat

$x2 = \overrightarrow{(x^2)}$ $i = 0..N - 1$

Crearea matricei X

$X_{i,0} = 1$ $X^{<1>} = x$ $X^{<2>} = x2$

$b = (X^T \cdot X)^{-1} \cdot (X^T \cdot y)$ -470.801
 $b =$ 375.17
 33.696

Curba construita: $\text{quad}(x) = b_0 + b_1 \cdot x + b_2 \cdot x^2$

Calculul erorii medii patratice:

$$\text{SSE}_Q = \sum [(y - \text{quad}(x))^2]$$

$$b_0 = -470.801$$

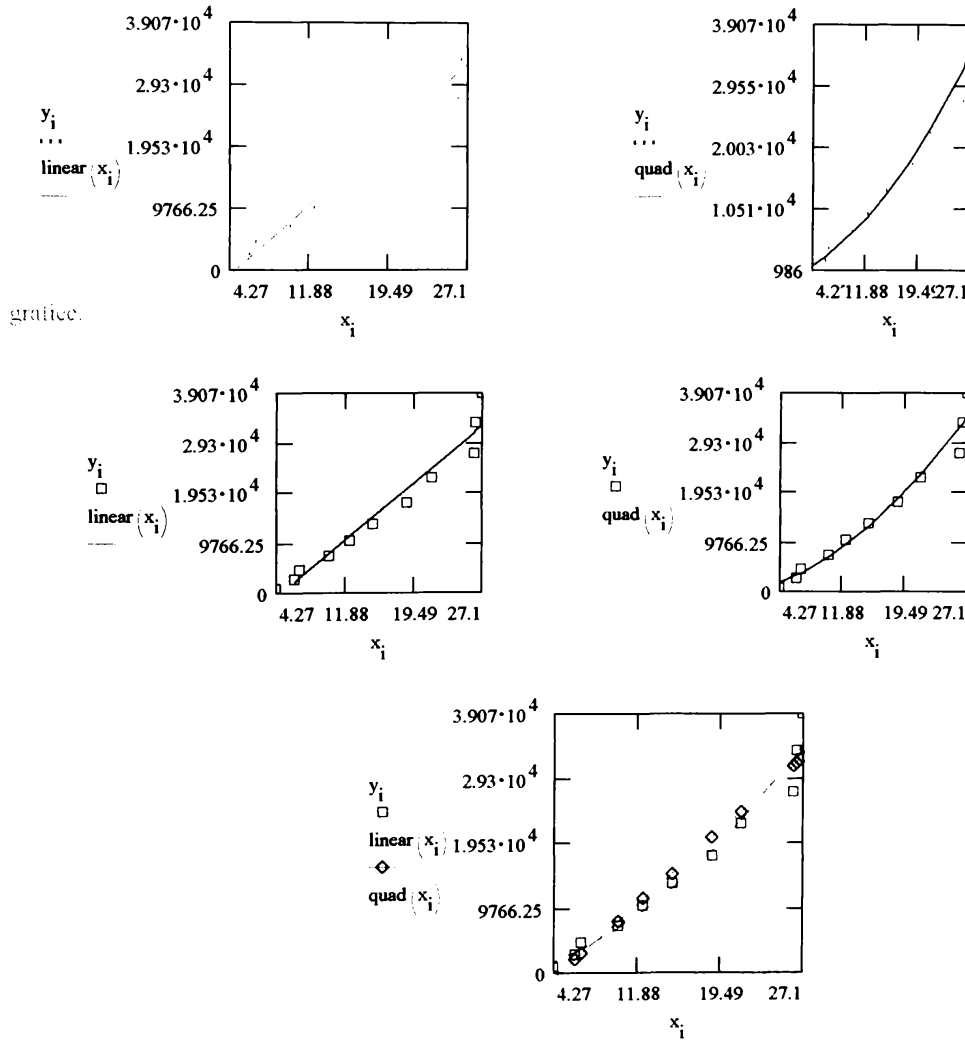
$$\text{MSE}_Q = \frac{\text{SSE}_Q}{N - 2}$$

$$\text{MSE}_Q = 5.589 \cdot 10^6$$

$$b_1 = 375.17$$

$$b_2 = 33.696$$

Graficele celor doua curbe relative la setul de date



$$q_i = \log(y_i)$$

$$ST_i = \log(x_i)$$

$$A = \text{slope}(ST, q)$$

$$B = \text{intercept}(ST, q)$$

$$u = 10^B$$

$$A = 1.76$$

$$B = 2.032$$

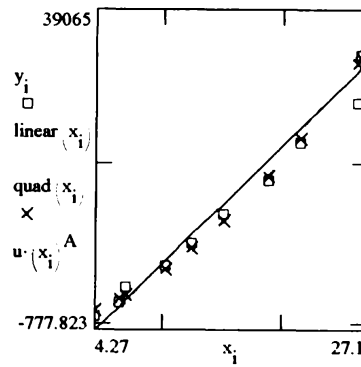
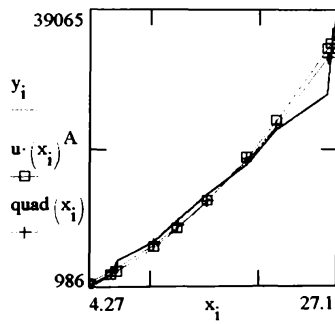
$$\log(y) = A \cdot \log(x) - B$$

$$q = A \cdot ST + u$$

$$u = 107.759$$

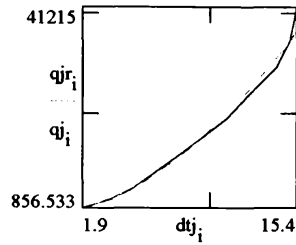
$$y_5 = 1.358 \cdot 10^4 \quad u \cdot (x_5)^A = 1.276 \cdot 10^4$$

funcția $y = u \cdot x^A$ relativă la setul de date comparativ cu funcția de gradul doi

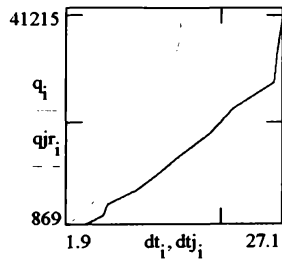


Rezultate experimentale pentru proba nr.1

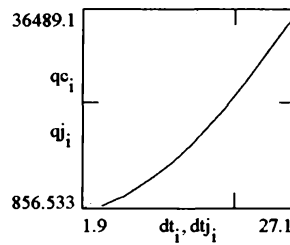
$dt_j = \text{READPRN}(t2)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q = \text{READPRN}(q)$
 $q_{jr} = \text{READPRN}(q2)$ $i = 1..11$ $dt = \text{READPRN}(dt)$
 $q_{j_i} = 270.981 \cdot (dt_{j_i})^{1.793}$ $j = 2$ $q_{c_i} = 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate



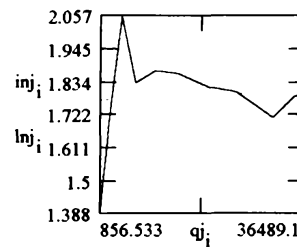
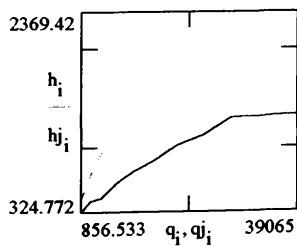
Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate

$$h_i = \frac{q_{c_i}}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{q_{j_i}}{dt_{j_i}}$$

Intensificarea

$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

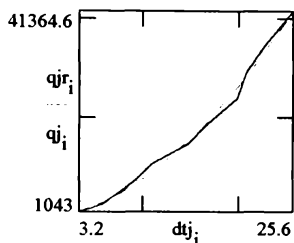
$$lnj = \text{intercept}(q_j, inj) - \text{slope}(q_j, inj) \cdot q_j$$



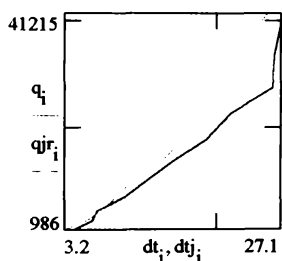
h_i - directia de regresie asociata intensificarii

Rezultate experimentale pentru proba nr. j:

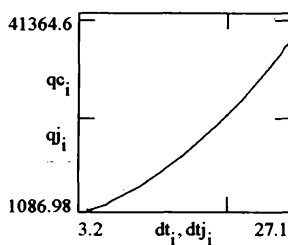
$dt_j = \text{READPRN}(t3)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q = \text{READPRN}(q)$
 $q_{jr} = \text{READPRN}(q3)$ $i = 1..11$ $dt = \text{READPRN}(dt)$
 $q_{j_i} = 141.974 \cdot (dt_{j_i})^{1.75}$ $j = 3$ $q_{c_i} = 107.759 \cdot (dt_{j_i})^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate



Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate.

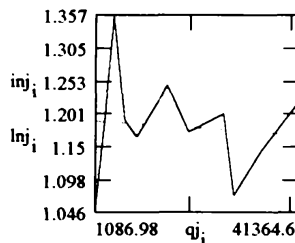
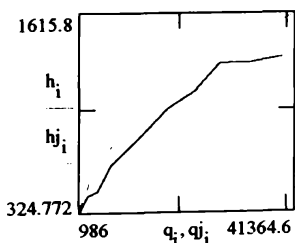
Intensificarea

$$h_i = \frac{q_{c_i}}{dt_i}$$

$$h_{j_i} = \frac{q_{j_i}}{dt_{j_i}}$$

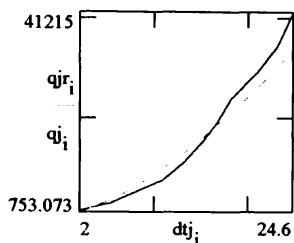
$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$lnj = \text{intercept}(q_j, inj) - \text{slope}(q_j, inj) \cdot q_j$$



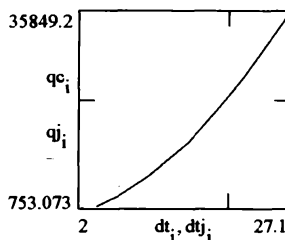
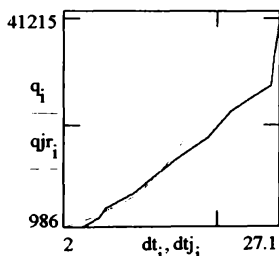
Rezultate experimentale pentru proba nr. j

$dt_j = \text{READPRN}(t4)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q = \text{READPRN}(q)$
 $qjr = \text{READPRN}(q4)$ $i = 1..11$ $dt = \text{READPRN}(dt)$
 $qj_i = 263.863 \cdot (dt_j)_i^{1.513}$ $j = 4$ $qc_i = 107.759 \cdot (dt_j)_i^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori

Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate



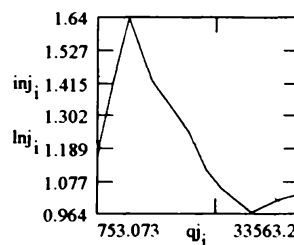
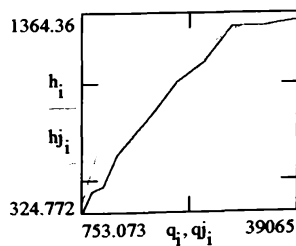
Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate

Intensificarea

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{qj_i}{dt_{j_i}}$$

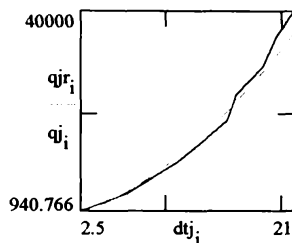
$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$\ln j = \text{intercept}(qj, inj) - \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$

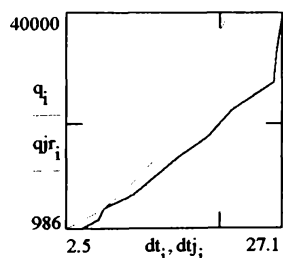


Rezultate experimentale pentru proba nr. j.

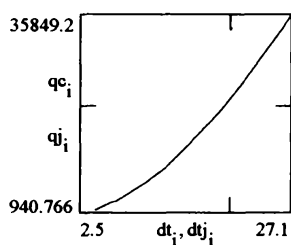
$dt_j = \text{READPRN}(t5)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q = \text{READPRN}(q)$
 $q_j = \text{READPRN}(q5)$ $i = 1..11$ $dt = \text{READPRN}(dt)$
 $q_{j_i} = 196.518 \cdot (dt_{j_i})^{1.709}$ $j = 5$ $q_{c_i} = 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate



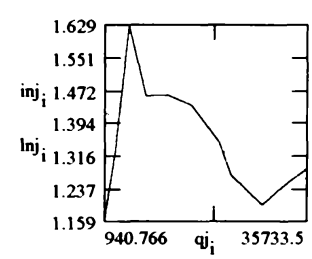
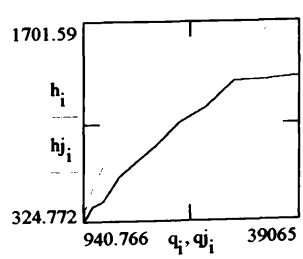
Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate

intensificarea

$$h_i = \frac{q_{c_i}}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{q_{j_i}}{dt_{j_i}}$$

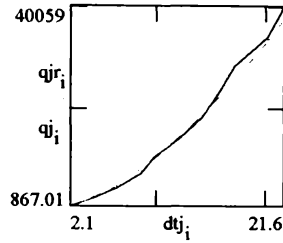
$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$lnj = \text{intercept}(q_j, inj) - \text{slope}(q_j, inj) \cdot q_j$$

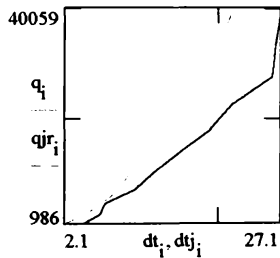


Rezultate experimentale pentru proba nr. j

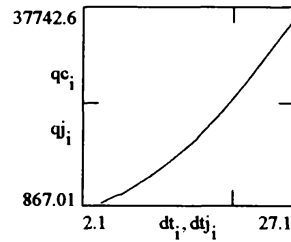
$dt_j = \text{READPRN}(t6)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q = \text{READPRN}(q)$
 $q_{jr} = \text{READPRN}(q6)$ $i = 1..11$ $dt = \text{READPRN}(dt)$
 $q_{j_i} = 260.826 \cdot (dt_{j_i})^{1.619}$ $j = 6$ $qc_i = 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori.



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate



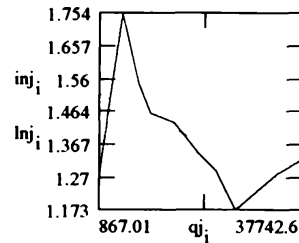
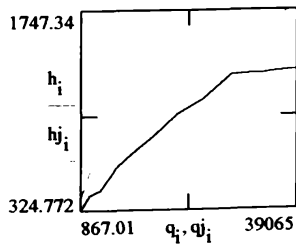
Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii pentru curbele calculate

Intensificarea

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{q_{j_i}}{dt_{j_i}}$$

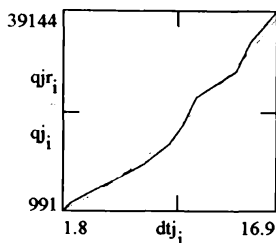
$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$\ln j = \text{intercept}(q_j, inj) - \text{slope}(q_j, inj) \cdot q_j$$

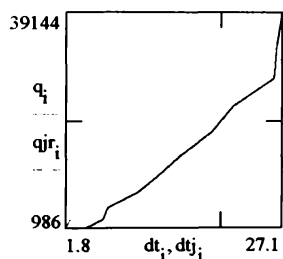


Rezultate experimentale pentru proba nr. j

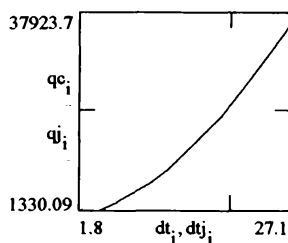
$dt_j = \text{READPRN}(t7)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q = \text{READPRN}(q)$
 $q_{jr} = \text{READPRN}(q7)$ $i = 1..11$ $dt = \text{READPRN}(dt)$
 $q_{j_i} = 552.068 \cdot (dt_{j_i})^{1.496}$ $j = 7$ $qc_i = 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate

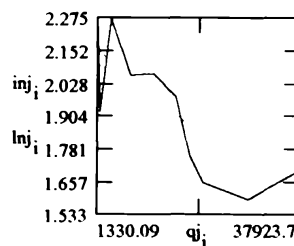
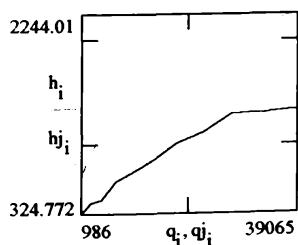


Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii pentru curbele calculate

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{q_{j_i}}{dt_{j_i}}$$

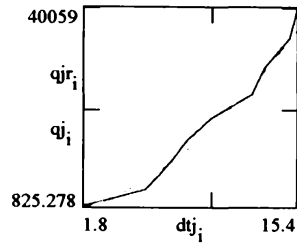
$$in_{j_i} = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$ln_j = \text{intercept}(q_j, in_j) + \text{slope}(q_j, in_j) \cdot q_j$$

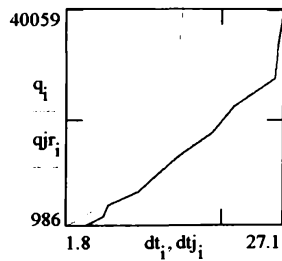


Rezultate experimentale pentru proba nr. j.

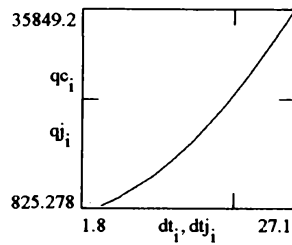
$dt_j = \text{READPRN}(t8)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q = \text{READPRN}(q)$
 $q_{jr} = \text{READPRN}(q8)$ $i = 1..11$ $dt = \text{READPRN}(dt)$
 $q_{j_i} = 294.169 \cdot (dt_{j_i})^{1.755}$ $j = 8$ $qc_i = 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate



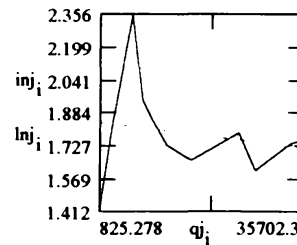
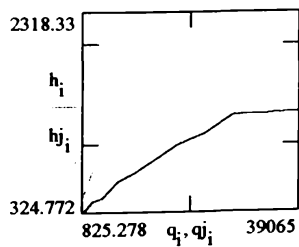
Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii pentru curbele calculate

Intensificarea

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{q_{j_i}}{dt_{j_i}}$$

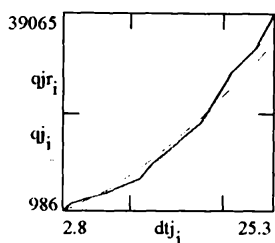
$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$\ln j = \text{intercept}(qj, inj) - \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$

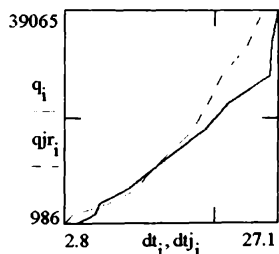


Rezultate experimentale pentru proba nr. j

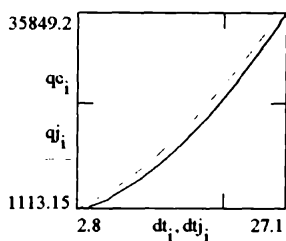
$dt_j := \text{READPRN}(t9)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q = \text{READPRN}(q)$
 $q_{jr} := \text{READPRN}(q9)$ $i = 1..11$ $dt = \text{READPRN}(dt)$
 $q_{j_i} := 225.663 \cdot (dt_{j_i})^{1.55}$ $j = 9$ $q_{c_i} := 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate

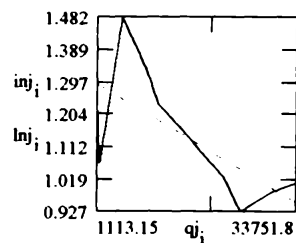
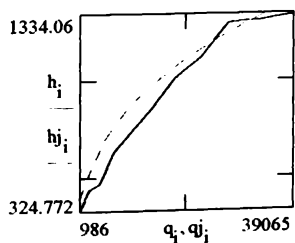


Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate.

$$h_i = \frac{q_{c_i}}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{q_{j_i}}{dt_{j_i}}$$

$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$\ln j = \text{intercept}(q_j, inj) + \text{slope}(q_j, inj) \cdot q_j$$



și reprezintă supraîncalzirea peretelui țevii pentru proba j

ORIGIN = 1 $i = 1..11$ $j = 1..9$

$dt := \text{READPRN}(dt)$ $q_i := 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$

$s2 := \text{READPRN}(t2)$ $q2_i := 270.981 \cdot (s2_i)^{1.793}$

$s3 := \text{READPRN}(t3)$ $q3_i := 141.974 \cdot (s3_i)^{1.75}$

$s4 := \text{READPRN}(t4)$ $q4_i := 263.863 \cdot (s4_i)^{1.513}$

$s5 := \text{READPRN}(t5)$ $q5_i := 196.518 \cdot (s5_i)^{1.709}$

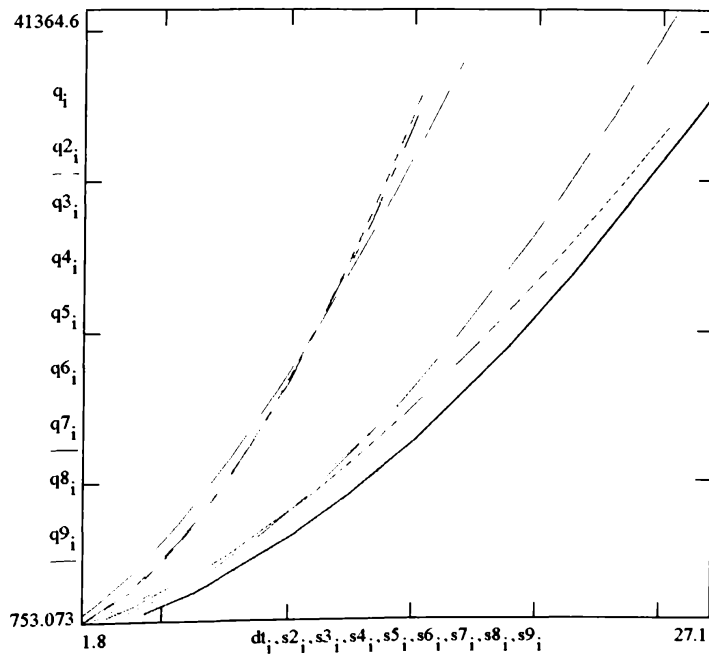
$s6 := \text{READPRN}(t6)$ $q6_i := 260.826 \cdot (s6_i)^{1.619}$

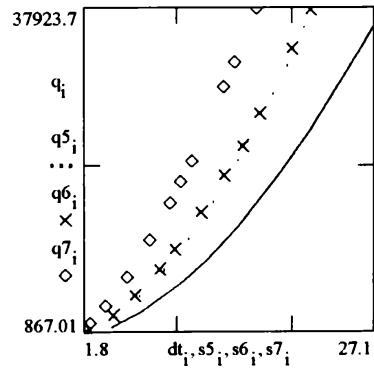
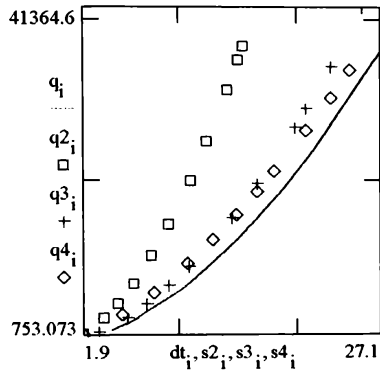
$s7 := \text{READPRN}(t7)$ $q7_i := 552.068 \cdot (s7_i)^{1.496}$

$s8 := \text{READPRN}(t8)$ $q8_i := 294.169 \cdot (s8_i)^{1.755}$

$s9 := \text{READPRN}(t9)$ $q9_i := 225.11 \cdot (s9_i)^{1.55}$

$q9_i := 225.11 \cdot (s9_i)^{1.55}$ $q8_i := 294.169 \cdot (s8_i)^{1.755}$





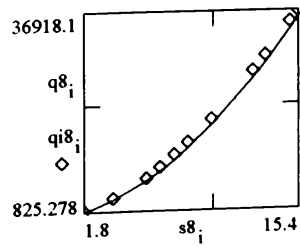
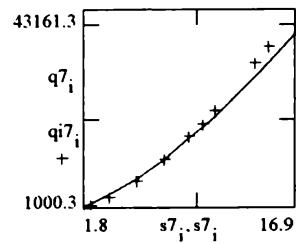
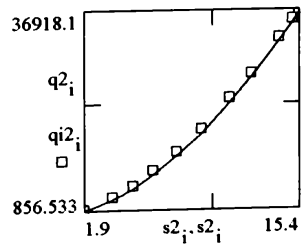
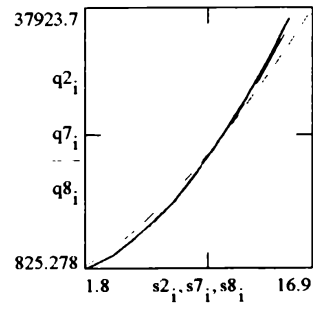
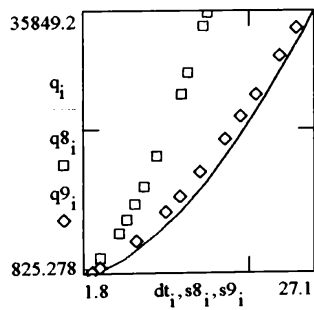
$C_i = 372.406$

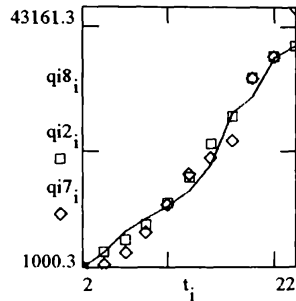
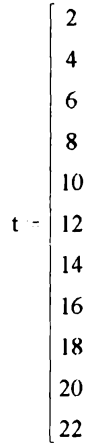
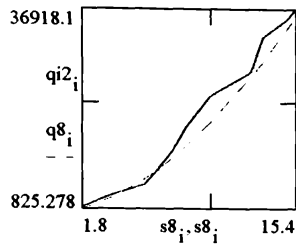
$A_i = 1.681$

$qi2_i = C_i \cdot (s2_i)^{A_i}$

$qi7_i = C_i \cdot (s7_i)^{A_i}$

$qi8_i = C_i \cdot (s8_i)^{A_i}$

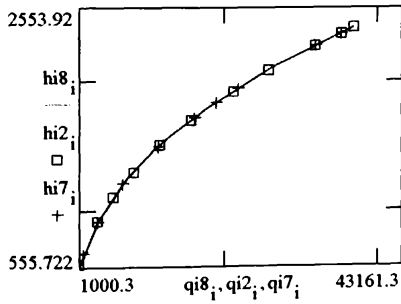




$$hi8_i = \frac{qi8_i}{s8_i}$$

$$hi2_i = \frac{qi2_i}{s2_i}$$

$$hi7_i = \frac{qi7_i}{s7_i}$$



hi8 _i
555.722
907.741
1.218 · 10 ³
1.346 · 10 ³
1.469 · 10 ³
1.587 · 10 ³
1.774 · 10 ³
2.08 · 10 ³
2.169 · 10 ³
2.344 · 10 ³
2.397 · 10 ³

hi2 _i
576.564
907.741
1.099 · 10 ³
1.29 · 10 ³
1.495 · 10 ³
1.688 · 10 ³
1.906 · 10 ³
2.068 · 10 ³
2.258 · 10 ³
2.355 · 10 ³
2.397 · 10 ³

hi7 _i
555.722
656.679
907.741
1.204 · 10 ³
1.482 · 10 ³
1.713 · 10 ³
1.823 · 10 ³
1.93 · 10 ³
2.258 · 10 ³
2.355 · 10 ³
2.554 · 10 ³

$$w_i = \log(hi8_i)$$

$$r_i = \log(qi8_i)$$

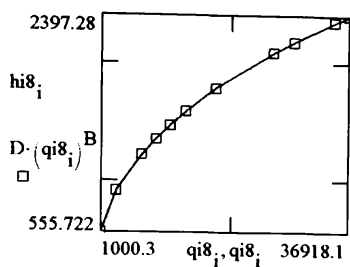
A = intercept(r, w)

B = slope(r, w)

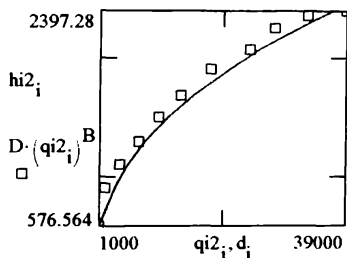
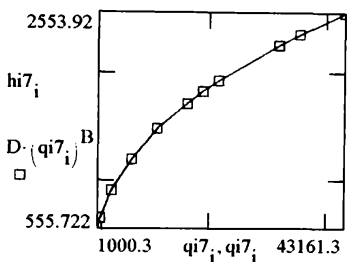
$$D = 10^A$$

$$D = 33.842$$

$$B = 0.405$$



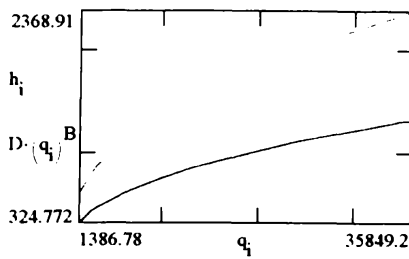
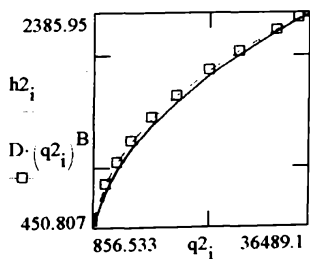
1000
2040
4050
7043
10112
13510
18000
24000
28000
33000
39000



$$h2_i = \frac{q2_i}{s2_i}$$

$$h6_i = \frac{q6_i}{s6_i}$$

$$h_i = \frac{q_i}{dt_i}$$



$$y_i = \log(h6_i)$$

$$x_i = \log(q6_i)$$

$$C = \text{slope}(x, y)$$

$$F = \text{intercept}(x, y)$$

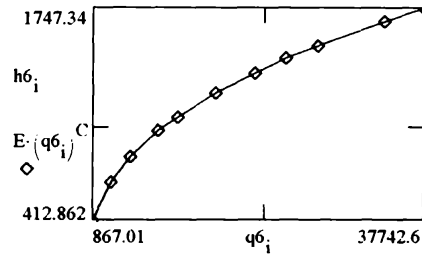
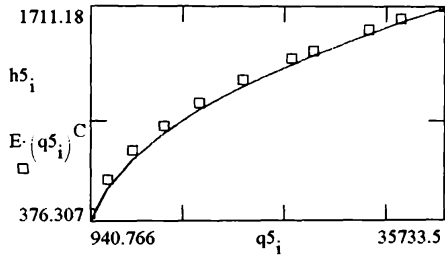
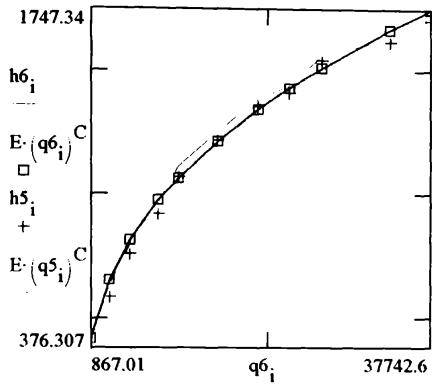
$$C = 0.382$$

$$E = 10^F$$

$$E = 31.081$$

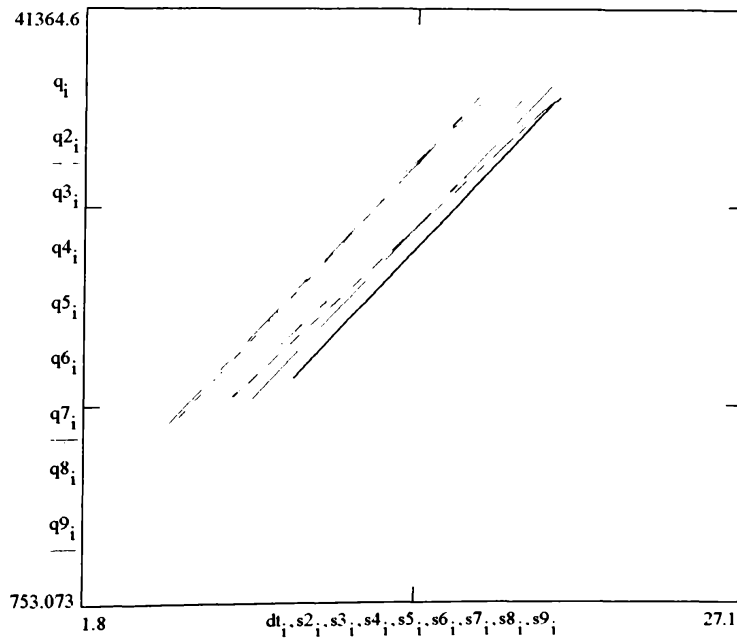
$$h5_i = \frac{q5_i}{s5_i}$$

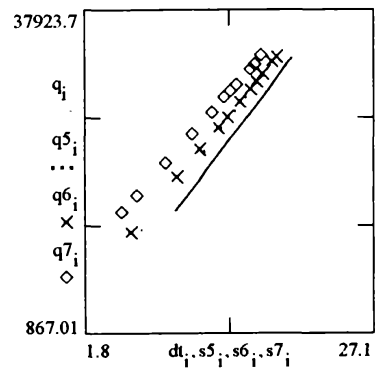
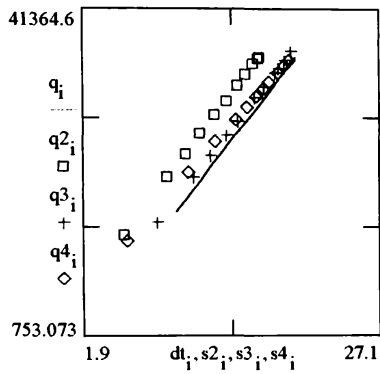
$$h4_i = \frac{q4_i}{s4_i}$$



s_j reprezintă supraîncălzirea peretelui țevii pentru proba j

ORIGIN = 1	$i = 1..11$	$j = 1..9$
$dt := \text{READPRN}(dt)$	$q_i := 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$	
$s2 := \text{READPRN}(t2)$	$q2_i := 270.981 \cdot (s2_i)^{1.793}$	
$s3 := \text{READPRN}(t3)$	$q3_i := 141.974 \cdot (s3_i)^{1.75}$	
$s4 := \text{READPRN}(t4)$	$q4_i := 263.863 \cdot (s4_i)^{1.513}$	
$s5 := \text{READPRN}(t5)$	$q5_i := 196.518 \cdot (s5_i)^{1.709}$	
$s6 := \text{READPRN}(t6)$	$q6_i := 260.826 \cdot (s6_i)^{1.619}$	
$s7 := \text{READPRN}(t7)$	$q7_i := 552.068 \cdot (s7_i)^{1.496}$	
$s8 := \text{READPRN}(t8)$	$q8_i := 294.169 \cdot (s8_i)^{1.755}$	
$s9 := \text{READPRN}(t9)$	$q9_i := 225.11 \cdot (s9_i)^{1.55}$	





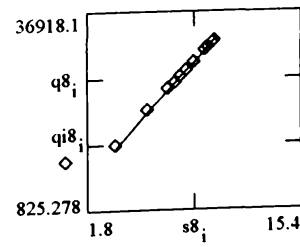
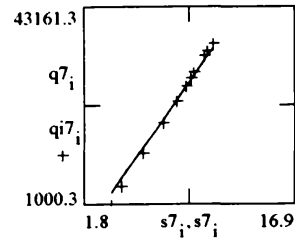
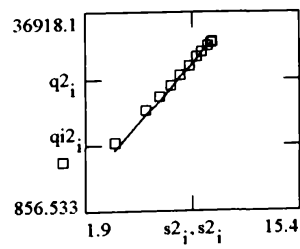
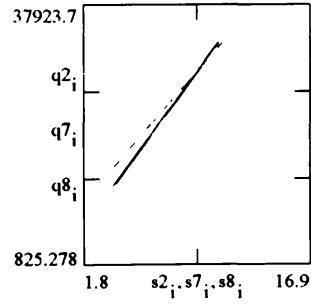
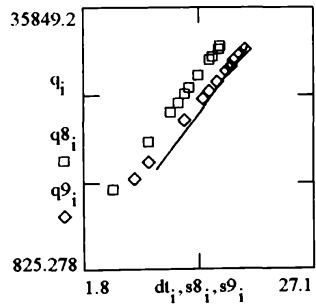
$C_i = 372.406$

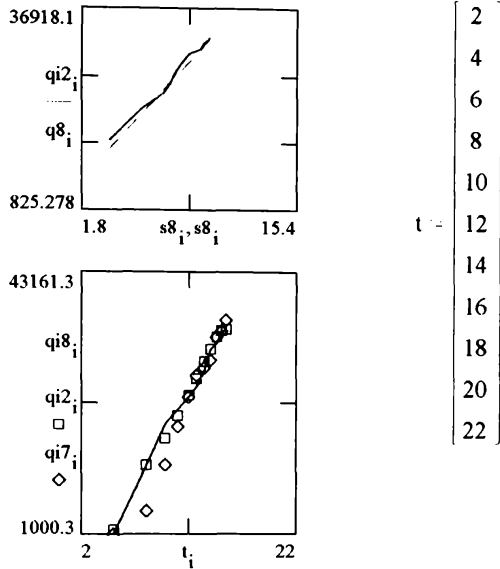
$A_i = 1.681$

$qi2_i = C_i \cdot (s2_i)^{A_i}$

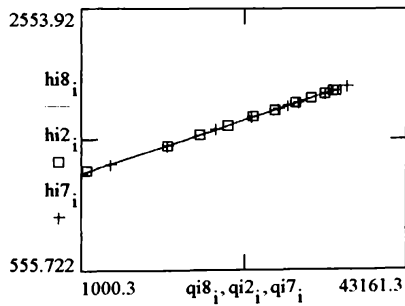
$qi7_i = C_i \cdot (s7_i)^{A_i}$

$qi8_i = C_i \cdot (s8_i)^{A_i}$





$$hi8_i = \frac{qi8_i}{s8_i} \quad hi2_i = \frac{qi2_i}{s2_i} \quad hi7_i = \frac{qi7_i}{s7_i}$$



$$r_i = \log(qi8_i)$$

$$w_i = \log(hi8_i) \quad A = \text{intercept}(r, w)$$

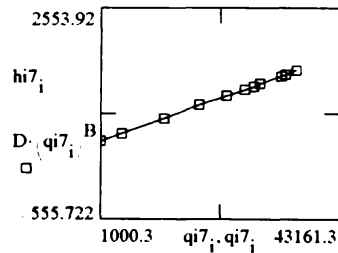
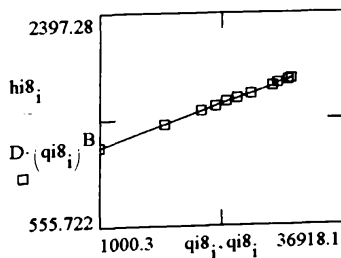
$$D = 10^A \quad D = 33.842$$

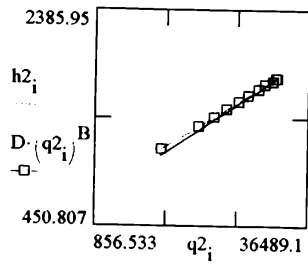
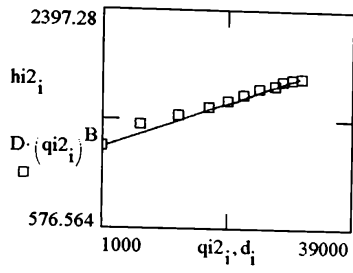
hi8_i	hi2_i	hi7_i
555.722	576.564	555.722
907.741	907.741	656.679
1.218 · 10 ³	1.099 · 10 ³	907.741
1.346 · 10 ³	1.29 · 10 ³	1.204 · 10 ³
1.469 · 10 ³	1.495 · 10 ³	1.482 · 10 ³
1.587 · 10 ³	1.688 · 10 ³	1.713 · 10 ³
1.774 · 10 ³	1.906 · 10 ³	1.823 · 10 ³
2.08 · 10 ³	2.068 · 10 ³	1.93 · 10 ³
2.169 · 10 ³	2.258 · 10 ³	2.258 · 10 ³
2.344 · 10 ³	2.355 · 10 ³	2.355 · 10 ³
2.397 · 10 ³	2.397 · 10 ³	2.554 · 10 ³

$$B = \text{slope}(r, w)$$

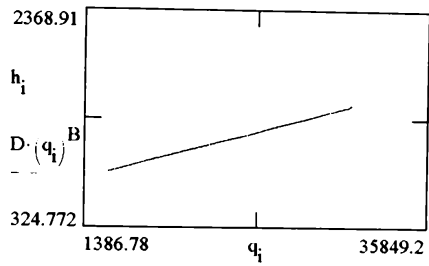
$$h2_i = \frac{q2_i}{s2_i} \quad h_i = \frac{q_i}{dt_i} \quad B = 0.405$$

- 1000
- 2040
- 4050
- 7043
- 10112
- 13510
- 18000
- 24000
- 28000
- 33000
- 39000





$$h6_i = \frac{q6_i}{s6_i}$$



$$y_i = \log(h6_i)$$

$$x_i = \log(q6_i)$$

$$C = \text{slope}(x, y)$$

$$F = \text{intercept}(x, y)$$

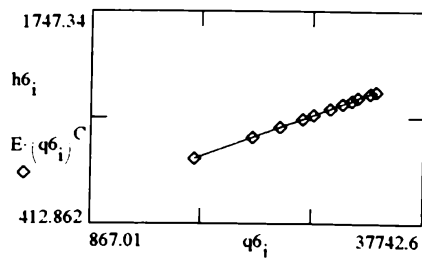
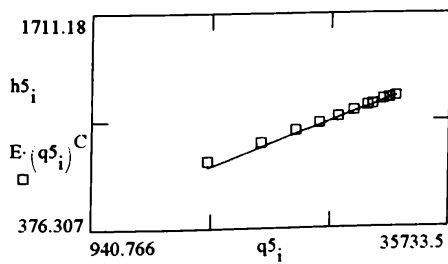
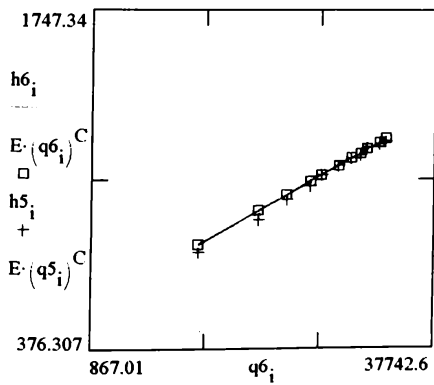
$$C = 0.382$$

$$E = 10^F$$

$$E = 31.081$$

$$h5_i = \frac{q5_i}{s5_i}$$

$$h4_i = \frac{q4_i}{s4_i}$$



ORIGIN = 1

i = 1..11

t1 = READPRN(dt)

t8 = READPRN(t8)

t2 = READPRN(t2)

t9 = READPRN(t9)

t3 = READPRN(t3)

t4 = READPRN(t4)

t5 = READPRN(t5)

t6 = READPRN(t6)

t7 = READPRN(t7)

$$c1_i = 107.759 \cdot (t1_i)^{1.76}$$

$$c5_i = 196.518 \cdot (t5_i)^{1.709}$$

$$c2_i = 270.981 \cdot (t2_i)^{1.793}$$

$$c6_i = 260.826 \cdot (t6_i)^{1.619}$$

$$c3_i = 141.974 \cdot (t3_i)^{1.75}$$

$$c7_i = 552.068 \cdot (t7_i)^{1.496}$$

$$c4_i = 263.863 \cdot (t4_i)^{1.513}$$

$$c8_i = 294.169 \cdot (t8_i)^{1.755}$$

$$h9_i = \frac{c9_i}{t9_i}$$

$$c9_i = 225.663 \cdot (t9_i)^{1.55}$$

$$w_i = \log(h9_i)$$

$$r_i = \log(c9_i)$$

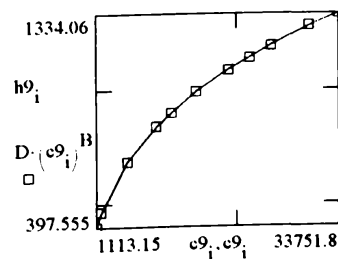
A = intercept(r, w)

B = slope(r, w)

B = 0.355

$$D = 10^A$$

D = 32.988



ORIGIN = 1

i = 1..11

$$t8 = \text{READPRN}(t8) \quad q8_i = 294.169 \cdot (t8_i)^{1.755}$$

$$h8_i = \frac{q8_i}{t8_i}$$

$$A = 58.8$$

$$T = 373.15$$

$$h_{lv} = 2257.104$$

$$g = 9.81$$

$$B = 1.534$$

$$D = 0.022$$

$$\rho_l = 958$$

$$\rho_v = 0.5974$$

$$\eta = 0.291 \cdot 10^{-6}$$

$$[\text{m}^2/\text{s}]$$

$$c_{pl} = 4216$$

$$\mu_l = 100 \cdot \frac{A}{\rho_l^3} \cdot e^{B \cdot \frac{\rho_l}{T}}$$

[112]

$$\mu_l = 3.433 \cdot 10^{-4}$$

$$\sigma = 587.8 \cdot 10^{-4}$$

$$k_l = 0.682$$

$$\text{Pr}_l = \mu_l \frac{c_{pl}}{k_l}$$

$$c_j = 0.013$$

$$a_l = \frac{k_l}{\rho_l c_{pl}}$$

$$g_c = 1$$

$$\text{La} = \left[\frac{\sigma}{g(\rho_l - \rho_v)} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$\text{Pe}_i = q8_i \frac{\text{La}}{a_l \rho_v h_{lv}}$$

$$\text{Ar} = \text{La}^3 \cdot g \cdot \frac{\rho_l - \rho_v}{\mu_l^2}$$

$$\text{Nu}_i = h8_i \frac{\text{La}}{k_l}$$

$$\text{N} = \sigma \frac{T}{\rho_v h_{lv}}$$

$$\text{Ja}_i = \frac{\rho_l c_{pl} t8_i}{\rho_v h_{lv}}$$

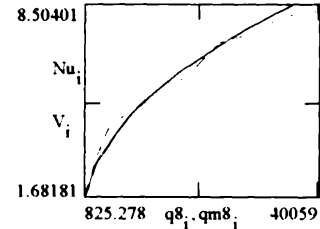
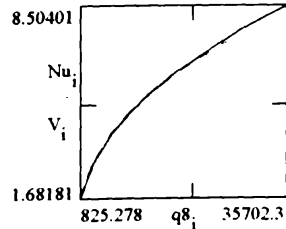
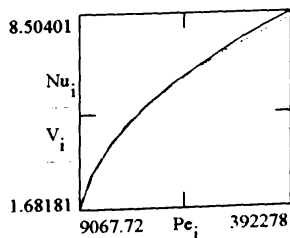
$$\text{D}_{b_i} = 0.25 \cdot \text{La} \left[1 + \left(\frac{\text{Ja}_i}{\rho_v} \right)^2 \cdot \frac{1}{\text{Ar}} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$\text{Ru} = 0.3$$

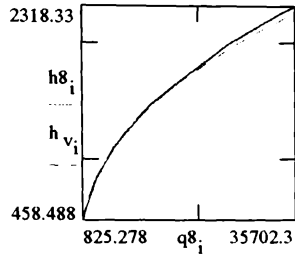
Rugozitatea

$$V_i = \frac{\text{La}}{k_l} \log \left(\frac{1}{\text{Ru}} \right) \cdot \text{Pr}_l^{1.29} \cdot 23.5 \cdot \left(\text{Pe}_i \cdot a_l \rho_v \frac{h_{lv}}{\text{La}} \right)^{0.405}$$

$$\text{qm8} = \text{READPRN}(q8)$$



$$h_{v_i} = V_i \frac{k_l}{\text{La}}$$



$$d_e = 0.146 \cdot 39 \cdot La$$

Ecuatia Stefan si Abdelsalamr

$$d_e = 0.014$$

$$h_{s_i} = 207 \cdot \frac{k_l}{d_e} \left(\frac{q8_i}{k_l T} \right)^{0.745} \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.581} \cdot \left(\frac{\eta}{a_l} \right)^{0.535}$$

Ecuatia Cornwell si Houston [61]

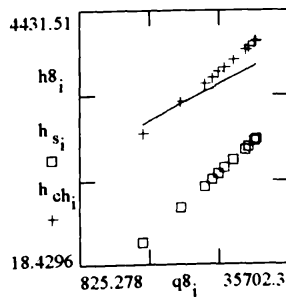
$$p_c = 221.2$$

$$Pr = \frac{1.013}{221.2}$$

$$q8c_i = \frac{q8_i}{1000}$$

$$F = 1.8 \cdot p_r^{0.17} + 4 \cdot p_r^{1.2} + 10 \cdot p_r^{10}$$

$$h_{ch_i} = 9.7 \cdot p_c^{0.5} \cdot p_r^{0.5} \cdot \left(\frac{k_l}{D} \cdot F \cdot 221.2 \cdot \frac{D}{\mu_l h_{lv}} \right)^{0.67} \cdot Pr^{0.4}$$



Calculul coeficientilor C și A din ecuația $y=C \cdot x^A$
 ORIGIN=1 i = 1..11

x := READPRN(t10)

y := READPRN(q10)

$\log(y) = \log(C) + A \cdot \log(x)$

Se definesc:

$u_i = \log(x_i)$

$v_i = \log(y_i)$

A := slope(u, v)

B := intercept(u, v)

C := 10^B

(B=log(C))

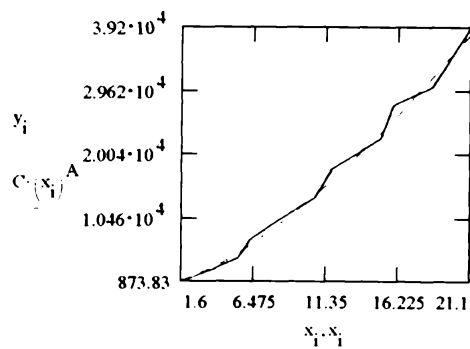
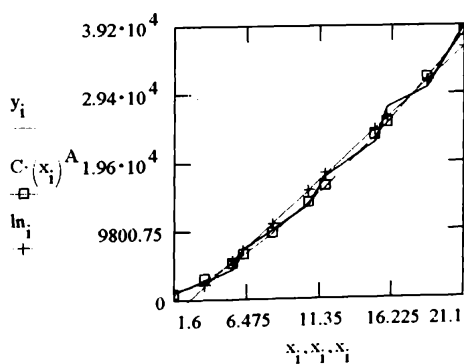
A = 1.465

C = 438.918

$\ln = \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$

$\text{intercept}(x, y) = -5.098 \cdot 10^3$

$\text{slope}(x, y) = 1.958 \cdot 10^3$



Calculul coeficientilor C si A din ecuatia $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1..11

x := READPRN(t12)

y := READPRN(q12)

$\log(y)=\log(C)+A \cdot \log(x)$

Se definesc:

$u_i := \log(x_i)$

$v_i := \log(y_i)$

A := slope(u, v)

B := intercept(u, v)

$C := 10^B$ (B=log(C))

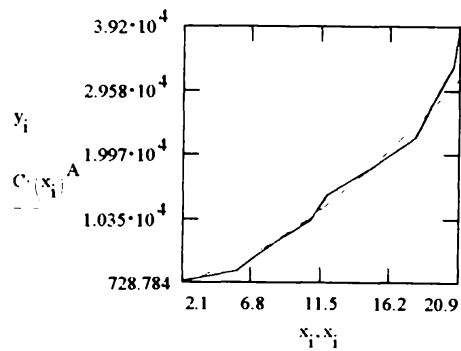
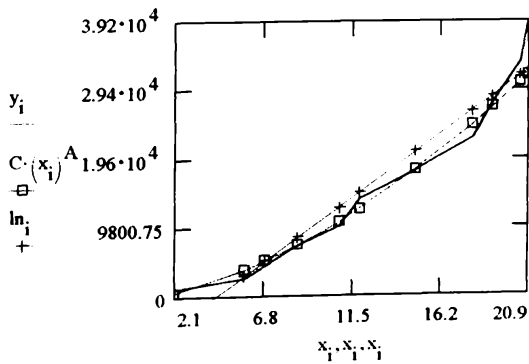
A = 1.639

C = 216.027

$\ln := \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$

$\text{intercept}(x, y) = -8.263 \cdot 10^3$

$\text{slope}(x, y) = 1.94 \cdot 10^3$



Calculul coeficientilor C si A din ecuatia $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1..11

x := READPRN(t13)

y := READPRN(q13)

$\log(y) = \log(C) + A \cdot \log(x)$

Se definesc:

$u_i := \log(x_i)$

$v_i := \log(y_i)$

A := slope(u, v)

B := intercept(u, v)

$C = 10^B$ (B=log(C))

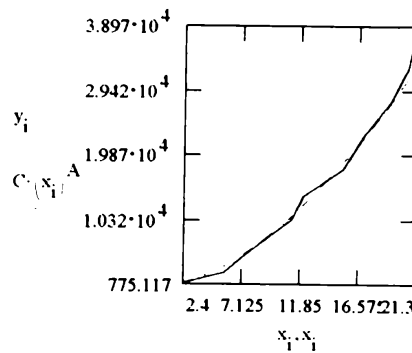
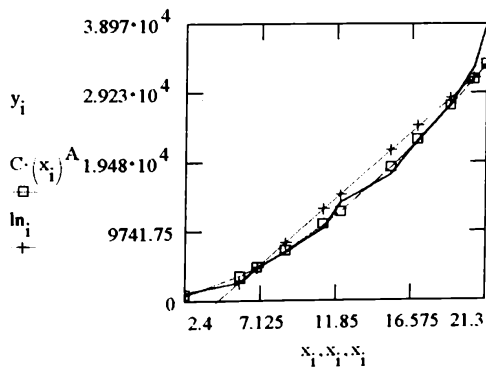
A = 1.724

C = 171.416

$\ln := \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$

$\text{intercept}(x, y) = -8.739 \cdot 10^3$

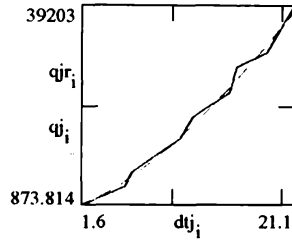
$\text{slope}(x, y) = 1.962 \cdot 10^3$



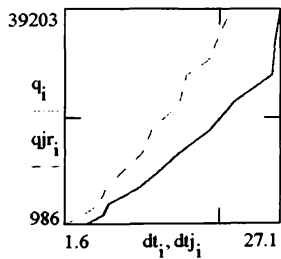
Rezultate experimentale pentru proba nr. j.

```

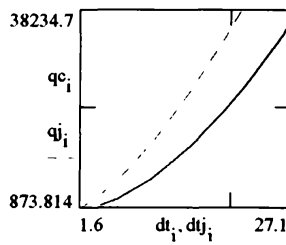
dtj := READPRN(t10)          ORIGIN = 1          q = READPRN(q)
qjr := READPRN(q10)         i = 1..11         dt = READPRN(dt)
qj_i := 438.918 * (dtj_i)^1.465   j = 10         qc_i := 107.759 * (dt_i)^1.76
    
```



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate:

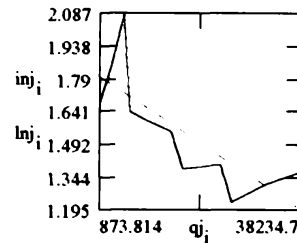
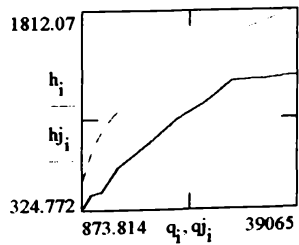


Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate:

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{qj_i}{dtj_i}$$

$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$\ln j = \text{intercept}(qj, inj) + \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$

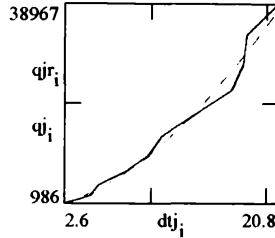


ln = dreapta de regresie asociata datelor experimentale

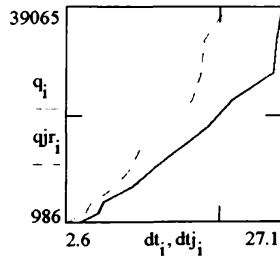
Rezultate experimentale pentru proba nr. j.

```

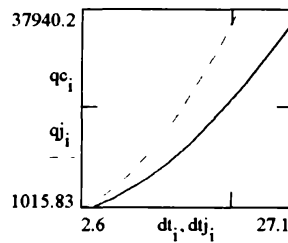
dtj := READPRN(t11)      ORIGIN = 1      q := READPRN(q)
qjr := READPRN(q11)     i := 1..11      dt := READPRN(dt)
qj_i := 192.465 * (dtj_i)^1.741      j := 11      qc_i := 107.759 * (dt_i)^1.76
    
```



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate:

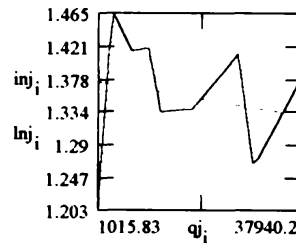
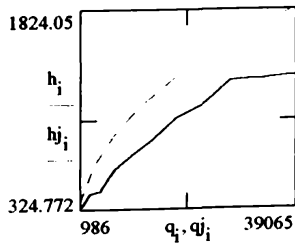


Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate.

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_j = \frac{qj_i}{dtj_i}$$

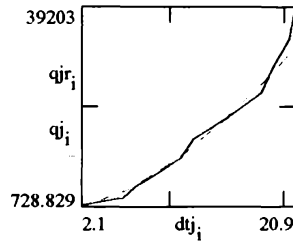
$$inj_i = \frac{h_j}{h_i}$$

$$lnj = \text{intercept}(qj, inj) + \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$

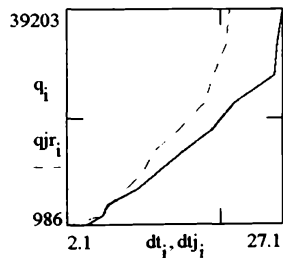


Rezultate experimentale pentru proba nr. j

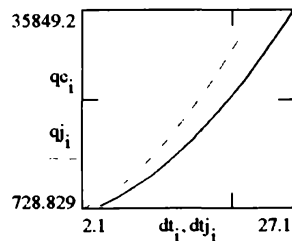
$dt_j := \text{READPRN}(t12)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q := \text{READPRN}(q)$
 $qjr := \text{READPRN}(q12)$ $i := 1..11$ $dt := \text{READPRN}(dt)$
 $qj_i := 216.027 \cdot (dt_j)^{1.639}$ $j := 12$ $qc_i := 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa.
rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa.
rezultate din curbele calculate:

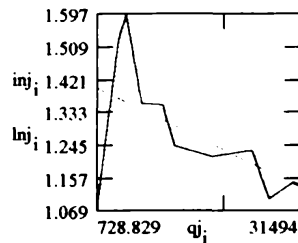
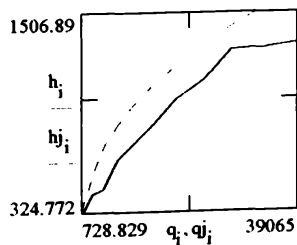


Calculul coeficientilor de transmitere
a caldurii, pentru curbele calculate.

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{qj_i}{dt_{j_i}}$$

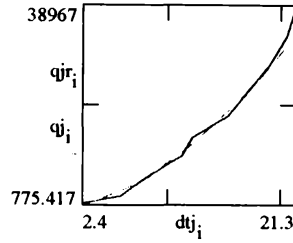
$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$\ln j = \text{intercept}(qj, inj) + \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$

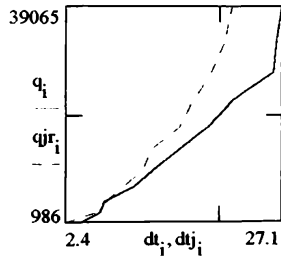


Rezultate experimentale pentru proba nr. j

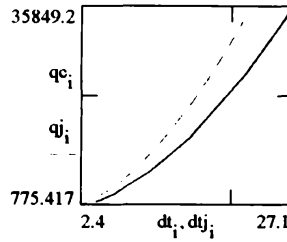
$dt_j := \text{READPRN}(t13)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q := \text{READPRN}(q)$
 $qjr := \text{READPRN}(q13)$ $i := 1..11$ $dt := \text{READPRN}(dt)$
 $qj_i := 171.416 \cdot (dtj_i)^{1.724}$ $j := 13$ $qc_i := 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate

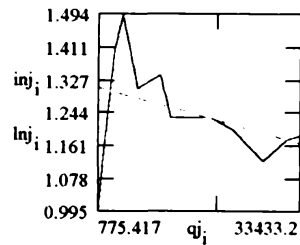
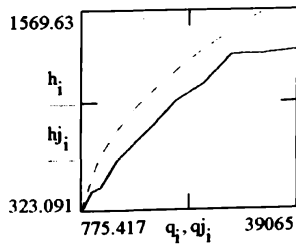


Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate.

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{qj_i}{dtj_i}$$

$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

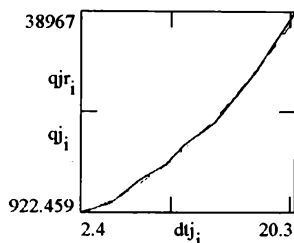
$$\ln j = \text{intercept}(qj, inj) + \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$



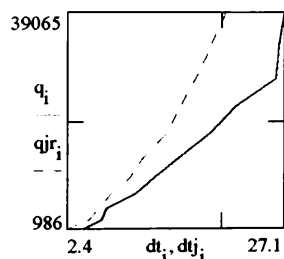
Rezultate experimentale pentru proba nr. j.

```

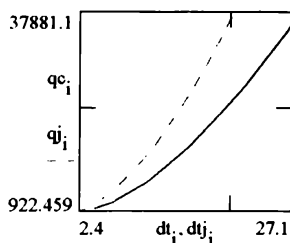
dtj := READPRN(114)      ORIGIN = 1      q := READPRN(q)
qjr := READPRN(q14)     i := 1..11      dt := READPRN(dt)
qj_i := 201.085 * (dtj_i)^1.74      j := 14      qc_i := 107.759 * (dt_i)^1.76
    
```



Comparativ cu teava lisa.
rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa.
rezultate din curbele calculate:

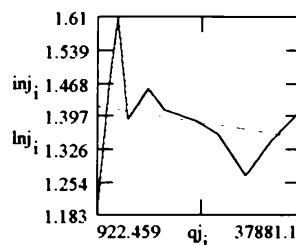
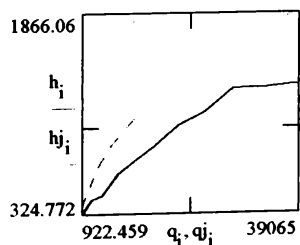


Calculul coeficientilor de transmitere
a caldurii, pentru curbele calculate.

$$h_i := \frac{q_i}{dt_i} \quad h_{j_i} := \frac{q_{j_i}}{dt_{j_i}}$$

$$inj_i := \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$Inj = \text{intercept}(qj, inj) + \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$



ORIGIN = 1 i = 1..11

$$t14_i = \text{READPRN}(t14) \quad q14_i = 201.085 \cdot (t14_i)^{1.74}$$

$$h14_i = \frac{q14_i}{t14_i} \quad t11 = \text{READPRN}(t11)$$

$$A = 58.8 \quad T = 373.15 \quad h_{lv} = 2257.104 \quad g = 9.81$$

$$B = 1.534 \quad D = 0.022 \quad \rho_l = 958$$

$$\rho_v = 0.5974$$

$$\eta = 0.291 \cdot 10^{-6} \quad [0.25] \quad c_{pl} = 4216$$

$$\mu_l = 100 \cdot \frac{\Lambda}{3} e^{\frac{B \cdot \rho_l}{T}} \quad [112]$$

$$c_j = 0.013$$

$$\mu_l = 3.433 \cdot 10^{-4}$$

$$\sigma = 587.8 \cdot 10^{-4}$$

$$g_c = 1$$

$$k_l = 0.682$$

$$La = \left[\frac{\sigma}{g \cdot \rho_l \cdot \rho_v} \right]^{1/2}$$

$$a_l = \frac{k_l}{\rho_l \cdot c_{pl}}$$

$$Pr_l = \frac{c_{pl}}{\mu_l \cdot k_l}$$

$$N = \sigma \cdot \frac{T}{\rho_v \cdot h_{lv}}$$

$$Nu_i = h14_i \cdot \frac{La}{k_l}$$

$$Ar = La^3 \cdot g \cdot \frac{\rho_l \cdot \rho_v}{\mu_l^2}$$

$$Ja11_i = \frac{\rho_l \cdot c_{pl} \cdot t11_i}{\rho_v \cdot h_{lv}}$$

$$Pe_i = q14_i \cdot \frac{La}{a_l \cdot \rho_v \cdot h_{lv}}$$

$$Ja_i = \frac{\rho_l \cdot c_{pl} \cdot t14_i}{\rho_v \cdot h_{lv}}$$

$$D_{b_i} = 0.25 \cdot La \cdot \left[1 + \frac{Ja_i^2}{\rho_v} \cdot \frac{1}{Ar} \right]^{-1/2}$$

$$D_{b11_i} = 0.25 \cdot La \cdot \left[1 + \frac{Ja11_i^2}{\rho_v} \cdot \frac{1}{Ar} \right]^{-1/2}$$

D_{b_i}
0.213
0.426
0.524
0.648
0.843
0.985
1.207
1.349
1.509
1.651
1.802

D_{b11_i}
0.231
0.426
0.488
0.701
0.861
0.968
1.216
1.5
1.589
1.616
1.846

Ru = 0.39 Rugozitatea

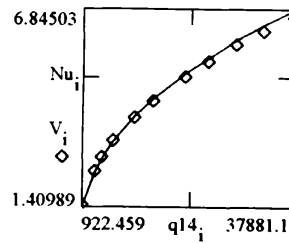
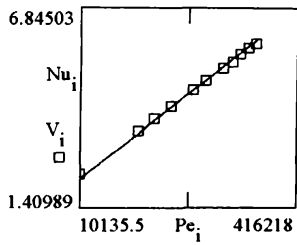
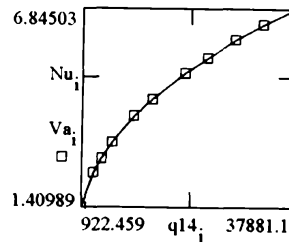
$$V_i = \frac{La}{k_l} \cdot \log\left(\frac{1}{Ru}\right) \cdot Pr_l^{1.29} \cdot 23.5 \cdot \left(Pe_i \cdot a_l \cdot \rho_v \cdot \frac{h_{lv}}{La} \right)^{0.405}$$

Su = 0.64 Suprafata de cernere [64 %]

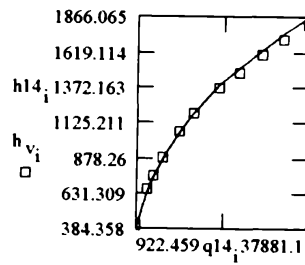
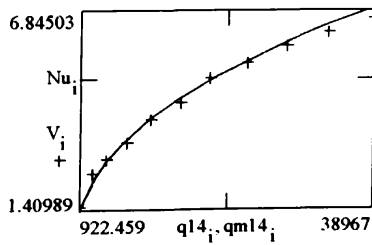
$$Va_i = \frac{La}{k_l} \cdot \log\left(\frac{1}{Su}\right) \cdot Pr_l^{1.29} \cdot 41.3 \cdot \left(Pe_i \cdot a_l \cdot \rho_v \cdot \frac{h_{lv}}{La} \right)^{0.425}$$

$$h_{v_i} = V_i \cdot \frac{k_l}{La}$$

$$h_{va_i} = Va_i \cdot \frac{k_l}{La}$$



qm14 = READPRN(q14)



Ecuația Stefan și Abdelsalam:

$$d_e = 0.146 \cdot 39 \cdot La \qquad d_e = 0.014$$

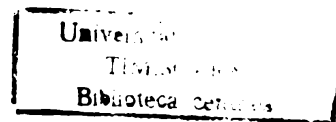
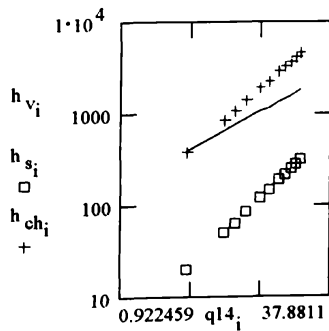
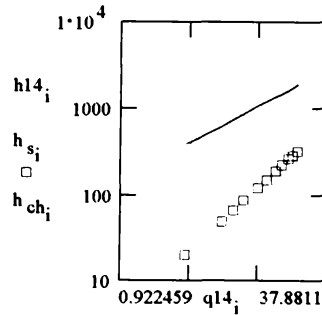
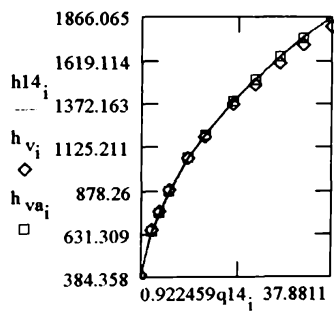
$$h_{s_i} = 207 \cdot \frac{k_l}{d_e} \left(q_{14_i} \cdot \frac{d_e}{k_l \cdot \Gamma} \right)^{0.745} \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.581} \cdot \left(\frac{\eta}{a_l} \right)^{0.535}$$

Ecuația Cornwell și Houston [61]

$$p_c = 221.2 \qquad Pr = \frac{1.013}{221.2} \qquad q_{14_i} = \frac{q_{14_i}}{1000}$$

$$F = 1.8 \cdot p_r^{0.17} + 4 \cdot p_r^{1.2} + 10 \cdot p_r^{10}$$

$$h_{ch_i} = 9.7 \cdot p_c^{0.5} \cdot \frac{k_l}{D} \cdot F \cdot \left(q_{14_i} \cdot \frac{D}{\mu_l \cdot h_{lv}} \right)^{0.67} \cdot Pr_l^{0.4}$$



ORIGIN = 1

ANALIZA METALOGRAFICA CANTITATIVA PENTRU TEVI METALIZATE

Programul este valabil pentru probele prelevate pe suprafata metalizata.

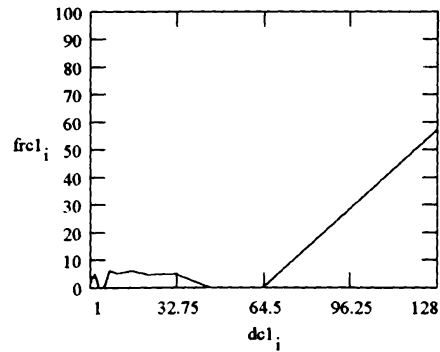
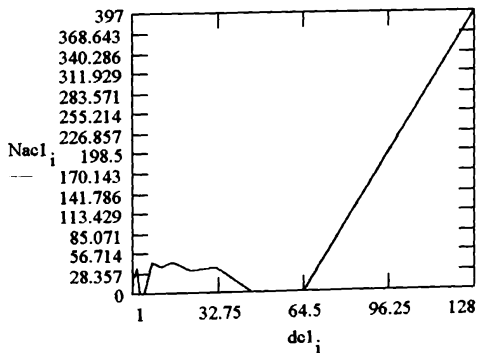
Dimensiunile porilor pe clase "d", frecventa relativa a acestora (procente din total) "fr", precum si distributia porilor in functie de dimensiuni "Na", sunt prezentate grafic in cele ce urmeaza. In abscisa-dimensiunile (pe clase de dimensiuni) ale porilor, in micrometri.

-Pentru prima teava metalizata cu strat de Cu:

dc1 :=	1.0	Nacl :=	13	frcl :=	1.88
	1.4		28		4.06
	2.0		25		3.61
	2.8		36		5.21
	4.0		0		0
	5.6		0		0
	8.0		44		6.37
	11.3		37		5.35
	16.0		44		6.37
	22.6		31		4.49
	32.0		36		5.21
	45.2		0		0
	64		0		0
	128		397		57.45

n := length(dc1)

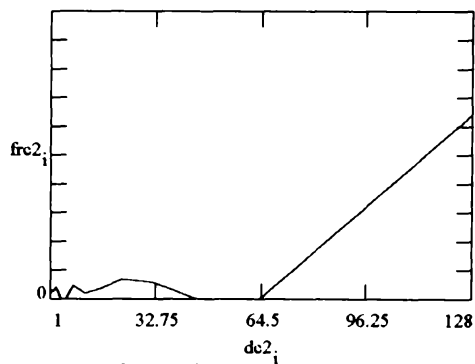
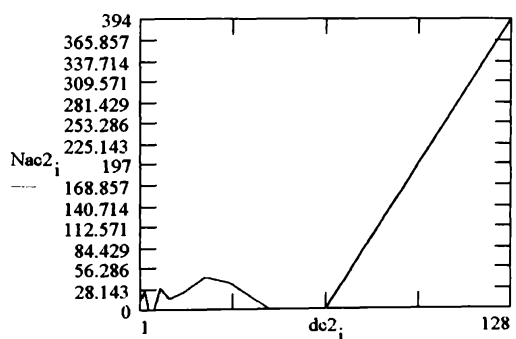
i := 1..n



Dimensiunea porului de 64 reprezinta de fapt o dimensiune de >64.0

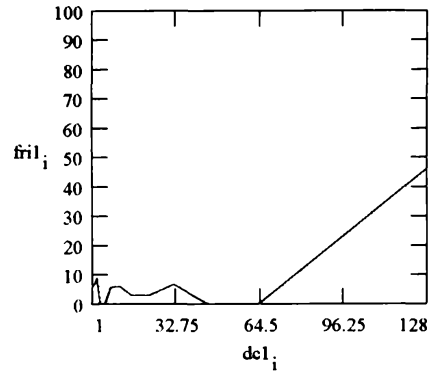
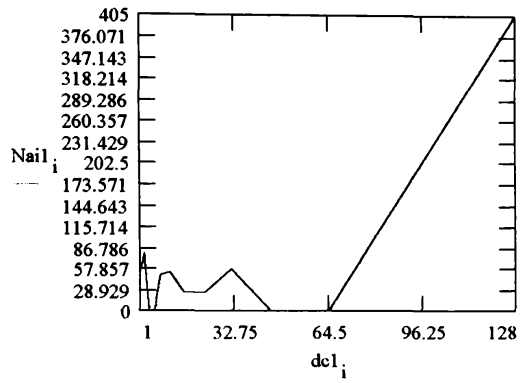
-Pentru a doua teava metalizata cu strat de Cu:

dc2 =	1.0	Nac2 =	12	frc2 =	1.95
	1.4		20		3.25
	2.0		16		2.60
	2.8		27		4.40
	4.0		0		0
	5.6		0		0
	8.0		28		4.57
	11.3		14		2.3
	16.0		23		3.75
	22.6		43		7.01
	32.0		36		5.87
	45.2		0		0
	64		0		0
	128		394		64.3



-Pentru prima teava metalizata cu inox

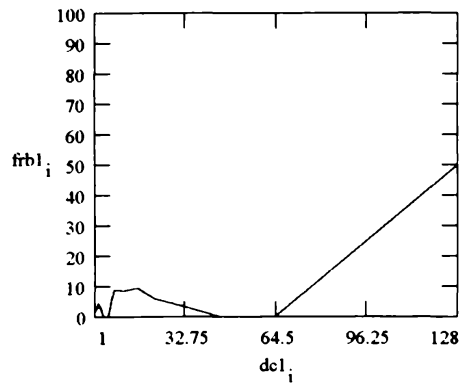
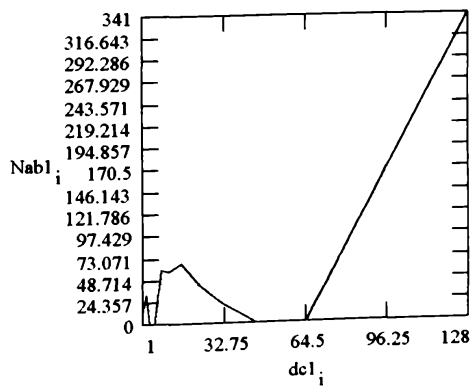
Nail =	54	frc1 =	6.15
	61		6.95
	66		7.52
	78		8.88
	0		0
	0		0
	50		5.69
	54		6.15
	26		2.96
	26		2.96
	58		6.61
	0		0
	0		0
	405		46.13



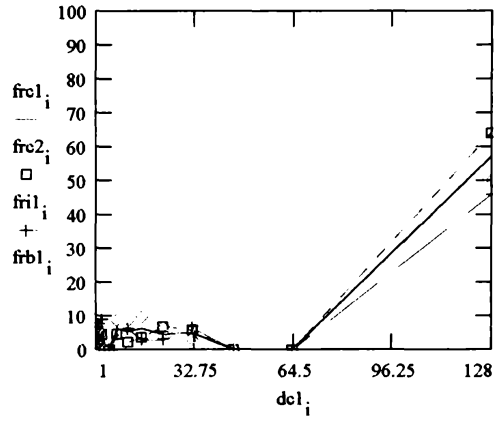
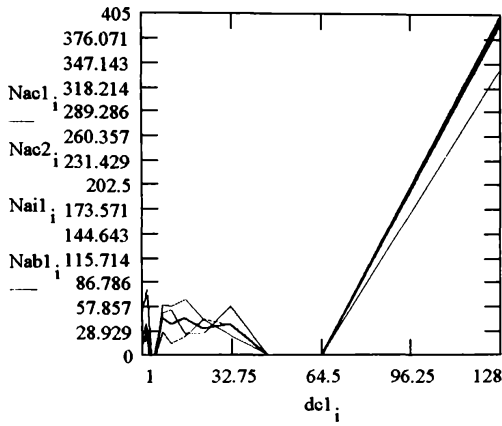
-Pentru prima teava metalizata cu bronz

$Nabl_i$
14
18
25
32
0
0
60
58
66
42
23
0
0
341

$frbl_i$
2.06
2.65
3.68
4.71
0
0
8.84
8.54
9.72
6.19
3.39
0
0
50.22



Se poate remarea la toate tipurile de acoperiri prin metalizare, dimensiuni mari ale porilor de peste 64, în procente cuprinse între 46,13 la inox și 64,3 la cupru teava 2.



Calculul dimensiunilor medii ale porilor și respectiv ale graunților (particulelor) metalice din stratul depus se efectueaza cu formulele

$$L_{Amd} = \text{SUMA}(L_{ai})/N_a$$

$$L_{Bmd} = \text{SUMA}(L_{bi})/N_b$$

unde L_{ai} este lungimea totala a fazei A (pori)
 L_{bi} este lungimea totala a fazei B (granule metalice),
 N_a și N_b fiind numărul total al porilor, respectiv granulelor metalice pe fiecare faza A și respectiv B

V_{ai} și V_{bi} reprezinta volumul procentual ocupat de fiecare faza în stratul metalizat. A și respectiv B.

-Proba Cu 1:

$$N_a = 871$$

$$N_b = 604$$

$L_{ai} =$	9877	$L_{bi} =$	125	$V_{ai} =$	98.77	$V_{bi} =$	1.25
	9799		202		97.99		2.02
	9751		249		97.51		2.49
	9743		257		97.43		2.57
	9733		268		97.33		2.68
	9799		200		97.99		2.00
	9825		176		98.25		1.76
	9825		174		98.25		1.74
	9908		92		99.08		0.92
	9821		180		98.21		1.8

Mediile aritmetice:

$$\text{mean}(L_{ai}) = 9.808 \cdot 10^3$$

$$\text{mean}(L_{bi}) = 192.3$$

$$\text{mean}(V_{bi}) = 1.923$$

$$\text{mean}(V_{ai}) = 98.081$$

Abaterile medii
patratice:

$$\text{stdev}(L_{ai}) = 53.637$$

$$\text{stdev}(L_{bi}) = 53.503$$

$$\text{stdev}(V_{ai}) = 0.536$$

$$\text{stdev}(V_{bi}) = 0.535$$

Dispersiile:

$$\text{var}(L_{ai}) = 2.877 \cdot 10^3$$

$$\text{var}(L_{bi}) = 2.863 \cdot 10^3$$

$$\text{var}(V_{ai}) = 0.288$$

$$\text{var}(V_{bi}) = 0.286$$

Dimensiune medie por:

$$I_{ai} = \frac{\sum L_{ai}}{Na}$$

$$I_{ai} = 112.607$$

Dimensiune medie graunte metalice

$$I_{bi} = \frac{\sum L_{bi}}{Nb}$$

$$I_{bi} = 3.184$$

-Proba Cu 2-

$$Na = 746$$

$$i = 1..10$$

$$Nb = 537$$

$$L_{ai} = \begin{array}{|c|} \hline 9641 \\ \hline 9630 \\ \hline 9573 \\ \hline 9679 \\ \hline 9652 \\ \hline 9648 \\ \hline 9795 \\ \hline 9792 \\ \hline 9912 \\ \hline 9934 \\ \hline \end{array}$$

$$L_{bi} = \begin{array}{|c|} \hline 359 \\ \hline 369 \\ \hline 428 \\ \hline 420 \\ \hline 348 \\ \hline 352 \\ \hline 206 \\ \hline 207 \\ \hline 88 \\ \hline 66 \\ \hline \end{array}$$

$$V_{ai_i} = \frac{L_{ai_i}}{100}$$

$$V_{ai} = \begin{array}{|c|c|} \hline & i \\ \hline 1 & 98.77 \\ \hline 2 & 97.99 \\ \hline 3 & 97.51 \\ \hline 4 & 97.43 \\ \hline 5 & 97.33 \\ \hline 6 & 97.99 \\ \hline 7 & 98.25 \\ \hline 8 & 98.25 \\ \hline 9 & 99.08 \\ \hline 10 & 98.21 \\ \hline \end{array}$$

$$V_{bi_i} = \frac{L_{bi_i}}{100}$$

$$V_{bi} = \begin{array}{|c|c|} \hline & i \\ \hline 1 & 1.25 \\ \hline 2 & 2.02 \\ \hline 3 & 2.49 \\ \hline 4 & 2.57 \\ \hline 5 & 2.68 \\ \hline 6 & 2 \\ \hline 7 & 1.76 \\ \hline 8 & 1.74 \\ \hline 9 & 0.92 \\ \hline 10 & 1.8 \\ \hline \end{array}$$

Mediile aritmetice

$$\text{mean}(L_{ai}) = 9.726 \cdot 10^3$$

$$\text{mean}(L_{bi}) = 284.3$$

$$\text{mean}(V_{ai}) = 98.081$$

$$\text{mean}(V_{bi}) = 1.923$$

$$I_{ai} = \frac{\sum L_{ai}}{Na} \quad I_{ai} = 130.37$$

Abaterile medii patratice

$$\text{stdev}(L_{ai}) = 118.573$$

$$\text{stdev}(L_{bi}) = 125.998$$

$$\text{stdev}(V_{ai}) = 0.536$$

$$\text{stdev}(V_{bi}) = 0.535$$

$$I_{bi} = \frac{\sum L_{bi}}{Nb}$$

Dispersiile

$$\text{var}(L_{ai}) = 1.406 \cdot 10^4$$

$$\text{var}(L_{bi}) = 1.588 \cdot 10^4$$

$$\text{var}(V_{ai}) = 0.288$$

$$\text{var}(V_{bi}) = 0.286$$

$$I_{bi} = 5.294$$

Calcul dimensiunii medii pori si respectiv granule metalice pentru
suprafete metalizate. Bronz suprafata metalizata.

Na = 868 ORIGIN = 1 i = 1.. 10
Nb = 629

$$L_{ai} = \begin{bmatrix} 9683 \\ 9676 \\ 9670 \\ 9696 \\ 9694 \\ 9693 \\ 9668 \\ 9667 \\ 9673 \\ 9673 \end{bmatrix} \quad L_{bi} = \begin{bmatrix} 318 \\ 323 \\ 322 \\ 303 \\ 307 \\ 307 \\ 331 \\ 333 \\ 327 \\ 327 \end{bmatrix}$$

$$V_{ai} = \frac{L_{ai}}{100}$$

$$V_{bi} = \frac{L_{bi}}{100}$$

	1		1
V _{ai}	96.83	V _{bi}	3.18
2	96.76	2	3.23
3	96.7	3	3.22
4	96.96	4	3.03
5	96.94	5	3.07
6	96.93	6	3.07
7	96.68	7	3.31
8	96.67	8	3.33
9	96.73	9	3.27
10	96.73	10	3.27

Mediile aritmetice

Dispersiile

Abaterile medii patratice

$$\text{mean}(L_{ai}) = 9.679 \cdot 10^3$$

$$\text{var}(L_{ai}) = 115.21$$

$$\text{stdev}(L_{ai}) = 10.734$$

$$\text{mean}(L_{bi}) = 319.8$$

$$\text{var}(L_{bi}) = 103.16$$

$$\text{stdev}(L_{bi}) = 10.157$$

$$\text{mean}(V_{ai}) = 96.793$$

$$\text{var}(V_{ai}) = 0.012$$

$$\text{stdev}(V_{ai}) = 0.107$$

$$\text{mean}(V_{bi}) = 3.198$$

$$\text{var}(V_{bi}) = 0.01$$

$$\text{stdev}(V_{bi}) = 0.102$$

Dimensiune medie pori

$$I_{ai} = \frac{\sum L_{ai}}{Na}$$

$$I_{ai} = 111.513$$

Dimensiune medie granule:

$$I_{bi} = \frac{\sum L_{bi}}{Nb}$$

$$I_{bi} = 5.084$$

Calcul dimensiuni medii pori si respectiv granule metalice pentru suprafete metalizate. Inox suprafata metalizata.

Na := 1915 ORIGIN = 1 i := 1..10

Nb := 1330

$$L_{ai} = \begin{bmatrix} 9433 \\ 9600 \\ 9558 \\ 9635 \\ 9581 \\ 9624 \\ 9568 \\ 9592 \\ 9772 \\ 9772 \end{bmatrix} \quad L_{bi} = \begin{bmatrix} 568 \\ 399 \\ 441 \\ 365 \\ 419 \\ 376 \\ 432 \\ 408 \\ 228 \\ 228 \end{bmatrix}$$

$$V_{ai} = \frac{L_{ai}}{100}$$

$$V_{bi} = \frac{L_{bi}}{100}$$

	1
1	94.33
2	96
3	95.58
4	96.35
5	95.81
6	96.24
7	95.68
8	95.92
9	97.72
10	97.72

	1
1	5.68
2	3.99
3	4.41
4	3.65
5	4.19
6	3.76
7	4.32
8	4.08
9	2.28
10	2.28

$$V_{ai} =$$

$$V_{bi} =$$

Mediile aritmetice:

$$\text{mean}(L_{ai}) = 9.614 \cdot 10^3$$

$$\text{mean}(L_{bi}) = 386.4$$

$$\text{mean}(V_{ai}) = 96.135$$

$$\text{mean}(V_{bi}) = 3.864$$

Dimensiune medie pori:

Dimensiune medie granule

Dispersiile:

$$\text{var}(L_{ai}) = 9.025 \cdot 10^3$$

$$\text{var}(L_{bi}) = 9.047 \cdot 10^3$$

$$\text{var}(V_{ai}) = 0.902$$

$$\text{var}(V_{bi}) = 0.905$$

$$I_{ai} = \frac{\sum L_{ai}}{Na}$$

$$I_{bi} = \frac{\sum L_{bi}}{Nb}$$

Abateri medii patratice:

$$\text{stdev}(L_{ai}) = 94.999$$

$$\text{stdev}(L_{bi}) = 95.118$$

$$\text{stdev}(V_{ai}) = 0.95$$

$$\text{stdev}(V_{bi}) = 0.951$$

$$I_{ai} = 50.201$$

$$I_{bi} = 2.905$$

ORIGIN = 1

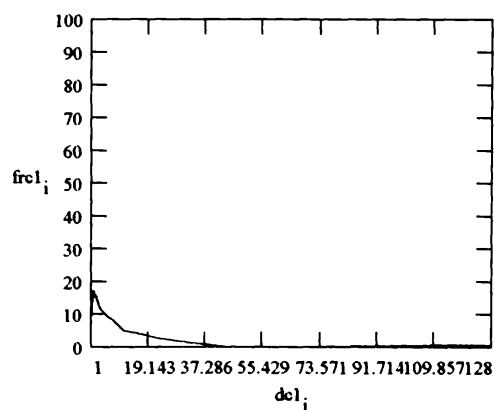
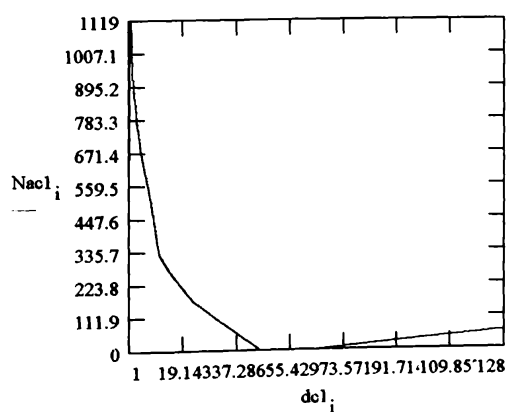
ANALIZA METALOGRAFICA CANTITATIVA PENTRU TEVI
METALIZATE

Programul este valabil pentru probele prelevate pe suprafața lustruită

Dimensiunile porilor pe clase "d", frecvența relativă a acestora (procente din total) "frc", precum și distribuția porilor în funcție de dimensiuni "Na" sunt prezentate grafic în cele ce urmează în abscisa-dimensiunile (pe clase de dimensiuni) ale porilor.
-Pentru prima teavă metalizată cu strat de Cu

dc1 =	1.0	Nacl =	553	frc1 =	8.64
	1.4		954		14.9
	2.0		1119		17.48
	2.8		929		14.51
	4.0		757		11.83
	5.6		654		10.22
	8.0		525		8.2
	11.3		327		5.11
	16.0		256		4
	22.6		170		2.66
	32.0		98		1.53
	45.2		0		0
	64		0		0
	128		59		.92

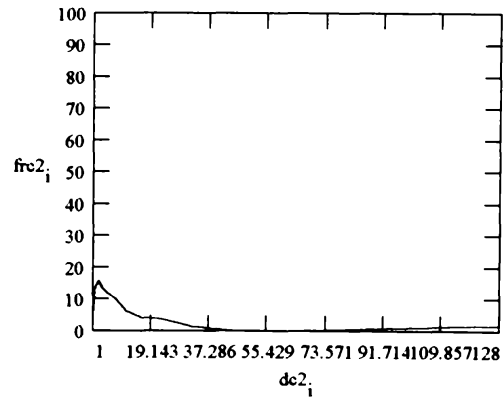
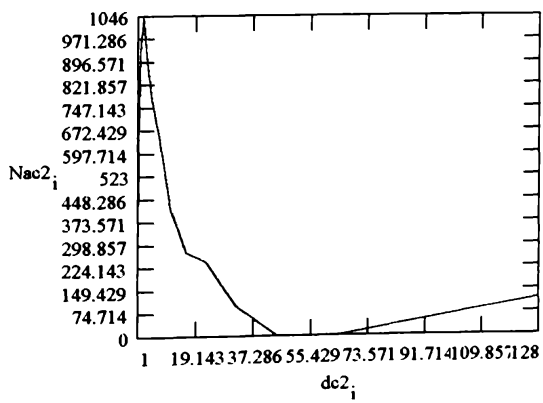
n := length(dc1) i := 1..n



Dimensiunea porului de 64 reprezintă de fapt o dimensiune de >64.0

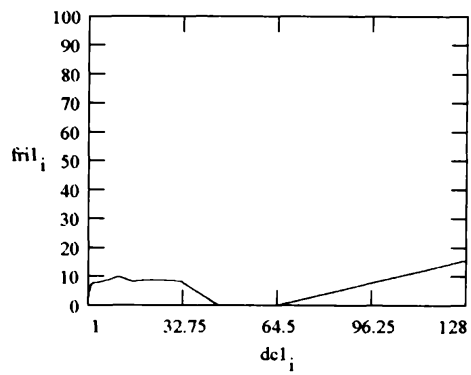
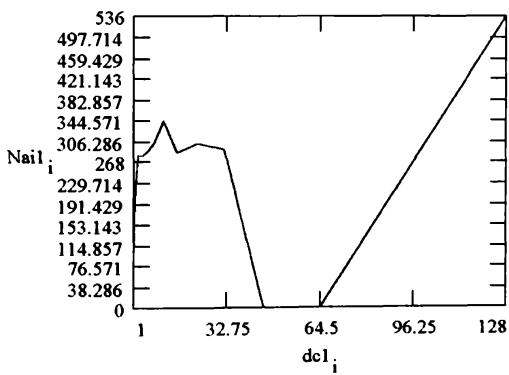
-Pentru a doua teava metalizata cu strat de Cu:

dc2 =	1.0		375		5.69
	1.4		741		11.25
	2.0		929		14.1
	2.8		1046		15.87
	4.0		915		13.89
	5.6		770		11.69
	8.0		652		9.89
	11.3	Nac2 =	419		6.36
	16.0		276		4.19
	22.6		244		3.7
	32.0		102		1.55
	45.2		0		0
	64		0		0
	128		120		1.82



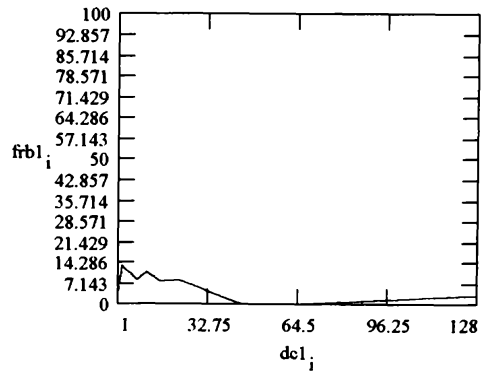
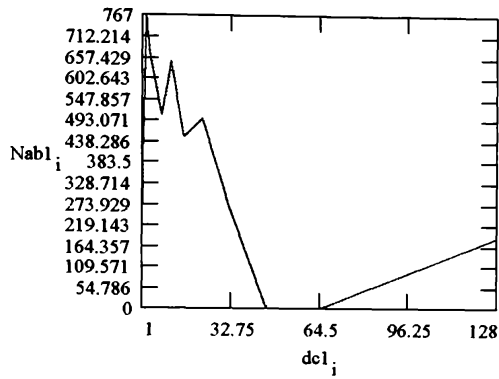
-Pentru prima teava metalizata cu inox

Nail -	98	fril -	2.85
	196		5.69
	245		7.12
	280		8.13
	278		8.07
	288		8.36
	301		8.74
	345		10.02
	285		8.27
	302		8.77
	290		8.42
	0		0
	0		0
	536		15.56

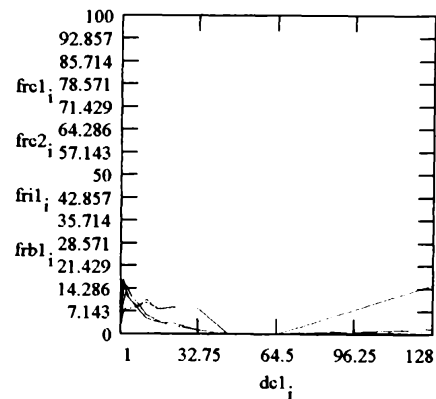
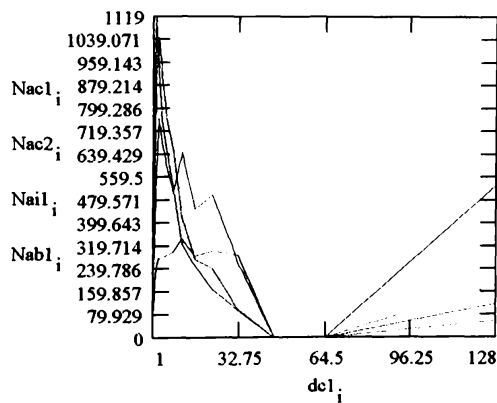


-Pentru prima teava metalizata cu bronz

Nabl -	235	frbl -	4.05
	400		6.89
	577		9.93
	767		13.2
	678		11.67
	604		10.40
	504		8.68
	647		11.14
	449		7.73
	498		8.57
	265		4.56
	0		0
	0		0
	185		3.18



Distributiile si frecventele relative pentru toate probele



Calculul dimensiunilor medii ale porilor si respectiv ale grauntilor (particulelor) metalice din stratul depus se efectueaza cu formulele

$$L.Amd = \text{SUMA}(L.ai) / N_a$$

$$L.Bmd = \text{SUMA}(L.bi) / N_b$$

unde L.ai este lungimea totala a fazei A (pori)

L.bi este lungimea totala a fazei B (granule metalice).

N.a si N.b fiind numarul total al porilor, respectiv granulelor metalice pe fiecare faza A si respectiv B

V.ai si V.bi reprezinta volumul ocupat de fiecare faza in stratul metalizat A si respectiv B

-Proba Cu I:

Na = 6961

i = 1.. 10

Nb = 5333

$$L_{ai} = \begin{bmatrix} 4811 \\ 4450 \\ 6009 \\ 5184 \\ 4648 \\ 3584 \\ 3821 \\ 4426 \\ 5303 \\ 6618 \end{bmatrix}$$

$$L_{bi} = \begin{bmatrix} 5189 \\ 5550 \\ 3991 \\ 4816 \\ 5354 \\ 6416 \\ 6179 \\ 5574 \\ 4696 \\ 3382 \end{bmatrix}$$

$$V_{bi} = \frac{L_{bi}}{100}$$

$$V_{ai} = \frac{L_{ai}}{100}$$

$$V_{ai} = \begin{array}{|c|c|} \hline & l \\ \hline 1 & 48.11 \\ \hline 2 & 44.5 \\ \hline 3 & 60.09 \\ \hline 4 & 51.84 \\ \hline 5 & 46.48 \\ \hline 6 & 35.84 \\ \hline 7 & 38.21 \\ \hline 8 & 44.26 \\ \hline 9 & 53.03 \\ \hline 10 & 66.18 \\ \hline \end{array}$$

$$V_{bi} = \begin{array}{|c|c|} \hline & l \\ \hline 1 & 51.89 \\ \hline 2 & 55.5 \\ \hline 3 & 39.91 \\ \hline 4 & 48.16 \\ \hline 5 & 53.54 \\ \hline 6 & 64.16 \\ \hline 7 & 61.79 \\ \hline 8 & 55.74 \\ \hline 9 & 46.96 \\ \hline 10 & 33.82 \\ \hline \end{array}$$

Mediile aritmetice

$$\text{mean}(L_{ai}) = 4.885 \cdot 10^3$$

$$\text{mean}(V_{ai}) = \frac{\sum L_{ai}}{100} = 48.854$$

$$\text{mean}(V_{bi}) = 51.147$$

Dimensiune medie pot

Dimensiune medie greutate
metale:

Abaterile medii
patratice:

$$\text{stdev}(L_{ai}) = 884.14$$

$$\text{stdev}(L_{bi}) = 884.241$$

$$\text{stdev}(V_{ai}) = 8.841$$

$$\text{stdev}(V_{bi}) = 8.842$$

$$I_{ai} = \frac{\sum L_{ai}}{Na}$$

$$I_{bi} = \frac{\sum L_{bi}}{Nb}$$

Dispersiile:

$$\text{var}(L_{ai}) = 7.817 \cdot 10^5$$

$$\text{var}(L_{bi}) = 7.819 \cdot 10^5$$

$$\text{var}(V_{ai}) = 78.17$$

$$\text{var}(V_{bi}) = 78.188$$

$$I_{ai} = 7.018$$

$$I_{bi} = 9.591$$

Calcul dimensiunii medii pori si respectiv granule metalice pentru
suprafete metalizate. Cu 2 suprafata lustruita.

$N_a = 6877$

ORIGIN = 1

$i = 1.. 10$

$N_b = 5434$

$$L_{ai} = \begin{bmatrix} 5363 \\ 5812 \\ 5525 \\ 7898 \\ 6624 \\ 5796 \\ 6400 \\ 4554 \\ 5760 \\ 6634 \end{bmatrix}$$

$$L_{bi} = \begin{bmatrix} 4638 \\ 4188 \\ 4475 \\ 2102 \\ 3376 \\ 4204 \\ 3600 \\ 5446 \\ 4240 \\ 3366 \end{bmatrix}$$

$$V_{ai} = \frac{L_{ai}}{100}$$

$$V_{bi} = \frac{L_{bi}}{100}$$

	1
1	53.63
2	58.12
3	55.25
4	78.98
5	66.24
6	57.96
7	64
8	45.54
9	57.6
10	66.34

	1
1	46.38
2	41.88
3	44.75
4	21.02
5	33.76
6	42.04
7	36
8	54.46
9	42.4
10	33.66

$$V_{ai} = \begin{bmatrix} 1 & 53.63 \\ 2 & 58.12 \\ 3 & 55.25 \\ 4 & 78.98 \\ 5 & 66.24 \\ 6 & 57.96 \\ 7 & 64 \\ 8 & 45.54 \\ 9 & 57.6 \\ 10 & 66.34 \end{bmatrix}$$

$$V_{bi} = \begin{bmatrix} 1 & 46.38 \\ 2 & 41.88 \\ 3 & 44.75 \\ 4 & 21.02 \\ 5 & 33.76 \\ 6 & 42.04 \\ 7 & 36 \\ 8 & 54.46 \\ 9 & 42.4 \\ 10 & 33.66 \end{bmatrix}$$

Mediile aritmetice

Abaterile medii
patratice

Dispersiile

$$\text{mean}(L_{ai}) = 6.037 \cdot 10^3$$

$$\text{stdev}(L_{ai}) = 860.07$$

$$\text{var}(L_{ai}) = 7.397 \cdot 10^5$$

$$\text{mean}(L_{bi}) = 3.964 \cdot 10^3$$

$$\text{stdev}(L_{bi}) = 860.149$$

$$\text{var}(L_{bi}) = 7.399 \cdot 10^5$$

$$\text{mean}(V_{ai}) = 60.366$$

$$\text{stdev}(V_{ai}) = 8.601$$

$$\text{var}(V_{ai}) = 73.972$$

$$\text{mean}(V_{bi}) = 39.635$$

$$\text{stdev}(V_{bi}) = 8.601$$

$$\text{var}(V_{bi}) = 73.986$$

Dimensiune medie pori

$$I_{ai} = \frac{\sum L_{ai}}{N_a}$$

$$I_{ai} = 8.778$$

Dimensiune medie granule

$$I_{bi} = \frac{\sum L_{bi}}{N_b}$$

$$I_{bi} = 7.294$$

Calcul dimensiunii medii pori si respectiv granule metalice pentru suprafete metalizate.Inox suprafata lustruita.

Na = 3836 ORIGIN = 1 i = 1.. 10
 Nb = 2418

$$L_{ai} = \begin{bmatrix} 13165 \\ 13436 \\ 13572 \\ 12982 \\ 12649 \\ 14016 \\ 11550 \\ 10428 \\ 10538 \\ 11101 \end{bmatrix}$$

$$L_{bi} = \begin{bmatrix} 6834 \\ 6545 \\ 6428 \\ 7018 \\ 7351 \\ 5984 \\ 8450 \\ 9573 \\ 9462 \\ 8899 \end{bmatrix}$$

$$V_{ai} = \frac{L_{ai}}{200}$$

$$V_{bi} = \frac{L_{bi}}{200}$$

	i
1	65.825
2	67.18
3	67.86
4	64.91
5	63.245
6	70.08
7	57.75
8	52.14
9	52.69
10	55.505

	i
1	34.17
2	32.725
3	32.14
4	35.09
5	36.755
6	29.92
7	42.25
8	47.865
9	47.31
10	44.495

Mediile aritmetice:

$$\text{mean}(L_{ai}) = 1.234 \cdot 10^4$$

$$\text{mean}(L_{bi}) = 7.654 \cdot 10^3$$

$$\text{mean}(V_{ai}) = 61.718$$

$$\text{mean}(V_{bi}) = 38.272$$

Abaterile medii
 patratice:

$$\text{stdev}(L_{ai}) = 1.256 \cdot 10^3$$

$$\text{stdev}(L_{bi}) = 1.258 \cdot 10^3$$

$$\text{stdev}(V_{ai}) = 6.281$$

$$\text{stdev}(V_{bi}) = 6.29$$

Dispersiile

$$\text{var}(L_{ai}) = 1.578 \cdot 10^6$$

$$\text{var}(L_{bi}) = 1.583 \cdot 10^6$$

$$\text{var}(V_{ai}) = 39.446$$

$$\text{var}(V_{bi}) = 39.564$$

Dimensiune medie pori

$$I_{ai} = \frac{\sum L_{ai}}{Na}$$

$$I_{ai} = 32.179$$

Dimensiune medie granule

$$I_{bi} = \frac{\sum L_{bi}}{Nb}$$

$$I_{bi} = 31.656$$

Calcul dimensiunii medii pori si respectiv granule metalice pentru suprafete metalizate. Bronz suprafata lustruita.

Na := 6225

ORIGIN = 1

i := 1..10

Nb := 4766

$$L_{ai} := \begin{bmatrix} 10128 \\ 9526 \\ 9517 \\ 6793 \\ 7934 \\ 10695 \\ 9397 \\ 10071 \\ 8505 \\ 8979 \end{bmatrix}$$

$$L_{bi} := \begin{bmatrix} 9872 \\ 10474 \\ 10484 \\ 13207 \\ 12066 \\ 9305 \\ 10603 \\ 9928 \\ 11495 \\ 11031 \end{bmatrix}$$

$$V_{ai} = \frac{L_{ai}}{200}$$

$$V_{bi} = \frac{L_{bi}}{200}$$

	1
1	50.64
2	47.63
3	47.585
4	33.965
5	39.67
6	53.475
7	46.985
8	50.355
9	42.525
10	44.895

	1
1	49.36
2	52.37
3	52.42
4	66.035
5	60.33
6	46.525
7	53.015
8	49.64
9	57.475
10	55.155

V_{ai} =

V_{bi} =

Mediile aritmetice

Abaterile medii patratice

Dispersiile

$$\text{mean}(L_{ai}) = 9.155 \cdot 10^3$$

$$\text{stdev}(L_{ai}) = 1.096 \cdot 10^3$$

$$\text{var}(L_{ai}) = 1.201 \cdot 10^6$$

$$\text{mean}(L_{bi}) = 1.085 \cdot 10^4$$

$$\text{stdev}(L_{bi}) = 1.096 \cdot 10^3$$

$$\text{var}(L_{bi}) = 1.201 \cdot 10^6$$

$$\text{mean}(V_{ai}) = 45.773$$

$$\text{stdev}(V_{ai}) = 5.479$$

$$\text{var}(V_{ai}) = 30.02$$

$$\text{mean}(V_{bi}) = 54.232$$

$$\text{stdev}(V_{bi}) = 5.48$$

$$\text{var}(V_{bi}) = 30.032$$

Dimensiune medie pori:

$$I_{ai} = \frac{\sum L_{ai}}{Na}$$

$$I_{ai} = 14.706$$

Dimensiune medie granule:

$$I_{bi} = \frac{\sum L_{bi}}{Nb}$$

$$I_{bi} = 22.758$$

Calculul coeficientilor C si A din ecuatia $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i = 1..11

x := READPRN(t15)

y := READPRN(q15)

$\log(y)=\log(C)+A \cdot \log(x)$

Se definesc:

$u_i = \log(x_i)$

$v_i = \log(y_i)$

A = slope(u, v)

B = intercept(u, v) (B=log(C))

C = 10^B

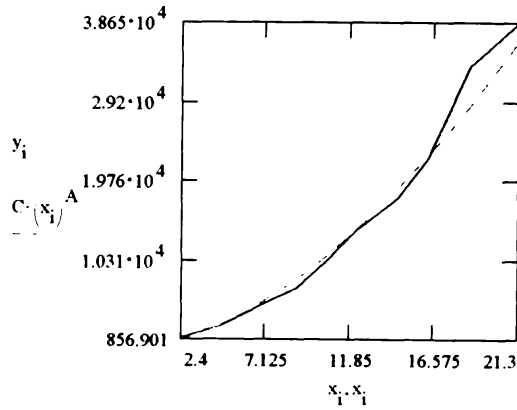
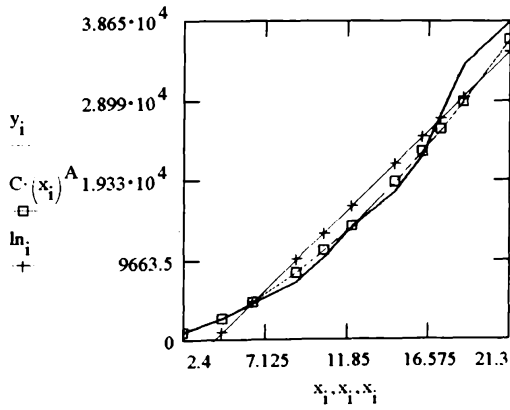
A = 1.718

intercept(x, y) = $-8.502 \cdot 10^3$

C = 190.42

$\ln := \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$

slope(x, y) = $2.043 \cdot 10^3$



Calculul coeficientilor C și A din ecuația $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 $i = 1..11$

x = READPRN(t16)

y = READPRN(q16)

$\log(y) = \log(C) + A \cdot \log(x)$

Se definesc:

$u_i = \log(x_i)$

$v_i = \log(y_i)$

A = slope(u, v)

B = intercept(u, v) (B = log(C))

C = 10^B

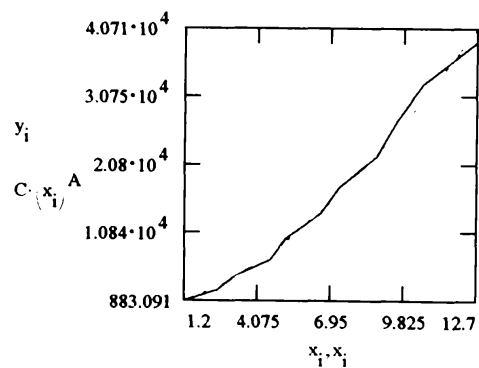
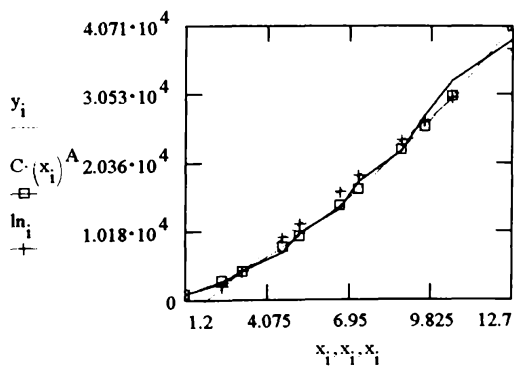
A = 1.624

intercept(x, y) = $-6.763 \cdot 10^3$

C = 656.804

ln = intercept(x, y) + slope(x, y) · x

slope(x, y) = $3.474 \cdot 10^3$



Calculul coeficientilor C si A din ecuatia $y=C \cdot x^A$

ORIGIN=1 i:=1..11

x := READPRN(t17)

y = READPRN(q17)

$\log(y) = \log(C) + A \cdot \log(x)$

Se definește:

$$u_i = \log(x_i)$$

$$v_i = \log(y_i)$$

$$A = \text{slope}(u, v)$$

$$B = \text{intercept}(u, v) \quad (B = \log(C))$$

$$C = 10^B$$

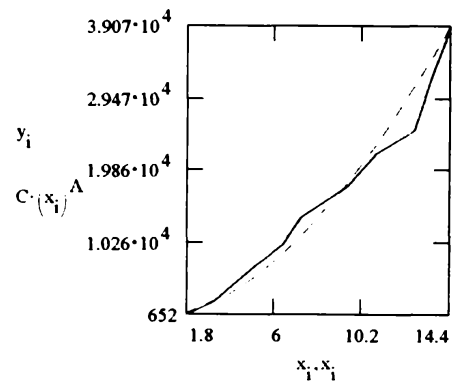
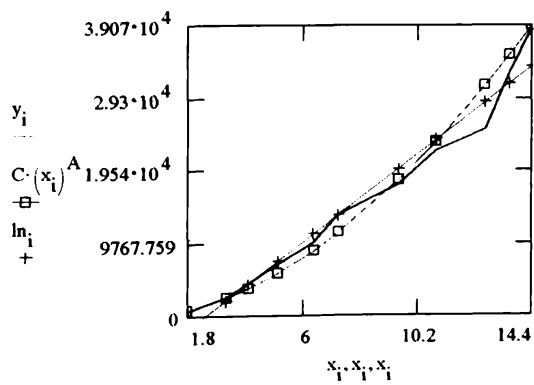
$$A = 1.833$$

$$\text{intercept}(x, y) = -6.874 \cdot 10^3$$

$$C = 293.78$$

$$\ln := \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$$

$$\text{slope}(x, y) = 2.811 \cdot 10^3$$



Calculul coeficientilor C si A din ecuatia $y=C \cdot x^A$

ORIGIN = 1 $i = 1..11$

$x := \text{READPRN}(t18)$

$y := \text{READPRN}(q18)$

$\log(y) = \log(C) + A \cdot \log(x)$

Se definesc:

$u_i = \log(x_i)$

$v_i = \log(y_i)$

$A = \text{slope}(u, v)$

$B = \text{intercept}(u, v)$ ($B = \log(C)$)

$C = 10^B$

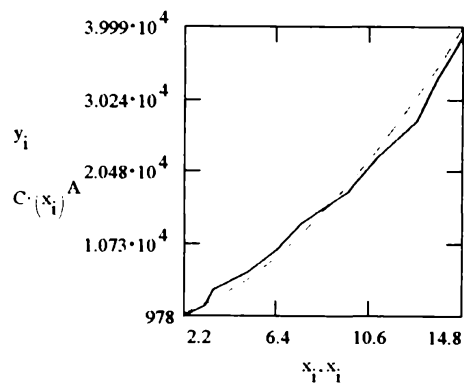
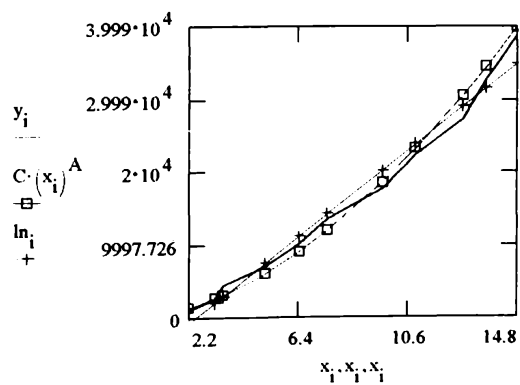
$A = 1.768$

$\text{intercept}(x, y) = -6.943 \cdot 10^3$

$C = 341.548$

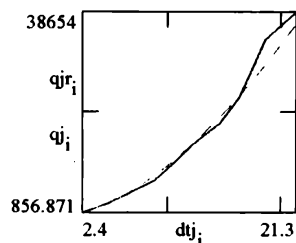
$\ln = \text{intercept}(x, y) + \text{slope}(x, y) \cdot x$

$\text{slope}(x, y) = 2.831 \cdot 10^3$

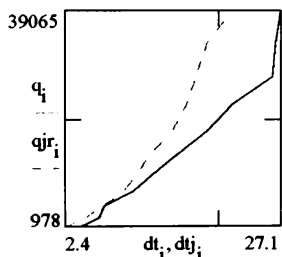


Rezultate experimentale pentru proba nr. j:

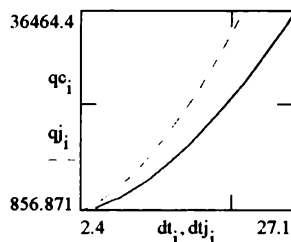
$dt_j = \text{READPRN}(t15)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q = \text{READPRN}(q)$
 $q_{jr} = \text{READPRN}(q15)$ $i = 1..11$ $dt = \text{READPRN}(dt)$
 $q_{j_i} = 190.42 \cdot (dt_{j_i})^{1.718}$ $j = 15$ $qc_i = 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa.
rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa.
rezultate din curbele calculate:



Calculul coeficientilor de transmitere
a caldurii, pentru curbele calculate:

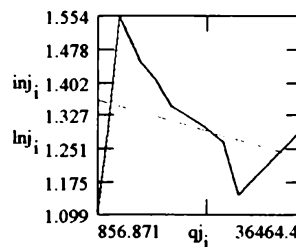
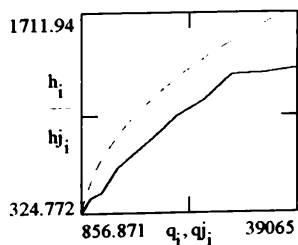
$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i}$$

$$h_{j_i} = \frac{q_{j_i}}{dt_{j_i}}$$

$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

Intensificarea.

$$lnj = \text{intercept}(qj, inj) + \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$

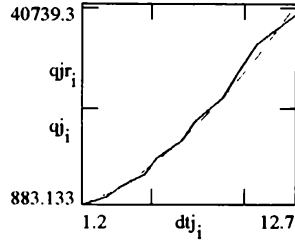


$ln =$ dreapta de regresie asociata
datelor experimentale.

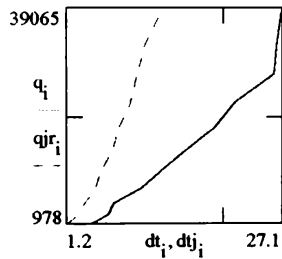
Rezultate experimentale pentru proba nr. j

```

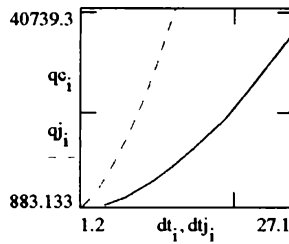
dtj := READPRN(t16)          ORIGIN = 1          q := READPRN(q)
qjr := READPRN(q16)         i := 1..11         dt := READPRN(dt)
qj_i := 656.804 * (dtj_i)^1.624   j := 16          qc_i := 107.759 * (dt_i)^1.76
    
```



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate



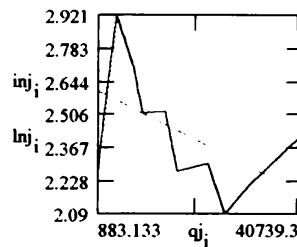
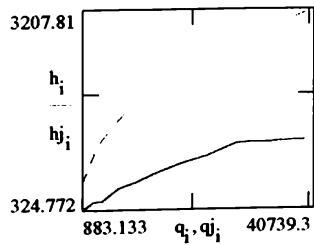
Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate.

Intensificarea:

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{qj_i}{dtj_i}$$

$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

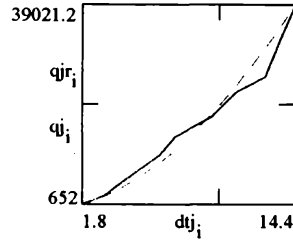
$$\ln j = \text{intercept}(qj, inj) + \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$



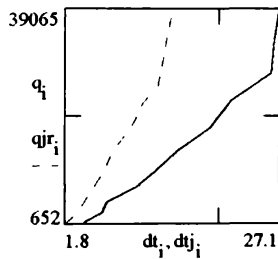
Rezultate experimentale pentru proba nr. j.

```

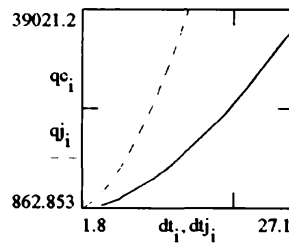
dtj := READPRN(t17)          ORIGIN = 1          q := READPRN(q)
qjr := READPRN(q17)         i := 1..11        dt := READPRN(dt)
qj_i := 293.78 * (dtj_i)^1.833  j := 17        qc_i := 107.759 * (dt_i)^1.76
    
```



Comparativ cu teava lisa, rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa, rezultate din curbele calculate:

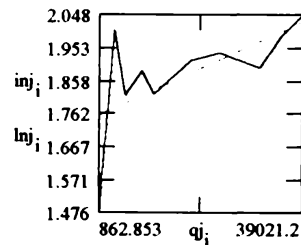
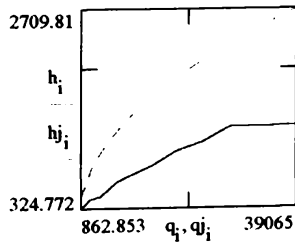


Calculul coeficientilor de transmitere a caldurii, pentru curbele calculate.

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{qj_i}{dt_{j_i}}$$

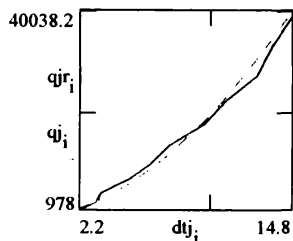
$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$lnj = \text{intercept}(qj, inj) + \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$

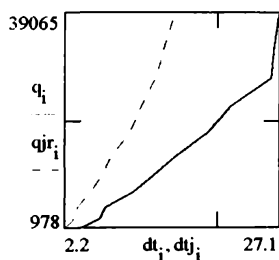


Rezultate experimentale pentru proba nr. j

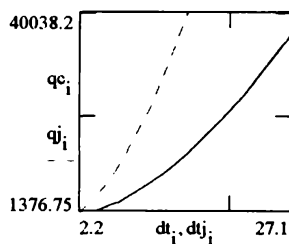
$dt_j := \text{READPRN}(t18)$ $\text{ORIGIN} = 1$ $q := \text{READPRN}(q)$
 $qjr := \text{READPRN}(q18)$ $i := 1..11$ $dt := \text{READPRN}(dt)$
 $qj_i := 341.548 \cdot (dt_j)^{1.768}$ $j := 18$ $qc_i := 107.759 \cdot (dt_i)^{1.76}$



Comparativ cu teava lisa.
rezultate din masuratori:



Comparativ cu teava lisa.
rezultate din curbele calculate

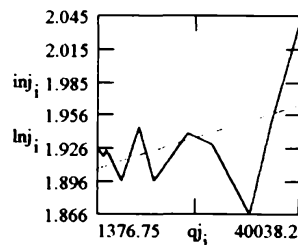
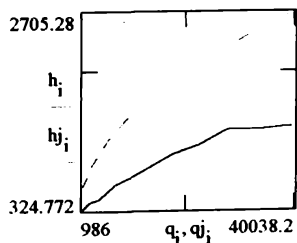


Calculul coeficientilor de transmitere
a caldurii, pentru curbele calculate.

$$h_i = \frac{qc_i}{dt_i} \quad h_{j_i} = \frac{qj_i}{dt_{j_i}}$$

$$inj_i = \frac{h_{j_i}}{h_i}$$

$$\ln j = \text{intercept}(qj, inj) + \text{slope}(qj, inj) \cdot qj$$



ORIGIN = 1 i = 1..11

$$t16 = \text{READPRN}(t16) \quad q16_i = 656.804 \cdot (t16_i)^{1.624}$$

$$h16_i = \frac{q16_i}{t16_i}$$

$$A = 58.8 \quad T = 373.15 \quad h_{lv} = 2257.104 \quad g = 9.81$$

$$B = 1.534 \quad D = 0.022 \quad \rho_l = 958$$

$$\rho_v = 0.5974 \quad \sigma = 587.8 \cdot 10^{-4} \quad c_{pl} = 4216 \quad c_j = 0.013$$

$$\eta = 0.291 \cdot 10^{-6} \quad [\text{m}^2/\text{s}]$$

$$\mu_l = 100 \cdot \frac{\Lambda}{\rho_l^3} \cdot e^{B \cdot \frac{\rho_l}{T}} \quad [112] \quad k_l = 0.682 \quad g_c = 1 \quad \mu_l = 3.433 \cdot 10^{-4}$$

$$Pr_l = \mu_l \frac{c_{pl}}{k_l} \quad a_l = \frac{k_l}{\rho_l c_{pl}} \quad La = \left[\frac{\sigma}{g(\rho_l - \rho_v)} \right]^{1/2}$$

$$Ar = La^3 \cdot g \cdot \frac{\rho_l - \rho_v}{\mu_l^2} \quad Pe_i = q16_i \cdot \frac{La}{a_l \rho_v h_{lv}} \quad Nu_i = h16_i \cdot \frac{La}{k_l} \quad N = \sigma \cdot \frac{T}{\rho_v h_{lv}}$$

$$Ja_i = \frac{\rho_l c_{pl} t16_i}{\rho_v h_{lv}} \quad D_{b_i} = 0.25 \cdot La \cdot \left[1 + \left(\frac{Ja_i}{\rho_v} \right)^2 \cdot \frac{1}{Ar} \right]^{1/2}$$

Ru = 0.2 Rugozitatea

$$V_i = \frac{La}{k_l} \cdot \log\left(\frac{1}{Ru}\right) \cdot Pr_l^{1.29} \cdot 23.5 \cdot \left(Pe_i \cdot a_l \rho_v \frac{h_{lv}}{La} \right)^{0.405}$$

$$\varepsilon = 0.45773 \quad t_p = 0.291 \quad k_m = 57 \quad d_m = 0.0227 \quad d_p = 0.0147$$

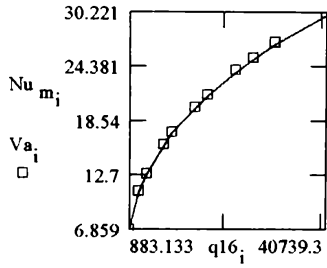
$$V_b = 1 - \varepsilon$$

$$k_s = \varepsilon \cdot k_l + (1 - \varepsilon) \cdot k_m$$

$$Nu_{m_i} = h16_i \cdot \frac{t_p}{k_s}$$

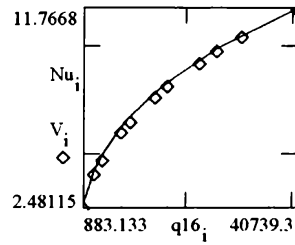
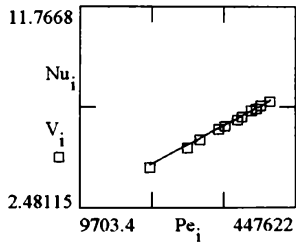
$$Pe_{m_i} = q16_i \cdot \frac{t_p}{a_l \rho_v h_{lv}}$$

$$Va_i = \frac{t_p}{k_s} \cdot \left(\frac{d_m}{t_p}\right)^{0.3} \cdot Pr_i^{1.2} \cdot \left(\frac{k_m d_p}{k_l d_m}\right)^{0.16} \cdot \left(Pe_{m_i} \cdot a_l \rho_v \frac{h_{lv}}{t_p}\right)^{0.384} \cdot 30 \cdot \frac{\varepsilon}{V_b}$$



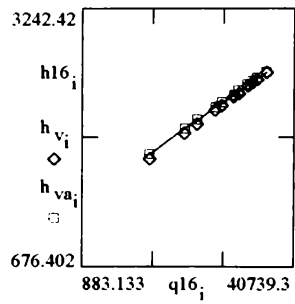
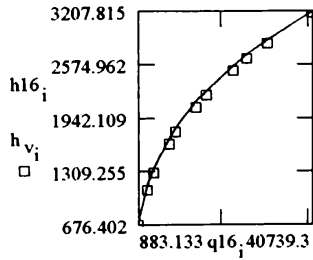
Nu _{m_i}	Va _i
6.859	6.94
10.844	10.968
12.65	12.793
15.865	16.042
17.126	17.317
19.873	20.093
21.164	21.396
23.781	24.041
25.108	25.382
26.709	26.999
29.898	30.221

$$h_{va_i} = Va_i \cdot \frac{k_s}{t_p}$$



qm16 - READPRN(q16)

$$h_{v_i} = V_i \cdot \frac{k_l}{La}$$



Ecuatia Stefan si Abdelsalam

$$d_e = 0.146 \cdot 39 \cdot La \quad d_e = 0.014$$

$$h_{s_i} = 207 \cdot \frac{k_l}{d_e} \cdot \left(q_{16_i} \cdot \frac{d_e}{k_l \cdot T} \right)^{0.745} \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.581} \cdot \left(\frac{\eta}{a_l} \right)^{0.535}$$

Ecuatia Cornwell si Houston [51]

$$p_c = 221.2 \quad Pr = \frac{1.013}{221.2}$$

$$F = 1.8 \cdot p_r^{0.17} + 4 \cdot p_r^{1.2} + 10 \cdot p_r^{10}$$

$$q_{16_i} = \frac{q_{16_i}}{1000}$$

$$h_{ch_i} = 9.7 \cdot p_c^{0.5} \cdot \frac{k_l}{D} \cdot F \cdot \left(q_{16_i} \cdot \frac{D}{\mu_l \cdot h_{lv}} \right)^{0.67} \cdot Pr_l^{0.4}$$

