

Autorul își exprimă profunde recunoștința conducătorului științific, Prof.dr.ing. CORNEL V. UNGUREANU pentru îndrumările prețioase date pe parcursul elaborării lucrării și pentru indemnul permanent de a finaliza teza.

Lucrarea, datorită multiplelor faze a necesitat un mare volum experimental, care nu s-ar fi putut finaliza fără îndrumarea competentă și sprijinul acordat de conducătorul științific, Prof.dr.ing. CORNEL V. UNGUREANU, caruia autorul îi aduce mulțumiri.

**INSTITUTUL POLITEHNIC "TRAIAN VOIA" TIMIȘOARA**  
**FACULTATEA DE MECANICĂ**  
**Catedra de termotehnică și mașini termice**

**ing. Dumitru Podrumer**

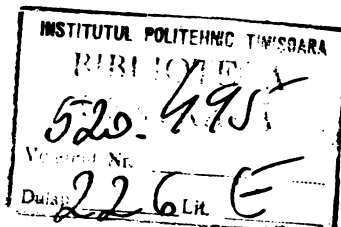
**CONTRIBUȚII PRIVIND DESULFURAREA GAZELOR**

**Teză de doctorat**

BIBLIOTECA CENTRALĂ  
UNIVERSITATEA "POLITEHNICA"  
TIMIȘOARA

**COMUNICATOR ȘTIINȚIFIC**  
**Prof.dr.ing.Cornel Ungureanu**

**TIMIȘOARA - 1987**



**BUPT**

## 1. Introducere

Datorită dezvoltării rapide a diverselor ramuri industriale și în special a industriei chimice, poluarea mediului înconjurător a devenit o problemă actuală acută cu importante implicații social - politice.

Substanțele care împurifică atmosfera și care sînt produse de diferite industrii sub formă de pulberi, ceață, vapori, fum sau alte gaze, cauzează prejudicii vieții oamenilor, animalelor și vegetalelor, producînd în același timp mari pagube instalațiilor și clădirilor din raze de acțiune a acestor poluanți.

Efectele negative complexe ale acestor poluanți, nu sînt complet cunoscute și din această cauză orice substanță chimică evacuată în mediul înconjurător este un pericol potențial cu urmări de moment sau viitor. Din această cauză se impun măsuri practice severe pe linia găsirii unor procese și tehnologii anti-poluante, măsuri sistematice de control al degajărilor substanțelor chimice în natură, de cunoaștere a dozelor existente și a metodelor adecvate de protecție.

În țara noastră, se promovează o politică consecventă de împiedicare a poluării naturii, de aplicare strictă a prevederilor legale cu privire la conservarea nealterată a mediului înconjurător. Se adoptă în acest sens tehnologii nepoluante de echipare a proceselor de producție poluante cu instalații de răginere, precum și de folosire a unor substanțe chimice cu o nocivitate și rezonanță cît mai redusă în natură.

În lucrarea de față, se tratează unele aspecte ale poluării cu oxizi de sulf și controlul acestor emisii evacuate în atmosferă prin gazele industriale.

Sînt prezentate evaluările cantitative și calitative ale deversării în atmosferă a acestor poluanți datorită proceselor industriale de ardere, transporturi, industrie, etc., cît și efectele distrugătoare ale poluanților pe bază de sulf produse asupra vieșuitoarelor, plantelor și în general asupra mediului înconjurător.

Efectul de poluare produs de acești oxizi de sulf au dus la găsirea unor metode pentru răginerea poluanților înainte de deversarea lor în atmosferă.

În cadrul lucrării, s-a studiat teoretic și experimental

un nou tip de separator electrostatic pentru reținerea cea-  
lei și a picăturilor acide formate în gaze, iar instalația  
industrială realizată de " Intreprinderea Detergenți " Ti -  
misoara a confirmat bunele rezultate obținute în faza de pi-  
lot și cercetare, iar brevetul de invenție emis de OSIM vine  
să confirme noutatea pe plan mondial a soluției aplicate. Re-  
zultatele bune obținute și eficiența mare de reținere a sepa-  
ratorului electrostatic a fost influențată de utilizarea unei  
instalații automate de alimentare electrică de concepție ori-  
ginală și de modelarea electrică realizată pentru găsirea u-  
nui parametrii funcționali optima ai separatorului electro -  
static.

S-a studiat totodată influența pe care producerea oso -  
nului în separatoarele electrostatice o exercită asupra posi-  
bilităților de reținere a oxizilor de sulf sub formă de ceață  
și picături acide.

Datorită cantităților mereu crescînde de poluanți devers-  
ați în mediul înconjurător, se impune implicit și problema  
găsirii unor metode și instalații eficiente pentru reținerea  
și valorificarea lor ca produse utilizabile. În cazul instala-  
țiilor de ardere în cazane a combustibililor cu sulf, datorită  
cantităților relativ mici de oxizi de sulf rezultați prin ar-  
dere, metodele aplicate de valorificare prin instalații anexe  
termocentralelor, încă nu au dat rezultate care să justifice  
din punct de vedere economic realizarea lor.

Cu toate că unele instalații pentru valorificarea oxizi-  
lor de sulf reținute de gaze nu se justifică din punct de  
vedere economic, trebuie aplicate toate posibilitățile ten-  
nice pentru a împiedica deversarea poluanților în atmosferă  
și pentru care există și limite legale de concentrații admi-  
sibile de evacuare în atmosferă. Nerespectarea acestui desiderat  
va duce la efecte neprevăzute cu repercursiuni asupra omului și  
a mediului înconjurător.

## 2. CONSIDERABILĂ CANTITATE DE SUFUR ÎN MEDIUL ÎNCONJURĂTOR. IDENTIFICAREA SUFURULUI ÎN MEDIUL

În producția industrială, rezultă o serie de substanțe  
straine compoziției aerului cum sînt pulberile, ceața, vaporii  
și gazele a căror prezență în atmosferă înconjurătoare produ-

ce o impurificare definind astfel noțiunea de poluare.

Substanțele care impurifică atmosfera sînt produse în diferite procese industriale ca urmare a prelucrării, tratării și a transportului de materiale. Se pot considera astfel, principalele surse de impurificare industrială următoarele :

- Siderurgia, care elimină aerosoli solizi sub formă de cenugă, praf, funingine sau fum și substanțe gazoase care pot fi corozive.

- Centralele termice și centralele termoelectrice, a căror noxe sînt prezentate de produsele de ardere a combustibililor rezultînd fum, funingine, cenugă zburătoare, gaze și vapori.

NR. CRT.	GRUPA	AGENT NOCIV	NATURA AGENTULUI	DEBITUL DE NOXE EMANAT %
1.	Combustie	praf, fum, gaze	NO <sub>x</sub> , SO <sub>x</sub> , CO <sub>x</sub> , H <sub>2</sub> O acizi, materii organice	0,05-1,5% din greutatea combustibilului
2.	Industria petrolului	praf , noroi, gaze	SO <sub>x</sub> , H <sub>2</sub> , NH <sub>3</sub> , CO <sub>x</sub> hidrocarburi	0,25-1,5% din greutatea subst. tratate
3.	Industria chimică	praf, fum, gaze	SO <sub>x</sub> , CO <sub>x</sub> , NH <sub>3</sub> , acizi, materii organice, solvenți, mirosuri diferite, etc.	0,5- 2 % din greutatea subst. tratate
4.	Industria termo și electro metalurgică	praf, fum	SO <sub>x</sub> , CO <sub>x</sub> , materii organice	1,3% din greutatea subst. tratate
5.	Transporturi auto	fum	NO <sub>x</sub> , CO <sub>x</sub> , acizii, materii organice	4-7% din greutate combustibilului consumat (benzină, motorină).

Tabela 2.1. Surse principale ale impurificării atmosferei

- Industria chimică, care elimină substanțe diferite în funcție de natura producției. În general, prin acest gen de industrie se produc mari cantități de substanțe poluante și de cele mai multe ori efectul acestor poluanți este dăunător mediului și oamenilor.

În tabela 2.1. se prezintă sursele principale de impurificare a atmosferei și debitul aproximativ al noxelor re -

rezultat din procesul tehnologic /1/,/2/.

Problema epurării gazelor poate fi privită sub mai multe aspecte, în funcție de care se stabilesc și metodele sau instalațiile de epurare după cum urmează :

- Particulele în suspensie reprezintă un produs periculos, captarea lor fiind importantă din punct de vedere tehnic și economic.

- Particulele antrenate și gazele de evacuare viciază atmosfera, captarea acestora fiind necesară din considerente sanitare și igienice.

- În cazul substanțelor chimice, prezența acestora în mediul înconjurător poate produce coroziuni și degradări la instalații și clădiri. Reținerea acestor poluanți devine o problemă de siguranță a instalațiilor și a clădirilor din zonă afectată reprezentând totodată și o problemă economică privind costul de întreținere al instalațiilor.

- Particulele suspendate în atmosferă, măsoară radiația solară, contribuie la formarea ceații și smogului, înrăutățind astfel condițiile de climă și vizibilitate dintr-o zonă.

Fuind în considerare toate aspectele tehnico - economice, sanitare, etc. rezultă marea importanță pe care o prezintă introducerea în procesul de fabricație industrială - producătoare de poluanți a unor instalații eficiente de epurare.

Existența standardelor referitoare la calitatea aerului și legislația din ce în ce mai riguroasă privind degajările de substanțe nocive, face necesară instalarea de către numeroși beneficiari a unor instalații de combaterea poluării aerului și de purificare mai eficientă a gazelor. Atingerea unor eficiențe mai înalte în cadrul unor limite rezonabile de preț de investiții, impune ca atenția să fie îndreptată spre integrarea echipamentului de combaterea poluării în sistemul proceselor industriale și schema globală a întreprinderilor.

Fig.2.1. ilustrează această concepție de calcul economic și alegerea instalațiilor de purificare /3/.

Atmosfera, factor de mediu esențial al vieții pe planeta noastră este amenințată de a fi distrusă prin efectul de poluare cu o serie de substanțe. Arderea combustibililor naturali produce unul dintre efectele cele mai grave datorită elizării în atmosferă a unor urinze cantități de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{SO}_x$ , hidrocarburi volatile, pulberi, etc.

Din datele statistice publicate în SUA în anul 1969 s-au evacuat în atmosferă 214 mil.t.produse poluante reprezentând

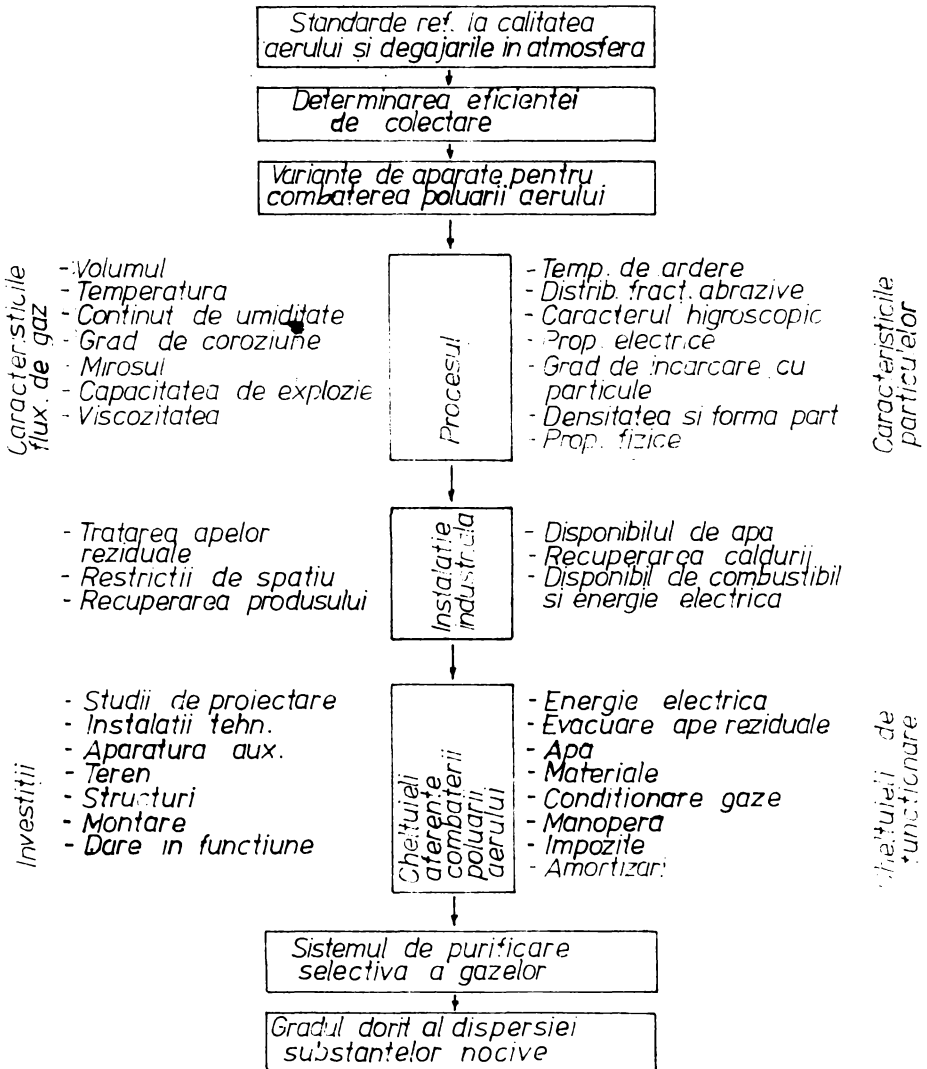


Fig.2.1. Metoda sistematică pentru determinarea cerințelor legate de combaterea poluării aerului

100 mil.t. CO<sub>2</sub> ( 47 %), 35,2 mil.t. SO<sub>x</sub> ( 15 %), 32 mil.t.hidrocarburi ( 15 %), 20,6 mil.t. NO<sub>x</sub>(10 %) și 20,3 mil.t.diverse particule solide sau lichide ( 13 %). Aceste emisii, potrivit

aceleiași statistici provin în proporție de 42 % din transporturi (autovehicule), 21 % din combustibili din surse staționale, 14 % din procese industriale, 5 % din gunoaiile depozitate, 18 % din diverse surse ( incendii de păduri, arduri de buruieni din agricultură, etc) /4/,/5/.

Desigur că aceste efecte nevorite, au implicații directe asupra costurilor de investiții pentru combaterea sau reducerea efectelor poluării atmosferei. În SUA de exemplu pentru perioada 1970 - 1975 s-au prevăzut 2,6 mld. \$ la care se mai adaugă 1,9 mld. \$ cheltuieli de exploatare. Din datele oficiale ale Departamentului agriculturii din SUA, rezultă pierderile provocate de poluare asupra culturilor care se apreciază la 500 mil. \$ datorită încetinirii creșterii plantelor și a necrozelor care apar pe frunze sau fructe. Pierderile cauzate în Olanda floriculturii depășește anual suma de 275 mil. \$.

În Anglia pierderile provocate de efectua de poluare asupra materialelor este estimat la 350 mil. \$ la care se mai adaugă circa 250 mil. \$, reprezentând diminuarea eficienței funcționării echipamentelor. S-a apreciat că în această țară 1/3 din costul de înlocuire al șinelor de cale ferată se datorează coroziunii cu SO<sub>x</sub>.

Cercetările efectuate în SUA au arătat că durata de utilizare a construcțiilor metalice este mult diminuată datorită coroziunii - în special datorită SO<sub>x</sub>. Astfel, o construcție metalică zincată rezistă 7 ani într-un mediu poluat (coroziv), 23 de ani într-un mediu rural și 22 ani într-un mediu marin fără poluare /6/.

Toute aceste studii și constatări, au condus la concluzia îngrijorătoare, că poluarea unor mări pe scară mondială, efectele poluării se vor accentua punând în pericol existența universului.

Possibilitatea aplicării unor programe accelerate de ameliorarea fenomenului de poluare a mediului este frînată de o serie de factori.

- Necesitatea investiției de fonduri pentru prevederea instalațiilor suplimentare de depoluare diminuând astfel rentabilitatea instalației ;

- Costuri suplimentare de exploatare ;



- Necesitatea efectuării cheltuielilor pentru cercetare tehnologică în vederea găsirii soluțiilor de tratare a poluanților cu costuri cât mai reduse

- Rezistența producătorilor sau a celor care finanțează investiții de a face cheltuieli suplimentare pentru acțiuni aparent neprofitabile.

La nivelul exigențelor actuale, pentru protecția mediului, diverse studii efectuate au condus la concluzia că investițiile se vor scumpi cu 5 - 15 % în cazul adoptării măsurilor antipoluante (aprecieri din Franța)/7/. Cheltuielile pentru controlul și prevenirea poluării variază între 4-10 %, prețul produselor chimice majorându-se cu 2-10 %. În R.F.G., de exemplu, cheltuielile medii anuale pentru controlul poluării au ajuns să reprezinte în medie 1,5 % din valoarea producției.

În Japonia, se consumă în medie oca 10 % din capitalul investit pentru controlul poluării.

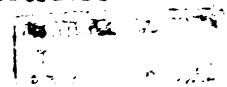
Un rol important în combaterea poluării mediului îl constituie activitatea de control eficient al gradului de poluare. Astfel, în Olanda în regiunea Rotterdam s-au montat 250 stații de control automate conectate la o instalație centrală de analiză. Stațiile automate sînt foarte sensibile măsurînd concentrații de  $SO_2$  de pînă la 0,004 ppm. Cunoaștînd că în zonă funcționează acest sistem perfect de detectare, poluarea a scăzut la jumătate întrucît s-au luat măsuri severe de menținere în stare de funcționare a instalațiilor care produceau și deversau în atmosfera poluanți /8/.

### 3. SULFURUL ȘI COMPOZIȚIA SAȘI ÎN ATMOSFERĂ POZIȚIA ȘI ORIGINEA SAȘI ÎN ATMOSFERĂ ȘI MĂSURI DE PROTECTIE ÎN ȚARA ȘI ÎN ZONĂ DE ÎNĂLȚIME

#### 3.1. Generalități

Datorită activității industriale, în atmosferă sînt evacuate cantități apreciabile de  $SO_2$  și  $SO_x$ , deși teoretic aerul nu conține produși cu sulf.

Sulfurul fiind un component al regnului animal și vegetal este considerat ca un element nutritiv important după N, P și K. În natură există un ciclu al sulfului potrivit



căruia sulfurul trece prin diverse faze regenerându-se.  
In fig.3.1. este redat acest ciclu al sulfurului /9/.

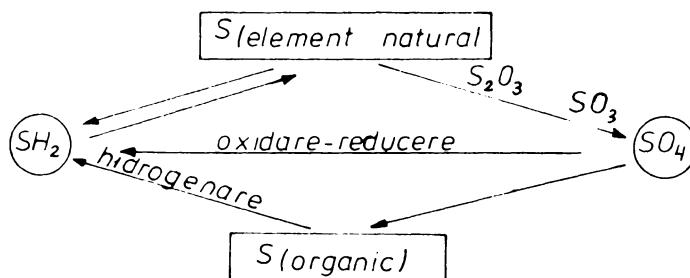


Fig.3.1. Ciclul sulfurului in natură

Sulfurul suferă numeroase transformări datorită agenților chimici și biologici (microorganisme, animale și vegetale superioare) reprezentate schematic in fig.3.2.

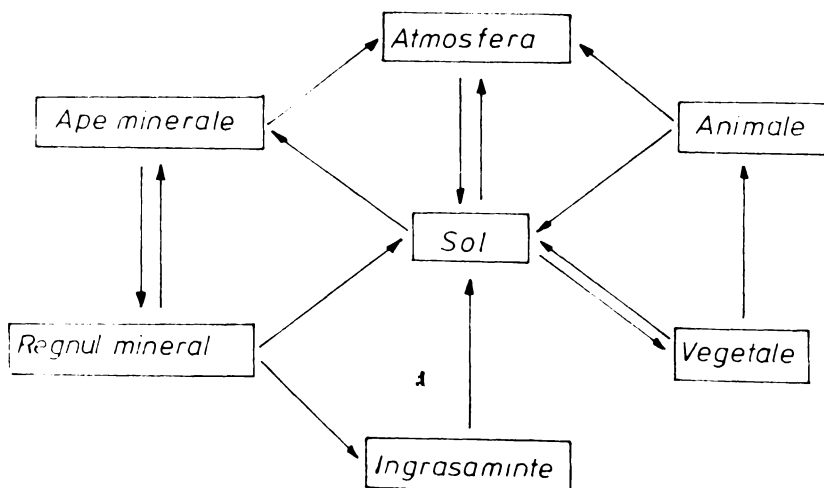


Fig.3.2. Ciclul sulfurului sub influența agenților chimici și biochimici

Sulfurul este un element destul de important conținut în plante, deseori el se găsește și în sol sub formă minerală și organică. În tabela 3.1 se prezintă conținutul în sulfur al unor plante.

PLANTA (% material uscat)		S	P
griu	sămimța	0,163	0,488
	partea verde	0,218	0,493
porumb	boabe	0,197	0,536
	partea verde	0,215	0,677
tutun	frunze	0,369	0,453
usturoi	bulb	0,798	0,463

**Tabela 3.1. Conținutul în sulf al unor plante**

Făcându-se un bilanș mediu anual al sulfului pentru un hectar de sol cultivat se pot exemplifica următoarele cifre conf. tabelii 3.2.

PIERDERI DE SULF DIN SOL Kg.S/ha.an		APORT DE SULF IN SOL Kg.S/ha.an	
- preluat de culturi	15	- preluat din atmosferă	10
- drenare	45	- sulf din îngrășăminte organice și minerale	60
- insolubilizare	10		
<b>TOTAL</b>	<b>70</b>	<b>TOTAL</b>	<b>70</b>

**Tabela 3.2. Bilanșul sulfului pentru un hectar de teren agricol într-un an**

Din cele prezentate în tabela 3.2., rezultă aportul de 10 kg sulf obținut din atmosferă de un hectar pe timp de un an, fapt determinant în procesul de creștere al plantelor. În prezent, s-a ajuns ca în procesul de chimizare a agriculturii sulful să fie introdus ca element de nutriție.

Plantele extrag sulful necesar din sol, unde acesta se găsește sub formă de sulfuri, dar tot plantele sînt capabile să asimileze sulf din atmosferă sau din apa ploilor unde se găsește sub formă de  $SO_2$ .

În procesele de fabricație, transporturi sau de arderea combustibililor, arderea sulfului produce oxizii de sulf  $SO_2$

și SO<sub>2</sub>, care sînt principalii poluanți din aer. Se apreciază că, dacă în anul 1965 producția de dioxid de sulf din Europa a fost evaluată la 150 mil.t/an, pentru anul 2000 ea va ajunge la 330 mil.t/an /10/.

La scara mondială, numai o treime din sulful ce pătrunde în atmosferă este produs de activitățile umane; două treimi sub formă de oxizi de sulf sau nitrogen sulfurat sînt produse de surse naturale.

Sursa principală de poluare cu SO<sub>2</sub> o constituie procesele de ardere a combustibililor fosili în surse staționare. Astfel, conform statisticilor, din cele 4 mil.t.de SO<sub>2</sub> emise în 1970, aproximativ 50 % au provenit din arderea cărbunelui, circa 30 % din arderea petrolului și 20 % din alte procese /10/.

### 3.2. Evoluarea cantitativ calitativă a emisiilor poluante deversate în atmosferă datorită instalațiilor de ardere

Procesele de transformare dirijată a energiei necesare societății, implică inevitabil transfera rea în mediul înconjurător a unor poluanți a căror influență nocivă trebuie limitată în așa fel încît mediul să nu sufere modificări dezavantajoase iar industria și celelalte ramuri de activitate, trebuie să asigure soluții tehnice prin instalații de depoluare eficiente. O influență mare în domeniul energetic o prezintă centralele electrice care sînt mari consumatoare de combustibili.

În țara noastră, de exemplu, din totalul energiei primare intrate în balanța energetică pe anul 1983, totalizînd 94,3 mil.t.combustibil convențional, 23,7 % a fost folosit pentru producerea energiei electrice și a căldurii livrate prin termocentrale de la centralele electrice. Această cota este în creștere și se apreciază că va atinge 30,5 % în anul 1990 și 35 % în anul 2000 /11/.

În cazanele de abur ale centralelor se ard combustibili solizi, lichizi sau gazoși, cu predilecție pentru arderea cărbunilor solizi inferiori, combustibilii lichizi și gazoși fiind utilizați tot mai mult în ramurile chimiei sau petrochimiei pentru obținerea produselor chimice, dînd astfel acestor combustibili o întrebuintă mai adecvată.

Starea de agregare sub care se prezintă combustibilii, constituie un criteriu notărilor în ceea ce privește utilizarea lor în procesele de ardere și care implică determinarea alegerea formei constructive a focarului și a cazanului /12/.

Compoziția chimică a combustibililor, indicată prin participarea masică a diferiților componenți, joacă un rol important în utilizarea acestora în instalații de ardere.

Produsele de ardere obținute, în majoritatea cazurilor, datorită prezenței sulfurului dau efecte nedorite prin oxizii de sulf  $SO_x$  formați prin ardere.

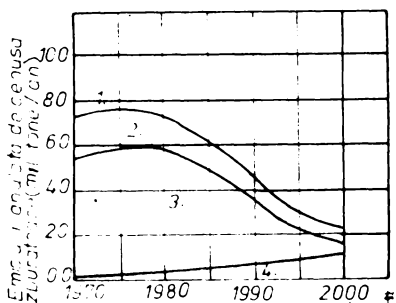
Sulfurul este un element care se regăsește în compoziția chimică a combustibililor într-o participare de 0,1 - 4 %, fiind al treilea element care arde alături de carbon și hidrogen din compoziția combustibilului. Prin arderea unui kg de sulf se produce 2210 kcal (9250 kJ) dar și însemnate cantități de oxizi de sulf ( $SO_2$  și  $SO_3$ ) care sînt principalii poluanți proveniți din arderea combustibililor alături de oxizii de azot, cenusa zburaătoare și particulele submicronice pentru a căror reținere și neutralizare trebuie să se prevadă instalații speciale mărind astfel cheltuielile de investiții și exploatarea a instalațiilor de ardere.

În figurile 3.5 - 3.6. se prezintă evaluările cantitative și calitative a principalelor emisii poluante din ardere /13/ rezultate din arderea combustibililor solizi.

Dintre poluanții evacuați în atmosferă, cenusa zburaătoare și particulele submicronice sînt controlate datorită instalațiilor de separare electrostatică introduse pe circuitul gazelor de ardere înainte de cog. Emisiile de  $SO_x$  și  $NO_x$ , cu toate progresele făcute, se apreciază că instalațiile utilizate trebuie îmbunătățite pentru a putea deveni rentabile și pentru a realiza grade de reținere corespunzătoare normelor în vigoare.

Necesitățile în permanentă creștere a energiei, au dus la creșterea deosebită a consumului de combustibili dar limitarea acestor rezerve și dirijarea combustibililor superiori spre utilizări în alte ramuri industriale, au determinat, necesitatea introducerii în circuitul energetic al combustibililor inferiori și cu un conținut de sulf ridicat. Arderea în cazanele

EMISIUNI DE PARTICULE DE LA ARDEREA COMBUSTIBILILOR MINERALI



- 1 Emisiuni totale de cenuse zburatoare de la arderea combustibililor minerali cu control
- 2 Cenusa zburatoare de la arderea în centrale particulare
- 3 Cenusa zburatoare provenind de la arderea din centralele de forta publică
- 4 Emisii de particule submicro-nice necontrolabile (servicii publice)

PARTICULE FINE DE LA CAZANE INCALZITE CU CARBUNE (PARTICULE CU DIAMETRUL DE 0,2 - 10 μm)

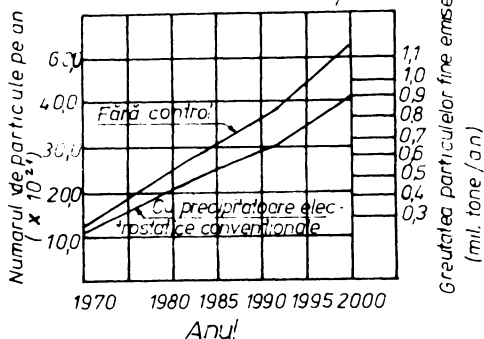
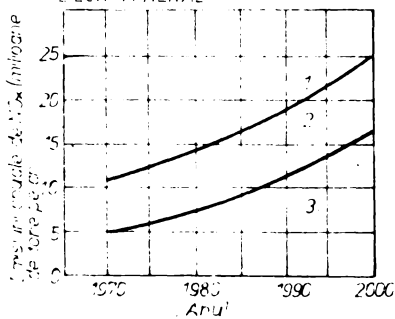


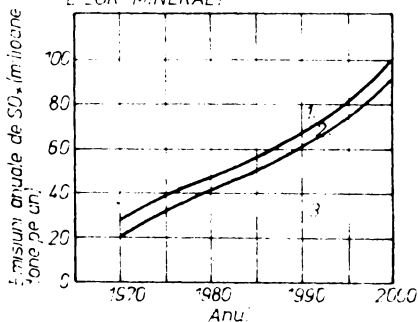
Fig.3.3-3.4 Evaluarea emisiilor de particule de la arderea combustibililor minerali.

EMISIUNI PUTERNICE NECONTROLATE DE NO<sub>x</sub> DE LA ARDEREA COMBUSTIBILILOR MINERALI



- 1 Emisiuni totale de NO<sub>x</sub> de la arderea combustibililor minerali
- 2 Arderea de la centralele particulare
- 3 Arderea de la centralele de forta publica

EMISIUNI PUTERNICE NECONTROLATE DE SO<sub>x</sub> DE LA ARDEREA COMBUSTIBILILOR MINERALI



- 1 Emisiuni totale de SO<sub>x</sub> de la arderea combustibililor minerali
- 2 Arderea de la centralele particulare
- 3 Arderea de la centralele de forta publica

Fig.3.5-3.6. Evaluările emisiilor de NO<sub>x</sub> și SO<sub>x</sub> de la arderea combustibililor minerali

centralelor electrice și termice, a acestor combustibili a accentuat efectul de poluare produs, datorită măririi emisiilor poluante deversate în atmosferă.

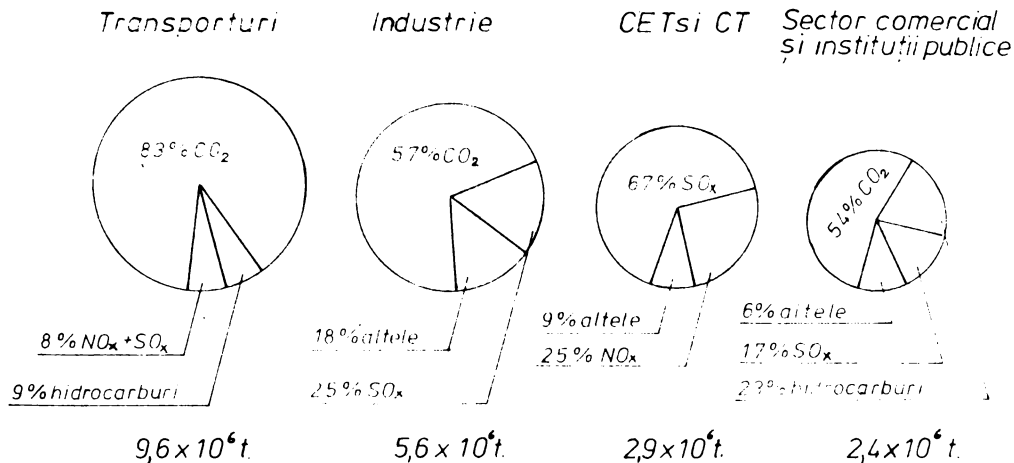


Fig.3.7. Participarea diferitelor sectoare de activitate industrială la poluarea mediului

În figura 3.7. se prezintă o statistică din M.P.C./11/ privind participarea centralelor electrice la poluarea atmosferei alături de alte activități industriale în anul 1970.

Determinarea gradului de poluare a atmosferei datorită oxizilor de sulf (SO<sub>x</sub>) din gazele de ardere provenite de la centrale electrice și termice, continuă să furnizeze obiectul unor preocupări, dat fiind creșterea puterilor înaltate din aceste centrale și orientarea către folosirea combustibililor inferiori producători de cantități importante de poluanți deversați în atmosferă.

	1960	1970	1975	1980	1983	1990	2000
Total producție energie electrică [Twh]	7,65	35,1	51,2	67,5	70,2	96	130-140
Creștere față de etapa anterioară [%]	—	15,7	9,9	5,2	2,2	4,0	3,2-4,3
Cota % reprezentând CTE pe carbuni	—	—	—	—	29	40	45

Tabelul 3.3. Participarea CTE din M.P.C. în producția de energie electrică

Participarea centralelor electrice la producția de energie electrică a nuș este redată în tabelul 3.3.

Din tabelul 3.3. se observă creșterea permanentă a producției de energie electrică de la etapă la etapă și aportul substanțial realizat prin arderea combustibililor solizi. Același lucru se poate vedea din tabelul 3.4. în care se prezintă această participare a CTE din țările vest europene

	1973	1980	1990	2000
Total producție en. electrică Twh	4967	6325	8636	11079
Carbuni %	44	44	42	42
Comb lichizi %	20	16	9	4
Gaze %	16	16	14	12
Energie nucleară %	3	8	20	27
Total CTE %	83	84	85	85
Energie hidro %	17	16	15	15

Tabelul 3.4. Participarea CTE la producția de energie electrică din țările CAE

Dezvoltarea în continuare a energiei, a centralelor termice și termoelectrice se va caracteriza în viitor prin aceea, că se vor adopta măsuri severe de reducere a poluării datorită unor instalații adecvate, dar vor interveni și unele soluții ameliorate de folosire a cărbunilor. O perspectivă asupra soluțiilor care vor putea fi aplicate pentru centralele electrice se prezintă în figura 3.8.



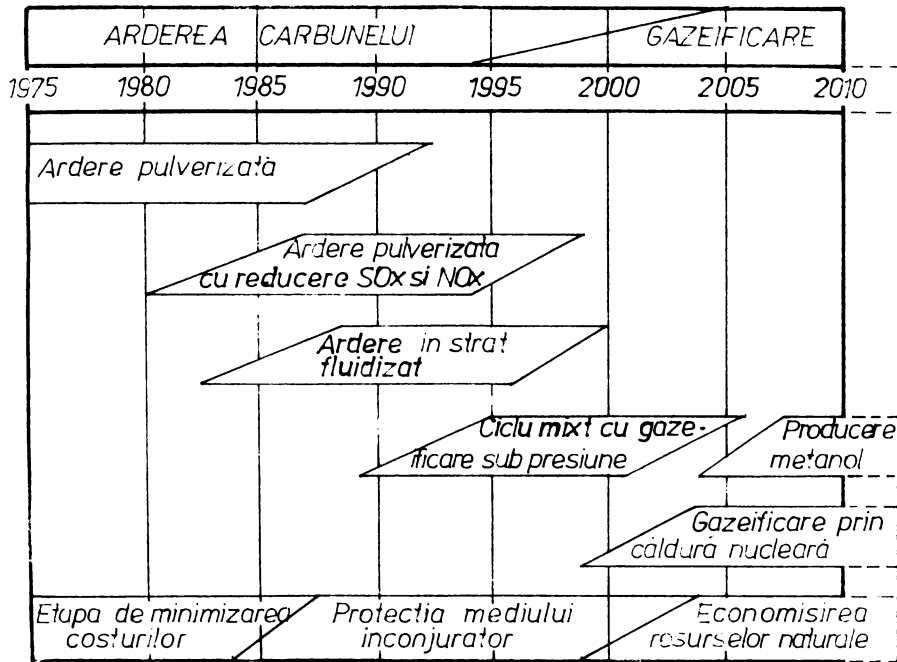


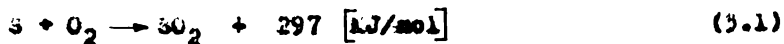
Fig.3.d. Perspectiva soluțiilor de utilizare a carbonilor în centralele electrice

### 3.3. Oxizi de sulf. Formarea oxizilor de sulf în procesele de ardere

Poluarea prin oxizi de sulf, se referă la dioxidul de sulf  $SO_2$  și trioxidul de sulf  $SO_3$ , prezentată împreună prin  $SO_x$ .

Bioxidul de sulf sau anhidrida sulfurică este un gaz incolor cu miros înecăcios caracteristic de puioasă arză, se lichefiază ușor prin comprimare, lichidul format se păstrează în cilindri de oțel la o presiune de vapori de 3,4 bar pentru  $20^\circ C$  /14/.

Bioxidul de sulf se obține prin arderea sulfurului sau a sulfurilor  $FeS_2$  (pirită) după reacțiile :



Bioxidul de sulf este un gaz cu miros caracteristic care este iritant sau în cantități mari este toxic pen-

tru respirație.

Cantități mai mari de 0,2 % sînt periculoase respirației fiind acceptabile valorile de pînă la 0,01 mg/l.

Temperatura de topire este  $t_f = - 75^\circ\text{C}$ , iar temperatura de fierbere  $t_f = - 10^\circ\text{C}$ . Gazul are densitatea mai mare decît aerul  $\rho_{\text{lichid}}(-8^\circ\text{C}) = 1,46 \text{ g/cm}^3$ ;  $\rho_{\text{gaz}}(0^\circ\text{C}, 760\text{mmHg}) = 2,95 \text{ g/l}$ .

Solubilitatea în apă este destul de mare, astfel ca la

$t = 20^\circ\text{C}$ , se dizolvă 40 volume  $\text{SO}_2$  la 1 vol.  $\text{H}_2\text{O}$

$t = 0^\circ\text{C}$ , se dizolvă 70 volume  $\text{SO}_2$  la 1 vol.  $\text{H}_2\text{O}$

se dizolvă mai bine în substanțe organice (alcali) sau acizi ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ).

În soluții apoase are reacție acidă cu formare de acid sulfuric, conform relației



Dioxidul de sulf este stabil și se disociază la temperaturi mai mari de  $1500^\circ\text{C}$ , în reacții chimice se comportă ca un oxidant și reductör. La temperaturi  $t = 450 - 500^\circ\text{C}$  în prezența catalizatorilor de vanadiu se transformă cu oxigenul în trioxid de sulf și care în reacție cu apă formează acidul sulfuric, conform reacției



Trioxidul de sulf sau anhidrida sulfurică, se prezintă prin mai multe modificări care se deosebesc prin proprietățile lor fizice și cristalografice. În stare gazoasă, trioxidul de sulf este foarte puțin asociat, fiind prezent ca un gaz incolor cu un miros pătrunzător și caustic.

Existența în aer ca gaz este posibilă numai dacă concentrațiile de vapori în apă este scăzută, altfel, se produce o reacție rapidă cu rezultat de formare a acidului sulfuric conform reacției :



La temperaturi mai mici  $t = 16,85^\circ\text{C}$  trioxidul de sulf este solid, iar la temperaturi mai mari  $t = 44,8^\circ\text{C}$  începe să fiarbă.

Oxizii de sulf,  $SO_2$  și  $SO_3$ , se formează prin combustia materialelor cu conținut de sulf. Cantitatea relativă produsă a fiecăruia dintre ei nu este dependentă într-o măsură apreciabilă de cantitatea de oxigen prezentă la reacția de ardere. În cazul trioxidului de sulf, determinantele sînt condițiile reacției, mai ales temperatura, dar cu toate acestea producerea de trioxid de sulf nu depășește 10% din cantitatea totală de  $SO_x$  produsă prin reacția de ardere.

Un mecanism simplificat, pentru formarea acestor oxizi poate fi reprezentat prin reacțiile :



Cantitatea mică de  $SO_3$  formată (10%  $SO_x$ ) este rezultatul a doi factori : viteza de reacție și concentrația de  $SO_2$  la echilibru. Astfel, echilibrele stabilite la temperaturi mai joase, conțin cantități mai mari de  $SO_3$  datorită caracterului exoterm al compusului, iar la temperaturi ridicate echilibrul se stabilește repede datorită vitezei mari, dar cu toate acestea trioxidul de sulf este prezent în cantități mici.

La temperaturi scăzute, reacția are loc încet, astfel încît condiția de echilibru corespunzînd unei concentrații mari de  $SO_3$  nu este atinsă.

În zonele de temperaturi înalte, formarea de trioxid de sulf este inhibată din cauza condițiilor de echilibru - pe cînd, scăzînd temperatura, condițiile de echilibru devin favorabile formării trioxidului de sulf, dar vitezele mici de reacție împiedică formarea acestuia și din aceste cauze cea mai mare parte din sulful conținut în combustibil se elimină ca dioxid de sulf /10%/.

Caracteristicile instalației de ardere are de asemenea o influență asupra producerii trioxidului de sulf. S-a constatat că, în instalații mici, concentrațiile de trioxid de sulf sînt neglijabile, chiar dacă se ard combustibili cu un ridicat conținut de sulf. În instalații de ardere mari, unde și temperaturile de ardere sînt mai mari, se produce o creștere a concentrației de trioxid de sulf, acest lucru devine mai evident cu creșterea temperaturii din arzător, cu creșterea concentrației de oxigen și în prezența catalizatorilor de oxidare.

520-495  
226 E

Arderea combustibililor lichenizi (păcurilor) cu conținut ridicat de sulf, poate produce efecte de coroziune la temperaturi joase, deoarece acidul sulfuric trecând în stare lichid - dă la stingerea punctului de rouă acid, formează puncte de coroziunea împreună cu apa.

Combaterrea coroziunii de joasa temperatură, se poate face prin conducerea regimului de ardere cu excese de ardere foarte mici, care duc la micșorarea formării trioxidului de sulf din gaze și implicit reduce temperatura punctului de rouă acid sub valorile periculoase în exploatarea cazanelor.

Punctul de rouă acid, scade rapid pentru un conținut de trioxid de sulf în gaze sub  $20 \text{ ppm}$ , ceea ce corespunde unei arderi cu un coeficient de exces de aer  $\lambda = 1,02 - 1,025$ .

La excedente mici de aer, temperaturile punctului de rouă acidă măsurate se situează în medie cu  $20^\circ \text{C}$  sub valorile teoretice, iar pentru excese de aer mai mari valorile teoretice corespund cu cele experimentale. Limitile între care se consideră avantajoasă funcționarea cu excese de aer, variază în funcție de condițiile arderii și este cuprinsă între  $\lambda = 1,02 - 1,05$  pentru păcuri sulfuroase /16/.

Temperaturi mari din focar ( $1500 - 1600^\circ \text{C}$ ) și cantități mici de oxigen liber, determină o conversie slabă a bioxidului de sulf la trioxid de sulf, care pentru evitarea coroziunii de joasă temperatură este avantajoasă.

În atmosferă, problema prezenței oxizilor de sulf și a conversiei bioxidului de sulf la trioxid de sulf, este diferită față de reacțiile petrecute în instalații chimice sau termice. Astfel, se cunoaște că bioxidul de sulf se transformă relativ repede în trioxid de sulf și sulfat, mecanism care încă nu este bine cunoscut. Mecanismul de oxidare se poate produce prin mai multe reacții, inclusiv reacții omogene în fază gazoasă, cataliză omogenă în lichide, interacții eterogene gaz - solid și gaz - lichid. Mecanismul predominant și gradul de oxidare sînt determinate de factorii : concentrație, timp de contact, temperatură, umiditate, intensitatea și distribuția spectrală a radiației incidente, prezența unor compuși chimici sau oxizi metalici /7/, /15/.

Reoxidarea bioxidului de sulf în atmosferă s-a studiat teoretic și experimental, ajungîndu-se la concluzia că reacția de oxidare eterogenă se produce cu o viteză mai mică de 2 x

intr-o oră. Viteza de fotooxidare crește cu creșterea umidității și a prezenței hidrocarburilor și a dioxidului de azot /34/.

În atmosferă, sărurile de mangan sînt catalizatori eficienți astfel că prezența acestora poate justifica conținutul de acid sulfuric din ceașurile urbane. Oxidarea fotochimică a bioxidului de sulf, determină formarea aerosolilor în sistemul HC- $SO_x$  la concentrații atmosferice, în funcție de natura hidrocarburii. Amestecurile de olefine, dioxid de azot și dioxid de sulf formează în prezența luminii un aerosol, care este acid sulfuric sub formă de ceașă fiindcă un produs major al unui complex de reacții fotochimice. În fig. 3.9. se prezintă concentrația acidului sulfuric format în atmosferă în funcție de concentrația  $SO_2$  și umiditatea relativă.

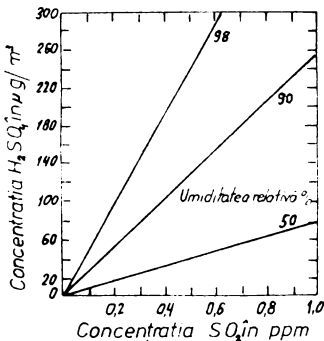


Fig. 3.9. Concentrația acidului sulfuric format în atmosferă în funcție de concentrația  $SO_2$  și umiditate.

Oxidarea catalitică a bioxidului de sulf se poate produce și prin adsorbția pe suprafața particulelor solide în suspensie. Bioxidul de sulf, prezintă o afinitate preferențială la concentrații ambiante pe aerosolii de oxid de fier și aluminiu, urmată la concentrații și mai mari de o adsorbție fizică a dioxidului de sulf, care se reține ca sulfat.

Oxidarea dioxidului de sulf la acid sulfuric în absența proceselor catalitice se produce cu o viteză neglijabilă în comparație cu viteza de oxidare fotochimică.

#### 3.4. Acțiunea fiziologică a oxizilor de sulf

Prezența oxizilor de sulf în atmosferă, constituie principala cauză a proceselor distructive care se manifestă asupra plantelor, animalelor, oamenilor și în general asupra construcțiilor.

Multe plante prezintă o sensibilitate accentuată în comparație cu oamenii și animalele la acest poluant, sensibili-

litatea care este funcție de concentrație și de timpul de expunere. Plantele la o expunere lentă, în primul rând își decolorează părțile verzi indicând transformarea clorofilei în ficofitină diminuând fotosinteza. Există posibilitatea de apariție a arsurilor datorită păcăturilor de acid sulfuric sau acid sulfuros. În timpul zilei, efectul de pătrundere al poluantului în masa vegetală este mai pronunțat decât noaptea datorită brunificării foliolelor care devine nepenetrantă. Luminozitatea puternică, umiditatea și temperatura favorizează apariția leziunilor chiar la concentrații mai mici de oxizi de sulf /17/.

Influențele negative ale oxizilor de sulf ca poluanți se observă și în zootehnie, unde datorită creșterii intensive în ferme sau scaptoare unde se utilizează mijloace artificiale de nutriție, rezistența animalelor a scăzut, diminuând astfel și rezistența la acești poluanți. S-a constatat astfel, că o cantitate de 0,05 mg/l SO<sub>2</sub> în aer este toxic pentru animalele care stau timp de o oră în acest mediu /18/, /19/.

În cazul oamenilor, efectele negative se manifestă în primul rând printr-o iritare a sistemului respirator care apare la o concentrație de 5 ppm. sau chiar mai mici (1-2 ppm).

La concentrații anuale de 100 μg/m<sup>3</sup> particule, asociate cu concentrații de 30 μg/m<sup>3</sup> SO<sub>2</sub>, se constată o creștere a sensibilității la diferite boli. Concentrații mai mari cuprinse între 100 - 130 μg/m<sup>3</sup> particule asociate cu 120 μg/m<sup>3</sup> SO<sub>2</sub> determină o creștere a bolilor respiratorii. Apariția bolilor grave sau chiar a mortalității se produce la concentrații de particule de 750 μg/m<sup>3</sup>, asociate cu 715 μg/m<sup>3</sup> SO<sub>2</sub> /10/, /20/. Se apreciază că SO<sub>2</sub> distruge vitamina E<sub>2</sub> din carboxilază ceea ce determină creșterea sănărilor în sânge cu toate urmările grave generate asupra organismului.

Trioxidul de sulf, constituie un iritant puternic al mucoasei respiratorii și care în contact cu sângele formează sulfhemoglobina care împiedică sângele o colorație roșie-brună. Produce spasmul bronșic chiar în concentrații relativ scăzute.

În reacție cu picăturile de apă din atmosferă, produce acidul sulfuric și care prin ploaia acidă pe care o formează degradează instalațiile, clădirile și terenul agricol, producând mari pagube /21/.

Nivelele acceptate în prezent reprezintă norme pentru concentrații de SO<sub>2</sub> și care sunt urmărite cu strictețe tocmai

datorită efectelor poluante produse. Aceste nivele sînt prezentate în fig.3.10.

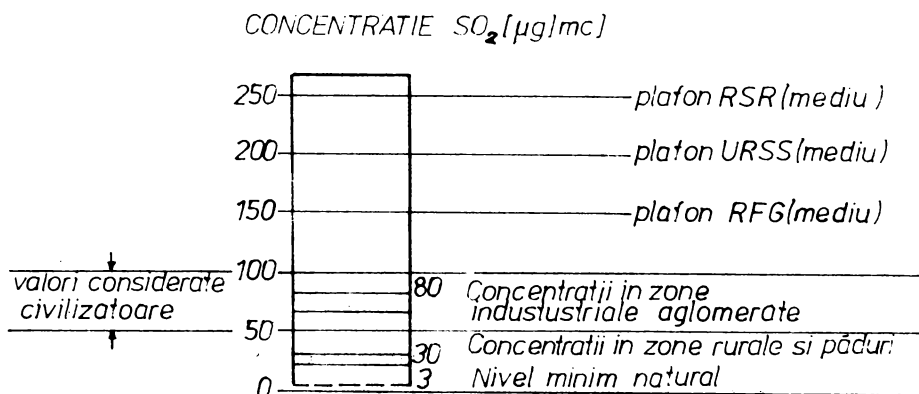


Fig.3.10. Norme prioritare la emisiile de  $SO_2$

### 3.5. Controlul emisiilor poluante din gazele de ardere. Separatoare electrostatice.

Purificarea gazelor industriale implică cunoașterea naturii chimice, a dimensiunii particulelor, densității, solubilității, inflamabilității particulelor, a proprietăților electrice și magnetice, etc. cît și proprietățile gazului portant dintre care temperatura, umiditatea și corozivitatea chimică sînt cele mai importante. Numai luînd în considerare și corelînd toate aceste caracteristici se poate determina alegerea în mod eficient a unei metode de purificare /27/.

La stabilirea tipului de agregat pentru epurare trebuie să se aibă în vedere două aspecte de bază, dintre care, gradul de epurare și costul investiției /25/, /24/, /25/.

În figura 3.11. se prezintă grafic corelația dintre dimensiunile diverșilor poluanți și domeniul de lucru al instalației de epurare /26/.

Pentru exprimarea riguroasă a relației dintre gradul de epurare și costul investiției, este destul de dificil de a găsi o soluție matematică, totuși, cercetările întreprinse permit să se facă anumite aprecieri /1/, prezentate în fig. 3.12.

Comparînd datele din figura 3.11 și 3.12 rezultă că separatoarele electrostatice sînt aparatele care corespund cel

mai bine la exigențele de epurare a gazelor, mai ales acolo unde se necesită o mai mare eficiență de separare pentru particule de dimensiuni diferite.

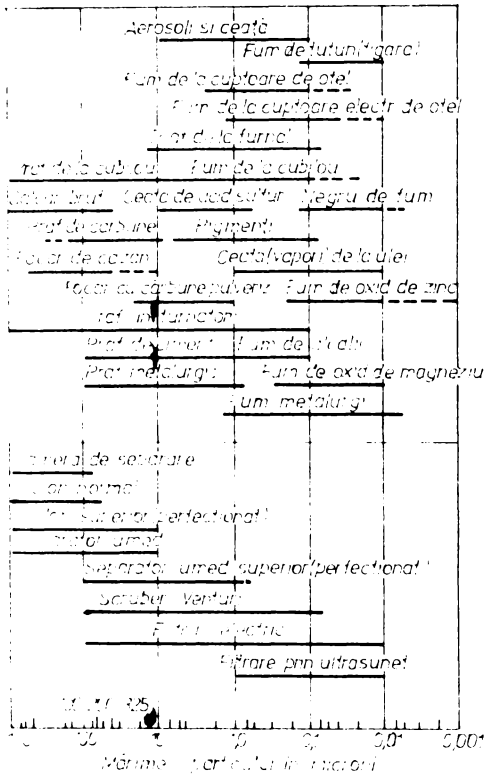


Fig.3.11. Mărimea particulelor poluante din câteva ramuri industriale și condițiile de aplicare a diferitelor tipuri de instalații de separare.

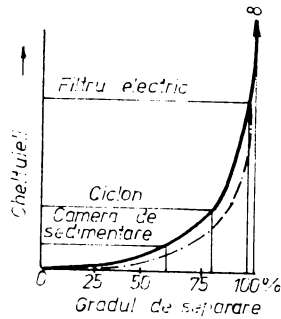
rea completă a procesului de separare.

În tabelul nr.3.5 se prezintă gama condițiilor de funcționare a separatorilor electrostatici.

Utilizarea separatorilor electrostatici este posibilă pentru obținerea eficiențelor de separare de până la 99,9 %, permițând separarea particulelor de  $0,1 \mu\text{m}$ , și mai mici.

Dacă costul investiției pe care îl necesită instalația de separare electrostatică este în general mai mare decât la alte instalații, consumul energetic de lucru este redus variind între  $0,1-0,8 \text{ kw}/1000 \text{ m}^3$  gaz epurat /27. Se poate fi efectuată pentru gaze cu temperaturi ridicate și în prezența mediilor corosive, fiind posibilă automatiza-





**Fig.3.12. Evaluarea cheltuielilor pentru o instalație de separare în funcție de eficiența de separare.**

Debitul de gaze	$1,7 - 5,1 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{h}$
Temperatura gazelor	pina la $650^\circ\text{C}$
Presiunea gazelor	pina la $10\text{at}$
Viteza de trecere a gazelor	$0,9 - 4,5 \text{ m/s}$ viteze uzuale $7,5 - 15 \text{ m/s}$ viteze in cazuri speciale
Căderea de presiune in aparat	$2,5 - 15 \text{ mmH}_2\text{O}$
Dimensiunea particulelor	$0,1 - 200 \text{ microni}$
Continutul in praf	$0,0002 - 200 \text{ g/m}^3$
Compozitia particulelor din gaz	nu sint limite: solid, lichid, ceată, vapori corozivi, etc.
Timpul de tratare la trecerea prin aparat	$1 - 10 \text{ s}$ uzual
Randament	$80 - 99\%$ uzual $99,9\%$ inst. speciale

**Tabela 3.5. Caracteristicile funcționale ale separatoarelor electrostatice.**

### 3.6. Metode și instrumente de reținere a emisiilor poluante rezultate din procesele de ardere a combustibililor

Produsele de ardere a combustibililor convenționale din cazanele centralelor electrice și termice datorită conținutului de sulf în principal, și a cenușii zburătoare, produc efecte neplăcute care se manifestă prin aceea că produc coroziuni și eroziuni la părți de cazan pe parcursul gazelor, datorită condensării componentelor acide, iar la evacuarea în exteriorul centralei încarcă zona din jurul centralelor prin difuzie și depunere, mărinț poluarea zonei până la 5- 10 km depărtare de coșul de fum.

#### 3.6.1. Controlul emisiilor cu cenușă zburătoare

Controlul emisiilor cu cenușă zburătoare rezultă din procesele de combustie, se realizează prin filtrare, astfel se produc eroziuni importante la ventilatoarele de gaze arse și pe traseul de evacuare al acestora.

În focarul cazanului care arde carbune pulverizat, se reține în focar o cota relativ mică din masa necombustibilă (25 %), restul se evacuează la coș sub formă de cenușă zburătoare.

Reținerea în focar a cenușii zburătoare depinde de caracteristicile focarului, viteza de deplasare a gazelor prin focar și mărimea particulelor. Concentrațiile de cenușă produse în focare ating 20-35 g/m<sup>3</sup> la huilă energetică, 40 -60 g/m<sup>3</sup> la lignit și depășește 100 g/m<sup>3</sup> la gisuri bituminose.

Reținerea cenușii zburătoare se face prin filtrare în separatoare electrostatice, care datorită eficienței realizate ( 93 - 99 %) și a multiplelor avantaje confirmate în exploatare, sînt folosite aproape în exclusivitate /28/,/29/.

#### 3.6.2. Controlul emisiilor de oxizi cu sulf

Controlul emisiilor de oxizi cu sulf, rezultate din procesele de ardere se realizează în principal prin căile enumerate mai jos :

3.6.2.1. Folosirea combustibililor cu un conținut redus de sulf și metode de reducere a conținutului de sulf din combustibili.

Producerea oxizilor de sulf este namijlocit legață de cantitatea de sulf combustibil conținută de combustibilul care arde. Din această cauză, în măsura posibilului, pentru limitarea cantităților de oxizi de sulf produși, trebuie să folosim combustibilii cu conținut mai scăzut de sulf.

Carbunii inferiori care se ard în cazanele centrale - lor electrice sau termice, conțin sulf în proporție de 1-2% iar pentru carbunii spălați cantitatea este sub 1 %.

Păcura, care este rezultatul procesului de distilare al țițeiului brut, conține 1,5 % sulf pentru țițeiul din nord și pînă la 4 % pentru țițeiul din Orientul mijlociu.

Indepărtarea sulfului din combustibil înainte de ardere necesită o serie de prelucrări în funcție de combustibil și de forma în care se găsește sulful conținut. Sulful, se găsește în combustibil sub formă de compuși organici și anorganici - sulfuri și sulfazi. În timpul procesului de ardere, sulful din sulfazi trece în cenușă, iar sulful organic și cel din sulfuri trece în oxizi de sulf.

Din sulfuri, sulful poate fi îndepărtat printr-o sfărîmure urmată de o spălare reducîndu-se proporția de sulf la jumătate, dar, repetarea tratamentului pentru obținerea unei reduceri mai mari este costisitoare și nu se justifică economic.

Sulful organic, nu se poate elimina fără a schimba însăși natura chimică a carbonului.

Procedeele cele mai cunoscute sînt : carbonizarea, licneficarea sau gazeificarea.

În procesul de gazeificare, cărbunul mărunțit fin, reacționează în apă fluidizant cu vaporii de apă și oxigenul, la o anumită presiune rezultînd un amestec de  $CH_4$ ,  $H_2$ ,  $CO$ ,  $H_2S$  și  $CO_2$ . Din acest amestec de gaze  $CO_2$  și  $H_2S$  se îndepărtează, iar  $CO$  și  $H_2$  reacționează între ei sporind cantitatea de  $CH_4$ .

Desulfurarea țițeiului se efectuează prin tratare catalitică, cînd sulful este transformat în hidrogen sulfurat și care se recuperează prin spălare, fiind convertit în sulf elementar într-o instalație Claus. Prin acest procedeu, se poate face o reducere pînă la 1 % sulf, procente mai scăzute sînt neeconomice. Cataliza se realizează prin utilizarea reactorului în strat fluidizat, unde catalizatorul este men-

ținut în suspensie în lichidul supus desulfurării și utilizarea reactorului în strat fix în care catalizatorul este înlocuit total la anumite intervale de timp. Costul desulfurării este dependent de natura combustibilului și de proveniența hidrogenului necesară reacției.

Desulfurarea indirectă a păcurii, se realizează sub vid, permițând să se obțină un reziduu cu 50-60 % sulf față de cantitatea inițială și un distilat care este supus în continuare unei desulfurări directe. Procedeu permite să se reducă procentul de sulf până la 1 %.

### 3.6.3. Îndepărtarea oxizilor de sulf din gaze

Acestui procedeu i se acordă cea mai mare atenție cu toate că până în prezent nici o metodă nu s-a dovedit suficient de satisfăcătoare pentru a justifica o utilizare la scară largă industrială /10/, /30/. Începând din anul 1850 în Anglia s-au introdus metode de desulfurare a gazelor care în principal pot fi grupate în următoarele categorii de procedee utilizate și perfecționate pe parcursul a o sută de ani de cercetare.

Aceste metode sînt :

- spălarea cu apă
- absorbția în soluții cu ioni metalici
- oxidarea catalitică
- absorbția în medii uscate
- absorbția în medii umede alcaline
- procese duble alcaline
- apălarea amoniacală

În prezent, cele mai noi cercetări continuă seria metodelor prezentate mai sus axîndu-se în special pe realizarea unor metode după cum urmează.

- Metoda alcalină regenerativă, în care un agent alcalin se combină cu dioxidul de sulf. Separat, se reface agentul (faza de regenerare) și se recuperează sulful sub formă de dioxid de sulf lichid sau acid sulfuric. Se utilizează agenți alcalini : oxidul de magneziu, sulfitul de sodiu, carbonații alcalini și dioxidul de mangn.

- Metoda alcalină neregenerativă, cînd agentul alcalin nu se mai regenerază - datorită costului redus. Se folosesc agenți alcalini : calcarul, dolomitul și deșeurile solide de la

fabricarea acililenei.

- Metoda de injectare directă în focar a unui agent, urmînd ca produsul sulfatât să se separe din gaze prin spălare. Se captează o parte din dioxidul de sulf în focar și altă parte prin spălare în scruber

- Conversia catalitică a dioxidului de sulf la trioxid de sulf și recuperare sub formă de acid sulfuric.

- Absorbția solidă regenerativă care utilizează carbune activat și se obține acidul sulfuric

- Metode bazate pe combustia unui combustibil împreună cu un aditiv

Au s-a elaborat însă nici un procedeu economic de obținere a sulfului elementar datorită costului ridicat al instalațiilor și a consumurilor mari energetice care reclama aceste procedee. Metode cu rezultate promițătoare aplicate în procesele de ardere sînt prezentate în continuare.

### 3.6.3.1. Procedeuul var - piatră de var

Acest procedeu se poate aplica în două variante prin injectare de var - piatră de var în focar sau în scruber și poate fi de tipul umed sau uscat. Din punct de vedere al randamentului de separare, sistemul umed pare să fie avantajos.

În fig. 3.13. se prezintă sistemul de introducere a pietrei de var direct în scruber. Gazele de ardere (1) sînt introduse în scruber (2) și se evacuează la coș (3) purificate.

Se trece prin rezervorul de pompare (4) unde se adaugă carbonat de calciu (5). Din decantorul (6) se evacuează sărurile de calciu rezultate (7).

Costul instalației crește datorită cuptorului de var.

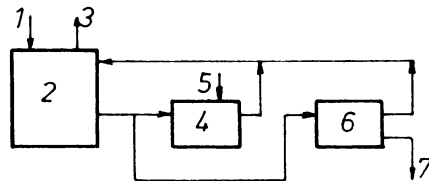


Fig. 3.13. Procedeu cu adăugarea de piatră de var direct în scruber.

1. gaze de ardere cu  $SO_x$
2. scruber, 3. coș de evacuare gaze epurate,
4. rezervor de pompare,
5. adăugarea carbonatului de calciu
6. decantor, 7. evacuare produsii de decantare

In fig.3.14 se prezintă o senenă tehnologică cu adaos de var în scrubber, după următoarea schemă tehnologică.

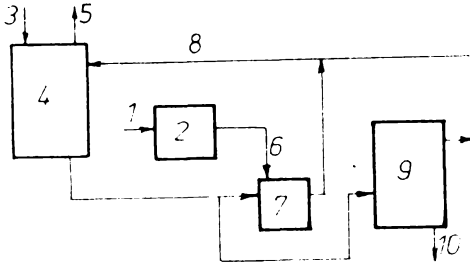


Fig.3.14. Schemă tehnologică cu adaos de var în scrubber.

- 1-introducere piatră de var;
- 2.cuptor de calcinare,3-gaze de ardere cu  $SO_x$ ; 4-scrubber;
- 5.cog de evacuare gaze epurate;6-oxid de calciu,7-rezervor de pompare;8-conducte de hidroxid de calciu;9-decantor;10- evacuare produs și decantare

Piatră de var (1) se calcinează în cuptorul (2) unde împreună cu gazele care conțin  $SO_x$  (3) trece în scrubberul (4) unde se produce reacție de reținere a  $SO_x$ , gazele epurate sînt evacuate prin cog în exterior (5). Produsele din scrubber trec în rezervorul de pompare (6) de unde se recirculă, iar o parte trec în decantor (7) unde sînt evacuate produsele decantate (8).

Desavantajul acestui procedeu, constă în faptul că varul introdus în focar împreună cu gazele de ardere, poate produce o acoperire a suprafețelor de transfer termic, iar scrubberul poate fi inactivat prin varul ars în focar /6/, /8/.

Piatră de var (1) se introduce în cuptorul de calcinare (2). Gazele de ardere (3) intră în scrubber (4) și se evacuează epurate la cogul (5). Din rezervorul de pompare (7) prin (8) se trece în scrubber hidroxidul de calciu. În decantorul (9) sulfatul de calciu este evacuat prin (10).

În figura 3.15 se prezintă schema tehnologică cu injectarea directă în focar.

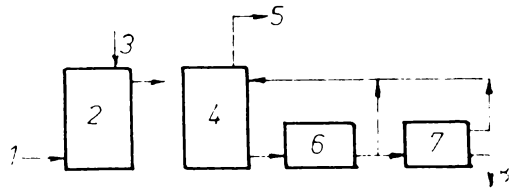
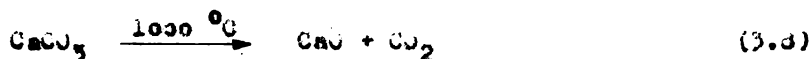


Fig.3.15. Schemă tehnologică cu injectare directă în focar.

- 1-introducere piatră de var;2-cuptor de calcinare,3-gaze de ardere cu  $SO_x$ ;4-scrubber;5-cog de evacuare gaze epurate;6-rezervor de pompare;7-decantor;8- evacuare produs și decantare

O variantă a acestui procedeu, este injecția uscată în focar realizată printr-o introducere pneumatică a unui material alcalin pulverulent într-un curent de gaze de ardere și reținerea acestor particule prin filtrare în aval.

Reacțiile care au loc la injectarea în focar sînt :



Reținerea pulberii de ghips se face prin separator electrostatic.

3.6.3.2. Procedeu de absorbție umedă, utilizînd ca absorbant amestecuri de oxizi de magneziu și mangan.

Această metodă dă satisfacție cînd se cuplează cu o instalație auxiliară producătoare de acid sulfuric.

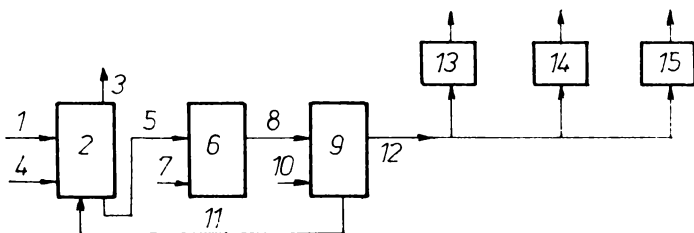


Fig.3.16. Procedeu de absorbție umedă cu absorbant din oxizi de magneziu și mangan.  
1-introducere gaz cu  $\text{CO}_2$ ; 2-reactor prin pulverizare; 3-evacuare gaze desulfurate la  $\text{CO}_2$ ; 4-amestecuri de absorbant umed; 5-nămol încălzit cu sulf; 6-uscător; 7-arsător cu combustibil; 8-trecere în instalația de regenerare; 9-instalație de regenerare; 10-agent reductor; 11-masă de absorbție regenerată; 12-gaz rezidual; 13-fabrica de acid sulfuric; 14-instalație de reducere la sulf elementar; 15-instalație de producere sulf lichefiat.

În figura 3.16. se prezintă schema tehnologică utilizînd acest procedeu regenerativ.

În acest procedeu, gazele cu  $\text{CO}_2$  (1), împreună cu amestecurile de oxizi de mangan și magneziu (umede) (4), sînt într-





unde se regăsește praful și cenușa zburătoare, de unde se trece într-un catalizator care produce conversia bioxidului în trioxid de sulf. Gazele răcite sînt absorbite în acid sulfuric. Prin acest procedeu se elimină cenușa și se transformă 90 % din dioxidul de sulf în acid sulfuric.

Un procedeu asemănător dar mai eficient este procedeul CALS-UX prezentat schematic în fig.5.17.

Gazele de ardere cu 150 °C (1) intră într-un scrubber spălător (2) care conține un absorbant uzat. Se elimină particulele solide și trioxidul de sulf sub formă de sulfat de calciu. În turnul de absorbtie (4) gazele vin în contact cu un absorbant în soluție <sup>apocăz</sup> (7), iar prin încălzitorul - recuperator de căldură - (5) gazele epurate sînt evacuate prin ventilatorul (6) în atmosferă. Prin eliminarea dioxidului de sulf, soluția absorbantă este uzată și se trimite în scrubber (9) sau la regenerare care are loc în două trepte. În prima treaptă prin rezervorul de recirculare (10) în decantorul (11), absorbantul limpat este retrimis în turnul de absorbtie și reactorul (12). A doua treaptă tratează sulful din gaze prin adăugarea de lapte de var și polielektrolit din reactorul (12) pentru accelerarea procesului de decantare.

Procesul de reacție, cu ajutorul filtrului rotativ (8) este eliminat sub formă de sulfid și sulfat de calciu.

Cu acest sistem se elimină efectiv 90 % dioxid de sulf din gazele de ardere și cenușa zburătoare integral, iar absorbantul este regenerat total și reutilizat.

Prin procesul MOS-UX, dioxidul de sulf este absorbit și valorificat sub formă de acid sulfuric, sulf elementar sau dioxid de sulf lichid. Schema tehnologică este prezentată în fig.5.18.

Gazele de ardere (1) sînt epurate pentru eliminarea suspensiilor solide, după care se saturează cu vapori de apă pentru reducerea temperaturii și evaporarea în absorber (2) unde intră în contact în contracurent cu absorbantul (4). După absorbtie trece în recuperator de căldură, încălzitorul (5) și prin ventilatorul (6), gazele epurate se evacuează în atmosferă. Soluția după absorbtie este pompată la un schimbător de căldură (9) și la o coloană de stîrpare (10) care se alimentează cu abur (11). Aburul din coloana (10) trece în continuare în coloana de condensare (12) iar prin (13) se

evacuează apa reziduală cu un conținut bogat de sulf. Dioxidul de sulf umed este trecut în condensatorul (14) și după uscare poate fi valorificat (15) sub diverse forme.

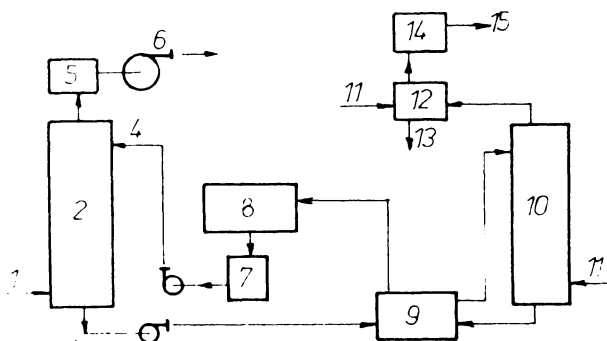


Fig. 5.18. Schema tehnologică de recuperare a dioxidului de sulf prin procedeul  $\text{NO}_2\text{-SO}_2$   
1- gaze de ardere cu  $\text{SO}_2$ ; 2- absorber; 3- pompă  
4- introducere absorbant; 5- încălzitor recuperator de căldură; 6- ventilator evacuare gaze epurate în exterior; 7- rezervor; 8- regenerare; 9- schimbător de căldură; 10- coloană de stărpire; 11- abur; 12- coloană de condensare; 13- evacuare apă reziduală; 14 - condensator; 15-  $\text{SO}_2$  spre valorificare industrială

Utilizarea amoniacului ca absorbant se folosește în instalația Am-SO<sub>2</sub>, unde absorbantul este folosit la un pH ridicat și pentru a realiza un maxim de randament de desulfurare.

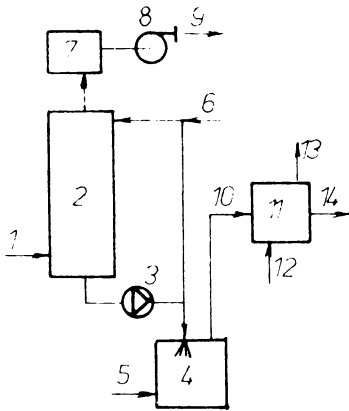
În fig. 5.19 se prezintă, schematic tehnologia procesului.

Gazele de ardere (1) la 170°C intră în turnul de absorbtie (2) în contracurent cu soluția amoniacală (6).

În continuare gazele sînt trecute într-un sistem de încălzire (7) și se evacuează prin ventilatorul (8) în atmosferă (9). Din turnul de absorbtie (2) rezultă o soluție ce conține sulfat, sulfid acid și sulfat de amoniu care se încălzește la temperatură înaltă în cuptorul (4) pentru a se descompune în dioxid de sulf, azot și apă. Produsul de descompunere în amestec cu cel de ardere (10) sînt răciți în recuperatorul (11) Gazele obținute (14) pot fi folosite la o fabrică de acid sulfuric.

Prin acest procedeu se poate reduce concentrația de 2000 ppm, dioxid de sulf la 100 ppm.

Fig.3.19. Schemă tehnologică de recuperare a dioxidului de sulf, prin procedeul A&M-O&A.

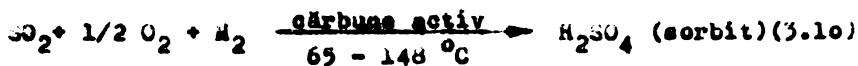


1-gaze cu SO<sub>2</sub>; 2-turn de absorbtie ; 3-pompă de circulație; 4-cuptor; 5-alimentare cu sulf, H<sub>2</sub> și CH<sub>4</sub>, 6- soluție amoniacală; 7-incălzitor recuperator de căldură; 8-ventilator; 9-evacuare gaze desulfurate în exterior; 10-produgi de ardere; 11-recuperator de căldură; 12-circuit de apă; 13-circuit abur; 14-gaze spre utilizare industrială (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

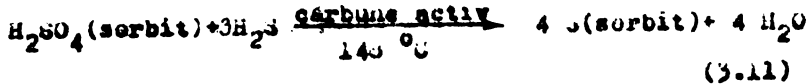
### 3.6.3.4. Procedeul de desulfurizare utilizând absorbant, i solizi

Un astfel de sistem folosește absorbtia dioxidului de sulf în strat fluidizat pe cărbune activat producind sulf elementar [24]. Procedeul cuprinde patru trepte: eliminarea dioxidului de sulf, formarea sulfului, recuperarea sulfului și producerea hidrogenului sulfurat necesar reducerii. Fazele sînt realizate în mod continuu pe etapele stratului fluidizat.

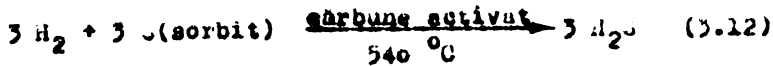
În treapta de eliminare a dioxidului de sulf, reacția are la temperatura de 148-167 °C pentru a elimina problemele de condensare. În continuare, gazele se răcesc pentru eliminarea dioxidului de sulf prin reacție catalitică a cărbunelui cu dioxid de sulf și cu oxigen din gazele de ardere. Se formează trioxid de sulf, care prin hidratare formează acid sulfuric și care este sorbit în porii cărbunelui după reacția :



Acidul sulfuric format, reacționează cu hidrogen sulfurat pentru a forma sulf elementar și care se fixează în porii cărbunelui.



Carbunel\u0103 inc\u0103rcat cu sulf, curge pe etajul de stingere unde o parte din sulf este recuperat prin vaporizare la  $540^\circ\text{C}$  utiliz\u00e2nd gaz inert recirculat. Sulfii r\u0103mas reac\u0219ioneaz\u0103 cu hidrogenul la  $540^\circ\text{C}$  furniz\u00e2nd hidrogen sulfurat necesar primei trepte de regenerare.



Carbunel\u0103 regenerat, este racordat in reactorul in strat fluidizat pentru eliminarea dioxidului de sulf din gazele de ardere.

Prin acest procedeu se realizeaz\u0103 o eliminare de 95 % cu un strat de c\u00e0rbune activat de 400 mm grosime.

### 3.6.3.5. Procedeu de desulfurare bazat pe absorbtia amoniacale. Procedeu romanesc IPAA

Procedeu bufete-Marino este un procedeu avantajos cu producere de sulfat de amoniu \u0219i o desulfurare de 95-99 %.

In fig. 3.20 se prezint\u0103 schema tehnologic\u0103 a procedeu-ului. Gazele reziduale (1) in amestec cu amoniacul (7) s\u00e2nt introduse in scrubber (4) unde se face amestecul in continuare cu apa (5) \u0219i o solu\u0219ie de sulfat de amoniu (6). Gazele epurate, p\u0103r\u0103sesc instala\u0219ia (2) fiind deversate in atmosfer\u0103. Prin (8) se evacueaz\u0103 o solu\u0219ie de sulfat de amoniu, care trece in continuare printr-un evaporator (9) \u0219i cristalizator (9). Cristalele de sulfat de amoniu torante s\u00e2nt separate prin centrifugare (10) \u0219i trecute pentru a fi oxidate la sulfat de amoniu (16) printr-un usc\u0103tor rotativ (15).

Cristalizatorul (9) este deservit de o instala\u0219ie (10-11-12) de producere a vidului.

Procedeu nu utilizeaz\u0103 catalizatori, iar gazele epurate evacuate in atmosfera (2) con\u0219in doar abur \u0219i particule fine de sulfat \u0219i sulfat de amoniu care pot fi re\u0219inute printr-un separator electrostatic.

O instala\u0219ie eficient\u0103 romanesc\u0103 privind desulfurarea gazelor cu o concentra\u0219ie s\u0103s\u0103t\u0103 de oxizi de sulf este instala\u0219ia a s\u0103rui proces tehnologic brevetat in \u021ear\u0103 \u0219i in str\u0103in\u0103tate a c\u0103p\u0103tat denumirea de "Procedeu IPAA /17/".

În această tehnologie, bioxidul de sulf rezidual cu o concentrație de 0,2-0,5 % volumice și trioxidul de sulf (0,05%)

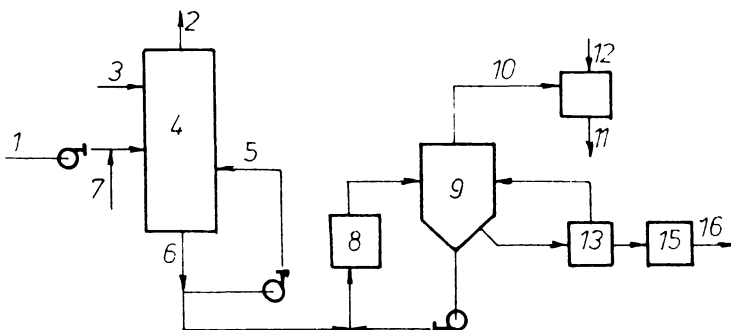


Fig.3.20. Șenara tehnologică a procedurii de regenerare a dioxidului de sulf, bufete - marino

1-gaze cu  $SO_2$ ; 2- evacuare gaze desulfurate; 3- adăos apă; 4- scrubber; 5- adăos sulfat de amoniu; 6- evacuare soluție 35 % sulfid de amoniu; 7- adăos amoniac; 8- evaporator; 9- cristalizator; 10- condensat; 11- lichid recirculat; 12 - circuit apă; 13- centrifugă; 14- cond. tehnologică; 15- uscător rotativ; 16- producere sulfat de amoniu

sînt dirijate la o absorbție amoniacală după care gazele epurate sînt evacuate în atmosferă.

Regenerarea componentelor de sulf se face printr-o soluție sulfid-bisulfid de amoniu ce se recirculă, adăugîndu-se continuu amoniac găsos. Soluția care a servit la descompunerea amestecului sulfid, bisulfid de amoniu, fosfat monoamoniacal și acid fosforic este dirijată către o instalație de produs îngrășămintele.

### 3.6.3.6. Procedeu bazat pe combustia unui combustibil împreună cu un aditiv.

Posibilitatea regenerării în țară, înză de la torare a unei părți de  $SO_2$  dacă se arde un amestec de carbune cu aditiv a fost experimentală, obținîndu-se rezultate satisfăcătoare. Astfel, experimentele efectuate pe carbune cu sulf puțin, aditivat cu calcar și utilizînd armătore cu torare reușită de  $NO_x$ , a dus la obținerea unor randamente de desulfurare de 88 % la un

raport calciu/sulf = 3/1 și la temperaturi de ardere joase. Aceleași experimentari făcute pe instalații cu capacități termice mai mari, la raportul calciu /sulf = 3,5/1, au dus la randamente de numai 50 %.

În cazul combustibililor lichizi, cercetarea fenomenelor chimice care se petrec pe traseul gazelor combustibile al cazanelor de abur, la arderea păcurilor cu un conținut ridicat de sulf și vanadiu s-au constatat două categorii principale de inconveniente care duc la coroziuni ale cazanului.

Coroziunea sulfurică în zonele de joasă temperatură ea urmare a creșterii temperaturii punctului de rouă acid și coroziunea vanadică în zona de înaltă temperatură datorită scăderii temperaturii de fumiere a depunerilor care se lipsesc de suprafața cazanului, devenind puncte de coroziune.

Pentru obținerea unor depuneri uscate, ușor de îndepărtat, s-au adăugat aditivi - oxizi de magneziu care intervin în chimismul reacțiilor în zona de joasă temperatură prin neutralizarea  $\text{SO}_3$  și formarea de sulfazi de magneziu. Se produce totodată și o reducere a punctului de rouă acid al gazelor de ardere evitând coroziunea în zona rece a cazanului.

În al doilea rând, oxidul de magneziu intră în combinație chimică cu sărurile de vanadiu și sodiu de pe suprafața cazanului, transformându-le în substanțe chimice inactivă din punct de vedere coroziv și au cu câteva sute de grade mai mult la temperatura punctului de topire.

Această metodă /31/ de aditivare a păcurii cu aditivi indigeni, a dus la scăderea cu 65-70 % a conținutului de  $\text{SO}_3$  din gaze, față de arderea păcurii neaditivată.

### 3.7. Purificarea gazelor cu conținut de dioxid de sulf prin separare electrostatică umedă

În formarea cețurilor acide, trioxidul de sulf joacă un rol important, întrucât, combinându-se cu umiditatea din gazele afluate formează aerosoli fini de acid sulfuric. Condensarea și formarea picăturilor poate fi accelerată de prezența particulelor materiale care constituie nucleee de condensare.

### 3.7.1. Separatoare electrostatice umede

Există mai multe sisteme de îndepărtare a ceturilor acide, dintre care se pot enumera și utilizarea separatoarelor electrostatice. Aceste instalații sînt mult folosite la îndepărtarea ceșii de acid sulfuric din curentul răcit de gaze de ardere prin sistemele de purificare pe cale umedă. Instalațiile de separare care vin în contact cu ceașă acidă trebuie căptușite cu plumb datorită coroziunii puternice produse de gazele cu conținut de sulf.

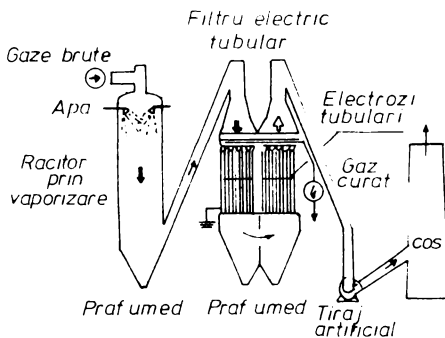


Fig. 3.21. Schema unui separator electrostatic umed

Instalațiile de separare electrostatică umedă, în principiu au o construcție asemănătoare cu instalațiile pentru medii uscate, cu deosebirea că nu se necesită instalații de curățire a electrozilor întrucît acest lucru se realizează prin scurgere naturală a materialelor separate fie printr-o spălare suplimentară cu aju-

torul unui sistem de umectare (stropire).

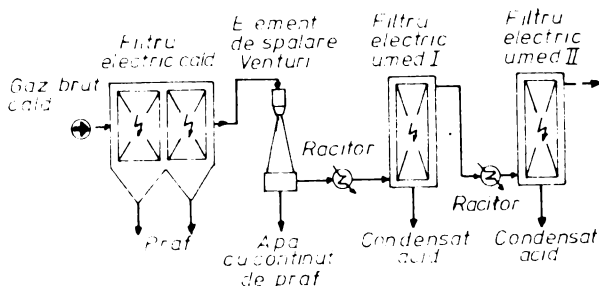
Separatoarele electrostatice umede, se întrebunșează la separarea aerosolilor, la desprafuire, la captarea fumăginei, etc./32/. Compoziția gazelor de ardere, respectiv felul instalației determină alegerea materialelor pentru carcasa și electrozii separatorului. În cazul agenților corozivi se folosesc aliaje speciale sau plumb care să reziste la condițiile de exploatare a separatorului.

În fig. 3.21 se prezintă schema unui separator electrostatic tubular umed.

Se observă că, gazele trec printr-o primă treaptă de umectare, unde se rețin particulele solide iar trioxidul de sulf se transformă în ceașă de acid sulfuric sub forma unor picături fine care a trecut de prima treaptă de umectare

Gazele sînt evacuate la coș printr-un tiraj forțat.

O altă schemă mai puțin înfășurată din punct de vedere al randamentului de reținere se prezintă în fig.3.22 unde gazele



trece succesiv printr-un separator electrostatic uscat, urmează o spălare umedă a gazelor și două trepte de răcire și reținere umedă în separatoare electrostatice.

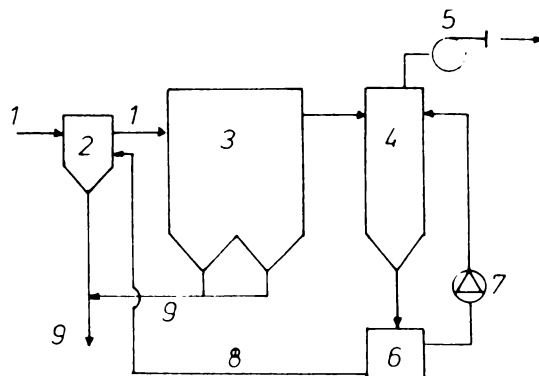
Fig.3.22. Schema purificării gazelor cu instalații de spălare și răcire în două trepte

Acet

gen de instalații prezintă avantajul de reținere directă a trioxidului de sulf, alături de cenușa sburătoare și funinginea, fără să fie nevoie de un absorbant sau alt produs intermediar. Printr-o decantare eficientă, apa de pulverizare în mare parte poate fi reutilizată prin recirculare.

Fig.3.23. Instalație hibrid cu separator electrostatic

1-gaze cu SO<sub>2</sub>; 2-uscător; 3- separator electrostatic uscat 4-separator electrostatic umed; 5-ventilator pentru gaze epurate; în exterior; 6-reservor cu absorbant; 7-poapă de circulație pentru absorbant; 8-9-conducte de drenaj



O instalație modernă prin care se pot reține alături de cenușa sburătoare, funinginea și oxizii de sulf SO<sub>2</sub>, este prezentată în fig.3.23, numită instalație hibrid de separare electrostatică /33/.



În această instalație, circulația gazelor de epurat (1) este recuperată de uscătorul (2). Separatorul electrostatic (3) de tip uscat, reține particulele în suspensie care sînt dresate spre conducta colectoare (9). Separatorul electrostatic umed (4) reține particulele de aerosoli uzezi și prin ventilatorului (5) gazele sînt evacuate în atmosferă. Prin (7) se recirculă apa de spălare împreună cu un absorbant care are misiunea de a reține oxizii de sulf ( $SO_x$ ). Produsele reținute și absorbantul rezultat este uscat în (2) și evacuat în exterior prin (9).

#### 4. INSTALAȚIA PLOU ȘI INDUSTRIA PASTELĂRII POLIANTILOR $SO_2/H_2SO_4$ DIN GAZE, PRIN SEPARARE ELECTROSTATICĂ

##### 4.1. Prezența $SO_2/H_2SO_4$ în gaze

Combustia transformă sulful din combustibili în bioxid și trioxid de sulf.

În stare gazoasă, trioxidul de sulf este foarte puțin asociat, tendința de asociere crește cu scăderea temperaturii. În stare lichidă, trioxidul de sulf are o temperatură de fierbere scăzută, o presiune de vapori mare și formează vapori chiar la temperatura obținută reacționînd cu vaporii de apă care au o presiune de vapori mare. Picăturile fine formate au o presiune de vapori aproape zero, efectul se poate observa intrucît trioxidul de sulf fumează în aer datorită reacției care se produce.



Volatilitatea mică a acidului sulfuric, ridică mult punctul de rouă al gazelor de combustie, care depinde de umiditate și este de aproximativ  $50^\circ C$  fără prezența acidului sulfuric, și de  $140^\circ C$  pentru 20 ppm  $SO_2$  fiind apare fumul de acid sulfuric /36/.

Dacă anumite suprafețe din circuitul de gaze se găsesc sub temperatura punctului de rouă, apar condensări agresive de acid sulfuric. Cunoașterea cantitativ-calitativă a depunerilor de acid pe suprafețele instalațiilor de ardere sau de reținere are un mare rol, întrucât influențând parametrii combustiei pentru o instalație dată se pot obține depuneri acide - dorite pe suprafețele instalațiilor de reținere, protejind astfel suprafețele instalațiilor de ardere unde aceste depuneri acide produc efecte nedorite datorită corozionilor produse.

Trioxidul de sulf și acidul sulfuric sînt prezenți în gazele de ardere a combustibililor cu conținut de sulf. Pentru controlul formării acidului sulfuric este importantă urmărirea prezenței în gazele de ardere a raportului dintre trioxidul de sulf și acidul sulfuric.

Experiențele au confirmat rezultatele teoretice ale lui A.K. Johnstone și I. Mueller /19/, care pe baza relațiilor teoretice au calculat punctul de rouă al gazelor de ardere cu concentrație mică de acid sulfuric. Aceste calcule se referă în principal la transferul căldurii și masei în aparatul de reținere - separator electrostatic, stabilind condițiile aparției raportului  $SO_2/A_2SO_4$  sub formă de ceață și a limitelor de producere a condensării.

Se prezintă în continuare aceste relații și concluziile practice deduse din ele.

#### 4.2. Transferul de căldură și masă în separatorul electrostatic

Reținerea picăturilor de acid sulfuric, s-a studiat pentru separatoarele electrostatice, acestea fiind considerate ca cele mai adecvate, datorită avantajelor multiple care au fost prezentate anterior în capitolul 3.

În separatorul electrostatic are loc un transfer de căldură și masă de la gazele calde către pereții aparatului - electrozi colectori. Pe lângă fluxul de căldură al gazelor, un flux de căldură se dezvoltă, datorită descărcării electrice de tip carona.

Pentru transferul de căldură în tuburile colectoare se folosește relația :

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,85} \cdot Pr^{0,55} \quad (4.2)$$

unde  $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$  - criteriul Nusselt

$\alpha$  - coeficient de convecție  $[w/m^2 \cdot K]$

$d$  - diametrul tubului  $[m]$

$\lambda$  - conductivitatea termică a gazului  $[w/m \cdot K]$

$Pr = \frac{\gamma}{a}$  - criteriul Prandtl

$a$  - difuzivitate termică  $[m^2/s]$

$\gamma$  - viscositatea cinematică  $[m^2/s]$

$Re = \frac{w d}{\nu}$  - criteriul Reynolds

$w$  - viteza de curgere  $[m/s]$

Prin analogie, pentru transferul de masă se aplică formula următoare :

$$Sh = 0,023 \cdot Re^{0,85} \cdot Sc^{0,55} \quad (4.3)$$

$Sh = \frac{\beta \cdot d}{D}$  - criteriul Sherwood

$\beta$  - coeficient parțial de transfer de masă  $[kg/s]$

$D$  - coeficient de difuzivitate  $[m^2/s]$

$Sc = \frac{\gamma}{D}$  - criteriul Schmidt

Relațiile de mai sus, sînt aplicabile în regim turbulent pentru criteriul  $Re = 4000 - 60.000$  iar proprietățile fizice ale gazelor sînt exprimate în funcție de temperatura absolută pentru gazele de ardere cuprinse între (100-300 °C) și redată mai jos :

- densitatea  $\rho = \frac{349,5}{T} \quad [kg/m^3]$

unde  $T$  este temperatura absolută  $[K]$

- viscozitatea dinamică

$$\eta = 0,984 \cdot 10^{-6} \sqrt{T} \quad [\text{kg/m}\cdot\text{s}]$$

- conductivitatea termică

$$\lambda = 0,007 + 55 \cdot 10^{-6} T \quad [\text{w/m}\cdot\text{K}]$$

- cp - capacitatea calorică masică la presiune constantă

$$c_p = 341 + 0,4 T \quad [\text{J/kg}\cdot\text{K}]$$

- coeficientul de difuziune al apei

$$D_{\text{H}_2\text{O}} = (3,13 \cdot 10^{-9} + 3,8 \cdot 10^{-12} T) T^{1,5} \quad [\text{m}^2/\text{s}]$$

- coeficientul de difuziune al acidului sulfuric

$$D_{\text{H}_2\text{SO}_4} = (1,27 \cdot 10^{-9} + 2,5 \cdot 10^{-12} T) T^{1,5} \quad [\text{m}^2/\text{s}]$$

#### 4.3. Condițiile apariției ceții acide în gaze

##### Limitele de condensare

Temperatura la care apare ceața de  $\text{SO}_2$  respectiv  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , depinde de presiunea de vapori a acestor componente din gaze. Dacă se cunoaște compoziția gazelor, se pot determina și concentrațiile masice unitare din volum ale depunerilor de acid și apă, respectiv  $y_{\text{H}_2\text{SO}_4}^{\#}$  și  $y_{\text{H}_2\text{O}}^{\#}$  exprimate în  $[\text{kg/m}^3]$ .

Pentru o temperatură a gazului egală cu temperatura pereților separatorului se poate scrie :

$$y_{\text{H}_2\text{SO}_4} = f(x_0, T_0) \quad (4.4)$$

unde  $x_0$  - este concentrația acidului în masa picăturilor de ceață și  $T_0$  - temperatura absolută a peretelui, în mod similar se poate scrie

$$y_{\text{H}_2\text{O}} = g(x_0, T_0) \quad (4.5)$$

Funcțiile  $f$  și  $g$  se definesc prin echilibrul lichid-vapori al sistemului  $\text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$

Densitatea fluxului de  $H_2SO_4$  și  $H_2O$ , transferat în procesul de depunere se exprimă prin relația :

$$\varphi_{H_2SO_4} = h_{H_2SO_4} (Y_{H_2SO_4}^g - Y_{H_2SO_4}^o) \quad (4.6)$$

$$\varphi_{H_2O} = h_{H_2O} (Y_{H_2O}^g - Y_{H_2O}^o) \quad (4.7)$$

unde s-a notat cu  $\varphi$  - densitatea fluxului de materie de pus pe perete [ $kg/m^2$ ] și  $h$  - coeficientul de transfer de masă [ $m/s$ ].

Concentrația în acid a lichidului este deci funcție de densitatea fluxului de masă care se depune pe perete

$$x_0 = \frac{\varphi_{H_2SO_4}}{\varphi_{H_2SO_4} + \varphi_{H_2O}} \quad (4.8)$$

Soluția sistemului de ecuații (4.4; 4.5 și 4.8.) nu poate fi explicită din cauza complexității funcțiilor  $f$  și  $g$ . Sistemul poate fi rezolvat doar prin metode numerice.

Ecuațiile de mai sus, care descriu transferul de masă, au însă o valabilitate limitată și nu mai sînt aplicabile dacă în apropierea peretelui intervin fenomene diferite de fenomenul de difuzie descrise în ecuațiile (4.6 și 4.7). În cazul răcirii brusce a peretelui, apare o diferență de temperatură în imediata vecinătate a peretelui și în acest caz prin supra-saturare se poate depune  $H_2SO_4$  sau  $H_2O$  pe germeni de condensare care sînt conținuți în gaze.

În acest caz se poate scrie, dacă gradientul de temperatură se datorește doar transferului de căldură prin conducție în stratul limită al peretelui, următoarea relație

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\alpha}{\lambda} (T_g - T_0) \quad (4.9)$$

unde  $z$  reprezintă distanța de la perete [ $m$ ] și  $\alpha$  - coeficientul de schimb de căldură [ $w/m^2.K$ ].

Gradientul temperaturii punctului de rouă  $T_R$ , se poate calcula diferențînd ecuațiile de echilibru 4.4 și 4.5.

$$dy_{H_2SO_4} = f'_x dx + y'_T dT_R \quad (4.10)$$

$$dy_{H_2O} = g'_x dx + g'_T dt_H \quad (4.11)$$

Făcînd ipoteza că în apropierea peretelui transferul de masă se face în mod analog cu transferul de căldură, numai prin difuziune, se poate scrie :

$$\frac{dy_{H_2SO_4}}{dz} = \frac{\varphi_{H_2SO_4}}{D_{H_2SO_4}} \quad (4.12)$$

$$\frac{dy_{H_2O}}{dz} = \frac{\varphi_{H_2O}}{D_{H_2O}} \quad (4.13)$$

și rezultă, gradientul punctului de rouă

$$\frac{d T_H}{dz} = \frac{g'_x \frac{\varphi_{H_2SO_4}}{D_{H_2SO_4}} - r'_x \frac{H_{2O}}{D_{H_2O}}}{g'_x \cdot r'_T - r'_x \cdot g'_T} \quad (4.14)$$

În relația de mai sus, derivatele parțiale ale funcțiilor  $f$  și  $g$  se deduc din valori experimentale și se poate calcula temperatura punctului de rouă.

Dacă variația temperaturii punctului de rouă este mai mare decât variația de temperatură datorită transferului de căldură, se produce condensarea sub formă de ceață, invers se produce doar depunere la perete. În apropierea suprafeței de depunere, care pierde căldură în exterior se poate stabili un regim fără picături cu condensare simplă pentru un schimbul de căldură redus, dacă rădirea se face brusc, în stratul limită apare o zonă de suprastructură în care se depun picături pe nuclee de condensare.

Rezolvarea teoretică a problemei depunerii ceții de  $H_2SO_4$  și  $H_2O$ , nu se poate realiza doar în ipotezele în care fluxul de gaz lovește peretele și picăturile se depun prin impact. Datele experimentale prezentate de diferiți autori, arată o bună concordanță cu rezultatele teoretice, dar cu toate acestea, în prezența picăturilor, depunerea este funcție de natura suprafeței ce nu poate fi explicată prin fenomene simple hidrodinamice sau de transfer de masă.

#### 4.4. Metode pentru determinarea $SO_2/H_2SO_4$ din gaze

În prezent nu există nici o metodă chimică afară doar de metode fizice, ca spectroscopia de masă sau infraroșu pentru determinarea directă a concentrației de trioxid de sulf din gazele de ardere.

Metodele chimice folosesc conversia  $SO_2$  în starea de vapori la  $H_2SO_4$  - vapori și condensarea în continuare la  $H_2SO_4$  sub formă de lichid - aerosoli la scăderea temperaturii. În fig.4.1. se prezintă punctul de rouă al acidului sulfuric în raport cu concentrația trioxidului de sulf.

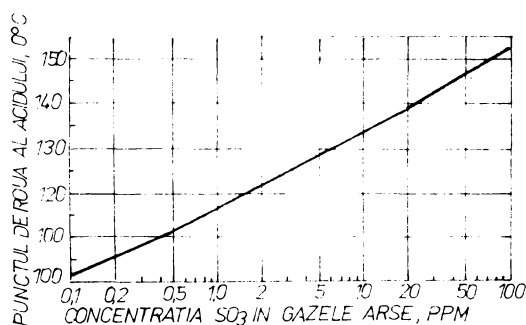
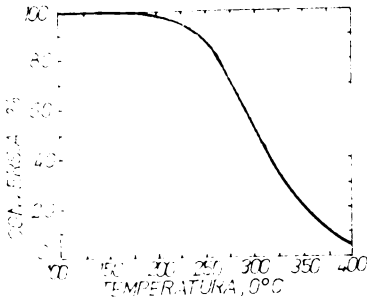


Fig.4.1. Punctul de rouă al acidului sulfuric în funcție de concentrația trioxidului de sulf din gazele de ardere.

La temperatura de 205 °C, întreaga cantitate de trioxid de sulf vapori se află sub formă de vapori de acid sulfuric, după care are loc condensarea acestor vapori de acid, iar curentul de gaz conține un amestec de acid sulfuric lichid sub formă de aerosoli și vapori de acid sulfuric. Pe măsura scăderii temperaturii cantitatea de acid sulfuric, sub formă de aerosoli colectabili crește până ce la o temperatură de 100 °C rămân în gazele arse numai aproximativ 0,1 p.p.m. vapori de acid sulfuric./19/.

În fig.4.2. se prezintă grafic curba care definește conversia la echilibru a trioxidului de sulf și a acidului sulfuric pentru gazele de ardere cu un conținut redus de apă.

Din această cauză, pentru măsurarea cantității de trioxid de sulf din gazele de ardere, temperatura gazului



portant trebuie să fie redusă sub 100 °C fiind aerosolii de acid sulfuric formați pot fi colectați iar prin analize chimice, se pot determina concentrația acestora din circuitul de gaze.

Fig.4.2. Conversia la echilibru  $SO_3/H_2SO_4$  în gazele de ardere cu un conținut redus de vapori

4.5. Instalarea experimentală pentru verificarea parametrilor de lucru a unui separator electrostatic de concepție originală pentru reținerea trioxidului de sulf - acidului sulfuric sub formă de picături, din gaze.

#### 4.5.1. Prezentarea soluției propuse și descrierea instalației.

În capitolele anterioare s-au descris aspectele ale poluării datorită oxizilor de sulf arătându-se, modul de apariție și efectele nocive provocate de acești poluanți asupra vegetației, sănătății omului și a instalațiilor, clădirilor care există în zona de deversare din instalații termice sau chimice a acestor substanțe.

În cazul trioxidului de sulf, datorită reacției cu picăturile de apă, se formează acidul sulfuric care este un puternic corodant și care prin depunere pe suprafețele instalațiilor sau chiar datorită prezenței în gaze produce coroziuni reducând cu mult durata de funcționare a instalațiilor.

În general, instalațiile în care se vehiculează astfel de gaze, sînt protejate prin săptușirea suprafețelor metalice de rezistență cu un strat de plumb iar pentru utilaje și robinete se adoptă măsuri speciale anticorozive. Toate aceste instalații și măsuri pe lângă faptul că sînt costisitoare și greu de întreținut nu pot asigura o perfectă protecție anticorozivă.



In fig.4.3. se prezintă instalația experimentală prin care s-au studiat și măsurat parametrii funcționali ai unui separator electrostatic pentru reținerea picăturilor de acid sulfuric și la care s-a utilizat succesiv electrod metallic și electrod din masă plastică ca electrod de colectare (depunere). Rezultatele obținute prin comparație între instalația cu colector metallic respectiv din masă plastică au permis proiectarea unei instalații pilot și a unor instalații industriale care funcționează la " Intreprinderes Detergenți Liai-goara și la " Dero " Proiecti " fiind totodată brevetată ca metoda și instalație de reținere antipoluantă /37/.

Instalația experimentală se compune dintr-un vas-generator (1) în care se toarnă acid sulfuric concentrat sau fumans care la încălzire pe un reșou (2) produce ceața de acid sulfuric. Reglarea temperaturii vasului generator - deci și a emisiei de acid sulfuric se face prin alimentare de la un autotransformator (3) și urmărirea temperaturii la termometrul (4).

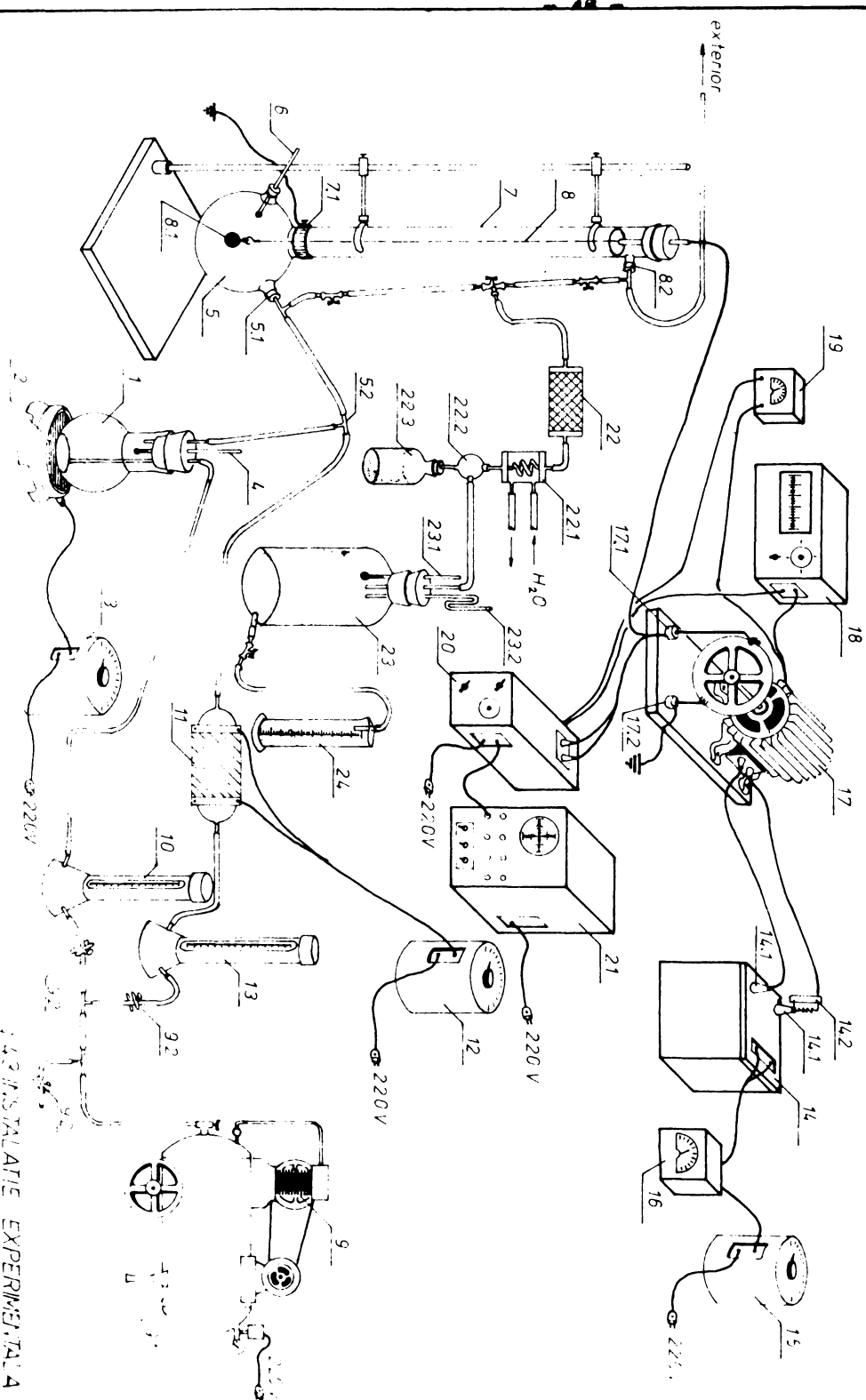
Ceața de acid sulfuric, trece din vasul generator prin (5) în camera inferioară (5) a separatorului electrostatic unde este montat termometrul (6). Electrodul colector (7) este interschimbabil, dar de aceeași dimensiune din metal și masă plastică. În cazul, electrodului din masă plastică, în partea inferioară există pe interiorul tubului un inel metallic de amorsare a descărcării (7.1) care este și legătura la masă a separatorului.

Electrodul de coronare (3) este montat centric în tubul colector fiind întins datorită unei greutate (3.1).

Acordul (3.2) reprezintă punctul de evacuare al gazelor din separatorul (5-3).

În vasul-generator de ceață acidă (1) se însuflă aer produs de compresorul (9). Datorită volumului din vasul tampon al compresorului (9.1) debitul de aer acumulat, se liniștește separându-se picăturile de apă și ulei din aerul comprimat. Aerul astfel purificat se măsoară printr-un rotametrul (10), debitul furnizat instalației fiind reglat prin descăderea mai mult sau mai puțin a robinetelor de reglaj și purjă (9.2).

Condițiile de temperatură diferite din separatorul electrostatic se realizează prin însuflare de aer cald produs



exterior

1.23 INSTALLATION EXPERIMENTAL 4

intr-o instalație separată formată din încălzitorul cu rezistență spiralată(11) alimentat de autotransformatorul(12),debitul de aer fiind măsurat prin rotmetrul (13).

În 5.2. debitul de aer se amestecă, concentrația de acid din gaze fiind măsurată în (5.1) datorită instalației de analiză chimică(22-23).

Alimentarea electrică a electrofiltrului s-a făcut prin două instalații separate pentru a putea urmări eficiențele de separare.

Transformatorul de înaltă tensiune (14) se alimentează cu tensiune variabilă printr-un autotransformator (15) a cărui tensiune furnizată este măsurată prin voltmetrul (16).Tensiunea înaltă produsă la bornele (14.1) alimentează prin siguranțele cu fuzibili (14.2), instalația de redresare mecanică (17) care prin bornele periiilor colectoare (17.1) alimentează electrodul de colectare al electrofiltrului, respectiv se leagă la masă (17.2).Parametrii electrici obținuți sînt măsurați prin voltmetrul electrostatic (18), respectiv miliampmetrul (19)

A doua instalație de alimentare electrică folosită este

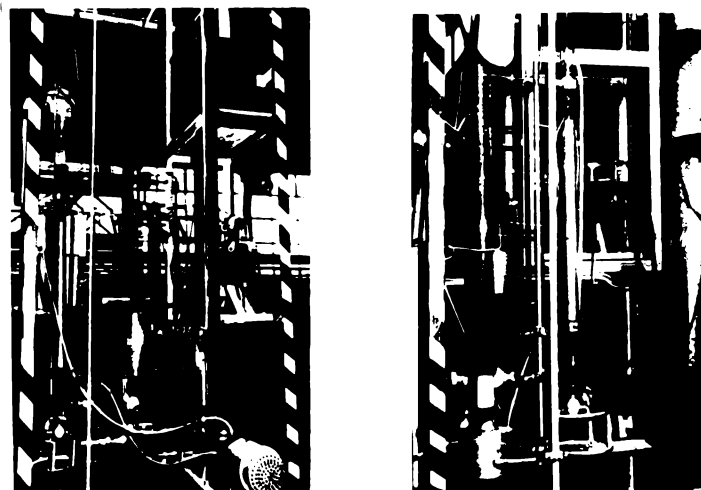


Foto 4.4 - 4.5. Instalație experimentală cu separator electrostatic cu tub colector din masă plastică

o instalație prin impulsuri (20) și o urmărirea parametrilor realizați pe un osciloscop (21) prin divizarea înaltei tensiuni electrice filtrării datorită separatorului electrostatic

s-au urmărit prin analize chimice efectuate înainte de separator la-priza (5.1.) și <sup>după</sup> separator -priza (8.2.) instala-  
ția pentru determinări chimice se compune din tubul umplut  
cu vată de sticlă (22), condensatorul (22.1), bula de aer  
(22.2) vasul de colectarea condensului (22.3), vasul de  
aspirație (23) prevăzut cu termometrul (23.1) și manometrul  
cu mercur (23.2) și vasul de măsură al apei dizolvate (24).

În fotografiile 4.4 și 4.5 se prezintă în ansamblu  
instalația descrisă în fig.4.3.

#### 4.5.2. Descrierea instalației electrice folosite și a sistemului de alimentare în condiții de eficiență maximă.

Randamentul de funcționare al separatorului electro-  
static depinde de tensiunea de alimentare, cu cât tensiunea  
este mai mare cu atât și randamentul de reginare crește.  
Tensiunea maximă ce se poate aplica filtrului depinde însă  
de geometria aparatului și de condițiile de lucru. Pentru  
obținerea randamentelor mari și pentru proteja instalația în-  
potriva deteriorării, sistemele de comandă și reglaj automa-  
te trebuie să mențină tensiunea de alimentare cât mai ap-  
ropie sub limita de apariție a scintei de străpungere. Ten-  
siunea de străpungere variază în timpul funcționării datorita  
variației condițiilor de lucru, astfel că sistemul auto-  
mat trebuie să urmărească condițiile momentane de lucru -  
deci, tensiunea de străpungere va fi urmărită în permanență,  
scurtcircuitul servind chiar ca impuls pentru sistemul de  
reglaj.

Redresorul mecanic, datorită simplității constructive  
și a robusteții în funcționare, este folosit în instalații  
unde nu se necesită un reglaj automat prețios. Dezavantajul  
acestui sistem constă însă în posibilitățile limitate  
de efectuare a unor scheme de reglaj automat, acesta fiind  
utilizat cu reglaj manual. În fig.4.6. se prezintă schema  
unui redresor mecanic.

Redresorul mecanic utilizat se prezintă ca un comuta-  
tor sincron format dintr-o cruce din material izolant cu  
virfuri metalice legate două câte două. Crucea se rotește,  
datorita unui motor asincron, între patru perii colectoare

care sînt legate la secundarul transformatorului de înaltă tensiune (III), respectiv la filtrul electrostatic și ansă /35/ fig.4.6.

Alături de instalația electrică prezentată mai sus, în aplicația experimentală s-a construit și folosit o instalație de alimentare cu impulsuri și care reprezintă un sistem deosebit de eficient de alimentare cu energie de înaltă tensiune a unui separator electrostatic /39/.

În fig.4.7. se prezintă schema bloc a instalației realizate.

Instalația a fost testată în laborator, unde parametrii funcționali au

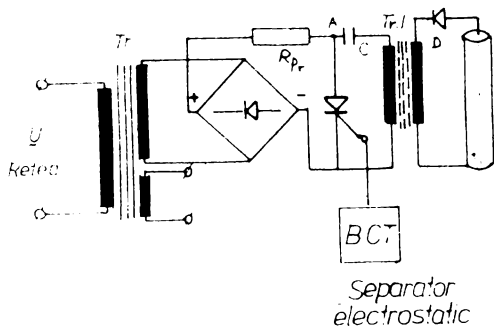


Fig.4.7. Instalație de alimentare electrică prin impulsuri de amplitudine constantă.

Pentru realizarea unei alimentări electrice a separatorului electrostatic în condiții de eficiență maximă, la

Foto.4.8.

Instalație electrică de alimentare prin impulsuri de amplitudine constantă

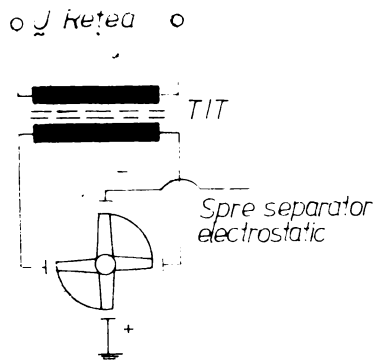
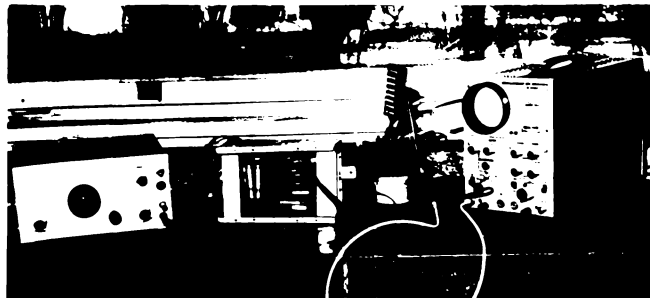


Fig.4.6. Schema redresorului mecanic.

funcționali au fost urmăriți pe un osciloscop, cuplat cu instalația electrică.

În fotografia 4.8. se prezintă instalația electrică în fața de efectuare a probelor de funcționare.

schema electrică prezentată în figura 4.7. s-au adus unele modificări prin introducerea unor circuite de comandă și modulare de fază, astfel că instalația finală utilizată în alimentarea separatorului electrostatic se prezintă sub formă de schemă bloc în fig.4.9. /40./41/.

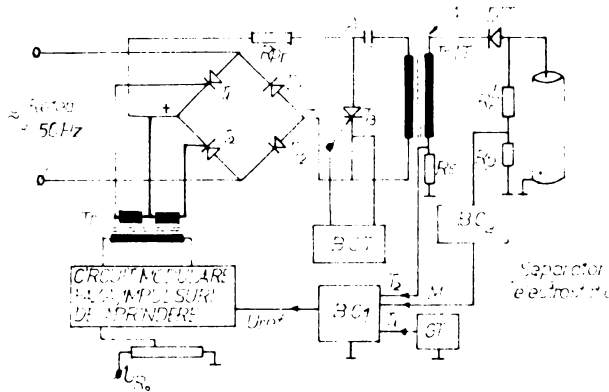


Fig.4.9. Instalație electrică de alimentare cu impulsuri de amplitudine variabilă în condiții de eficiență maximă.

Funcționarea acestei instalații este următoarea :

Variația tensiunii de alimentare se face pe baza informațiilor culese de convertorul BC1 de pe divizorul de tensiune  $R_p$  și  $R_p'$  și de rezistența în serie  $R_g$ . Aceste informații sînt traduse de blocul BC<sub>1</sub> într-o tensiune continuă cu ajutorul căreia se modifică faza impulsurilor de aprindere a tiristoarelor  $T_1$  și  $T_2$  din puntea de recrecare a tensiunii de alimentare, variind astfel tensiunea efectivă de alimentare a condensatorului C.

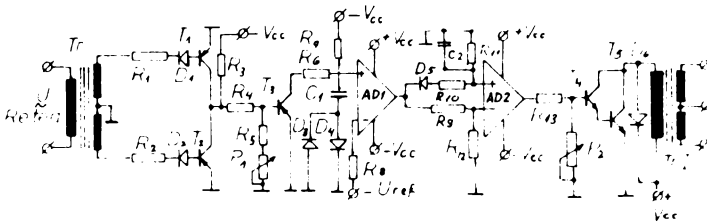


Fig.4.10. Schema circuitului de modulare în fază a impulsurilor de aprindere

Modificarea fazei aprinderii se face prin circuitul modulare fază impulsuri de aprindere a carei schemă este prezentată în figura 4.10.

Convertorul  $BC_1$  este format dintr-o serie de trei registre de deplasare stînga - dreapta de tip CA 495 A cu care s-a conceput schema din figura 4.11.

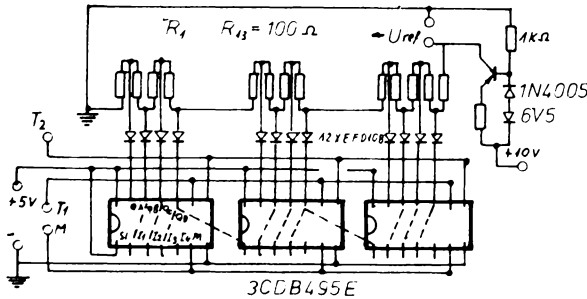


Fig.4.11. Convertorul BC - 1

rată de impulsurile primite de  $T_1$ , ieşirilor  $Q_A \dots Q_1$ , ceea ce face ca tensiunea de referinţă dată de generatorul de curent constant să crească, modificînd astfel prin intermediul circuitului de "modulare fază impulsuri de aprindere" unghiul de aprindere al tiristorului  $T_1$  şi  $T_2$ . Tensiunea de alimentare variază după cum variază şi tensiunea de referinţă  $U_{ref}$  cu care este modificată faza aprinderii. Ieşirea de conversie  $BC_1$  culege informaţii în legătură cu tensiunea citită şi cu curentul. Tensiunea aplicată modulatorului  $M$  trebuie să fie continuă, fiind redresată de către dioda  $1N4005$ , necesitînd doar filtrarea.

După circuitul de filtrare în blocul  $BC_2$  se conectează în circuit un amplificator operaţional cu funcţie de inversor ceea ce face ca în condiţiile de funcţionare normală cînd tensiunea culeasă de pe divizorul  $R_p$  şi  $R'_p$  este diferită de potenţialul masei, prin inversor se obţine tensiunea pentru  $m = 0$  şi care are ca efect ca tensiunea pe electrofiltru să crească pînă va apărea o străpungere sub formă de scînteie

regis -  
trul de deplia-  
sare funcio-  
nează astfel.

Pentru  
 $m = 0$  (seca -  
lul de mod)  
şi primind  
tacte pe  $T_1$  de  
la un genera-  
tor de tact ,  
informaţia de  
pe intrarea

se transmite

și care va determina scăderea bruscă a tensiunii pe electro-filtru și creșterea căderii de tensiune pe rezistența  $U_2$  aplicată tactului  $T_2$ . Tensiunea culesă de pe divizor tre - buie să aibe potențialul masei și deci prin inversor compo - nenta lui  $UC_2$  să devină  $d = 1$ , urmează o deplasare stînga, deci o scădere a tensiunii de referință  $U_{ref}$ , și odată cu ea a tensiunii de alimentare pînă cînd se restabilește din nou descărcarea corona din electrofiltru.

Pe baza tactelor primite de la generatorul Cf pe intrarea de tact  $T_1$ , ciclul se reia din nou. Convertorul  $BC_1$  pe lângă registrul de deplasare mai conține și un generator de curent constant, prin intermediul căruia se modifică de fapt tensiunea de referință.  $U_{ref}$ .

Tensiunea de referință  $U_{ref}$  este aplicată unui modula - tor de fază a impulsurilor de aprindere a tiristoarelor  $T_1$  și  $T_2$ , care prin intermediul punții semiconductate  $D_1$  și  $D_2$  și  $T_1$ ,  $T_2$  vor modifica tensiunea de încărcare a condensatorului C din fig.4.9.

#### 4.5.3. Caracteristicile electrice de lucru ale separa - torului electrostatic, stabilite experimental. Modelarea electrică a cîmpului electric pentru un separator electrostatic.

Randamentul de separare al separatorului electrostatic se stabilește de preferință în condiții de laborator sau pe instalații pilot mici. Măsurătorile de randament la instala - țiile industriale sînt limitate întrucît condițiile de ex - ploatare care variază continuu pot furniza date certe care sa - rîie prelucrate teoretic. În opoziție cu acestea, condițiile de laborator sau instalațiile pilot pot fi atinse, obți - nîndu-se date reproductibile necesare pentru dimensionarea instalației industriale [39/.

Performanțele de regînire ale separatorului electro - static sînt puternic influențate de caracteristicile electri - ce ale instalației. Creșteri nelăcomnate ale tensiunii și puterii separatorului sînt suficiente pentru a produce sal - turi importante de eficiență. Curentul și puterea corona cresc repede cu tensiunea, de unde rezultă marea importanță a instalației de regînj automat, care are rolul de a urmări,



în permanență ca tensiunea de alimentare să fie la o valoare maximă eît mai aproape de tensiunea de străpungere /42/,/43/.

Rezultă, că o caracteristică importantă a separatorului electrostatic este relația curent - tensiune, care poate furniza elementele de bază pentru eficiența de separare.

Caracteristica curent tensiune, a efectului corona depinde de multe variabile, dintre care compoziția gazului, temperatura, forma și dispunerea geometrică în spațiu a electrozilor /42/,/43/.

Pentru fenomenul corona, la electrozi cilindru-fir, se pot deduce ecuații matematice. Sînt de asemenea posibile efectuarea calculelor foarte aproximative pentru sistemul de electrozi cu plăci și fire /39/, dar pentru orice altă situație diferită de lucru, caracteristicile curent - tensiune, se determină experimental.

Principii generale asemănătoare se aplică tuturor sistemelor de electrozi, cu toate că numai formele geometrice cele mai simple se pot trata matematic.

Ca o generalizare și o contribuție privind posibilitatea de aplicare a relației generale de descriere a fenomenelor electrice (Feisson), în cazul caracteristicilor curent-tensiune, se consideră ecuația generală.

$$\nabla^2 u + U_0 = 0 \quad (4.15)$$

în care s-a notat

$$u = U [f(x,y)]$$

iar funcția de  $f(x,y)$  este o funcție arbitrară de două ori continuu derivabilă.

Se efectuează derivatele parțiale și se obține relația (4.16)

$$\begin{aligned} \frac{\partial u}{\partial x} &= U'(r) \frac{\partial f}{\partial x} + \frac{\partial f}{\partial x} U''(r) \\ \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} &= \frac{\partial^2 f}{\partial x^2} U'(r) + \left(\frac{\partial f}{\partial x}\right)^2 U''(r) \\ \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} &= \frac{\partial^2 f}{\partial y^2} U'(r) + \left(\frac{\partial f}{\partial y}\right)^2 U''(r) \end{aligned}$$

$$\nabla^2 u = \nabla^2 f U'(f) + \left[ \left( \frac{\partial f}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial f}{\partial y} \right)^2 \right] U''(f) \quad (4.16)$$

Pentru anumite proprietăți ale funcției  $f(x,y)$

(i<sub>1</sub>)

$$\left( \frac{\partial f}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial f}{\partial y} \right)^2 = F(f)$$

(i<sub>2</sub>)

$$\nabla^2 f = G(f)$$

(i<sub>3</sub>)

$$u_0 = H(f)$$

Ecuația (4.15) în baza celor de mai sus, devine

$$F(f) U''(f) + G(f) U'(f) + H(f) = 0 \quad (4.17)$$

și iăcînd notația  $U'(f) = V(f)$  se obține

$$V'(f) + P(f) V(f) = Q(f) \quad (4.18)$$

unde

$$P(f) = \frac{G(f)}{F(f)} \quad Q(f) = \frac{H(f)}{F(f)} \quad (4.19)$$

Soluția generală a ecuației (4.18) devine :

$$V(f) = e^{-\int P(f) df} \left[ C + \int Q(f) e^{\int P(f) df} df \right] \quad (4.20)$$

unde  $C$ , este o constantă real arbitrară.

Dacă integralele de la (i<sub>4</sub>) și (i<sub>5</sub>) se pot rezolva prin metode finite,

(i<sub>4</sub>)

$$\int P(f) df$$

(i<sub>5</sub>)

$$\int Q(f) e^{\int P(f) df} df$$

atunci,  $V(f)$  are formă calculabilă prin metode finite.

$$V(f) = A(f, c) \quad (4.21)$$

iar din (4) rezulta că

$$U(f) = A(f, c) \quad (4.22)$$

de unde :

$$U(f) = \int A(f, c) df + K \quad (4.23)$$

În relația (4.23) s-a notat cu  $K$  o constantă real arbitrară

Dacă integrala (i<sub>6</sub>)

$$(i_6) = \int A(f, c) df \quad (4.24)$$

poate fi rezolvată prin metode finite, atunci întreaga soluție  $U(r)$  se poate obține prin metoda finite.

În cazul caracteristicii curent - tensiune, pentru cilindru fir coaxial, curbile trasate pot fi transformate în caracteristici reduse care reprezintă ecuații de forma  $f(xy) = ax + by$  și care transpuse în ecuația Poisson devin

$$\nabla^2 u + u_0(ax + by) = 0 \quad (4.25)$$

când s-a notat  $u = U(ax + by)$

$$\frac{\partial u}{\partial x} = a U'$$

$$\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} = a^2 U''$$

$$\frac{\partial^2 u}{\partial y^2} = b^2 U''$$

rezultând :

$$(a^2 + b^2) U''(r) + u_0(r) = 0$$

$$U''(r) = -\frac{1}{a^2 + b^2} u_0(r)$$

$$U'(r) = -\frac{1}{a^2 + b^2} \int u_0(r) dr + c$$

$$U(r) = -\int u_1(r) dr + cr + k \quad (4.26)$$

De unde rezultă, că, matematic pentru acest caz particular există soluție.

Se aplică ecuația Poisson pentru cazul electrozilor cilindrici + fir coaxial.

$$\nabla^2 v + 4\pi \rho = 0 \quad (4.27)$$

care transformat în coordonate cilindrice devine

$$\frac{d^2 v}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{dv}{dr} + 4\pi \rho = 0 \quad (4.28)$$

Densitatea sarcinii spațiale pentru efectul corona la electrozii cilindrici este

$$\rho = \frac{1}{2\pi r kE} \quad (4.29)$$

unde :  $\varepsilon = - \frac{dv}{dr}$  (4.30)

Introducând valorile (4.29) și (4.30) în relația (4.28) se obține :

$$r_a \frac{dr}{dr} + \varepsilon^2 = \frac{2i}{K} = 0 \quad (4.31)$$

care prin integrare devine

$$\varepsilon = - \frac{dv}{dr} = - \sqrt{\left( \frac{2i}{K} + \frac{i^2}{r^2} \right)} \quad (4.32)$$

unde  $K$  - este o constantă de integrare  
din relația (4.32) se obține

$$v = C \log \frac{\sqrt{C^2 + \frac{2ia^2}{K} + a}}{\sqrt{C^2 + \frac{2ib^2}{K} + a}} \quad (4.33)$$

unde  $a$  - este raza firului de coronare și  $b$  - raza cilindru-  
lui exterior.

Constanta de integrare se poate deduce din (4.32) prin  
utilizarea condițiilor limită la raza exterioară de produ-  
cere a efectului corona din jurul firului de coronare, unde  
se rotează cimpul cu  $\varepsilon_0$  și raza  $r_0$ , obținându-se :

$$C = r_0 \sqrt{b_0^2 - 2 \frac{1}{K}} \quad (4.34)$$

Mărimea rasei  $r_0$  este definită ca fiind aproximativ  
egala cu raza regiunii luminoase din jurul firului de coro-  
nare.

Relația (4.33) devine :

$$v = r_0 \varepsilon_0 \left[ \log \frac{a}{b} + 1 - \sqrt{1 + \left( \frac{2i}{K} \right) \left( \frac{b^2}{2r_0^2} \right)} + \log \frac{1 + \sqrt{1 + \left( \frac{2i}{K} \right) \left( \frac{b^2}{2r_0^2} \right)}}{2} \right] \quad (4.35)$$

Valorile inițiale ale cimpului, au fost determinate  
semiempiric pentru aer și suprafețe netede ale electrozilor.

$$\varepsilon_0 = 30 \rho + 9 \sqrt{\frac{\rho}{a}} \quad (4.36)$$

unde  $\rho$  - densitatea reală a aerului [ $\text{Kg}/\text{m}^3$ ]  
 $a$  - raza electrodului de coronare [cm]

Din relația (4.35) se poate deduce și tensiunea de amor-  
sare a descărcării corona pentru valoarea curentului  $i = 0$ ;  
 $v_0 = a$  obținându-se :

$$v_0 = a \cdot b_0 \log \frac{b}{a} \quad (4.37)$$

în care în cazul aerului devine

$$v_0 = 30a\rho + 9 \sqrt{a\rho} \log \frac{b}{a} \quad (4.38)$$

unde s-au notat  $v_0$  - tensiunea de amor-sare [kV]  
 $\rho$  - densitatea aerului [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]  
 $a$  - raza electrodului corona [cm]  
 $b$  - raza colectorului [cm]

Rezultatele experimentale, au arătat că tensiunea de  
amor-sare a descărcării corona scade cu mărirea diametrului  
de coronare și se ajunge la o valoare a diametrului, pentru  
care tensiunea de amor-sare devine egală cu tensiunea de  
scintilare, efectul corona nu mai putând fi produs /45/, /49/

În condițiile reale de lucru, caracteristica curent  
tensiune trebuie să fie obținută experimental, astfel ca datele  
obținute să reprezinte elementele inițiale pentru dimensio-  
narea instalației industriale.

În cadrul tezei instalația experimentală s-a realizat  
pentru electrod de colectare metalic cu diametrul interior  
 $d_1 = 400$  mm (a) și separat electrod din policlorură de vi-  
nil cu inserție metalică  $d_1 = 400$  mm. (b), lungimea  $l = 1000$   
mm.

Diametrul firului de coronare  $d_2 = 1$  mm.

Debitul total de aer  $v = 2,26 \text{ m}^3/\text{h} = 37,5 \text{ l}/\text{min}$ , co-  
rrespondent pentru o viteză de trecere a aerului prin se-  
parator  $v = 0,5 \text{ m}/\text{s}$ .

Concentrațiile de acid din gaze au rezultat  $x_1 =$   
 $= 3,2 \text{ g}/\text{m}^3$ ,  $x_2 = 7,5$ ;  $x_3 = 15,6$ .

Temperaturile de lucru alese au fost  $t = 20^\circ\text{C} - 90^\circ\text{C}$

Experimentările au început prin utilizarea separatoru-  
lui cu tub de colectare metalic și ridicarea caracteristici-

lor curent  $\nu$  tensiune în aer prin alimentarea electrofil-trului cu tensiune înaltă redresată mecanic și o alimenta-re prin impulsuri. Datele obținute sînt prezentate în fig. 4.12.

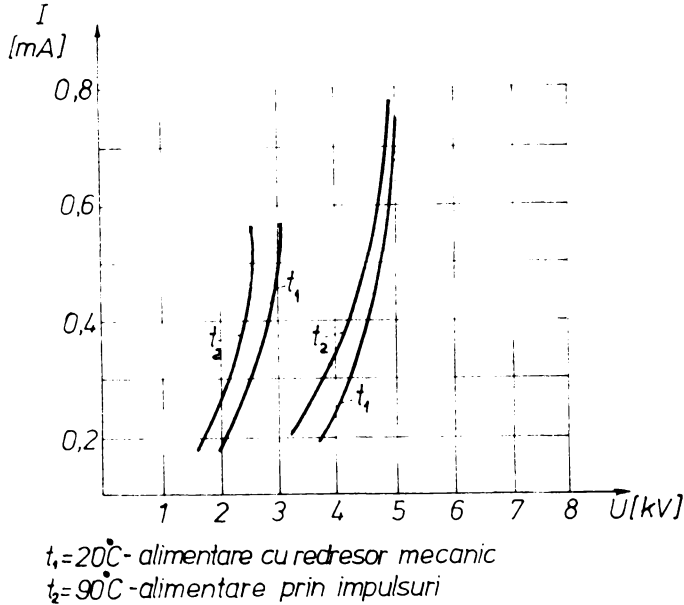


Fig.4.12. Caracteristici experimentale curent tensiune, în aer, cu electrod colector metalic

Din figura 4.12 se pot observa caracteristicile funcționale superioare ale separatorului electrostatic, alimentat în curent prin impulsuri prevăzut cu un sistem de eficiență maximă față de o alimentare cu redresare mecanică.

Din această cauză, în experimentările, în continuare, s-a utilizat doar alimentarea prin impulsuri cu reglaj automat pentru a urmări efectul de separare realizat în condiții de concentrații diferite de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  și temperaturi diferite utilizând electrod de colectare metalic și din masă plastică.

În partea inferioară a electrodului de colectare din masă plastică s-a montat un inel metalic conf. fig. 4.13.

Acest inel are rolul de amorsare a descărcării și de a realizarea unui contact la masă a tubului din masă plastică.

În timpul funcționării, datorită uzurării permanente a pereților de colectare, contactul electric se menține continuu.

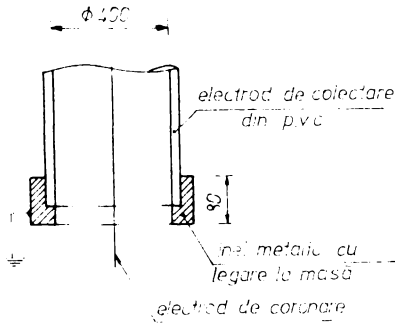


Fig.4.13. Detaliu de montarea inelului metalic pe tubul de colectare din p.v.c.

În figurile 4.14, 4.15, 4.16 sînt prezentate curbele curenți-tensiune obținute experimental pentru electrozudul de colectare din masă plastică (poli-clorură de vinil cu inserție meta-

lica. Determinările s-au făcut pentru temperaturi cuprinse între  $t = 20^{\circ}\text{C} - 90^{\circ}\text{C}$  și concentrații de acid sulfuric în gaze de  $x_1 = 3,2$ ,  $x_2 = 7,5$ ,  $x_3 = 15,6 \text{ g/m}^3$

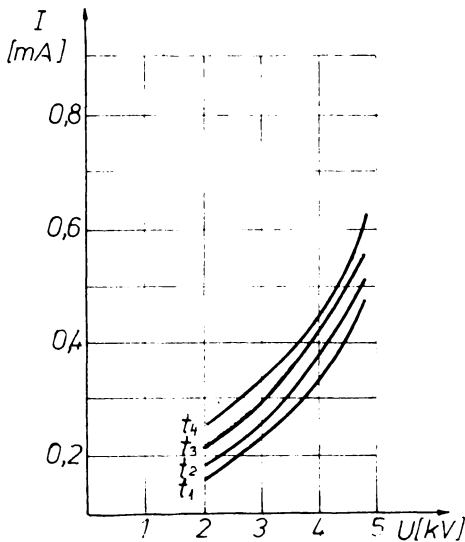


Fig.4.14. Caracteristici curenți-tensiune determinate experimental în aer cu  $x_1 = 3,2 \text{ g/m}^3 (\text{H}_2\text{SO}_4)$  pentru tem-

peraturile  $t = 21^{\circ}\text{C}$ ,  $t = 40^{\circ}\text{C}$ ,  $t = 40^{\circ}\text{C}$ ,  $t = 90^{\circ}\text{C}$  electrod colector din masă plastică

Per rezultatele experimentale efectuate au scos în evidență, relația care există între tensiunea de alimentare, curenții de coronare produs în condițiile mediului de lucru (temperatura și concentrație de acid din gaze)

Aceste valori obținute experimental sînt datele de calcul pentru o instalație industrială, întrucît pentru caracteristici geometrice și condiții de lucru identice, valorile obținute sînt reproductibile.

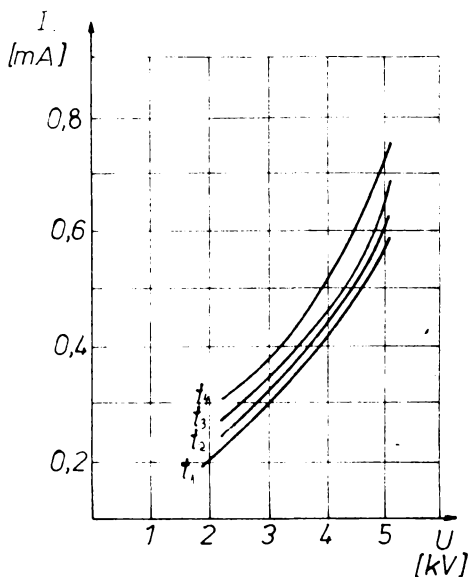
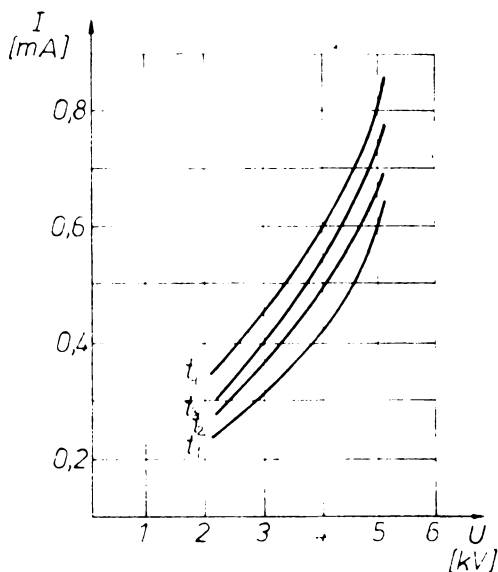


Fig.4.15. Caracteristici curent-tensiune, determinate experimental în aer cu  $x_2=7,5 \text{ g/m}^3$  ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) pentru temperaturile  $t_1=21^\circ\text{C}$ ,  $t_2=40^\circ\text{C}$ ,  $t_3=60^\circ\text{C}$ ,  $t_4=90^\circ\text{C}$  - electrod colector din masa plastică.



Prin experimentările efectuate s-a dovedit că electrodul colector din masa plastică, poate înlocui electrodul metalic, rezultatele de eficiență obținute fiind aceleași, existînd merele avantaj că electrodul din masa plastică rezistă foarte bine la acțiunea de coroziune produsă de componenții din gaze.

Electrodul din masa plastică se comportă foarte bine și la scînteierile produse de separatorul electrostatic. În locul de producere al scînteii pelicula de lichid se vaporizează local, dar este din nou umectată datorită

Fig.4.16. Caracteristici curent-tensiune determinate experimental în aer cu  $x_2=15,0 \text{ g/m}^3$  ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) pentru temperaturile  $t_1=21^\circ\text{C}$ ,  $t_2=40^\circ\text{C}$ ,  $t_3=60^\circ\text{C}$ ,  $t_4=90^\circ\text{C}$  electrod colector din masă plastică



tă peliculei lichide care se depune pe electrod și care curge producând o spălare a suprafețelor, menținând astfel contactul electric al electrodului, necesar funcționării separatorului electrostatic.

Caracteristicile curent - tensiune determinate experimental, servesc la stabilirea parametrilor de lucru ai separatorului electrostatic industrial, dar este necesar să se stabilească parametrii care nu influențează asupra modului de funcționare în condițiile exploatarei industriale /44/.

Dificultatea transpunerii datelor obținute experimental, asupra instalației industriale, rezultă din faptul că, curbele trasate experimental, conform relației 4.39 reprezintă

$$I = K(U - U_0)U \quad (4.39)$$

o ecuație de gradul al doilea, și din aceasta cauză, pentru ușurarea calculului se folosesc caracteristicile reduse deduse din relația (4.40) și care reprezintă

$$\frac{I}{U} = K(U - U_0) = KU \quad (4.40)$$

dependența conductivității spațiului de gaz din separatorul electrostatic, de tensiunea aplicată electrozilor.

Așa cum rezultă din relația (4.40), conductivitatea reprezintă o dreaptă, care se trasează cât mai aproape de punctele determinate experimental.

Pentru evaluarea influenței altor factori de natură constructivă ( modificarea diametrului la electrodul de coroană) sau alți factori de natură tehnologică ( modificarea temperaturii și umidității) dependența curentului de tensiune este foarte complicată și de multe ori nu poate fi calculată.

În asemenea cazuri, se introduce coeficienți de conductivitate caracteristici, conform relației 4.41.

$$\overline{\sigma} + \overline{\sigma}_0 = KU \quad (4.41)$$

unde

- $\overline{\sigma}$  - conductivitatea pe baza definiției în general
- $\overline{\sigma}_0$  - conductivitate critică
- K - coeficient de proporționalitate
- U - tensiunea aplicată electrozilor

În cazul unor modificări de ordin constructiv<sup>la</sup> separa-

torul electrostatic, conductivitatea se reprezintă ca o curbă deplasată paralel, coeficientul  $K$  rămânând constant și se modifică doar conductivitatea critică  $\bar{v}_0$ .

În cazul modificării caracteristicilor de funcționare, se modifică coeficientul  $K$ , dar conductivitatea critică rămâne constantă.

Valorile de calcul în cazul modificării diametrului firului de coronare sînt :

$$\bar{v}_0 = 0,035 \sqrt{d} \quad (4.42)$$

$$\bar{v} = K \cdot U - 0,035 \sqrt{d} \quad (4.43)$$

din care rezultă:

$$I = (K \cdot U - 0,035 \sqrt{d}) U \quad (4.44)$$

valorile coeficientului  $K$  se deduc din curbele experimentale ( $I-U$ )

În cazul variației temperaturii de lucru există o dependență pentru  $K = f(T)$  care are valoarea

$$K(T) = 0,000141 T \quad (4.45)$$

de unde rezultă, valoarea conductivității, pentru

$$\bar{v} = 0,000141 TU - \bar{v}_0 \quad (4.46)$$

care  $\bar{v}_0 = 0,1$

Valoarea curentului devine :

$$I = (0,000141 T \cdot U - 0,1) U \quad (4.47)$$

În cazul unei umidități diferite, caracteristicile se deosebesc doar prin coeficientul de proporționalitate  $K$ , care are valoarea

$$K(\varphi) = \frac{1}{100 + 0,82 \varphi}$$

iar caracteristica de conductivitate se determină prin ecuația :

$$\bar{v} = \frac{U}{100 + 0,82 \varphi} - 0,03 \quad (4.48)$$

urmind ca relația finală pentru valoarea curentului să devină

$$I = \left( \frac{U}{100 + 0,82 \varphi} - 0,03 \right) U \quad (4.49)$$

Cu valorile semiempirice prezentate mai sus, se pot trasa noi caracteristici funcționale ale separatorului electrostatic, bazat pe datele obținute prin încercările de laborator și care descriu cu suficientă exactitate noile condiții de exploatare a instalației industriale.

Rezultatele experimentale din laborator au fost extinse pe o instalație pilot (semiindustrială) realizată și încercată la întreprinderea "Detergeni" Timișoara, privind reținerea  $\text{SO}_2/\text{H}_2\text{SO}_4$  din gaze.

Gazele cu conținut de  $\text{SO}_2/\text{H}_2\text{SO}_4$ , proveneau de la o instalație care avea prevăzută o ultimă treaptă de reținere a picăturilor de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  și a celei acide prin spălare în scrubber.

Instalația nefiind satisfacăie, a necesitat îmbunătățirea procedurii de reținere a poluanților din gaze la un grad de eficiență ridicat.

Instalația de separare electrostatică, corespunde cel mai bine la acest deziderat, dar trebuiau luate măsuri corespunzătoare privind coroziunea puternică produsă de componenții din gaze, asupra electrozilor și în special asupra electrozului de depunere (colectare).

Folosirea instalației de separator electrostatic cu colectori din masa plastică a însemnat o noutate atât ca o perfecționare a unui proces tehnologic executat sub licența străină dar și o noutate în ceea ce privește construcția unui separator electrostatic - fiind brevetată de Oficiul de Stat pentru Invenții și mărci sub nr. 72052 din 30.08.1977 /37/.

În fotografia 4.17 este prezentată instalația pilot montată în hală de fabricație alături de instalația tehnologică producătoare de poluanți din gazele evacuate în atmosferă.



Foto.4.17. Instalație pilot pentru reținere electrostatică a  $\text{SO}_2/\text{H}_2\text{SO}_4$  din gaze

Datorită spațiului restrâns existent în hala de fabricație, instalația pilot s-a realizat într-o execuție compactă de tipul plăci de colectare din masă plastică și fire de coronare metalice.

La instalația pilot, întrucât gazele umede spalau și suprafața izolatorului de înaltă tensiune a trebuit găsită o metodă de menținere uscată a acestui izolator, altfel, datorită umidității se produceau scintile de scurt-circuit pe suprafața izolatorului și instalația de separare nu funcționa.

Soluția adoptată pentru menținerea uscată a izolatorului de înaltă tensiune a fost, de însuflare de aer cald pe



Foto.4.18. Instalația pilot de separare electrostatică decuplată de la instalația electrică.

izolator și menținerea unei perdele de aer care să nu permită producerea condensărilor acide pe suprafața izolatorului. În foto 4.18 se prezintă partea superioară a separatorului electrostatic cu racordul de evacuare a gazelor, izolatorul de înaltă tensiune (capacul instalației) și bateria

electrică de încălzire prin care se însuflă aer comprimat industrial. Aerul se încălzește local și se însuflă în partea inferioară a izolatorului. Se observă, totodată ceața acidă care se evacuează prin gura superioară a separatorului în lipsa conectării instalației pilot la sursa de energie electrică. În foto 4.19 se prezintă instalația conectată la sursa de alimentare electrică și se observă efectul de reținere totală a ceții acide.



Foto.4.19. Instalație pilot de separare electrostatică-cuplată la instalația electrică

În cazul separatorului electrostatic cu electrozi de de-

punere plani, curbile curent-tensiune sînt analoge cu cele pentru electrozi cilindrici, dar păstrînd condițiile de lucru neschimbate. Variațiile de temperaturi și compoziția gazului, produc efecte analoge cu cele determinate experimental pentru separatorul cilindru-fir. Singura variabilă nouă introdusă la trecerea de la electrozi tubulari la cei plani este găsirea unei distanțe optime dintre firele de coronare, întrucît acest lucru nu are echivalent la sistemul de electrozi tubulari, și <sup>din această cauză</sup> trebuie să fie tratat printr-o modelare electrică, și găsirea unei dispoziții geometrice optime pentru electrozii de colectare și coronare, așa cum sînt propuși pentru instalația industrială.-

Influența reciprocă a firelor de coronare se manifestă printr-o interacțiune a câmpurilor electrice create de fiecare electrod de coronare și care duce la o reducere a curentului de coronare din fiecare electrod. Efectul de influența reciprocă crește dacă electrozii de coronare se apropie între ei ajungîndu-se la o anulare totală a curenților în cazuri de muntaje prea apropiate a electrozilor de coronare [39].

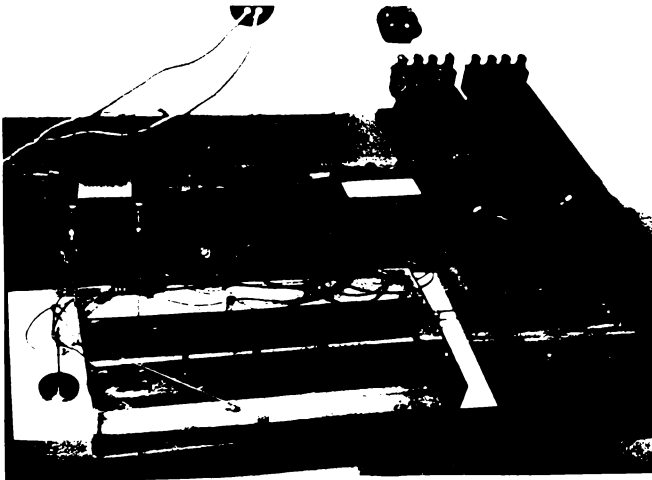


Foto 4.20. Instalația pentru modelarea câmpului electric și traseerea curbelor de echipotențial dintr-un separator electrostatic cu electrozi de colectare plani.

Printr-o instalație de modelare electrică, unde electrozii de colectare și coronare sînt dispuși în diferite poziții unul față de altul se pot trasa curbele de echipotențial, urmîndu-se ca să nu existe o suprapunere a acestor curbe

produse de un electrod de coronare peste spațiul de influență al electrodului de coronare alăturat.

În foto 4.20 se prezintă instalația de modelare electrică.

Rezultatele modelării obținute, permit executarea instalației pilot pentru condițiile date de lucru și eficiență de separare dorită.

În fig.4.21 se prezintă schema instalației de modelare <sup>care se compune dintr-o</sup> rezistenței variabile (1) racordată la o rețea electrică de alimentare, comutatorul pentru stabilirea poziției de lucru (2), voltmetrul (3), transformatorul redresor pentru alimentare (4), indicatorul de nul cu tub electronic (5), cuva din masă plastică cu apă în care se face modelarea (6), electrozi de colectare (7), electrozii de coronare montați pe un stativ (8) și sonda de luat probe (9).

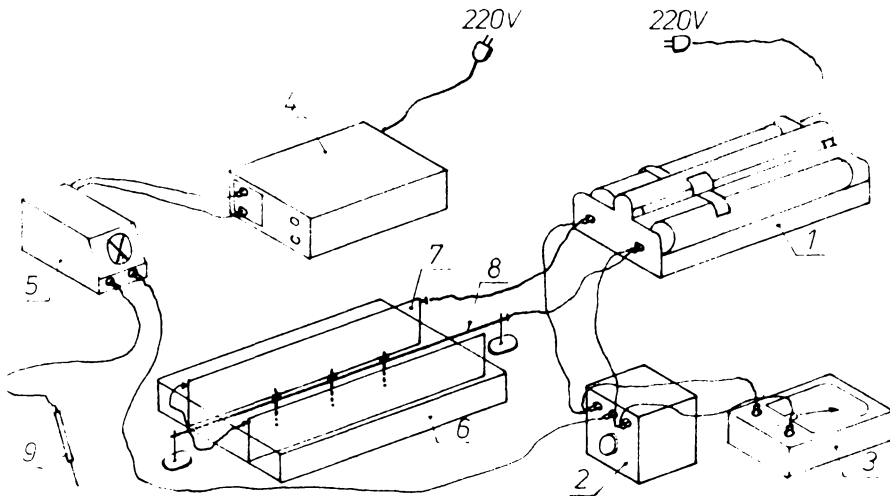


Fig.4.21. Schema instalației pentru modelarea electrică a cimpului și traseea curbelor de echipotențial pentru un separator electrostatic cu electrozi colectori piani din masa plastică.

1-rezistență variabilă; 2-comutator de poziție de lucru; 3-voltmetru; 4-transformator redresor; 5-indicatorul de nul; 6-cuva de modelare; 7-electrozi de colectare; 8-electrozi de coronare; 9-sonda de luat probe.

În cuva de modelare s-au montat succesiv electrozi de coronare de diferite forme și mărimi conform celor prezentate în foto 4.22.

Curbele de echipotențial, trasate sînt pentru electrozii tip fir rotund, ceilalți electrozi, datorită formei complicate nu pot să prezinte utilitate practică întrucît pe parcursul exploatării pot să-și schimbe forma și deci rezultatele furnizate nu sînt reproductibile.

În fig.4.23 se prezintă curbele echipotențiale trasate pentru electrodul de coronare tip fir rotund cu diametrul de 1 mm.

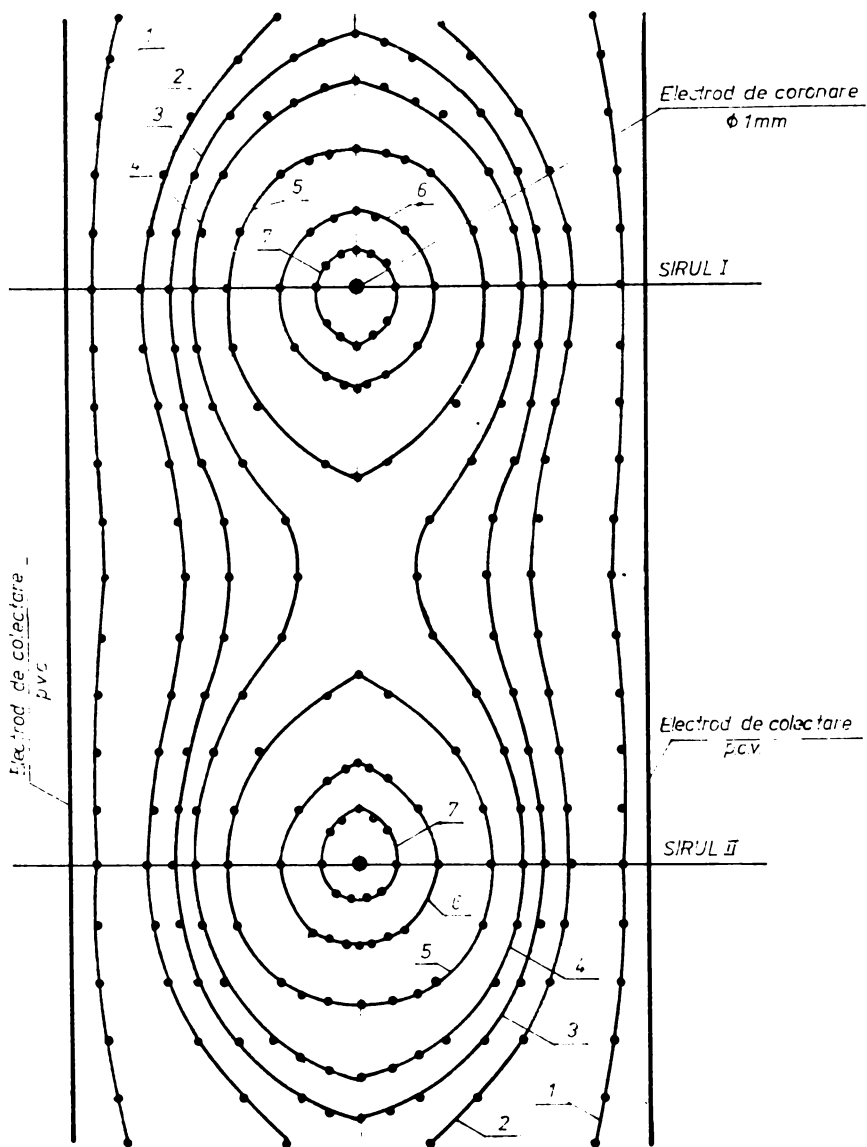


Foto.4.22. Electrozi de coronare de diferite forme, utilizați pentru modelarea electrică

Rezultatele modelării, evidențiază geometria optimă de dispunere a electrozilor de coronare față de electrozii colectori, așa cum se prezintă în fig.4.25,.

Cu datele experimentale obținute în faza de cercetare din laborator și pentru o geometrie optimă stabilită prin modelarea electrică, s-a dimensionat instalația pilot prezentată în fig.4.17. Rezultatele obținute, au adăugat în evidență unele deficiențe în ceea ce privește posibilitatea de execuție într-o formă robustă a electrozilor de colectare din masă plastică care datorită grosimii mici pe lungimi mai mari, produc undulații care sînt total nefavorabile întrucît schimbă geometria sistemului perturbînd menținerea la parametrii optimi a instalației electrice. O vedere prin capacul de vizitare al instalației se prezintă în Foto 4.24 de unde se vede dispunerea plăcilor colectoare și firele de coronare.

Rezultatele cercetărilor de laborator și încercările făcute pe instalația pilot au permis obținerea datelor necesare realizării unei instalații industriale de separare electrostatică într-o variantă constructivă și funcțională originală.



CURBA	TENSIUNEA MASURATA U [V]	TENSIUNEA MAXIMA U <sub>max</sub> [V]	$K = \frac{U_{max}}{U}$	U <sub>real</sub> = KU [KV]
1	0,33	9,75	29,6	0,675
2	0,84	9,75	11,6	1,72
3	1,20	9,75	8,1	2,47
4	1,50	9,75	6,5	3,08
5	1,53	9,75	6,36	3,74
6	2,14	9,75	4,54	4,39
7	2,76	9,75	3,53	5,58

Fig. 4.23 CARACTERISTICILE ELECTRICE OBTINUTE PRIN MODELAREA ELECTANCA PENTRU ELECTRODUL DE CORONARE CU DIAMETRU DE 1mm SI PLACI COLECTOARE DIN PVC. S'ARA



Instalația realizată este prezentă în foto 4.23.

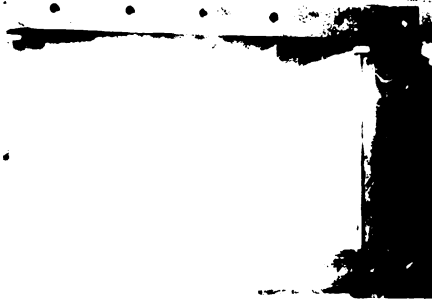
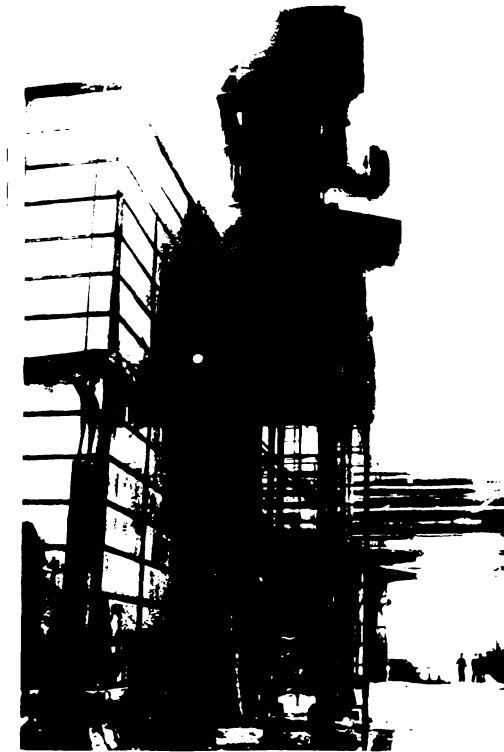


Foto.4.24. Vedere prin girul de plăci colectoare și firele de coronare ale separatorului electrostatic cu plăci colectoare plane din masă plastică.

Foto 4.25.

Instalația industrială de separare electrostatică cu electrozi de colectare din masă plastică.



#### 4.5.4. Calculul eficienței de colectare a particulelor din gaze datorită separării electrostatice

Curbele de curent-tensiune stabilite experimental prin măsurători făcute în funcție de parametrii de lucru stabiliți și pentru o geometrie a instalației impuse au evidențiat tensiunile de lucru până la care se poate ajunge fără să apară

scinteia se scurteircuit. Desigur, ca in cazul instalatiilor de alimentare electrica cu eficiență maximă această valoare a tensiunii de străpungere nu se realizează doar de foarte scurtă durată, intrucit priza scinteie reprezintă semnalul de reducere a tensiunii și din nou urmează un ciclu următor de tensiune și astfel se menține instalația în regim de eficiență maximă /45/, /42/.

Pe baza valorilor tensiunii din graficele 4.14 respectiv 4.15 , 4.16 se calculează eficiența de colectare a particulelor din gaze a separatorului electrostatic.

Formula de calcul este :

$$\eta = 1 - e^{-w_p \cdot f} \quad (4.50)$$

unde  $w_p$  - reprezintă viteza de migrație a particulelor către electrodul de colectare [m/s] și a cărei valoare este

$$w_p = \frac{0,17 \cdot 10^{-11} \cdot E}{\mu} \quad [\text{m/s}] \quad (4.51)$$

$E$  - intensitatea câmpului electric [V/m] a cărei valoare medie este :

$$E = \frac{U}{\frac{1}{2} D_i} \quad [\text{V/m}]$$

$D_i$  - diametrul interior al tubului colector [m]

$U$  - tensiunea de lucru, care se ia 0,9  $U_{\max}$  ( la poziția scinteii )

$$\mu - \text{viscozitatea dinamică} \quad \left[ \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2} \right]$$

$$\text{Termenul } f = \frac{\text{suprafața de colectare} \quad [\text{m}^2]}{\text{volumul de gaz} \quad [\text{m}^3/\text{s}]}$$

Datele de mai sus, pot fi centralizate într-un tabel, astfel că pentru valorile din graficele 4.14 se poate întocmi tabela 4.1.

Denumirea	$f$ $\left[\frac{m^2}{m^3/s}\right]$	$F = \frac{U}{1/2 Di}$ $\left[\frac{v}{m}\right]$	$\mu$ $\left[\frac{N \cdot S}{m^2}\right]$	$t$ $^{\circ}C$	$w = \frac{0,17 \cdot 10^{-11} E}{\left[\frac{\mu}{s}\right]}$	$U$ $[V]$	$wf$	$\eta$ %
red. mecanic aer $t = 21^{\circ}C$	$f = \frac{\pi \cdot Di}{v} = 202$	$\frac{3000}{0,02} = 15 \cdot 10^5$	$18,2 \cdot 10^{-6}$	21	0,014	3000	282	94
red. mecanic aer $t = 94^{\circ}C$		$\frac{2700}{0,02} = 135 \cdot 10^5$	$21,6 \cdot 10^{-6}$	94	0,01	2700	2,02	87
inst. impulsuri $t = 21^{\circ}C$		$\frac{5000}{0,02} = 25 \cdot 10^5$	$18,2 \cdot 10^{-6}$	21	0,023	5000	4,64	99
inst. impulsuri $t = 94^{\circ}C$		$\frac{4900}{0,02} = 245 \cdot 10^5$	$21,6 \cdot 10^{-6}$	94	0,019	4900	3,83	98

**Tabela 4.1. Eficiențe de separare pentru instalații alimentate în curent electric redresat mecanic și instalații alimentate cu impulsuri de curent**

Din tabela 4.1. rezultă eficiența mare de reținere care se realizează în electrofiltrele alimentate în impulsuri față de filtrele alimentate în curent continuu redresat mecanic.

În cazul utilizării electrozudului de colectare din masă plastică, pe instalația experimentală s-au obținut următoarele valori ale eficienței de colectare, și prezentate în tabela 4.2.

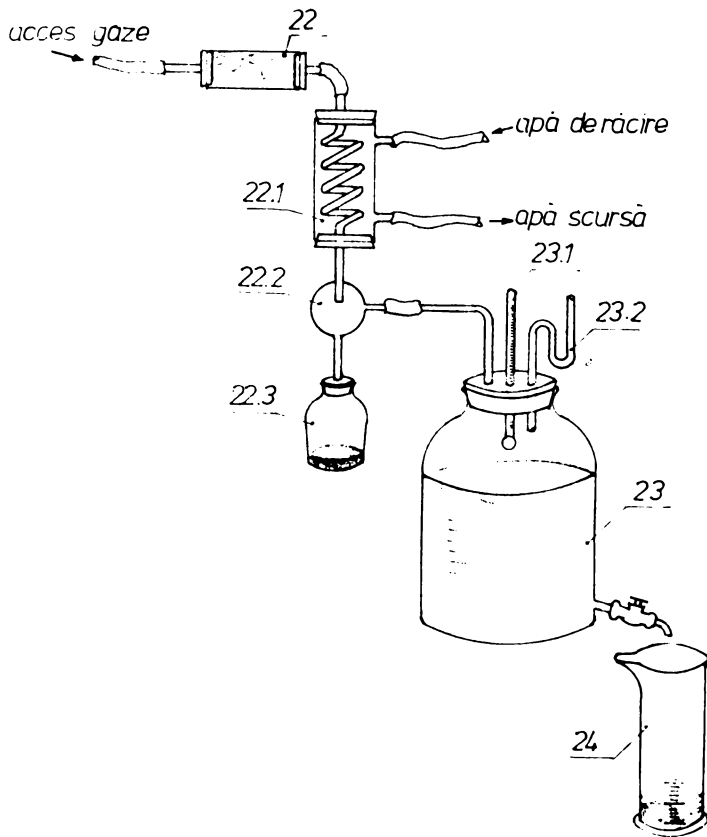
Denumirea	$f$ $\left[\frac{m^2}{m^3/s}\right]$	$E = \frac{U}{1/2 Di}$ $\left[\frac{V}{m}\right]$	$\mu$ $\left[\frac{N \cdot S}{m^2}\right]$	$t$ $^{\circ}C$	$w = \frac{0,11 \cdot 10^{-11} E}{\left[\frac{\mu}{s}\right]}$	$U$ $[V]$	$wf$	$\eta$ %
gaz cu $15,6 g/m^3$ $H_2SO_4, t = 90^{\circ}C$	202	$\frac{5000}{0,02} = 2,5 \cdot 10^5$	$21,6 \cdot 10^{-6}$	90	0,0196	5000	3,91	98
gaz cu $7,5 g/m^3$ $H_2SO_4, t = 90^{\circ}C$		$\frac{4900}{0,02} = 245 \cdot 10^5$	$21,6 \cdot 10^{-6}$	90	0,0192	4900	3,81	98
gaz cu $3,2 g/m^3$ $H_2SO_4, t = 90^{\circ}C$		$\frac{4800}{0,02} = 24 \cdot 10^5$	$21,6 \cdot 10^{-6}$	90	0,0188	4800	3,63	97

**Tabela 4.2. Eficiența de separare pentru separatorul electrostatic cu electrod de colectare din masă plastică**

Calcululele s-au efectuat doar pentru temperaturile mari ( $t = 90^{\circ}C$ ) care sînt mai apropiate de condițiile de lucru reale ale instalației, obținându-se rezultate bune de separare.

**4.5.5. Analizele chimice efectuate pentru determinarea eficienței de separare**

În paralel cu măsurarea parametrilor electrici ai instalației, s-au extras probe de gaz din circuitul electro-filtrului și care au fost analizate chimic pentru determinarea conținutului de  $SO_2/H_2SO_4$  înainte de separatorul electrostatic și după ieșirea din acesta. Așa cum s-a arătat în fig.4.3., în vasul generator (1) s-a introdus acid sulfuric fumant care prin încălzire produce trioxid de sulf și vapori de acid sulfuric. Trioxidul de sulf, reacționează cu apa din



**fig.4.26. Schemă instalației pentru analiza chimică a gazelor.**

gaze formind ceața de acid sulfuric. Vaporii de acid formați se pot reține printr-o răcire cu condensare și colectare sub formă de picături, iar ceața formată se reține prin filtrare în vată de sticlă umectată cu apă distilată.

Bazat pe cele de mai sus, schema instalației pentru determinarea ceței și a vaporilor de acid sulfuric este conf. fig.4.26 /46/, /47/ (notațiile din fig.4.3.).

Gazele pentru analiză sînt aspirate prin tubul de acces al gazelor, datorată deprerării create de scurgerea apei din (23). Ceața acidă se reține în tubul de luat probe (22) umplut cu vată de sticlă, umectată cu apă distilată, iar vaporii de acid și apă condensează în refrigerentul (22.1) și se colectează în vasul (22.3). Cantitatea de gaz aspirată este echivalentă cu apa scursă din (23) în (24) unde se măsoară.

Luarea unei probe se face prin scurgerea apei din vasul (23), care se produce în 3 minute. Se fac notațiile de volum de apă dislocată, se notează temperatura și presiunea din vasul 23. Vata de sticlă din (22) se scoate clătindu-se cu apă distilată ( împreună cu tubul).

Se adună apa distilată cu care s-a clătit vata de sticlă și se adaugă conținutul colectat prin condensare în vasul (22.3), după care se trece la titrarea conținutului cu o soluție 0,1 n NaOH în prezența metiloranjanului ca indicator.

Cantitatea totală de soluție 0,1 n NaOH, consumată pentru titrarea soluției, după spălarea vatei de sticlă și adăugarea condensatului, corespunde concentrației ceței și vaporilor de acid sulfuric din gaz. Calculul concentrației se face conform formulei

$$x = \frac{a \cdot 0,0042 \cdot 1000}{V_0 \cdot 1,3} \quad \left[ \frac{g}{m^3} \right] \quad (4.52)$$

unde termenii sînt :

a - cantitatea de soluție 0,1 n NaOH consumată la titrarea soluției reținute în vată și prin condensare  $[cm^3]$

$V_0$  - volum de gaz scurs, redus la condiții normale  $[l]$

$g$  - masa condensatului [g]

Valorile deduse experimental introduse in formula (4.52) sint prezentate in tabela 4.5.

NUMARUL PROBEI	TEMPERATURA °C	CONCENTRATIA INITIALA $SO_3 \cdot H_2SO_4$ [g/m <sup>3</sup> ]	CONCENTRATIA FINALA [g/m <sup>3</sup> ]
1.	20	3,2	-
2.	40	7,5	-
3.	60	10,9	-
4.	90	15,6	-

Tabela 4.5. Valori experimentale pentru analiza chimica a cezei și vaporilor de acid sulfuric din gaze

Din datele experimentale, se observă, că gradul de reținere al cezei și vaporilor de acid sulfuric în separatorul electrostatic așa cum a rezultat și prin calculele de eficiență, este total, pentru domeniul temperaturilor de lucru între 20 - 90 °C.

5. PRODUCEREA GAZULUI PESTE DESCARGAREA CORONA,  
INFLUENTA ASUPRA CONVERSIEI DIOXIDULUI DE SULF  
LA TRIOXID DE SULF SI RETINEREA SA CAZATA SI  
PICATURILE DE ACID SULFURIC IN SEPARATORUL ELECTRO-  
STATIC

În capitolul precedent s-a prezentat, modul prin care trioxidul de sulf din gaze este reținut în separatorul electrostatic. Reținerea trioxidului de sulf este favorizată de reacția acestuia cu vaporii de apă formând ceza și picături de acid sulfuric, care se rețin foarte bine prin instalații de separare electrostatică. Separatoarele electrostatice sînt foarte adecvate acestei reineri datorită posibilităților de aplicare a soluțiilor constructive specifice mediului de lucru corosiv și datorită eficienței de reținere mari care se realizează.

Instalații de reținere în două trepte ca cele prezentate în cap. 5.7., sînt adecvate pentru desulfurarea gazelor, întrucît, în prima etapă gazele datorită apei pulverizate se răcesc, producînd condensarea vaporilor și apariția picăturilor acide datorită prezentei trioxidului de sulf. Tot aici, prin spălare cu apă, se rețin și particulele mai mari din gazele de ardere, cum ar fi cenusa sbrătoare. În separatorul electrostatic, picăturile de apă și componentele acide sub formă de ceață și picături se rețin prin depunere pe electrozii de colectare, fiind scurse în cuva inferioară a separatorului și de unde sînt evacuate în exterior.

În cazul bioxidului de sulf, metodele cunoscute și aplicate industrial nu s-au dovedit încă suficient de satisfacatoare fiind în considerare cheltuielile necesare reabilitării investițiilor și exploatării instalațiilor față de reabilitatea valorificării produselor obținute.

În lucrarea prezentă, prin încercări de laborator, s-a studiat influența pe care oxonul produs în separatoare electrostatice datorită descărcărilor corona, o poate produce asupra conversiei bioxidului de sulf la trioxid de sulf și reținerea sa picături acide din gaze.

Experiențele de laborator s-au efectuat pentru un gaz cu proprietăți fizico-chimice asemănătoare cu gazele rezultate din arderea combustibililor cu conținut de sulf și în condiții de temperatură identice cu cele ale gazelor evacuate la coșul de fum. În separatorul electrostatic, datorită simbului electric neomogen produs de electrozi, efectul corona realizat prin descărcări electrice produce oxon. Pentru a cunoaște exact cantitatea de oxon produsă, în cadrul efectuării experiențelor s-a utilizat un ozonizator a cărui caracteristici de funcționare s-au stabilit prin măsurători electrice și analize chimice.

Descrierea instalației experimentale de laborator și modul realizării experiențelor sînt prezentate în capitolele următoare .

**5.1. Proprietățile fizico - chimice ale ozonului**  
**Metode de producere și realizarea instalației**  
**de laborator generatoare de ozon**

Ozonul, este o varietate a oxigenului care în natură se formează în straturile superioare ale atmosferei din oxigen sub influența razelor ultraviolete produse ziua de soare. Lumina și alte cauze produc în același timp, transformarea ozonului în oxigen și din această cauză, zonele de formare a ozonului au o concentrație constantă cu mici variații diurne. La altitudinea aproximativă de 22 km în jurul globului, ozonul existent s-ar putea concentra într-o câmășă de 3 mm grosime având o importanță foarte mare asupra climatei, întrucât stratul de ozon absoarbe lumina ultravioletă a soarelui care ar fi vătămătoare viejuitoarelor dacă ar ajunge pe pământ.

În natura există cantități mici de ozon fiind percepute în special după ploaie cu producere de descărcări electrice. Ozonul nu este produs al vegetalelor, având limită de toxicitate în aer de  $0,15 \cdot 10^{-6} [\text{cm}^3/\text{m}^3] / 50\%, / 51/$ .

În stare gazoasă ozonul are o culoare albastruie cu miros caracteristic, în stare lichidă are o culoare de albastru închis, iar în stare solidă, se prezintă sub formă de cristale de culoare negru închis.

Datorită proprietăților puternic oxidante, ozonul se întrebuințează la dezinfecții față de viruși și bacterii din apă. Ozonul peste unele concentrații este otrăvitor, dar prin autodescompunere, devine nepericulos, proprietate care îl avantajează față de clor de exemplu. Este folosit la dezinfectarea apei, în medicină la sterilizări și dezinfecții, în industria textilă ca decolorant și în industria alimentară deosebit ca mijloc eficient și steril pentru păstrarea și conservarea alimentelor /52/.

Importanța practică mare a ozonului este determinată de cantitatea de oxidant puternic, reacție care se produce conform relației (5.1).



Prin reacția (5.1) ozonul se descompune la temperaturi



joase, într-o moleculă de oxigen și un atom de oxigen care se fixează de substanța care se oxidează.

Solubilitatea ozonului în apă este apreciabilă, fiind de 20 mg/l pentru temperatura  $t = 0^{\circ}\text{C}$  și 1,5 mg/l pentru  $t = 20^{\circ}\text{C}$ ; este solubil în soluții de acid sulfuric cu apă, solubilitatea c. este cu creșterea concentrației de acid din apă.

Reacțiile de formare ale ozonului din oxigen se produc cu un consum de energie conform relației (5.2)



Căldura de formare  $\Delta H = 33,9 \text{ Kcal/mol} = 410 \text{ KJ/mol}$

Energia absorbită de molecula de oxigen, produce o desfacere a moleculei în atomi liberi, care reacționează apoi cu alte molecule de oxigen, conform relațiilor (5.3) și (5.4).



Din relația (5.2) rezultă că pentru formarea unei molecule de ozon este necesară cel puțin o energie de 1,474 eV, care corespunde unui consum mînia teoretic de 0,32 Kwh/kg ozon sau unui randament de 1220 kg ozon /Kwh /52/.

Energia necesară formării ozonului poate fi obținută prin mai multe metode, dintre care cele mai importante sînt, descărcările electrice în aer sau oxigen, încălzirea oxigenului la temperaturi înalte, tratarea oxigenului cu lumina ultravioletă sau formarea ozonului prin reacții chimice.

Practic, metoda cea mai convenabilă și cu rezultate cele mai bune este, descărcarea electrică în aer sau oxigen, cînd datorită gezurilor electrice se produc reacțiile redete prin relațiile (5.3) și (5.4).

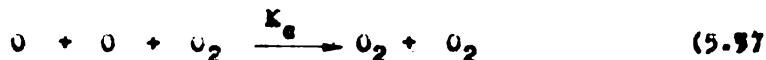
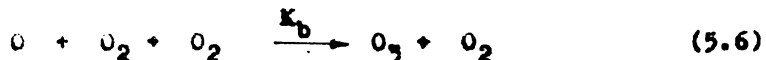
Producerea acestor reacții și generarea ozonului este determinată de foarte mulți factori printre care caracteristicile geometrice ale instalației de produs ozon, forma

tensiunii de alimentare electrică, proprietățile aerului în momentul introducerii în ozonizator etc ; fapt care duce la verificarea practică a rezultatelor obținute de ozonizator prin ridicarea unor curbe de funcționare.

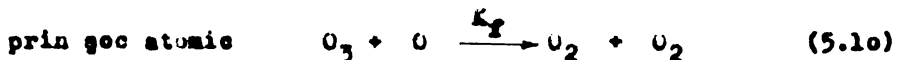
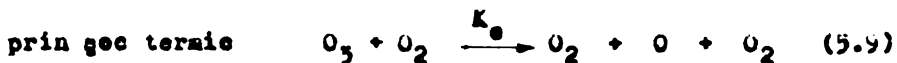
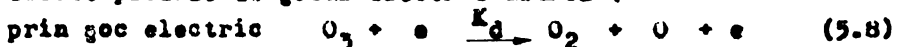
Producerea ozonului, mai precis modelul cinetic de formare al ozonului cuprinde pînă la 75 de reacții posibile pentru coeficienții de viteză corespunzători, dar numai cîteva reacții dintr-acestea descriu suficient de bine posibilitatea de formare dar și de descompunere a ozonului, astfel, în cazul unei descărcări electrice, punctul de plecare îl reprezintă formarea oxigenului atomic prin disociere sub influența șocului electric.



Oxigenul atomic format, poate să ducă la formarea ozonului sau să se piardă prin recombinație.



Ozonul produs, poate fi descompus datorită a mai multor efecte produse de șocul electric astfel :



Modul cum se realizează fiecare din reacțiile de mai sus, și de rapide sînt aceste reacții, se traduce prin coeficienții de formare K.

Rendamentul final al reacției este dependent de temperatură și intensitatea șocului electric.

Prin măsurători electrice și analize chimice efectuate asupra instalației de ozonizare s-au stabilit datele efective de producere a ozonului.

### 5.1.1. Descrierea instalației de ozonizare

Corpul principal al ozonizatorului prezentat în foto

5.1. și fig.5.1. este constituit din trei tuburi concentrice de sticlă.

Tubul exterior, care este sâmbaga de răcire a aparatului (1) este prevăzut cu două racorduri pentru introducerea (1a) și evacuarea (1b) apei de răcire. Apa este în același timp și contactul electric exterior întrucât un electrod (1c) al instalației electrice se găsește montat în apa de răcire.

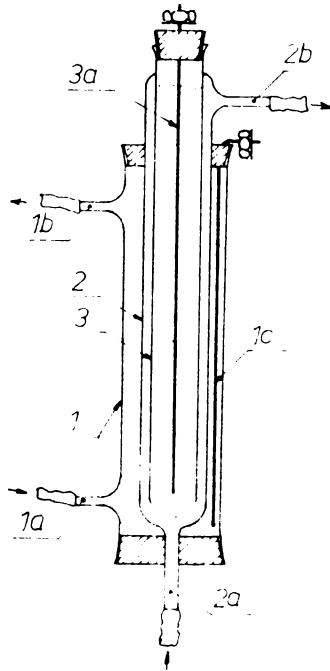


Fig.5.1. Corpul ozonizatorului

Tubul următor este circuitul de aer - ozon (2) care are racordul de intrare pentru aer la partea inferioară (2a) și racordul de ieșire pentru ozon cu aer (2b).

Tubul (2) este lipit solidar de tubul (3) care este electrodul interior al aparatului, care este umplut cu apă. În acest tub se găsește electrodul (3a) montat printr-un dop izolator.

Distanța dintre tuburile 2 și 3 trebuie să fie riguros respectată (1,5 mm), iar suprafețele înșpre circuitul de aer-

ozon deasemenea trebuie să fie foarte curate.

Eficiența și cantitatea de ozon produsă este determinată de calitatea dielectricului (sticlei) din tubul (2), care trebuie să fie o sticlă moale (soft lime glass). Corpul principal a fost construit după informațiile suare culese din /50/, /53/.

Instalația de laborator pentru producerea ozonului este prezentată în foto 5.2. și figura 5.2.

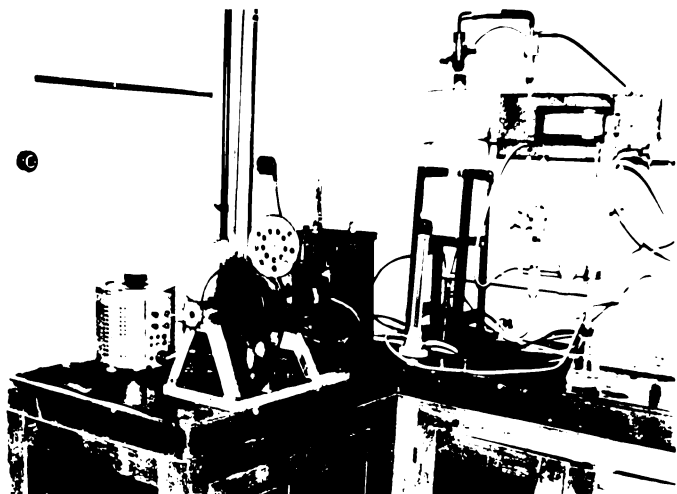


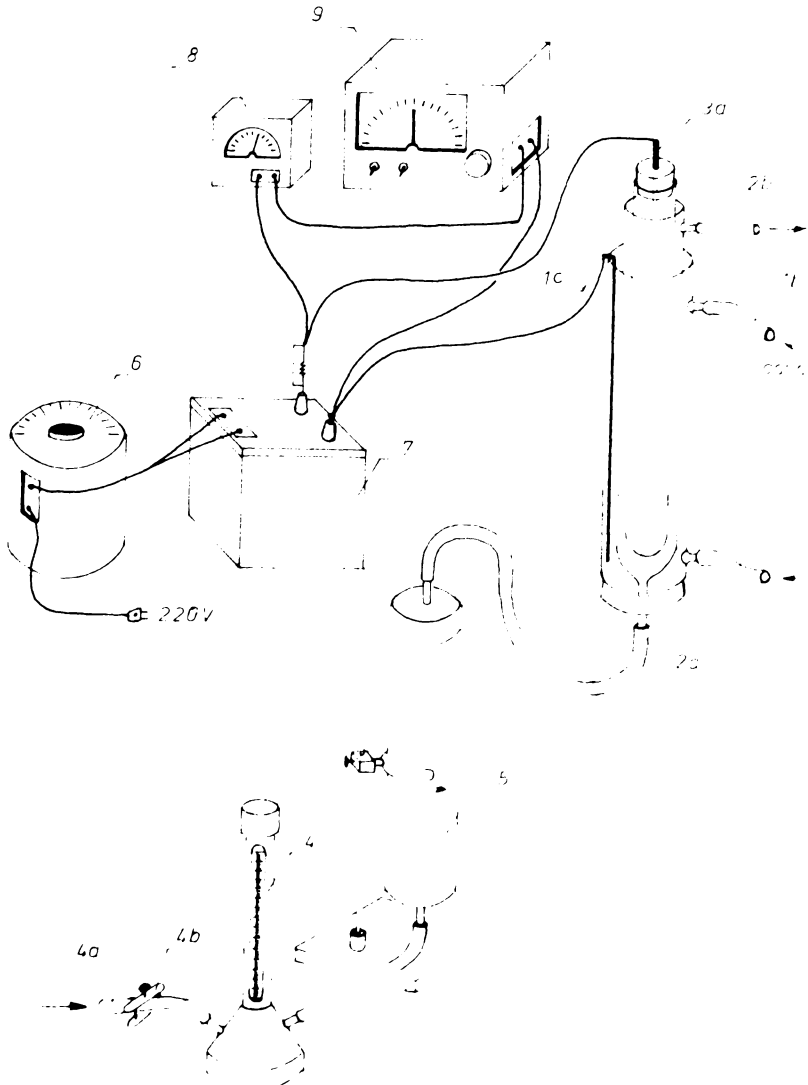
foto 5.2. Instalație de laborator pentru producerea ozonului

Instalația se compune din corpul ozonizatorului (1-3), alimentat cu aer cu temperaturi variabile între  $t = 20 - 150^{\circ}\text{C}$  prin racordul (4.a) și ornaș de reglaj a debitului (4.b). Debitul de aer se măsoară prin rotametru (4), se usucă prin coloana cu silicagel (5), intră în ozonizator prin (2a) iar prin (2.b.) se produce aer cu ozon. Cantitatea de ozon produsă se determină prin analize chimice.

Alimentarea electrică se realizează prin autotransformatorul (6) care furnizează o tensiune variabilă transformatorului de înaltă tensiune (7). Parametrii electrice (curent, tensiune) se măsoară prin aparatele (8,9).

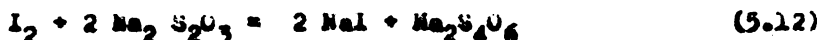
**5.1.2. Analize chimice pentru determinarea concentrației de ozon produse**

Pentru determinarea concentrației de ozon produsă, cea mai comună metodă chimică de determinare este metoda iodometrică /54/.



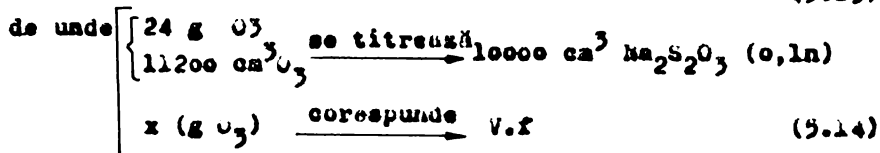
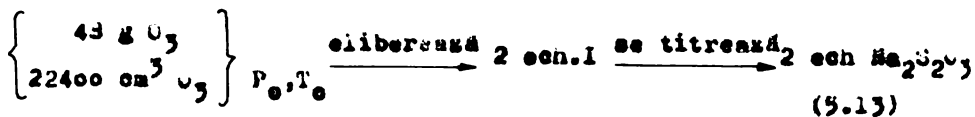
**Fig. 5.2. Schema instalației de laborator pentru producerea ozonului**

reacțiile chimice care stau la baza acestor determinări sînt :



Aerul ozonizat, de debit cunoscut, se trece printr-un vas de absorbție în care se găsește o soluție apoasă de iodură de potasiu. După 3 minute de barbotare a soluției în vasul de absorbție, se întrerupe accesul gazelor, iar conținutul de iod - iodură de potasiu se acidulează cu o soluție de 10 % acid sulfuric. Iodul se titrează cu o soluție de tiosulfat de sodiu 0,1 M în prezența amidonului ca indicator. Calculele rezultate se centralizează într-un tabel de calcul (5.1) iar în figura (5.3) se prezintă curbele de dependență a parametrilor de formare a ozonului în ozonizatorul folosit în experiențe.

Conținutul reacțiilor (5.11) și (5.12) se scriu relații stoechiometrice pentru produsele din reacție



unde  $v$  - volumul de  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  (0,1 M) titrat

$f$  - factorul soluției titrate

rezultă:

$$x = \frac{24 \text{ g O}_3 \times V \times f}{10000} \quad [\text{g O}_3] \quad (5.15)$$

$$x = \frac{11200 \text{ cm}^3 \times 14f}{10000} = 1,12 V f \quad [\text{cm}^3 \text{ O}_3] \quad (5.16)$$

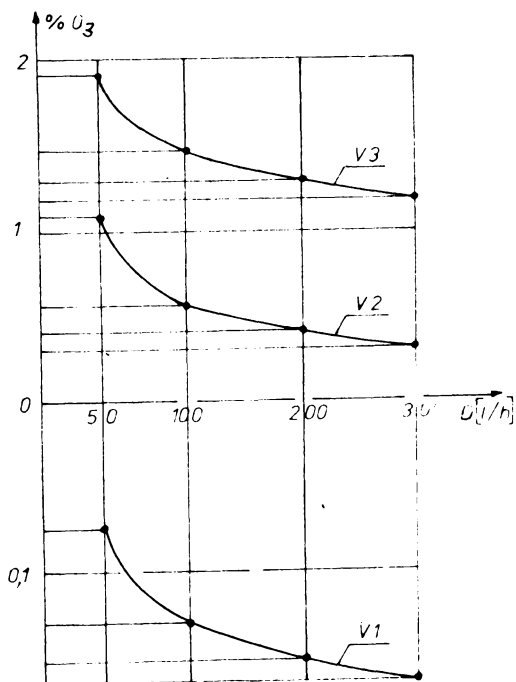
Numarul probei	Tensiunea de lucru [V]	Debit de aer D [l/h]	Ozon produs % volum
1	$V_1 = 2500$	50	0,126
2		100	0,07
3		200	0,048
4		300	0,035
5	$V_2 = 5000$	50	1,1
6		100	0,56
7		200	0,45
8		300	0,36
9	$V_3 = 7500$	50	1,92
10		100	1,50
11		200	1,30
12		300	1,21

Tabela 5.1.

Cantitațile de ozon produse în ozonizator

Fig. 5.3.

Caracteristicile funcționale ale ozonizatorului



Din tabela 5.1. și figura 5.3. rezultă că concentrația de ozon produsă crește cu creșterea tensiunii și cu micșorarea debitului de aer.

## 5.2. Considerații asupra oxidării SO<sub>2</sub> în prezența OZONULUI

Literatura tehnică de specialitate , furnizează unele date sumare despre posibilitatea realizării reacției de oxidare dintre bioxidul de sulf cu ozonul, dar nu se specifică interesul sau aplicabilitatea practică care poate rezulta din această reacție.

În cazul de față, bazat pe datele din literatură și efectuând încercări de laborator, s-a căutat să se cerceteze efectul producerii acestei oxidări în cazul gazelor de ardere cu conținut redus de oxizi de sulf, folosindu-se instalații de separare electrostatică unde se rețin produsele de oxidare ca acid sulfuric.

Așa cum s-a mai arătat, efectul de reținere care se obține în separatoarele electrostatice se datorează unei descărcări în gaze de tip corona, care este în același timp și generatoare de ozon.

Înfluența acestui ozon produs asupra realizării reacției de oxidare și reținerea bioxidului de sulf cu picături de acid sulfuric s-au studiat prin încercări de laborator.

Reacția de oxidare a bioxidului de sulf de către ozon a fost studiată și prezentată în /63/ dar datorită vechimii publicației amănunte concrete nu se cunosc. Recent /64/, reacția în fază gazoasă a fost studiată, când s-au prezentat rezultatele ale reacției datorită prezenței olefinelor.

Rezultatul reacției au fost aerosoli de acid sulfuric , reacția producându-se în condițiile unei presiuni atmosferice și la temperaturi joase, iar cantitățile de acid sulfuric obținute au variat în funcție de tipul de olefină adăugată reacției. Raportul dintre concentrația de ozon și olefine s-a păstrat de 0,9, reactanții au fost introduși în camera de reacție în condițiile descrise mai sus, unde s-au păstrat timp de trei ore. După scurgerea celor trei ore, timp în care reacția s-a stabilizat, randamentele de reacție obținute au fost în funcție de olefina adăugată

- etilenă	33 %
- propenă	25 %
- izobuten	17 %



- ciodopentănă 5 %
- ciodohexan 3 %

Bazat pe datele de cercetare cit și datorită rezultatelor favorabile obținute prin studiul termodinamic efectuat asupra reacției în fază gazoasă, prezentat în continuare, cinetica desfășurării reacției cit și rezultatele care se obțin pe o instalație experimentală.

### 5.2.1. Producerea ozonului datorită descărcărilor electrice de tip corona în separatoarele electrostatice

Cu toate că efectul de producere al ozonului datorită descărcărilor corona este cunoscut, mecanismul și elementele determinate în realizarea efectului de ozonizare nu este încă stăpinit /65/, /66/. Date de cercetare practică obținute asociate cu valori empirice, au permis găsirea unor forme matematice de exprimare a dependenței parametrilor funcționali ai separatoarelor, electrostatice de producerea ozonului datorită descărcărilor corona.

Parametrul de producere a ozonului depinde în principal de caracteristicile geometrice ale separatorului electrostatic și de toți factorii care influențează producerea efectului corona.

Cercetări intense au fost întreprinse în special pentru găsirea unor metode de diminuare a producerii ozonului, care pentru separatoarele electrostatice folosite în instalațiile de climatizare cu recirculare a aerului, producerea de 0,1 ppm ozon în volumul de aer pe parcursul a opt ore, produce efecte neplăcute asupra omului /66/. Una din metodele aplicate care a dat satisfacție prin rezolvarea practică a diminuării producției de ozon este, folosirea descărcării corona de polaritate pozitivă cu electrozi de coroană încașiți.

Producerea ozonului în separatoarele electrostatice se explică prin aceea că, în apropierea electrozului de coroană, în zona de descărcare corona, datorită câmpului electrostatic, se produce o disociere a moleculei de oxigen prin electronii excitați, care realizează o reacție în lanț,

de disociere. Probabilitatea maxima de disociere a moleculei de oxigen, depinde de energia electronilor excitați care trebuie sa fie între valorile 4,5 - 12 eV . In afara acestor valori, disocierea nu se produce și deci producția optimă de ozon se produce menținând parametrii separatorului la valori funcționale care să furnizeze o repartitie energetică optimă electronilor.

Pentru funcția de repartitie energetica a electronilor  $\varphi(w)$  și pentru o intensitate a cîmpului  $k$  cunoscută, densitatea de împrăștiere a energiei în limitele  $w_d = 4,5$  eV și  $w_i = 12$  eV , se scrie probabilitatea (A) de formare a ozonului.

$$A = \int_{w_d}^{w_i} \varphi(w) dw \quad (5.17)$$

Calculul funcției de repartitie energetica a electronilor este dată conform relației (5.18)

$$\varphi(w) = \frac{P}{\lambda_0 \frac{E}{p}} \exp \left( - \frac{Pw - P_0 w_d}{\lambda_0 \frac{E}{p}} \right) \quad (5.18)$$

unde  $P$  - suma pierderilor probabile de energie a electronilor la ciocnirile dintre particulele care produc disocierea

$\lambda_0$  - drumul mediu liber de parcurgere al electronilor între două ciocniri

$p$  - presiunea gazului

$k$  - intensitatea cîmpului

Ecuația (5.18) este valabilă doar pentru  $w_i < 12$  eV , la care nu apare descărcarea prin scintelare. Pentru aer, se cunosc datele pentru valorile  $P = 0,685$ ,  $P_0 = 0,641$  și  $\lambda_0 = 0,032$  cm.

Din ecuația (5.18) se poate determina probabilitatea (A) pentru valori  $w_i < 8$  eV , întrucît peste această valoare  $\varphi(w)$  devine foarte mică.

$$A = \int_{4,5 \text{ eV}}^{8 \text{ eV}} \varphi(w) dw \quad (5.19)$$

Prezentată grafic, ecuația (5.19) se prezintă în figura 5.4.

din figura 5.4. rezultă că probabilitatea de apariție

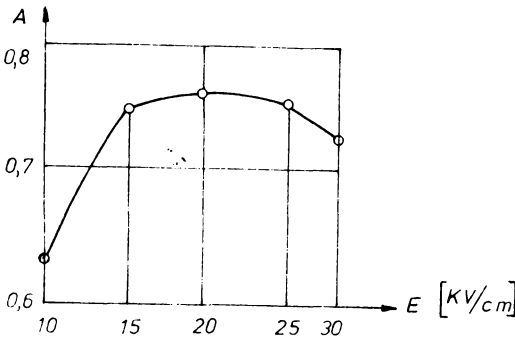


Fig. 5.4. Dependența probabilității A de apariție a electrozilor cu energii între 4,5-8 eV, în funcție de intensitatea câmpului electric.

a electrozilor cu energii între 4,5 - 8 eV, pentru care și producerea de ozon este optimă, corespunde unei intensități de câmp electric de 15-25 kv/cm. Pentru acest domeniu optim, producerea de ozon nu poate depăși 1,5-2 x dia volumul de gaze care spală suprafața electrozilor de coronare (volum delimitat de 5-8 diametre ale electrozilor de coronare pe toată lungimea

lor.

Acest volum în care se produce efectul corona din jurul electrozilor de coronare joacă un rol important în producerea ozonului. Datorită complexității fenomenelor produse în zona de coronare, determinarea cantității de ozon produsă se face cu formule deduse semiempiric /66/.

Astfel, cantitatea de ozon produsă conform relației (5.20 - 5.21)

$$[O_3] = f_{(a)} \frac{\text{Puterea disipată în volumul de producere a ozonului}}{\text{corona}} \quad (5.20)$$

$$= f_{(a)} \frac{[E_{av} (\Delta a)] I}{Q} \quad [ppm] \quad (5.21)$$

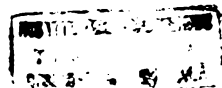
unde  $f_{(a)}$  este o constantă determinată experimental

$E_{av}$  - intensitatea câmpului din zona corona  $\left[ \frac{KV}{cm} \right]$

$\Delta a$  - lățimea stratului luminesc corona [cm]

$I$  - curentul de coronare [mA]

$Q$  - debitul de aer al zonei corona  $\Delta$  [l/s]



5.3. studiu termodinamic realizat pe calculator pri -  
vind conversia bioxidului de sulf la trioxid de  
sulf în prezența ozonului

Pentru determinarea condițiilor termodinamice de reali-  
zare a reacției bioxidului de sulf cu ozonului, datorită condi-  
țiilor multiple și a parametrilor care influențează reacția  
s-a întocmit un program pe calculatorul "ASIC".

Studiul echilibrului termodinamic în fază gazoasă idea-  
lă s-a realizat luând în considerare, temperatura, presiunea,  
influența gazelor inerte și cantitatea molară inițială a reac-  
tanților. În programul de calcul se folosesc capacitățile ca-  
lorice molare ale reacțanților ca funcții de temperatură,  
entalpia standard a reacției și entropiile absolute ale reac-  
tanților cu date inițiale de lucru culese din tabele.

Gradul de transformare și realizarea echilibrului ter-  
modinamic se stabilește prin constante de echilibru care sînt  
dependente de parametrii termodinamici.

Influența temperaturii apare prin constantele  $K_p/p^0$ ,  
unde, pentru un sistem cu "i" componenți în reacție, dependen-  
ța de temperatură a capacității calorice molare la presiune  
constantă poate fi scrisă :

$$C_{pi} = \sum_{j=1}^y (n_{ij} \cdot i^{j-1}) \quad (5.22)$$

unde,  $n_{ij}$  - constantă ;  $y \leq 4$

Dependența entalpiei reacției de temperatura este dată  
conform /55/, /56/, /57/.

$$\Delta H_T^0 = \Delta H_0^0 + \sum_{j=1}^y T^j \left( \sum_i n_i \cdot n_{ij} \right) \quad (5.23)$$

Prin integrarea ecuației van't Hoff și făcînd notația  
 $\sum_i n_i \cdot n_{ij} = \Delta n_j$  se obține

$$(K_p/p^0)_T = \exp \left[ - \frac{\Delta H_0^0 + \Delta n_j}{R} \cdot \frac{1}{T} + \frac{1}{R} \left( \sum_{j=1}^y \frac{\Delta n_j}{j(j-1)} T^{j-1} \right) + c \right] \quad (5.24)$$

Constantele  $\Delta H_0^\circ$  și  $c$  se calculează din (5.23) și (5.24) folosind entalpia reacției și constanta de echilibru pentru condițiile standard. Cum constanta  $K_p/p^\circ$  depinde exclusiv de temperatură, influența altor parametrii sînt cuprinși în constanta  $K_H$ .

Pentru o reacție dată, de exemplu :



$$\Delta_n = c + d - (a + b) \quad (5.26)$$

Considerînd 1 mol din A, a moli din B și 1 mol de gaz inert la presiunea P, exprimînd conversia lui A ca  $\eta_A$ , relația dintre  $K_p/p^\circ$  și  $K_H$  devine.

$$K_p/p^\circ = \frac{c^c \cdot d^d \cdot \eta_A^{c+d}}{a^{a+d} (1-\eta_A)^a (1-\eta_A)^b \left(1+\eta+\frac{b}{a}\right)^b} (1+\eta+\frac{b}{a})^{\Delta_n} \eta_A^{\Delta_n} (p/p^\circ)^{\Delta_n} \quad (5.27)$$

care pentru o temperatură dată, relația (5.27) devine

$$\eta_A = f(K_p/p^\circ, a, b, P)$$

După calcularea constantei de echilibru  $K_p/p^\circ$  cu ecuația (5.24), pentru domeniul de temperatura de interes... se poate obține dependența conversiei de temperatură pentru parametrii a, b și P prin rezolvarea ecuației (5.27). Schema logică pentru efectuarea calculelor pe calculator este prezentată în fig. 5.9, iar un studiu mecanic pentru reacția metanului cu apa a fost efectuat conform /56/.

Pentru sinteza trioxidului de sulf, avea reacția în fază gazoasă



Datele termodinamice inițiale ale reactanților sînt scoase din tabele /59/ și se prezintă în continuare

$\Delta H_{298}^\circ$  f - entalpia standard de formare

$SO_2$	- 70,95 Kcal/mol	= - 296,855 KJ/mol
$O_3$	- 34,0	142,256
$SO_3$	- 94,47	- 395,262
$O_2$	0	0

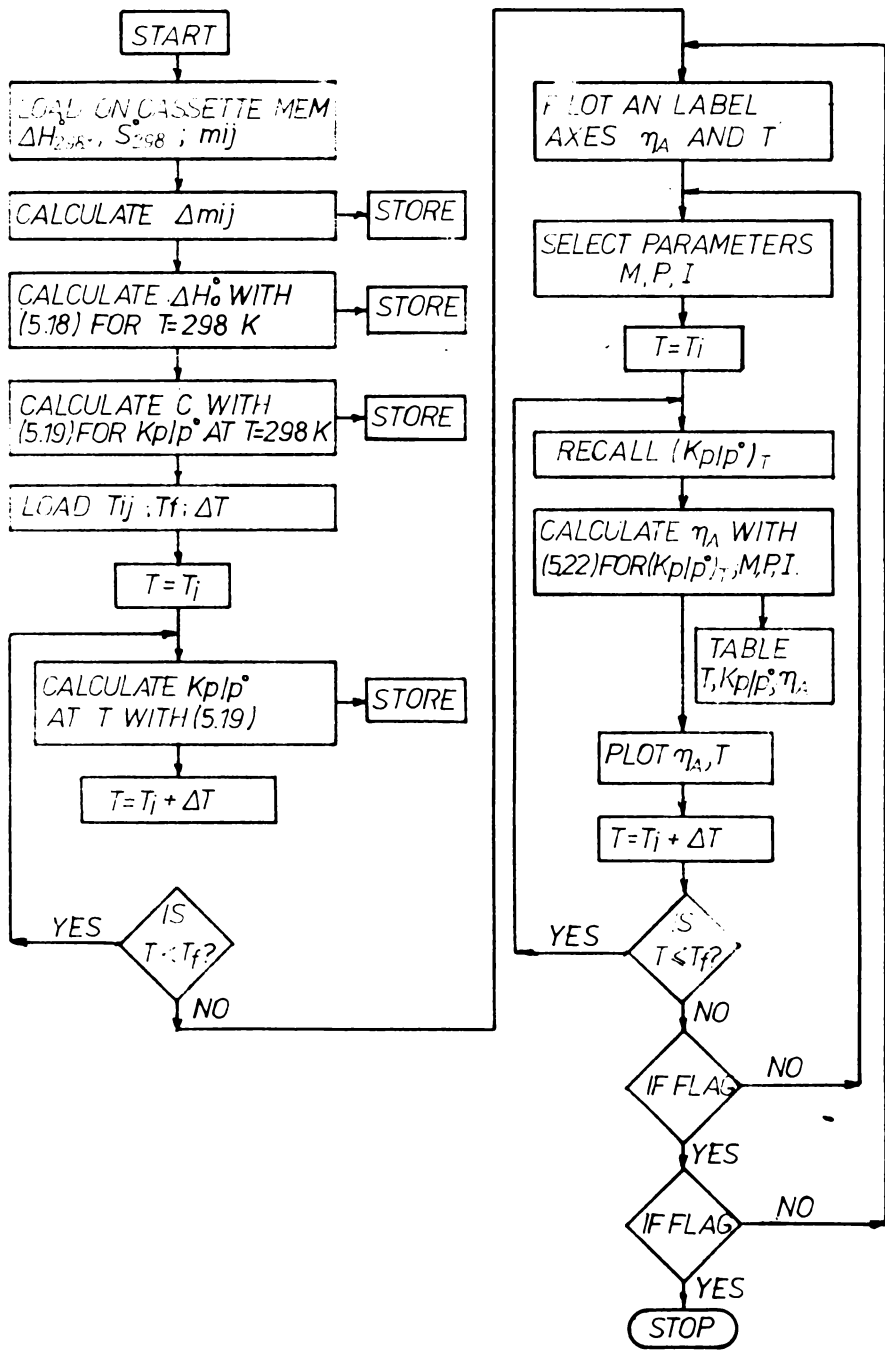


Fig.5.5. Schema logică de calcul termodinamic



Pe baza datelor termodinamice, se determină entalpia de reacție, conform relației (5.30) în care se

$$\Delta H_{298}^{\circ}, \text{ reacție} = \left[ \sum_{i=1}^{P-K} n_i (\Delta H_{298, f}^{\circ})_i \right] \quad (5.30)$$

introduc valorile pentru fiecare reactant în parte

$$\Delta H_{298}^{\circ}, \text{ reacție} = -395,262 + 0 - (-296,855 + 142,256) = -240 \text{ kJ/mol}$$

Entropia de reacție, se determină deasemeni conform relației (5.31)

$$\Delta S_{298}^{\circ} = \left[ \sum_{i=1}^{P-K} n_i (S_{298}^{\circ})_i \right] \quad (5.31)$$

$$S_{298}^{\circ} = 256,02 + 205,03 - 248,11 - 238,697 = -25,757 \text{ J/mol.K}$$

În baza datelor de lucru introduse în calculator, respectând ordinea de efectuare a calculelor conform schemei logice din fig.5.5 se obțin rezultatele a căror principale faze de calcul sînt redată în fotografiile 5.6 - 5.15.

Se caută pe banda de casetofon programul de calcule termodinamice - program alcătuit conform schemei logice din fig.5.6.



Foto 5.6. Introducerea în calculator a schemei logice pentru calcule termodinamice





temperaturi cuprinse într-un domeniu de la 300 - 600 K și pentru efectuarea calculului pentru intervale de 25°C al întregului domeniu de temperatură.

Se introduc, valorile entropiilor  $\Delta S = f(T)$ , de asemenea pentru aceleași condiții de temperatură conform foto 5.9.

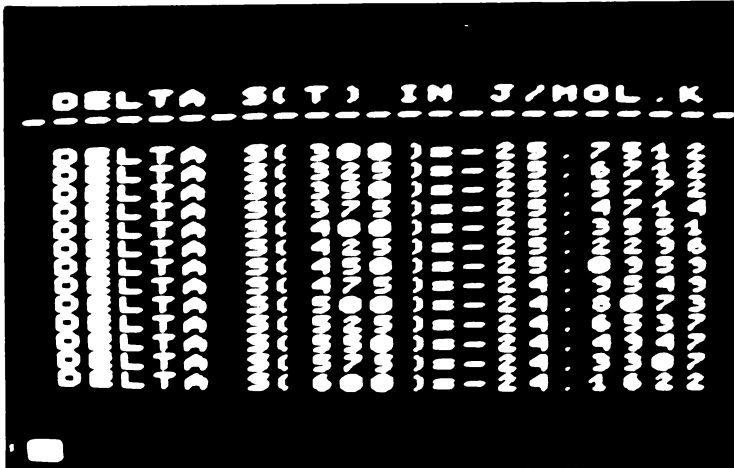


Foto 5.9. Se introduc în calculator valorile  $\Delta S = f(T)$

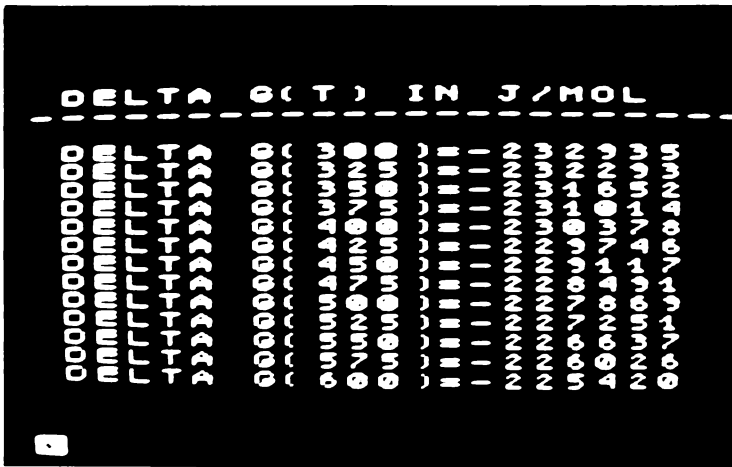


Foto 5.10 - rezulții de calcul  $\Delta G = f(T)$ .

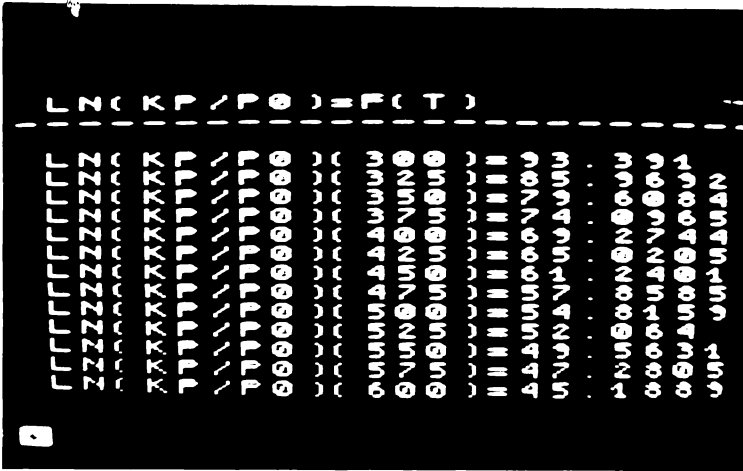


Foto 5.11 - Relații de calcul  $\ln K_p / p^0 = f(\dots)$

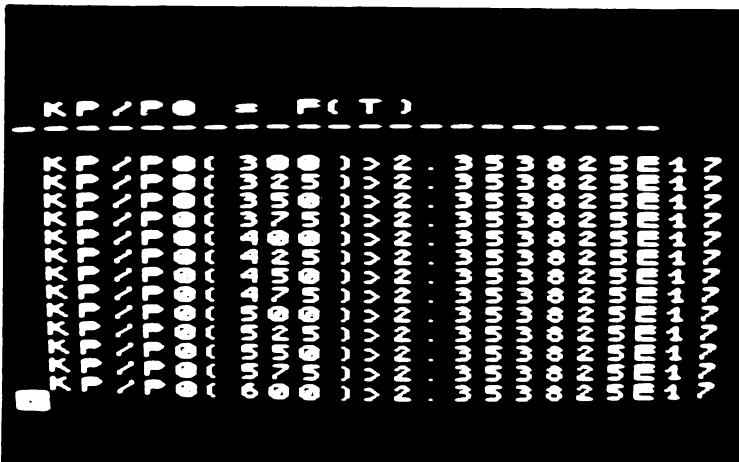
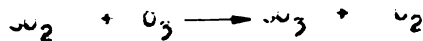


Foto 5.12 - relații de calcul  $K_p / p^0 = f(\dots)$

Cu datele primare introduse în memoria calculatoru - lui și pe baza relațiilor de calcul a schemei logice cu - noscute se afișează rezultatele intermediare conform foto - grafiilor 5.10 ; 5.11 ; 5.12.

În fotografia 5.13, apar rezultatele finale ale reac - iei (5.2a)



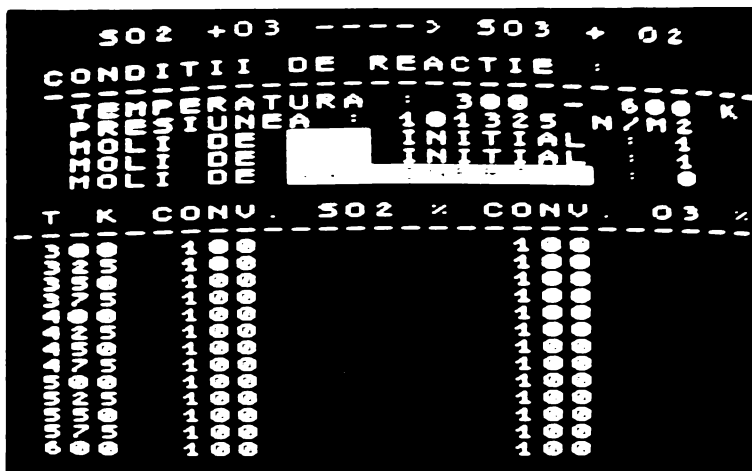


Foto 5.13) rezultatul conversiei  $SO_2/O_3$  pentru 1 mol  $SO_2$  / 1 mol  $O_3$

Studiul termodinamic al reacției (5.13) s-a efectuat în condițiile unui interval de temperatură de la 300 - 600 K, la presiunea atmosferică și într-o proporție stoechiometrică de 1 mol/mol a componentelor reactanți.



Foto 5.14. Rezultatul conversiei  $SO_2/O_3$  pentru 1 mol  $SO_2$  / 0,5 moli  $O_3$

Din datele afișate în foto 5.13, rezultă că din punct de vedere termodinamic reacția este total deplasată spre formarea produselor reacției prin conversie în proporție de 100 %.

Pentru altele condiții de reacție - foto 5.14, păstrând domeniul de temperatură și presiunea aceleași dar pentru altă proporție a reactanților,  $\text{SO}_2$  - 1 mol și  $\text{O}_3$  - 0,5 moli, rezultă un grad de conversie de numai 50 %.

Rezultatul, reacției din foto 5.14 s-a afișat grafic, în foto 5.15.

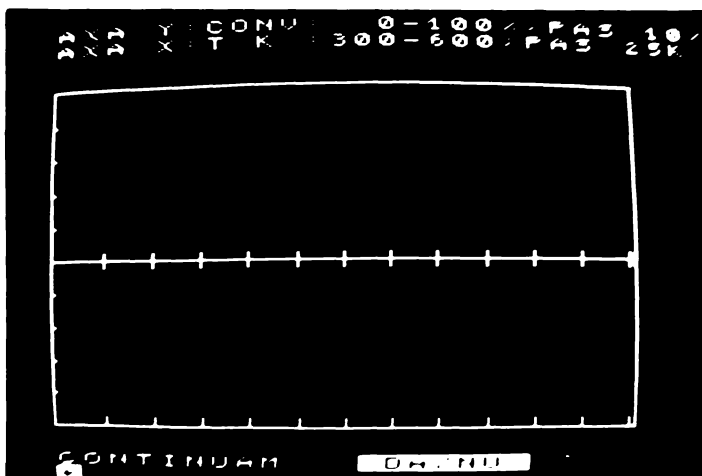


Foto 5.15 Rezultatul grafic al conversiei  $\text{SO}_2/\text{SO}_3$  pentru un mol  $\text{SO}_2/0,5$  moli  $\text{O}_3$

Rezultatele termodinamice ale conversiei obținute pentru formarea trioxidului de sulf prin reacția bioxidului de sulf în prezența ozonului, au evidențiat faptul că în condițiile de temperatură cuprinsă între 300 - 600 K și la presiunea atmosferică, termodinamic sînt realizate condiții pentru obținerea conversiei totale a compuşilor reacției cu respectarea proporției stoichiometrice.

Pentru determinarea condițiilor reale de formare a reacției - pentru stabilirea condițiilor cinetice ale conversiei, datorită multiplelor factori de influență, problema nu poate fi rezolvată decît prin încercări de laborator /60/.

#### 5.4. Instalație experimentală pentru studiul conver- siei dioxidului de sulf la trioxid de sulf de- torită ozonului

Instalația experimentală prezentată în figura 5.10 se compune din următoarele. Compresorul de aer (1) prevăzut cu vas de aer tampon unde se depun picăturile de apă și ulei. La ieșirea din vasul tampon, există un separator fin de picături de apă și ulei, prevăzut cu purje. Aerul trece printr-o coloană de uscare (2) cu silicagel și prin două ramuri cu măsură de debit prin rotametrele (3) se distribuie către ozonizator și către reometrul cu dioxid de sulf.

Ozonizatorul (4) este alimentat electric prin auto - transformatorul (5) și transformatorul de înaltă tensiune (6). Cășaga exterioară a ozonizatorului, este racordată la instalația de apă curentă pentru realizarea unui circuit de racire. Măsurarea ozonului produs se face în vasul de reacție - absorbție (7) prin comutarea corespunzătoare a robinetului (7.1.).

Dioxidul de sulf din butelia (8) se amestecă cu aerul în reometrul (9), concentrația produsă fiind măsurată în vasul de reacție - absorbție (10) prin comutarea robinetului (10.1.).

Circuitele de aer cu ozon și aer cu dioxid de sulf în concentrații cunoscute se amestecă în camera de reacție (11.a.) respectiv (11.b.). Experimentările s-au efectuat pentru două variante de camere de reacție.

Camera de reacție balon (11.a.) este montată într-un vas metalic umplut cu ulei și care este încălzit pe un reșou electric (12) a cărui putere termică se reglează prin autotransformatorul (13).

Camera de reacție care se găsește complet imersată în ulei, primește căldură uniformă de la uleiul încălzit în vasul metalic, temperatura din camera de reacție fiind măsurată printr-un termometru.

Din camera de reacție, gazele sînt evacuate în exterior, concentrația și compoziția rezultatelor de reacție fiind măsurate prin vasul de reacție - absorbție (14) printr-o comutare corespunzătoare a robinetului (41.1.)

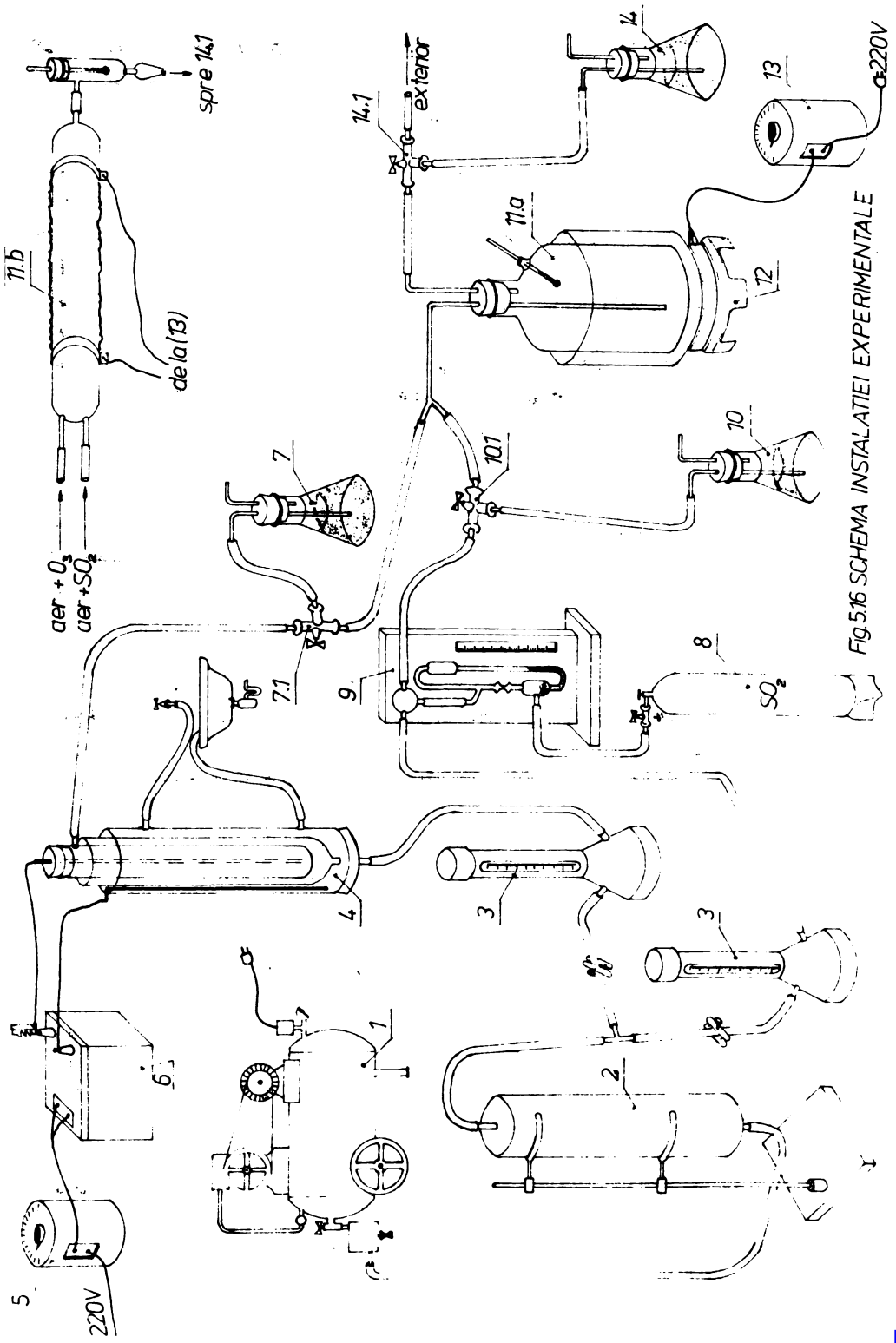


Fig. 5.16 SCHEMA INSTALATIEI EXPERIMENTALE

In foto 5.17 se prezintă instalația experimentală descrisă în fig.5.10.

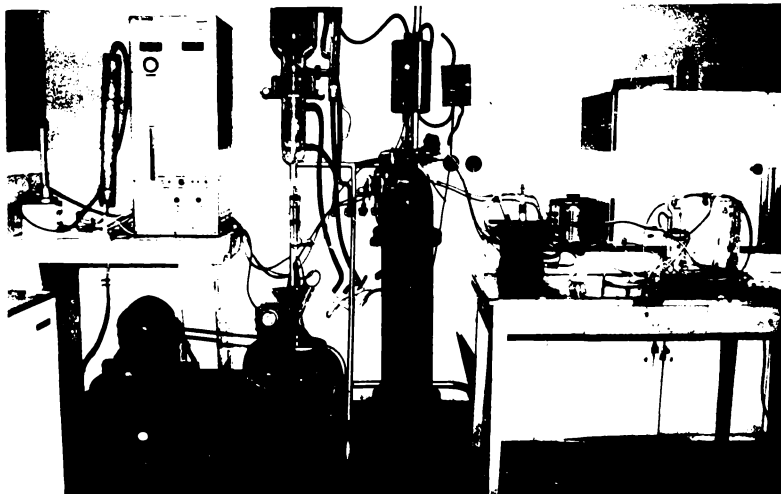


Foto 5.17. Instalație experimentală cu cameră de reacție builon

Experimentările s-au efectuat în două variante. Inițial s-a folosit o cameră de reacție ll.b. de formă tubulară.

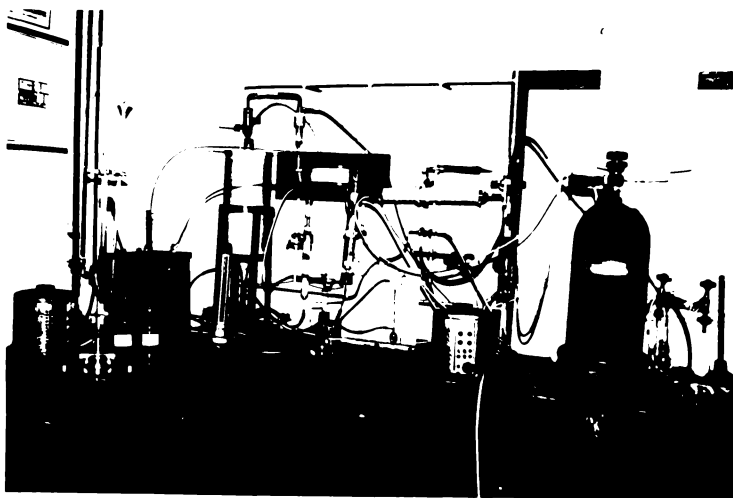


Foto.5.18. Instalație experimentală cu cameră de reacție tubulară.



tră și cu o încălzire exterioară printr-o rezistență electrică spiralată înfășurată pe lungimea tubului.

În foto 5.18 se prezintă instalația experimentală utilizată inițial

Camera de reacție tubulară, folosită inițial și care se prezintă în foto 5.1) a trebuit să fie schimbată, întrucât nu a corespuns condițiilor de lucru impuse. Rezultatele obținute pe baza analizelor chimice efectuate s-au realizat prin utilizarea camerei de reacție n.n. din foto 5.17.

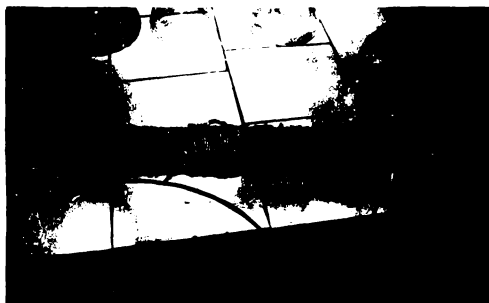


Foto 5.19.

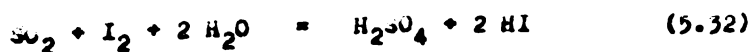
Camera de reacție tubulară

### 5.5. Metode chimice de analiză - interpretarea rezultatelor

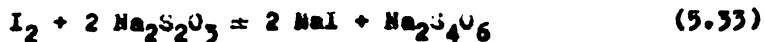
Determinarea cantitativă a diferiților componenți din gazele supuse experimentărilor s-a efectuat după metode chimice indicate de literatură.

Datorită faptului, că în timpul experimentărilor apar amestecuri de gaze, a fost necesară aplicarea unei metode chimice pentru analiza gazelor cu conținut de bioxid de sulf și alta metodă pentru gaze cu bioxid de sulf și ozon, întrucât prezența ozonului deranjează rezultatul analizei.

Pentru determinarea cantitativă a conținutului de bioxid de sulf din gaze, se aplică metoda iodometrică bazată pe oxidarea bioxidului de sulf cu iod și formarea acidului sulfuric conform relației



Excesul de iod se titurează cu o soluție de tiosulfat de sodiu (0,1 n) în prezența amoniacului ca indicator



Schema instalației pentru efectuarea determinărilor de bioxid de sulf se prezintă în fig.5.20.

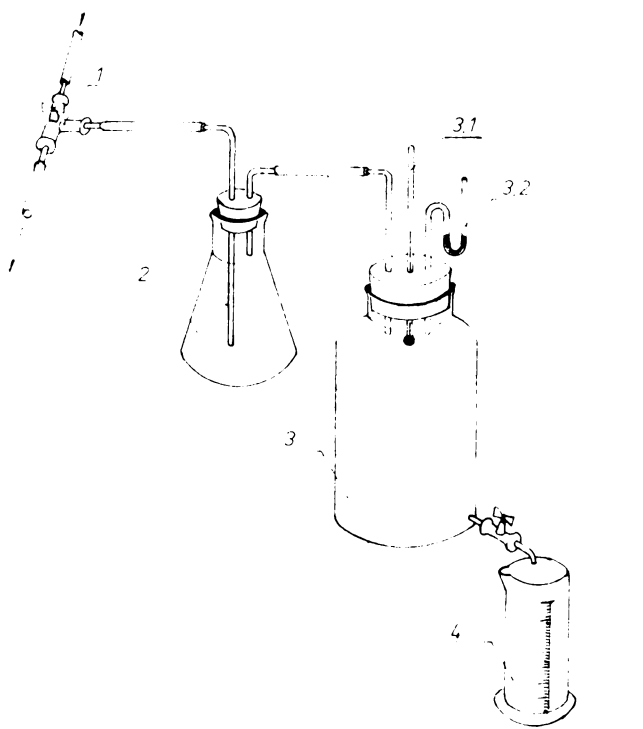


Fig.5.20. Schema instalației pentru efectuarea analizei chimice a gazelor

Gazele supuse analizei sînt dirijate în instalația de analiză prin robintul (1) trec în continuare prin vasul de absorbție (2) (unde se găsește soluția de iod) fiind aspirate în continuare în vasul aspirator (3) prevăzut cu termometrul (3.1) și manometrul (3.2). Apa scursă din (3)

se măsoară în cilindrul gradat (4) și reprezintă volumul de gaz care s-a barbotat prin vasul de absorbție (2).

Concentrația bioxidului de sulf din gaz se calculează cu formula (5.34.)

$$SO_2 = \frac{10 \cdot 1,095 \cdot 100}{V_0 + 10 \cdot 1,095} \quad \left[ \% \text{ volumic} \right] \quad (5.34)$$

unde  $V_0$  - volumul de gaz trecut prin vasul de absorbție, redus la condiții normale

1,095 - reprezintă numărul de  $cm^3$  de  $SO_2$ , corespunzător la 1  $cm^3$  soluție de iod (0,1n)

Analiza gazelor rezultate după camera de reacție poziția (11.a.) (figura 5.10), datorită prezenței ozonului face imposibilă aplicarea metodei iodoamtrice. În acest caz, determinarea bioxidului de sulf, necesară pentru a face diferența dintre cantitatea înainte și după camera de reacție, stabilind astfel conversia la trioxid de sulf, se face prin utilizarea aceleiași instalații dar folosind ca oxidant apa oxigenată, urmată de neutralizarea acidului sulfuric rezultat cu o soluție de hidroxid de sodiu (0,1 n) /60./67/.

Reacțiile care stau la baza analizelor sînt :



Gazele supuse analizei, cu debitul cunoscut, sînt barbotate printr-un vas de absorbție în care se găsește soluție de apă oxigenată 5 l. După un timp, măsurat exact ( 3 minute), se întrerupe accesul gazelor, și se îi treacă conținutul cu o soluție de hidroxid de sodiu (0,1 n) în prezența indicatorului albastru de brom timol. Formula de calcul (5.34) rămîne valabilă.

Încercările de oxidare a bioxidului de sulf datorita ozonului s-au efectuat pentru camerele de reacție (11.a) și (11.b) Satisfacție, în obținerea unor rezultate favorabile cînd s-au putut și observa ceașe de acid sulfuric formată în vasul de absorbție, a fost camera de reacție balon (11.a) unde probabil datorită unui amestec mai intim al gazelor

pe parcursul a 40 secunde cît era timpul de trecere al gazelor prin camera de reacție, se îndeplineau condiții cinetice mai avantajoase decît în camera de reacție (11.b) unde probabil, nu se realizau condițiile de amestec ne-cesare, deși timpul de reacție era același cu cel descris anterior.

Datele înscrise în tabelele de calcul s-au în-tocmit conform rezultatelor <sup>obținute</sup> utilizînd camera de reacție ba-lon.

Din prima serie de încercări, s-a urmărit influența concentrației de ozon în amestecul gazos supus oxidării asupra randamentului de oxidare al bioxidului de sulf, la temperatura mediului ambiant. Rezultatele sînt prezentate în tabelul 5.2.

Nr crt	Debitul de aer la ozonizator-l/h	Debit de diluare de la SO <sub>2</sub> - l/h	Concentrație ozon %	Concentrație SO <sub>2</sub> %	Randament oxidare %
1	100	10	1,36	0,80	3,20
2	100	10	1,36	0,43	3,20
3	100	30	1,28	0,43	3,15
4	100	50	1,03	0,43	2,04
5	200	10	0,40	0,43	0,95

Tabelul 5.2. Influența concentrației de ozon asupra realizării conversiei SO<sub>2</sub>/SO<sub>3</sub>

În tabelul 5.2. se observă că gradul de oxidare al bioxidului de sulf crește cu creșterea concentrației de ozon din amestecul de gaze, dar se stabilizează la o valoare mică unde creșterea în continuare a concentrației de ozon nu produce randamente semnificative, chiar dacă crește concentrația de bioxid de sulf din gaze.

Scăderea concentrației de ozon din reacție produce o scădere semnificativă a conversiei.

Rezultă, influența majoră a concentrației ozonului asupra rezultatelor conversiei SO<sub>2</sub>/SO<sub>3</sub>, dar efectele sînt stabilizate la valori mici ale conversiei.

În tabelul 5.3. se prezintă rezultatele măsurătorii

lor, privind influența temperaturii de lucru asupra realizării conversiei în funcție de concentrațiile bioxidului de sulf și a ozonului luând ca date de lucru valorile optime rezultate din tabelul 5.2. pentru concentrație de ozon 1,36 % și concentrația bioxidului de sulf 0,43 %.

Nr crt	Temp °C	Debit de aer la ozonizator l/h	Debit de aer la diluție cu SO <sub>2</sub> l/h	Concentrație ozon %	Concentrație SO <sub>2</sub> %	Randamentul de oxidare %
1	20	100	10	1,36	0,43	3,20
2	40	100	10	1,36	0,43	3,25
3	60	100	10	1,36	0,43	3,40
4	80	100	10	1,36	0,43	3,40
5	100	100	10	1,36	0,43	3,80
6	120	100	10	1,36	0,43	3,60
7	140	100	10	1,36	0,43	3,50

Tabel, 5.3. Influența temperaturii asupra realizării conversiei  $\text{SO}_2/\text{SO}_3$

Dependența de temperatură a conversiei prezentate în tabelul 5.3., evidențiază o foarte slabă variație a randamentului, care pentru concentrațiile optime de lucru, menținute constant, prezintă o creștere pînă la temperatura de 100 °C, cînd se obține valoarea de 3,8 % randament, după care reacția de conversie începe să scadă odată cu creșterea temperaturii.

Din datele experimentale efectuate, se observă că deși din punct de vedere termodinamic, reacția de producere a conversiei bioxidului de sulf la trioxid de sulf în prezența ozonului are asigurate condiții de formare a conversiei, condițiile cinetice ale reacției nu sînt îndeplinite, fapt care a dus la obținerea unor randamente mici ale conversiei.

În timpul efectuării experimentelor, așa cum de altfel și rezultatele analizei enimice o arată, s-a observat ceai acid format în vasul de absorbție, dar, cantitățile conversiei obținute au fost foarte mici.

Modificarea parametrilor instalației și experimentelor efectuate cu alte valori de concentrații de bioxid de sulf și ozon, nu au dus la obținerea unor rezultate mai

bune, randamentul de 3,8 % a fost cel mai avantajos obținut.

Rezultatele experimentale obținute, pot fi extinse asupra separatorului electrostatic ca generator de cantități mici de ozon, asemănătoare cu cele utilizate în instalația experimentală. Datorită, vitezelor relativ mici ( $v < 0,5$  m/s) de trecere a gazelor prin separatorul electrostatic, timpul de staționare al gazului cu conținut de dioxid de sulf în prezența ozonului produs de electrozii de cobalt nu poate depăși timpul cit s-a realizat pentru efectuarea reacției în instalația experimentală. Dacă se ia în considerare că domeniul de temperaturi folosite este asemănător cu cel produs în instalații industriale, rezultă condiții asemănătoare de lucru cu rezultate reproducibile.

Deși, cantitățile de dioxid de sulf din gazele de ardere sînt relativ mici, cinetic, reacția de conversie nu se realizează în condițiile trecerii gazului prin separatorul electrostatic, cu toate că prin studiul termodinamic transpus pe calculator, reacția trebuia să se producă.

## 6. CONCLUZII FINALE ȘI CONTRIBUTII

Instalațiile de ardere a combustibililor în casanele centralelor termice și electrice, au o pondere însemnată în ceea ce privește cantitățile însemnate de poluanți evacuați în atmosferă, în special sub formă de cenă și burduș și oxizi de sulf. Controlul acestor emisii poluante, de la cas la cas, au dat rezultate satisfăcătoare dar ridică mult costul investițiilor și a cheltuielilor de exploatare. Dacă se ia în considerare faptul că aceste instalații de ardere aferente centralelor termice și electrice funcționează în zonele industrializate care sînt puternic populate, rezultă, marea importanță care se acordă pentru găsirea soluțiilor celor mai avantajoase și eficiente de control al emisiilor evacuate în mediul înconjurător.

În lucrare, sînt prezentate aspecte privind producerea cantitativă și calitativă a poluanților prin procesele

de ardere a combustibililor, sesizându-se în evidență emisiile de oxizi de sulf, cu toate aspectele neplăcute pe care le produc asupra instalațiilor de ardere și a mediului înconjurător. S-a studiat, modul în care instalațiile de separatoare electrostatice montate pe circuitul gazelor de ardere cu conținut de oxizi de sulf, pot să influențeze reținerea acestor poluanți sub formă de ceață și picături acide. Separatoarele electrostatice fiind instalațiile cele mai adecvate care se utilizează în instalații de ardere, la reținerea cenușei zburătoare, în anumite condiții pot să rețină total emisiile de trioxid de sulf ca picături și ceață acidă și să influențeze într-o măsură mai mică producerea conversiei dioxidului de sulf la trioxid de sulf, datorită prezenței ozonului generat de descărcările electrice de tip corona din separatoarele electrice și reținerea acestora prin aceeași instalație.

Contribuțiile autorului la realizarea celor de mai sus sînt următoarele :

- s-a descris mecanismul de producere al oxizilor de sulf datorită arderii combustibililor cu conținut de sulf în focarele cazanelor și s-a evidențiat influența parametrilor de ardere asupra producerii oxizilor de sulf în gazele de ardere

- s-au evidențiat relațiile matematice de calcul privind transferul termic și de masă ce se produce în instalații de reținere și s-au prezentat condițiile de producere a condensării componentelor acizi din gazele de ardere pe suprafețele instalației de separare

- s-a indicat tipul de instalație adecvat pentru deulfurarea gazelor, cu două trepte de funcționare prin care se reține cenușa zburătoare, ceață și picăturile acide ierșate în gazele de ardere

- printr-o instalație experimentală de laborator s-a studiat posibilitatea de reținere a ceaței și picăturilor acide într-un separator electrostatic în construcție originală. Rezultatele bune obținute sînt și caracteristicii de funcționare determinate teoretic și experimental au dat posibilitatea

extinderii cercetării de laborator pe un pilot industrial

- s-a realizat un pilot industrial, între o concepție constructivă și funcțională bazat pe datele obținute prin instalația de laborator cit și datorită modelării electrice realizate pentru găsirea unei geometrii optime de dispunere a electrozilor de coronare și depunere ai separatorului

- Caracteristicile funcționale ale instalației de separare s-au evidențiat printr-o corelare teoretico-experimentală, punându-se în evidență condițiile necesare pentru transpunerea datelor obținute în laborator și pe instalații pilot asupra unei instalații industriale,

- S-au efectuat calcule de eficiență de separare realizate prin măsurători asupra parametrilor funcționali ai instalației cit și prin analize chimice efectuate asupra gazelor

- Rezultatele bune de separare obținute s-au datorat și instalației electrice realizate pentru condiții de eficiență maximă, instalația realizată într-o concepție originală pentru urmărirea permanentă a parametrilor de funcționare ai instalației și menținerea parametrilor electrice pentru condiții de separare optime

- Datorită caracteristicilor constructive originale cit și datorită parametrilor funcționale de eficiență maximă obținute în funcționare, instalația industrială realizată a fost brevetată, recunoscându-se astfel cășerul de nouitate pe plan mondial a soluției aplicate.

- S-a întocmit un studiu termodinamic, realizat pe calculator privind condițiile termodinamice necesare realizării conversiei bixidului de sulf la trioxid de sulf datorită oxonului

- S-a realizat o instalație de laborator pentru producerea oxonului și s-au efectuat măsurători și analize chimice pentru stabilirea caracteristicilor de funcționare, trasându-se curbele caracteristice dependente de debitul de aer și tensiunea de lucru aplicată instalației

- S-au efectuat studii și încercări pe o instalație de laborator privind influența oxonului produs prin descărcări corona asupra realizării conversiei bixidului de



sulf la trioxid de sulf și reginerea acestuia ca ceață și picături acide din gaze

- Deducțiile teoretice, instalațiile experimentale de laborator cît și realizarea unei instalații industriale permit să se concluzioneze că pentru reginerea trioxidului de sulf din gazele de ardere a combustibililor arși în focarele centralelor termice, instalațiile de separare electrostatică sînt foarte adecvate luîndu-se în considerare și condițiile constructive propuse în lucrare și alimentarea în condiții de eficiență maximă propusă care constituie o contribuție în acest domeniu fiind confirmată de buna funcționare a instalației industriale și de brevetul de invenție emis de OSIM. În cazul bioxidului de sulf, perfecționarea cineticii reacției pentru producerea trioxidului de sulf în prezența ozonului ar permite să se întrevadă rezultate mai bune prin cercetări de viitor, cum este cazul influenței olefinelor la realizarea acestei reacții.

7. BIBLIOGRAFIA

1. M.Barnea : Protecția atmosferei împotriva impurificării cu pulberi și gaze. Ed. Tehnică 1969. p.14-22
2. F.C.Olde : Power Engineering, SUA nr.6/1971. p.54-56
3. M.G.Edmisten : Journal of the A.P.C.A. 1970 nr.7. p. 446-452
4. C.F.Bentley : The Sulphur Institute Journal 7 nr.5. (1971) p.814-816
5. \*\*\* : Chemical Engineering Progress 64 nr.11 47 (1968) p.88-92
6. H.F.Karlsson : Journal of the A.P.C.A. 30 nr.6.-1980 p.710-714
7. \*\*\* : Revue Generale de Technique 12 nr.142-1973 - p.909
8. F.Bakke : Journal of the A.P.C.A.30.nr.10-1980 p.1157-1160
9. \*\*\* : Journal of the A.P.C.A.27 nr.10-1977 p.948-961
10. D.Meșoiu : Poluanți anorganici în aer. Ed. Academiei RSR 1961 - p.84-88
11. C.S.Meșoiu : Ed. Ed. Tehnică 1966. p.127-157
12. C.Ungureanu : Instalații de căldură. Ed. I.P. "Traian Vuia" Timișoara, 1971. p.2-64
13. J.Jutt : Brenstoff-Wärme-Kraft 23.nr.8/1971 - p.361-366
14. C.D.Herjescu : Chimie generală, Ed. Tehnică 1963. p. 414-419
15. A.A.Gurfinkell : Prăjirea piștelor. Ed. Tehnică 1961 p.84-88
16. C.Ungureanu : Energetica 21/1973. nr.12. p.547 - 552  
V. Neagu, H. Theil, F. Weiss, M. Oancea  
M. Gutmayer
17. A.Popovici : Procedeu și instalație pentru reginerea și valorificarea SO<sub>2</sub> din gaze diluate. Teza 1976. p. 16 și 30
18. B.B.Charles : Oil and Gas Journal - SUA nr.62/1970 p.63-67
19. K.J.Jaworowski : Journal of the A.P.C.A. 1 - 1979 p.43-46  
S.J. Mack
20. L.de Carnis : Efectul poluării aerului datorită industriei, asupra plantelor 1970. p.19-20
21. A.V.Avdeeva : Obținerea sulfurii din gaze. Ed. Metalurgică-Moscova 1977. p.99-103

22. \*\*\* : Wasser Luft und Betrieb  
MIG 14 nr.10/1970 p.407-411
23. W.F.Cooby : Journal of the Institute of Fuel  
Anglia nr.360/1971.p.349-353
24. I.F.Lund : Pollution Control-Handbook  
Mc Graw Hill publishers 1972  
p.21-25
25. I.Burnett  
I.Thomas : Ashrae Journal  
SUA 13 nr.4/1971 - p.48-50
26. I.Burascu : Pezarea aerului și soluții noi  
pentru epurarea gazelor în indus-  
tria metalurgică. ed I.M.București  
1971 - cap.11.
27. A.S.Meveril : Journal of the A.P.C.A. 28 nr.3/  
1973 - p.329-336
28. J.O'Giesby  
G.B.Nicola : Journal of the A.P.C.A. 27  
nr.4 - 1977. p.313-318
29. A.J.White : Journal of the A.P.C.A. 27 nr.3.  
p.207-215
30. J.C.Arbethel  
J.F.Blacke : Journal of the A.P.C.A. 26 nr.12/  
1970 - p.1141-1143
31. I.Stanju;  
A.Cebzaru  
C.I.Kurcanu : Energetica 22/1974 nr.3.p.88-91
32. F.Kathgeber : Wasser, Luft und Betrieb  
MIG,14 nr.11/1970. p.450-460
33. J.Mason : Journal of the A.P.C.A. 1-1979  
0.40-46
34. A.J.Siddebottom : Environmental Science Technol.  
6(1)-72(1972) p.33-34
35. B.Jarvis : Chemical Engineering Progress  
USA 60 nr.0/1972.p.55-56
36. A.Sists  
J.Margal : Rev.Gen.Terminique nr.146-165/1975
37. J.Pedramar s.a. : Procedeu și aparat pentru elima-  
narea poluării atmosferei.Certifi-  
cat de inventator OJIM nr.72052  
30.08.1977
38. G.F.Johrowsky : Filtre electrice I&E 1964.p178-  
182.
39. A.L.Sims : Desprafuirea electrică a gazelor  
Kortland Oregon - 1962.cap.4-7
40. J.Pedramar : Pr blene actuale privind alimen-  
tarea electrică a separatorilor  
electrice. sesiune de comunicări  
IPI.1977
41. J.Pedramar  
J.Pedramar  
A.Sims : Studiu alimentării unui electro-  
filtru în condiții de eficiență  
maximă. sesiune de comunicări  
Universitare, Iași 1978

42. G.Gerdea : Dust collection and gas cleaning  
I.Peisecov : Air - publishers 1972, cap.18
43. J.Lutinsky : Desprăfuirea electrică a gazelor  
cap.III.1972.Piloway-Polonia
44. W.I.Konstantinoff: Staub Reinhaltung der Luft  
31.nr.2.1971 - p.64-66
45. E.Werner : Wasser, Luft und Betrieb  
nr.11-1970. p.467-468
46. A.M.Blajenova : Analiza gazelor in industria  
A.A.Ilincaia chimică și tehnică 1957 -  
F.M.Repepot p.318 - 319
47. L.Pincovski : Instrumentarul laboratorului  
s.Tonce chimist.Șd.tehnică 1962  
cap.1 - II
48. J.H.vincent : Journal of the A.P.C.A.  
1930.vol.30.nr.4.p.395-396
49. J.B.Thomas : Journal of applied physics  
Young B. 1950-p.1225-1230
50. P.Pascal : Nouveau Traite de chimie mine-  
rale vol.III.1960.p.243-312
51. C.C.Menișescu : Chimie generală și tehnică  
1965.pag.357-364
52. A.Labreas : Elektrische Beschleuniger  
zur Ozonerzeugung - 1983  
pag.4-5
53. Horning : Organic Syntheses vol.III-  
1900-I. Wiley N.Y.pag.673 -  
684
54. F.P.Treadwell : Analytical Chemistry vol.II.  
S.F.Hall J.Wiley N.Y.pag.606
55. R.A.Alberty : Physical Chemistry - 1983  
J.Wiley N.Y.
56. N.I.Lewins : Physical Chemistry - 1978  
Mc Graw-Hill, Tokyo
57. G.I.Margulescu : Introducere în chimia fizică  
R.Vileu termodinamică chimică vol.  
III.1982
58. C.Davidescu : Buletinul științific și  
G.Păcurariu tehnic IPT - 1935 vol.30.(44)  
P.Tribunescu pag.41-46
59. E.H.stull : The chemical Thermodynamics of  
E.F.Kestrun organic compounds J.Wiley 1969
60. M.I.Peval : Zvezdscia laborator - 36,  
Z.A.Rideteva 666 - 1970
61. C.Liteanu : Chimie analitică / volumetrie  
L.Mopirtean et. VI. pag.630
62. V.A.Volvson : Termodinamică și catalitică  
A.F.sudak chimică gazelor-Kiev-ed. Naukova-  
Dunca-1984-pag.92.

63. H.Langlois : Deutsche Weiss Patent nr.  
V.Thomassin 229274/1911
64. J.Hatakeyama : Journal of Physical Chemistry  
H.Kobayashi nr.88-1984.p 4736-4739  
H.Akimoto
65. M.V.Sokolova : Energetica i transport nr.6-  
1933. pag.99-107
66. K.B.owad : Journal of the A.P.C.A.  
U.S.P.Castle vol.25. nr.4-1975

C U P R I N S  
\*\*\*\*\*

1. INTRODUCERE .....	
2. CONSIDERAȚII GENERALE ASUPRA IMPURIFICĂRII ATMOSFEREI IMPURTANȚA EPURĂRII GAZELOR.....	
3. SULFURUL ȘI COMPUȘII SĂI ÎN NAȚURĂ. CONTROLUL EMISIILOR POLUANTE CU OXIZI DE SULF DIN GAZELE DE ARDERE. INSTALAȚII ȘI METODELE DE RETINEREA.....	
3.1. Generalități .....	
3.2. Evaluarea cantitativ - calitativă a emisiilor poluante deversate în atmosferă datorită instalațiilor de arde - re .....	
3.3. Oxizi de sulf. Formarea oxizilor de sulf în procesele de ardere.....	
3.4. Acțiuni fiziologice a oxizilor de sulf.....	
3.5. Controlul emisiilor poluante din gazele de ardere. Se - paratoriile electrostatice.....	
3.6. Metode și instalații de reținere a emisiilor poluante rezultate din procesele de ardere a combustibililor....	
3.6.1. Controlul emisiilor cu cenugă zburătoare.....	
3.6.2. Controlul emisiilor cu oxizi de sulf	
3.6.2.1. Folosirea combustibililor cu un conținut redus de sulf .....	
3.6.3. Îndepărtarea oxizilor de sulf din gaze.....	
3.6.3.1. Procedeu var - piatră de var .....	
3.6.3.2. Procedeu de absorbție umedă utilizând ca absorbant amestecuri de oxizi de magneziu și mangan.....	
3.6.3.3. Procedeu de oxidare catalitică .....	
3.6.3.4. Procedeu de desulfurare utilizând absorbante se - lizii .....	
3.6.3.5. Procedeu de desulfurare bazat pe absorbții anoma - le; Procedeu românesc IPRAM.....	
3.6.3.6. Procedeu bazat pe combustia unui combustibil în - prezența cu un aditiv .....	
3.7. Purificarea gazelor cu conținut de dioxid de sulf prin separatoare electrostatice umede .....	
3.7.1. Separatoare electrostatice umede .....	

4. INSTALATIA PENTRU SI INLOCUIREA PENTRU REFINAREA  
POLUANTELOR  $SO_2/H_2SO_4$  DIN GAZE PENTRU SEPARARE ELECTRO-  
STATICA .....
- 4.1. Prezența  $SO_2/H_2SO_4$  în gaze .....
- 4.2. Transferul de căldură și masă în separatorul electro-  
static.....
- 4.3. Condițiile apariției ceții acide în gaze. Metodele de  
condensare .....
- 4.4. Metode pentru determinarea  $SO_2/H_2SO_4$  din gaze .....
- 4.5. Instalație experimentală pentru verificarea paramet-  
rilor de lucru a unui separator electrostatic de con-  
cepție originală pentru reținerea trioxidului de sul-  
f acidului sulfuric sub formă de picături din gaze....
- 4.5.1. Prezentarea soluției propuse și descrierea insta-  
lațiilor.....
- 4.5.2. Descrierea instalației electrice folosite și a  
sistemului de alimentare în condiții de eficiență  
maximă.....
- 4.5.3. Caracteristicile electrice de lucru ale separatoru-  
lui electrostatic stabilite experimental. Modelarea  
electrică a câmpului electric pentru un separator  
electrostatic.....
- 4.5.4. Calculul eficienței de colectare a particulelor din  
gaze datorită separării electrostatice.....
- 4.5.5. Analizele chimice efectuate pentru determinarea  
eficienței de separare .....
5. PRODUCEREA OZONULUI PENTRU DECONTAMAREA GAZELOR, ÎN BUNATA  
ASUPRA CONVERSIILOR BICARBONATULUI DE SODIU LA TRIOXID DE  
SULF ȘI REFINAREA CA URZEA SA PENTRU ÎNĂLȚAREA ACIDULUI SULFURIC  
ÎN SEPARATOR ELECTROSTATIC .....
- 5.1. Proprietățile fizico-chimice ale ozonului. Metodele  
de producere și realizarea instalației de laborator  
generatoare de ozon.....
- 5.1.1. Descrierea instalației de ozonizare .....
- 5.1.2. Analize chimice pentru determinarea concentrației  
de ozon produse.....
- 5.2. Considerații asupra oxidării  $SO_2$  în prezența ozonu-  
lui .....

5.2.1. Producerea ozonului datorită descărcărilor electrice de tip corona în separatoarele electrostatice .....	
5.3. Studiu termodinamic realizat pe calculator privind conversia bioxidului de sulf la trioxid de sulf în prezența ozonului.....	
5.4. Instalația experimentală pentru studiul conversiei bioxidului de sulf de trioxid de sulf datorită ozonului .....	
5.5. Metode chimice de analiză. Interpretarea rezultatelor.....	
6. CONCLUZII FINALE ȘI CONTRIBUȚII.....	
7. BIBLIOGRAFIE .....	