

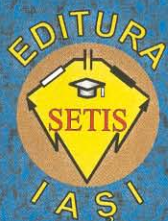
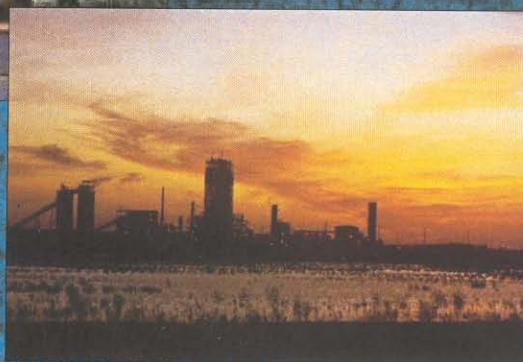
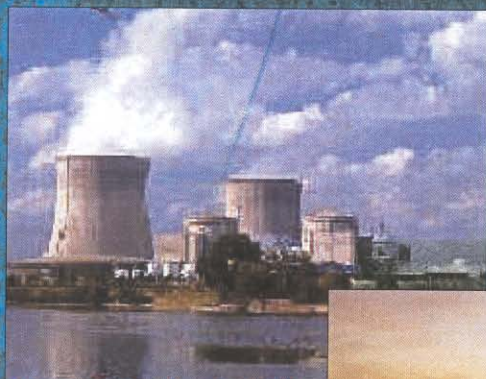
MARCEL ISTRATE

TEHNOLOGII ȘI INSTALAȚII

PENTRU REDUCEREA

EMISIILOR POLUANTE

CONTROLUL POLUĂRII ÎN TERMOENERGETICĂ





Tel. 0232-278680/1196
e-mail: setis@ee.tuiasi.ro

Referenți științifici:

Prof.Dr.Ing. **Mircea Gușă**
Universitatea Tehnică "Gh. Asachi" Iași
Facultatea de Electrotehnică
Prof.Dr.Ing. **Emilian Furnică**
Universitatea Tehnică "Gh. Asachi" Iași
Facultatea de Electrotehnică

Tehnoredactare computerizată:
Marcel Istrate

Coperta:
Gabriel Urmă

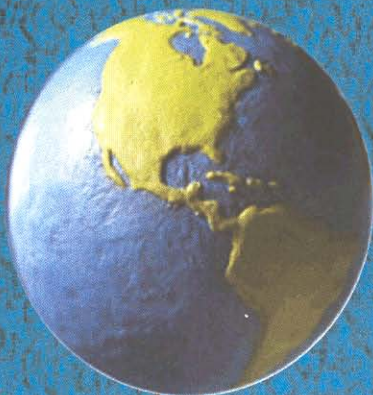
ISBN: 973-86764-0-1

Descrierea CIP a Bibliotecii Naționale
ISTRATE, MARCEL
TEHNOLOGII SI INSTALAȚII PENTRU REDUCEREA
EMISIILOR POLUANTE. Controlul poluării în
termoenergetică / Marcel Istrate
Editura SETIS, 2004
430p., 25cm
ISBN: 973-86764-0-1

ISBN: 973-86764-0-1



Lucrarea abordează unele aspecte ale protecției și conservării mediului, fiind orientată, mai ales, spre impactul ecologic al producerii energiei, în instalații mari de combustie. Inițial, sunt prezentate unele aspecte referitoare la natura, toxicitatea și volumul poluanților din energetică, fără de care aspectele strict tehnice pot părea lipsite de obiectiv și poate și de conținut. Sunt tratate, în manieră comparată, atât în ceea ce privește eficiența, cât și în ceea ce privește costurile de investiție și de exploatare, tehnologiile de reducere a emisiilor de SO_2 , NO_x , particule aeropurtate și deșeuri lichide și solide. O atenție deosebită a fost acordată tehnicilor avansate, de mare eficiență, tehnicilor hibride și posibilelor perspective de dezvoltare.



PREFAȚĂ

Problemele globale ale umanității noului mileniu, derivate, în mare măsură, din explozia demografică și din necesitatea unei cantități din ce în ce mai mari de energie, sub toate formele ei, preocupă din ce în ce mai mulți oameni, de la simplii locuitori ai planetei până la personalități având putere de decizie politică, pe plan mondial, precum și personalități ale comunității științifice internaționale. Poluarea generată de sursele antropice și, în strânsă legătură cu aceasta, protejarea și conservarea mediului sunt probleme induse de dezvoltarea continuă a societății umane și a căror minimizare poate conduce la insurmontarea multora dintre celelalte probleme, cu care se confruntă omenirea începutului de mileniu. Noțiunea de calitate a vieții și-a modificat conținutul, în aceeași dinamică ca și dezvoltarea economică, confortul, de orice natură, nemaiputând fi înțeles decât în condițiile unei agresiuni minime asupra mediului.

Caracterul global al impactului asupra mediului, a protecției și conservării acestuia, precum și abordarea din ce în ce mai accentuat ecologică a tuturor activităților antropice conduc la abordări multidisciplinare și la aplicarea unor procedee tehnice complexe, a căror dezvoltare implică, de multe ori, efort economic internațional. Totodată, un comportament corect, din punct de vedere ecologic, presupune o serie de amendamente, atât la nivelul conștiinței individuale, cât și a celei colective.

Sectorul energetic, pe plan mondial, prin complexitatea instalațiilor și a proceselor tehnologice, prin caracteristicile materiilor prime, prin cantitatea deșeurilor rezultate, precum și prin dimensiunile suprafețelor de teren ocupate, este unul dintre cele mai importante procese industriale, caracterizate prin impact ecologic este major.

Politica industrială a României are, ca obiectiv general, creșterea competitivității și a performanțelor tuturor sectoarelor industriale, în vederea creșterii capacității de adaptare la cerințele pieței internaționale, în condițiile preconizatei globalizări economice. Obiectivele operaționale se concentrează către valorificarea superioară a resurselor existente și asigurarea compatibilității proceselor tehnologice, cu mediul.

Implicațiile alinierii la legislația europeană de mediu, precum și la alte reglementări internaționale, la care România este parte, sunt, în mod deosebit, de natură tehnico-economică și presupun eforturi importante, pentru conformarea cu noile cerințe legislative. Ori, tocmai centralele electrice se confruntă cu importante probleme de mediu, de a căror soluționare depinde obținerea autorizației de mediu, pentru funcționare în condițiile impuse de Uniunea Europeană.

Această lucrare se încadrează în contextul reducerii impactului ecologic al proceselor antropice și se dorește a fi o modestă contribuție la pregătirea specialiștilor români, în problematica ingineriei mediului. O abordare exhaustivă a ingineriei mediului este, din stadiul de idee, sortită eșecului, motiv pentru care autorul și-a concentrat atenția asupra impactului ecologic al producerii energiei electrice și a tehnologiilor moderne de reducere a emisiilor poluante, rezultate din arderea combustibililor fosili, lucrarea devenind, astfel, o dezvoltare, consistentă, a unei ediții anterioare.

Conținutul lucrării este structurat pe cinci capitole. În primul capitol, este prezentat modul în care producerea energiei electrice, indiferent de tehnologie, agresează mediul înconjurător, datele conducând, cu evidență, la impactul major al arderii combustibililor fosili. De asemenea, sunt prezentate aspecte legate de normativele de mediu, generale și specifice instalațiilor mari de combustie, precum și metodologia de evaluare a emisiilor. În cel de-al doilea capitol sunt prezentate tehnologiile de control a emisiilor de oxizi de sulf, de la extragerea sulfurii din combustibil și până la epurarea gazelor de ardere. Abordarea este de tip comparat, cu referire atât la eficiența desulfurării, cât și la costurile de investiție și de exploatare, specifice fiecărei tehnici. Capitolul al treilea este destinat prezentării tehnologiilor pentru controlul emisiilor de NO_x ale instalațiilor mari de ardere. Se fac referiri la fenomenele care stau la baza formării acestor poluanți și la posibilitățile de reducere a emisiilor, atât în stadiul combustiei, cât și prin acțiune asupra gazelor de ardere. Un segment special, este destinat instalațiilor integrate, pentru controlul simultan al emisiilor de SO₂ și NO_x. În capitolul al patrulea, sunt prezentate, pentru început, aspectele fizice ale dispersiei și sedimentării particulelor aeropurtate. Sunt descrise, în manieră comparată, tehnicile actuale de colectare a particulelor, din medii bifazice, precum și perspectivele sistemelor de filtrare. În ultimul capitolul, sunt prezentate aspecte ale tratării, deversării și stocării apelor reziduale și deșeurilor solide, provenite din procesul tehnologic de ardere a combustibililor fosili, precum și din toate procesele auxiliare.

Lucrarea, prin conținut și structură, este destinată specialiștilor din domeniul producerii energiei și foarte utilă pregătirii viitorilor specialiști în Termoenergetică, Energetică industrială, precum și pentru studenții cursurilor de master Energie-mediu.

Elaborarea acestei monografii este rezultatul unei cercetări bibliografice susținute, pe parcursul câtorva ani, stagiile de documentare în universități europene, Școala Tehnică Superioară pentru Ingineri Industriali a Universității din Valladolid și Laboratorul de Tratare a Apelor și Poluanților al Școlii Superioare pentru Ingineri din Poitiers, având o importanță deosebită, în abordarea acestei tematici.

Pe această cale, le mulțumesc tuturor acelorora care au făcut posibilă elaborarea lucrării, atât prin informațiile furnizate, cât și prin sprijinul material. Sinceră și respectuoasă grațitudine familiei mele și colaboratorilor apropiați, a căror înțelegere și sprijin moral mi-au fost de un real ajutor.

Iași, iunie, 2004

AUTORUL

CUPRINS

1. TERMOENERGETICA ȘI MEDIUL	3
1.1. Producerea energiei electrice – sursă de poluare	3
1.2. Toxicitatea poluanților din termoenergetică	20
1.2.1. Compuși organici volatili	21
1.2.2. Acțiunea toxică a oxizilor de carbon	21
1.2.3. Efectele nocive ale compușilor sulfurului	22
1.2.4. Acțiunea toxică și corosivă a compușilor azotului	23
1.2.5. Substanțe toxice aeropurtate	24
1.3. Legislație de mediu. Normative	26
1.4. Determinarea emisiilor	39
Bibliografie	49
2. CONTROLUL EMISIEI DE OXIZI DE SULF	51
2.1. Formarea oxizilor de sulf în procesele de combustie	52
2.2. Procese fizico-chimice de desulfurare	54
2.3. Tehnici de desulfurare	59
2.3.1. Controlul precombustie al emisiei de SO _x	60
2.3.1.1. Îmbogățirea cărbunelui	61
2.3.1.2. Gazeificarea cărbunilor	65
2.3.2. Tehnici de desulfurare intracombustie	74
2.3.2.1. Desulfurarea intracombustie la arderea cărbunelui pulverizat	74
2.3.2.2. Arderea în strat fluidizat desulfurant	82
2.3.3. Desulfurarea postcombustie	89
2.3.3.1. Tehnici secundare de tip uscat	90
❶ Procedeu uscat cu compuși calcici	91
❷ Procedeu secundar uscat cu compuși ai sodiului	92
❸ Procedeu uscat cu cocs activ sau cu oxid de cupru	93
2.3.3.2. Tehnici avansate, de tip uscat	94

2.3.3.3.	Procedeul secundar cvasiuscat	96
2.3.3.4.	Procedeul cvasiuscat avansat	99
2.3.3.5.	Tehnici secundare de tip umed	103
	❶ Procedeul cu folosirea unui absorbant alcalin	106
	❷ Procedeul de absorbție a SO ₂ cu amoniac	112
	❸ Procedeul cu folosirea unui absorbant alcalino-pământos	115
2.3.3.6.	Tehnici umede avansate	121
2.3.3.7.	Tehnici hibride de tip uscat	124
2.4.	Exemplu de calcul	131
	Bibliografie	134
3.	REDUCEREA EMISIILOR DE OXIZI DE AZOT	137
3.1.	Formarea oxizilor de azot în instalațiile de ardere	137
3.1.1.	Mecanismul termic de formare a oxizilor de azot	139
3.1.2.	Mecanismul prompt de formare a oxizilor de azot	140
3.1.3.	Formarea oxizilor de azot din azotul existent în combustibil	140
3.1.4.	Ponderea celor trei mecanisme în formarea NO _x total	145
3.2.	Controlul emisiilor de NO _x din gazele de ardere	147
3.2.1.	Tehnici intracombustie	149
3.2.1.1.	Dimensionarea optimă a focarului	152
3.2.1.2.	Arderea în trepte	154
3.2.1.3.	Arderea nestoichiometrică	171
3.2.1.4.	Recircularea gazelor de ardere	177
3.2.1.5.	Modificarea parametrilor operativi ai combustiei	182
3.2.1.6.	Arderea în strat fluidizat	186
3.2.2.	Metode secundare de control a emisiei de NO _x	187
3.2.2.1.	Reducerea catalitică selectivă (SCR)	188
	❶ Principiul metodei	188
	❷ Variante constructive	196
	❸ Agentul reducător	198
	❹ Catalizatorul	201
	❺ Reactoare SCR	212
3.2.2.2.	Reducerea catalitică neselectivă (NSCR)	213
3.2.2.3.	Reducerea selectivă non-catalitică (SNCR)	213
	❶ Principiul metodei	213
	❷ Parametri care influențează eficiența sistemelor SNCR	215
	❸ Elemente constructive	220
	❹ Exemple de tehnologii SNCR	225
	❺ Impactul sistemelor SNCR asupra cazanelor energetice	228

3.2.2.4.	Adsorbția pe oxid de cupru	230
3.2.2.5.	Adsorbția pe carbon activ	235
3.2.2.6.	Reducerea prin intermediul fluxurilor de electroni accelerați	237
3.2.2.7.	Procedee umede	241
	❶ Procedeeul oxidare-adsorbție	241
	❷ Procedeeul adsorbție-reducere	242
3.2.3.	Tehnici hibride pentru de-NO _x -are	243
3.3.	Tehnici integrate pentru controlul emisiilor de NO _x și SO ₂	251
3.3.1.	Tehnici integrate intracombustie	251
3.3.2.	Utilizarea simultană a unor tehnici primare și secundare	252
3.3.3.	Sisteme integrate cu tehnologii de tratare postcombustie	254
	Bibliografie	261
4.	CONTROLUL POLUĂRII CU PARTICULE AEROPURTATE	266
4.1.	Introducere	266
4.2.	Proprietățile dispersoizilor	272
4.2.1.	Proprietăți generale	272
4.2.2.	Dimensiunile particulelor și structura acestora	273
4.2.3.	Viteza de sedimentare	278
4.2.4.	Coagularea	291
4.2.5.	Proprietăți electrice	291
4.2.6.	Proprietăți optice	295
4.3.	Tehnici de depoluare	296
4.3.1.	Instalații de separare mecanică	299
	4.3.1.1. Camere de sedimentare gravitațională	299
	4.3.1.2. Separatoare centrifugale	301
4.3.2.	Colectoare umede	308
	4.3.2.1. Turnuri de spălare cu cameră de pulverizare	312
	4.3.2.2. Scrubere de tip ciclon	314
	4.3.2.3. Scrubere Venturi	315
4.3.3.	Filtre cu saci	317
4.3.4.	Instalații de electrofiltre	326
	4.3.4.1. Principiul separării electrostatice	329
	4.3.4.2. Bazele fizice ale separării particulelor dintr-un mediu bifazic	333
	❶ Descărcarea corona unipolară, la tensiune continuă	333
	❷ Încărcarea electrică a particulelor din mediul bifazic	338
	❸ Deplasarea particulelor în intervalul dintre electrozi	344

④ Depunerea particulelor pe electrozi	348
4.3.4.3. Tipuri constructive	350
4.3.4.4. Elemente constructive ale electrofiltrelor	356
① Carcasele electrofiltrelor	357
② Buncărele și echipamentele de evacuare - etanșare	360
③ Racordul de intrare	363
④ Racordul de ieșire	364
⑤ Lagărele de susținere	364
⑥ Elemente de acces	365
⑦ Electrozii de emisie	365
⑧ Electrozii de depunere	368
⑨ Dispozitive de scuturare a electrozilor	370
⑩ Izolația termică a electrofiltrelor	372
4.3.4.5. Elemente ale instalației electrice	372
4.3.4.6. Gradul de separare al electrofiltrelor	378
4.3.4.7. Influența diferiților factori asupra gradului de separare	380
4.3.4.8. Calculul mărimilor constructive de bază	389
4.3.5. Perspective ale tehnicilor de separare a dispersoizilor	393
4.3.5.1. Modificarea distribuției fluxului de gaz	394
4.3.5.2. Utilizarea unor noi agenți de condiționare a gazului	396
4.3.5.3. Transformarea electrofiltrelor în filtre cu saci	396
4.3.5.4. Filtre ceramice	399
Bibliografie	404
5. TRATARE REZIDUURILOR LICHIDE ȘI SOLIDE ALE CENTRALELOR TERMoeLECTRICE	406
5.1. Tratarea reziduurilor lichide	410
5.1.1. Eliminarea suspensiilor solide din apa reziduală	410
5.1.2. Separarea uleiurilor	415
5.1.3. Neutralizarea apelor reziduale	416
5.1.4. Tratarea apelor reziduale din procesele de desulfurare umedă	417
5.1.5. Declorinarea și reducerea conținutului de metale grele	419
5.2. Tratarea reziduurilor solide	421
Bibliografie	426
Lista abrevierilor și acronimelor	427

PREFACE

The global problems of human society, in the beginning of the new millennium, result of demographical growing and of increased energy consumption, are the main domain of concern and research for a lot of people. Pollution reduction, environmental protection and conservation are global problems, induced by human society development. Quality of life concept is a dynamic one and its content was continuous modified, so a certain comfort level couldn't be understood without a well healthiness and naturalness of the environment.

Energy production, by installations' and technological processes' complexity, by fuels' and another materials' characteristics, by wastes' quantity and by dimensions of land occupancies is one of the most important industrial processes, with an major impact on the environment.

The general objective of the Romanian industrial policy, the competitiveness and performances of industrial sectors' growth, are oriented through a superior turning to good account of the existent resources, in the conditions of a good compatibility of technological processes and environment. Such a policy is a compulsory one, in the conditions of the future economical globalization.

The implications of the European environmental regulations' application are, in a special way, technical and economical ones and require a sustained economical effort. But, particularly the power plants have major problems of environmental impact the only way to obtain the European environmental permits and approvals being that of pollutants' control technologies implementation.

This paper is an approach of the pollution problems and it wish to become a small contribution for the Romanian specialists' training, in the domain of environmental engineering. The attention is focused on the environmental impact of the energy production, in the classical way of fuels' combustion. Some general information about environmental engineering and risk are given too.

The content is structured in five chapters. The first chapter gives some general concepts and show the way how power plants affect environmental factors. The specific pollutants of power plants are pointed out. Some aspects regarding environmental regulatory and emissions' assessment are presented too. In the second chapter, the desulfurization technologies are presented, from iron pyrites sulfur extraction and coal gasification to flue gas scrubbing, by dry semidry and wet technologies.

The next chapter is dedicated to NO_x control technologies. The mechanisms of NO_x formation and the control technologies, from the combustion stage to flue gas treatment, are presented. A special issue is that of integrated technologies to control, simultaneously, SO₂ and NO_x emissions.

The main technologies to control particulate matter are presented in the fourth chapter. From the beginning, some aspects of the particulate dispersion, migration and sedimentation are presented. The main part of this chapter is that of electrostatic precipitation, without neglecting mechanical and wet scrubbing. Baghouse filters, hot gas ceramic filters and electrostatic precipitators' perspectives are presented too.

In the last chapter, some aspects regarding the management of wastewater and solid wastes treatment and disposal are presented.

For each of the pollutants, the control technologies are presented in a comparative way, referring to the control efficiency, investment and operational costs.

Through its contents and its structure, this book is intended to the specialists in power plants design and operation and to the students in domains of master like power engineering, and energy – environment.

This book can see the light due a hard documentation research, along several years, some training stages to the Superior Technical School for Industrial Engineers of the University of Valladolid, Spain, and also to the Treatment of Water and Pollutants Laboratory of the Superior School of Engineers of Poitiers, French being of a real importance to approach this domain of environmental impact.

The author wishes to show his gratitude to all those people who makes possible, in a way ore another, the elaboration of this book. My special gratitude is given to my family and my friends whose kindness and moral support were of a real help.

Iași, June, 2004

The Author

CONTENTS

1. THERMOENERGETICS AND THE ENVIRONMENT	3
1.1. Power plants – pollution sources	3
1.2. Pollutant's toxicity	20
1.2.1. Volatile Organic Compounds	21
1.2.2. Toxicity of Carbon Oxides	21
1.2.3. Noxious Effects of Sulfur Compounds	22
1.2.4. Toxicity and Corrosive Action of Nitrogen Oxides	23
1.2.5. Hazardous Airborne Particulate Matters	24
1.3. Environmental Legislation. Regulations	26
1.4. The Emission's Assessment	39
References for Chapter 1	49
2. SULFUR DIOXIDE EMISSIONS CONTROL	51
2.1. Sulfur Oxides Forming in Combustion Processes	52
2.2. Physical and Chemical Processes in Desulfurization	54
2.3. Sulfur Oxides Control Technologies	59
2.3.1. Pre-Combustion Fuel's Treatment	60
2.3.1.1. Inorganic Sulfur and Ash Rejection from Coals	61
2.3.1.2. Coal Gasification	65
2.3.2. Furnace Sorbent Injection	74
2.3.2.1. Pulverized Coal Combustion	74
2.3.2.2. Fluidized Bed Combustion Scrubbing	82
2.3.3. Flue Gas Desulfurization	89
2.3.3.1. Dry Scrubbing	90
❶ Calcium Compounds Injection	91
❷ Dry Desulfurization with Sodium Compounds	92
❸ Dry Technologies with Charcoal or Copper Oxide	93
2.3.3.2. Advanced Dry Technologies	94

2.3.3.3.	Semidry Scrubbing	96
2.3.3.4.	Advanced Semidry Scrubbing	99
2.3.3.5.	Wet Technologies	103
	❶ Sodium Compounds Injection	106
	❷ Ammonia Scrubbing	112
	❸ SO _x Removal by Dolomite Compounds	115
2.3.3.6.	Advanced Wet Flue Gas Desulfurization	121
2.3.3.7.	Dry Hybrid Technologies	124
2.4.	Example	131
	References for Chapter 2	134
3.	NITROGEN OXIDES EMISSIONS CONTROL	137
3.1.	Nitrogen Oxides Forming into Combustion Processes	137
3.1.1.	Thermal NO _x	139
3.1.2.	Instantaneous NO Formation	140
3.1.3.	NO _x from Fuel's Nitrogen	140
3.1.4.	The Weight of NO _x Forming Mechanisms	145
3.2.	NO _x Control Technologies	147
3.2.1.	Combustion Control	149
	3.2.1.1. Furnace's Optimal Design	152
	3.2.1.2. Staged Combustion	154
	3.2.1.3. Unstoichiometric Combustion	171
	3.2.1.4. Flue Gas Recirculation	177
	3.2.1.5. Operational Modifications	182
	3.2.1.6. Circulating Fluidized Bed Combustion	186
3.2.2.	Postcombustion Control	187
	3.2.2.1. Selective Catalytic Reduction System	188
	❶ Principle	188
	❷ SCR Arrangement	196
	❸ Reagent Considerations	198
	❹ Catalyst Design	201
	❺ SCR Reactors	212
	3.2.2.2. Nonselective Catalytic Reduction	213
	3.2.2.3. Selective Noncatalytic Reduction System	213
	❶ Process Reactions	213
	❷ Parameters which Determine the Efficiency	215
	❸ System Configuration	220
	❹ Examples of SNCR Technologies	225
	❺ Postcombustion Balance-of-Plant Impacts	228

3.2.2.4. Copper Oxide Absorbtion	230
3.2.2.5. Charcoal Adsorbtion	235
3.2.2.6. Electron Beam Reduction	237
3.2.2.7. Wet Control Technologies	241
❶ Oxidation – Absorbtion	241
❷ Absorbtion – Reduction	242
3.2.3. NO _x Control Hybrid Technologies	243
3.3. Integrated Technologies to Reduce NO _x and SO ₂	251
3.3.1. In-Furnace Integrated Technologies	251
3.3.2. Primary and Secondary Simultaneously Applied Technologies	252
3.3.3 Secondary Integrated Systems	254
References for Chapter 3	261
4. PARTICULATE CONTROL	266
4.1. Introduction	266
4.2. Particulate’s Proprieties	272
4.2.1. General Proprieties	272
4.2.2. Particulate’s Dimensions and Structure	273
4.2.3. Settling Velocity	278
4.2.4. Coagulation	291
4.2.5. Electrical Proprieties	291
4.2.6. Optical Proprieties	295
4.3. Particulate Control Equipment	296
4.3.1. Mechanical Separators	299
4.3.1.1. Gravity Settling Chambers	299
4.3.1.2. Cyclone Separators	301
4.3.2. Wet Collectors	308
4.3.2.1. Spray Chamber Scrubbers	312
4.3.2.2. Cyclonic Scrubbers	314
4.3.2.3. Venturi Scrubbers	315
4.3.3. Fabric Filters	317
4.3.4. Electrostatic Precipitators	326
4.3.4.1. The Principle of the Electrostatic Precipitation	329
4.3.4.2. Physical Basis of Particulate Separation	333
❶ Corona Discharge	333
❷ Electrical Charges Acquiring	338
❸ Particulates’ Migration	344

④ Particulate's Collecting	348
4.3.4.3. Constructive Variants	350
4.3.4.4. Electrostatic Precipitators' Constructive Elements	356
① Casing and Structural Framework	357
② Hoppers and Evacuation Devices	360
③ Inlet Flow Distribution Devices	363
④ Outlet Flow Devices	364
⑤ Bearings	364
⑥ Access Elements	365
⑦ Discharge Electrodes	365
⑧ Collection Electrodes	368
⑨ Rapper Cleaning Systems	370
⑩ Thermal Insulation	372
4.3.4.5. Electrical Equipment	372
4.3.4.6. Collection Efficiency	378
4.3.4.7. The Parameters' of Collection Efficiency	380
4.3.4.8. Basically Constructive Element's Calculus	389
4.3.5. Perspectives of Particulate Control	393
4.3.5.1. Flue Gas Distribution Modification	394
4.3.5.2. Chemical Conditioning	396
4.3.5.3. The Electrostatic Precipitators to Baghouse Conversion	396
4.3.5.4. Ceramic Hot Gas Filters	399
References for Chapter 4	404
5. LIQUID AND SOLID WASTES TREATMENT AND DISPOSAL	406
5.1. Liquid Waste Treatment and Disposal	410
5.1.1. Wastewater Suspended Solids Removal	410
5.1.2. Oil Separation and Removal	415
5.1.3. Neutralization	416
5.1.4. Flue Gas Desulfurization Wastewater Treatment	417
5.1.5. Dechlorination and Heavy Metals Reduction	419
5.2. Solids Treatment and Disposal	421
References for Chapter 5	426
Index of Abbreviations and Acronyms	427

CAPITOLUL 1

TERMOENERGETICA ȘI MEDIUL

Sectorul energetic, pe plan mondial, prin complexitatea instalațiilor și proceselor tehnologice, caracteristicilor materiilor prime, care intră în proces, și ale deșeurilor rezultate, prin numărul și dimensiunile suprafețelor de teren ocupate, este unul dintre cele mai importante procese industriale, al căror impact, asupra mediului, este major.

Politica industrială a României are, ca obiectiv general, creșterea competitivității și a performanțelor tuturor sectoarelor industriale, în vederea creșterii capacității de adaptare la cerințele pieței internaționale, în condițiile preconizatei globalizări economice mondiale. Obiectivele operaționale se concentrează către valorificarea superioară a resurselor existente și asigurarea compatibilității proceselor tehnologice, cu mediul.

Implicațiile alinierii la legislația europeană de mediu, precum și la alte reglementări internaționale, la care România este parte, sunt, în mod deosebit, de natură tehnico-economică și presupun eforturi, importante, pentru conformarea cu noile cerințe legislative. Ori, tocmai centralele electrice se confruntă cu importante probleme de mediu, de a căror soluționare depinde obținerea autorizației de mediu de funcționare, în condițiile impuse de Uniunea Europeană.

Soluționarea problemelor de mediu este direct legată de posibilitățile de a face față efortului financiar, important, necesar introducerii celor mai performante tehnologii de epurare, disponibile pe plan mondial. Astfel, numai pentru reducerea emisiilor de SO₂, din gazele de ardere, cheltuielile de investiție, la nivelul României, pot depăși un miliard de EURO [1.20].

1.1. Producerea energiei electrice – sursă de poluare

Producerea energiei electrice nu este un proces tehnologic eficient, pe deplin, în condițiile în care sunt luate în considerare aspectele de impact la mediu. Astfel, oricare dintre tehnicile de producere a energiei electrice implică o agresiune, mai mult sau mai puțin dură, asupra mediului.

Amenajările hidroenergetice, în timpul exploataării lor, determină modificări, zonale, asupra microclimatului, cu influență asupra florei și faunei. Dacă pentru speciile

cu mai largă răspândire aceste modificări pot fi minore, impactul asupra speciilor endemice poate fi unul major. O perturbare majoră a ecosistemelor se înregistrează, însă, în etapa de realizare a investițiilor, din domeniul hidroenergeticii. Defrișările, excavațiile impresionante, construcția barajelor, sunt tot atâția factori de impact major, asupra tuturor factorilor de mediu.

Centralele nucleare electrice, pe partea clasică a acestora, sunt un poluant minor, poluarea putând proveni din circuitul de răcire al centralei, din cel de tratare a agentului termic și din operațiunile de exploatare și mentenanță, curente. Dacă răcirea este în circuit deschis, poluarea se concretizează prin încălzirea apei de răcire, iar dacă răcirea este în circuit închis, poluarea se concretizează prin evaporările de la nivelul turnurilor de răcire. Indiferent, însă, care este soluția tehnică adoptată pentru circuitul de răcire, nu trebuie neglijat impactul pe care îl poate avea operațiunea de clorinare, necesară distrugerii microorganismelor, care se pot dezvolta, excesiv, în echipamentele componente ale instalației.

Pe partea reactorului nuclear, poluarea radioactivă este redusă, nedepășind radiația de fond, naturală. Pe de altă parte, poluarea, în cazul acestui tip de centrale, trebuie privită din punctul de vedere al riscului de contaminare radioactivă, majoră, efectele devastatoare ale unor accidente afectând mari areale. Evident, soluția nu este aceea de a refuza realizarea unor astfel de centrale, ci aceea de a lua toate măsurile posibile, pentru a asigura siguranța în funcționare a reactoarelor nucleare.

O altă posibilă abordare, relativ la energetica nucleară, ca sursă de poluare, ar putea lua în considerare toate procesele tehnologice, de la extragerea combustibilului nuclear, până la depozitarea deșeurilor radioactive. Chiar și în aceste condiții, energetica nucleară este, de departe, mai puțin poluantă și mai sigură decât termoenergetica.

Producerea energiei electrice, în instalații eoliene sau solare, este, cel puțin la prima vedere, o tehnică curată. Nu pot fi neglijate, totuși, modificările ce apar în distribuția curenților de aer și în volumul evaporărilor, cu efecte asupra microclimatului local. De asemenea, poate nu ar fi lipsit de interes să se analizeze poluarea indusă de producerea energiei electrice, necesare realizării instalațiilor neconvenționale, cu atât mai mult cu cât, practic, toate materialele utilizate sunt energofage.

În mod deliberat, ultima enumerată este termoenergetica clasică, bazată pe arderea combustibililor fosili, datorită impactului major, al acesteia, asupra tuturor factorilor de mediu. Agresiunea asupra mediului este datorată atât procesului de combustie, cât și tuturor proceselor conexe, de la cele extractive, la stocarea deșeurilor. Este foarte important și faptul că tocmai acest proces, intens poluant, deține ponderea, în cantitate totală de energie, produsă la nivel mondial.

Impactul la mediu este cu atât mai agresiv cu cât combustibilul este de calitate mai slabă, combustia cărbunilor energetici depășind, cu multe categorii de poluanți, cantitățile de poluanți generate de alte activități antropice. Un prim exemplu, în acest sens, poate face referire la emisiile poluante în atmosferă. Astfel, procesele de ardere a combustibililor fosili, la nivel mondial, generează următorii poluanți, cantitățile fiind date prin raportare la totalul emisiei antropice, din categoria de poluanți respectivi: 90 % oxizi de sulf; 30 ÷ 50 % monoxid de carbon; 40 % particule în suspensie; 55 %

compuși organici volatili; 15 ÷ 40 % metan și 55 ÷ 80 % dioxid de carbon [1.1, 1.27].

O imagine, mai completă, asupra impactului pe care îl are combustia cărbunilor, este dată de bilanțul chimic al unei astfel de centrale, conform reprezentării schematice din figura 1.1 [1.6].

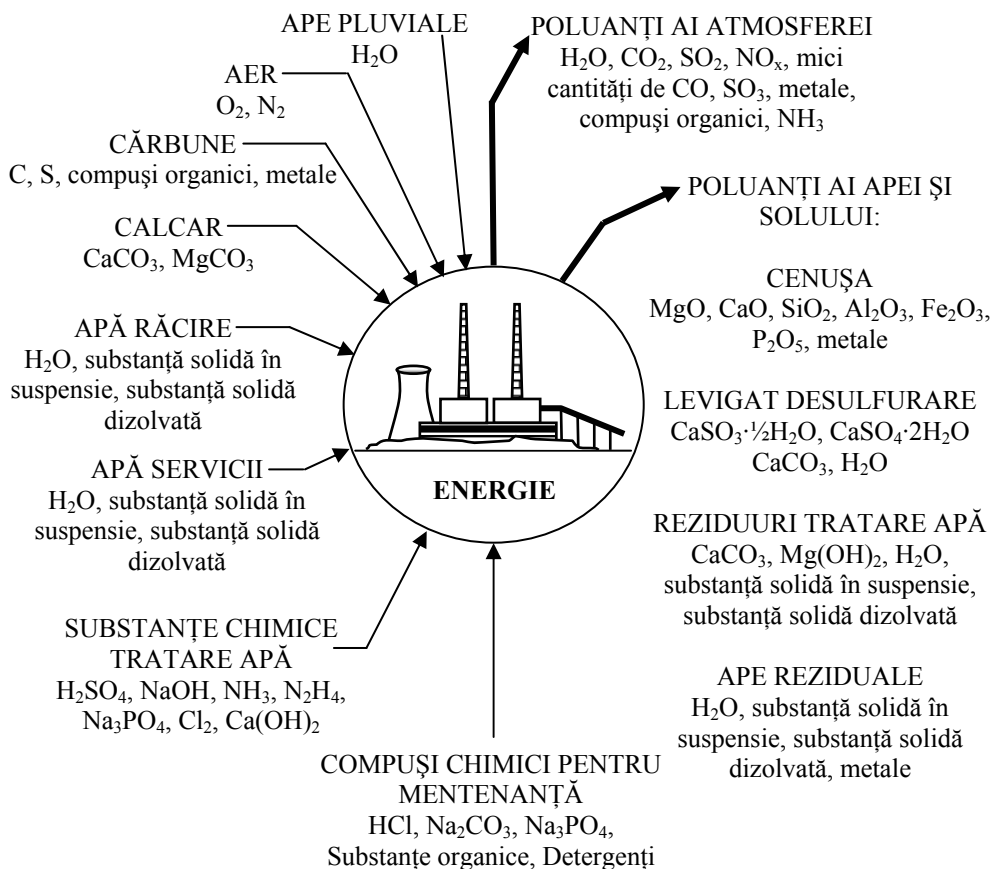


Fig.1.1. Bilanțul chimic, global, al unei centrale termoelectrice funcționând cu cărbune

La nivelul centralelor termoelectrice pot fi identificate mai multe surse de poluare, precum:

- ✓ instalațiile de transport, preparare și depozitare a combustibililor,
- ✓ instalațiile de combustie,
- ✓ instalațiile de alimentare cu apă,
- ✓ instalațiile de tratare a apei tehnologice,
- ✓ sistemele de tratare și neutralizare a apelor reziduale și canalizările aferente,
- ✓ depozitele de zgură, cenușă și sub-produse ale reacțiilor de neutralizare.

Intrările în conturul bilanțului chimic, similar unui bilanț masic, sunt: combustii-

bilul; calcarul, necesar controlului emisiei de SO₂; apa, necesară producerii de abur, răcirii circuitului termic și altor utilizări, inerente; amoniacul și catalizatorii, necesari controlului emisiei de NO_x; diferite substanțe chimice, utilizate în procesele de tratare, dedurizare și neutralizare a apei, precum și în operațiunile de mentenanță.

Cărbunile conține carbon și diferite combinații organice, ce ard, în timpul combustiei, anumite cantități de sulf, precum și o gamă largă de combinații chimice, organice și anorganice, incluzând și metale grele.

Calcarul conține, în mod esențial, carbonat de calciu și, eventual, carbonat de magneziu, însă și mici cantități de alte substanțe chimice.

Apa, funcție de proveniența acesteia, poate conține o gamă largă de substanțe, de obicei anorganice, fie în stare dizolvată, fie în suspensie.

Substanțele chimice utilizate în tratarea apei tehnologice sunt: calcar și coagulanți – pentru operațiunea de pre-tratare; acid sulfuric, acid clorhidric și hidroxid de sodiu – schimbători de ioni, în procesele de neutralizare și regenerare; amoniac, hidrazină și fosfați de sodiu – pentru condiționarea apei din circuitul apă-abur; inhibitori de colmatare și eroziune, clor și acid sulfuric – pentru condiționarea apei de răcire. O serie de alte substanțe chimice, acizi, baze și compuși organici, sunt utilizate pentru întreținerea instalațiilor, inclusiv pentru curățarea periodică a schimbătoarelor de căldură.

Multitudinea de reacții chimice, care au loc în toate procesele tehnologice din centrale, schimbă caracteristicile materialelor, intrate în contur, generând, astfel, reziduuri, ce trebuie stocate, in-situ, sau eliberate în mediul înconjurător, poluând, în oarecare măsură, toți factorii de mediu.

Cantitativ, principalii poluanți ai solului sunt cenușa, zgura și compușii calciu-sulf, rezultați în urma desulfurării gazelor de ardere. Nu pot fi, totuși neglijate infiltrările de combustibili lichizi și de lubrifianți, precum și de ulei de transformator.

Reziduurile lichide rezultă din mai multe procese tehnologice. Principala sursă de poluare este procesul de tratare a apei, ce urmează a fi utilizată în circuitul apă-abur. Altă sursă de reziduuri lichide, importantă, este procesul de răcire a agentului termic. Acesta poluează prin evaporări sau prin încălzirea emisarului, precum și prin deversarea unor substanțe chimice. O a treia sursă de poluare, majoră, a apei sunt procesele de desulfurare a gazelor de ardere și de transport a zgurii și cenușii. Nu trebuie neglijat faptul că centralele sunt instalații industriale de mari dimensiuni, care necesită mentenanță permanentă, reziduuri lichide rezultând în urma operațiunilor de curățare a diverselor echipamente. De asemenea, nu trebuie neglijate scurgerile de lubrifianți și reziduurile din instalațiile sanitare.

Apele pluviale pot contribui la transferarea poluanților, prin dizolvarea unor compuși chimici.

Arderea combustibililor fosili este o sursă, majoră, de poluare a atmosferei, cu efecte directe, asupra populației, dar și cu efecte indirecte, concretizate prin ploii acide și accentuarea efectului de seră. Pe lângă principalii poluanți, rezultați în procesul de combustie, noi gaze poluante rezultă și din procesele de tratare a unor poluanți gazoși.

În aceste condiții, analiza poluării generate de centralele termoelectrice trebuie să ia în considerare următoarele aspecte: poluarea aerului cu particule solide, gaze toxice

(SO₂, NO_x, CO, CO₂, NH₃, HCl etc.) și prin evaporări; poluarea zonelor de deversare a apelor uzate, cu substanțe chimice, dizolvate și în suspensie; poluare termică a emisarilor; poluarea solului, a pânzei freatice și a emisarilor cu diverse substanțe chimice; poluarea determinată de circuitele hidrotehnice, care pot deveni surse de poluare a aerului, prin evaporări, la nivelul turnurilor de răcire; poluarea determinată de depozitele de zgură și de cenușă, care contaminează solul și pânza de apă freatică, prin exfiltrații, dar și aerul, prin particulele solide antrenate de vânt; poluarea fonică, datorată agregatelor rotative și eșapărilor în atmosferă; poluarea estetică, datorată rețelelor electrice și termice, coșurilor de fum și turnurilor de răcire; poluarea electromagnetică, generată de instalațiile de înaltă și foarte înaltă tensiune.

Poluarea atmosferei determină, practic, cel mai agresiv impact asupra mediului, nu numai datorită cantității și diversității poluanților, ci și datorită afectării unor largi areale geografice, motiv pentru care poluarea atmosferei nu mai reprezintă o problemă locală, ci are caracter de global. Prin efecte și prin extinderea lor, geografică și temporală, poluarea atmosferei poate fi clasificată în una dintre următoarele categorii [1.31]:

- ✓ poluare de proximitate, la nivel local, a cărei scară de timp este de ordinul orelor; principalii poluanți atmosferici (SO₂, NO_x, CO, O₃, Pb, pulberi) au efecte imediate asupra sănătății oamenilor și ecosistemelor;
- ✓ poluare distribuită, la nivel regional, a cărei scară de timp este de ordinul zilelor; principalele efecte ale acestui tip de poluare sunt acidifierea, eutrofizarea și poluarea fotochimică;
- ✓ poluarea globală, la nivel planetar, a cărei scară de timp este de ordinul anilor; rezultate ale acestui gen de poluare sunt accentuarea efectului de seră și distrugerea stratului de ozon stratosferic.

O imagine asupra poluării atmosferei, prin activități antropice, precum și a evoluției acesteia, din ultimele decenii, rezultă din datele prezentate în următoarele tabele. Aceste date sunt valabile pentru zonele metropolitane ale Franței [1.32]. Din aceste date rezultă, de asemenea, repartizarea emisiilor de principali poluanți (SO₂, NO_x, CO, compuși organici volatili), pe sectoarele de activități antropice.

Tabelul 1.1. Emisia de SO₂, dată în kt, pentru zonele metropolitane ale Franței

Anul	Energetică	Industrie	Sectorul terțiar	Agricoltura	Transporturi		TOTAL
					Rutiere	Altele	
1960	638	689	298	13	31	105	1774
1970	1179	911	535	32	81	41	2779
1980	1743	938	349	32	127	24	3214
1990	591	426	133	21	139	16	1326
1995	425	322	87	15	114	14	978
2000	308	197	77	11	22	12	627
2001	256	192	76	11	23	13	570
2002	244	181	64	11	24	13	537
2003	262	174	61	11	24	13	544

Tabelul 1.2. Emisia de NO_x, dată în kt, pentru zonele metropolitane ale Franței

Anul	Energetică	Industrie	Sectorul terțiar	Agricul-tură	Transporturi		TOTAL
					Rutiere	Altele	
1960	155	268	51	109	177	90	848
1970	226	411	117	230	445	93	1523
1980	358	370	116	264	827	89	2024
1990	150	236	94	253	1093	71	1897
1995	133	192	96	225	987	71	1704
2000	153	174	95	216	728	66	1431
2001	127	180	105	217	695	71	1395
2002	133	173	94	228	649	74	1352
2003	139	170	91	211	603	75	1289

Tabelul 1.3. Emisia de CO, dată în kt, pentru zonele metropolitane ale Franței

Anul	Energetică	Industrie	Sectorul terțiar	Agricul-tură	Transporturi		TOTAL
					Rutiere	Altele	
1960	65	4038	2115	669	2422	181	9489
1970	69	5275	2086	686	6573	165	14852
1980	65	4627	1783	637	8542	156	15810
1990	35	1973	1932	655	6258	94	10947
1995	28	1908	1781	605	4477	115	8913
2000	30	1565	1658	633	2607	132	6624
2001	31	1410	1726	609	2351	134	6261
2002	28	1565	1557	654	2001	149	5954
2003	28	1540	1553	631	1732	149	5633

Tabelul 1.4. Emisia de compuși organici volatili (COV), dată în kt, pentru zonele metropolitane ale Franței

Anul	Energetică	Industrie	Sectorul terțiar	Agricul-tură	Transporturi		TOTAL
					Rutiere	Altele	
1990	176	601	401	226	1051	44	2499
1995	120	522	382	232	802	50	2107
2000	96	511	368	210	479	55	1719
2001	88	489	371	218	425	57	1648
2002	83	480	338	216	364	61	1542
2003	80	479	338	210	313	61	1481

Din tabelele 1.1 ÷ 1.4, se poate observa că principalii poluanți ai atmosferei, rezultați din procesele de generare a energiei, sunt oxizii de sulf (exprimați în echivalent SO₂) și oxizii de azot. Emisia de monoxid de carbon și de compuși organici volatili este, practic, nesemnificativă, în raport cu poluarea generată de alte industrii și de transporturile rutiere. Nu trebuie, însă, neglijat faptul că energetica este și un poluator, important, cu particule aeropurtate.

Reducerea spectaculoasă a emisiile de SO₂ și NO_x, în energetica Franței, după a-

nii 1980, este datorată amplului program nuclear, prin care aproximativ 80 % din energia electrică este produsă în centrale nucleare electrice, și acțiunilor, susținute, de gestionare eficientă a energiei. O asemenea structură a generării energiei nu se regăsește, însă, și în alte țări, preponderentă fiind producerea energiei prin arderea combustibililor fosili. În aceste condiții, ponderea pe care o deține energia, în poluarea atmosferei, este similară celeia din Franța, de la începutul anilor '80: SO_2 – 54 %; NO_x – 17,7 %. Astfel, pentru Germania și Statele Unite ale Americii, la nivelul anului 1995, producerea energiei electrice deține următoarele ponderi, în poluarea atmosferei: SO_2 – 6 %; NO_x – 25 %; particule aerourate – 15 % și CO – 1 %.

În ceea ce privește emisiile poluante, evacuate în aerul atmosferic, România se încadrează în rândul țărilor europene, în care energia este produsă, majoritar, prin arderea combustibililor fosili, așa cum se poate observa din figura 1.1 [1.39]. Mai mult, la nivelul anului 1998, emisiile de NO_x au fost mai reduse decât cele ale instalațiilor din Franța. Sigur, acest nivel redus al emisiilor de NO_x nu trebuie privit ca pe un succes al aplicării unor tehnologii de denitrurare, fiind, mai degrabă, rezultatul producției scăzute de energie electrică, în centralele termoelectrice.

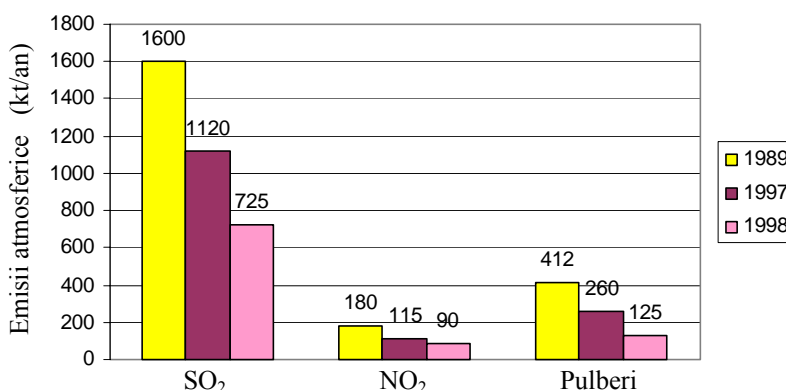


Fig. 1.2. Emisii atmosferice ale energiei din România

Emisiile specifice de poluanți ale termocentralelor din România, la nivelul anului 2002, sunt următoarele: 12,53 g/kWh – SO_2 ; 1,75 g/kWh – NO_x ; 1,82 g/kWh – pulberi; 624 g/kWh – CO_2 [1.39]. Comparativ, centralele din SUA, având puteri de 400 MW, în care se arde cărbune pulverizat, au o emisie de CO_2 de ordinul a 1000 g/kWh [1.5].

Parlamentul European, prin Comisia de mediu, sănătate publică și politici ale consumului, își propune reglementarea emisiilor atmosferice de SO_2 , NO_x , compuși organici volatili și NH_3 , la nivelul fiecărei țări din actualul Grup al celor 15 (CE15), astfel încât, în anul 2010, să se reducă, semnificativ, emisiile actuale. Limitele maxime admisibile ale emisiilor vor fi, probabil, cele date în tabelul 1.5 [1.38].

România, în efortul de aderare la Uniunea Europeană, a stabilit strategia de protecție a mediului, direcțiile prioritare, pentru energetică, fiind următoarele [1.14]:

- ✓ utilizarea cărbunelui și a păcurii cu conținut redus de sulf;

- ✓ creșterea randamentelor de producere a energiei electrice, prin lucrări de reabilitări și modernizări;
- ✓ perfecționarea proceselor de control și reglare a arderii, odată cu efectuarea lucrărilor de mentenanță, reabilitare și modernizare;
- ✓ creșterea performanțelor electrofiltrelor;
- ✓ introducerea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (vezi § 3.2.1.2.);
- ✓ instalarea de sisteme de desulfurare (vezi § 2.3.2. și § 2.3.3.);
- ✓ perfecționarea managementului energie-mediu;
- ✓ casarea instalațiilor cu uzură, fizică și morală, avansată.

Tabelul 1.5. Limitele maxime admisibile de poluanți atmosferici, preconizate pentru 2010

Țara	SO ₂ (kilotone)	NO _x (kilotone)	COV (kilotone)	NH ₃ (kilotone)
Anglia	479	1181	964	264
Austria	40	91	129	67
Belgia	76	127	102	57
Danemarca	77	127	85	71
Finlanda	116	152	110	31
Franța	218	679	932	718
Germania	463	1051	924	413
Grecia	546	264	173	74
Irlanda	28	59	55	123
Italia	566	869	962	430
Luxemburg	3	8	6	7
Olanda	50	238	156	104
Portugalia	141	144	102	67
Spania	746	781	662	353
Suedia	67	152	219	48
Total, CE15	3634	5923	5581	2827

1.2. Toxicitatea poluanților din termoenergetică

Din punct de vedere ecologic, există importante deosebiri între diversele categorii de poluanți. Astfel, se deosebesc [1.18, 1.25, 1.31]:

- ✓ poluanți cu acțiune directă asupra organismului uman, cum sunt oxizii de azot, oxizii de sulf, monoxidul de carbon și unele metale grele;
- ✓ poluanți cu acțiune directă asupra vegetației, cum sunt dioxidul de sulf și combinațiile clorului cu hidrogenul;
- ✓ poluanți care stau la baza formării de acizi, cum sunt SO₂, SO₃, NO și NO₂;
- ✓ poluanți care devin factori de influență ai climei, așa cum sunt CO₂, NO₂ și N₂O, precum și factori importanți în accentuarea efectului de seră sau care contribuie la distrugerea ozonului stratosferic.

1.2.1. Compuși organici volatili

Cei mai reprezentativi compuși organici volatili sunt produsele petroliere: benzină, eteri de petrol, benzen, acetonă, cloroform, eteri, fenoli, sulfură de carbon etc. Cele mai mari cantități sunt generate de motoarele cu ardere internă, însă, nu pot fi neglijate cantitățile produse de termoenergetică sau de incinerarea deșeurilor.

Impactul asupra mediului este similar celui determinat de ozonul troposferic, deoarece COV și NO_x contribuie, în mod decisiv, la formarea ozonului [1.18].

În anumite țări, precum SUA, concentrațiile de compuși organici volatili, ca și cele de NO_x, nu sunt, actualmente, normate, însă, nocivitatea lor este pusă în evidență prin concentrația ozonului, fiind impuse limite drastice acestui poluant. În Germania, sunt normate concentrațiile de hidrocarburi, la fel ca și în țara noastră, unde, prin STAS 12574-87, sunt prevăzute concentrațiile maxime admisibile pentru fenoli, benzen etc.

1.2.2. Acțiunea toxică a oxizilor de carbon

Monoxidul de carbon este un gaz inodor și incolor, care rezultă, în principal, prin arderea diversilor carburanți. CO este unul dintre toxicii cu mare răspândire, în mediile urbane, puternic industrializate, sursa principală de poluare fiind motoarele cu ardere internă. Sursele staționare pot genera emisii de CO, importante, numai în condițiile unei conduceri incorecte a procesului de combustie [1.1, 1.4, 1.6, 1.44].

Impactul la mediu se caracterizează prin aceea că, odată inhalat, CO înlocuiește oxigenul, în circulația sângelui, determinând tulburări de vedere, reducerea capacității mentale și fizice și, chiar, efecte grave asupra sistemului nervos, cardiovascular și pulmonar [1.36].

Proprietățile fizico-chimice ale CO, care-l fac atât de ușor permeabil în sânge sunt: densitate apropiată de aceea a aerului, difuzibilitate mare și afinitatea mare a hemoglobinei, pentru CO.

Conform standardului 12574-87, concentrațiile maxime admisibile de CO sunt de 6 mg/m³ pentru media de scurtă durată (30 min.) și 2 mg/m³ pentru media pe 24 ore. În SUA, concentrația maximă este de 10 μg/m³ pentru media pe 8 ore.

Dioxidul de carbon este toxic numai în concentrații foarte mari (de peste 5000 ppm). CO₂ influențează clima, prin accentuarea efectului de seră, contribuția care-i revine fiind apreciată la 50 % [1.13, 1.18, 1.21, 1.25].

Până în prezent, nu există soluții viabile, din punct de vedere tehnic și economic, pentru eliminare a emisiilor de CO₂. Singura soluție fezabilă, în stadiul actual, este aceea a creșterii eficienței proceselor de producere, transformare și utilizare a energiei electrice și termice sau dezvoltarea energiei nucleare și a generării prin tehnici neconvenționale. La nivel mondial, se urmărește reducerea emisiilor actuale de CO₂, la nivelul anului 1990.

Omenirea nu trebuie să uite că, din fericire, procesul de asimilare clorofiliană consumă CO₂, generând glucide și oxigen.

1.2.3. Efectele nocive ale compușilor sulfului

Principala sursă de poluare a atmosferei cu oxizi de sulf o constituie centralele termoelectrice care ard cărbuni și păcură și ale căror emisii pot depăși 60 % din totalul emisiilor de oxizi de sulf, raportate la SO₂.

În procesul de combustie, cea mai mare parte (peste 95 %) a sulfului, conținut de combustibil, se transformă în SO₂, iar restul în SO₃ (§ 2.1.). Conversia SO₂, în SO₃, are loc în flacără, dar numai în arderii cu exces mare de oxigen. Oxidarea suplimentară a SO₂ poate avea loc și în canalele de gaze de ardere, în prezența oxizilor de vanadiu și, chiar, de fier, care au rol de catalizator al reacției de oxidare a SO₂, la SO₃. Această reacție poate avea o cinetică ridicată, la nivelul reactoarelor catalitice ale sistemelor de denitrurare (§ 3.2.2.1.), perturbând funcționarea acestora.

Evacuat în atmosferă, SO₂ reacționează, în proporție de 1 ÷ 2 %/h, cu oxigenul, sub acțiunea radiațiilor ultraviolete, generând SO₃. Acest gaz reacționează cu vaporii de apă și formează acidul sulfuric. În perioadele cu ceață și în zilele foarte umede, se atinge un grad de transformare de până la 15,7 %.

SO₂ este un gaz incolor, cu miros înăbușitor și pătrunzător. Impactul la mediu al gazului SO₂ se concretizează prin amplificarea efectelor bolilor respiratorii cronice. În concentrații scăzute, provoacă spasm și contracția mușchilor căilor respiratorii superioare, iar în concentrații mari, provoacă arsura mucoaselor respiratorii și conjunctivale, tulburări de respirație, senzație de sufocare.

Efectele nocive ale SO₃ sunt prezentate, în tabelul 1.6, pentru diferite concentrații ale acestui gaz în aerul atmosferic [1.10].

Tabelul 1.6. Efectele nocive ale SO₃ în aer

Concentrația (ppm)	Efecte fiziologice	Observații
0,3 ÷ 1,0	Se face simțit prin miros	Concentrații tolerabile în ateliere și zone de lucru.
1 ÷ 10	Este posibilă iritarea căilor respiratorii și a ochilor	Posibilități de suportare scăzând până la o oră cu creșterea concentrației.
10 ÷ 100	Iritarea accentuată a ochilor și a căilor respiratorii superioare	Idem, ca mai sus.
150 ÷ 650	Atac al aparatului respirator	O jumătate de oră, până la o oră, de expunere poate pune viața în pericol, funcție de individ.
10000 sau 1%	Paralizie respiratorie, progresivă	Concentrație rapid mortală. O iritare vie a părților umede ale pielii, ce apare după câteva minute, este un indiciu al intoxicației.

Prezența oxizilor de sulf, în mediul ambiant, se manifestă atât prin lezarea, directă, a plantelor, cât și prin modificarea compoziției apei și solului. Astfel, SO₂, în concentrație mare, distruge clorofila, acțiunea sa amplificându-se, prin sinergism cu NO₂.

Oxizii de sulf, respectiv acizii sulfuroși și sulfuric, care rezultă prin hidratarea acestora, determină fenomene de coroziune, decolorarea diferitelor materiale, reducerea

rezistenței și a elasticității unor compuși organici.

În România, standardul I2574-87 normalizează concentrațiile maxime de SO₂ astfel: 0,75 mg/m³- medie pe 30 min., 0,25 mg/m³- medie pe 24 ore și 0,01 mg/m³- medie anuală. Standardul SUA indică, pentru emisiile, de SO₂, rezultate din centralele electrice și din industrie, o cantitate de 0,365 mg/m³- medie pe 24 ore.

Hidrogenul sulfurat, sau acidul sulfhidric, este un gaz incolor, cu miros neplăcut, toxic, solubil în apă, perceptibil numai în cantități și concentrații foarte mici. Sursa principală a emisiilor de H₂S o reprezintă industria petrochimică, însă și anumite procese din energetică, precum producerea apei grele și gazeificarea cărbunilor, sunt surse de poluare cu hidrogen sulfurat.

Toxicitatea accentuată a H₂S determină un impact agresiv asupra organismelor vii. Respirat, în concentrație mare, el provoacă moartea, prin formarea unor combinații cu hemoglobina și prin paralizia centrului nervos, care comandă respirația. În concentrație mică, este mai puțin periculos, deoarece organismul uman poate descompune, în timp, anumite cantități de H₂S. În concentrații foarte mici, de 0,0014 ÷ 0,0028 mg/l, are miros foarte neplăcut, fapt care avertizează asupra prezenței poluantului.

Concentrațiile de H₂S, indicate în STAS I2574-87, sunt următoarele: 0,015 mg/l - pentru media pe 30 min. și 0,008 mg/l - pentru media pe 24 ore.

1.2.4. Acțiunea toxică și corosivă a compușilor azotului

Principalii poluatori ai atmosferei, cu oxizi de azot (NO_x), sunt sursele mobile, însă, nu poate fi neglijată poluarea generată de surse staționare, precum: centralele electrice, întreprinderile industriale, locuințele cu surse proprii de încălzire.

Prin agresivitatea și toxicitatea lor, oxizii de azot și acidul azotic sunt extrem de periculoși pentru om. Ei atacă mucoasele, căile respiratorii și transformă oxihemoglobina în metahemoglobină, fapt care poate conduce la paralizii. O expunere mai îndelungată la acțiunea oxizilor de azot, chiar și la concentrații foarte mici (de numai 0,5 ppm), slăbește organismul uman, sensibilizându-l, foarte mult, la infecții bacteriene. Acest gen de influență este mai pregnantă la copii. În plus, trebuie menționat faptul că toxicitatea oxizilor de azot crește, foarte mult, prin sinergism cu alte substanțe toxice.

Acidul azotic, format din reacția NO₂ cu H₂O, determină apariția mai multor tipuri de coroziune, ce afectează, grav, construcțiile metalice. H₂NO₃ formează azotați, prin reacție cu diferiți cationi, prezenți în atmosferă. Aceștia au acțiune corosivă asupra cuprului, alamei, aluminiului, nichelului etc., distrugând rețele electrice și de telecomunicație. Aceste procese pot avea loc chiar și la concentrații foarte mici ale oxizilor de azot, în aerul atmosferic (0,08 ppm).

Caracterul puternic oxidant și nitrurant al oxizilor de azot și al acidului azotic este principala cauză a distrugerii maselor plastice, lacurilor și vopselelor, utilizate, ca acoperiri de protecție, în instalații industriale. NO_x acționează, distructiv, asupra materialelor de construcție, din grupa carbonaților (marmura). Oxizii de azot pătrund în microfisurile acestor materiale, formează nitrați, care, prin cristalizare, măresc fisurile.

Măsurile primare și secundare, aplicate pentru reducerea emisiilor de oxizi de azot, sunt, întotdeauna, însoțite de producerea unor emisii secundare de CO, N₂O și NH₃. Se înregistrează, astfel, o creștere, cu până la 10 %, a concentrației anuale de N₂O, la nivelul troposferei.

Efectul nociv al N₂O este dublu. În primul rând, trebuie menționată contribuția pe care acesta o are la intensificarea efectului de seră. Cel mai nociv efect al prezenței N₂O, în atmosferă, este, însă, acela de distrugere a stratului protector de ozon. Astfel, N₂O face parte din categoria gazelor inerte, în troposferă, dar nocive în stratosferă, datorită efectului său catalitic, în cadrul unor reacții fotochimice ce dezvoltă radicali activi, care distrug ozonul. Fenomenul este puternic accentuat de faptul că durata de viață a N₂O este foarte mare (până la 180 ani) [1.10].

Standardul 12574-87 prevede, pentru NO₂, concentrații maxime admisibile de 0,3 mg/m³ - medie pe 30 min.; 0,1 mg/m³ - medie pe 24 ore și 0,01 mg/m³ - medie anuală.

Amoniacul este un compus hidrogenat al azotului, este un gaz incolor, cu miros puternic, înecăcios. Amoniacul se dizolvă foarte ușor în apă. Astfel, un litru de apă, la temperatura de 0 °C, dizolvă 1150 l de amoniac. Soluțiile de amoniac au densitate mai mică decât apa și reacție bazică.

Sursa principală de poluare cu NH₃ este chiar procesul de fabricare al acestuia. O altă sursă de emisie a NH₃ o reprezintă procesele tehnologice de producere a acidului azotic, azotatului de amoniu și ureei. În sfârșit, o sursă de poluare cu NH₃, importantă cantitativ, provine din agricultura zonelor cu vegetație intensă. Emisiile antropice de NH₃ reprezintă 80 % din totalul de astfel de emisii, la scară planetară. Nu trebuie neglijată emisia de NH₃ din sistemele de tratare a emisiilor de NO_x ale centralelor electrice.

Efectul NH₃, asupra organismelor, este sufocarea. La expuneri îndelungate sau repetate, căile respiratorii sunt grav afectate. Deoarece amoniacul din aer se dizolvă, foarte ușor, în apă, el este antrenat, de precipitații, și ajunge în apele de suprafață, participând la eutrofizarea acestora.

1.2.5. Substanțe toxice aeropurtate

Turnătoriile de metale, rafinările, sursele staționare de ardere a combustibililor, emit substanțe anorganice aeropurtate, precum: plumb, cadmiu, arsen, crom, mercur, beriliu, dar și substanțe organice (clorura de vinil, benzenul). Emisiile de substanțe toxice, aeropurtate, ajung în atmosferă, direct sau indirect, prin intermediul gazelor evacuate, la coșurile înalte ale diferitelor industrii [1.29, 1.34].

Expunerea, la aceste substanțe toxice, poate fi directă, prin inhalarea lor, dar și indirectă, prin consumarea alimentelor și a apei contaminate. Aceste substanțe se acumulează în organism, putând afecta sănătatea. Astfel, beriliul provoacă boli pulmonare, ale ficatului, rinichilor, splinei și glandelor limfatice; arsenul provoacă boli maligne; benzenul provoacă leucemie; clorura de vinil provoacă cancerul ficatului și al plămânilor. Numeroase alte substanțe toxice aeropurtate afectează căile respiratorii, plămânii și produc dereglări ale sistemului nervos [1.9, 1.23, 1.30].

Pentru unele dintre substanțele aeropurtate, s-au luat măsuri de diminuare a cantităților emise, exemple, în acest sens, fiind fabricarea benzinelor fără Pb, înlocuirea freonilor și halonilor, cu alte substanțe, care nu afectează ozon troposferic [1.18, 1.24].

Pentru unele substanțe toxice aeropurtate sunt indicate concentrațiile maxime admisibile în STAS 12574-87. Astfel, concentrațiile maxime admisibile, ca medii zilnice, sunt: 0,007 mg/l - pentru plumb; 0,003 mg/l - pentru arsen și 0,8 mg/l - pentru benzen.

Din categoria substanțelor aeropurtate, temporar, fac parte și pulberile sedimentabile și cele în suspensie. Diferența dintre acestea este doar de viteză de sedimentare gravitațională, strâns legată de densitatea substanțelor și de dimensiunile particulelor.

Sursele antropice de poluare cu particule în suspensie sunt: fabricile de ciment și azbest, laminoarele de oțel, turnătoriile de metale, centralele termoelectrice, care funcționează cu combustibili solizi, instalațiile de decorticare a bumbacului, motoarele Diesel, elevatoarele pentru manipularea cerealelor, șantierele de construcție etc.

Pulberile, praful, aerosolii și fumul pot avea efecte negative asupra mediului, pe termen scurt sau lung. În ceea ce privește afectarea sănătății umane, efectele constau în iritarea ochilor, a gâtului și în reducerea rezistenței la infecții. Particulele în suspensie, provenite de la eșapamentul motoarelor Diesel, pot produce cancer pulmonar. Unele pulberi pot aduce prejudicii florei și faunei sau pot cauza coroziunea unor construcții.

Cenușa zburătoare, eliminată prin coșurile de fum ale instalațiilor de ardere, praful de cenușă, fin, antrenat de vânt, din haldele de depozitare, și praful de cărbune, provenit din haldele de cărbune sau din transportul și prepararea acestuia, pe lângă faptul că se constituie într-o noxă solidă, au efect de contaminare a mediului și prin vehicularea gazelor nocive la distanțe mari, în raport cu locul emisiei. Un asemenea exemplu îl constituie monoxidul de carbon, care poate să ajungă la distanțe foarte mari, de locul unde a fost emis, numai purtat de praful de cenușă.

Toxicitatea accentuată a poluanților atmosferei a determinat Organizația Mondială a Sănătății să impună limite maxime admisibile pentru diferiții poluanți, funcție de durata de expunere. Pentru principalii poluanți atmosferici ai proceselor de combustie, aceste valori limită sunt date în tabelul 1.7 [1.33].

Tabelul 1.7. Valori maxime admisibile, impuse de Organizația Mondială a Sănătății, pentru o serie de poluanți atmosferici

Poluantul	Cantitatea maximă ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	Durata de expunere
Dioxid de sulf (SO_2)	500	10 minute
	350	1 oră
	100 ÷ 150	24 ore
	40 ÷ 60	1 an
Dioxid de azot (NO_2)	400	1 oră
	150	24 ore
Monoxid de carbon (CO)	30	1 oră
	10	8 ore

Tabelul 1.7. - continuare

Particule aflate în suspensie în fumul negru	100 ÷ 150 ^{*)}	24 ore
	40 ÷ 60 ^{*)}	1 an
Cantitatea totală de particule aeropurtate	150 ÷ 230	24 ore
	60 ÷ 90 ^{*)}	1 an
Particule mici (mai mici de 10 μm), ce pătrund în plămâni	70 ^{*)}	24 ore
Plumb	60 ÷ 90	1 an

^{*)} – Valori orientative, pentru cazul expunerii simultane la dioxid de sulf și particule, aceste valori putând să nu fie aplicate atunci când este prezentă numai una dintre cele două componente.

1.3. Legislație de mediu. Normative

Poluarea mediului este dintre problemele, sociale și economice, contemporane, proporțiile alarmante ale poluării impunând adoptarea unor măsuri legislative severe.

Starea mediului preocupă țările membre ale Organizației Națiunilor Unite, care și-au propus dezvoltarea unor activități comune, în domeniul protecției și conservării mediului, mai ales prin introducerea unor legislații naționale și internaționale.

Pe linia reuniunilor, la nivel înalt, care și-au propun dezbateră și găsirea de noi soluții pentru rezolvarea problemelor globale ale protecției mediului, se înscrie și Conferința Națiunilor Unite privind Mediul și Dezvoltarea, care a avut loc la Rio de Janeiro, în iulie 1992. Esențială a fost decizia țărilor participante pentru o dezvoltare durabilă, prin abordarea integrată a aspectelor economice și sociale, de mediu. Cu prilejul acestui summit, a fost adoptată Convenția-cadru a Națiunilor Unite asupra Schimbărilor Climatice, prin care, țările semnatare se angajau să reducă emisiile de gaze cu efect de seră.

Protocolul semnat la a treia Conferință a Părților semnatare ale Convenției, care a avut loc la Kyoto, în anul 1997, stabilește termene și sarcini pentru reducerea nivelului emisiilor poluante. Astfel, țările industrializate vor trebui să reducă emisiile, în perioada 2008 – 2012, cu aproximativ 5,2 %, în raport cu acelea din anul 1990.

Protocolul de la Kyoto va intra în vigoare atunci când va fi ratificat de cel puțin 55 dintre țările semnatare, dar numai în condițiile în care totalul emisiilor poluante ale acestor țări au o pondere de 55 %, din poluarea generată de țările semnatare a Convenției-cadru de la Rio. Până în luna iulie 2003, Protocolul a fost ratificat de 11 țări, însă ale căror emisii nu reprezintă decât 44,2 % din totalul emisiilor țărilor semnatare. Statele Unite ale Americii și Australia au declarat ca nu vor semna Protocolul, astfel încât, pentru adoptarea internațională a acestuia rolul decisiv îi revine Rusiei [1.7]. Chiar și în aceste condiții, țările Uniunii Europene își mențin angajamentul de reducere, cu 8 %, a emisiilor, angajament care trebuie preluat de țările membre, prin sarcini specifice, pentru fiecare dintre ele.

România a ratificat Convenția-cadru a Națiunilor Unite asupra Schimbărilor Climatice, prin legea 24/1994, și este înregistrată în Anexa I la Convenție, ca țară în tranziție. România este prima țară, dintre cele înregistrate în Anexa I, care a ratificat

Protocolul de la Kyoto, prin legea 3/2001. Angajamentul României, pentru reducerea gazelor cu efect de seră, este același cu cel al țărilor membre ale Uniunii Europene, însă, reducerea emisiilor, cu 8 %, va fi raportată la anul 1989, și nu la anul 1990. Asigurarea îmbunătățirii condițiilor de mediu poate impune: oprirea sau reducerea activităților intens poluante, restructurări industriale, refacerea treptată a mediului și prevenirea, prin control continuu, a oricăror evenimente de natură să afecteze mediul [1.4, 1.8, 1.15, 1.35]. Pe de altă parte, lipsa actuală de fonduri, la nivelul întregii economii românești, impune obținerea de împrumuturi și subvenții, pentru intervențiile foarte costisitoare. Pot fi luate, însă, măsuri pentru introducerea unor mecanisme de descurgere a întârzierii în luarea deciziilor, cu privire la mediu, și pentru valorificarea, economică, a deșeurilor, rezultate din aplicarea unor procedee nepoluante sau de captare a unor emisii poluante [1.21, 1.23].

În România, protecția și conservarea mediului înconjurător constituie o problemă de interes național. Cele mai importante acte normative, care conțin reglementări referitoare la protecția mediului sunt: Constituția, legile cu referire la mediu, decretele, hotărârile, tratatele și convențiile internaționale. Legislația existentă nu acoperă întreaga gamă de aspecte, ea trebuind completată cu noi acte normative, atât în ceea ce privește respectarea principiilor generale de protecție a mediului, cât și aplicarea acestora, respectând, în același timp, tradiția românească, în domeniu.

Legislația de mediu din România este în deplin acord cu legislația europeană. Reglementările europene, în domeniul mediului, pot fi clasificate în următoarele categorii:

- ✓ Legislație de mediu, un ansamblu de 300 acte normative (directive, regulamente, decizii, recomandări); la rândul său, legislația europeană de mediu poate fi clasificată în:
 - legislație orizontală, așa cum este aceea referitoare la managementul de mediu;
 - legislație sectorială, orientată pe probleme specifice, cum sunt calitatea aerului, managementul deșeurilor, calitatea apei, protecția naturii, controlul poluării industriale și managementul riscului (pentru substanțe chimice și substanțe organice modificate genetic; pentru poluarea sonoră, generată de vehicule și utilaje; pentru securitatea nucleară și protecția împotriva radiațiilor);
- ✓ Documente cu caracter politic, un pachet de cinci programe de acțiune, de politici și strategii sectoriale, comunicate și declarații; toate aceste documente nu au forță juridică;
- ✓ Acquis comunitar de mediu, care, actualmente, reprezintă un pachet redus de reglementări, format din 70 directive și 11 regulamente, adoptate în baza tratatelor constitutive, tratatelor internaționale, semnate de Consiliul Europei, și a principiilor rezultate din jurisprudența Curții Europene de Justiție.

Cadrul legislativ, din domeniul protecției mediului, își propune prevenirea și reducerea poluării, de orice natură, conservarea și păstrarea calității factorilor de mediu, gospodărirea responsabilă a resurselor naturale și evitarea supraexploatării, reconstrucția ecologică a zonelor afectate de poluarea generată de activitățile antropice și feno-

menele naturale distructive, precum și păstrarea unui echilibru între mediul natural și calitatea vieții [1.2, 1.19, 1.23, 1.26].

În România, legea de bază, în acest domeniu, este Legea Protecției Mediului (Legea 137/1995, republicată în anul 2000 și, ulterior, modificată prin Ordonanța de Urgență a Guvernului României, nr. 91/iunie, 2002). Această lege face referire la activitățile antropice care sunt supuse procedurii de evaluare a impactului asupra mediului, în vederea eliberării acordului și/sau autorizației de mediu. Dintre aceste activități, pot fi enumerate următoarele: transporturi (rutier, feroviar, naval și fluvial, aerian), energie (producție, transport și stocare), construcții hidrotehnice, eliminarea deșeurilor și a ambalajelor, apărarea națională, sport, turism, agrement, industrie, alte lucrări sau instalații.

Câteva dintre actele normative, legi, ordonanțe, standarde, care legitimează activitatea de protecție a mediului sunt enumerate în caseta 1.1.

Caseta 1.1. Exemple de reglementări în domeniul protecției mediului

Legi generale de mediu

Lege nr. 137/1995, Legea protecției mediului; republicată în anul 2000 și, ulterior, modificată prin Ordonanța de Urgență a Guvernului României, nr. 91/iunie, 2002.

Lege nr. 107/1996, Legea apelor.

Lege nr. 73/2000, Legea privind Fondul pentru Mediu; modificată prin Ordonanța de Urgență a Guvernului României, nr. 93/21.06.2002 și, ulterior prin Legea nr.293/15.05.2002.

Lege nr. 3/2001, Lege pentru ratificarea Protocolului de la Kyoto la Convenția-cadru a Națiunilor Unite asupra schimbărilor climatice, adoptat la 11 decembrie 1997.

Lege nr. 150/2001, Lege pentru acceptarea Amendamentului la Protocolul de la Montreal privind substanțele care epuizează stratul de ozon, adoptat la cea de-a IX-a reuniune a părților, la Montreal, din 15 – 17 septembrie 1997.

Lege nr. 426/2001, Lege privind aprobarea Ordonanței de urgență a Guvernului nr. 78/2000, privind regimul deșeurilor.

Lege nr. 451/2001, Lege privind aprobarea Ordonanței de urgență a Guvernului nr.200/2000, privind clasificarea, etichetarea și ambalarea substanțelor și preparatelor chimice periculoase.

Lege nr. 655/2001, Lege pentru aprobarea Ordonanței de urgență a Guvernului nr. 243/2000 privind protecția atmosferei.

Lege nr. 645/2002, Lege pentru aprobarea Ordonanței de urgență a Guvernului nr. 34/2002 privind prevenirea, reducerea și controlul integrat al poluării.

Lege nr. 271/2003, Lege pentru ratificarea protocoalelor Convenției asupra poluării atmosferice transfrontiere pe distanțe lungi, încheiată la Geneva la 13 noiembrie 1979, adoptate la Aarhus la 24 iunie 1998 și la Gothenburg la 1 decembrie 1999.

Lege nr. 167/2003, Lege pentru aprobarea Ordonanței Guvernului nr. 81/2000 privind certificarea încadrării vehiculelor rutiere înmatriculate în normele tehnice privind siguranța circulației rutiere, protecția mediului și folosința conform destinației, prin inspecția tehnică periodică.

Directiva 96/61/EEC, Controlul integrat și prevenirea poluării, transpusă prin OUG. nr. 34/2002 – prevenirea, reducerea și controlul integrat al poluării și aprobată prin legea nr. 645/2002; România cere o perioadă de tranziție, din 2007 – 2015, pentru aplicare.

Hotărâri ale Guvernului României

Hotărâre nr. 511/1994, Hotărâre privind adoptarea unor măsuri pentru prevenirea și combaterea poluării mediului de către societățile comerciale din a căror activitate rezulta unele deșeuri poluante.

Hotărâre nr. 172/1997, Hotărâre pentru înființarea Registrului Național al Substanțelor Chimice Potențial

Toxice și aprobarea regulamentului de organizare și funcționare a acestuia.

Hotărâre nr. 730/1997, Hotărâre pentru aprobarea Normativului privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanți a apelor uzate evacuate în resursele de apă.

Hotărâre nr. 618/2000, Hotărâre pentru aprobarea Criteriilor pe baza cărora se alocă agenților economici din industrie sumele din Fondul special pentru reducerea riscurilor tehnologice la utilaje, echipamente și instalații industriale, a Grilei de evaluare pentru alocarea sumelor, precum și a Normelor metodologice de programare, de calcul, de raportare și de control referitoare la acest fond special.

Hotărâre nr. 118/2002, Hotărâre privind aprobarea Programului de acțiune pentru reducerea poluării mediului acvatic și a apelor subterane, cauzată de evacuarea unor substanțe periculoase.

Hotărâre nr. 188/2002, Hotărâre pentru aprobarea unor norme privind condițiile de descărcare în mediul acvatic a apelor uzate (prin care se aprobă normele tehnice și procedurile de aplicare NTPA 002/2002, NTPA 011/2002, NTPA 001/2002); este în strânsă concordanță cu Directiva 91/271/EEC.

Hotărâre nr. 674/2002, Hotărâre privind aprobarea Regulamentului de organizare și funcționare a Comisiei centrale pentru explozii mari la suprafață și în subteran, accidente chimice și avarii deosebit de grave la conducte magistrale și urbane.

Hotărâre nr. 124/2003, Hotărâre privind prevenirea, reducerea și controlul poluării cu azbest.

Hotărâre nr. 297/2003, Hotărâre privind înființarea, organizarea și funcționarea Gărzii Naționale de Mediu.

Hotărâre nr. 699/2003, Hotărâre privind stabilirea unor măsuri pentru reducerea emisiilor de compuși organici volatili datorate utilizării solvenților organici în anumite activități și instalații.

Ordine ale Ministerului Agriculturii, Pădurilor, Apelor și Mediului

Ordin nr. 125/1996, Ordin pentru aprobarea Procedurii de reglementare a activităților economice și sociale cu impact asupra mediului înconjurător.

Ordin nr. 184/1997, Ordin pentru aprobarea Procedurii de Realizare a Bilanțurilor de Mediu.

Ordin nr. 756/1997, Ordin pentru elaborarea Reglementării privind evaluarea poluării mediului.

Ordin nr. 705/1998, Ordin din 7 septembrie 1998 al Ministrului Apelor, Pădurilor și Protecției Mediului (pentru constituirea rețelei naționale de supraveghere meteorologică și a rețelei naționale de observații și măsurători hidrologice și hidrogeologice).

Ordin nr. 745/2002, Ordin privind stabilirea aglomerărilor și clasificarea aglomerărilor și zonelor pentru evaluarea calității aerului în România.

Ordin nr. 860/2002, Ordin pentru aprobarea procedurii de evaluare a impactului asupra mediului și de emitere a acordului de mediu.

Ordin nr. 863/2002, Ordin pentru aprobarea ghidurilor metodologice aplicabile procedurii-cadru de evaluare a impactului asupra mediului.

Ordin nr. 1103/2002, Ordin pentru aprobarea Normelor metodologice privind măsurarea și analiza emisiilor de compuși organici volatili rezultați din depozitarea și distribuția benzinei la terminale și la stațiile de benzină.

Ordin nr. 1144/2002, Ordin pentru înființarea Registrului poluanților emiși de activitățile aflate sub incidența OUG nr. 34/2002.

Ordin nr. 1147/2002, Ordin pentru aprobarea Normativului tehnic privind depozitarea deșeurilor – construirea, exploatarea, monitorizarea și închiderea depozitelor de deșeuri.

Ordin nr. 818/2003, Ordin pentru aprobarea Procedurii de emitere a autorizației integrate de mediu.

Ordin nr. 1440/2003, Ordin pentru aprobarea Ghidului Național (Ghidul EPER) de implementare a Registrului poluanților emiși de activitățile care intra sub incidența prevederilor OUG 34/2002, privind prevenirea, reducerea și controlul integrat al poluării și modul de raportare al acestora.

Ordin nr. 36/2004, Ordin pentru aprobarea Ghidului tehnic general pentru aplicarea procedurii de emitere a autorizației integrate de mediu.

Acte normative referitoare la sectorul energetic

Legi

Lege nr. 111/1996, Lege privind desfășurarea în siguranță a activităților nucleare.

Lege nr. 105/1999, Lege pentru ratificarea Convenției comune asupra gospodăririi în siguranță a combustibilului uzat și asupra gospodăririi în siguranță a deșeurilor radioactive.

Lege nr. 703/2001, Lege privind răspunderea civilă pentru daune nucleare.

Lege nr. 320/2003, Lege pentru aprobarea Ordonanței Guvernului nr. 11/2003 privind gestionarea combustibilului nuclear uzat și a deșeurilor radioactive, inclusiv depozitarea finală.

Lege nr. 321/2003, Lege pentru aprobarea Ordonanței Guvernului nr. 7/2003 privind utilizarea în scopuri exclusiv pașnice a energiei nucleare.

Lege nr. 438/2003, Lege privind aprobarea Ordonanței Guvernului nr. 58/2003 pentru ratificarea Memorandumului de finanțare dintre Guvernul României și Comisia Europeană referitor la Programul orizontal pentru asistența comunitară în domeniul securității nucleare pentru anul 2002 pentru România, semnat la București, la 23 ianuarie 2003.

Directiva Consiliului European nr. 2001/80/EEC, Limitarea emisiilor în atmosferă a unor poluanți proveniți din instalațiile mari de combustie; amendează Directiva 88/609/EEC – Instalații mari de combustie, intrată în vigoare la 27.11.2002; este transpusă în legislația românească prin HG 541/2003; România cere o perioadă de tranziție, din 2007 – 2012.

Hotărâri ale Guvernului României

Hotărâre nr. 142/2003, Hotărâre privind limitarea conținutului de sulf din combustibilii lichizi.

Hotărâre nr. 443/2003, Hotărâre privind promovarea producției de energie electrică din surse regenerabile de energie.

Hotărâre nr. 541/2003, Hotărâre privind stabilirea unor măsuri pentru limitarea emisiilor în aer ale anumitor poluanți proveniți din instalații mari de ardere - înlocuiește Ordinul nr. 462/1.07.1993 al Ministerului Apelor, Pădurilor și Protecției Mediului, emis cu scopul reducerii la valori nepericuloase pentru mediu a emisiilor gazoase și solide, și care era în concordanță cu Directiva Consiliului European nr. 88/609/EEC din 29.06.1988

Hotărâre nr. 1535/2003, Hotărâre privind aprobarea Strategiei de valorificare a surselor regenerabile de energie.

Ordine ale Ministerului Agriculturii, Pădurilor, Apelor și Mediului

Ordin nr. 462/1993, Ordin pentru aprobarea Condițiilor tehnice privind protecția atmosferei și Normelor metodologice privind determinarea emisiilor de poluanți atmosferici produși de surse staționare.

Ordin nr. 592/2002 Ordin pentru aprobarea Normativului privind stabilirea valorilor limita, a valorilor de prag și a criteriilor și metodelor de evaluare a dioxidului de sulf, dioxidului de azot și oxizilor de azot, pulberilor în suspensie (PM10 și PM2,5), plumbului, benzenului, monoxidului de carbon și ozonului în aerul înconjurător.

Ordin comun MAPM nr. 712/2003, MEC nr. 199/2003, MAI nr. 126/2004 pentru aprobarea Ghidului privind elaborarea propunerilor de programe de reducere progresivă a emisiilor provenite de la instalațiile mari de ardere.

Ordin nr. 1052/2003, Ordin privind organizarea și funcționarea Secretariatului tehnic pentru controlul activităților instalațiilor mari de ardere.

Ordin nr. 72/2004, Ordin pentru contingentarea consumului și producției de substanțe care epuizează stratul de ozon în anul 2004.

Norme elaborate de Asociația Română de Standardizare (ASRO)

SR 13315/1996, Calitatea apei. Determinarea conținutului de fier. Metoda spectrometrică de absorbție atomică.

SR 7510/1997, Calitatea apei. Determinarea conținutului de sulfuri. Metoda iodometrică.

SR 7877-1/1995, Calitatea apei. Determinarea conținutului de produse petroliere. Metoda gravimetrică.

SR 7877-2/1995, Calitatea apei. Determinarea conținutului de produse petroliere. Metoda spectrofotometrică.

SR EN ISO 5667-13/2000, Calitatea apei. Prelevare. Ghid general pentru prelevarea probelor de nămol din canalizări și instalații de tratare și epurare a apelor uzate.

SR EN ISO 5667-10/1994, Calitatea apei. Prelevare. Ghid pentru prelevarea apelor uzate.
SR ISO 6595/1997, Calitate apei. Determinarea arsenului total. Metoda spectrofotometrică cu dietildicarbonat de argint.
STAS 8900/1-71, Calitatea apei. Determinarea conținutului de azotați;
SR ISO 6777/1996, Calitate apei. Determinarea conținutului de nitriți. Metoda prin spectrometrie de absorbție moleculară.
STAS 12834/1990, Nămoluri rezultate de la tratarea apelor de suprafață și epurarea apelor uzate. Determinarea conținutului de calciu.
STAS 4706/1988, Ape de suprafață. Categoriile și condiții tehnice de calitate.
STAS 9187/1984, Ape subterane. Determinarea reziduului fix.
STAS 6953/1981, Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea conținutului de materii în suspensie, a pierderii la calcinare și a reziduului de calcinare
STAS 7312/1983, Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea azotului.
STAS 7661/1989, Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea conținutului de sulfiți.
STAS 8601/1970, Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea sulfaților.
STAS 9375/1973, Ape de suprafață și ape uzate. Determinarea siliciului.
SR EN 1610/2000, Execuția și încercarea racordurilor rețelelor de canalizare
SR EN 752-1 ÷ 7/1998,1999, Rețele de canalizare în exteriorul clădirilor.
STAS 1478/1990, Instalații sanitare. Alimentarea cu apă a construcțiilor civile și industriale. Prescripții fundamentale de proiectare.
STAS 10009/1988, Limite admise ale nivelului de zgomot.
STAS 12578/1987, Concentrația pulberilor sedimentabile.

Norme elaborate de Comitetul European pentru Standardizare (CEN)

prEN 13656, Compoziția reziduului: conținutul de elemente din reziduu prin descompunerea asistată de microunde cu amestec de acid fluorhidric, acid azotic și acid clorhidric.
prEN 13137, Compoziția reziduului: determinarea carbonului organic total.
prEN 14346, Compoziția reziduului: determinarea reziduului uscat și al conținutului de apă.
EN 11969/1996, Determinarea arsenicului din apă prin absorbție atomică, metoda spectrometrică.
EN 12338/1998, Determinarea mercurului din apă; metode de îmbogățire prin amalgamare.
EN 26777/1993, Determinarea nitriților din apă prin spectrometrie de absorbție moleculară.
EN 1484/1997, Ghidul pentru determinarea totalului de carbon organic și de carbon organic dizolvat.
EN ISO 10304-1/1995, Determinarea floruraților dizolvați, ai cloruraților, ai nitriților, a ortofosfaților și a ionilor de sulf.
ENV 12260/1996, Determinarea azotului; determinarea legăturii azotului, după combustie și oxidare la NO₂, folosind chemiluminiscenta.
EN 13506/2001, Determinarea mercurului prin fluorescența atomică.
EN ISO 7393-3/2000, Determinarea clorului liber și a clorului total din apă; metoda de titrare iodometrică pentru determinarea clorului total.
EN ISO 7980/2000, Determinarea calciului și a magneziului din apă; spectrometrie bazată pe absorbție atomică.
EN 1911-1÷3/1998, Determinarea acidului clorhidric gazos din aer.
EN 1948-1÷3/1996, Determinarea concentrației de dioxine și furani din aer.
EN 12169/1999, Determinarea concentrației carbonului gazos total din aer, pentru concentrații scăzute.
EN 13526/2001, Determinarea concentrației carbonului gazos total din aer, pentru concentrații ridicate.
EN 13211-1;2/2001, Determinarea concentrației mercurului total.
EN 13284-1;2/2001, Determinarea masei concentrațiilor scăzute de pulberi în aer.
prEN 14385, Determinarea concentrației totale de elemente specifice în aer (As, Cd, Co, Cr, Cu, Mn, Ni, Pb, Sb, Ti, V).
WI 264-039, Determinarea concentrației monoxidului de carbon.
WI 264-040, Determinarea concentrației oxigenului molecular din gazele de ardere.
WI 264-041, Determinarea concentrației vaporilor de apă.

WI 264-042, Determinarea concentrației dioxidului de sulf (SO₂).

WI 264-063, Determinarea concentrației oxizilor de azot (NO+NO₂).

EN ISO 17025/2000, Cerințe generale pentru competențele laboratoarelor de testare și calibrare.

Notă: Notațiile au următoarea semnificație: **EN** și **ENV** – standarde **CEN** aflate în vigoare; **prEN** – proiect de standard, disponibil dezbaterii publice, dar care mai poate suferi unele modificări; **WI** – desemnează un subiect la care va face referire un standard aflat în curs de elaborare.

Întrucât instalațiile de ardere a combustibililor clasici se situează pe unul dintre primele locuri, în ceea ce privește poluarea mediului ambiant, este cu totul de așteptat ca, pentru acestea, să fie prevăzute, prin reglementări speciale, valori limită ale emisiilor nocive, la coșul de fum. Asemenea norme au fost elaborate în toate țările industrializate din lume, ele fiind mai mult sau mai puțin severe, în funcție de specificul fiecărei țări, de combustibilii utilizați, cu preponderență, de puterea instalată unitară a grupurilor energetice, de durata de viață reziduală a instalațiilor, de nivelul de dezvoltare a tehnologiilor de ardere și a celor de epurare a gazelor de ardere etc. În acest sens, în România, este în vigoare Hotărârea Guvernului, nr. 541/2003, privind stabilirea unor măsuri pentru limitarea emisiilor în aer ale anumitor poluanți proveniți din instalații mari de ardere. Acest act normativ va înlocui Ordinul nr. 462/1.07.1993, al Ministerului Apelor, Pădurilor și Protecției Mediului, emis cu scopul reducerii, la valori nepericuloase pentru mediu a emisiilor gazoase și solide, și care era în concordanță cu Directiva Consiliului Europei nr. 88/609/EEC din 29.06.1988.

HG nr.541/2003 este, de fapt, transpunerea, în legislația românească, a Directivei Consiliului Europei, 2001/80/EEC, care amendează Directiva 88/609/EEC, și este în strânsă corelație cu acte legislative precum: OUG nr. 34/2002, Ordonanță privind prevenirea, reducerea și controlul integrat al poluării, aprobată, cu unele modificări, prin Legea nr. 645/2002; OUG nr. 243/2000, Ordonanță privind protecția atmosferei, aprobată prin Legea nr. 655/2001; HG 142/2003, Hotărâre privind limitarea conținutului de sulf din combustibilii lichizi (stabilește conținutul maxim de sulf din păcură și motorină, altul decât cel reglementat prin HG nr. 1336/2000, privind limitarea conținutului de sulf din motorină, și prin HG nr. 732/2001, privind stabilirea condițiilor de introducere pe piață a benzinei și motorinei; cea mai mare relevanță o are prevederea pentru păcură, conform căreia conținutul maxim de sulf, în procente masice, nu trebuie să depășească 1 %, începând cu data de 1 ianuarie 2007; Autoritatea publică centrală, pentru protecția mediului, poate autoriza utilizarea păcurii cu un conținut de sulf cuprins între 1 % și 3 %, pe tot teritoriul țării noastre sau numai în anumite zone, numai dacă emisiile de SO₂ nu depășesc limita maximă admisibilă).

Prevederile HG nr. 541/2003 se aplică instalațiilor de ardere a căror putere termică nominală este de cel puțin 50 MW, indiferent de tipul combustibilului utilizat. Aceste prevederi nu se aplică instalațiilor mari de ardere care utilizează, în mod direct, produsele de ardere în procese tehnologice, precum: reîncălzirea sau încălzirea directă, uscarea, tratamente aplicate obiectelor sau materialelor (cuptoare de reîncălzire, cup-toare pentru tratamente termice); instalații de post-ardere; instalații de regenerare a catalizatorilor utilizați pentru cracare; instalații de conversie a hidrogenului sulfurat, în

sulf; reactoare utilizate în industria chimică; baterii de cocsificare; caupere; orice instalație utilizată pentru propulsie; turbine cu gaze utilizate pe platforme maritime.

Sinteza valorilor limită de emisie, pentru instalațiile mari de ardere, prevăzute în HG nr.541/2003 este dată în tabelul 1.8 [1.41].

Tabelul 1.8. Sinteza valorilor limită de emisie, prevăzute în HG nr.541/2003 este dată în tabelul 1.8.

Poluant	Tipul de combustibil	Valori limită de emisie (Nota 1)			
		mg/Nm ³			
		50 ÷ 100 MW _t	100 ÷ 300 MW _t	300 ÷ 500 MW _t	> 500 MW _t
SO ₂	Solid (Notele 2; 3)	2000	2000 ÷ 400, variație lineară		400
	Lichid	1700		1700 ÷ 400, variație lineară	400
	Gazos	35 – în general; 5 – gaz lichefiat; 800 – gaze cu putere calorifică redusă, provenite din gazeificarea reziduurilor din rafinărie, gaze de cocserie și gaze de furnal cu putere calorifică mică			
NO _x	Solid (Notele 4; 5)	600			500, iar din 1.01.2016-200
	Lichid	450			400
	Gazos	300			200
Pulberi	Solid	100			50 (Nota 6)
	Lichid	50 (Nota 7)			
	Gazos	5 – în general; 1- gaz de furnal; 50 – gazele din industria siderurgică, care pot fi utilizate în altă parte			
SO ₂ , NO _x și pulberi	Instalații mari de ardere cu focar mixt	(Nota 8)			

Note:

1. Valorile limită de emisie se consideră ca masa de substanță raportată la volumul de gaze reziduale, considerând conținutul de oxigen de 3 %, în volum, în cazul combustibililor lichizi și gazoși, de 6 %, în cazul combustibililor solizi și de 15 %, în cazul turbinelor cu gaz.
2. Instalațiile cu o putere termică nominală ≥ 400 MW_t, care nu funcționează mai mult de
 - 2000 ore pe an, până la 31 decembrie 2015,
 - 1500 ore pe an, începând cu 1 ianuarie 2016
 (calculată ca medie a orelor de funcționare pe o perioadă de 5 ani) le este aplicabilă o valoare limită pentru SO₂ de 800 mg/Nm³.
3. În cazul în care valoarea limită de emisie nu poate fi respectată, datorită caracteristicilor combustibilului, trebuie respectate următoarele rate de desulfurare:
 - cel puțin 60 %, pentru instalații mari de ardere, cu putere termică nominală ≤ 100 MW_t,
 - cel puțin 75 %, pentru instalații mari de ardere, cu putere termică între 100 MW_t și 300 MW_t,
 - cel puțin 90 %, pentru instalații mari de ardere, cu putere termică nominală > 300 MW_t,
 - cel puțin 94 %, pentru instalații mari de ardere, cu putere termică nominală > 500 MW_t.
4. Până la 31 decembrie 2015, valoarea limită de emisie pentru NO_x este de 600 mg/Nm³, pentru instalații cu putere termică nominală > 500 MW_t, a căror utilizare anuală (calculată ca medie pe ulti-

Tabelul 1.8. Continuare

<p>mii cinci ani) nu depășește 2000 ore, începând cu 1 ianuarie 2008. Din 1 ianuarie 2016, asemenea instalații, a căror durată de utilizare anuală nu depășește 1500 ore (calculată ca medie pentru o durată de cinci ani) trebuie să respecte valoarea limită a emisiei de NO_x de 450 mg/Nm^3.</p> <p>5. Până la 1 ianuarie 2018, instalațiile mari de ardere care au funcționat în cele 12 luni ce au precedat datei de 1 ianuarie 2001 și care, după această dată, își continuă funcționarea, utilizând combustibil solid cu un conținut de compuși organici volatili mai mic de 10 %, trebuie să respecte valoarea limită a emisiei de 1200 mg/Nm^3.</p> <p>6. O valoare limită a emisiei de 100 mg/Nm^3 poate fi aplicată instalațiilor existente cu o putere termică $\geq 500 \text{ MW}_t$ care utilizează combustibil solid cu o putere calorifică mai mică de 5800 kJ/kg, cu conținut de umiditate mai mare de 45 %, cu conținut de umiditate și cenușă mai mare de 60 % și cu conținut de oxid de calciu mai mare de 10 %.</p> <p>7. Valoarea limită a emisiei de 100 mg/Nm^3 nu poate fi aplicată instalațiilor mari de ardere cu o putere termică mai mică de 500 MW_t care utilizează combustibil lichid cu conținut de cenușă $> 0,06 \%$.</p> <p>8. Instalațiile care ard simultan doi sau mai mulți combustibili, așa cum este specificat în articolul 13, le sunt aplicabile valorile limită calculate conform prevederilor Anexei 8 a HG nr. 541/2003.</p>

Conform prevederilor din HG nr.541/2003, instalațiile mari de ardere sunt de trei categorii, în categoriile I și II intrând acele instalații ale căror emisii nu se încadrează în limitele impuse ale emisiilor, iar în categoria a II-a instalațiile care respectă valorile limită ale emisiilor poluante din atmosferă. Titularii activităților instalațiilor mari de ardere, de tip I și tip II, care nu respectă valorile limită de emisie pentru dioxid de sulf, oxizi de azot și pulberi, au avut obligația de a elabora (până la data de 29 noiembrie 2003), programe de reducere, progresivă, a emisiilor anuale de astfel de poluanți, în vederea atingerii acestor valori limită de emisie, după cum urmează:

- ✓ până la data de 1 ianuarie 2012, pentru instalațiile mari de ardere de tip I;
- ✓ până la data de 1 ianuarie 2007, pentru instalațiile mari de ardere de tip II.

Programele de reducere progresivă a emisiilor anuale de dioxid de sulf, oxizi de azot și pulberi trebuie să cuprindă termenele și modalitățile de implementare. Aceste programe cuprind următoarele capitole

- ✓ titularul (deținătorul instalației mari de ardere), sectorul de activitate și coordonatorul, la nivel național, al activității respective;
- ✓ numele și datele de contact ale responsabilului de mediu și/sau ale persoanei care a întocmit programul de reducere;
- ✓ denumirea instalației mari de ardere și a elementelor componente ale acesteia;
- ✓ descrierea instalației mari de ardere;
- ✓ valorile limită de emisie, prevăzute în conformitate cu HG nr. 541/2003, cu justificarea eventualelor derogări aplicabile;
- ✓ măsurile tehnologice propuse pentru reducerea progresivă a emisiilor de dioxid de sulf, oxizi de azot și pulberi, cu stabilirea termenelor de implementare;
- ✓ măsuri pentru monitorizarea emisiilor de SO_2 , NO_x și pulberi;
- ✓ aspecte financiare;
- ✓ tabelul de sinteză cu informațiile esențiale, ce urmează a fi incluse în Programul Național de reducere a emisiilor de SO_2 , NO_x și pulberi.

În capitolul referitor la descrierea instalației sunt menționate toate informațiile necesare pentru descrierea, cât mai clară, a instalației, cum sunt: amplasamentul; istoricul instalației; anul punerii în funcțiune; anul ultimei autorizări; modificări în timp ale puterii termice nominale; dacă s-a aflat în funcțiune în anul 2000; dezvoltări/modificări preconizate înainte de intrarea în vigoare a HG nr. 541/2003; stadiul obținerii autorizației integrate de mediu; descriere tehnologică; descrierea rolului instalației în cadrul unității; descrierea echipamentelor care compun instalația; tehnica de combustie folosită; programul uzual de funcționare zilnică, lunară și anuală; date privind emisiile de poluanți; tipul de combustibil utilizat; caracteristicile combustibililor utilizați (puterea calorică, conținutul masic de sulf, conținutul de cenușă etc.); sisteme de depoluare existente, eficiența acestora, starea lor de funcționare; metodologia utilizată, în cadrul unității, pentru evaluările privind emisiile de poluanți.

Trebuie subliniat faptul că acest normativ prevede obligativitatea monitorizării emisiilor provenite de la instalațiile mari de ardere.

Pentru a putea analiza evoluția valorilor limită impuse instalațiilor de combustie, în România, în tabelul 1.9 este dat un extras sintetic al prevederilor Ordinului nr. 426/1993 al Ministerului Apelor Pădurilor și Protecției Mediului cu privire la normele de limitare a emisiilor de poluanți pentru instalațiile de ardere [1.3, 1.10, 1.11]:

Tabelul 1.9. Valori limită ale concentrației poluanților, prevăzute prin Ordinul 426/1993

Combustibil	Poluantul	Valorile limită ale concentrației poluanților în gazele de ardere (mg/Nm ³)	
		Instalații noi	Instalații vechi
Solid	Pulberi	100	150 pentru 50 < PT < 500 MW ^{**} ; 100 pentru cazane cu PT>500 MW ^{**})
	CO	250	-
	Oxizi de sulf SO _x (exprimați în SO ₂)	2000; PT<100 MW; 2000 ÷ 400 pentru 100<PT<500 MW (variație lineară); 400 pentru PT>500 MW.	50 % grad maxim de emisie a sulfului (GMES) pentru cazane energetice cu o durată restantă de viață mai mare de 15 ani, la data aplicării normei ^{*)}
	NO ₂	500 pentru PT<100 MW; 400 pentru PT>100 MW.	800 pentru PT>150 MW ^{**})
Lichid	Pulberi	50	50 pentru cazane cu PT>500 MW
	CO	170	-
	Oxizi de sulf SO _x (exprimați în SO ₂)	1700 pentru PT<300 MW; 400 pentru PT>300 MW.	1700 pentru cazane energetice mici din mediul urban și pentru CT din București, Constanța sau stațiuni balneo ^{*)} 3400 pentru restul cazanelor
	NO ₂	450	600 ^{**})
Gazos	Pulberi	5	5 pentru PT>150 MW ^{**})
	CO	100	-
	Oxizi de sulf SO _x (exprimați în SO ₂)	35	50 pt. gaze naturale și PT>150 MW; 1700 pentru gaze industriale și PT>150 MW
	NO ₂	350	500 pentru PT>150 ^{**})
Obs: PT – putere termică; GMES – grad maxim de emisie a sulfului, și care reprezintă raportul dintre sulful aflat în gazele de ardere și sulful introdus cu combustibilul; CT – centrale termice; Data aplicării normei: ^{*)} – 01.01.1993; ^{**}) – 01.01.1998.			

Analizând valorile limită din tabelele 1.8 și 1.9, se constată că vechile norme nu erau, de fapt, mai permissive, existând situații în care erau chiar mai restrictive, așa cum este cazul valorii admisibile pentru emisia de NO_x , în cazul instalații în care se ard cărbuni și a căror putere este mai mică de 500 MW. Spre deosebire, însă, de noile norme, vechile norme erau mai puțin restrictive pentru instalațiile vechi, în timp ce în noile norme nu se fac diferențieri, în ceea ce privește nivelul emisiei, între instalațiile noi și cele vechi, cu excepția unor derogări, prevăzute în HG nr. 541/2003.

Mai trebuie specificat și faptul că, în cazul emisiei de NO_x , normele de imisie se referă numai la dioxidul de azot (cu excepția normelor din Ungaria și Bulgaria), în timp ce normele de emisie se referă la total NO_x , nespecificându-se proporția diverșilor oxizi, în amestec. Concentrația de NO nu este limitată, prin normele de imisie, datorită slabei sale reactivități [1.2, 1.18] și oxidării sale rapide, în atmosferă liberă, la NO_2 .

Valorile limită, normate, ale concentrațiilor de poluanți nu sunt imuabile, ele reprezentând rezultatul unei evoluții, către niveluri mai restrictive. Se preconizează restricții mai drastice, pe măsura dezvoltării tehnologiile nepoluante (curate) de ardere și de epurare a gazelor de ardere. Un exemplu edificator, în acest sens, îl reprezintă propunerile EURELECTRIC (Union of the Electricity Industry) de reducere a emisiilor generate de arderea combustibililor solizi, fiind specificate și tehnologiile de epurare ce vor fi utilizate (tabelul 1.10) [1.42].

Tabelul 1.10. Propuneri EURELECTRIC pentru reducerea emisiilor instalațiilor de ardere a cărbunelui

Combustibil	Tipul instalației	Tehnica de ardere	Tehnica de depoluare / Norma de emisie, în gaze uscate, la 6 % O_2 (mg/Nm ³)		
			Pulberi	SO_2	NO_x
Huilă	Nouă	Cărbune pulverizat	Electrofiltre 20 ÷ 30	Spălare umedă 140 ÷ 400	Sisteme catalitice 170 ÷ 200
					Metode primare 900 ÷ 2000
Lignit	Nouă	Cărbune pulverizat	Electrofiltre 20 ÷ 30	Adsorbant uscat 140 ÷ 400	Metode primare 170 ÷ 200
				Spălare umedă 140 ÷ 400	
Huilă, Lignit	Nouă	Strat fluidizat	Electrofiltre 20 ÷ 30	Injectare produs calcic 140 ÷ 200	Metode primare 170 ÷ 200
Huilă	Existență	Cărbune pulverizat	Electrofiltre 30 ÷ 200	Spălare umedă 200 ÷ 400	Metode primare 150 ÷ 250
				Combustibil cu sulf puțin 900 ÷ 1000	
				Adsorbant uscat 400 ÷ 600	Sisteme catalitice 200 ÷ 400
Lignit	Existență	Strat fluidizat	Electrofiltre 50 ÷ 200	Combustibil cu sulf puțin 200 ÷ 400	Metode primare 200 ÷ 400
Huilă	Existență	Strat fluidizat	Electrofiltre 30 ÷ 200	Injectare produs calcic 300 ÷ 450	Fără măsuri de reducere 150 ÷ 700
Lignit	Existență	Strat fluidizat	Electrofiltre 50 ÷ 200	Injectare produs calcic max. 400	-

Valorile limită ale emisiilor poluante, din gazele de ardere, sunt normate, în țările Uniunii Europene, și prin intermediul concentrației de ozon troposferic, din acest punct de vedere existând similitudini cu unele norme din SUA. Astfel, prin Directiva europeană privind concentrația de ozon în aerul ambiant și prin Decretul nr. 2002-213, din 2002, sunt limitate valorile admisibile ale emisiilor, conform tabelului 1.11 [1.45]

Tabelul 1.11. Valori impuse de normative europene

Valori limită ale poluanților, în aerul atmosferic, pentru protejarea sănătății umane Directiva europeană referitoare la ozon ⁽¹⁾ și Decretul nr. 2002-213/2002 ⁽²⁾								
Poluanți	Ozon ⁽¹⁾	SO ₂ ⁽²⁾		Particule fine și în suspensie ⁽²⁾		NO _x ⁽²⁾		
	Tip poluare	de fond	punctuală	punctuală	punctuală	de fond	punctuală	punctuală
Valori limită	120 μg/m ³ dar nu mai mult de 25 zile pe an calendaristic media calculată pe trei ani	350 μg/m ³ dar nu mai mult de 24 ore pe an calendaristic	125 μg/m ³ dar nu mai mult de 3 zile pe an calendaristic	50 μg/m ³ dar nu mai mult de 35 zile pe an calendaristic	40 μg/m ³	200 μg/m ³ dar nu mai mult de 175 ore pe an calendaristic	200 μg/m ³ dar nu mai mult de 18 ore pe an calendaristic	40 μg/m ³
Data de aplicare	1.01.2010	1.01.2005	2002	1.01.2005		Până la 31.12.2009	1.01.2010	1.01.2010
Marjă depășire	2001	120		20	6		90	18
	2002	90		15	4		80	16
	2003	60		10	3		70	14
	2004	30		5	1		60	12
	2005						50	10
	2006						40	8
	2007						30	6
	2008						20	4
	2009						10	2

Programul etapizat, al României, pentru reducerea poluanților din gazele de ardere, este redat, succint, în tabelul 1.12.

Tabelul 1.12. Program etapizat de reducere a emisiilor în România

Poluantul	Anul			Reducerea emisiilor % față de anul 1989		
	2004	2007	2012	40	50	70
SO ₂						
NO _x	2007		2012	20		70

În prezent, la nivel mondial, este din ce în ce mai mult agreată ideea utilizării taxelor pe emisii [1.1, 1.12, 1.16, 1.22]. În România există taxa pe emisie, stabilită prin Legea nr. 73/2000 și modificată prin Ordonanța de Urgență a Guvernului nr. 86/2003, taxe ce alimentează fondul de mediu. Un exemplu de calcul, pentru instalații de combustie mici (având puterea termică mai mică de 50 MW), efectuat în conformitate cu ghidul CORINAIR 1995 (ghidul Agenției Europene de Mediu), este dat în caseta 1.2.

Caseta 1.2. Cuantumul taxelor pentru Fondul de Mediu**1. Combustie de gaz natural***Date de calcul:*

- puterea calorică inferioară - 8500 kcal/Nm³ (0,0355878 GJ/Nm³);
- conținutul de sulf - maxim 0,007 g/Nm³;
- consumul de gaz natural – 1000 Nm³.

Cuantum taxe:

- ✓ Boiler industrial
 - Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ;
 - Tarif total - 480 lei/1000 Nm³.
- ✓ Boiler instituție/Comercial
 - Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ;
 - Tarif total de 344,43 lei/1000 Nm³.
- ✓ Boiler instalații publice
 - Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ;
 - Tarif total de 1213 lei/1000 Nm³.
- ✓ Boiler centrală termică zonă rezidențială
 - Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ;
 - Tarif total de 330,21 lei/1000 Nm³.
- ✓ Combustie în flacără deschisă (arzoare libere)
 - Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ
 - Tarif total de 371,24 lei/1000 Nm³.

2. Combustie de combustibil lichid ușor*Date de calcul:*

- putere calorică inferioară - 9650 kcal/kg (40,402 MJ/kg);
- conținutul de sulf - maximum 2 %;
- conținutul de cenușă - maximum 0,15 %;
- densitate - 965 kg/m³;
- factor de emisie pentru SO₂ - 990 g/GJ (calculat pentru 2% sulf);
- consumul de combustibil – 1000 kg.

Cuantum taxe:

- ✓ Boiler industrial
 - Energie calorică dezvoltată - 40,402 GJ;
 - Tarif total de 10114 lei/1000 kg combustibil
- ✓ Boiler instituție/Comercial
 - Energie calorică dezvoltată - 40,402 GJ;
 - Tarif total de 10114 lei/1000 kg combustibil.

3. Combustie de păcură*Date de calcul, generale, pentru păcură:*

- putere calorică inferioară - 9200 ÷ 9650 kcal/kg;
- conținut de sulf - între 1 % și 4,5 %;
- conținut de cenușă - maximum 0,5 %;
- densitatea păcurii cu conținut redus de sulf - 980 kg/m³;
- densitatea păcurii cu conținut ridicat de sulf - 1020 kg/m³.

Caseta 1.2. continuare*Date luate în calcul:*

- consumul de combustibil - 1000 kg păcură;
- putere calorică - 9200 kcal/m³;
- densitate combustibil - 980 kg/m³;
- conținutul de sulf - 1 %;
- factor de emisie pentru SO₂ - 519,23 g/GJ (calculat pentru 1 % sulf).

Cuantum taxe:

✓ Boiler industrial

Energie calorică dezvoltată - 38,518 GJ;

Tarif total - 6602,5 lei/1000 kg păcură.

Dacă se modifică concentrația sulfurii din combustibil, se obține:

- pentru 2% sulf: factorul de emisie SO₂ = 1038,47 g/GJ, tariful = 7999,88 lei/1000 kg păcură;- pentru 3% sulf: factorul de emisie SO₂ = 1557,7 g/GJ, tariful = 11999,82 lei/1000 kg păcură.

✓ Boiler instituție/Comercial

Se obțin aceleași rezultate ca și pentru boilerul industrial.

1.4. Determinarea emisiilor

Emisiile de poluanți se exprimă, uzual, în concentrație masică (C_m), măsurată în mg/m³ sau mg/Nm³, și în concentrație volumică (C_v), măsurată în părți pe milion (ppm). Deoarece 1 ppm = 1 cm³/m³, rezultă că relația de transformare din concentrație volumică, în concentrație masică este de forma

$$C_m = C_v \cdot \frac{M_G}{22,41383} \text{ (mg / Nm}^3\text{)}, \quad (1.1)$$

în care, M_G reprezintă masa moleculară a gazului nociv (kg/kmol), iar 22,41383 este volumul molar (m³/kmol), în condiții normale de mediu (0 °C, 1013 mbar).

Relațiile de legătură, între concentrațiile volumice și cele masice, pentru diferiți poluanți gazoși, sunt de forma:

$$\left\{ \begin{array}{l} 1 \text{ ppm SO}_2 = \frac{M_{\text{SO}_2}}{22,41383} = \frac{64,059}{22,41383} = 2,858 \text{ mg / Nm}^3 \\ 1 \text{ ppm NO}_2 = \frac{M_{\text{NO}_2}}{22,41383} = \frac{46,0055}{22,41383} = 2,0525 \text{ mg / Nm}^3, \\ 1 \text{ ppm CO} = \frac{M_{\text{CO}}}{22,41383} = \frac{28,02}{22,41383} = 1,25 \text{ mg / Nm}^3 \end{array} \right. \quad (1.2)$$

În mod uzual, concentrațiile oxizilor azotului (C_i), se transformă în concentrație echivalentă de NO₂ ($C_{e \text{ NO}_2 i}$), care, ulterior, se raportează la conținutul normal de oxigen din gazele de ardere. Relația de transformare este de forma [1.10]:

$$\frac{C_i}{C_{eNO_2i}} = \frac{M_i}{M_{NO_2}} \quad (1.3)$$

De exemplu, concentrația inițială de NO (C_{NO}) echivalată ca și concentrație de NO₂ (C_{NO_2}), se calculează cu relația

$$C_{NO_2} = (46/30) \cdot C_{NO} \quad (1.4)$$

Astfel, dacă se determină, experimental, concentrațiile de monoxid, protoxid și dioxid de azot (C_{NO} , C_{N_2O} , C_{NO_2}), la o anumită temperatură și un anumit conținut de oxigen, atunci poate fi calculată concentrația totală, echivalentă, de NO₂, raportată la situația unui focar ce funcționează cu praf de cărbune și evacuarea cenușii în stare solidă, pentru diferite temperaturi din intervalul (0 ÷ 1000) °C. Pentru datele de intrare: $C_{NO} = 391,4$ ppm, $C_{N_2O} = 3,6$ ppm, $C_{NO_2} = 45,1$ ppm, la temperatura de 27 °C și 4 % conținut de O₂, se obțin rezultatele date în tabelul 1.13 [1.10].

Tabelul 1.13. Rezultate ale calculului concentrației totale echivalente de NO₂

Temperatura (K)	Concentrația de oxizi de azot echivalentă în NO ₂		
	ppm, la 4 % O ₂	ppm, la 6 % O ₂	mg/Nm ³ , la 6 % O ₂
273	590,600	521,117	1069,592
300	649,011	572,656	1175,370
500	1081,685	954,427	1958,961
800	1730,696	1527,084	3134,340
1000	2163,370	1908,856	3917,926
1300	2812,381	2481,613	5093,300

Emisiile de substanțe poluante pot fi exprimate și ca raport între masa poluantului și puterea calorifică inferioară a combustibilului [1.10].

O etapă strict necesară și fundamentală, în adoptarea și aplicarea unor politici de mediu, este cunoașterea cantităților de poluanți, rejectate în atmosferă. Această cuantificare este denumită, frecvent, inventarul emisiilor poluante.

În [1.10, 1.11], este descrisă o metodologie de calcul a principalelor emisii de poluanți (particule, NO_x, SO₂), în atmosferă. Această metodologie implică utilizarea unui număr semnificativ de date de intrare, precum: consumul de combustibil, puterea calorifică a acestuia, conținutul de cenușă, pierderile de energie datorate arderii incomplete, fracția de cenușă antrenată, gradul de separare al sistemului de filtrare, conținutul de sulf al combustibilului, fracția de oxid de sulf eliminată în instalația de desprăfuire, fracția de oxid de sulf absorbită în particulele fine de cenușă zburătoare, influența recirculării gazelor de ardere, influența tipului de arzătoare, sarcina cazanului. Astfel de calcule sunt suficient de precise, însă, având în vedere multitudinea parametrilor, destul de complexe.

Experiența acumulată în inventarierea poluanților și în efectuarea bilanșurilor de mediu, la nivel mondial, a permis realizarea unor metodologii, rapide, de evaluare a e-

misiilor, prin intermediul factorilor de emisie [1.28, 1.37, 1.40].

Conform metodologiei europene, CORINAIR/SNAP (**C**ORE Inventories **A**IR/**S**ystem of **N**omenclature for **A**ir **P**ollution/) [1.28, 1.40], emisiile poluante ale unei activități date pot fi exprimate printr-o relație generală, de forma

$$E_{s,a,t} = C_{a,t} \cdot e_{s,a}, \quad (1.5)$$

în care, semnificația notațiilor este următoarea:

$E_{s,a,t}$ – emisia relativă la substanța s , eliberată de activitatea a , pe o durată de timp t ;

$C_{a,t}$ – cantitatea de produse a activității a , pe durata de timp t ;

$e_{s,a}$ – factorul de emisie relativ la substanța s , eliberată de activitatea a .

Pentru un ansamblu de activități, emisia totală, relativ la un anumit poluant, se determină cu o relație de forma

$$E_{s,t} = \sum_{a=1}^{a=n} E_{s,a,t}, \quad (1.6)$$

în care, n reprezintă numărul activităților poluante, luate în calcul.

Dacă volumul producției ($C_{a,t}$) nu este foarte dificil de determinat, factorii de emisie, corespunzători unor anumiți poluanți, eliberați în anumite condiții, pentru anumite tipuri de materii prime, nu pot fi determinați, practic, într-o manieră deterministă. Îndelungata experiență în efectuarea inventarelor de mediu, a permis, însă, stabilirea, pe cale statistică, a factorilor de emisie, pentru o gamă largă de activități antropice. De fapt, realizarea unei estimări nu înseamnă simpla aplicare a unei relații de forma (1.5), termenii expresiei trebuind determinați pentru activități restrânse, din cadrul unei operații sau a unei tehnologii. În aceste condiții, o estimare mai precisă a emisiei unei substanțe, într-un anumit interval de timp și pentru o anumită zonă geografică, este dată de o relație de forma (1.7), adaptată arderii combustibililor:

$$E_{s,t,z} = \sum_{a,i,f} \left[C_{a,i,f,t,z} \cdot \sum_p (e_{s,a,i,f,p} \cdot P_{a,i,p,f}) \right], \quad (1.7)$$

în care, C reprezintă cantitatea de energie furnizată de proces, e reprezintă factorii de emisie corespunzători, iar P un factor dependent de sectorul de activitate de tipul combustibilului și tehnica de combustie. Indicii au următoarea semnificație:

a – indice relativ la tipul sursei de poluant (activitatea);

f – indice relativ la tipul combustibilului;

i – indice relativ la sectorul economic;

p – indice relativ la procedeul de ardere;

s – indice relativ la substanța poluantă;

t – indice relativ la durata de analiză;

z – indice relativ la zona geografică.

Complexitatea fenomenelor face necesară întocmirea de modele specifice, pentru diverși poluatori, cel mai dificil de abordat fiind modelele pentru sursele distribuite de poluare (transporturile, emisiile biotice etc.).

În cazul instalațiilor termoelectrice, relațiile de forma (1.7) se aplică pe componente ale procesului, uzual fiind analizate două astfel de componente [1.28]:

$$E = E_1 + E_2, \quad (1.8)$$

în care,

E_1 – emisia rezultată din procesul de combustie;

E_2 – emisia rezultată din alte activități, precum procesele extractive și de preparare, tratarea apei, procesele de epurare a poluanților solizi, lichizi și gazoși.

În condițiile în care E_2 se referă la procese de control a poluanților, în relația (1.8) această cantitate se ia cu semn negativ. Întotdeauna $E_1 \geq 0$, pe când E_2 poate lua atât valori pozitive, cât și negative (evident, mai mici, în valoare absolută, decât E_1). Dacă nu sunt suficiente rezultatele măsurătorilor și nu sunt cunoscute, în intimitatea lor, procesele fluxului tehnologic de combustie, astfel încât să se aprecieze, cât mai exact, emisia și retenția de poluanți, metoda estimării emisiei, prin intermediul factorilor de emisie, implică utilizarea unor relații de forma

$$E_{s,t} = \sum_{f=1}^{f=n} Q_f \cdot H_f^i \cdot e_{s,f}, \quad (1.9)$$

în care, semnificația notațiilor este următoarea:

$E_{s,t}$ – emisia de substanță s , în intervalul de analiză t ;

Q_f – cantitatea consumată din combustibilul f (simultan putând intra în procesul de combustie n combustibili diferiți);

H_f^i – puterea calorifică inferioară a combustibilului f ;

$e_{s,f}$ – factorul de emisie a substanței s , pentru combustibilul f .

Aplicarea metodei implică cunoașterea factorilor de emisie, dependenți, strict, de tipul combustibilului, așa cum este cazul factorilor de emisie pentru SO_2 , sau dependenți și de tehnica de ardere adoptată, așa cum este cazul factorilor de emisie pentru NO_2 , CO_2 și CO . În tabelul 1.13. sunt dați factorii de emisie, ai diferitor combustibili, și codurile europene ale acestor combustibili – cod NAPFUE (Nomenclature for Air Pollution of FUEls) [1.40].

Tabelul 1.13. Factori de emisie specifici combustiei

Combustibilul	Cod NAPFUE	Factori de emisie (g/GJ)			
		SO_2	NO_x	CO	CO_2
Cărbune brun	101 ÷ 103	623	160 ¹⁾ ; 200 ²⁾ ;	200	$96 \cdot 10^3$
Amestecuri de uleiă	104	506	340 ³⁾ ;		$95 \cdot 10^3$
Lignit	105	*	280 ⁴⁾ ; 95 ÷ 150 ⁵⁾ .		$100 \cdot 10^3$
Brichete de lignit	106	*	*	*	$98 \cdot 10^3$
Cocs de uleiă	107	578	*	*	$107 \cdot 10^3$
Turbă	113	500	*	*	$110 \cdot 10^3$
Deșeuri menajere	114	385	*	*	$109 \cdot 10^3$

Tabelul 1.13. continuare

Păcură	203	1430/885/ 478/240	170 ÷ 190	15	79·10 ³ / 77·10 ³
Combustibil lichid ușor	204	95	100	15	75·10 ³
Benzină auto (fără/cu plumb)	208	6,8/54	*	*	73·10 ³
Gaz natural	301	0,5	60 ÷ 75	19	57·10 ³
GPL	303	2,2/8,7	*	19	*
Gaz de cocserie	304	530	42	19	47·10 ³
<i>Note:</i> * - valori specifice 1) – focar cu grătar clasic; 2) – focar pentru cărbune pulverizat; 3) – focar cu arzătoare frontale; 4) – focar tangențial; 5) – focar cu ardere în strat fluidizat.					

În România, *Metodologia de evaluarea operativă a emisiilor de SO₂, NO_x, pulberi (cenușă zburătoare) și CO₂ din centralele termice și termoelectrice*, are caracter de prescripție energetică, având indicativul PE 1001/94 [1.37].

Cantitatea de poluant evacuată în atmosferă, într-o anumită perioadă de timp, se determină cu o relație obținută prin particularizarea relației (1.9) [1.10, 1.37]

$$E = Q_c \cdot H^i \cdot e, \quad (\text{kg}) \quad (1.10)$$

în care: Q_c reprezintă cantitatea de combustibil consumată, în perioada respectivă (kg), H^i - puterea calorifică a combustibilului inițial (kJ/kg), iar e este factorul de emisie, corespunzător unui anumit poluant (kg/kJ).

Cantitățile de combustibil, precum și puterile calorifice se determină pe loturi de combustibil, pe baza evidenței primare, pentru perioada de timp avută în vedere.

În calculele precise, la arderea cărbunilor, se introduce o corecție asupra cantității de combustibil consumată (Q_c), prin excluderea conținutului de narse din zgură și cenușă. În cazul utilizării mai multor tipuri de combustibil, cantitatea totală de poluant se determină prin însumarea emisiilor aferente fiecăruia dintre aceștia [1.10, 1.37].

Pentru calculele de prognoză, concentrația masică a poluanților E_m poate fi determinată cu relația [1.10]

$$E_m = \frac{e}{F_V}, \quad (\text{mg/Nm}^3) \quad (1.11)$$

în care, factorul de emisie (e) se măsoară în mg/GJ, iar F_V reprezintă factorul de volum, definit ca raportul dintre volumul total de gaze de ardere rezultate și cantitatea de căldură aferentă combustibilului ars în cazan, măsurat în Nm³/GJ. Pentru factorul de volum se indică următoarele valori [1.10]:

$$F_V = 480 \text{ Nm}^3/\text{GJ} - \text{pentru lignit},$$

$$F_V = 380 \text{ Nm}^3/\text{GJ} - \text{pentru huilă},$$

$$F_V = 290 \text{ Nm}^3/\text{GJ} - \text{pentru păcură},$$

$F_V = 320 \text{ Nm}^3/\text{GJ}$ - pentru gaze naturale.

Modelul de calcul a emisiilor poluante au în vedere situația actuală a centralelor și termocentralelor din România, care nu sunt echipate cu sisteme de reducere eficientă a emisiilor de SO_2 , NO și CO_2 , ci numai cu instalații de electrofiltre. Pe măsura introducerii unor sisteme de reducere a emisiilor, primare sau secundare, modelul se va apropia de metodologia europeană (CORINAIR/SNAP), prin care se ține seama și de eficiența depoluării.

✓ Poluantul SO_2

Factorul de emisie pentru dioxid de sulf se determină cu relația [1.10, 1.37]

$$e_{\text{SO}_2} = \frac{M_{\text{SO}_2} \cdot S}{M_S \cdot 100} \cdot (1 - r) (\text{kg} / \text{kJ}), \quad (1.12)$$

în care, semnificația notațiilor este următoarea:

M_{SO_2} - masa moleculară a SO_2 , în kg/kmol;

M_S - masa moleculară a sulfului, în kg/kmol;

S - cantitatea de sulf din combustibil, în %;

H^i - puterea calorifică inferioară a combustibilului, în kJ/kg;

r - gradul de reținere a sulfului, de către zgură și cenușă.

În calculele curente, se recomandă:

$r = 0,2$ - pentru lignit,

$r = 0,05$ - pentru huilă,

$r = 0$ - pentru păcură și gaze.

Pentru calculele de prognoză se recomandă valorile:

$r = 1,15$ - pentru lignit,

$r = 2,15$ - pentru huile mixte și șlam,

$r = 1,0$ - pentru păcură de producție internă,

$r = 3,0$ - pentru păcură din import.

✓ Poluantul NO_x

Pentru calculul emisie de NO_x , se folosesc factorii de emisie indicați în tabelul 1.14, la care să aplicat, deja, corecția corespunzătoare conținutului de oxigen din gazele de ardere. Acești factori sunt dependenți de tipul combustibilului, de puterea instalată a cazanului și corespund sarcinii nominale a instalației de ardere [1.10, 1.37]. Valorile factorilor de emisie sunt apropiate de acelea utilizate în țările Comunității Economice Europene (tabelul 1.13), mai ales pentru instalațiile având puteri mai mici de 300 MW_t . O diferență relativ mare se observă, însă, în cazul combustiei gazelor naturale, fapt explicabil prin inexistența sistemelor secundare de control a emisie de NO_x . În cazul combustiei cărbunilor, comparația trebuie făcută în raport cu arderea cărbunelui pulverizat, tehnică utilizată, preponderent, în instalațiile energetice din România.

Tabelul 1.14. Factorii de emisie $e_{100}^{NO_x}$

Combustibil	Factorii de emisie NO_x , la sarcină nominală a cazanului					
	Puterea termică a cazanului (MW_t) ^{*)}					
	50 ÷ 100		100 ÷ 300		> 300	
	kg/kJ	g/GJ	kg/kJ	g/GJ	kg/kJ	g/GJ
Lignit	$2,0 \cdot 10^{-7}$	200	$2,2 \cdot 10^{-7}$	220	$2,6 \cdot 10^{-7}$	260
Huilă	$3,8 \cdot 10^{-7}$	380	$4,2 \cdot 10^{-7}$	420	$4,5 \cdot 10^{-7}$	450
Păcură	$1,9 \cdot 10^{-7}$	190	$2,1 \cdot 10^{-7}$	210	$2,8 \cdot 10^{-7}$	280
Gaze naturale	$1,3 \cdot 10^{-7}$	130	$1,5 \cdot 10^{-7}$	150	$1,7 \cdot 10^{-7}$	170

*Notă: *) Se determină produsul dintre debitul de combustibil introdus în cazan și puterea calorică inferioară a combustibilului.*

Pentru calculul factorului de emisie la sarcini parțiale ale cazanului, însă superioare valorii de 50 %, se introduce următoarea corecție

$$e_x^{NO_x} = e_{100}^{NO_x} \cdot \left[a + (1-a) \frac{L-50}{50} \right] \quad (\text{kg/kJ}), \quad (1.13)$$

în care, semnificația notațiilor este următoarea:

$e_x^{NO_x}$ - factorul de emisie corespunzător sarcinii x;

$e_{100}^{NO_x}$ - factorul de emisie la sarcina nominală;

L - sarcina parțială a cazanului (cuprinsă între 50 % și 100 %);

a - coeficient dependent de tipul de combustibil și care are următoarele valori [1.37]:

0,85 - pentru cărbune pulverizat,

0,75 - pentru păcură,

0,50 - pentru gaze naturale.

Emisia de NO_x depinde foarte mult de conținutul de oxigen din gazele de ardere. În cazul în care valorile efectiv măsurate pentru O_2 diferă de normele standard (6 % pentru arderea cărbunilor și, respectiv, 3 % pentru arderea gazelor naturale și a păcurii - în gaze uscate), valorile emisiilor de NO_x sunt corectate, conform relației [1.37]

$$E_{NO_x}^{corect} = E_{NO_x}^{masurat} \cdot \left[\frac{21 - O_2^{standard}}{21 - O_2^{masurat}} \right]. \quad (1.14)$$

În calculele mai riguroase, în care se ține seama și de temperatura și umiditatea gazelor de ardere, se poate utiliza corecția [1.37]

$$E_{NO_x}^{corect} = E_{NO_x}^{masurat} \cdot \left[1 + \frac{22,4 \cdot W}{18 \cdot 10^3} \right] \cdot \left[\frac{273 + t_m}{273} \right] \left[\frac{20,9 - O_2^{standard}}{20,9 - O_2^{masurat}} \right], \quad (1.15)$$

în care, noile notații au următoarea semnificație:

W - umiditatea gazelor de ardere, măsurată în $g H_2O / m^3$ de gaze uscate;

t_m - temperatura medie a gazelor de ardere, măsurată în $^{\circ}C$.

✓ Poluantul cenușă zburătoare (pulbere)

Factorul de emisie se determină cu relația [1.10, 1.37]

$$e_{cenușa} = \frac{A \cdot (1 - \eta_f)(1 - \eta_e)}{H^i} \quad (\text{kg/kJ}), \quad (1.16)$$

în care, semnificația notațiilor este următoarea:

A - conținutul de cenușă din cărbune (%);

η_f - gradul de reținere a cenușii în focar (în % de masă);

η_e - randamentul instalației de reținere a prafului (electrofiltru), în %;

H^i - puterea calorică inferioară a combustibilului (kJ/kg).

Pentru postcalcul se utilizează valori medii, efectiv rezultate din exploatare, iar pentru calculele de prognoză se recomandă utilizarea următoarelor valori:

$A = 40\%$ - pentru lignit,

$A = 30\%$ - pentru huilă din țară,

$A = 20\%$ - pentru huilă din import,

$\eta_f = 15\%$;

$\eta_e = 97\%$ - dacă reabilitarea electrofiltrelor nu a depășit 50 % din program,

$\eta_e = 99\%$ - pentru finalizarea programului de reabilitare a electrofiltrului.

De obicei, în cazul arderii păcurii, se neglijează emisia de particule. Pentru calcule riguroase, se poate considera un conținut de cenușă în păcură de $A = 0,1\%$, cenușă care este, integral, evacuată la coș.

✓ Poluantul CO₂

Factorii de emisie pentru CO₂, adoptați de toate țările Comunității Europene, sunt utilizați pentru calcule de prognoză [1.10, 1.37]. Aceste valori sunt date în tabelul 1.13, pentru majoritatea combustibililor utilizați în scopuri energetice.

Pentru calcule exacte, poate fi utilizată relația [1.10, 1.37]

$$e_{CO_2} = \frac{M_{CO_2} \cdot C}{M_C \cdot 100} \quad (\text{kg/kJ}), \quad (1.17)$$

în care, semnificația notațiilor este următoarea:

M_{CO_2} - masa moleculară a CO₂, în kg/kmol;

M_C - masa moleculară a carbonului, în kg/kmol;

C - cantitatea de carbon din combustibil, în % masice;

H^i - puterea calorică inferioară a combustibilului, în kJ/kg.

Pentru combustibilii utilizați în centralele din România, la nivelul anului 1992, au rezultat următoarele valori medii ale factorilor de emisie pentru CO₂ [1.37]:

109000 g/GJ – pentru lignit;

100000 g/GJ – pentru huilă;

- 81000 g/GJ – pentru păcură;
59000 g/GJ – pentru gaze naturale.

Aceste valori sunt doar cu puțin mai mari decât cele adoptate de țările Comunității Economice Europene (tabelul 1.13), cea mai mare depășire observându-se în cazul combustiei lignitului.

Pentru a exemplifica aplicarea metodologiei de evaluare a emisiilor, în caseta 1.3 este dată o aplicație numerică [1.10, 1.37].

Caseta 1.3. Aplicație numerică a metodologiei de evaluare a emisiilor centralelor termoelectrice

Problema

Să se evalueze emisiile poluante, evacuate în atmosferă de un cazan de abur, având următoarele caracteristici:

- puterea termică mai mare de 300 MW_t;
 - sarcina medie = 80 %;
 - funcționează cu lignit pulverizat și suport de păcură, cu următoarele caracteristici:
 1. lignit - puterea calorifică inferioară $H_1^i = 6700$ kJ/kg, conținutul de sulf de 1,15 %, conținutul de carbon de 18 %;
 2. păcură - puterea calorifică inferioară $H_2^i = 38456$ kJ/kg, conținut de sulf de 3 %.
- Cantitatea de lignit consumată este de $Q_1 = 100$ t, iar cea de păcură $Q_2 = 10$ t.

Rezolvare

Emisiile se calculează, pentru perioada considerată, în mod separat, pentru fiecare dintre cei doi combustibili utilizați. Emisia totală rezultă prin sumarea acestor cantități.

Factorul de emisie pentru dioxidul de sulf, în cazul lignitului, este

$$e_{1SO_2} = \frac{M_{SO_2} \cdot S_1}{M_S \cdot 100} \cdot (1 - r_1) = \frac{64 \cdot 1,15}{6,7 \cdot 10^3} \cdot (1 - 0,2) = 2,74 \cdot 10^{-6} \text{ kg/kJ}$$

Emisia de dioxid de sulf, generată de arderea lignitului este

$$E_{1SO_2} = 100 \cdot 10^3 \cdot 6,7 \cdot 10^3 \cdot 1,56 \cdot 10^{-6} = 1,8 \text{ tone}$$

Pentru arderea păcurii rezultă:

$$e_{2SO_2} = \frac{M_{SO_2} \cdot S_2}{M_S \cdot 100} \cdot (1 - r_2) = \frac{64 \cdot 0,03}{38,456 \cdot 10^3} \cdot (1 - 0) = 1,56 \cdot 10^{-6} \text{ kg/kJ}$$

$$E_{2SO_2} = 10 \cdot 10^3 \cdot 38,456 \cdot 10^3 \cdot 1,56 \cdot 10^{-6} = 580 \text{ kg} = 0,58 \text{ tone}$$

Emisia totală de dioxid de sulf este

$$E_{totalaSO_2} = E_{1SO_2} + E_{2SO_2} = 1,80 + 0,58 = 2,40 \text{ tone}$$

Emisiile de NO_x se calculează similar:

Pentru combustia lignitului:

$$e_{100}^{NO_x} = 2,6 \cdot 10^{-7} \text{ kg/kJ},$$

$$e_{80}^{NO_x} = e_{100}^{NO_x} \cdot \left[a_1 + (1 - a_1) \frac{L - 50}{50} \right] = 2,6 \cdot 10^{-7} \cdot \left[0,85 + (1 - 0,85) \frac{80 - 50}{50} \right] = 2,5 \cdot 10^{-7}$$

$$E_{1NO_x} = 100 \cdot 10^3 \cdot 6,7 \cdot 10^3 \cdot 2,5 \cdot 10^{-7} = 0,17 \text{ tone.}$$

Pentru combustia păcurii suport:

$$e_{100}^{NO_x} = 2,8 \cdot 10^{-7} \text{ kg/kJ},$$

$$e_{80}^{NO_x} = e_{100}^{NO_x} \cdot \left[a_2 + (1 - a_2) \frac{L - 50}{50} \right] = 2,8 \cdot 10^{-7} \cdot \left[0,75 + (1 - 0,75) \frac{80 - 50}{50} \right] = 2,52 \cdot 10^{-7},$$

$$E_{2NO_x} = 10 \cdot 10^3 \cdot 38,456 \cdot 10^3 \cdot 2,52 \cdot 10^{-7} = 97 \text{ kg} = 0,097 \text{ tone.}$$

Emisia cumulată de oxizi de azot este

$$E_{totalaNO_x} = E_{1NO_x} + E_{2NO_x} = 0,17 + 0,097 = 0,27 \text{ tone.}$$

Emisia de pulberi se calculează numai pentru lignit, putându-se admite că factorul de emisie, în cazul arderii păcurii, este nul:

$$e_{cenusa} = \frac{A_1 \cdot (1 - \eta_f)(1 - \eta_e)}{H_1^i} = \frac{0,40 \cdot (1 - 0,15)(1 - 0,97)}{6700} = 1,5 \cdot 10^{-6} \text{ kg/kJ}$$

cantitatea de cenușă, evacuată în atmosferă, fiind de

$$E_{cenusa} = 100 \cdot 10^3 \cdot 6,7 \cdot 10^3 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 1 \text{ tonă}$$

Emisia, cumulată, de dioxid de carbon se calculează astfel:

Pentru lignit, factorul de emisie, pentru CO₂, este de 98•10⁻⁶ kg/kJ, deci emisia este

$$E_{1CO_2} = 100 \cdot 10^3 \cdot 6,7 \cdot 10^3 \cdot 98 \cdot 10^{-6} = 65600 \text{ kg} = 65,6 \text{ tone};$$

Pentru păcură, factorul de emisie, pentru CO₂, este de 72•10⁻⁶ kg/kJ, deci emisia este

$$E_{2CO_2} = 10 \cdot 10^3 \cdot 38,456 \cdot 10^3 \cdot 72 \cdot 10^{-6} = 27688 \text{ kg} = 27,7 \text{ tone.}$$

Emisia cumulată de dioxid de carbon este

$$E_{totalaCO_2} = E_{1CO_2} + E_{2CO_2} = 65,5 + 27,7 = 93,3 \text{ tone.}$$

În anul 2002, UNECE (United Nations Economic Commission for Europe) a adoptat un nou format de raport, denumit Nomenclator de raportare (NFR – Nomenclature For Reporting), mult mai apropiat de tipul de raport definit de Convenția-cadru a Națiunilor Unite asupra Schimbărilor Climatice, și care se substituie nomenclatorului CORINAIR/SNAP. Cu toate acestea, CORINAIR/SNAP rămâne un punct de referință important și un element esențial în elaborarea inventarelor de emisii poluante [1.28].

Bibliografie

- 1.1. BIOCCHI S., *Les polluantes et les techniques d'épuration des fumées*, Lavoisier, TECHNIQUE & DOCUMENTATION, 1998.
- 1.2. BLOCK M.R., MARASH I.R., *Integrating ISO 14001 into a Quality Management System*, ASQ Quality Press, Milwaukee, Wisconsin, 1999.
- 1.3. CONSTANTIN M., ATAMAN E., MOȚIU C., *Realizarea unei instalații experimentale de desulfurare a gazelor arse la un cazan energetic*, III-10, Sesiunea de comunicări științifice "Tehnologii eficiente și curate în industria energiei electrice", București, mai 1995.
- 1.4. COOPER C.D., ALLEY F.C., *Air Pollution Control: A Design Approach*, Waveland Press, Prospect Heights, III, 1986.
- 1.5. DOCTOR R., MOLBURG J., BROCKMEIER N., *Engineering Assessment of CO₂ Recovery, Transport and Utilization*, Proceedings of the Advanced Coal-Based Power and Environmental Systems, '98 Conference, July, 1998, Morgantown, West Virginia.
- 1.6. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.
- 1.7. ECHIZLI A., *Experiența Hidroelectrică în utilizarea mecanismelor flexibile promovate de Protocolul de la Kyoto*, Energetica, an 52, nr. 3/2004.
- 1.8. ERICKSON P.A., *Environmental Impact Assessment*, Academic Press Inc., San Diego, California, 1994.
- 1.9. HIDAWY T.J., *Air Pollution Injury to Vegetation*, National Air Pollution Administration pub., AP-71, Raleigh, 1970.
- 1.10. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenergetica și mediul*, Editura Tehnică, București, 1996.
- 1.11. ISTRATE M., GUȘĂ M., *Impactul producerii, transportului și distribuției energiei electrice asupra mediului*, Editura AGIR, București, 2000.
- 1.12. MANEA D., *Perspectiva introducerii în tarife a "ecotaxelor"*, Energetica, 4, A, 1994.
- 1.13. MANEA G., *Pădurea în ecuația efectului de seră. Cazul României*, Energetica, 4, A, 1994.
- 1.14. MARIN C., MOTOCU M., BĂNICĂ V., OSIAC V., *Soluții și realizări pentru reducerea impactului negativ asupra mediului ambiant la grupurile de 330 MW din Turceni*, Energetica, an 52, nr. 3/2004.
- 1.15. MASTERS G.M., *Introduction to Environmental Engineering and Science*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1991.
- 1.16. MIHĂILEANU C., *Unele aspecte ale acțiunilor normative întreprinse pe plan național în diferite țări pentru combaterea poluării atmosferei*, Energetica, 4, A, 1994.
- 1.17. MUNTEAN M., CONSTANTINESCU D., STOIAN G., *Ghid privind elaborarea propunerilor de programe de reducere progresivă a emisiilor anuale de dioxid de sulf, oxizi de azot și pulberi provenite din instalațiile mari de ardere*, www.mapgov.ro/Legislatie/
- 1.18. NEGULESCU M., IANCULESCU S., VAICUM L., *Protecția mediului înconjurător*, Editura Tehnică, București, 1995.
- 1.19. PEAVY H.S., ROWE D.R., TCHOBANOGLIOUS G., *Environmental engineering*, McGraw-Hill, 1985.

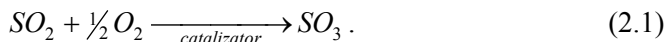
- 1.20. POP O., PĂUNESCU N., *Implicațiile alinierii la legislația europeană de mediu privind centralele termo și hidroelectrice*, Energetica, anul 52, nr.3/2004.
- 1.21. RAY B.T., *Environmental Engineering*, PWS Publishing Company, An International Thomson Publishing Company, Boston, 1995.
- 1.22. ROUSSEAU D., *Environnement: l'entreprise s'engage*, Ed. d'Organisation, Paris, 1992.
- 1.23. SINCERO A.P., SINCERO G.A., *Environmental Engineering – A Design Approach*, Prentice-Hall Inc., 1996.
- 1.24. TOBOLCEA V., CREȚU V., *Elemente de protecție a mediului – protecția calității aerului și a apelor subterane*, Universitatea tehnică “Gh.Asachi” Iași, 1995.
- 1.25. TUMANOV S., *Calitatea aerului*, Editura Tehnică, București, 1989.
- 1.26. VESILING P.A., PIERCE J.J., WEINER R.F., *Environmental engineering – Third Edition*, McGraw Hill, 1993.
- 1.27. WARK K., WARNER C.F., *Air pollution—Its origin and control—Second Edition*, Harper Collins Publishers, 1981.
- 1.28. ***, *Calcul des Emissions dans l'air – Principes méthodologiques généraux*, Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique (CITEPA), 2004
- 1.29. ***, *Cleaning the Air*, U.S. Environmental Protection Agency, 0-204-335, Washington, D.C., 1979.
- 1.30. ***, *Effects of Air Pollution, in Air Pollution Control Orientation Course*, 422-A, U.S. EPA, Atlanta, 1975.
- 1.31. ***, *Effets de la pollution*, Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique (CITEPA), <http://www.citepa.org>.
- 1.32. ***, *Emissions dans l'air en France – substances impliquées dans les phénomènes d'acidification, d'eutrophisation et de pollution photochimique*, Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique (CITEPA), Avril, 2004, <http://www.citepa.org>.
- 1.33. ***, *ESCAP Environment Statistic Course, chapter 3, January, 2000*, Publications of The Environment Division of Economic and Social Commission for Asia and the Pacific (ESCAP), <http://www.unescap.org>
- 1.34. ***, *Estudio de dispersion para el incinerador de residuos urbanos de Alcazar de San Juan mediante aplicacion del modelo TTC-PENACHO*, TTC medio ambiente, Madrid, 1995.
- 1.35. ***, *L'assainissement des agglomerations: Techniques d'epuration actuelles et evolutions*, Ministère de l'Environnement Français, Agences de l'Eau, Etude inter agences, 27, 1994.
- 1.36. ***, *Medical and Biological Effects of Environmental Pollutants – Carbon Monoxide*, National Academy of Sciences, Washington D.C., 1977.
- 1.37. ***, *Metodologie de evaluare operativă a emisiilor de SO₂, NO_x, pulberi (cenusă zburătoare) și CO₂ din centralele termice și termoelectrice*, Oficiul de documentare în energetică (ODE), Buletinul documentelor normative energetice, iunie, 2001.
- 1.38. ***, *Plafonds d'émissions nationaux pour certains polluants atmosphériques*, Parlement Européen, Commission de l'environnement, de la santé publique et de la politique des consommateurs, PE 297.214/5-12, Février 2001.
- 1.39. ***, *Rapoarte ale Asociației pentru Politici Energetice din România*, <http://www.aper.ro>.
- 1.40. ***, *Rapport d'inventaire national - Organisation et methods des inventaires nationaux des emissions atmosphérique en France (OMINEA)*, Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique, Réf. CITEP 494N, 2004.
- 1.41. ***, *Stabilirea unor măsuri pentru limitarea emisiilor în aer a anumitor poluanți proveniți din instalații mari de ardere*, HG 541/2003, Monitorul Oficial al României, nr. 365/29.05.2003.
- 1.42. ***, *Statistics*, <http://www.eurelectric.org>.
- 1.43. ***, *The Environmental Manual, The EM Generic database – Sources and data Documentation*, Öko-Institute (Institute for Applied Ecology), Germany. March, 1999.
- 1.44. ***, *Twelfth Annual Report of the Council on Environmental Quality*, Washington D.C., 1982.
- 1.45. ***, *Valeurs limites pour la protection de la sante humaine dans l'air ambiant, Directive Européenne relative à l'ozone dans l'air ambiant*, Décret no. 202-213, 15/02/02, Centre Interprofessionnel Tech. d'Etudes de la Pollution Atmosphérique (CITEPA), Avril, 2004, <http://www.citepa.org>.

CAPITOLUL 2

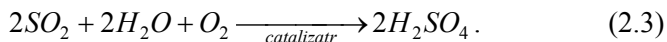
CONTROLUL EMISIEI DE OXIZI DE SULF

Emisiile naturale de SO_x , rezultat al activității vulcanilor și fumarolelor, sunt imense, fiind cuprinse între $(78 \div 284) \cdot 10^6$ t echivalent SO_2 pe an, și imposibil de redus sau de controlat. Simultan cu emisia naturală, în atmosferă sunt degajate mari cantități de SO_x (circa $150 \div 200$ Mt echivalent SO_2 pe an), ca efect al activităților antropice. Astfel, în marile aglomerări urbane, pot fi atinse concentrații de SO_2 cuprinse între $0,01 \div 0,1$ ppm (pentru SO_2 , la $25^\circ C$ și presiunea de 1 atm, $1 \text{ ppm} = 2620 \mu\text{g}/\text{m}^3$), ce pot atinge și chiar depăși valoarea maximă a emisiei zilnice admisibile. O mare parte din emisia antropică de SO_2 rezultă din procesele tehnologice de ardere a combustibililor, în scopuri energetice. Spre deosebire de emisia naturală, cea antropică poate fi controlată, însă cu eforturi tehnice și economice considerabile.

Reducerea emisiei de SO_x este necesară nu numai datorită toxicității acestora, cât și datorită capacității oxizilor de sulf de a forma, în atmosferă liberă, compuși chimici agresivi. Astfel, SO_2 intră în reacții fotochimice sau catalitice cu alți poluanți din atmosferă, formând trioxid de sulf (SO_3), acid sulfuric și diverse săruri ale acestuia. Substanțele aflate în componența particulelor aeropurtate și oxizii de azot, generate de procesele tehnologice de combustie, se comportă ca și catalizatori ai reacției de oxidare a dioxidului de sulf:

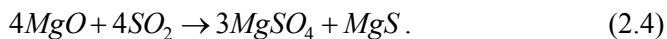


În condiții de umiditate crescută a atmosferei, se formează acid sulfuric:



Ultima reacție este o reacție de oxidare, care evoluează rapid în prezența sulfatilor și clorurilor de fier și magneziu, acestea având rol de catalizator al reacției. Astfel de reacții stau, în oarecare măsură, la baza formării ploilor acide.

SO_2 reacționează și cu oxizii metalici din particulele aeropurtate, conducând la formarea de sulfati și sulfuri. Un astfel de exemplu este redat în reacția



2.1. Formarea oxizilor de sulf în procesele de combustie

Oxizii de sulf sunt rezultatul oxidării sulfurii aflat, sub formă de combinații organice și anorganice, în combustibilii fosili. Concentrația sulfurii din combustibili poate varia în limite foarte largi, funcție de tipul combustibilului și de tehnologia de extracție. Astfel, gazele naturale au un conținut redus de sulf, cărbunii nesulfuroși pot conține până la 0,5 % sulf, cele mai multe sorturi de cărbuni energetici au o concentrație de 2 ÷ 2,5 % sulf, însă există cărbuni cu până la 10 % sulf. O concentrație ridicată a sulfurii este specifică combustibililor lichizi grei și reziduurilor petroliere, ce pot conține 1 ÷ 4 % sulf [2.28]. În combustibilii lichizi, sulfurii se regăsește, practic în totalitate, sub formă de combinații organice, iar în combustibilii solizi, până la 40 % din cantitatea totală de sulf se regăsește sub formă de compuși anorganici, mai ales pirite (FeS₂).

Termodinamica și cinetica reacțiilor de formare a SO_x în flacără, nu poate fi exprimată cantitativ prin reacții globale de forma:



Monoxidul de sulf (SO), dar și protoxidul de sulf (S₂O), în anumite circumstanțe, influențează semnificativ reacțiile de oxidare a sulfurii. Acești oxizi ai sulfurii sunt instabili la temperatura atmosferică, astfel încât nu se regăsesc în gazele de ardere, rezultate în urma proceselor obișnuite de combustie [2.28].

Oxizii de sulf stabili, rezultați în urma arderii combustibililor ce conțin sulf, sunt SO₂ și SO₃. Relația de echilibru termodinamic între cele două tipuri de oxizi este exprimată prin relația (2.6), constanta de echilibru a acestei reacții, funcție de temperatură, fiind dată în tabelul 2.1 [2.28].

Tabelul 2.1. Constanta de echilibru a reacției de oxidare SO₂ ↔ SO₃.

Reacția	$SO_2 + \frac{1}{2}O_2 \leftrightarrow SO_3$	Temperatura		K _p
		(°K)	(°C) (aproximativ)	
$K_p = \frac{p_{SO_3}}{p_{SO_2} \cdot \sqrt{p_{O_2}}}$		298	25	$2,6 \cdot 10^{12}$
		500	230	$2,6 \cdot 10^5$
		1000	730	1,8
		1500	1230	$3,8 \cdot 10^{-2}$
		2000	1730	$5,6 \cdot 10^{-3}$

Conform dependenței constantei de echilibru de temperatură, rezultă că la tempe-

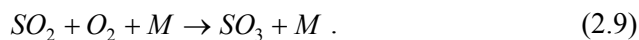
raturi mici echilibrul este deplasat către formarea de SO_3 , iar la temperaturi ridicate este deplasat către formarea de SO_2 . Astfel, la o primă analiză ar rezulta că în focarele cazanelor energetice se formează SO_2 , cantitatea de SO_3 fiind neglijabilă, însă, pe traseul de evacuare a gazelor acesta se transformă în SO_3 , rata de conversie fiind din ce în ce mai mare către gura de evacuare a coșului de fum. În realitate însă, în cazul instalațiilor mari de combustie, se observă cantități relativ mari de SO_3 în camera de ardere (mai mari decât sunt de așteptat conform constantei de echilibru) și cantități foarte mici, în gazele de ardere reci.

Acest comportament, diferit de acela exprimat prin relația de echilibru, pentru gaze ideale, poate fi explicat prin formarea unor specii intermediare, în diferitele etape ale schemei de oxidare a sulfului [2.28]. Astfel, se presupune că se formează o cantitate mare de SO , în zona principală de combustie, la inițierea arderii. SO este oxidat, pentru început, la SO_2 și, ulterior, la SO_3 . Principalele reacții care conduc la formarea SO_2 sunt:

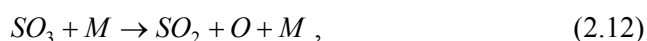


Este de remarcat faptul că aceste reacții conduc la apariția atomilor liberi de oxigen și hidrogen, foarte activi chimic și care vor interveni în reacțiile ulterioare. De asemenea, nu trebuie neglijat faptul că reacțiile de oxidare a sulfului se desfășoară simultan cu oxidarea hidrocarburilor din combustibil, prin care se obțin, ca produs intermediar, mari cantități de radicali O , H și OH , ce vor interveni în reacțiile de oxidare a sulfului.

Reacțiile de formare a SO_3 implică și o a treia componentă (M), care poate fi reprezentată chiar și printr-un consum suplimentar de energie:



Reacțiile de acest tip, care implică o a treia componentă, au o cinetică mai redusă decât reacțiile ce implică doar două componente. Cu toate acestea, datorită temperaturii înalte din camera de ardere, reacțiile de tipul (2.9) se desfășoară rapid. În același timp, în camerele de ardere concentrația de atomi de oxigen este maximă, astfel încât SO_3 este transformat în SO_2 , printr-o secvență de reacții de forma [2.28]:



ultima etapă fiind, de fapt, un proces de descompunere termică. În zona de temperatură înaltă din focar, unde concentrația de atomi liberi de oxigen este ridicată, sunt predominante reacțiile de forma (2.9) și (2.10), iar în cazul în care concentrația hidrocarburilor din flacără este ridicată, devine predominantă reacția (2.11).

Atunci când gazele de ardere intră în zonele mai reci ale cazanului, concentrația de atomi liberi descrește rapid, datorită proceselor de recombinare. În aceste condiții, formarea și de descompunerea SO_3 , prin reacții de forma (2.9) ÷ (2.11), este mult încetinită. O parte de SO_3 se mai poate descompune termic, prin reacții de forma (2.12), însă, atunci când temperatura scade semnificativ, devine neglijabilă cantitatea de SO_3 ce se descompune termic.

În instalațiile de combustie industriale, secvența reacțiilor care implică sulfurul și oxizii acestuia evoluează în așa fel încât raportul SO_3/SO_2 , la nivelul coșului de fum, este cuprins între 1/40 ÷ 1/80 [2.28]. În cazul în care excesul de combustibil, din zona pirolizei primare, este semnificativ, cantitatea de SO_3 devine neglijabilă. Se poate concluziona, astfel, că principalul compus al sulfurului din gazele de ardere este SO_2 , în ciuda faptului că termodinamica reacțiilor de oxidare ar putea deplasa, puternic, echilibrul către formarea de SO_3 . Conversia SO_2 în SO_3 , în atmosfera liberă, este un proces lent, datorită nivelului redus al temperaturii, totuși, rata de conversie poate crește în prezența unor compuși din particulele aeropurtate, compuși care catalizează reacția de conversie a SO_2 în SO_3 și de formare a unor aerosoli de sulfați, cu toxicitate ridicată.

Rate ridicate de conversie a SO_2 în SO_3 și de formare a aerosolilor toxici se observă în cazul utilizării catalizatorilor de oxidare a CO și de control a emisiei de compuși organici volatili, care echipează motoarele cu ardere internă. Acești catalizatori accelerează reacția de oxidare a SO_2 , în zona de evacuare a gazelor de ardere, crescând, implicit, și cantitatea de aerosoli de sulfați.

2.2. Procese fizico-chimice de desulfurare

Controlul poluanților gazoși, aflați în amestecuri, poate fi realizat prin procese fizico-chimice, precum:

- ✓ adsorbția, urmată de desorbție, deci de regenerarea poluantului, regenerare realizată, însă, în manieră controlată, astfel încât este posibilă utilizarea poluantului în alte procese tehnologice;
- ✓ adsorbția în masa unei substanțe aflate în stare lichidă;
- ✓ oxidarea, în prezența unor substanțe catalitice sau la temperatura ridicată din flacăra, până la compuși chimici nepoluant;
- ✓ reacții de reducere, în prezența unor agenți reducători, la suprafața unor catalizatori sau la temperatură ridicată;
- ✓ reacții de neutralizare a gazelor acide de către compuși alcalini.

În plus, tehnicile de tratare implică și procese fizice de răcire a amestecului de faze, în schimbătoare de căldură de suprafață sau prin amestecare cu aer sau cu gaze reci, recirculate, prin pulverizare cu apă, precum și separarea diverselor componente ale amestecurilor, la nivelul unor medii filtrante.

Adsorbția este un proces de separare bazat pe capacitatea unor substanțe solide

de a reține, preferențial, anumite gaze sau lichide, aflate într-un amestec. Gazele poluante sau vaporii din fluxul de gaze sunt reținute pe suprafața adsorbantului. Acest procedeu de control a emisiilor nocive este preferabil să fie utilizat atunci când:

- ✓ poluantul gazos nu este combustibil sau atunci când arde greu;
- ✓ poluantul are o concentrație foarte redusă;
- ✓ substanța adsorbită este suficient de valoroasă încât să justifice recuperarea sa;
- ✓ în cazul concentrațiilor foarte reduse de poluanți, ale căror caracteristici le fac dificil de controlat, prin alte procedee.

Adsorbția poate fi de tip legare fizică (adsorbție fizică) sau chemisorbție. În procesul de adsorbție fizică, moleculele de gaz aderă la suprafața solidului adsorbant, ca efect al forțelor de atracție intermoleculară (van der Waals), cu eliberare de căldură. Avantajele adsorbției fizice sunt acelea ale vitezei ridicate de evoluție a procesului și reversibilității, ultimul fiind foarte important atunci când se urmărește recuperarea substanței adsorbite. Astfel, la reducerea presiunii sau la creșterea temperaturii adsorbantului, gazul adsorbit este rapid desorbit, fără nici un fel de modificare a compoziției chimice. În majoritatea proceselor industriale, se utilizează desorbția termică.

Chemisorbția este rezultatul interacțiunii chimice dintre poluant și mediul adsorbant. Forțele de interacțiune sunt mult mai puternice decât acelea specifice adsorbției fizice, astfel încât și cantitatea de căldură degajată este mai mare. În același timp, datorită caracterului accentuat exoterm al chemisorbției, aceasta este, adeseori, ireversibilă. De asemenea, în procesul de desorbție, natura chimică a adsorbantului se schimbă. În aceste condiții, dacă se urmărește regenerarea adsorbantului sau utilizarea substanței adsorbite, este necesar să se adopte un mediu ce asigură adsorbție fizică și nu chemisorbție.

La adoptarea unui anumit mediu adsorbant trebuie să se țină seama și de faptul că adsorbția fizică se caracterizează prin formarea mai multor straturi de molecule, în timp ce chemisorbția conduce la formarea unui strat monomolecular. Rezultă, astfel, că sunt necesare cantități diferite de adsorbant, pentru o aceeași cantitate de substanță adsorbită. De asemenea, trebuie reținut faptul că numai prin chemisorbție se obțin compuși cu efect de catalizator, prezența unor astfel de compuși fiind foarte utilă, în unele procese de depoluare a gazelor.

Absorbția implică un transfer de masă, prin difuzia inter-faze, dintre un gaz și un lichid. Din punct de vedere fizic, absorbția este un proces foarte complex. În principiu, fenomenul de transfer de masă dintre cele două faze se dezvoltă prin două mecanisme: mișcarea turbionară a fluidelor și difuzia. Astfel, gazul poluant este transferat, până la suprafața adsorbantului lichid, de către curenții turbionari din fluxul de gaz. În imediata vecinătate a suprafeței de lichid, mișcarea gazului devine laminară, astfel încât această distanță trebuie parcursă prin difuzie moleculară. După difuzia gazului în lichid, pentru un foarte scurt interval, deplasarea acestuia se realizează prin difuzie. În continuare, curenții turbionari transportă poluantul către zona centrală a masei adsorbantului.

Conform legii lui Fick [2.28], fracția molară specifică (raportată la unitatea de suprafață a secțiunii transversale) de transfer a unui gaz (A) într-un lichid (B) poate fi exprimată printr-o relație de forma:

$$N_A = \frac{D_L}{x}(c_{A2} - c_{A1}), \quad (2.13)$$

unde D_L reprezintă coeficientul de difuzie moleculară a lichidului, pentru specia A în specia B , iar $(c_{A2} - c_{A1})$ diferența concentrațiilor speciei A , pentru o deplasare pe distanța x .

Dacă coeficientul de difuzie dintre două gaze nu variază mult cu concentrația acestora, coeficientul de difuzie a gazului într-un lichid variază mult cu concentrația de gaz dizolvat. Cu toate acestea, în literatura de specialitate sunt date tabele cu valorile tipice ale coeficienților de difuzie moleculară în lichide, pentru amestecuri binare.

Absorbția este frecvent utilizată pentru controlul emisiilor de SO_2 , H_2S și hidrocarburi ușoare, datorită eficienței ridicate și posibilității de accelerare a proceselor prin creșterea turbulenței, a suprafeței de contact și prin utilizarea unor absorbanți cu coeficienți de difuzie ridicați, relativ la poluantul ce trebuie reținut.

Pe lângă procese de absorbție, foarte multe dintre tehnicile actuale de desulfurare fac apel la reacții de neutralizare a SO_2 prin intermediul unor substanțe bazice, reacțiile chimice fiind astfel conduse încât să elimine poluantul, sub formă de precipitat, sau să-l transforme în compuși netoxici. Trebuie menționat că reacțiile de neutralizare pot conduce și la formarea unor sulfuri. Aceste săruri, fiind foarte solubile, pot transfera poluantul către un alt factor de mediu, apă sau sol.

Parametrii care au cea mai mare influență asupra eficienței desulfurării gazelor de ardere sunt [2.3, 2.4, 2.6, 2.13, 2.28]:

- ✓ natura reactivului;
- ✓ cantitatea de reactiv introdusă în proces, exprimată prin raportul molar dintre substanța de bază a acestuia și sulful reținut (Ca/S sau Na/S);
- ✓ temperatura la care se desfășoară procesele de absorbție, adsorbție și neutralizare;
- ✓ suprafața specifică de contact, ce corespunde unei anumite granulații și anumite porozități a particulelor substanței neutralizante;
- ✓ durata de rezidență a poluantului în zona de tratare.

În ceea ce privește natura reactivului, atâta timp cât se urmărește neutralizarea unui gaz acid, pot fi utilizate substanțe alcaline, precum compușii calcici, cei ai sodiului, ai potasiului sau amoniacul, astfel [2.13]:

- ✓ *Compuși calcici*: Ca(OH)_2 - hidroxid de calciu (var stins); $(\text{CaCO}_3, \text{MgCO}_3)$ - carbonat de calciu și magneziu (dolomita); CaCO_3 - carbonat de calciu și CaO - oxid de calciu, dați în ordinea descrescătoare a reactivității acestora. De exemplu, Ca(OH)_2 prezintă o proporție de conversie în sulfat care este de patru ori mai mare decât aceea a carbonaților (CaCO_3). Reactivitatea dolomitei este determinată pe prezența MgO , care limitează procesul de aglomerare a particulelor de CaO , facili-

tând, astfel, accesul SO₂ la suprafața neutralizantului, fără însă a rezulta compuși ai magneziului cu sulf.

- ✓ *Compuși ai sodiului*: NaOH - soda caustică; Na₂CO₃ - carbonatul de sodiu; NaHCO₃ – bicarbonat de sodiu; nahcolite (mineral ce însoțește șisturile petrolifere și care conține până la 80 % NaHCO₃); trona (mineral cu compoziția Na₂CO₃·Na₄CO₃·H₂O). Aceste substanțe se utilizează în funcție de caracterul uscat sau umed al procedurii de desulfurare. Dacă se compară eficiența desulfurării cu un produs sodic (Na₂CO₃) cu aceea a compușilor calcici (de exemplu Ca(OH)₂), se constată că primul reactiv este mai eficient, din punctul de vedere al cineticii reacțiilor, atât sub formă de soluție, cât și sub formă de pulbere fină. În schimb, cel de al doilea reactiv este mult mai ieftin, motiv pentru care este utilizat în majoritatea aplicațiilor industriale.
- ✓ *Amoniacul* este mai rar utilizat în instalațiile de desulfurare, atât datorită cheltuielilor de exploatare mai ridicate, cât și riscului de poluare majoră cu NH₃. Acest agent este utilizat, în special, în unele sisteme integrate de control a poluanților gazoși din gazele de ardere.

Tehnicile de reducere a emisiilor de SO₂, prin neutralizare, se caracterizează prin raportul molar dintre substanța de bază a aditivului și sulf.

În cazul utilizării compușilor calcici, în condiții stoichiometrice, raportul Ca/S este egal cu 1. În practică, însă, acesta poate lua valori cuprinse între 2 și 4 unități relative, putând atinge chiar valoarea 10 [2.4]. Pentru o aceeași eficiență a desulfurării, acest raport diferă în funcție de compusul calcic utilizate, astfel:

- ✓ Ca/S = 2,5 - pentru var stins,
- ✓ Ca/S = 3,2 - pentru calcaruri și dolomite și
- ✓ Ca/S = 6 - pentru var nestins.

În cazul utilizării compușilor sodici, s-a constatat că gradul de desulfurare crește până la un raport molar Na₂O/S cuprins între 1,5 și 1,75 unități relative, creșterea suplimentară a cantității de agent neutralizant având un efect nesemnificativ asupra concentrației poluantului [2.12].

Se poate concluziona că eficiența procesului de desulfurare crește odată cu creșterea cantității de reactiv introduse în proces. Această dependență este de tip monoton crescătoare și nelineară, astfel încât nu se mai înregistrează creșteri semnificative ale gradului de desulfurare, atunci când cantitatea de reactiv depășește un anumit nivel. Acest nivel limită este dependent de natura reactivului.

Încercarea de a obține grade mari de desulfurare prin injectarea unei cantități mari de reactiv nu este acceptabilă și din alte motive principale:

- ✓ creșterea costurilor directe ale tratării, efect al creșterii cantității de reactiv, a consumului de energie necesar transportării și preparării acestuia, a vitezei de erodare a elementelor instalației de ardere, precum și al creșterii dimensiunilor și consumului energetic al sistemului de filtrare a particulelor;

- ✓ creșterea costurilor indirecte, efect al creșterii cantității de deșeuri ce trebuie tratate, neutralizate și stocate.

Gradul de desulfurare depinde de temperatura la care se desfășoară reacțiile, pentru fiecare tehnologie în parte existând un domeniu optim de temperaturi. Astfel, acest domeniu trebuie să se încadreze între valori inferioare temperaturii de fierbere a solventului – în cazul procedurilor umede sau să se apropie de domeniul de temperaturi din zona superioară a focarului – în cazul tehnicilor primare de epurare.

În afara domeniului optim de temperaturi, scade gradul de desulfurare, efect al apariției unor procese secundare de consum de reactiv sau de reducere a suprafeței de contact a acestuia, prin reducerea porozității și prin aglomerarea produselor finale de reacție pe suprafața absorbantului. În aceste condiții, nu intră în reacție întreaga masă de reactiv, crescând, suplimentar, costurile preparării acestuia și depozitării produselor finale ale reacțiilor chimice. De asemenea, poate crește viteza de erodare și de corodare a unor elemente ale instalației.

Domeniul optim de temperaturi depinde și de natura agentului neutralizant. Astfel, varul stins are eficiența maximă la o temperatură mai mică cu $50 \div 100$ °C, față de aceea a varului nestins.

Suprafața specifică de contact este definită în două moduri, astfel [2.4]:

- ✓ suprafața specifică de tip Blaine, egală cu suprafața geometrică totală a unui gram de particule, însă în ipoteza simplificatoare în care acestea se consideră a fi sferice;
- ✓ suprafața **BET** (Brunauer, Emmet și Teller) este suprafața totală, reală, a unui gram de particule, obținută prin sumarea suprafețelor exterioare și interioare (fisuri, pori), fără să se facă nici o ipoteză simplificatoare asupra formei particulelor; suprafața specifică **BET** se determină printr-o adsorbția izotermă de N_2 .

Conform cu definițiile, rezultă că suprafața specifică determinată prin metoda Blaine nu ia în considerare întreaga suprafață de reacție, iar suprafața determinată după metoda **BET** ia în considerare suprafețe de reacție inaccesibile pentru SO_2 , pori și fisuri care au diametrul mai mic de $0,004 \mu m = 40 \text{ \AA}$ [2.28] ($1 \text{ \AA} = 10^{-10} \text{ m}$). Cu toate acestea, s-a constatat că randamentul desulfurării și suprafața specifică **BET** evoluează în același sens [2.4].

Suprafețe specifice foarte mari au carbonul activ ($10^5 \div 10^6 \text{ m}^2/\text{kg}$) și zeolitul sintetic (aluminosilicat cristalin). Datorită dimensiunilor foarte reduse ale porilor ($3 \div 10 \text{ \AA}$), zeolitul sintetic intră în categoria separatoarelor (sitelor) moleculare, foarte selective. Zeolitul poate fi utilizat pentru adsorbția poluanților, precum SO_2 , NO_x și vapori de *Hg*. Selectivitatea adsorbției este asigurată prin dimensiunile porilor. Astfel, pentru diverse diametre nominale ale porilor, pot fi adsorbite substanțe precum:

- ✓ 30 \AA – molecule de H_2O și NH_3 ;
- ✓ 40 \AA – molecule de CO_2 , SO_2 , H_2S , C_2H_4 , C_2H_6 ;
- ✓ 50 \AA – parafine etc.

Suprafața specifică a reactivilor poate fi crescută și prin adaosul unor aditivi sau

prin tratarea cu aditivi, în timpul preparării. De exemplu, este posibilă creșterea suprafeței specifice **BET** a particulelor din suspensia de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ prin amestecarea cu alcool a apei utilizate pentru stingerea varului.

Suprafața specifică de contact este determinată și de granulația particulelor. De exemplu, în cazul injectării de compuși calcici, în focarele cazanelor energetice care funcționează cu cărbune pulverizat, eficiența maximă a reacțiilor se obține pentru diametre medii ale particulelor de ordinul a $15 \mu\text{m}$. O granulație prea fină, care ar determina creșterea suprafeței de contact, favorizează dezactivarea termică, iar granulația grosieră diminuează suprafața la care are acces poluantul.

În cazul tratării SO_2 , din gazele de ardere, cu reactivi calcici, trebuie cunoscuți următorii parametri:

- ✓ conținutul de CO_2 și H_2O ,
- ✓ temperatura optimă de desfășurare a reacțiilor,
- ✓ suprafața specifică **BET**,
- ✓ porozitatea.

Se pare că factorul determinant este suprafața **BET** și, mai mult decât atât, o porozitate comparabilă cu dimensiunea moleculelor de SO_2 [2.4]. Un tratament termic corespunzător, în etapa de preparare a reactivilor, are efect favorabil asupra ansamblului proprietăților porozitate - suprafață specifică **BET**. Astfel, varul incomplet stins, cu conținut semnificativ de CaCO_3 , favorizează creșterea eficienței desulfurării.

2.3. Tehnici de desulfurare

Arderea combustibililor solizi și lichizi poate polua, inadmisibil de mult, atmosfera, cu emisii de SO_2 . Volumul mare al emisiei face necesară desulfurarea gazelor de ardere, controlul SO_2 putând fi realizat în următoarele etape ale procesului tehnologic [2.6, 2.11, 2.12, 2.20, 2.22, 2.36]:

- ✓ înainte de ardere, prin tratarea combustibilului;
- ✓ în timpul arderii, la nivelul focarului;
- ✓ după ardere, prin tratarea gazelor reci.

Prima categorie de tehnici mai poartă și denumirea de tehnici precombustie, acestea urmărind, într-o formă sau alta, reducerea cantității de sulf ce se introduce în focar. Metodele prin care se acționează la nivelul combustiei mai poartă denumirea de metode intracombustie sau primare și au la bază reacții de neutralizare a poluantului prin intermediul unor compuși alcalini, injectați în focar. Cele mai ridicate grade de desulfurare se obțin atunci când sunt tratate gazele de ardere pe traseul de evacuare a acestora la coșul de fum. Tehnicile postcombustie sau secundare pot fi de tip uscat, semiuscat (cvasiuscat) și umed, după cum sunt preponderente procesele de adsorbție sau de absorbție.

Deoarece ponderea cea mai mare, în totalul emisiei de oxizi de sulf, o deține SO₂ (§ 2.1.), atât tehnicile de depoluare, cât și evaluarea emisiilor se raportează la acest poluant.

2.3.1. Controlul precombustie al emisiei de SO_x

Principial, prin tehnici de desulfurare precombustie se urmărește reducerea cantității de sulf ce se introduce în camera de ardere. Soluția cea mai eficientă și cea mai radicală, în același timp, este aceea de schimbare a tipului combustibilului. Această soluție nu poate fi general aplicată, atât datorită disponibilului limitat de combustibili cu conținut foarte redus de sulf, cât și cheltuielilor necesare efectuării unor modificări majore asupra instalațiilor existente, cu durată reziduală de exploatare relativ mare. În afara gazelor naturale, care, practic, nu conțin sulf, toți ceilalți combustibili fosili au, în compoziția lor, cel puțin 0,5 % sulf. În aceste condiții, desulfurarea precombustie implică extragerea unei cantități din sulful existent în combustibil.

În cărbune, sulful există atât sub formă de combinații organice, cât și anorganice. Combinațiile anorganice sunt, în principal, pirite (FeS₂), sub formă de granule, ce pot fi îndepărtate, prin procedee fizice de spălare, cu apă sau medii mai dense, și separare gravitațională. Această tehnică poartă denumirea de îmbogățirea cărbunelui.

Deoarece compușii organici ai sulfului sunt chimic legați în combustibilii fosili, pentru reducerea concentrației acestuia trebuie utilizate procese chimice, mult mai complexe și, deci, mult mai costisitoare. Astfel de procese pot fi cele de gazeificare a cărbunilor sau de conversie a acestora în combustibili lichizi, sintetici.

Prin lichefiere, din cărbuni se obțin combustibili lichizi sintetici, alcoolii și parafine. În general, raportul C/H al cărbunilor este mai mare decât acela specific combustibililor lichizi. În consecință, dacă se urmărește obținerea unui combustibil lichid, este necesară introducerea unei cantități suplimentare de hidrogen. În mod obișnuit, lichefierea cărbunilor implică o etapă intermediară, de producere a hidrogenului, în cele mai multe cazuri acest proces fiind, de fapt, un proces de gazeificare a cărbunilor.

Desulfurarea păcurii, în vederea reducerii conținutului de sulf la sub 1 %, reprezintă un procedeu cunoscut și aplicat în majoritatea rafinăriilor de petrol din lume, însă care implică costuri considerabile. Costul de producție ridicat al păcurii nesulfuroase este motivul pentru care, pe piața mondială a combustibililor energetici, se oferă două calități de păcură: una mai scumpă - cu un conținut de sulf de sub 1 % și una mai ieftină - păcura sulfuroasă (în multe cazuri cu un conținut de sulf mai mare de 2 %).

Practica industrială a dovedit că, în condițiile respectării emisiilor limită admisibile de SO₂, este mai economic să se ardă păcură cu conținut redus de sulf, decât să se desulfureze gazele rezultate în urma combustiei păcurii sulfuroase [2.12]. Acesta este unul dintre motivele pentru care, în România, începând din anul 1996, nu se mai acceptă comercializarea păcurii sulfuroase, pentru combustie în scopuri energetice.

2.3.1.1. Îmbogățirea cărbunelui

Unele studii economice au condus la concluzia că se justifică doar o îmbogățire sumară a cărbunilor, îmbogățirea substanțială neavând un efect major asupra reducerii emisiei [2.12], chiar în condițiile în care, în unele sorturi de cărbune, forma piritică poate depăși 40 % din totalul cantității de sulf.

În mod obișnuit, prin îmbogățire se poate reduce până la 60 ÷ 70 % din sulful existent sub formă de compuși anorganici [2.28]. În cazul cărbunilor sulfuroși, cu concentrație ridicată de sulf anorganic și de steril, îmbogățirea avansată poate conduce la grade ridicate de desulfurare, simultan cu reducerea costurilor directe și indirecte ale funcționării centralelor [2.14]. Astfel, reducerea cantității de steril, face să scadă costurile aferente transportului și manipulării combustibilului. Reducerea conținutului de silicați, abrazivi, determină creșterea eficienței instalațiilor centrale și reducerea întreruperilor, necesare efectuării reparațiilor capitale. Reducerea concentrației sulfului face să scadă viteza de corodare acidă a elementelor instalației și, implicit, costurile de exploatare și de întreținere.

Schema de principiu a unei linii tehnologice de îmbogățire avansată, substanțială, a cărbunilor cu conținut ridicat de sulf este redată în figura 2.1 [2.14]. Tratare implică pulverizare, trepte multiple de separare (prin cernere, gravitațională, prin flotație și magnetică), filtrare și eliminarea, parțială, a apei.

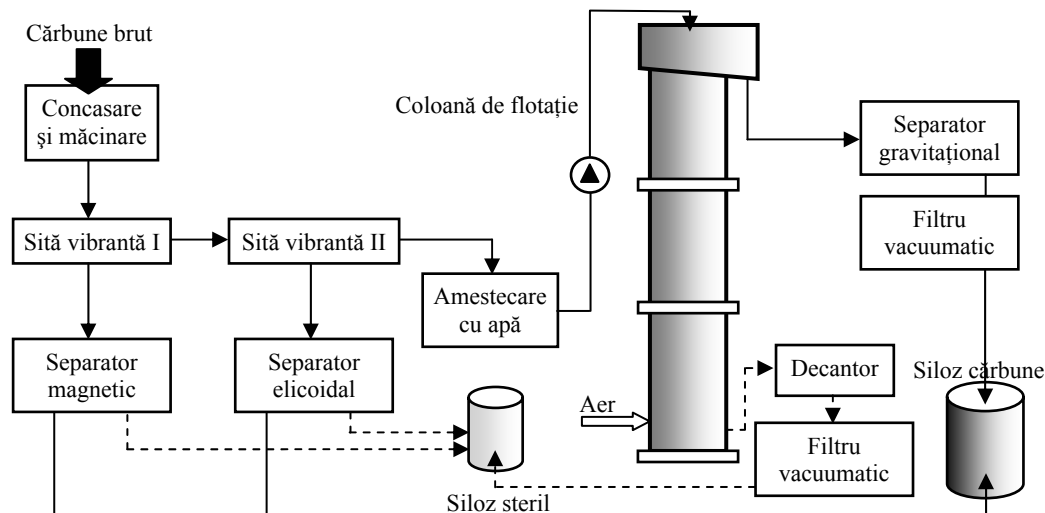


Fig. 2.1. Schema de principiu a liniei tehnologice de îmbogățire avansată a cărbunilor sulfuroși

După concasare și pulverizare, cărbunele este trecut prin două etape de separare prin cernere, la nivelul unor grătare vibrante. Pentru reținerea granulelor mari de pirită și din alte materiale feromagnetice, în prima etapa, se utilizează o separare magnetică.

În a doua etapă de separare mecanică, prin cernere, particulele de pirită sunt separate prin intermediul unor separatoare cu șnecuri elicoidale. Particulele fine, rezultate din cea de a doua treaptă de cernere, sunt amestecate cu apă, nămolul de proces fiind dirijat către principalul element al liniei de îmbogățire – coloana de flotație. Cărbunele, astfel tratat, este trecut printr-un separator centrifugal și gravitațional, de înaltă eficiență, uscat într-un filtru vacuumatic și dirijat către silozul de combustibil. Nămolul de proces, este trecut printr-un decantor și apoi uscat, într-un filtru vacuumatic, în vederea stocării sterilului.

Eficiența ridicată a îmbogățirii avansate, realizate conform schemei anterioare, este determinată, în principal, de ansamblul coloană de flotație - filtru gravitațional și centrifugal.

Coloana de flotație care asigură cel mai ridicat grad de separare a pirită sulfuroasă și a altor combinații de steril este coloana realizată în tehnologie Microcell™, a cărei licență o deține compania VPISU din SUA [2.14, 2.15]. Reprezentarea schematică a unei astfel de coloane de flotație este redată în figura 2.2 [2.14].

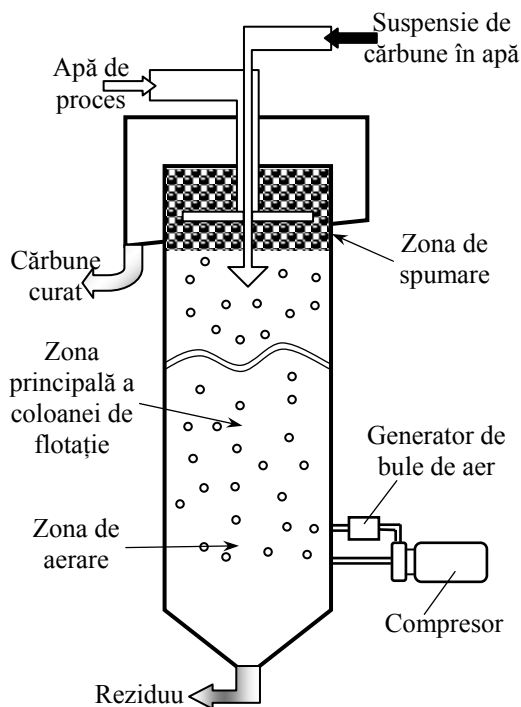


Fig. 2.2. Schema funcțională a unei coloane de flotație de tip Microcell™ [2.14]

Amestecul de pulbere de cărbune și apă, preparat în exteriorul coloanei de flotație, este introdus în zona principală a coloanei, în care suspensia solidă, din apă, este menținută într-o stare de agitație violentă, de către un debit de aer comprimat și, mai

ales, de către un debit de bule de aer, de dimensiuni foarte reduse. Aceste bule de aer se obțin într-un generator static, în care se amestecă mediul de flotație, recirculat, cu aer comprimat.

Datorită diferenței mari dintre densitățile cărbunelui (aproximativ 1200 kg/m^3) și piritei (aproximativ 5000 kg/m^3), particulele de pirită sulfuroasă se deplasează către zona de la baza coloanei de flotație, de unde sunt evacuate, iar particulele de cărbune sunt antrenate către zona de spumare, de la partea superioară a coloanei, unde sunt spălate, prin intermediul unui flux de apă proaspătă, pentru ca, ulterior, să fie extrase din coloana de flotație.

În unele particule de cărbune pot exista incluziuni foarte fine de pirită. Chiar în condițiile în care diferența dintre densitățile celor două materiale este mare, acestea nu pot fi separate în coloana de flotație, însă sunt separate, în bună măsură, în separatorul gravitațional-centrifugal, de înaltă eficiență, din aval de coloana de flotație.

Eficiența ridicată separării, în coloana de flotație, este dată de numărul foarte mare și dimensiunile reduse ale bulelor de aer, care aderă la suprafața particulelor de cărbune, mărindu-le flotabilitatea. Astfel, în comparație cu coloanele de flotație mecanice, convenționale, acest tip de coloane asigură separarea particulelor foarte fine de cărbune.

Gradul de separare al acestei tehnologii, pentru un cărbune sulfuros, în care sulful aflat în combinații anorganice are ponderea cea mai mare, este dat în tabelul 2.2 [2.14].

Tabelul 2.2. Gradul de separare al tehnologiei avansate de îmbogățire a cărbunelui

Concentrații în cărbune (%)						Grad de epurare (%)		
Cărbune brut			Cărbune îmbogățit			Cenușă	Sulf total	Sulf piritic
Cenușă	Sulf total	Sulf piritic	Cenușă	Sulf total	Sulf piritic			
25	4	3,2	10	1,25	0,5	75	80	90

Această tehnologie este foarte eficientă în reducerea concentrației sulfului aflat în combinații anorganice, a sterilului, ce urmează a se transforma în cenușă și zgură, dar și a concentrației arsenicului și mercurului din cărbunii energetici. Acest proces de separare, de natură fizică, nu elimină sulful aflat în combinații organice. Din acest motiv, este preferabil să fie asociat cu una dintre tehnicile secundare de desulfurare. Dacă concentrația piritei sulfuroase este mare, îmbogățirea accentuată poate reduce emisia de SO_2 până la valori inferioare celor maxime admisibile, fiind, astfel utilizabilă ca tehnică unică de desulfurare a gazelor de ardere, emise de centralele termoelectrice [2.14].

Îmbogățirea accentuată a cărbunilor cu conținut ridicat de sulf, aflat în combinații anorganice, are ca efect reducerea costurilor directe ale desulfurării, în raport cu tehnicile intracombustie și postcombustie, precum și reducerea costurilor de exploatare și întreținere a centralelor termoelectrice. Reducerea costurilor globale rezultă din [2.14]:

- ✓ reducerea consumului propriu tehnologic – în mod obișnuit, centralele termoelectrice, care funcționează cu cărbune pulverizat, consumă $2 \div 5 \%$ din energia electri-

că, produsă, în propriul proces tehnologic; reducerea cantității de cenușă din cărbune, de la 24 % la 8 %, are ca efect reducerea cu 10 % a consumului propriu tehnologic;

- ✓ creșterea eficienței termice – utilizarea cărbunilor cu conținut redus de steril face să scadă cantitatea de căldură pierdută prin încălzirea sterului, căldură greu de recuperat, în majoritatea situațiilor; la reducerea cantității de cenușă de la 24 % la 8 %, randamentul termic al cazanului crește cu 1,5 % (economie de 135.000.000 USD/an, în cazul unei centrale de 500 MW, în care se ard anual 450.000.000 tone de cărbune, la prețul mediu de 20 USD/t);
- ✓ creșterea eficienței globale a centralei – utilizarea cărbunilor de calitate superioară îmbunătățește eficiența centralei, inclusiv pe aceea a cazanului, cu 8 ÷ 12 %; în acest fel, se pot economisi unele resurse destinate investițiilor noi;
- ✓ reducerea costurilor de întreținere – utilizarea unei cantități mai mici de cărbune curat, din care au fost eliminați silicații abrazivi și pirita sulfuroasă, corozivă după combustie, asigură reducerea, cu până la 5.000.000 USD/an, a costurilor de întreținere ale unei centrale de 500 MW;
- ✓ creșterea disponibilității centralei – utilizarea cărbunelui curat permite reducerea duratei întreruperilor, necesare efectuării reparațiilor curente și capitale, astfel încât disponibilitatea centralei poate crește cu până la 5 %;
- ✓ reducerea costurilor de transport – cărbunele energetic, la gura minei, conține 20 ÷ 30 % steril și 10 ÷ 20 % apă; prin îmbogățire, se reduce atât cantitatea de steril, cât și umiditatea cărbunelui, tratarea la gura minei determinând, astfel, reducerea costului de transport al cărbunelui, la centrală, implicit prin reducerea costurilor aferente utilizării sistemului de căi ferate;
- ✓ reducerea riscului de poluare cu particule aeropurtate – silicații din cărbune sunt cauza principală a poluării atmosferei cu particule solide; reducerea cantității de silicați, reduce costurile aferente controlului poluării, atât în etapa de transport și preparare a cărbunelui, cât și în etapa de tratare a gazelor de ardere în electrofiltre.

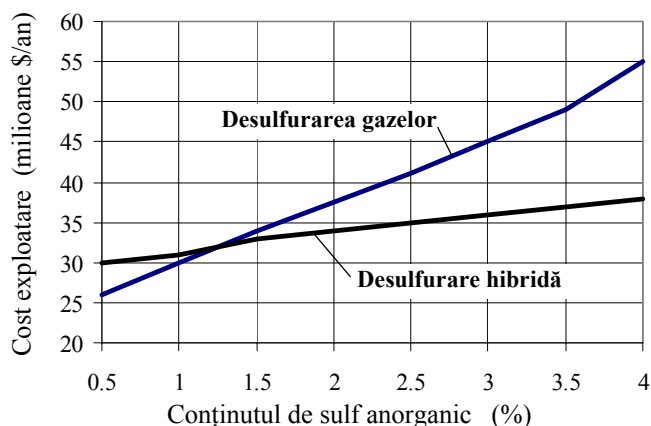
O comparație edificatoare, în ceea ce privește costurile de investiție, de exploatare și de întreținere, aferente tratării precombustie și hibride, este dată în tabelul 2.3. Datele sunt valabile pentru o centrală de 500 MW, care funcționează cu cărbune pulverizat, având puterea calorică de 5600 kcal/kg, un conținut de 25 % cenușă și 4 % sulf total, sulful conținut în combinațiile anorganice având concentrația de 3,2 % [2.14].

Analiza datelor arată că, pentru cărbunii cu conținut ridicat de sulf anorganic, este mai economică tratare hibridă decât tratarea postcombustie, clasică, într-o singură etapă, la toate capitolele de costuri.

Testele efectuate pe mai multe categorii de cărbuni energetici, arată că se obține reducerea costurilor prin desulfurare hibridă, pentru toate sorturile de cărbuni sulfuroși care au un conținut de sulf anorganic mai mare de 1,2 %, așa cum se poate observa din figura 2.3 [2.14].

Tabelul 2.3. Evaluarea economică a desulfurării precombustie

Tipul cheltuielilor	Desulfurare secundară - treaptă unică		Desulfurare hibridă, precombustie și secundară					
			Componenta precombustie		Componenta secundară		Total	
	10 ⁶ \$/an	10 ⁻³ \$/kWh	10 ⁶ \$/an	10 ⁻³ \$/kWh	10 ⁶ \$/an	10 ⁻³ \$/kWh	10 ⁶ \$/an	10 ⁻³ \$/kWh
Investiții anuale	26,60	9,33	4,79	1,68	19,40	6,81	24,19	8,49
Exploatare și întreținere-costuri fixe	11,45	4,02	0,76	0,26	8,35	2,93	9,11	3,20
Exploatare și întreținere-costuri variabile	10,42	3,66	1,91	0,67	2,68	0,94	4,59	1,61
Total	48,47	17,01	7,46	2,62	30,43	10,68	37,89	13,30
Investiție globală	229052218 \$		36952003 \$		167043438 \$		203995441 \$	

**Fig. 2.3.** Costurile de exploatare anuale ale unei centrale de 500 MW

2.3.1.2. Gazeificarea cărbunilor

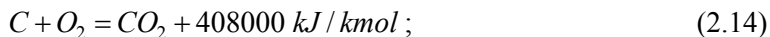
Primele aplicații industriale ale gazeificării cărbunilor au apărut în timpul celui de-al doilea război mondial [2.49, 2.50] și s-au extins, cu preponderență, în țări precum Germania, Anglia și Africa de Sud [2.10, 2.49].

În principiu, gazeificarea constă în transformarea cărbunilor într-un amestec de gaze, dintre care unele combustibile, în condițiile utilizării unei cantități de cărbune pentru tratamentele termice pe care le implică un asemenea proces.

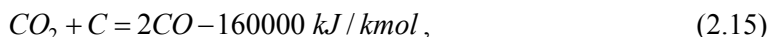
Există numeroase procedee industriale de gazeificare, acestea deosebindu-se prin tipul cărbunelui și modul de procesare a acestuia, prin debitele de aer și de abur introduse în instalația de conversie (gazogen), prin parametrii termodinamici și productivitatea procesului, precum și prin puterea calorifică a gazelor de sinteză obținute [2.10].

În cazul în care se insuflă oxigen peste combustibilul uscat, se obține „gazul aerian”. Principalele reacții chimice, prin care se obține gazul aerian, sunt [2.27]:

✓ oxidarea carbonului, reacție puternic exotermă

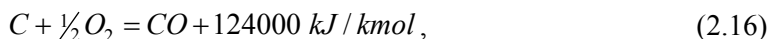


✓ reducerea dioxidului de carbon, printr-o reacție endotermă,



ultima reacție desfășurându-se la temperaturi mai mari de 630 °C.

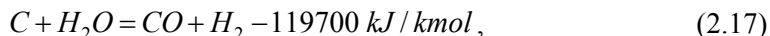
Pe ansamblu, cele două reacții se desfășoară, practic, simultan, reacția globală, din gazogen, fiind una similară arderii incomplete



căldura degajată servind la încălzirea masei de combustibil, precum și la compensarea pierderilor de căldură. O parte din energia degajată în reacția exotermă se regăsește sub formă de energie termică, temperatura gazului de sinteză fiind mai mare decât temperatura ambiantă.

Dacă în gazogen se introduce aer, în loc de oxigen, compoziția gazului va fi de 33,2 % CO și 66,8 % N₂, iar puterea calorifică este de 560 kJ/Nm³ [2.27].

Atunci când peste carbonul incandescent se insuflă vapori de apă, se obține „gazul de apă”. În acest caz, reacția este doar endotermă, fiind necesar un aport de energie, prin combustia unei părți din cărbunele tratat. Reacția din gazogen este de forma



gazul de apă conținând, teoretic, 50 % CO și 50 % H₂ [2.27].

Puterea calorifică a gazului de apă este de 2796 kcal/Nm³, important mai mare decât aceea a gazului aerian.

Dacă cărbunele este gazeificat în scopuri energetice, se combină cele două tipuri de procese, descrise anterior, în așa fel încât energia eliberată la producerea gazului de aer să fie consumată în reacția endotermă a producerii gazului de apă. Se obține un amestec de gaze, numit gaz de gazogen sau gaz de sinteză, ce conține CO, CO₂, H₂, N₂ și O₂ și a cărui putere calorifică este de 1730 kcal/Nm³ [2.27].

Funcție de calitatea cărbunelui, puterea calorifică a gazului de sinteză poate varia între 900 ÷ 1700 kcal/Nm³, iar dacă, în loc de aer, în gazogen se introduce oxigen, puterea calorifică poate crește până la 2000 ÷ 3000 kcal/Nm³ [2.10]. Puterea calorifică poate să crească, până la o valoare apropiată de aceea a gazelor naturale (7000 ÷ 9000 kcal/Nm³), dacă gazul de gazogen este tratat suplimentar, pentru a se sintetiza metanul. Acest proces se desfășoară la temperaturi relativ reduse (200 ÷ 300 °C), însă la presiune ridicată și în prezența unor catalizatori [2.10].

Randamentul gazeificării clasice, calculat ca raport între energia chimic legată a gazului sintetic și aceea a cărbunelui, variază între 40 % și 60 %.

O tehnică modernă de producere a energiei electrice din energia chimic legată a cărbunilor, curată și de mare eficiență termică, este aceea a gazeificării integrate cu utilizarea ciclurilor combinate abur-gaze. Nivelul foarte redus al emisiilor poluante este rezultatul gazeificării cărbunilor, în timpul căreia pot fi separate substanțele potențial poluante, precum sulful, o parte din azotul de origine organică, sterilul și metalele grele, simultan cu reducerea emisiei globale de CO₂, cu până la 20 % [2.50]. Eficiența termică ridicată este consecința utilizării ciclurilor combinate abur-gaz, cu randament ridicat și caracterizate prin consumuri mici de apă, deoarece în ciclul turbinelor cu gaze nu este necesară utilizarea apei de răcire.

Realizarea modulară a instalațiilor, în care de arde gaz de sinteză, le face foarte flexibile și la schimbarea tipului combustibilului, acestea putând funcționa atât cu gaze naturale, gaz sintetic, cât și cu combustibil lichid. În acest fel, centrala poate funcționa, la parametri nominali, atât înaintea punerii în funcțiune a gazeificatorului, cât și în perioadele în care acesta este scos din funcțiune, pentru mentenanță.

Gazeificatoarele moderne funcționează după principiul clasic al obținerii gazului de sinteză, prin insuflarea simultană a oxigenului și apei, peste cărbunele aflat la incandescentă. Astfel, în coloana gazeificatorului, se desfășoară, simultan reacții de forma (2.14) și (2.17). Cantitatea de energie, rezultată din reacția exotermă, este semnificativ mai mare decât aceea consumată în reacția endotermă. Surplusul de energie, astfel obținut, ca și o parte din energia degajată prin combustia unei cantități de cărbune determină creșterea temperaturii gazului de sinteză, până la 1350 ÷ 1400 °C.

Gazeificatoarele industriale pot fi de mai multe tipuri, două exemple de gazeificatoare de mare randament, care asigură conversia a peste 95 % din carbonul existent în cărbune, sunt cele realizate de Texaco Industries [2.49] și de Global Energy Inc. (E-GAS™) [2.50], ale căror reprezentări schematice sunt redată în figura 2.4.

Indiferent de tipul gazeificatorului, în coloana de gazeificare se introduce un amestec de pulbere de cărbune și apă, faza solidă a suspensiei având ponderea de 60 ÷ 70 %, și oxigen, având puritatea de 95 %. Cărbunele este prelucrat prin concasare și măcinare, în sisteme clasice, apoi este combinat cu apă, fără a se urmări eliminarea combinațiilor anorganice ale sulfului. Oxigenul se obține prin separarea componentelor aerului atmosferic.

Dacă conținutul de sulf al cărbunelui este de până la 3,5 %, compoziția aproximativă a gazului de sinteză, în procente volumice, este următoarea [2.49, 2.50]: CO – 42 ÷ 45 %, CO₂ – 14 ÷ 16 %, H₂ – 34 ÷ 38 %, CH₄ – 0,1 ÷ 1,9 %, N₂ – 1,9 ÷ 3,3 %, Ar – 0,6 ÷ 0,8 %, vapori de apă – 0,3 ÷ 0,5 %, H₂S – 60 ÷ 200 ppmv, sulfură de carbonil (COS) – 10 ÷ 40 ppmv. Cantitatea relativ mare de compuși ai sulfului, necesită un înalt grad de recuperare a acestuia, pentru ca centrala să se poată încadra în limitele admisibile ale emisiei de SO₂.

În cazul instalațiilor cu o singură etapă de gazeificare, gazul de sinteză este trecut printr-un schimbător de căldură de radiație, o parte din energia termică a gazului fiind utilizată pentru obținerea aburului, utilizat în circuitul apă-abur al centralei.

La partea inferioară a coloanei, fluxul de gaz își schimbă direcția de curgere, astfel încât particulele de cenușă se depun în bazinul de calmare și se răcesc, formând o

masă compactă, ce este extrasă, periodic, din bazinul de calmare și stocată. Apa din bazinul de calmare este epurată, neutralizată și apoi recirculată, la nivelul instalației de preparare a suspensiei de cărbune.

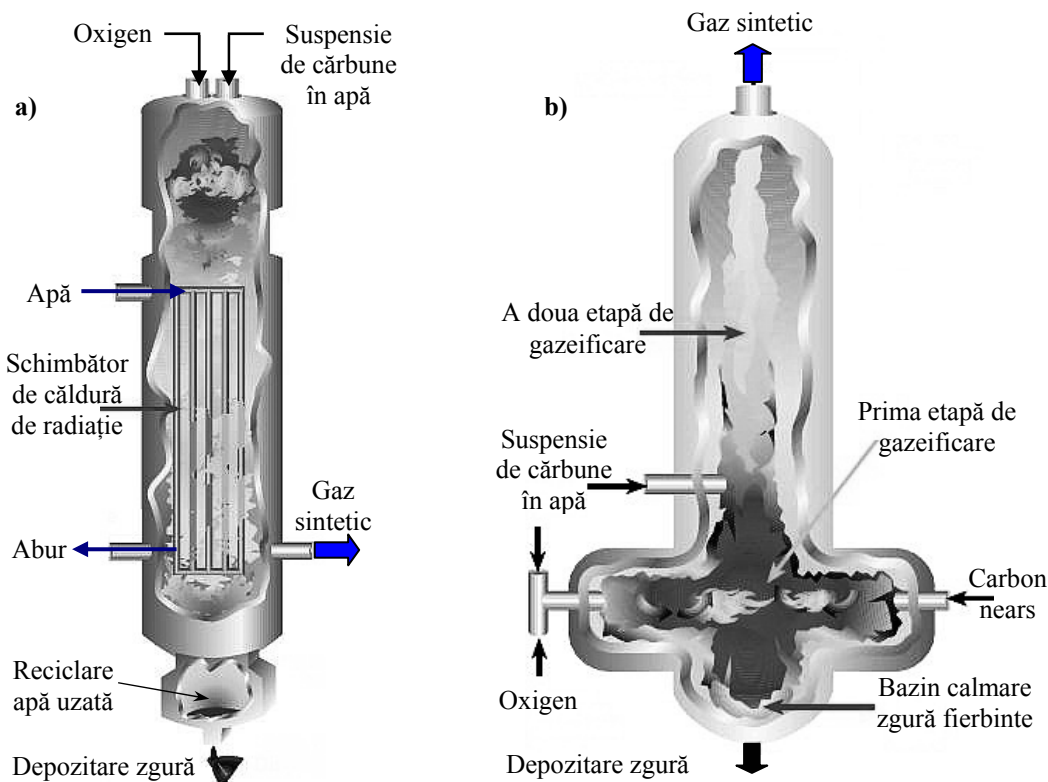


Fig. 2.4. Gazeificatoare moderne, utilizate în sisteme integrate de gazeificare și utilizare a ciclurilor combinate abur-gaz: a) gazeificator cu răcirea gazului de sinteză (Texaco Industries [2.49]); b) cu gazeificare în două etape (E-GAS™, Global Energy Inc. [2.50]).

Particulele fine sunt, însă, antrenate de fluxul de gaz de sinteză, fiind necesară o spălare ulterioară a gazului, în exteriorul coloanei, spălare prin care se urmărește răcirea gazului brut, reținerea particulelor solide și a acidului clorhidric.

În cazul gazeificatoarelor cu două etape de gazeificare (figura 2.4.b), suspensia de cărbune în apă și oxigenul se introduc la partea inferioară a gazeificatorului. Energia termică, degajată prin arderea parțială a cărbunelui, face ca reacțiile de gazeificare să evolueze foarte rapid, iar cenușa să se topească, curgând, astfel, în bazinul de calmare, situat la baza anvelopei, în care se solidifică. În acest stadiu, temperatura gazului de sinteză este de aproximativ 1370 °C, iar presiune de 28 atm. Cea de-a doua etapă a procesului de se desfășoară în coloana verticală a gazeificatorului, în care se introduce o cantitate suplimentară de suspensie de cărbune în apă, care va reacționa cu gazul de

sinteză, provenit din prima etapă. Temperatura ridicată a gazului determină devolatilizarea cărbunelui, piroliza acestuia. Prin reacție cu vaporii de apă, are loc și gazeificarea parțială a cărbunelui ce a fost introdus în etapa a doua.

În al doilea stadiu al procesului, crește puterea calorică a gazului de sinteză, iar temperatura acestuia scade, până la 1040 °C, o parte din energia termică a gazului de sinteză fiind consumată pentru vaporizarea apei și în reacția endotermă a carbonului cu vaporii de apă (2.17). În acest fel, existența acestuia al doilea stadiu elimină necesitatea utilizării schimbătorului de căldură de radiație, voluminos și scump, pentru răcirea gazului.

Deoarece în coloana acestui tip de gazeificatoare nu se schimbă direcția de curgere a gazelor, o cantitate relativ mare de particule de cărbune sunt antrenate de fluxul de gaz de sinteză. Cantitatea de cărbune ce părăsește gazeificatorul este relativ mare și datorită faptului că, în etapa a doua, gazeificarea nu este completă. În aceste condiții, este obligatorie tratarea gazului într-un sistem de filtrare a particulelor, cărbunele astfel separat fiind dirijat către prima etapă a procesului de gazeificare. Sistemul de filtrare funcționează într-o zonă în care gazele sunt fierbinți și trebuie să rețină particule foarte fine. Singurele filtre care pot satisface aceste condiții, cu bună eficiență, sunt filtrele ceramice (§ 4.3.5.4).

Indiferent de tipul gazeificatorului, prima epurare a gazului de sinteză brut, în care se urmărește reținerea particulelor fine, se realizează după răcirea acestora, până la aproximativ 400 ÷ 430 °C, într-un schimbător de căldură de suprafață. Energia termică a gazelor este, astfel, utilizată pentru producerea aburului saturat, la presiuni de 100 ÷ 110 atm [2.49, 2.50] (și, deci, la o temperatură cuprinsă între 309 ÷ 316 °C).

Reținerea poluanților din gazul de sinteză brut, poate fi realizată în mai multe tipuri de scheme tehnologice, toate urmărind, însă, separarea particulelor solide, eliminarea HCl și NH₃ dar, mai ales, reținerea compușilor sulfului. Instalațiile destinate conversiei compușilor sulfului în substanțe comercializabile (sulf sau acid sulfuric concentrat) pot fi relativ complexe, cu atât mai mult cu cât unul dintre compușii sulfului este sulfura de carbonil, ce nu poate fi eliminată prin simplă absorbție, așa cum poate fi eliminat hidrogenul sulfurat. Dacă sulfura de carbonil nu este extrasă din gazul de sinteză, ea se transformă în SO₂, cantitatea de poluant fiind cu atât mai mare cu cât concentrația sulfului din cărbune este mai mare.

O schemă de principiu a epurării gazului de sinteză brut, rezultată din analiza mai multor tehnici aflate în exploatare industrială [2.21, 2.31, 2.48, 2.49, 2.50], este redată în figura 2.5.

Indiferent de tipul gazeificatorului (1), prima etapă de tratare a gazului de sinteză brut este aceea de răcire, până la aproximativ 400 °C, în generatorul de abur (2), aburul saturat, astfel obținut, având presiunea și temperatura suficient de mari încât să fie direct utilizabil în turbinele centralei. Particulele fine de cenușă zburătoare și de carbon nears sunt reținute, fie prin spălare cu apă, într-o coloană de spălare (scruberul 3), fie prin filtrare uscată, în instalații cu elemente filtrante ceramice. Dacă separare este de tip umed, simultan se reține și acidul clorhidric. Apa, cu conținut de poluanți, este dirijată către instalația de tratare și neutralizare a levigatului (nămol de proces) și, ulterior,

recirculată către instalația de preparare a suspensiei de cărbune, ce alimentează gazeificatorul. Dacă filtrarea este de tip uscat, specifică gazeificatoarelor cu două etape (figura 2.4.b), faza solidă este reintrodusă în gazeificator, în zona în care se desfășoară prima etapă a gazeificării [2.23].

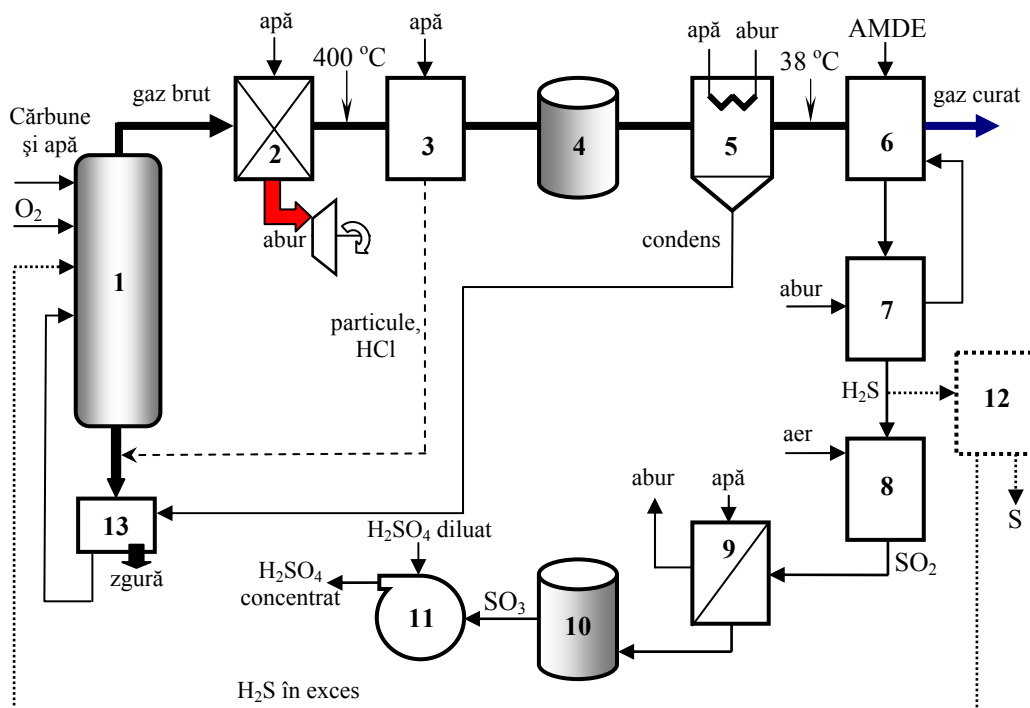


Fig. 2.5. Schema de principiu a unei instalații de epurare a gazului de sinteză:

1- gazeificator; 2 – generator abur; 3 – scruber; 4 – reactor catalitic pentru hidroliza COS; 5 – răcitor; 6 – coloană absorbție; 7 – separator; 8 – cameră combustie H₂S; 9 – răcitor SO₂; 10 - reactor catalitic conversie SO₂; 11 - instalație producere H₂SO₄ concentrat (98 %); 12 – instalație Claus pentru producerea sulfurii elementare (puritate de 99,99 %); 13 – tratare și reciclare apă de proces.

Următoarea etapă de tratare este aceea în care se urmărește desulfurarea gazelor de ardere și recuperarea sulfurii. Deoarece sulfurii de carbonil (COS) nu poate fi reținută printr-o simplă absorbție, așa cum poate fi extras H₂S, prima etapă de desulfurare este una de hidroliză (4), în care COS reacționează cu apa, în prezența unui catalizator, conform reacției



În acest fel, singurul compus al sulfurii rămâne H₂S, în condițiile în care degradarea catalizatorului este nesemnificativă. Hidrogenul sulfurat poate fi extras prin absorbție cu amine (amină de metildietanol – AMDE), într-o coloană de absorbție (6).

Înainte acestui proces, gazul de sinteză trebuie răcit, până la 38 °C [2.50], răcire realizată cu apă, într-o baterie de schimbătoare de căldură (4). Prin răcire, vaporii de apă din gaz condensează. Condensul conține o serie de substanțe dizolvate, precum NH₃, H₂S și CO₂, motiv pentru care trebuie dirijat către instalația de tratare-neutralizare a apei de proces (13).

Aburul, rezultat în urma răcirii gazului, nu are parametrii corespunzători unei destinderi în turbină, însă poate fi utilizat pentru:

- ✓ preîncălzirea gazului de sinteză, înainte combustiei sale,
- ✓ separarea aminei,
- ✓ în circuitul turbinei cu abur, însă numai după o încălzire suplimentară.

După absorbția hidrogenului sulfurat (6), gazul de sinteză, curat, este dirijat către turbina cu gaze a centralei. Absorbantul, cu conținut ridicat de H₂S și cu un anumit conținut de CO₂ dizolvat, este dirijat către un separator (7), unde prin reducerea presiunii, gazele poluante sunt preluate de abur și dirijate către etapa de recuperare a sulfului. Absorbantul, astfel recuperat, este recirculat în coloana de absorbție (6).

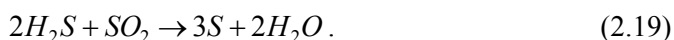
Etapă de recuperare a sulfului are configurația aleasă funcție de produsul final, ce se urmărește a se obține. Astfel, dacă se urmărește obținerea de H₂SO₄, etapele procesului de recuperare a sulfului sunt următoarele:

- ✓ combustia H₂S,
- ✓ conversia SO₂ în SO₃,
- ✓ obținerea H₂SO₄ concentrat (98 %) prin reacția dintre SO₃ și H₂SO₄ diluat.

Prin combustia H₂S, în prezența aerului, se obține SO₂ (8). Energia termică a gazului SO₂, datorată combustiei, este cedată apei, într-un schimbător de căldură de suprafață (9), obținându-se abur de medie presiune.

Urmează o etapă de oxidare a SO₂ la SO₃, la nivelul unui reactor catalitic (10), straturile catalitice fiind realizate de pentoxid de vanadiu (V₂O₅). În reactorul (11), SO₃ reacționează cu H₂SO₄ diluat.

Dacă se urmărește să se obțină sulf elementar, H₂S este prelucrat într-o unitate de tip Claus. O parte de H₂S este ars, pentru a produce SO₂, sulf elementar obținându-se din reacția H₂S, rămas, cu SO₂:



Hidrogenul sulfurat nereacționat, este comprimat și recirculat, la nivelul gazeificatorului.

În instalația de tratare-neutralizare a apei de proces, se răcește și se reține rezidul solid, iar gazele dizolvate (H₂S și CO₂) sunt reținute și dirijate către etapa de recuperare a sulfului.

Într-o a doua etapă de tratare, NH₃ este eliminat, iar apa este utilizată la prepararea suspensiei de cărbune. Surplusul de apă este tratat cu carbon activ, stocat, temporar, într-un bazin de decantare și, ulterior, deversat.

Gazul de sinteză și aburul, rezultat prin răcirea acestuia, intră în circuitul combi-

nat al centralei, conform unei scheme clasice, așa cum este aceea reprezentată în figura 2.6. Gazul de sinteză este introdus, simultan cu aerul necesar arderii, în camera de combustie a turbinei cu gaze. Pentru reducerea cantității de NO_x , formate în timpul arderii gazului de sinteză, este necesar să se introducă și un debit de abur (§ 3.2.1.4). Este preferabil ca această cantitate de abur să fie cât mai mică, motiv pentru care gazul de sinteză este umezit, înainte introducerii sale în camera de combustie [2.50].

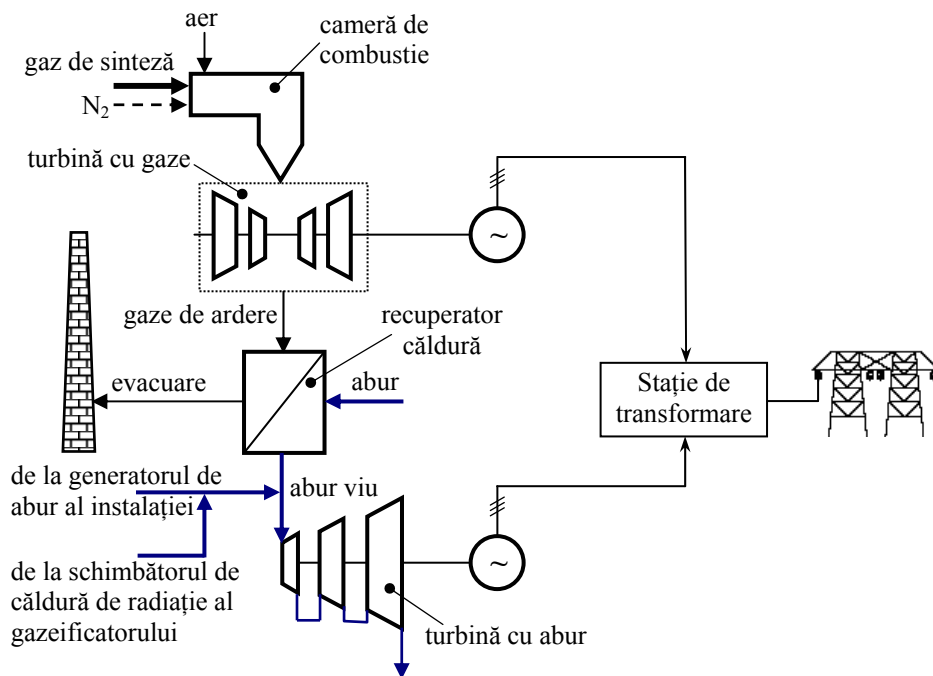


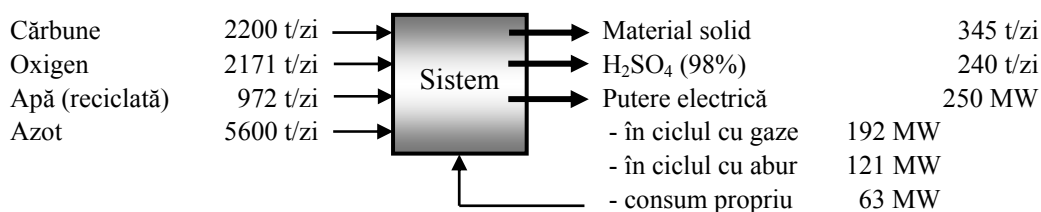
Fig. 2.6. Schemă de utilizare a gazului de sinteză în centrala termoelectrică

O alternativă viabilă de reducere a emisiiei de NO_x este aceea a injectării, simultan cu gazul de sinteză, a unui debit de N_2 , având puritatea de 98 % și care este, oricum, obținut în instalația de separare a aerului (ce furnizează oxigenul necesar gazeificării cărbunelui). Pe lângă reducerea emisiiei de NO_x a camerei de combustie, injectarea de N_2 conduce la creșterea cantității de energie produse de turbina cu gaze, ca efect al creșterii masei fluxului de gaze din turbină, precum și la creșterea eficienței globale a sistemului [2.49].

Gazele de ardere, destinate în turbina cu gaze, dar fierbinți, sunt trecute printr-un recuperator de căldură, în care se produce abur, la diferite niveluri de presiune. Acest debit de abur, împreună cu aburul viu provenit de la principalul generator de abur al sistemului integrat și, eventual, de la schimbătorul de căldură de radiație al gazeificatorului, se destinde în turbina cu abur.

Pentru unul dintre tipurile de instalații aflate în exploatare, bilanțul sistemului in-

tegrat de gazeificare și utilizare a ciclurilor combinate este următorul [2.49]:



Asemenea instalații complexe, aflate în exploatare [2.49, 2.50], prelucrează, într-o singură unitate de gazeificare, cantități mari de cărbune ($2200 \div 2600$ t/zi), în condițiile reducerii emisiilor poluante mult sub valorile corespunzătoare combustiei directe a cărbunelui pulverizat (vezi tabelul 2.4) și recuperării unor cantități apreciabile de sulf, fie sub formă de H_2SO_4 concentrat (240 t/zi), fie sub formă de sulf de înaltă puritate (48 t/zi sau 8 kg/MWh). Valorile date în paranteze corespund unui consum de 375 kg cărbune, având un conținut de sulf de 5,9 %, pentru fiecare MWh de energie electrică produsă [2.50].

Tabelul 2.4. Emisiile poluante eliberate în atmosferă

Tipul centralei	Emisia (kg/MWh)				
	SO ₂	NO _x	CO	Particule	Compuși organici volatili
Ciclu unic cu abur și ardere cărbune pulverizat	17,3	4,2	0,29	0,38	0,013
Sistem integrat de gazeificare și cicluri combinate abur-gaze de ardere	0,6	0,5	0,17	nedetectabil	0,009
Grad de depoluare (%)	96,5	88,1	41,4	99,9	30,8

Dacă, prin gazeificare clasică, reducerea conținutului de sulf al cărbunelui, până la limita care ar asigura respectarea normelor de emisie de SO₂, determină, în general, creșterea prețului peste limite acceptabile economic, fiind necesară asocierea gazeificării cu alte categorii de tehnici de desulfurare, tehnicile integrate de gazeificare – utilizare a ciclurilor combinate și recuperare a sulfului implică costuri de același ordin de mărime cu acela al tehnologiilor secundare de desulfurare, în condițiile în care prima categorie de tehnici asigură și o reducere semnificativă a emisiei de oxizi de azot, fiind, evident, preferabilă utilizarea tehnicilor integrate de control.

2.3.2. Tehnici de desulfurare intracombustie

Principial, tehnicile primare de desulfurare constau în injectarea unui absorbant, direct în focarul cazanului, într-o zonă în care nivelul temperaturii este corespunzător evoluției reacțiilor de absorbție și neutralizare a SO₂ și SO₃. Acest tip de desulfurare este aplicabil cazanelor în care se arde cărbune, unele aplicații, mai vechi, fiind realizate și pentru cazane în care se ardea păcură sulfuroasă.

Absorbantul poate fi un compus calcic sau un compus sodic. Chiar dacă afinitatea compușilor sodici, în raport cu oxizii de sulf, este mai mare decât a compușilor calcici, în aplicațiile din termoeenergetică se utilizează, practic în exclusivitate, compuși calcici, datorită costului mai redus al acestora și disponibilității mai mult decât acoperitoare. Această opțiune este justificată și prin faptul că eficiența tehnicilor intracombustie nu este foarte mare, o anumită cantitate de substanță neutralizantă rămânând nereacționată.

Metodele primare de desulfurare prezintă unele particularități, funcție de tehnica de combustie adoptată, și anume:

- ✓ combustia cărbunelui pulverizat,
- ✓ arderea în strat fluidizat.

2.3.2.1. Desulfurarea intracombustie la arderea cărbunelui pulverizat

Absorbantul se injectează, sub formă de pulbere fină, într-o zonă a focarului în care temperatura este de 1200 ÷ 1250 °C, astfel încât să se obțină neutralizarea unei cantități cât mai mari de SO₂, până când gazele de ardere ajung în acele zone ale focarului în care temperatura scade până la aproximativ 870 °C [2.6, 2.12, 2.28, 2.40, 2.44].

Absorbantul utilizat este un compus calcic, precum carbonatul de calciu (CaCO₃), calcarul dolomitic (CaCO₃·MgCO₃), varul stins (Ca(OH)₂) sau dolomita hidratată (Ca(OH)₂·Mg(OH)₂). Deoarece se utilizează, în exclusivitate, compuși calcici, această tehnică poartă denumirea de *Limestone Additive Process* (procedeul aditivării cu calcar) [2.4, 2.12, 2.28], schema de principiu a procedurii fiind redată în figura 2.7 [2.6, 2.12, 2.13].

Substanța neutralizantă este injectată în focar, pneumatic, fie direct prin arzătoare, împreună cu aerul secundar sau terțiar, fie prin gurile de insuflare a aerului secundar superior, de deasupra flăcării (§ 3.2.1.2) [2.6, 2.12]. De asemenea, în acest scop, pot fi utilizate guri de injectare speciale sau lăncii de injectare, ce străbat pereții cazanului și pătrund în focar, până la o anumite adâncime, bine determinată [2.6]. Debitul de aer, prin intermediul căruia este vehiculată pulberea de absorbant, reprezintă 1 ÷ 5 % din cantitatea de aer necesară arderii complete a cărbunelui [2.6].

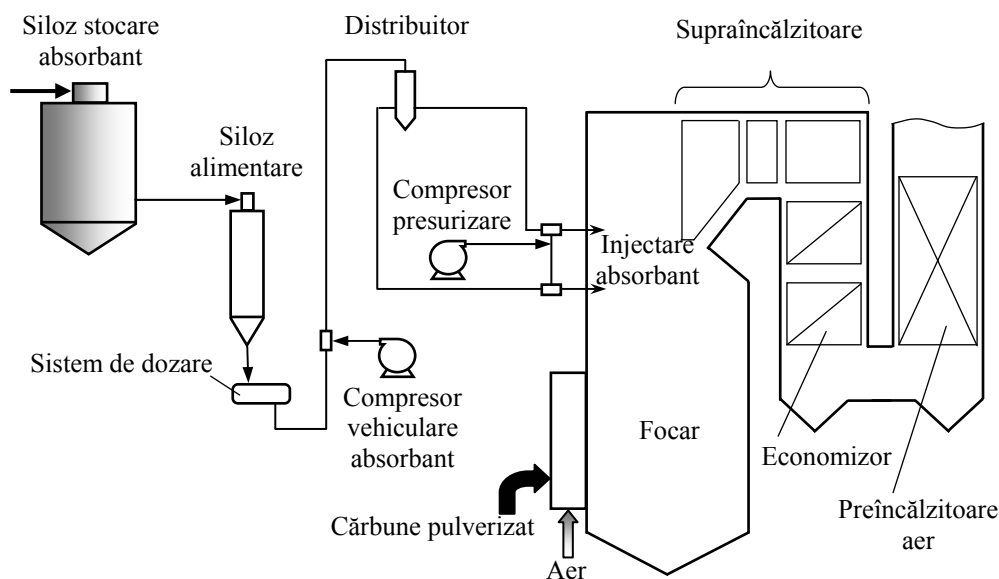


Fig. 2.7. Schema de principiu a tehnicii *Limestone Additive Process*

Indiferent de tipul compusului calcic, în atmosfera oxidantă din focar, are loc calcinarea acestuia, proces ce se desfășoară până în acele zone ale focarului în care temperatura este mai mare de, aproximativ, 980 °C [2.44]. Noul compus calcic este cel care reacționează, preponderent, cu oxizii de sulf. Astfel, dacă aditivul este CaCO_3 , secvența reacțiilor de neutralizare a SO_x este următoarea [2.6, 2.44]:

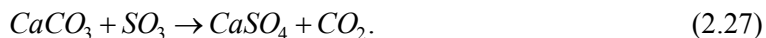
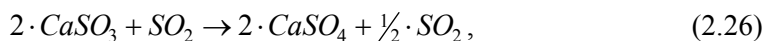


relația (2.20) descriind reacția endotermă de calcinare a calcarului, celelalte două corespunzând reacțiilor de neutralizare a oxizilor de sulf, din care se obține sulfat de calciu. Reacția (2.21) se poate desfășura în două etape, prima de formare a sulfitului de calciu și cea de-a doua de oxidare a acestuia, la sulfat de calciu [2.44]:



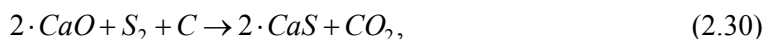
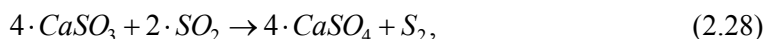
Oxizii de sulf pot fi neutralizați și prin reacțiile directe ale acestora cu pulberea de CaCO_3 , prin reacții de forma [2.1, 2.4]:



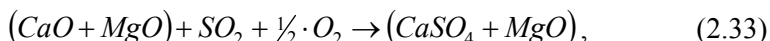
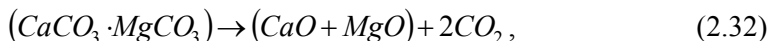


În domeniul de temperaturi specific acestei metode (1200 ÷ 870 °C), CaO este mai activ decât CaCO₃, astfel încât reacțiile (2.20) ÷ (2.22) vor avea o pondere mai mare decât reacțiile directe ale oxizilor de sulf cu pulberea de calcar [2.44]. Totuși, reacțiile de tipul (2.25) ÷ (2.27) se pot desfășura în zonele mai reci ale cazanului, la temperaturi cuprinse între 550 °C și 850 °C [2.4].

Dacă pentru controlul emisiilor de NO_x este utilizată tehnica arderii în trepte (§ 3.2.1.2) sau aceea a post-arderii (§ 3.2.1.3), în focar sunt create zone de combustie caracterizate printr-un mediu puternic reducător. Într-un astfel de mediu, secvența reacțiilor de desulfurare este următoarea [2.4]:



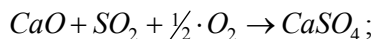
Dacă aditivul este de natură dolomitică, în stare uscată, neutralizarea SO₂ implică următoarele reacții [2.4, 2.6]:



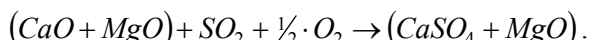
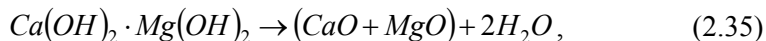
prima fiind aceea de calcinare a dolomitei, iar cea de-a doua de sulfatare.

Dacă aditivul este hidratat, în timpul calcinării se vor elibera și vapori de apă:

✓ în cazul aditivării cu var stins



✓ în cazul aditivării cu calcar dolomit hidratat



Dacă se utilizează aditiv de natura dolomitică, în stare uscată sau hidratat, se constată că magneziul nu reacționează cu sulful, la nivelul temperaturilor și presiunilor din focar, fapt ce implică injectarea în cazan a unei cantități mai mari substanță neutralizantă, la un anumit raport molar Ca/S.

În condiții stoichiometrice, pentru legarea a 1 kg de sulf sunt necesare 56/32 =

1,75 kg oxid de calciu. Pentru un raport $Ca/S = 1$, în condiții ideale, sunt necesare 3,125 kg de calcar, pentru fiecare kilogram de sulf, conținut de către cărbune [2.13].

Reținerea subproduselor de reacție, pulbere de $CaSO_4$, de MgO și de aditiv ne-reacționat, se realizează simultan cu separarea cenușii zburătoare, fie în electrofiltre calde (§ 4.3.4), ce funcționează la temperaturi de $300 \div 350$ °C, fie în sisteme de filtrare cu saci (§ 4.3.3). Dacă reținerea particulelor din gazele de ardere se realizează în instalații de electrofiltre, trebuie ținut seama de faptul că injectarea absorbantilor determină modificarea unor proprietăți fizice ale particulelor. Din punctul de vedere al separării electrostatice, influența desulfurării intracombustie constă în creșterea rezistivității particulelor, la valori mai mari de 10^{11} $\Omega \cdot cm$, ca efect al reducerii concentrației oxizilor de sulf. Particulele înalt rezistive sunt dificil de reținut în electrofiltre, în astfel de cazuri fiind necesară, de obicei, injectarea unor aditivi suplimentari (§ 4.3.4.7.).

Gradul de desulfurare al acestei tehnici poate atinge valoarea de 50 %, fiind dependent de o serie de parametri, precum [2.12]:

- ✓ tipul și dimensiunile focarului,
- ✓ compoziția combustibilului,
- ✓ compoziția și granulația absorbantului,
- ✓ condițiile de ardere.

Parametrii care au cea mai mare influență asupra gradului de desulfurare, și care depind, în oarecare măsură, de parametri enumerați anterior, sunt [2.6]:

- ✓ temperatura din zona de reacție,
- ✓ durata de rezidență a gazelor și aditivului în zona de reacție,
- ✓ distribuția absorbantului în focar,
- ✓ cantitate și compoziția substanței absorbante,
- ✓ suprafața specifică a acesteia.

Este esențială realizarea unui amestec intim între fluxurile de particule de absorbant și gaze de ardere. Deoarece absorbantul se injectează, în multe cazuri, în zona de deasupra arzătoarelor, unde secțiunea de trecere a gazelor este mare, este dificil de realizat un amestec foarte bun, între cele două faze. Rezultate foarte bune se obțin atunci când pulberea de absorbant este injectată prin intermediul lănciilor de injectare retracțibile.

Granulația particulelor de absorbant are o importanță majoră asupra desulfurării, realizarea unei pulberi fine asigurând o suprafață mare de contact. Gradul de desulfurare crește atunci când se reduce diametrul particulelor absorbantului. Această tendință este observabilă până la diametre de ordinul a 2 μm , creșterea suplimentară a fineții neavând efecte notabile asupra gradului de desulfurare [2.6]. Creșterea fineții particulelor implică consumuri energetice suplimentare, pentru prepararea absorbantului, fiind necesară stabilirea unui optim tehnico-economic între cele două tendințe. Sistemul este eficient atunci când diametrul mediu al particulelor este de ordinul a 15 μm , fără însă a fi depășit un diametru maxim de aproximativ 60 μm [2.4, 2.12].

Suprafața specifică de contact poate fi crescută și prin aditivarea absorbantului, nu numai prin fina măcinare a acestuia. Creșterea suprafeței active este cunoscută sub denumirea de *aditivarea aditivului*. Se recomandă aditivarea calcarului cu bicarbonat de sodiu. Acesta se depune, uniform, pe particulele de calcar formând, în condițiile din focar, un eutectic, care are temperatură mică de topire [2.12]. Difuziunea SO_2 prin această masă lichidă, spre miezul particulei de oxid de calciu, este mai ușoară și, în consecință, poate reacționa întreaga masă de absorbant. Astfel, rămâne doar o cantitate mică de miez nereacționat, blocat de particulele de CaSO_4 , ce se depun pe suprafața absorbantului. De asemenea, prezența magneziului, în absorbant, poate îmbunătăți randamentul de utilizare a calcarului. MgO limitează tendința de aglomerare a particulelor de CaO , rezultat din calcinarea calcarului, poluanții având, astfel, acces la o suprafață de reacție mai mare [2.12, 2.28].

Pentru ca reacțiile de calcinare și de neutralizare a SO_2 să fie suficient de rapide, la o anumită durată de rezidență a particulelor în focar, este necesar ca temperatura, în zona de evoluție a reacțiilor să fie cuprinsă între $870\text{ }^\circ\text{C}$ și $1080\text{ }^\circ\text{C}$.

La temperaturi mai mici de $850\text{ }^\circ\text{C}$, sulfatul de calciu se depune pe suportul de calcar, insuficient calcinat, diminuând suprafața la care are acces poluantul.

Dacă temperatura este mai mare de $1080\text{ }^\circ\text{C}$, particulele de CaO sinterizează, își pierd porozitatea și, implicit, își micșorează suprafața de contact. Acest fenomen poartă denumirea de *dead burning* [2.12]. Atunci când se alege zona de injectare, trebuie avut în vedere faptul că este de dorit ca o cantitate cât mai mare de CaCO_3 să calcineze, înainte de a intra în reacție cu oxizii de sulf. Din acest motiv, injectarea se poate face la temperaturi mai mari de $1080\text{ }^\circ\text{C}$, până la $1200\text{ }^\circ\text{C}$. Datorită vitezei mari a gazelor de ardere, particulele de CaCO_3 și CaO sunt deplasate, rapid, în zone în care fenomenul de sinterizare nu mai poate să apară.

Temperaturi mai mari de $1200\text{ }^\circ\text{C}$ determină descompunerea termică a sulfatului de calciu, abia format, cu eliberarea SO_2 . Descompunerea termică a CaSO_4 și pericolul sinterizării particulelor de CaO sunt principalele cauze care limitează eficiența acestei tehnici, făcând-o mai puțin propice pentru cazanele care funcționează cu păcură sulfuroasă sau cu praf de cărbune superior [2.12].

Gradul de desulfurare crește odată cu creșterea cantității de agent neutralizant, până la un raport molar $\text{Ca/S} = 4$. Peste această valoare, randamentul de reținere a SO_2 nu mai crește semnificativ [2.12]. În plus, creșterea cantității de absorbant determină o încărcare mai mare cu particule și, implicit, un consum sporit de energie pentru desprăfuirea gazelor de ardere.

Gradul de desulfurare al acestei tehnici scade pe măsura creșterii puterii generate de instalația de ardere, către puterea sa nominală. Dacă la sarcina nominală gradul de desulfurare nu depășește 50 %, la jumătatea din sarcina nominală a cazanului, gradul de desulfurare poate atinge 70 % [2.12].

În funcționarea acestui tip de sisteme de desulfurare, trebuie acordată o atenție deosebită faptului că oxidul de calciu reacționează exoterm cu apa, trebuind, astfel,

evitat contactul cenușii cu apa sau cu vaporii de apă, atât în canelele de gaze, cât și pe întreg traseul de transport și depozitare a cenușii.

Injectarea de absorbantți calcici în focar, ca tehnică de control a emisiei de SO_x , prezintă o serie de avantaje, precum:

- ✓ costurile investiției sunt relativ reduse;
- ✓ nu implică modificări majore ale instalațiilor existente;
- ✓ spațiul ocupat de noile instalații este restrâns;
- ✓ durata de instalare este mică;
- ✓ fiabilitatea, disponibilitatea și puterea maximă a cazanului nu sunt, practic, afectate;
- ✓ absorbantul are preț de cost redus, este disponibil și economic exploatabil în cantități foarte mari;
- ✓ principalul subprodus de reacție (CaSO_4), evacuat în stare uscată, poate fi utilizat pentru fabricarea ghipsului;
- ✓ tehnica poate fi asociată cu utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x sau cu arderea în trepte globală (§ 3.2.1.2), putându-se, astfel, reduce și emisia de NO_x .

Toate aceste avantaje recomandă utilizarea procedeeului pentru retrofitul centralelor vechi, de putere medie, cu durată reziduală de viață relativ scurtă și este perfect aplicabil în țările în care sunt dificil de realizat investiții majore [2.4, 2.12, 2.28]. De asemenea, datorită simplității sale, procedeul poate fi utilizat, în orice condiții, ca primă treaptă de reducere a conținutului de SO_x din gazele de ardere.

Dezavantajele acestei tehnici rezidă din gradul de desulfurare relativ redus, din necesitatea curățării mai frecvente a suprafețelor de schimb de căldură și din influența defavorabilă asupra funcționării instalației de electrofiltre. Astfel, datorită gradului redus de desulfurare, nu este suficient să se utilizeze doar această tehnică, fiind necesară, în multe cazuri, combinarea ei cu tehnici mai costisitoare.

Pentru a evita colmatarea schimbătoarelor de căldură de convecție, din cel de-al doilea și al treilea canal de gaze de ardere (figura 2.7), este posibil să fie necesară instalarea unor sisteme suplimentare de curățare, prin insuflare de aer cald [2.40].

Efectele negative ale injectării de CaCO_3 asupra funcționării electrofiltrelor se manifestă prin [2.13, 2.16, 2.40]:

- ✓ creșterea semnificativă a cantității de particule din gazele de ardere; se poate înregistra chiar dublarea concentrației prafului, fapt ce implică creșterea corespunzătoare a consumului de energie, pentru separare, evacuare, transport și stocare a particulelor reținute și, chiar, creșterea dimensiunilor electrofiltrelor;
 - ✓ dimensiunile particulelor rezultate în procesul de desulfurare sunt mai mici decât acelea ale cenușii zburătoare și, în consecință, acestea sunt mai dificil de reținut;
 - ✓ datorită afinității chimice foarte ridicate a absorbantului pentru SO_3 , acesta este reținut, practic, în totalitate, fapt ce determină scăderea temperaturii corespunzătoare punctului de rouă acidă, astfel încât crește rezistivitatea particulelor, făcându-le mai dificil de separat din gazele de ardere.
-

Pe lângă efectele negative asupra funcționării electrofiltrelor, injectarea de CaCO_3 în focar nu este foarte economică și datorită faptului că trebuie utilizat absorbant în exces, o parte din acesta rămânând nereacționat, în condițiile în care s-a consumat energie pentru exploatarea, transportul și prepararea sa, precum și, direct în focar, pentru încălzirea și calcinarea sa.

Aceste dezavantaje ale tehnicii *Limestone Additive Process* pot fi, parțial, eliminate printr-o tratare suplimentară a gazelor de ardere, la ieșirea acestora din preîncălzitoarele de aer. Această tratare implică, în principiu, reactivarea absorbantului, aflat în exces, prin injectarea unui debit de apă. Apa, foarte fin pulverizată, este injectată în gazele de ardere, la nivelul unei incinte special destinate acestui scop [2.12, 2.40].

Asocierea acestei tratări, în două etape, cu utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (*LNB* - § 3.2.1.2), transformă această tehnică într-o tehnică hibridă, realizată de către compania Babcock & Wilcox, sub denumirea de *Limestone Injection Multistage Burner* [2.40].

Așa cum se poate observa din figura 2.8 [2.40], față de tehnica clasică a injectării de CaCO_3 în focar, cazanul este prevăzut, de-a lungul tubulaturii de gaze din aval de preîncălzitoare, cu o cameră de umidificare (12). Evident, sistemul de umidificare trebuie să aibă, în componența sa, pompe de apă, grile cu duze, pentru atomizarea apei (11), și compresoare, ce debitează aer comprimat, necesar uniformizării repartiției picăturilor de apă, în gazele de ardere.

Camera de umidificare este astfel dimensionată încât durata de rezidență a gazelor de ardere să fie de ordinul a 2 secunde, atunci când cazanul funcționează la sarcina nominală [2.40].

Deoarece temperatura gazelor de ardere, la intrarea lor în camera de umidificare, este prea ridicată (aproximativ $150\text{ }^\circ\text{C}$) pentru o desulfurare eficientă, prin umezire și prin însuflarea de aer, acestea sunt răcite, până la temperatura optimă.

Prezența picăturilor de apă, într-o zonă a canalelor de gaze în care concentrația de praf este ridicată, face să se accentueze, semnificativ, tendința de depunere a particulelor solide, existând riscul obturării tubulaturii de gaze de ardere. Pentru a micșora acest risc, camera de umidificare este prevăzută cu buncăre (13), în care se depune suspensia și din care particulele pot fi evacuate. Pe de altă parte, funcționarea cu buncărele deschise crează pericolul pătrunderii unei cantități însemnate de aer rece, din exterior, fapt ce conduce la creșterea vitezei de aglomerare a particulelor și a aderenței acestora la pereții camerei de umidificare. Pentru a evita o asemenea situație defavorabilă, evacuarea particulelor nu se efectuează în mod continuu, iar buncărele sunt prevăzute cu deflectoare și cu capace de obturare, care nu permit pătrunderea unei cantități suplimentare, însemnate, de aer rece [2.40].

Eficiența reținerii SO_2 este maximă la o temperatură apropiată de temperatura de saturație adiabatică. Pe de altă parte, la această temperatură, și tendința de depunere a particulelor, pe pereții tubulaturii de gaze de ardere, atinge un maxim.

Temperatura de funcționare, la nivelul camerei de umidificare, rezultată ca un optim al celor două tendințe contrare și este mai mare, cu $5 \div 10\text{ }^\circ\text{C}$, decât temperatura

de saturație adiabatică [2.40]. În acest fel, este evitată atingerea punctului de rouă acidă în electrofiltru, dar nu și pe întreg traseul de evacuare a gazelor de ardere. De obicei, la ieșirea lor din electrofiltru, gazele sunt ușor reîncălzite.

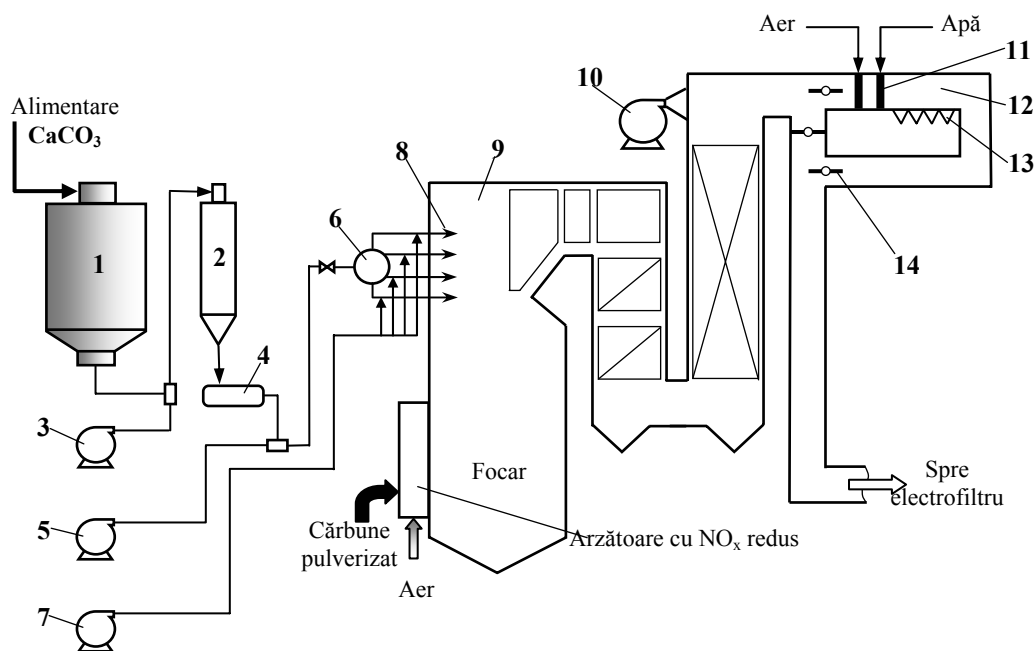


Fig. 2.8. Schema de principiu a procedurii *Limestone Injection Multistage Burners* [2.40]:

- 1 – siloz stocare absorbant; 2 – siloz alimentare; 3 – compresor transfer absorbant;
- 4 – sistem de dozare a cantității de absorbant; 5 – compresor vehiculare absorbant;
- 6 – distribuitor; 7 – compresor injectare absorbant; 8 – sistem injectare absorbant;
- 9 – partea superioară a camerei de ardere; 10 – exhaustor; 11 – grilă duze injectare apă;
- 12 – cameră de umidificare; 13 – buncărele camerei de umidificare;
- 14 – sistem de clapete bypass.

Camera de umidificare poate fi scoasă din funcțiune, prin intermediul sistemului de clapete și de conducte bypass (14). Acest sistem poate fi utilizat și ca element de reglare, modificându-se debitele de gaze care circulă direct, către electrofiltru, și care trec prin etapa a doua de tratare.

Această soluție tehnică are toate avantajele variantei de bază, beneficiile suplimentare, de ordin tehnic și economic, rezultând din optimizarea funcționării electrofiltrului și din utilizarea mai eficientă a absorbantului, astfel încât gradul de desulfurare global poate atinge nivelul de $55 \div 70 \%$ [2.40].

2.3.2.2. Arderea în strat fluidizat desulfurant

Tehnica arderii cărbunelui în strat fluidizat a început să fie utilizată din anii 1970, avantajele acestei tehnici determinând permanenta sa dezvoltare, la scară industrială, astfel încât s-a ajuns la realizarea de unități mari, având puteri de până la 250 ÷ 300 MW_e, fiind preconizată realizarea unor unități de 600 MW_e, în condițiile creșterii performanțelor instalațiilor, flexibilității în funcționarea acestora și fiabilității, costurile relative fiind din ce în ce mai reduse [2.7, 2.9].

Ultimele dezvoltări și îmbunătățiri ale acestor instalații vizează, în special, sistemele de colectare a particulelor, de răcire a cenușii și cele de control a temperaturii. În aceste tendințe se încadrează ultimele instalații industriale, realizate de companii precum Babcock & Wilcox, Foster Wheeler Power Group Inc., Lurgi, Von Roll etc. [2.3, 2.6, 2.9, 2.12, 2.24].

Este de așteptat ca factorii de ordin economic și cei de ordin ecologic să impună utilizarea pe scară tot mai largă a arderii în strat fluidizat, pentru o gamă foarte largă de combustibili solizi, de la cărbunii energetici, la deșeurile industriale și menajere.

Principial, tehnica arderii în strat fluidizat constă în insuflarea unui debit de aer, în focar, la acei parametri care să mențină combustibilul solid într-o mișcare turbionară permanentă. Astfel, amestecul de cărbune, incomplet măcinat, și aer se comportă, practic, ca un amestec carburant format dintr-un combustibil lichid și aer, jeturile de aer asigurând o expunere foarte bună a granulelor de cărbune, la aerul de ardere, și o durată de rezidență suficient de mare.

Viteza de insuflare a aerului determină două tipuri de ardere în strat fluidizat:

- ✓ ardere în strat fluidizat staționar,
- ✓ ardere în strat fluidizat circulant.

Reprezentarea schematică a principalelor componente ale instalațiilor de ardere în strat fluidizat, de cele două tipuri, este dată în figura 2.9 [2.46].

Indiferent de tipul constructiv al focarului, cărbunele se introduce la partea inferioară a acestuia, stratul fluidizat fiind menținut de aerul primar și susținut de grătare metalice. Inițial, aceste grătare erau de tipul grătarelor cu bare, însă instalațiile de ultimă generație sunt echipate cu grătare membranare, răcite cu apă [2.7, 2.9].

Aerul primar este introdus printre barele grătarului sau prin duze speciale, prevăzute în grătarele membranare. Aerul secundar este introdus, în principiu, în zona de definitivare a combustiei. În cazul instalațiilor cu strat fluidizat circulant, un anumit debit de aer secundar poate fi introdus și la partea superioară a zonei principale de ardere.

În cazul arderii cărbunelui în strat fluidizat staționar (figura 2.9.a), dimensiunile maxime ale particulelor de cărbune sunt cuprinse în domeniul 5 ÷ 7 mm.

Atât partea inferioară a focarului, acolo unde se formează stratul fluidizat, ca efect al introducerii jeturilor de aer primar, cât și partea superioară a focarului, unde se definitivează arderea, prin introducerea aerului secundar, sunt răcite cu serpentine.

Acestea rețin 50 ÷ 60 % din cantitatea de căldură generată în focar, asigurând o temperatură a stratului fluidizat cuprinsă între 850 °C și 900 °C [2.12]. Temperatura gazelor de ardere, la ieșirea din focar, este relativ redusă, nedepășind 850 °C, astfel încât energia termică a gazelor de ardere este cedată, agentului termic, numai în schimbătoare de căldură de convecție.

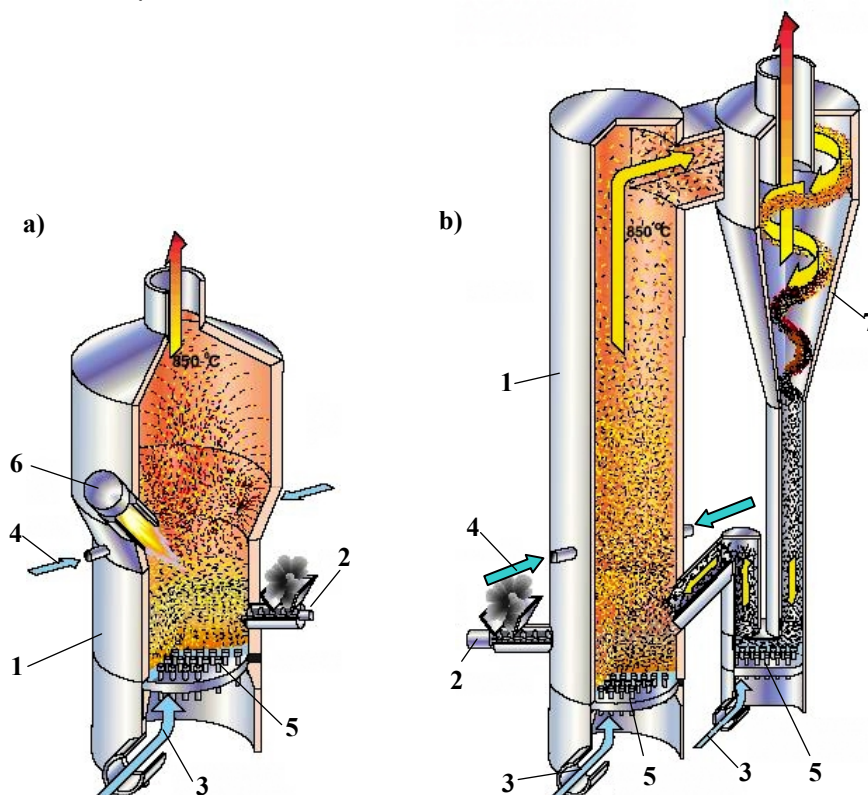


Fig. 2.9. Focare cu ardere în strat fluidizat: a) – staționar; b) – circulant;

1 – focarul cazanului; 2 – sistemul de alimentare cu combustibil; 3 – aer primar; 4 – aer secundar;
5 – duze de injectare a aerului primar; 6 – arzător cu combustibil lichid, ce funcționează la pornirea cazanului; 7 – ciclon.

Schimbarea direcției de curgere a gazelor asigură, implicit, separarea a 15 ÷ 20 % din cenușa rezultată prin ardere. Restul de cenușă, antrenat de gazele de ardere, este reținut, în mare măsură, în instalații de separare mecanică de tip ciclon sau multiciclon.

În regim normal de funcționare, atunci când există o bună concordanță între calitatea cărbunelui, mărimea particulelor și timpul de staționare al acestora în focar, conținutul de nearse, în cenușa antrenată, nu depășește 5 % [2.12].

În cazul arderii în strat fluidizat circulant (figura 2.9.b), particulele de combustibil au dimensiuni de până la 15 ÷ 20 mm. Aerul primar este insuflat cu viteză mare prin

duze sau, mai rar, printre barele grătarului.

Într-o primă etapă, la baza focarului, în zona de strat dens, se amestecă aerul primar cu combustibilul proaspăt și cu particulele provenite, prin recirculare, de la ciclul instalației. Secțiunea transversală a zonei primare, încadrate între pereții membranari, de la baza focarului, și primul nivel de insuflare a aerului secundar, este mai redusă decât aceea a părții superioare a coloanei camerei de ardere, pentru a asigura formarea unui amestec carburant cât mai omogen.

Viteza particulelor, în zona de strat dens, este de aproximativ $4 \div 4,2$ m/s, rata înaltă a transferului de masă asigurând o cinetică foarte bună a reacțiilor specifice combustiei. Condițiile substoichiometrice, rezultate din introducerea, sub formă de aer primar, a doar $70 \div 90$ % din aerul necesar arderii, fac ca azotul din combustibil să fie transformat în azot elementar. În acest fel este mult diminuată cantitatea de NO_x , generată de instalația de ardere (§ 3.1).

Restul cantității de aer, necesar combustiei complete, se insuflă, sub formă de aer secundar, în zona centrală a camerei focarului, prin orificii dispuse pe mai multe niveluri [2.7, 2.9, 2.12, 2.38]. Între primul nivel de insuflare a aerului secundar și partea superioară a camerei de ardere se află zona stratului diluat, în care viteza particulelor este de ordinul a 6 m/s. Această zonă este astfel dimensionată încât să asigure:

- ✓ durată de rezidență suficient de mare,
- ✓ concentrație ridicată a fazei solide, fapt ce determină un transfer de căldură relativ rapid și o suprafață de reacție mare;
- ✓ bună amestecare a aerului secundar cu sub-produsele combustiei.

Tranziția între zonele de strat dens și diluat este graduală, fapt ce reduce potențialul de erodare, iar înălțimea focarului este astfel dimensionată încât să se obțină arderea completă a combustibilului.

O parte importantă din masa de particule solide, cu un conținut de aproximativ 95 % cenușă, este, în mod continuu, antrenată spre exterior, separată în ciclon și reintrodusă în focar, fie direct în stare fierbinte (figura 2.9.b), fie răcită, într-un schimbător de căldură extern (figura 2.10). Datorită acestei recirculări, a posibilității de răcire parțială sau totală a cenușii, precum și datorită posibilității de modificare a raportului dintre debitul de aer primar și secundar se poate controla, permanent, atât temperatura din focar, cât și concentrația oxigenului în diferite zone ale acestuia [2.12].

Controlul emisiei de SO_2 al acestui tip de focare se realizează prin injectarea, simultan cu cărbunele, în stratul dens de la baza camerei de ardere, a unei cantități de CaCO_3 , eventual impurificat cu MgCO_3 și oxizi de fier și aluminiu. Granulația calcarului este de până la 1 mm [2.12], semnificativ mai mare decât în cazul arderii cărbunelui pulverizat. Temperatura din focar ($850 \div 900$ °C) este propice desulfurării, reacțiile evoluând în aceeași secvență ca și în cazul desulfurării gazelor rezultate prin arderea cărbunelui pulverizat: reacția exotermă de calcinare a calcarului (2.20), urmată de reacția endotermă de sulfatare și de oxidare a oxidului de calciu (2.21). Sulfatul de calciu, astfel obținut, se află în stare solidă și poate fi drenat din stratul fluidizat.

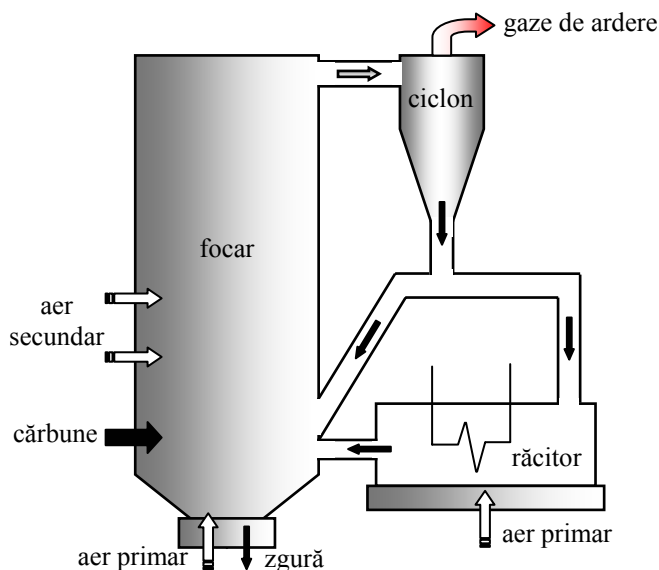


Fig. 2.10. Reprezentarea schematică a unui focar cu strat fluidizat circulant, cu răcire suplimentară a stratului fluidizat.

Sistemul de alimentare și de dozare a cantității de absorbant este similar cu cel utilizat la cazanele ce ard cărbune pulverizat, prepararea absorbantului necesitând, însă, o cantitate mai mică de energie, în condițiile unei uzuri mai reduse a echipamentului de preparare.

Spre deosebire de cazanele pe cărbune pulverizat, atunci când se utilizează cărbuni cu conținut redus de sulf, este necesară introducerea unei cantități suplimentare de steril, în stratul fluidizat, pentru a menține concentrația de substanță solidă, în întreg cazanul [2.38]. Introducerea unei cantități suplimentare de calcar nu este economică, cantitatea necesară de calcar fiind mai mare decât în cazul în care acesta este utilizat ca absorbant și nu ca suport steril. În plus, varul, rezultat prin calcinarea calcarului, este foarte poros, fapt ce determină formarea unor particule foarte fine, care nu au efectul scontat asupra balanței gaz – solid, deoarece sunt rapid vehiculate, către zona finală a focarului. De asemenea, particulele fine sunt dificil de colectat din gazele de ardere (§ 4.3). Acestea sunt motivele pentru care este preferabilă utilizarea nisipului, eventual cuarțos, ca steril suplimentar, atât în cazul arderii cărbunilor energetici, cât și a deșeurilor menajere [2.38, 2.46].

Gradul de desulfurare al acestei tehnici poate atinge valori de $85 \div 90 \%$, semnificativ mai mare decât în cazul arderii cărbunelui pulverizat, atât datorită nivelului temperaturii din focar, cât și datorită contactului intim dintre gazele de ardere și absorbant, duratei mari de rezidență în zona de reacție și recirculării continue a absorbantului nereacționat [2.7, 2.9, 2.24, 2.38].

Eficiența desulfurării depinde de o serie de parametri, precum:

- ✓ concentrația sulfurului din combustibil,
- ✓ cantitatea de absorbant (exprimată prin raportul molar Ca/S),
- ✓ reactivitatea calcarului,
- ✓ temperatura din focar,
- ✓ durata de rezidență a celor două faze,
- ✓ dimensiunile particulelor de absorbant.

În ceea ce privește cantitatea de absorbant, eficiența maximă a metodei se obține la un raport molar Ca/S de numai $1,5 \div 2$, pentru straturile circulante, față de $2,5 \div 3,5$, pentru straturile dense de cărbune [2.12].

Chiar dacă emisiile de SO_2 a cazanelor cu ardere în strat fluidizat desulfurant este redusă, principalul avantaj, din punct de vedere ecologic, al acestei tehnici de ardere este acela al unei emisii reduse de NO_x (§ 3.2.1.6). Gradul redus de poluare cu NO_x poate fi explicat prin combinarea efectelor arderii în trepte globale (§ 3.2.1.2), cu acelea ale temperaturii reduse și ale coeficientului redus de exces de aer, în zona principală de combustie (§ 3.1.4).

Reducerea suplimentară a emisiei de NO_x , cu până la $40 \div 60$ %, se poate obține prin injectarea unei cantități de NH_3 , în zona finală a focarului. În acest fel, este combinată, practic, arderea în strat fluidizat cu reducerea selectivă necatalitică (SNCR), tehnică secundară uscată de control a emisiei de NO_x (§ 3.2.2.3).

Factorii care influențează reducerea suplimentară a emisiei de NO_x sunt:

- ✓ cantitatea de agent reducător,
- ✓ concentrația inițială de NO_x ,
- ✓ nivelul și repartiția temperaturilor din focar,
- ✓ uniformitatea distribuției picăturilor de NH_3 în gazele de ardere,
- ✓ durata de rezidență.

Emisia de CO a focarelor cu ardere în strat fluidizat este, în general, foarte redusă. Formarea CO, efect al arderii incomplete, depinde de o serie de factori, precum:

- ✓ temperatura stratului fluidizat,
- ✓ excesul de aer,
- ✓ tipul combustibilului,
- ✓ distribuția combustibilului în fluxul de aer și gaze de ardere,
- ✓ uniformitatea amestecării cu aerul secundar superior,
- ✓ durata de rezidență a amestecului carburant în focar.

Particulele solide sunt reținute în separatoare mecanice, un efect favorabil asupra gradului de separare avându-l schimbarea direcției de curgere a gazelor și recircularea permanentă a fazei solide. Cu toate acestea, majoritatea instalațiilor clasice trebuie să fie echipate cu electrofiltre sau filtre cu saci, instalate la ieșirea gazelor din cazan.

O soluție foarte eficientă pentru reținerea particulelor, cu efecte favorabile asupra randamentului combustiei și al desulfurării, este aceea realizată de compania Babcock

& Wilcox și care, în principiu, constă în instalarea unor fascicule de profile „U” (figura 2.11), la partea superioară a focarului și la ieșirea din focar [2. 38].

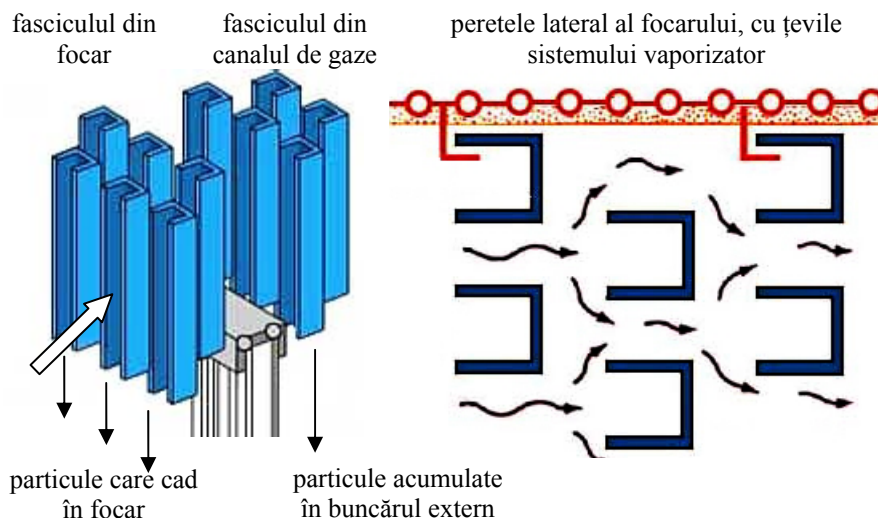


Fig. 2.11. Fascicule de profile „U” din cazanele de construcție Babcock & Wilcox [2.38]

Profilele sunt realizate din oțel inoxidabil, foarte rezistent la acțiunea erozivă a particulelor, cu atât mai mult cu cât, la temperatura din focar, pe suprafața oțelului inoxidabil se formează un strat de oxid de crom.

În prezența acestor fascicule de suprafețe de captare a particulelor, viteza gazelor, în vecinătatea profilelor și a acoperișului cazanului, nu depășește 8 m/s [2.38], în condițiile în care viteza de intrare a gazelor în cicloanele focarelor cu strat fluidizat clasice este de $20 \div 26$ m/s, iar, în zona turbionară a ciclonei, aceasta poate atinge 30 m/s. De asemenea, repartiția vitezelor gazelor de ardere și particulelor este mai uniformă, decât în cazul lipsei fasciculelor colectoare.

Reducerea vitezelor de curgere și uniformizarea distribuției acestora are ca efect creșterea gradului de colectare a particulelor și reducerea vitezei de erodare a elementelor constructive ale părții superioare a focarului.

Fasciculele de captare rețin, practic, toate particulele având diametrul mai mare de 300 μm și mare parte dintre particulele care au diametre mai mari de 200 μm . În cele două etape de separare se poate atinge un grad de colectare a particulelor de până la 99,7 %, astfel încât poate să nu mai fie necesară curățarea periodică a schimbătoarelor de căldură, cu efecte favorabile asupra transferului de căldură, gradului de desulfurare și eficienței economice a instalației.

Creșterea gradului de desulfurare poate fi explicată prin creșterea duratei de rezidență și prin captarea, chiar în focar, a particulelor de CaO nereacționat, care sunt dirijate către zona densă a stratului fluidizat. Acest gen de recirculare internă a absorbantului

lui este mai eficient decât recircularea externă, măcar și datorită faptului că nu implică răcirea acestora.

Reținerea particulelor de dimensiuni mici se realizează în etapa externă de desprăfuire a gazelor de ardere, la nivelul unui mult ciclone clasic sau al unui electrofiltru. Trebuie menționat că se consumă mult mai puțină energie pentru colectarea finală a particulelor, datorită preseparării eficiente, realizate la nivelul fasciculelor de profile.

Ca o concluzie a celor prezentate anterior, rezultă că arderea în strat fluidizat, mai ales dacă acesta este circulant, prezintă o serie de avantaje tehnice, economice și de impact la mediu, în raport cu arderea cărbunelui pulverizat. Astfel, pot fi subliniate principalele avantaje:

- ✓ instalațiile se caracterizează prin înaltă fiabilitate și disponibilitate (> 95 %);
- ✓ funcționează la încărcări variabile în limite foarte largi (5:1), fără a fi necesar un suport de combustibil auxiliar;
- ✓ randamentul arderii este mai ridicat decât la alte tipuri de focare, putând atinge 98 ÷ 99 %, efect al realizării unui amestec intim între particulele de cărbune și gaze, precum și datorită unui timp de rezidență sporit al particulelor în focar;
- ✓ pot fi arși cărbuni mult diferiți calitativ, de la cei inferiori la cei superiori, mixte de cărbune, reziduurilor carbonifere și deșeuri menajere;
- ✓ combustia are stabilitate ridicată, chiar dacă apar întreruperi, scurte, în alimentarea cu cărbune;
- ✓ arderea este autotermă, chiar pentru lignit având putere calorifică mică și chiar și la sarcini parțiale ale instalației; se consumă hidrocarburi doar la aprindere;
- ✓ prelucrarea cărbunelui și absorbantului este sumară, fapt care determină reducerea importantă a consumului de energie electrică, precum și reducerea vitezei de depreciere a instalațiilor de preparare și alimentare;
- ✓ construcția compactă a focarului și gabaritele mult mai reduse decât acelea ale cazanelor clasice fac ca pierderile de căldură să fie mult mai mici; în cazul în care particulele sunt separate într-o etapă internă, dimensiunile focarului scad până la 30 % din dimensiunile instalațiilor cu cicloane de separare;
- ✓ cenușa zburătoare este reținută eficient, prin recirculare în focar, unde este necesară o proporție de numai 15 % masă combustibilă, restul de 85 % putând fi steril;
- ✓ gradul de desulfurare a gazelor de ardere poate atinge valori de 85 ÷ 90 %, în condițiile utilizării unui absorbant ieftin și sumar prelucrat;
- ✓ emisia de NO_x poate să scadă până la 100 ppm (în medie, 100 mg/Nm³, față de 400 ÷ 800 mg/Nm³, cât este la focare cu lignit pulverizat), atât datorită nivelului coborât al temperaturii și coeficientului de exces de aer, cât și datorită atmosferei puternic reducătoare din zona densă a stratului fluidizat.

Chiar în condițiile existenței acestor multiple avantaje, nu poate fi neglijat faptul că arderea în strat fluidizat determină creșterea importantă a emisiei de protoxid de azot (N_2O), gaz care distruge stratul de ozon stratosferic și contribuie la intensificarea efectului de seră. În cazul arderii cărbunelui în stare pulverizată, emisia de N_2O este

inferioară valorii de 10 ppm, pe când, în cazul arderii în strat fluidizat, această emisie este de ordinul a $50 \div 100$ ppm. Emisia de N_2O poate fi redusă prin creșterea temperaturii din focar și prin creșterea raportului molar Ca/S [2.12].

2.3.3. Desulfurarea postcombustie

Desulfurarea postcombustie presupune tratarea gazelor de ardere, pe traseul de evacuare a acestora la coșul de fum. Încadrarea sistemului de tratare în instalația de ardere este diferită, funcție de tipul tratării. Astfel, sistemul de desulfurare poate fi plasat după economizor, după preîncălzitoarele de aer sau după instalația de colectare a particulelor solide.

Tratarea SO_2 , prin acțiuni postcombustie, se realizează, în majoritatea situațiilor, prin procedee care au la bază reacții de neutralizare cu compuși calcici ($CaCO_3$, $Ca(OH)_2$, CaO), compuși ai magneziului ($MgCO_3$), compuși sodici (Na_2SO_3 , Na_2CO_3) sau cu NH_3 . Tehnicile de ultimă generație fac apel și la reacții mai eficiente, de oxidare și reducere, utilizând Cu și Br_2) sau la procese fizice de adsorbție, pe cocs activ sau oxid de cupru.

Funcție de tipul reacțiilor implicate în proces, de modul de conducere al acestora și de starea de agregare a sub-produselor rezultate, tehnicile secundare de desulfurare pot fi clasificate în următoarele categorii [2.3, 2.6, 2.12, 2.13, 2.28]:

- ✓ procedee uscate,
- ✓ procedee semiuscate (cvasiuscate) sau semiumede,
- ✓ procedee umede.

Procedeele uscate realizează o legare fizică a SO_2 , pe când procedeele umede au la bază reacții ce determină legarea chimică a acestui poluant, într-o soluție apoasă sau într-o suspensie de absorbant.

Procedeele cvasiuscate implică atât adsorbție, cât și desorbție. Astfel, într-un reactor de evaporare se pulverizează o soluție sau o suspensie alcalină, ce leagă poluantul, preponderent prin adsorbție. În urma evaporării fazei lichide, excesul de reactiv adsorbant adsorbte o cantitate de poluant, iar sub-produsele reacțiilor rezultă, întotdeauna, sub formă de cristale fine, ca și în cazul tehnicilor de tip uscat.

În cazul tehnicilor secundare de tip umed, sub-produsele de reacție sunt, întotdeauna, în stare lichidă, sub formă de levigat (nămol de proces), fiind necesară tratarea suplimentară a acestora, pentru a evita poluarea altor factori de mediu.

Câteva date comparative, referitoare la cele trei categorii de tehnici de desulfurare secundară sunt date în tabelul 2.5 [2.51].

Gradul de desulfurare al procedeelelor cvasiuscate se poate apropia mai mult de acela al procedeelelor umede, dacă este crescută cantitatea de agent absorbant, introdusă în sistem. Astfel, prin creșterea raportului molar Ca/S, până la 2,5 unități relative, procedeele cvasiuscate pot atinge grade de desulfurare de 94 %, însă în condițiile creșterii

semnificative a costurilor de exploatare.

Tabelul 2.5. Date comparative referitoare la tehnicile secundare de desulfurare

Tipul tehnicii de control	Costul relativ al investiției	Costuri de exploatare		Gradul de desulfurare
		cost relativ	consum Ca/S	
Umedă	***	***	1 ÷ 1,5	95 %
Cvasiuscată	**	**	1,5	80 ÷ 90 %
Uscată	*	***	2 ÷ 3	40 ÷ 60 %

Simultan cu diminuarea emisiei de SO_x din gazele de ardere, instalațiile de desulfurare postcombustie rețin o parte din pulberile aflate în suspensie, alte gaze acide, metale grele, dioxine, furani și compuși organici volatili. Eficiența relativă a acestora, rezultă din tabelul 2.6 [2.25].

Tabelul 2.6. Eficiența relativă a tehnicilor secundare de tratare a poluanților din gazele de ardere

Tehnologia		Poluantul	Pulberi	Metale grele		Gaze acide		Dioxine Furani	Comp. organ. volatili
				Particule	Vapori (Hg)	HCl, HF, HBr, HI	SO _x		
Procedee clasice de neutralizare secundară	Metode uscate	reactiv calcic	•••	•••	•	••	•	•	
		reactiv sodic	•••	•••	•	•••	••	•	
	Metode cvasiuscate		•••	•••	•	••	•	•	
	Metode umede		•••	•••	••	•••	•••	•	•
	Metode combinate		•••	•••	••	•••	•••	•	•
	Condensare		•••	•••	•••	•••			•
Procedee complementare	Adsorbție pe carbon activ sau pe lignit				•••	•	•	•••	••
<i>Notă:</i> • Tehnologii utilizabile doar pentru epurare parțială, •• Tehnologii eficiente, ••• Tehnologii performante, prin intermediul cărora se obțin grade de epurare ridicate.									

Indiferent de tipul tehnologiei sau al absorbantului, metodele de control a emisiei de SO_x nu reduc, simultan, emisiile de NO_x și de CO.

2.3.3.1. Tehnici secundare de tip uscat

În cazul procedeeului uscat, reactivul, sub formă de pulbere sau granule foarte fine, este insuflat în fluxul de gaze de ardere, la nivelul tubulaturii de gaze, fără a fi necesară, în majoritatea situațiilor, o cameră de reacție, special destinată acestui scop.

Eficiența relativ redusă a desulfurării (40 ÷ 60 %) este rezultatul direct al cineticii reduse a reacției de adsorbție între faza solidă și cea gazoasă. Pentru creșterea gradului de desulfurare, este necesar să se mărească suprafața specifică a absorbantului, durata de rezidență în zona de reacție și cantitatea de adsorbant. Chiar și în aceste condiții, efi-

ciența desulfurării este mai mică decât aceea corespunzătoare tehnicilor secundare umede, iar subprodusele de reacție sunt poluate cu cenușă zburătoare.

Încadrarea unei instalații de desulfurare secundară uscată în fluxul tehnologic al unei centrale termoelectrice este prezentată, schematic, în figura 2.12 [2.4].

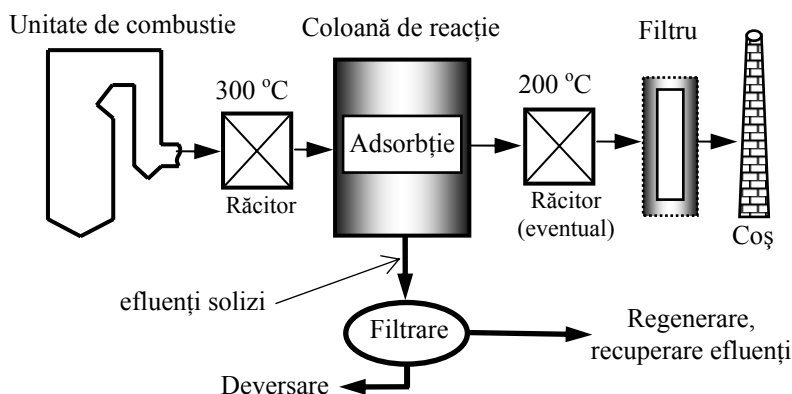


Fig. 2.12. Încadrarea unei instalații de desulfurare secundară uscată în procesul tehnologic de combustie a cărbunului.

Primul răcitor din schemă este reprezentat, în instalațiile reale, de preîncălzitoarele de aer, iar al doilea răcitor poate fi necesar numai în cazul în care adaosul de substanță nu răcește, suficient de mult, gazele de ardere, astfel încât temperatura acestora să fie una adecvată procesării într-un sistem de desprăfuire clasic. Coloana de reacție are corespondent, în multe dintre situații, o porțiune din tubulatura de evacuare a gazelor de ardere.

Ca și în cazul tehnicilor intracombustie, aditivii utilizați pot fi, în principiu, atât compuși ai calciului, cât și compuși sodici, cu observația că prețul compușilor calciici este mai redus. De asemenea, rămâne rămân valabile observațiile referitoare la încărcarea sistemului de separare a particulelor, la creșterea consumului de energie și la creșterea rezistivității particulelor, peste limita corespunzătoare separării electrostatice eficiente (§ 4.3.2.1).

Câteva exemple de astfel de tehnologii sunt descrise, succint, în continuare.

❶ *Procedeu uscat cu compuși calciici*

Procedeu **GENEVET & CIE/LUHR** este o tehnică de neutralizare uscată pentru epurarea gazelor rezultate la incinerarea deșeurilor lichide industriale și a gazelor rezultate prin arderea combustibililor produși din deșeuri menajere [2.4]. Se aplică în general emisiilor cu conținut redus de clor și sulf.

Tehnica are la bază adsorbția și reacțiile gazelor acide cu varul, iar eficiența acesteia depinde de factori precum: temperatura, raportul molar Ca/S, durata de rezidență, suprafața specifică de contact a reactivului, compoziția gazelor etc.

În funcție de poluant și de concentrația acestuia, eficiența procedeuului poate atin-

ge următoarele valori:

- ✓ 95 ÷ 98 % - pentru HF,
- ✓ 90 ÷ 95 % - pentru HCl,
- ✓ 80 ÷ 95 % - pentru SO₃,
- ✓ 35 ÷ 80 % - pentru SO₂.

În cazul altor instalații, agentul neutralizant este pulberea de ciment, cimentul de tip PORTLAND fiind cel mai eficient, din categoria cimenturilor, datorită granulației sale foarte fine și omogene (majoritatea particulelor au diametrul cuprins între 20 și 50 μm). În același timp, capacitatea sa de neutralizare se păstrează, până la temperatura de 1250 °C, în timp ce capacitatea de neutralizare a CaCO₃, mai ieftin, scade mult atunci când temperatura depășește 850 ÷ 900 °C. Evident, un asemenea nivel al temperaturii nu este specific tehnicilor de desulfurare secundară, observația anterioară recomandând utilizarea cimentului în cazul desulfurării intracombustie, la cazanele în care se arde cărbune pulverizat.

❷ *Procedeul secundar uscat cu compuși ai sodiului*

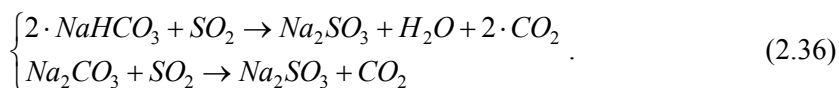
Unele aplicații industriale, din SUA, au atins grade de desulfurare mai mari de 80 %, prin injectarea uscată de *nahcolite* (mineral care însoțește șisturile petrolifere și care conține, până la 80 %, NaHCO₃) sau *trona* (mineral având o compoziție mai complexă a carbonaților de sodiu – Na₂CO₃·Na₄CO₃·H₂O). Această tehnică este aplicabilă instalațiilor mici, având debite de gaze de tratat de ordinul a 300 ÷ 8000 Nm³/h, pentru care injectarea pulberii de CaO nu poate asigura o desulfurare corespunzătoare.

Avantajele procedeului, ca și ale celorlalte procedee secundare de tip uscat, rezidă din cheltuielile de investiție reduse și din faptul că temperatura gazelor de ardere nu se modifică, acestea putând fi evacuate fără o reîncălzire prealabilă.

Dezavantajele injectării uscate de compuși ai sodiului rezidă din costul mare al reactivilor de sinteză, tehnologia devenind, astfel, aplicabilă numai acolo unde există zăcăminte economic exploatabile de nahcolite și trona. De asemenea, trebuie acordată o atenție deosebită depozitării cenușii zburătoare, datorită solubilității ridicate a sulfitei de sodiu (Na₂SO₃), reținut simultan cu cenușa zburătoare.

Din punct de vedere constructiv, instalația este relativ simplă, desulfurarea evoluând simultan cu colectarea cenușii zburătoare, la nivelul unui sistem de filtrare cu saci (figura 2.13) [2.12].

Reacțiile chimice, implicate în proces, sunt de forma:



Alimentarea cu agent neutralizant se poate realiza în următoarele moduri:

- ✓ *continuu*, prin injectarea aditivului în fluxul de gaze, înainte de intrarea acestora în anvelopa filtrului cu saci;
- ✓ *discontinuu*, printr-o dozare unică a adsorbantului în sacii curați ai filtrului, înainte

de începerea fiecărei etape de filtrare;

- ✓ *semidiscontinuu*, prin introducerea continuă a unei părți din reactiv în gazele de ardere, restul reactivului fiind introdus, sub forma unui strat, pe suprafața sacilor curați.

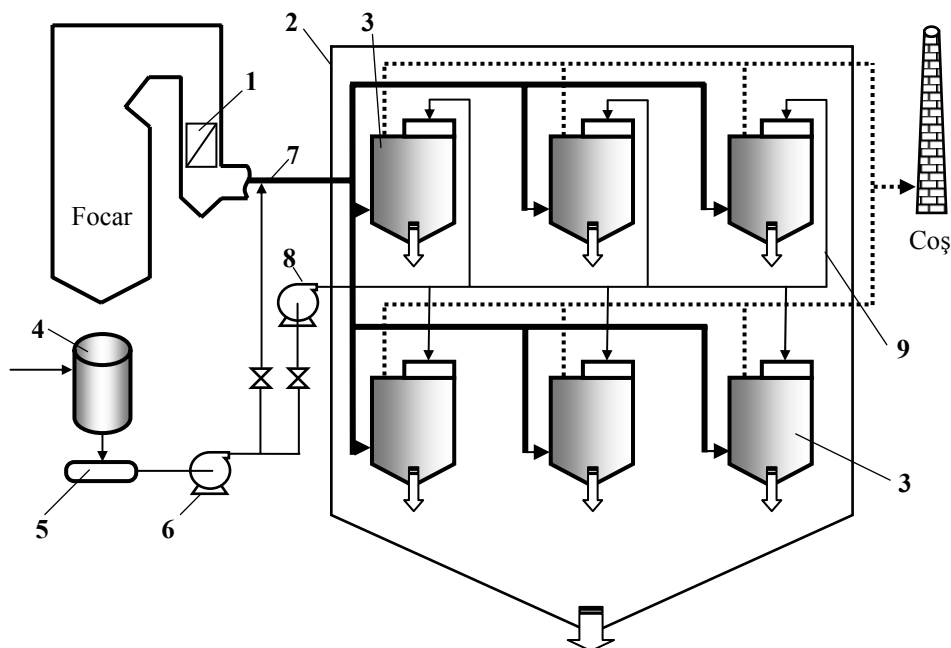


Fig. 2.13. Schema de principiu a procedurii secundar uscat cu compuși sodici:

- 1 – preîncălzitor regenerativ de aer; 2 – anvelopa sistemului de filtrare cu saci; 3 elemente filtrante;
4 – siloz substanță neutralizantă; 5 – sistem de dozare; 6;8 – compresoare vehiculare; 7 – tubulatura de gaze de ardere; 9 – rampa internă de distribuire a substanței neutralizante.

Reactivitatea ridicată a compușilor sodici, în raport cu SO_2 , face ca gradul de desulfurare să fie mai mare decât în cazul utilizării compușilor calcici, în condițiile unui consum mai redus de reactiv. Astfel, gradul de desulfurare crește la creșterea raportului Na/S, până la valori de $1,5 \div 1,75$ unități relative, creșterea suplimentară a cantității de reactiv determinând o creștere ne semnificativă a gradului de desulfurare [2.12].

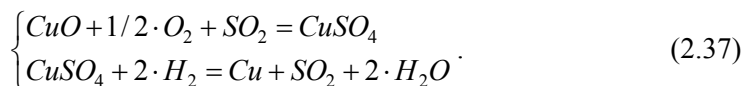
③ Procedeu uscat cu cocs activ sau oxid de cupru

Trecerea gazelor de ardere, după desprăfuirea acestora, printr-un strat de cocs activ sau de oxid de cupru (CuO), asigură adsorbția parțială a SO_2 , în condițiile în care nu este necesară răcirea prealabilă a gazelor. În acest fel, straturile adsorbante ar putea fi instalate în zone ale tubulaturii de gaze în care temperatura acestora este de ordinul a $400\text{ }^\circ\text{C}$, evitându-se colmatarea și obturarea rapidă a straturilor catalitice ale reactoarelor sistemului de reducere a emisiei de NO_x (§ 3.2.2.1). Totuși, aplicarea, la scară industrială, a acestui procedeu este dificilă, datorită costurilor mari, determinate, în prin-

cipal, de înlocuirea frecventă a stratului filtrant, precum și de regenerarea dificilă și costisitoare a acestuia.

Procedeele **SHELL FGD** și **BERGBAU-FORSCHUNG** sunt exemple de procedee de tip uscat, care utilizează ca adsorbantți CuO (pat fix), respectiv cocs (pat mobil) [2.4].

Pentru primul procedeu, reacțiile de desulfurare și de regenerare a adsorbantului sunt de forma:



2.3.3.2. Tehnici avansate, de tip uscat

Gradul de desulfurare al procedeelor secundare uscate poate fi crescut, până la 70 %, dacă, după injectarea agentului neutralizant, gazele sunt umezite, prin intermediul unei soluții diluate de NaOH [2.40]. Această tehnică este dezvoltată de compania Consolidation Coal Company (CONSOL).

Schema de principiu a procedurii este redată în figura 2.14 [2.40].

Agentul neutralizant este o pulbere Ca(OH)₂, injectată în tubulatura de gaze de ardere, după ce acestea părăsesc zona preîncălzitoarelor de aer. Agentul purtător al neutralizantului este un debit de aer comprimat, iar distribuția uniformă a acestuia, în fluxul de gaze de ardere, se realizează prin intermediul unei grile de duze.

După parcurgerea unei părți din tubulatura de gaze, în prezența agentului neutralizant, amestecul de faze, gazoasă și solidă, intră în camera de umidificare. La intrarea în camera de umidificare, este instalată o matrice de duze, prin intermediul căreia se injectează o cantitate de soluție diluată de NaOH și un flux de aer. Aerul comprimat asigură energia necesară atomizării soluției, raportul masic aer/apă, care asigură atomizarea soluției, în particule suficient de fine, este de aproximativ 0,45. Soluția de NaOH este preparată, la nivelul unei camere de amestec, într-o concentrație corespunzătoare raportului molar Na/Ca = 0,2, în condițiile în care cantitatea de compus calcic este într-un raport molar Ca/S = 1 ÷ 2 unități relative [2.40].

Debitul de apă și temperatura aerului și soluției sunt astfel alese încât să asigure reducerea temperaturii gazelor, de la 150 °C, până la o temperatură mai mare cu 10 ÷ 15 °C decât temperatura de saturație.

Umidificarea și adaosul de NaOH au efecte favorabile atât asupra gradului de desulfurare, cât și asupra colectării electrostatice a particulelor. Eficiența funcționării electrofiltrului se ameliorează datorită micșorării rezistivității particulelor, până în limitele optime ale separării electrostatice.

Creșterea eficienței desulfurării, în raport cu tehnicile secundare de tip uscat, este datorată și recirculării agentului neutralizant, aflat în exces. Adsorbantul nereacționat, dar având o activitatea chimică ridicată, este colectat, la nivelul electrofiltrului, simultan cu cenușa zburătoare. Amestecul este trecut printr-un sistem de stocare și separare

parțială, putând fi recirculat, pneumatic, la nivelul sistemului de injectare a absorbantului proaspăt. Raportul absorbant proaspăt/absorbant recirculat este stabilit la nivelul unui dozator și este astfel ales încât să se mențină instalația la gradul optim de desulfurare [2.40].

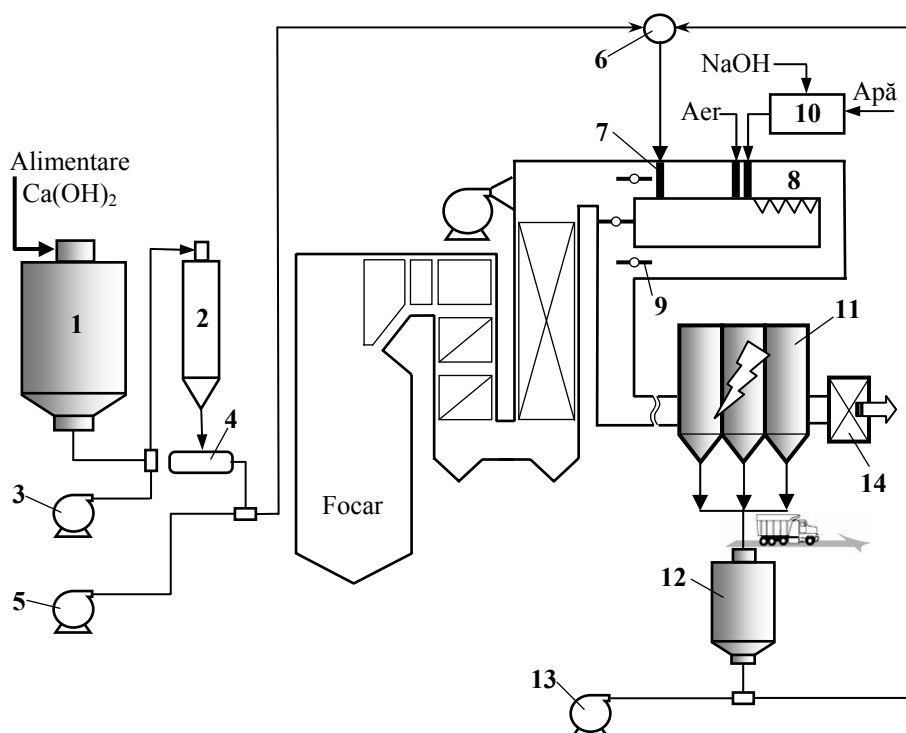


Fig. 2.14. Schema de principiu a procedurii de tip uscat avansat:

- 1 – siloz stocare agent neutralizant; 2 – siloz alimentare; 3 – compresor transfer; 4 – sistem de dozare a cantității de absorbant; 5 – compresor vehicular; 6 – distribuitor; 7 – grila cu duze pentru injectarea agentului neutralizant; 8 – cameră de umidificare; 9 – sistem de clapete bypass; 10 – cameră de amestec soluție NaOH; 11 – electrofiltru; 12 – siloz pentru materialul de recirculat; 13 – compresor recirculare; 14 – sistem pentru încălzirea gazelor de evacuat.

Pe lângă creșterea gradului de desulfurare, recircularea absorbantului nereacționat și a unei cantități de cenușă zburătoare face să crească și gradul de utilizare a agentului neutralizant. Astfel, dacă în absența recirculării gradul de utilizare a absorbantului este de 30 ÷ 35 %, în cazul recirculării se poate reduce, cu până la 35 %, atât cantitatea de $\text{Ca}(\text{OH})_2$, cât și aceea de NaOH [2.40], cu toate avantajele tehnice și economice, care derivă din aceasta.

Dependența gradului de desulfurare și a utilizării globale a substanțelor neutralizante, funcție de gradul de recirculare a absorbantului, este redată în figura 2.15. Curbele sunt trasate pentru cazul utilizării unui compus calcic mai puțin activ, la un raport $\text{Ca/S} = 1$ și $\text{Na/Ca} = 0,2$ [2.40].

Gradul de recirculare este definit ca raport între cantitatea de material recirculat și cantitatea de absorbant proaspăt. Acest raport poate fi supraunitar (până la 1,8 unități relative), în condițiile în care rata utilizării absorbantilor este de maximum 50 ÷ 60 % și, simultan cu reactivii în exces, este recirculată și o cantitate de cenușă zburătoare.

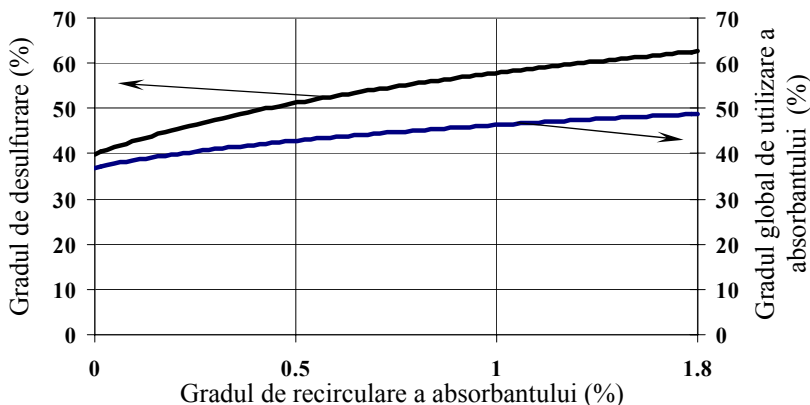


Fig. 2.15. Dependenta eficienței desulfurării și a utilizării absorbantului funcție de gradul de recirculare a acestuia

2.3.3.3. Procedul secundar cvasiuscat

Acest tip de procedeu de desulfurare a fost utilizat, inițial, pentru neutralizarea fumului acid (HCl) provenit de la combustia deșeurilor menajere, din anii 1970 fiind dezvoltat și pentru reținerea SO₂ [2.4, 2.6, 2.28].

Aditivul utilizat este o soluție sau o suspensie de Ca(OH)₂ sau Na₂CO₃, în apă, foarte fin pulverizată în gazele de ardere, la nivelul unui reactor, special destinat desulfurării și prevăzut cu instalații de atomizare a aditivului. Astfel, spălarea în soluție apoasă, utilizată în cadrul procedeelor umede, este înlocuită prin pulverizarea foarte fină a aditivului (*spray drying*), în fluxul de gaze de ardere [2.3, 2.5].

Funcție de modul de injectare a substanței neutralizante, se disting două tipuri de tehnici cvasiuscate: tehnici semiuscate și, respectiv, tehnici semiumede. Cele două tipuri de tehnici nu diferă decât prin modul de injectare a reactivului. Astfel, în cazul procedeelor semiuscate, pulberea de substanță neutralizantă și apa se injectează pe două niveluri distincte, în timp ce, în cazul procedeelor semiumede, agentul neutralizant (suspensie de Ca(OH)₂ în apă sau soluție de Na₂CO₃ în apă) este injectat, direct, sub formă concentrată.

Schema de principiu a procedurii cvasiuscate este redată în figura 2.16, evoluția procesului de desulfurare fiind descrisă în cele ce urmează.

După ce traversează preîncălzitorul de aer, gazele de ardere sunt trecute prin filtrul de praf și dirijate spre camera de reacție, unde este injectat agentul neutralizant.

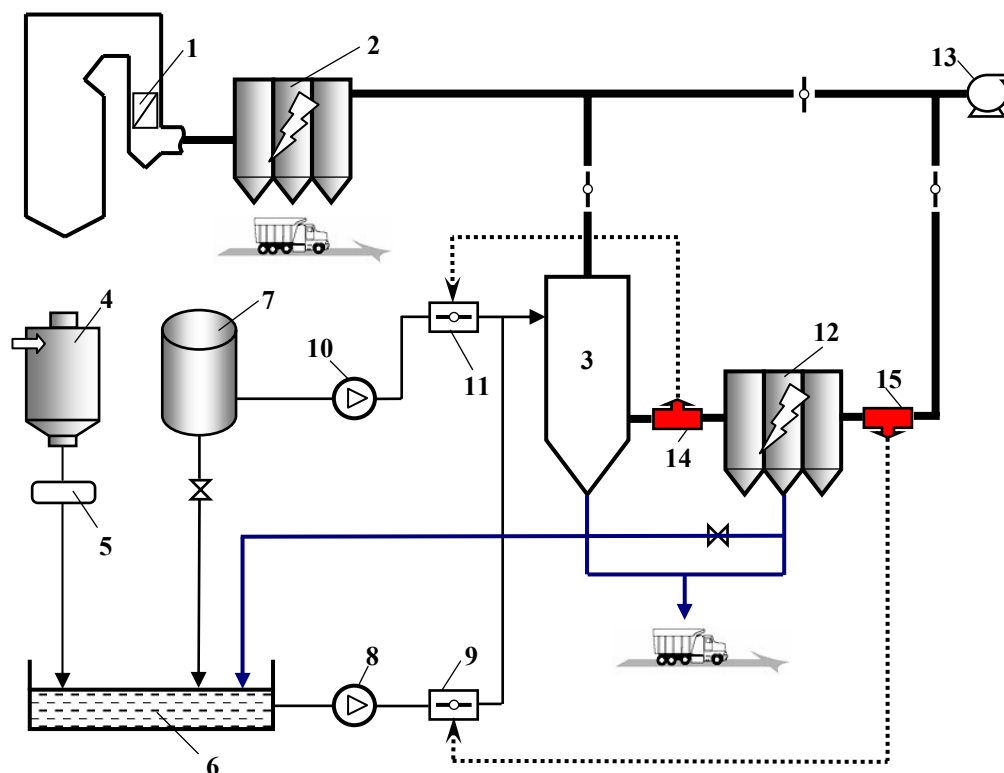


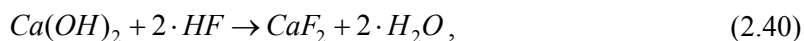
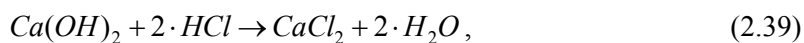
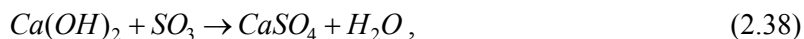
Fig. 2.16. Schema de principiu a procedurii cvasiuscat de desulfurare secundară:

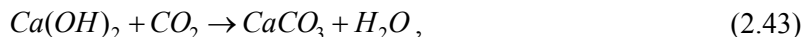
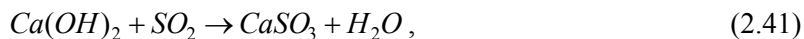
- 1 - preîncălzitoarele de aer; 2 - electrofiltru; 3 - camera de reacție; 4 - siloz stocare $\text{Ca}(\text{OH})_2$;
 5 - sistem de dozare a concentrației; 6 - bazin pentru prepararea suspensiei absorbante; 7 - rezervor apă de proces;
 8 - pompă injectare absorbant; 9 - element de dozare a cantității de absorbant;
 10 - pompă injectare apă; 11 - element de dozare a cantității de apă; 12 - electrofiltrul final;
 13 - evacuarea gazelor tratate la coș; 14 - traductor temperatură; 15 - traductor concentrație de SO_2 .

Într-o primă etapă, o parte din apa introdusă, ca suport al suspensiei sau ca solvent al soluției, se vaporizează, răcind gazele de ardere, până la temperatura optimă desfășurării absorbției poluantului în agentul neutralizant.

La contactul dintre particulele foarte fine de lichid și gazele de ardere, poluanții intră în reacții de absorbție, ce evoluează în secvența: $\text{SO}_3/\text{HCl}/\text{HF}/\text{SO}_2/\text{CO}_2$ [2.12].

Astfel, în cazul în care aditivul este hidroxidul de calciu, au loc următoarele reacții [2.12]:





Deoarece cantitatea de SO_3 , din gazele de ardere, este foarte mică, ponderea reacției (2.38) este mai puțin semnificativă.

În această etapă, reacția de neutralizare se desfășoară între faza gazoasă și cea lichidă, deci cu o cinetică ridicată, fapt care determină obținerea unor grade de desulfurare mari, de aproximativ 80 ÷ 90 %. În cazul utilizării suspensiei de Ca(OH)_2 , un asemenea grad de desulfurare se atinge atunci când raportul molar Ca/S este apropiat de 1,5 unități relative [2.4].

Datorită temperaturii relativ ridicate a gazelor de ardere, către baza camerei de reacție apa este vaporizată, rezultând, astfel, o suspensie solidă, uscată, în gaz. Faza solidă este formată din produsele finale ale reacțiilor chimice, absorbantul nereacționat și particulele de cenușă zburătoare care au trecut de sistemul de filtrare.

În această etapă, excesul de aditiv intră în reacții de adsorbție cu dioxidul de sulf, această etapă devenind, astfel, o etapă de desulfurare de tip uscat, cu eficiență mult mai redusă decât aceea a etapei umede. Pe ansamblu, neutralizarea SO_2 realizându-se atât prin adsorbție, cât și de adsorbție.

În final, rezultă particule uscate, ce sunt eliminate din sistem, funcție de dimensiunile lor. Astfel, particulele mari sunt colectate la baza camerei de reacție, de unde sunt evacuate periodic, iar particulele de mici dimensiuni sunt colectate într-un electrofiltru sau într-un filtru cu saci.

Dacă secvența de tratare este de tipul celei descrise anterior, subprodusele reacțiilor pot fi comercializate, sub formă de ghips. Dacă desulfurarea precede colectarea cenușii zburătoare, reziduu brut este dificil de valorificat, deoarece conține o cantitate însemnată de cenușă.

Schimbul de căldură și masă dintre gazele de ardere și aditiv este cu atât mai bun, cu cât aditivul este mai fin și mai uniform dispersat în fluxul de gaze de ardere. Pentru a realiza atomizarea agentului neutralizant, se utilizează pulverizatoare turbionare, cu unghi mare de dispersie a jetului de picături, sau pulverizatoare axiale, care au unghi de dispersie mai mic, însă pot realiza o densitate de stropire mai mare [2.4].

Gradul de desulfurare al tehnicii cvasiuscate poate atinge nivelul de 90 % și este influențat, în principal, de cantitatea de absorbant, de concentrația poluantului (raportul molar Ca/S) și de temperatura la care are loc adsorbția. Consumul mediu de absorbant este într-un raport molar Ca/S = 1,5, eficiența maximă obținându-se atunci când temperatura gazelor de ardere este foarte apropiată de temperatura de saturație adiabatică [2.3, 2.4, 2.6, 2.12, 2.47].

În aceste condiții, reglarea parametrilor procesului implică controlul a doi factori:

- ✓ concentrația de SO_2 din gazul epurat (măsurată de traductorul 15, din figura 2.16),

funcție de această stabilindu-se concentrația soluției de absorbant

- ✓ temperatura gazelor, la ieșirea lor din reactor (măsurată de traductorul 14, din figura 2.16), temperatură ce poate fi modificată prin debitul de apă introdus în reactor.

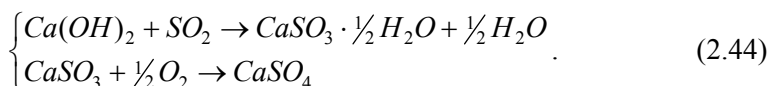
În condițiile unei dozări corespunzătoare a absorbantului, se constată că:

- ✓ selectivitatea și eficiența procedului cvasiuscat sunt mult mai ridicate decât ale procedului uscat, datorită, în principal, etapei umede a tehnologiei de tratare;
- ✓ eficiența procedului este maximă în apropierea temperaturii de saturație, fenomen explicabil prin reactivitatea redusă a SO₂ în stare uscată, fapt compensat de către utilizarea apei, ca mediu absorbant intermediar;
- ✓ soluția de Na₂CO₃ este mai eficientă decât suspensia de Ca(OH)₂, însă costurile corespunzătoare utilizării unui compus sodic sunt semnificativ mai mari;
- ✓ deoarece temperatura gazelor de după etapa de desulfurare umedă este redusă, eficiența desulfurării uscate, din ultima etapă, este mult mai mică decât aceea din etapa umedă; cu toate acestea, ultima etapă este necesară pentru reținerea, în stare de uscată, a produselor finale ale reacției și a absorbantului în exces.

2.3.3.4. Procedul cvasiuscat avansat

Ca și în cazul tehnicilor secundare de tip uscat, procedul cvasiuscat avansat implică, în principiu, utilizarea recirculării absorbantului în exces. Schema de principiu a procedului cvasiuscat avansat este redată în figura 2.17.

În cazul acestei tehnici de desulfurare, cea mai mare cantitate de SO₂ este reținută prin absorbție, într-un procedeu similar desulfurării cvasiuscate convenționale, conform reacțiilor chimice:



Aceste reacții se desfășoară în cea de a doua etapă a tratării, într-o primă etapă desulfurarea fiind de tip uscat. Astfel, gazele de ardere sunt preluate de la ieșirea din preîncălzitoarele de aer și, fără a fi tratate într-un separator de particule, sunt dirijate către baza turnului de reacție. În această zonă, de la baza reactorului, se desfășoară prima etapă a desulfurării, în principal printr-un proces de adsorbție. Adsorbantul este reactivul în exces, recirculat, aflat în stare uscată și depus pe particulele de cenușă zburătoare.

La baza reactorului, se introduce și absorbantul proaspăt, sub forma unei suspensii de Ca(OH)₂ în apă, foarte fin pulverizate, prin intermediul unui flux de aer comprimat. În această a doua etapă de tratare, se desfășoară toate etapele specifice desulfurării cvasiuscate (răcirea gazelor, absorbția SO₂ și vaporizarea apei) [2.47].

Deoarece fluxul de absorbant antrenează o mare cantitate din particulele solide, aflate la baza reactorului, menținându-le în suspensie, pe suprafața acestora se formează

ză o peliculă de absorbant. În acest fel, crește suprafața de contact dintre poluant și absorbant și, implicit, eficiența desulfurării.

După vaporizarea apei, la ieșirea din turnul de reacție, în gazele de ardere se regăsesc, în faza solidă, particulele de cenușă zburătoare, acoperite cu o peliculă de $\text{Ca}(\text{OH})_2$, și produsele reacțiilor de neutralizare (CaSO_3 și CaSO_4).

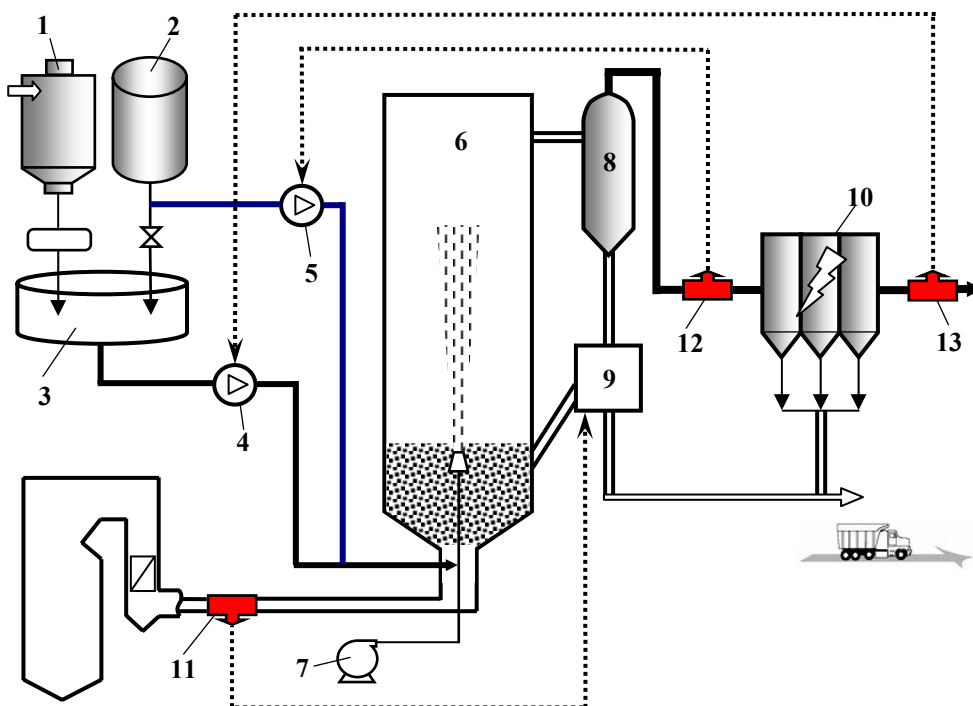


Fig. 2.17. Schema de principiu a procedurii cvasiuscăt avansat:

- 1 – siloz stocare var stins - $\text{Ca}(\text{OH})_2$; 2 – rezervor apă de proces; 3 - bazin pentru prepararea suspensiei absorbante; 4 – pompă injectare absorbant; 5 – pompă injectare apă; 6 – camera de reacție; 7 – compresor aer atomizare absorbant; 8 – ciclon; 9 – element dozare material recirculat; 10 – electrofiltru; 11 – traductor viteză curgere gaze de ardere; 12 – traductor temperatură; 13 – traductor concentrație SO_2 .

Gradul de desulfurare este mai mare de 90 %, apropiindu-se de acela al tehnicilor secundare de tip umed, datorită tratării gazelor în două etape, suprafeței de contact mărite a absorbantului și puternicei turbionări a amestecului, fapt ce asigură un contact intim și suficient de îndelungat între SO_2 și absorbant.

La ieșirea din reactor, fluxul de gaze de ardere, având o concentrație ridicată a suspensiei solide, este dirijat către ciclonul instalației. Cu toate că separarea mecanică nu este suficient de eficientă în reținerea cenușii zburătoare (§ 4.3.1.2), utilizarea cicloanelor, în cadrul instalațiilor de desulfurare cvasiuscăt avansată, asigură grade de

separare de ordinul a 99 % [2.47]. Eficiența ridicată a colectării particulelor, în ciclon, este datorată creșterii dimensiunilor și masei particulelor, prin depunerea de $\text{Ca}(\text{OH})_2$, CaSO_4 și CaSO_3 , pe suprafața acestora. În aceste condiții, separarea suspensiilor, în instalații de cicloane, poate atinge o eficiență ridicată.

Gazul desulfurat, cu o concentrație redusă de particule fine (de aproximativ 1 % din concentrația inițială), este dirijat către un electrofiltru sau un sistem de filtrare cu saci, unde sunt reținute, în mare măsură, și particulele foarte fine. Evident, consumul de energie necesar colectării finale a suspensiei solide, este mult mai redus decât în cazul în care instalația este dimensionată pentru separarea întregii cantități de substanță solidă.

Particulele colectate în ciclon sunt dirijate către un siloz distribuitor, de unde o parte din masa solidă este dirijată către zona de la baza reactorului, restul fiind evacuat, în exteriorul instalației. În acest fel, absorbantul nereacționat este reintrodus și reactivat în reactor, consumul global de absorbant fiind, în consecință, mai redus.

Controlul automat al procesului se realizează prin intermediul a trei bucle de reglare (figura 2.17):

- ✓ bucla de dozare a cantității de material solid recirculat, formată din senzorul 11 și sistemul de acționare al dozatorului de material solid recirculat; senzorul măsoară presiunea dinamică a fluxului de gaze de ardere, convertind-o în viteză de curgere și, implicit, în debit. Funcție de valoarea debitului gazelor de ardere, se modifică viteza de rotație a șneului, ce alimentează reactorul cu material recirculat, existând, astfel, o relație de directă proporționalitate între debitul de gaze de ardere și cantitatea de material solid recirculat;
- ✓ bucla de control funcție de temperatura gazelor, formată din senzorul 12 și sistemul de acționare al pompei de apă de răcire; senzorul de temperatură, intercalat între ciclon și electrofiltru, comandă viteza pompei de alimentare cu apă de răcire;
- ✓ bucla de reglare funcție de concentrația finală a SO_2 în gazele de ardere, formată din senzorul 13 și sistemul de acționare al pompei de alimentare cu absorbant proaspăt; senzorul de SO_2 , instalat în vecinătatea gurii de evacuare a gazelor de ardere, comandă viteza pompei de alimentare a reactorului cu absorbant proaspăt.

Controlul foarte precis al cantității de apă de răcire, de absorbant proaspăt și de masă solidă recirculată, prin intermediul unor pompe și sisteme mecanice speciale, acționate cu motoare ce funcționează cu frecvență variabilă, permit menținerea temperaturii din reactor la o valoare foarte apropiată de temperatura de saturație, obținându-se, și în acest mod, creșterea gradului de desulfurare. Dependența gradului de desulfurare de cantitatea de absorbant proaspăt și de temperatură, dată ca diferență față de temperatura de saturație adiabatică, este redată în figura 2.18 [2.47].

În aceste condiții, de control strict al parametrilor, reactoarele acestor instalații pot funcționa la temperaturi mai mari cu doar 4 °C, peste temperatura de saturație, în condițiile în care sistemele cvasiuscate convenționale nu funcționează corect, dacă temperatura scade la mai puțin de 10 ÷ 11 °C, peste temperatura de saturație [2.47].

Dacă în reactoarele sistemelor convenționale temperatura ar scădea sub acest prag limită, crește cantitatea de particule depuse pe pereții instalației, ca efect al creșterii tendinței de aglomerare a particulelor umede.

În reactoarele instalațiilor de tip avansat, viteza de depunere a particulelor este redusă, atât datorită mișcării intens turbulente a acestora și impactului particulelor de absorbant, la suprafața pereților reactorului, cât și datorită transferului de masă foarte bun și uscării accentuate a fazei solide, în zona finală a reactorului [2.47]. În aceste condiții, conținutul de apă al amestecului de faze, de la ieșirea din reactor, este mai mic de 1 % [2.47].

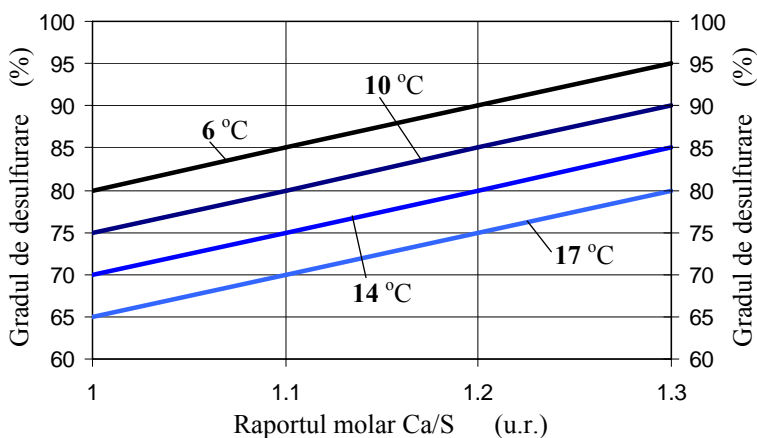


Fig. 2.18. Dependenta gradului de desulfurare al procedeelor cvasiavansate de raportul molar Ca/S și de apropierea temperaturii de lucru de temperatura de saturație adiabatică.

Pe lângă avantajele menționate anterior, un avantaj important al acestui tip de tehnologii este și acela al necesarului redus de mentenanță, fapt ce derivă din simplitatea instalațiilor și din lipsa elementelor aflate în mișcare, în contact cu gazele de ardere. Singurele elemente supuse unei corodări mai accentuate și riscului obturării sunt duzele de injectare a absorbantului proaspăt. Sistemele mecanice ale acestora sunt, însă, astfel concepute încât duzele să poată fi curățate sau schimbate într-un interval de timp foarte scurt, fără a fi necesară scoaterea din funcțiune a instalației și chiar la sarcina nominală a acesteia. În aceste condiții, disponibilitatea acestor instalații este foarte apropiată de 100 %.

Toate componentele unei astfel de instalații pot fi realizate din oțel-carbon, fără acoperiri speciale, viteza de corodare a elementelor instalației fiind redusă.

Costurile de investiție și de exploatare sunt mai reduse decât ale altor tipuri de instalații de desulfurare. Astfel, pentru o centrală de 300 MW, în care se arde cărbune sulfuros (2,6 % S), costul investiției este de aproximativ 150 \$/kW, față de 215 \$/kW – necesar realizării unei instalații de desulfurare secundară umedă [2.47]. De asemenea,

costul investiției este mai redus și decât acela corespunzător realizării sistemelor cvasi-uscate convenționale.

Costurile de exploatare și întreținere sunt, de asemenea, reduse, datorită:

- ✓ simplității sistemului;
- ✓ cantității mai mici de reactiv;
- ✓ vitezei reduse de depunere a particulelor;
- ✓ schimbării și curățării rapide a duzelor;
- ✓ lipsei personalului special destinat efectuării mentenanței;
- ✓ cantității reduse de apă din subprodusele reacției, fapt ce permite o depozitare relativ facilă, dar și utilizarea acestora pentru fabricarea de cimenturi ușoare;
- ✓ tendinței reduse de corodare și erodare a elementelor instalației.

2.3.3.5. Tehnici secundare de tip umed

Pentru desulfurarea gazelor de ardere generate de arderea cărbunelui, în scopuri energetice, în centralele având puteri mai mari de 200 MW_e, actualmente, pe plan mondial, se utilizează, cu precădere, procedeele secundare de tip umed [2.4, 2.6].

Principalul avantaj al desulfurării umede derivă din cinetica ridicată a neutralizării între o fază gazoasă și una lichidă, astfel încât gradul de desulfurare este foarte ridicat, depășind 95 %, în condițiile utilizării unor absorbanți ieftini [2.6, 2.12, 2.28].

Neutralizarea umedă a SO₂ se desfășoară după desprăfuirea gazelor de ardere și conduce la formarea, în principal, a unor nămoluri de sulfiți, iar dacă oxidarea este suficientă, la formarea unor nămoluri de sulfăți. Dacă aceste nămoluri de proces sunt direct deversate în mediu, se transferă poluantul din atmosferă către alt factor de mediu. Pentru a evita transferarea poluantului, levigatul trebuie tratat suplimentar și neutralizat, existând chiar posibilitatea utilizării sale pentru fabricarea ghipsului.

Deoarece absorbantul este în stare lichidă, pentru a evita fierberea soluției, este necesară răcirea, prealabilă, a gazelor de ardere, de la temperatura corespunzătoare ieșirii din preîncălzitoare (mai mare de 200 °C), până la o temperatură de aproximativ 60 ÷ 70 °C. O asemenea răcire accentuată a gazelor de ardere, poate face necesară reîncălzirea acestora, înaintea evacuării, pentru a evita atingerea punctului de rouă acidă și corodarea elementelor finale ale instalației de ardere. Prin încălzire, se obține, în plus, și o mai bună dispersie a gazelor de ardere, la nivelul gurii coșului de fum.

Gazele de ardere pot antrena particule, atât în timpul tratării, cât și particule reziduale de cenușă zburătoare, astfel încât, în anumite situații, este necesară trecerea acestora printr-un sistem de colectare a particulelor, înaintea evacuării [2.19].

Încadrarea unei instalații de desulfurare umedă în fluxul tehnologic de combustie a cărbunelui este prezentată, schematic, în figura 2.19 [2.4, 2.13].

Majoritatea instalațiilor de desulfurare secundară umedă sunt echipate cu camere de reacție speciale, numite turnuri de spălare, coloane de spălare sau scrubere. Există,

însă, și tehnologii ale căror instalații nu sunt echipate cu camere de reacție speciale, absorbantul fiind introdus direct în tubulatura de gaze [2.19].

Absorbția SO_2 (legare sa chimică) este procesul fizico-chimic de bază al tehnicilor secundare umede. Prin absorbție, atât SO_2 , cât și alte componente gazoase, din fluxul de gaze de ardere, se dizolvă într-un lichid de spălare, adecvat ales.

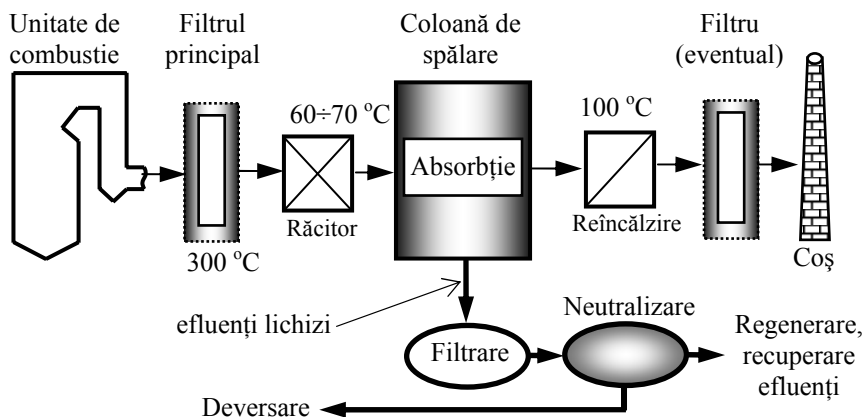


Fig. 2.19. Încadrarea unei instalații de desulfurare secundară umedă în procesul tehnologic de combustie a cărbunelui.

Pentru ca absorbția să aibă o cinetică corespunzătoare, este necesar să se aleagă absorbantul adecvat, să se realizeze o suprafață de contact cât mai mare, între acesta și gazele poluante și să se asigure o durată de rezidență suficient de mare a celor două faze, în zona de reacție. Pentru satisfacerea ultimelor două condiții, instalațiile de desulfurare sunt echipate cu reactoare speciale, numite scrubere. Principalele tipuri de scrubere sunt reprezentate, schematic, în figura 2.20.

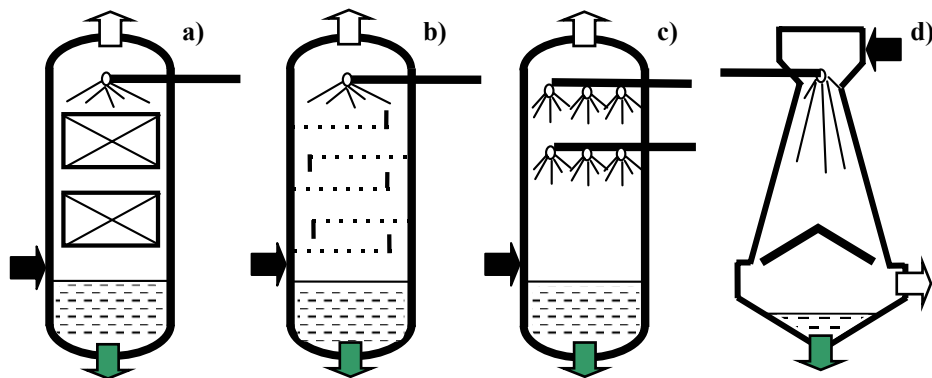


Fig. 2.20. Tipuri de scrubere:

a) - cu umplutură; b) - cu talere perforate; c) - cu duze de pulverizare; d) - cu sistem Venturi.

La nivelul scruberului, SO_2 se combină cu substanța absorbantă, formând un sulfat solid. După separarea picăturilor, gazul epurat este evacuat la coșul de fum, iar fazele solidă și lichidă, care formează levigatul, sunt evacuate, la partea inferioară a scruberului. Sulfatul poate fi recuperat, însă nu trebuie neglijat faptul că, în scruber, se obține și o anumită cantitate de acid sulfuric.

Proiectarea scruberelor trebuie să ia în considerare următorii parametri:

- ✓ natura poluantului,
- ✓ destinația sub-produselor de reacție,
- ✓ conținutul de particule solide aflate în suspensie în gaz.

În ceea ce privește **natura poluantului**, o importanță deosebită prezintă aciditatea acestuia. Mediul coroziv, în care funcționează componentele scruberelor, impune anumite restricții tehnice, pentru anvelopa și amenajarea interioară a aparatului.

Din punctul de vedere al **destinației** levigatului, se deosebesc următoarele categorii:

- ✓ substanțele sunt refulate în mediul exterior, dacă acestea respectă normele de mediu (pH, temperatură, conținut de materii în suspensie, conținut de metale grele);
- ✓ substanțele sunt supuse unui tratament permanent de precipitare a poluantului, sub forma unor compuși insolubili (CaSO_4 , de exemplu);
- ✓ substanțele sunt reciclate într-un proces tehnologic;
- ✓ substanțele sunt tratate pentru obținerea unor materiale reutilizabile.

Conținutul de particule solide din gazele de ardere trebuie luat în considerare, deoarece, pe de o parte, acestea pot determina colmatarea umpluturii sau obturarea orificiilor talerelor și duzelor, iar, pe de altă parte, caracterul bazic al cenușii zburătoare conduce la neutralizarea naturală, parțială, a acizilor rezultați din reacții.

Luarea în considerare a tuturor acestor parametri conduce la construcții relativ complexe, așa cum este scruberul cu duze, reprezentat în figura 2.21 [2.3, 2.18], mai ales în condițiile în care și răcirea inițială a gazelor de ardere se realizează, prin transfer de masă, în interiorul scruberului și nu în schimbătoare de căldură externe.

Câteva dintre companiile producătoare de scrubere performante sunt următoarele: Babcock & Wilcox, Croll-Reynolds, Lurgi, Svedala Industries, Procedair, Sulzer, ABB, Von Roll, Servithen [2.3, 2. 6, 2.28].

În funcție de proprietățile fizico-chimice ale agenților absorbantți, procedeele u-mede de desulfurare pot fi clasificate în următoarele categorii:

- ① procedee cu folosirea unui absorbant alcalin (compuși sodici);
- ② procedee cu folosirea amoniacului, ca absorbant;
- ③ procedee cu folosirea unui absorbant alcalino-pământos (compuși calcici).

Pe lângă aceste categorii, mai există și tehnicile regenerative, denumite astfel deoarece substanța absorbantă se formează în proces și se regenerează, în mare măsură, în cadrul aceluiași proces tehnologic. Aceste tehnici implică reacții chimice dificil de condus, consumuri mai mari de energie, consum de catalizatori, însă furnizează, ca

produse finale ale reacțiilor, SO_2 - în stare lichidă, H_2SO_4 concentrat, și sulf, aproape pur [2.12, 2.21, 2.31, 2.48, 2.49, 2.50].

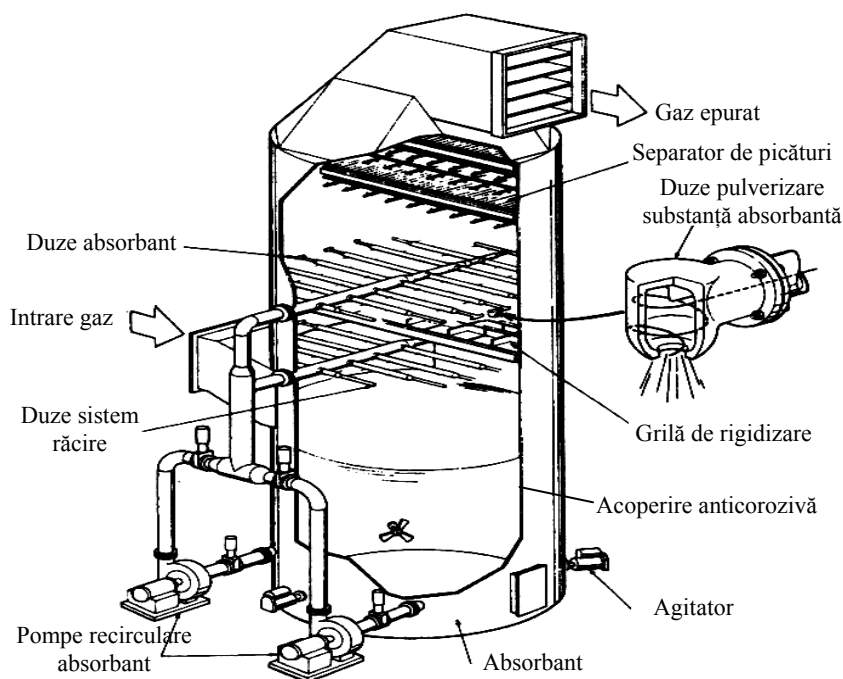


Fig. 2.21. Elemente constructive ale unui scrubber cu duze de pulverizare

❶ Procedee cu folosirea unui absorbant alcalin

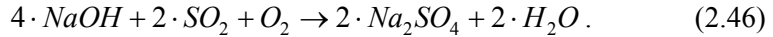
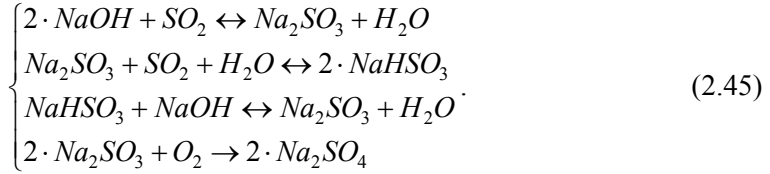
Aceste procedee folosesc, drept absorbanți, compuși ai sodiului și ai potasiului. Acești compuși se caracterizează printr-o foarte bună solubilitate în apă, astfel încât soluția neutralizantă este limpede și nu conduce la formarea de depuneri, condiții în care fenomenul de erodare a pompelor și a ventilatoarelor este mult diminuat.

Dezavantajul principal al utilizării compușilor alcalini rezidă din solubilitatea ridicată a sărurilor, formate în urma desfășurării reacțiilor de desulfurare, motiv pentru care depozitarea acestora implică precauții deosebite, pentru a nu transfera poluantul către sol sau către apele freactice.

Dacă absorbantul este NaOH , secvența reacțiilor implică formarea unor compuși, precum: sulfid de sodiu (Na_2SO_3), bisulfid de sodiu (NaHSO_3) și sulfat de sodiu (Na_2SO_4), conform reacțiilor de forma (2.45), care pot fi scrise, global, sub forma reacției (2.46) [2.12].

Datorită costului ridicat al absorbanților alcalini, procedeele de desulfurare sunt realizate, în majoritatea situațiilor, pe principiul regenerării absorbantului, fiind mai

puțin importantă obținerea unei cantități de Na_2SO_4 .



Principial, procedeele regenerative de desulfurare a gazelor de ardere funcționează după o schemă de tipul celei prezentate în figura 2.22 [2.12], absorbantul fiind, de fapt, o sare obținută în cadrul procesului tehnologic (Na_2SO_3), aportul de absorbant, din exterior, fiind necesar doar la pornirea și încărcarea instalației și pentru compensarea pierderilor tehnologice de substanță activă, sub formă de Na_2SO_4 .

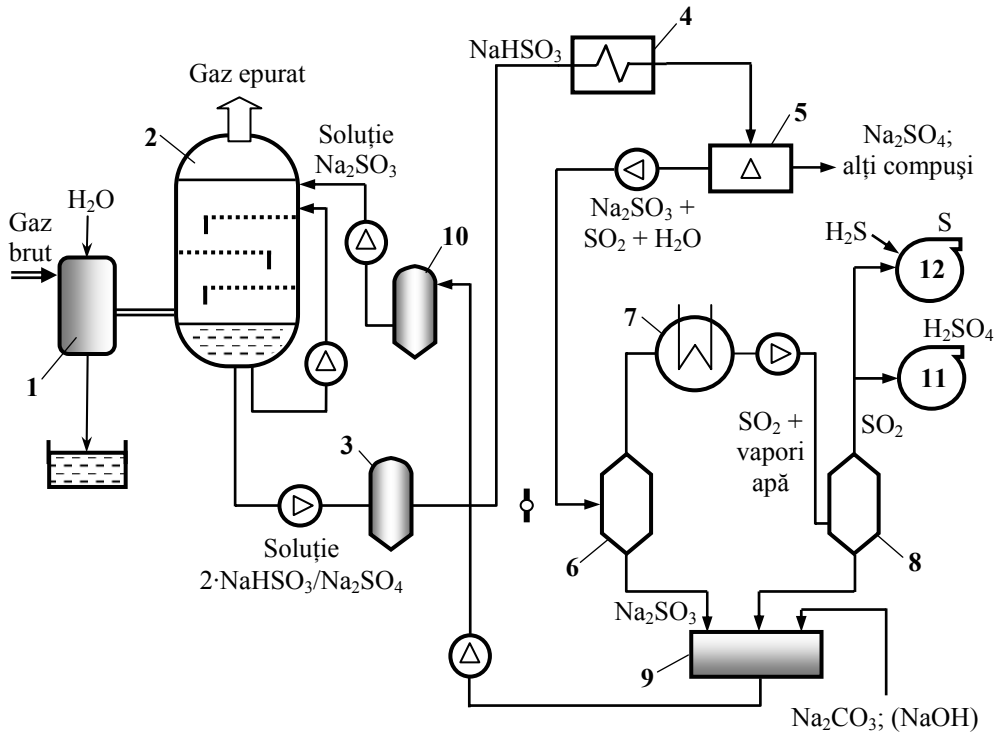


Fig. 2.22. Schema de principiu a procedurii regenerative, cu absorbant sodic:

1 – turn prespălare; 2 – scrubber cu talere; 3 și 10 – decantoare; 4 – schimbător de căldură, încălzire soluție de NaHSO_3 ; 5 - cristalizator; 6 și 8 – separatoare de picături; 7 – condensator; 9 – instalație preparare absorbant; 11 – instalație preparare H_2SO_4 ; 12 – instalație preparare sulf elementar.

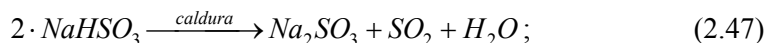
Înainte de a fi introduse în turnul de absorbție (2), gazele de ardere, din care a

fost separată cenușa zburătoare, sunt răcite, cu apă, într-un turn de prespălare (1), realizându-se, astfel, o precondiționare a gazelor de tratat. Prin prespălare se realizează, simultan, și îndepărtarea anhidridei sulfurice (SO_3), a acizilor clorhidric (HCl) și fluorhidric (HF), precum și a cenușii zburătoare reziduale.

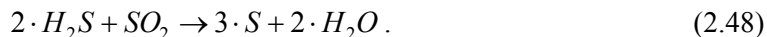
După această tratare, gazul este dirijat către sistemul absorbant, unde anhidrida sulfuroasă (SO_2) este neutralizată, prin absorbție, de către o soluție de Na_2SO_3 , formată în cadrul procesului tehnologic de desulfurare și dispersată pe talerele turnului de reacție. Prin absorbția SO_2 , în soluția de Na_2SO_3 , se formează o soluție de bisulfid de sodiu (NaHSO_3), în care poate exista și o anumită cantitate de sulfat de sodiu (Na_2SO_4), conform reacțiilor de forma (2.45). NaHSO_3 este ușor solubil în apă, evitându-se, practic în totalitate, formarea depunerilor.

Soluția, rezultată din scrubler, este tratată, în scopul regenerării absorbantului, în următoarele etape:

- ✓ încălzirea soluției de NaHSO_3 , într-un schimbător de căldură (4), până la descompunerea sa, conform reacției chimice, endoterme,



- ✓ tratarea amestecului de faze într-un cristalizator (5), unde se separă, sub formă solidă, Na_2SO_4 ;
- ✓ separare fazei gazoase (SO_2 și vapori de apă), în separatorul de picături (6);
- ✓ răcirea amestecului de vapori de apă și SO_2 , la nivelul condensatorului (7);
- ✓ separarea condensului (8) și dirijarea acestuia către instalația de preparare a absorbantului (9);
- ✓ prelucrarea gazului bogat în SO_2 (aproximativ 85 % părți volumice) pentru obținerea de H_2SO_4 (11) sau de sulf elementar, prin tratare cu H_2S , după *procedeeul Claus*.



La nivelul instalației de preparare a absorbantului (9), se introduce, în mod continuu, o anumită cantitate de Na_2CO_3 sau NaOH , care compensează pierderea de substanță activă, sub formă de Na_2SO_4 .

În cazurile, mai rar întâlnite în tehnica desulfurării, în care absorbantul este un compus al potasiului, gazul rezultat este bogat în H_2S . Deoarece sulful elementar, obținut ca produs final de reacție, poate fi comercializat, la prețuri foarte mari, rezultă că aplicarea procedeeului Claus unei instalații de desulfurare secundară umedă, cu absorbant potasic, conduce la avantaje economice semnificative [2.12].

Câteva exemple de tehnologii de desulfurare umedă, cu absorbanți alcalini, sunt prezentate în cele ce urmează.

Procedeeul VON ROLL

Această tehnologie este dezvoltată de Grupul VON ROLL, pornind de la procedeeul CIBA GEIGY, tratarea având următoarele obiective principale [2.3, 2.4]:

- ✓ reținerea gazelor acide,
- ✓ separarea particulelor fine, de metale grele,
- ✓ eliminarea materialelor poluante condensabile.

Schema de principiu a acestei tehnici este redată în figura 2.23 [2.4], detaliată, mai ales, în zona de tratare și neutralizare a levigatului, prin intermediul unui aditiv calcic.

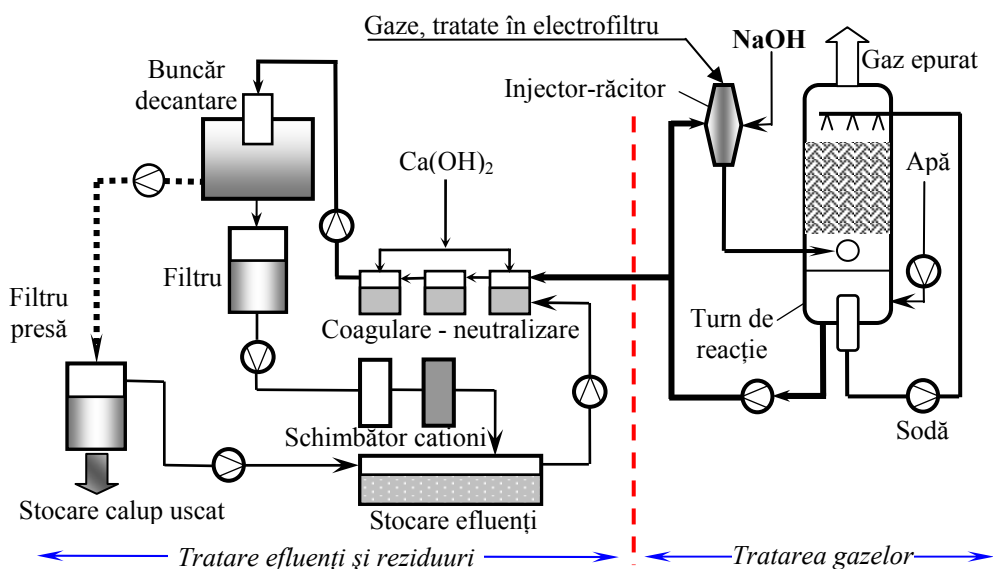


Fig. 2.23. Schema de principiu a procedurii de desulfurare Von Roll

Gazele de ardere, desprăfuite, sunt introduse într-un injecteur-răcitor, unde intră în contact cu absorbantul (soluție de NaOH) și sunt răcite, până la temperatura de saturație, de 65 °C. Pentru a asigura un contact cât mai bun între poluanți și absorbant, cele două faze circulă în contracurent. Simultan cu tratarea parțială a gazelor acide (SO_x , HCl și HF), sunt captate particulele mari, iar acizii metalici gazoși sunt solidificați, sub formă de particule foarte fine.

După această precondiționare, gazele de ardere sunt dirijate către un turn de spălare cu umplură, care realizează o suprafață mare de contact între absorbant și poluanți. Suprafața mare de contact asigură neutralizarea conținutului de HCl și HF, iar umiditatea ridicată a gazului și durata mare de rezidență a acestuia, în scrubber, asigură precondiționarea aerosolilor, pentru următoarea etapă de tratare.

Înainte de a intra în cel de al doilea etaj de absorbție, gazele trec printr-un separator de particule, realizat cu jeturi inelare, de tip "multi-venturi", conceput pentru a separa particulele foarte fine de cenușă și aerosoli. Energia de contact și deci și gradul de separare pot fi menținute constante, chiar în condițiile unui debit variabil de gaze de ardere, adaptând debitul de absorbant funcție de diferența de presiune dintre extremitățile

zonei de jet inelar.

Soluția concentrată, rezultată în urma tratării gazelor, poate trece printr-o simplă etapă de evaporare, în urma căreia se obține un calup de proces, solid, ce ar putea fi stocat. Datorită conținutului ridicat de poluanți, este preferabilă tratarea și neutralizarea chimică a efluenților, schema simplificată a acestui proces tehnologic fiind redată, de asemenea, în figura 2.23.

Procedeu LURGI

Ca majoritatea tehnicilor secundare umede, acest procedeu implică separarea uscată a pulberilor și a unei mari părți din metalele grele, înaintea intrării gazelor de ardere în instalațiile de desulfurare.

Poluanții gazoși (HCl, HF, SO₂) sunt eliminați prin absorbție, în mai multe etape, într-o soluție alcalină, apoasă.

Prima etapă a procesului este aceea de răcire a gazelor de ardere, până la temperatura corespunzătoare punctului de rouă acidă (60 ÷ 70 °C). Vaporii saturați, astfel obținuți, asigură un contact intim între agentul absorbant și gazele poluate [2.4].

Turnurile de spălare LURGI nu au umplutură sau platouri, astfel încât colmatarea sau ancrasarea acestora este, practic, exclusă. Eficiența turnului de reacție este dată de schimbul eficient de masă, realizat la impactul violent dintre absorbant și gaze.

Amenajarea interioară a turnurilor de spălare LURGI, pentru partea umedă a acestora, este realizată din oțel acoperit cu cauciuc. Stratul de cauciuc asigură o protecție anticorozivă eficientă și fiabilă [2.4].

Procedeu WELLMAN-LORD

SO₂ este captat prin spălarea cu o soluție de Na₂SO₃, formată chiar în interiorul instalației [2.4].

Reacția chimică de bază este de forma



echilibrul sulfît - bisulfît putându-se deplasa, în sensul dorit, prin încălzire, în etapa de regenerare.

Exceptând problemele determinate de formarea sulfaților, care necesită utilizarea unor inhibitori de oxidare, pentru limitarea purjei de sulfați și, implicit, a cantității de absorbant proaspăt, acest procedeu este eficient și economic, cu bună aplicabilitate industrială.

Procedeu SOXAL

Acest procedeu este utilizat pentru un domeniu larg de concentrații ale SO₂, în gazele de ardere, și funcționează la temperaturi de saturație cuprinse între 50 ÷ 55 °C.

Procedeu este de tip regenerativ, mai complex, tratarea gazelor implicând absorbție și recuperarea soluției absorbante în unități de electro-dializă. Creșterea costului de investiție este, însă, compensată prin obținerea unor substanțe comercializabile, pre-

cum sulfurul elementar, H_2SO_4 și a SO_2 concentrat.

Conform schemei de principiu a procedurii, redată în figura 2.24 [2.4], după desprăfuire, gazele, bogate în SO_2 , sunt dirijate către un turn de absorbție, ce poate fi realizat cu mai multe etaje. La nivelul turnului de absorbție, gazele reacționează cu o soluție bazică (amestec de Na_2SO_3 , Na_2CO_3 și NaOH).

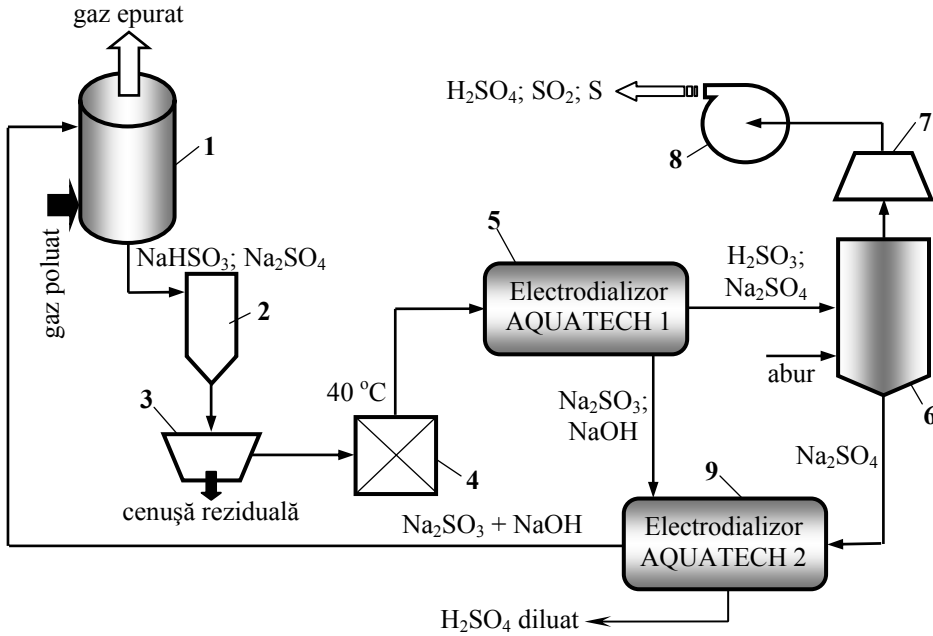
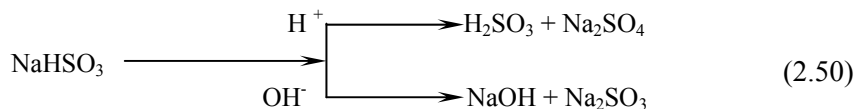


Fig. 2.24. Schema de principiu a procedurii de desulfurarea SOXAL [2.4]:

- 1 – turn de spălare; 2 – rezervor de stocare-decantare; 3 – filtru presă; 4 – răcitor; 5, 9 - unități de recuperare prin electrodieliză; 6 – unitate concentrare SO_2 ; 7 – modulul presurizare 1,7 atm;
8 – instalație de preparare H_2SO_4 și sulf elementar.

La nivelul scruberului (1), absorbantul se transformă într-o soluție de bisulfid de sodiu (10 ÷ 20 % NaHSO_3 în apă), dirijată către un rezervor de stocare temporară (2) și, ulterior, procesată într-un filtru presă (3), unde se elimină cenușa zburătoare reziduală [2.4].

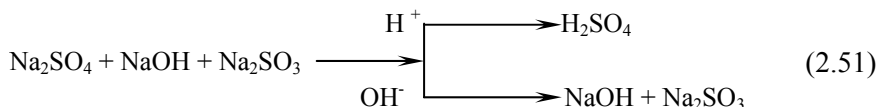
După răcirea soluției, până la o temperatură de aproximativ 40 °C, aceasta este procesată, într-o unitate de recuperare prin electrodieliză, cu membrane bipolare - AQUATECH I (5), având două compartimente. În cele două compartimente, bazic și acid, au loc reacții electrochimice de forma:



În circuitul de acid, se află o soluție de sulfat de sodiu în SO_2 , saturată ($8 \div 11\%$ Na_2SO_4 în $1,5 \div 2,5\%$ SO_2). Acidul, de la ieșire, este procesat într-o unitate de concentrare a SO_2 (6), prin încălzire cu abur. SO_2 , astfel obținut, este combinat cu cel extras din rezervoarele de recirculare ale circuitului de acid și, apoi, este comprimat, până la aproximativ 1,7 bar (7), putând fi transformat, ulterior, în sulf elementar, în H_2SO_4 , sau putând fi lichefiat, pentru a fi utilizat ca atare.

Circuitul bazic ($\text{Na}_2\text{SO}_3/\text{NaOH}$) alimentează o a doua unitate de recuperare de tip celular, cu trei compartimente - AQUATECH II (9), în care este dirijat și sulfatul de sodiu, provenit, ca purjă, de la unitatea de concentrare a SO_2 . În această etapă a tratării, substanța bazică, regenerată, este adăugată la substanța alcalină de absorbție, iar sulfatul este transformat în H_2SO_4 diluat (având concentrația de 5 %).

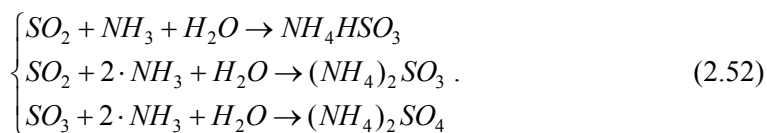
Transformările din cel de-al doilea electrodilator sunt de forma:



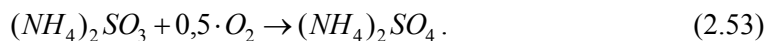
HCl și CO_2 , aflate în gazele de ardere, nu afectează, în mod defavorabil, funcționarea instalației. Astfel, clorurile urmează același parcurs ca și sulfatii, transformându-se în HCl diluat, amestecat cu H_2SO_4 , în cel de al doilea electrodilator, iar ionii de carbonat CO_3^{2-} circulă în circuitul bazic, fără să intervină, practic, în proces.

2 Procedeele de absorbție a SO_2 cu amoniac

În cazul utilizării amoniacului (NH_3), ca agent absorbant, oxizii de sulf sunt reținuți sub forma unor săruri ale amoniului: bisulfid de amoniu (NH_4HSO_3), sulfid de amoniu ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$) și sulfat de amoniu ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$), conform reacțiilor [2.12]:



Deoarece ponderea SO_3 este redusă, în raport cu aceea a SO_2 , cantitatea de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, rezultată din reacțiile de forma (2.52) este, de asemenea, redusă. Deoarece este preferabilă obținerea de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, mai ales atunci când sub-produsele de reacție sunt utilizate pentru fabricarea îngrășămintelor chimice, $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ trebuie oxidat, suplimentar, conform reacției chimice



Schema de principiu a unei instalații de desulfurare secundară umedă cu HN_3 este redată în figura 2.25 [2.12].

Gazele de ardere desprăfuite, în electrofiltrul principal al instalației de ardere (1),

sunt introduse, împreună cu soluția de NH_3 , în reactorul de absorbție principal (2). Mediul absorbant conține și o soluție de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, rezultată în procesul de desulfurare, fiind pulverizată în turnul de reacție.

Prin reacții de forma (2.52), cea mai mare parte a SO_2 reacționează cu NH_3 , formând NH_4HSO_3 și $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$. Sulfitul de amoniu, în contact cu gazele calde, se oxidează, parțial, formând $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$. În urma vaporizării apei, se obține un praf, format din cristale de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ și de elemente pe bază de clorit și fluorit. Acest praf este reținut de către electrofiltrul instalației de desulfurare (3), amplasat în aval de turnul de reacție.

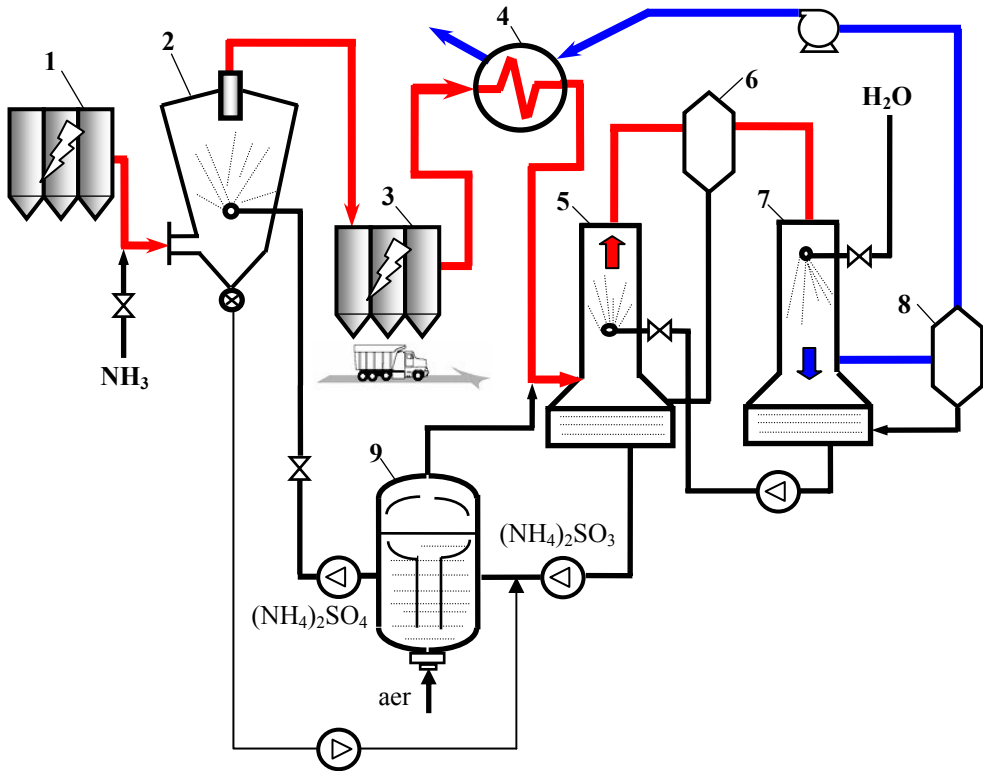


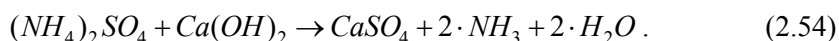
Fig. 2.25. Schema procedurii de desulfurare a gazelor de ardere prin injectare de amoniac: 1 – electrofiltrul principal al instalației de ardere; 2 – reactor principal; 3 – electrofiltrul instalației de desulfurare; 4 - schimbător de căldură; 5, 7 - primul, respectiv al doilea turn de prespălare; 6, 8 - separatoare de picături; 9 - rezervor de oxidare.

După această primă etapă de tratare, gazele de ardere sunt dirijate către un schimbător de căldură (4), unde cedează o parte din căldura lor gazelor ce urmează a fi evacuate, pentru a evita atingerea punctului de rouă acidă pe traseul de evacuare a acestora. După răcire, gazele intră într-o etapă de prespălare, în scruberul (5), soluția neutralizantă fiind o soluție foarte diluată de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$, provenită din cel de-al doilea

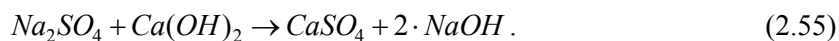
turn de prespălare (7). În urma contactului cu gazele de ardere, $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ este reținut, aproape complet, sub forma unei soluții aproape saturate. Această soluție este introdusă într-un rezervor de oxidare (9), în care se insuflă aer. Prin oxidare, $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ trece în $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, soluția rezultă fiind introdusă în turnul principal de reacție (2).

La ieșirea din primul turn de prespălare, gazele de ardere sunt trecute printr-un separator de picături (6) și sunt dirijate către al doilea turn de prespălare (7), unde sunt spălate, cu apă proaspătă. După o nouă separare a picăturilor (8), gazele de ardere sunt aspirate de un ventilator și introduse într-un schimbător de căldură (4), care realizează încălzirea necesară evacuării acestora în atmosferă.

Produsele finale, rezultate în urma desulfurării cu NH_3 , respectiv cu compuși ai sodiului, pot constitui materia primă pentru producerea ghipsului. Astfel, dacă absorbantul este amoniacul, produsul final este sulfatul de amoniu care, tratat cu hidroxid de calciu, formează ghips și eliberează amoniacul, conform reacției



Dacă absorbantul este un compus sodic, atunci produsul final este sulfatul de sodiu, care, pentru obținerea ghipsului, se tratează, de asemenea, cu hidroxid de calciu:



În acest ultim caz, apa, separă din ghips prin metode fizice (filtrare, centrifugare), are un conținut ridicat de hidroxid de sodiu, astfel încât ea poate fi reintrodusă în scrubberul instalației, după adăugarea unei cantități de absorbant proaspăt.

O schemă de principiu a procesului de desulfurare a gazelor de ardere, însoțit de prepararea ghipsului, ca produs direct comercializabil, este dată în figura 2.26 [2.12].

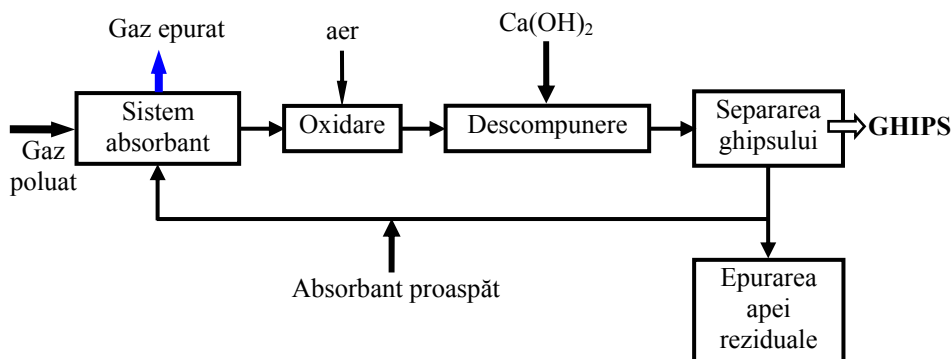


Fig. 2.26. Schema de principiu a procedurii de obținere a ghipsului, ca subprodus al reacțiilor de desulfurare cu absorbanți sodici sau cu amoniac.

În schema de principiu a fluxului tehnologic, este de remarcat prezența unui modul de epurare a apei reziduale. Este obligatorie epurarea apei reziduale, înaintea deversării acesteia, pentru a nu transfera o parte din poluant în mediul acvatic.

Exemple de utilizare a NH_3 , pentru desulfurarea la scară industrială, sunt următoarele tehnologii.

Procedeele AIR INDUSTRIE

Acest procedeu este utilizat, în special, în industria hârtiei, recuperând cantități mari de SO_2 , sub formă de bisulfid de amoniu (NH_4HSO_3) [2.4].

SO_2 este captat de către NH_3 și, înaintea spălării gazului, pentru eliminarea pulberilor reziduale, NH_4HSO_3 obținut este reciclat în procesul de fabricație respectiv. Pe lângă eliminarea unei surse de poluare importante, acest procedeu permite și recuperarea unei cantități de ordinul a $25 \div 30$ tone sulf, zilnic.

Procedeele „STACKPOL S” și „STACKPOL SO_2 ”

Aceste procedee asigură extragerea SO_2 din gazele de ardere sau din diferite alte amestecuri de gaze industriale, într-o proporție care poate depăși 90 %. Agentul bazic de absorbție este NH_3 , iar produșii de reacție sunt sulfații de amoniu [2.4].

Într-un vaporizator este descompusă, parțial, soluția concentrată de NH_4HSO_3 , formată în turnul de absorbție, în componentele NH_3 , H_2O și SO_2 . Produșii de fond ai reactorului (sulfiți și sulfați nedescompuși) sunt tratați separat.

Urmează o succesiune de reacții, în particular cu H_2S , care conduc la reciclarea amoniacului și la producția de sulf (procedeele STACKPOL S) sau de SO_2 concentrat, în stare lichidă (procedeele STACKPOL SO_2). Deoarece absorbantul este regenerat, în mare măsură, procedeele STACKPOL intră în categoria procedeelelor regenerative.

3 Procedee cu folosirea unui absorbant alcalino-pământos

În cazul acestor procedee, mediul absorbant este o combinație a magneziului sau a calciului, sub formă de oxizi sau carbonați. Chiar dacă substanța de bază este mai scumpă, procedeele pe bază de compuși ai magneziului este, pe ansamblu, mai economic decât cel cu absorbantă calci, deoarece absorbantul poate fi regenerat, prin descompunere termică.

Schema de principiu a procesului de desulfurare pe bază de magneziu este dată în figura 2.27 [2.12].

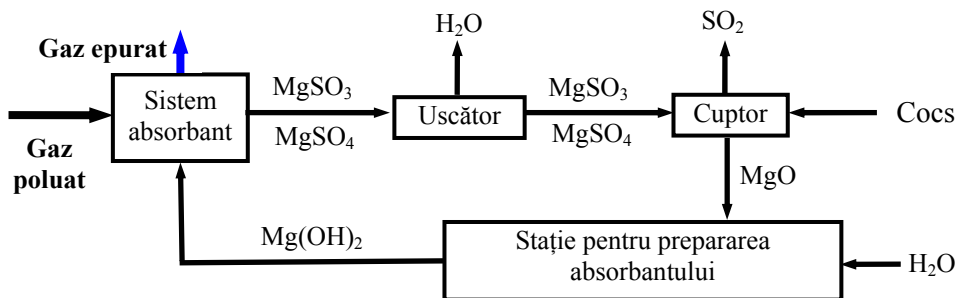
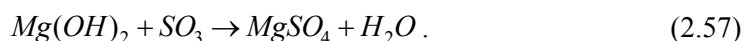
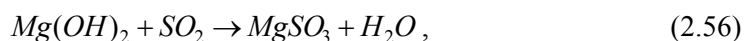


Fig. 2.27. Schema de principiu a fluxului tehnologic de desulfurare umedă a gazelor de ardere prin intermediul unui absorbant pe bază de magneziu.

Desulfurarea gazelor de ardere are loc în sistemul absorbant, unde se desfășoară următoarele reacții chimice [2.12], ponderea principală având-o reacția (2.56):



Soluția de sulfid și sulfat de magneziu este trecută, pentru început, printr-un uscător, unde cea mai mare parte a apei este evaporată. Cristalele, astfel obținute, sunt tratate termic, într-un cuptor, în care, prin descompunere termică, se regenerează substanța de bază a absorbantului, conform reacțiilor:



Oxidul de magneziu se reintroduce în circuitul de tratare a gazelor de ardere, iar gazul rezidual, bogat în SO_2 și SO_3 , este utilizat pentru fabricarea acidului sulfuric.

Instalațiile tehnologice de desulfurare secundară, umedă, cu compuși ai calciului, s-au realizat, inițial, pe bază de CaO , mult mai târziu fiind utilizată suspensia de $Ca(OH)_2$. Experiența a arătat însă că este mai ieftin să se folosească, ca absorbant, o soluție sau o suspensie de $CaCO_3$. În această situație, secvența de reacții chimice, care asigură desulfurare, este următoarea [2.12, 2.32]:

- ✓ absorbția SO_2 și formarea acidului sulfuros



- ✓ oxidarea acidului sulfuros în acid sulfuric



- ✓ neutralizarea acidului sulfuric și formarea cristalelor de ghips



După absorbția SO_2 și formarea H_2SO_3 , reacțiile chimice pot evolua și conform următoarei secvențe, rezultatul fiind, însă, același [2.32]:

- ✓ neutralizarea acidului sulfuros și formarea sulfidului de calciu



- ✓ oxidarea sulfidului de calciu și formarea cristalelor de ghips



Schema de principiu a procesului tehnologic de desulfurare a gazelor de ardere, cu absorbant pe bază de $CaCO_3$, este redată în figura 2.28 [2.12].

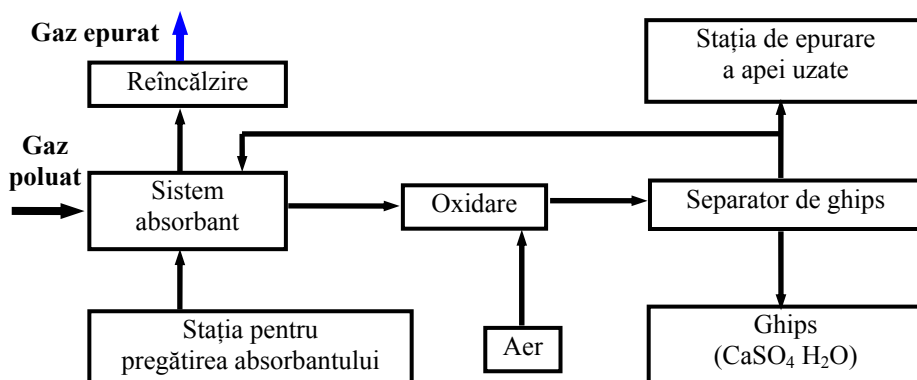


Fig. 2.28. Schema de principiu a fluxului tehnologic de deulfurare umedă a gazelor de ardere prin intermediul unui absorbant pe bază de compus calcic.

Înainte de a fi introduse în turnul de absorbție, gazele de ardere sunt desprăfuite.

La intrarea în sistemul absorbant, există o zonă de răcire, în care gazele se răcesc, de la temperatura ridicată, cu care ies din preîncălzitorul regenerativ, la temperatura de saturație. Această răcire este realizată prin intermediul unui flux de apă de proces, fin pulverizată, prin intermediul unui sistem de injectare.

În continuare, gazele trec în zona principală de spălare, unde este pulverizată soluția absorbantă. Picăturile mari sunt reținute de separatoare grosiere, iar aerosolii sunt reținuți în separatoare fine.

După reîncălzire, gazele de ardere sunt evacuate la coșul de fum.

Stația de preparare a absorbantului asigură amestecul continuu dintre pulberea de piatră de var și apă, asigurând, în același timp, dozarea neutralizantului, în funcție de procentul de SO_2 din gazele de ardere.

Oxidarea CaSO_3 , la CaSO_4 , are loc în zona de oxidare, integrată, de obicei, în turnul de absorbție. În această zonă se insuflă un flux de aer. Suspensia de ghips este vehiculată spre un hidrociclon, unde are loc un proces fizic de concentrare, până la obținerea unui conținut de materii solide de $40 \div 60$ %. Simultan, se obține și o fracționare a fazei solide, funcție de mărimea particulelor. Filtrele, instalate după hidrociclon, au rolul de separare a apei reziduale, până la o concentrație de maximum 10 %. În aceste filtre, ghipsul este spălat cu apă, pentru reducerea conținutului de clor, până la nivelul normelor de calitate, privind comercializarea ghipsului.

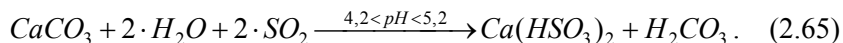
Câteva exemple de utilizare a procedurii de desulfurare umedă, cu absorbanti alcalino-pământoși, sunt date în cele ce urmează.

Procedeele SHU (Saarberg-Hölter Umwelttechnik GmbH)

Procedeele SHU este adecvat asocierii la acele unități de combustie la care conținutul de SO_2 în gaz este ridicat (cuprins în gama $20 \div 100$ %) și utilizează, ca mediu absorbant, o soluție de CaCO_3 .

Originalitatea procedurii rezidă din realizarea oxidării bisulfidului de calciu ($\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$) în sulfat de calciu (CaSO_4), menținând un caracter acid al mediului absorbant, $\text{pH} = 4,2 \div 5,2$ [2.4]. Soluția de spălare a gazului este un amestec de CaCO_3 și acid formic. Acidul formic este introdus tocmai pentru a da un ușor caracter acid soluției absorbante, fapt care determină atât creșterea solubilității CaCO_3 , cât și a $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$ [2.4, 2.36].

SO_2 reacționează cu absorbantul, formând, într-o primă etapă, bisulfid de calciu, conform reacției



Pentru a oxida bisulfidul de calciu la sulfat de calciu, precipitat sub formă de ghips, se poate utiliza oxigenul existent în gazele de ardere sau se poate injecta un flux de aer, la baza scrubberului. Injectarea unui debit suplimentar de aer face să crească concentrația oxigenului, fapt care favorizează conversia sulfidurilor în sulfați. În aceste condiții, se desfășoară următoarele reacții [2.12]:

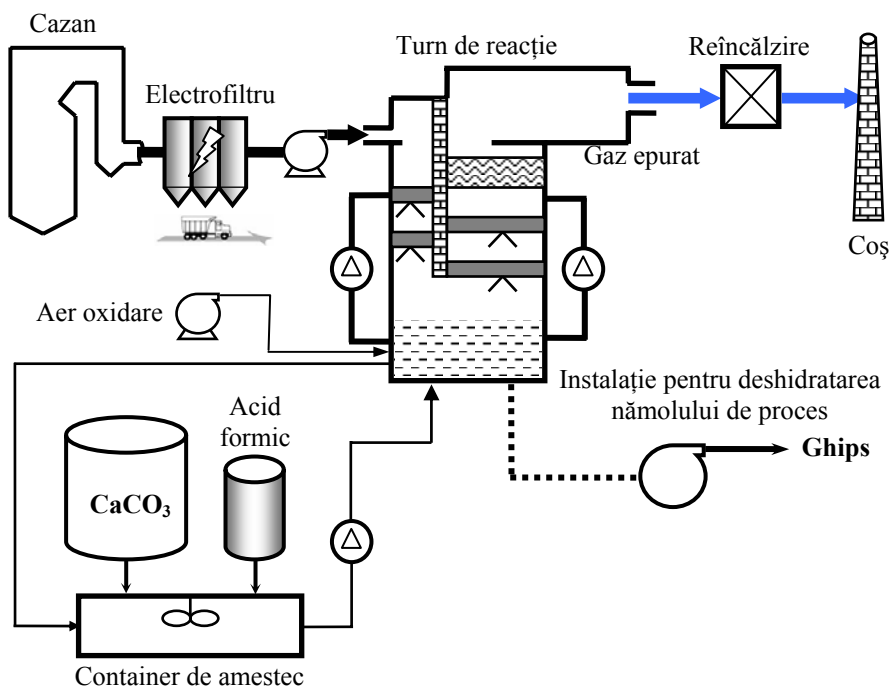
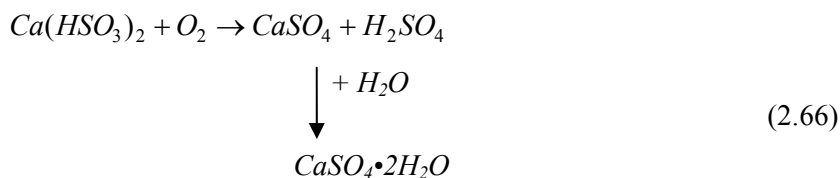


Fig. 2.29. Schema de principiu a procedurii SHU

O distribuție convenabilă a cristalelor de $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ este asigurată atât prin oxidarea, în mediu ușor acid, cât și prin controlul dimensiunilor cristalelor de germinare ($25 \div 50 \mu\text{m}$ și un raport lungime/diametru = 2) [2.4].

În cazul în care ghipsul, obținut ca produs final de reacție, nu este valorificat, o uscare parțială a acestuia poate fi realizată într-un filtru cu tambur rotativ, sub vid. Dacă, însă, ghipsul este destinat comercializării, atunci, după o spălare, prin care se elimină clorurile, acesta este uscat, în uscătoare centrifugale sau în filtre cu bandă.

Procedeu SULZER

Sistemele de desulfurare secundară umedă, realizate pe baza acestui procedeu, sunt sisteme de tip multietaj, cu următoarele trepte [2.4]:

- ✓ răcirea gazelor, prin schimbul de masă realizat de un răcitor cu injecție;
- ✓ eliminarea metalelor grele, prin intermediul unei soluții acide;
- ✓ absorbție HCl, HF și SO_3 ;
- ✓ absorbție SO_2 .

Schema de principiu a unei instalații **SULZER** este dată în figura 2.30 [2.4].

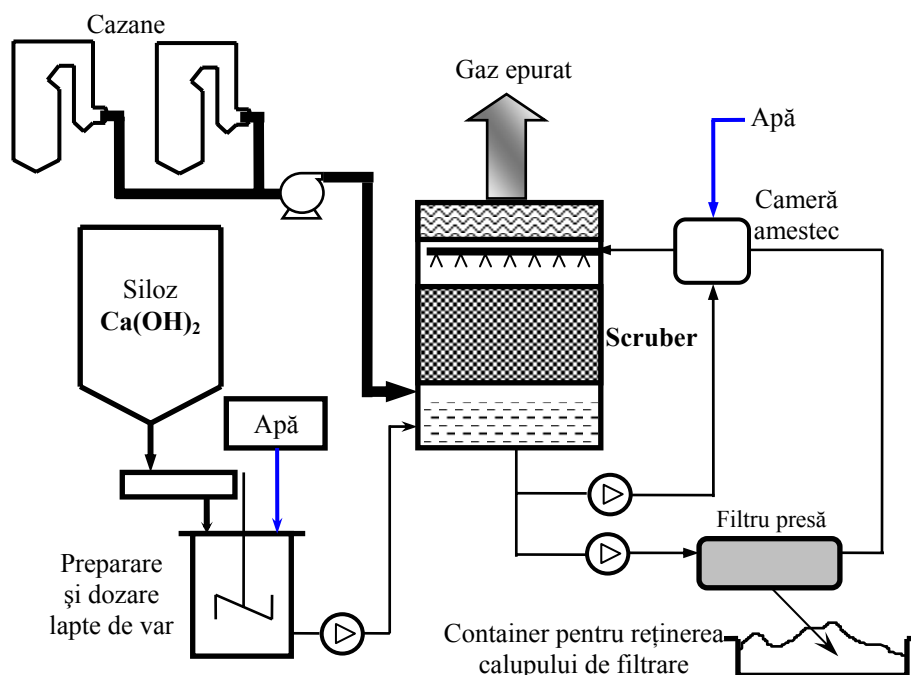


Fig. 2.30. Schema de principiu a procedurii SULZER, pentru desulfurarea umedă a gazelor.

Reziduurile lichide, rezultate în urma tratării gazelor de ardere, sunt procesate, suplimentar, pentru separarea pulberilor, metalelor grele, fluorurilor și sulfatilor.

Caracteristicile apei rezultate, după această filtrare, sunt următoarele [2.4]:

- ✓ pH cuprins între 5,5 și 8,5 (de la neutru la bazic);
- ✓ temperatura mai mică de 30 °C;
- ✓ conținut de material în suspensie mai mic de 90 mg/l;
- ✓ conținut de metale grele mai mic de 15 mg/l.

Procedeele CHEMICO și procedeele GRILLO AGS

Aceste procedee au la bază spălarea gazelor de ardere într-o suspensie de magneziu. SO_2 , obținut în stadiul de regenerare a magneziului, este diluat și trebuie oxidat, la H_2SO_4 , fapt care limitează interesul asupra acestor procedee [2.4].

Procedeele CHIYODA THOROUGHREAD

SO_2 este captat prin spălarea cu H_2SO_4 diluat, iar, printr-o oxidare ulterioară, H_2SO_3 , rezultat din reacțiile chimice, este transformat în H_2SO_4 . Purja este neutralizată prin adăos de var, obținându-se, astfel, ghips comercializabil [2.4].

Procedeele Bechtel Corporation

Această tehnică este proiectată și realizată de compania americană Bechtel, deosebirea esențială, în raport cu toate celelalte tehnici umede prezentate, fiind aceea că instalațiile Bechtel nu sunt echipate cu scrubber [2.19, 2.39], funcționarea acestora fiind în conformitate cu schema de principiu, redată în figura 2.31.

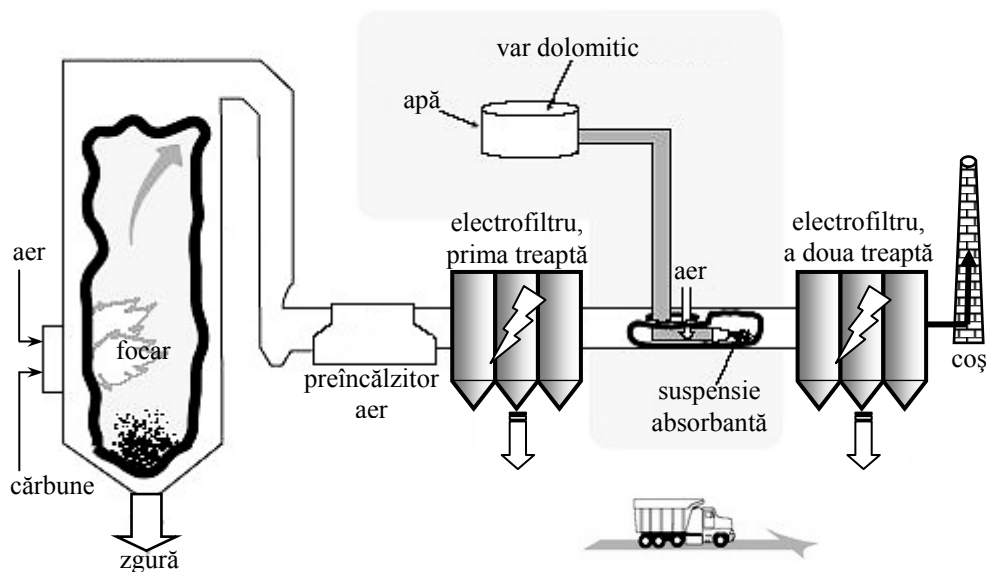


Fig. 2.31. Reprezentare schematică a tehnicii de desulfurare umedă Bechtel Corporation.

Instalațiile de acest tip sunt simple, atâta timp cât nu sunt echipate cu scrubber, mici modificări fiind necesare doar la nivelul tubulaturii de gaze de ardere, în zona din aval de preîncălzitoarele de aer. În aceste condiții, costurile de investiție sunt reduse, nedepășind 30 \$/kW, în cazul echipării unei centrale cu puterea instalată de 500 MW_e, în care se arde cărbune sulfuros (4 %).

Mediul absorbant este o suspensie de var dolomitic sau calcic, foarte fin pulverizată, în centrul canalului de gaze de ardere. Duzele de pulverizare sunt astfel proiectate încât să formeze un con de particule fine de absorbant.

Odată cu deplasare și expandarea jetului de absorbant, gazele de ardere, din centrul jetului conic, se răcesc, SO₂ fiind rapid absorbit de picăturile de lichid. După amestecarea picăturilor cu gazele fierbinți, către exteriorul jetului conic, apa se evaporează. Uscarea rapidă împiedică formarea de aglomerări de particule solide, în interiorul tubulaturii de gaze, și facilitează colectarea particulelor, în electrofiltrul final al instalației.

Injectarea absorbantului poate fi realizată între preîncălzitoarele de aer și electrofiltrul cazanului. Pentru a reduce tendința de ancrasare a duzelor sistemului, este preferabilă utilizarea unui electrofiltru cu două trepte, injectarea realizându-se după prima treaptă de separare a particulelor.

La o temperatură a gazelor de ordinul a 150 ÷ 155 °C și o durată de rezidență de 2 secunde, gradul de desulfurare atinge nivelul de 50 %, la un debit de 200 ÷ 220 l/min de suspensie 9 % var dolomitic, pentru un grup având puterea de 150 MW_e, la sarcină nominală a acestuia [2.39]. Asigurarea duratei de rezidență necesare unei desulfurări corespunzătoare implică utilizarea unei lungimi, de aproximativ 30 m, din tubulatura de evacuare a gazelor de ardere.

Parametrul care influențează, esențial, gradul de desulfurare este debitul de soluție absorbantă, acesta asigurând atât cantitatea de substanță activă, cât și funcționarea la temperatura optimă de neutralizare a SO₂. Creșterea concentrației soluției, peste 8 ÷ 10 %, nu determină o creștere apreciabilă a gradului de desulfurare. Cantitatea de substanță activă, necesară, este într-un raport molar CaO/SO₂ sau CaO·MgO/SO₂ de aproximativ 2 ÷ 2,5 unități relative, în condițiile unei rate de utilizare a absorbantului de 40 ÷ 50 % [2.39].

2.3.3.6. Tehnici umede avansate

Tehnologiile bazate pe procedeul umed avansat utilizează o suspensie de CaCO₃, ca mediu absorbant, păstrând, astfel, avantajele utilizării unui absorbant ieftin și disponibil în cantități foarte mari.

Reacțiile chimice ale secvenței de desulfurare sunt identice cu acelea care au loc în schemele de tratare ale procedeelelor umede clasice, fie de tipul (2.60) ÷ (2.62), fie de tipul (2.60) și (2.63), (2.64) [2.32].

Tehnicile umede clasice, care funcționează cu absorbanți calcici, au, ca element principal al fluxului de tratare, camere de reacție verticale, în care gazele de ardere circulă în contracurent cu suspensia absorbantă. Astfel, fluxul de gaze tratat, pentru un

grad de desulfurare impus, este limitat de caracteristicile transferului de masă din sistem, fapt care conduce la creșterea semnificativă a secțiunii transversale a scruberei.

Sărurile rezultate sunt evacuate pe la baza scruberei, sub formă de levigat, care este stocat, după o uscare parțială, implicând ocuparea unor suprafețe importante de teren. De asemenea, potențialul de colmatare și ancrasare a scruberei clasice și a tubulaturii este ridicat, efect al prezenței, în componența absorbantului recirculat, a două săruri ale calciului: CaSO_3 și CaSO_4 . Ultimul dezavantaj al instalațiilor clasice determină, în mod implicit, alte dezavantaje, legate de necesitatea scoaterii, relativ frecvente, din funcțiune, pentru efectuarea mentenanței. În multe aplicații industriale, este chiar necesară instalarea unui scruber de rezervă, dimensionat astfel încât să preia, temporar, întregul debit de gaze tratate de o unitate de spălare de bază [2.32, 2.33].

Tehnicile avansate, de tip umed, presupun utilizarea unei instalații unice, foarte eficiente, în care se desfășoară toate etapele procesului de tratare umedă:

- ✓ răcirea și condiționarea gazelor de ardere,
- ✓ absorbția poluanților,
- ✓ oxidarea principalului produs al reacțiilor, până la stadiul de sulfat.

În plus, aceste instalații sunt echipate cu separatoare de ghips, ce furnizează un produs direct comercializabil, și sisteme de evaporare a apei uzate, fără consum suplimentar de energie, acestea recuperând căldura reziduală a gazelor de ardere, înainte de intrarea acestora în fluxul de tratare.

Schema de principiu a tehnologiilor umede avansate este redată în figura 2.32 [2.32, 2.33, 2.35, 2.36].

Prima etapă a tratării gazelor se desfășoară la nivelul evaporatorului (1), în care gazele de ardere sunt răcite, iar reziduurile din apa uzată sunt reținute. Suspensia solidă din gazele de ardere, formată din cenușă zburătoare și reziduuri solide, rezultate în urma evaporării apei uzate, este colectată în electrofiltrul instalației (2), după care, gazele desprăfuite sunt dirijate către instalația de tratare complexă (3).

În partea superioară a coloanei verticale a turnului de reacție, gazele de ardere sunt răcite și umezite, prin injectare de apă (4), după care intră în zona cu umplutură a scruberei (5), în care are loc prima etapă de absorbție a SO_2 , în suspensia de CaCO_3 .

După parcurgerea zonei cu umplutură, gazele intră într-o zonă de calmare (9), de dimensiuni relativ mari, situată deasupra lichidului din rezervorul de absorbant (7). În rezervorul de bază, acizii reziduali reacționează cu absorbantul proaspăt, fiind, practic, complet neutralizați. Gazele, astfel epurate, intră în zona finală a camerei de reacție, sunt spălate, într-un flux de apă curată, trecute printr-un separator de picături (10) și pot fi evacuate.

În rezervorul de preparare a absorbantului se introduce, fără o tratare prealabilă, pulbere de CaCO_3 . Omogenitatea suspensiei absorbante este asigurată de un sistem de amestecare continuă (8), prin care se introduce debitul de apă, necesar preparării suspensiei, și un flux de aer, ce menține soluția într-o turbulență accentuată. În plus, fluxul de aer asigură oxidarea CaSO_3 , la CaSO_4 , chiar la nivelul bazinului de preparare a sus-

pensiei absorbante.

În mod continuu, o anumită cantitate din amestecul de faze, existent la baza reactorului, este extrasă, urmând a fi procesată, în sistemul de centrifugare a ghipsului (11). La nivelul acestei instalații, levigatul este, pentru început, uscat parțial. Urmează o nouă spălare, cu apă proaspătă, pentru eliminarea compușilor clorului, și, în final, procesat într-un separator centrifugal. Apa clară, rezultată în urma centrifugării, este returnată în rezervorul de preparare a absorbantului, iar apa uzată este dirijată către sistemul de evaporare (1).

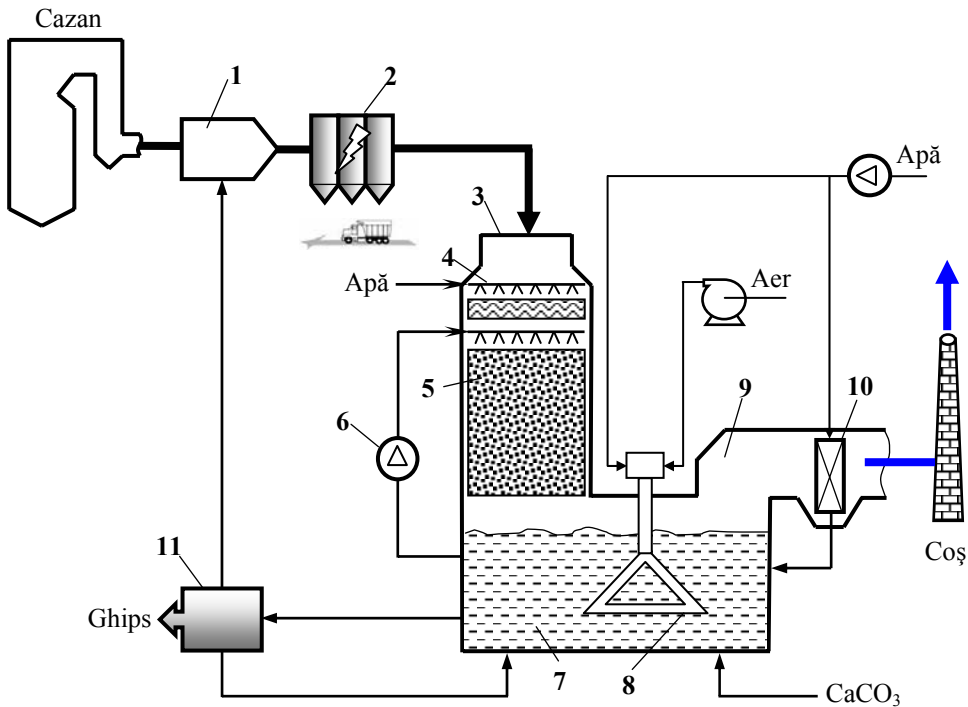


Fig. 2.32. Schema de principiu a procedurii umede avansate:

- 1 – sistem evaporare apă uzată; 2 – electrofiltru; 3 – scruberul sistemului avansat; 4 – zona de răcire și umidificare a gazelor de ardere; 5 – zona cu umplutură; 6 – pompe recirculare absorbant; 7 – rezervor de absorbant și zonă de definitivare a reacțiilor principale; 8 – dispozitive de amestec și de injectare aer oxidare; 9 – zona de calmare a gazelor; 10 – zonă de spălare finală și de separare a picăturilor; 11 – sistem de centrifugare a ghipsului.

Acest tip de tehnologie prezintă o serie de avantaje, în raport cu tehnologiile secundare clasice, de tip umed, precum:

- ✓ circulația echicurentă, a celor două faze, permite utilizarea unor viteze mai mari de curgere a gazelor, de până la 6 m/s, astfel încât, la același debit de gaze de tratat, poate fi redusă secțiunea de trecere a coloanei verticale a reactorului, rezultând, astfel, instalații mai compacte;

- ✓ distribuirea nepresurizată a suspensiei absorbante, deasupra umpluturii reactorului, rezultat al circulației echicurent, are ca efect reducerea, cu până la 30 %, a consumului de energie electrică al pompelor de recirculare a absorbantului (6) [2.36];
- ✓ prin faptul că absorbantul nu este fin pulverizat, se reduce, cu până la 95 %, concentrația de particule fine de lichid, antrenate de gazele tratate, fapt ce permite reducerea dimensiunilor și încărcării separatorului de picături [2.30, 2.32, 2.34];
- ✓ tehnica de preparare a absorbantului, direct în rezervorul reactorului, determină o reducere a necesarului de echipament, în etapa premergătoare tratării (silozuri de stocare, bazine de amestec, pompe, tubulatură de vehiculare și repartiție);
- ✓ sistemul combinat de amestecare și oxidare conduce la creșterea performanțelor reactorului;
- ✓ prin evaporarea apei uzate, se realizează un foarte bun control al emisiei de compuși ai clorului;
- ✓ costurile de investiție și suprafața ocupată, de sistemele din această categorie, sunt cu aproximativ 50 % mai mici decât acelea corespunzătoare sistemelor umede clasice [2.30, 2.33, 2.43].

Toate aceste avantaje fac să crească gradul de desulfurare, chiar până la 94 ÷ 98 % [2.32, 2.33, 2.36], și eficiența globală a tratării, în condițiile în care disponibilitatea instalației este de ordinul a 99,5 % (calculată la 26300 ore de funcționare) [2.36]. La un asemenea nivel al disponibilității, nu sunt necesare reactoare de rezervă, ca în cazul tehnologiilor clasice.

2.3.3.7. Tehnici hibride de tip uscat

Tehnicile hibride de desulfurare sunt, în majoritatea situațiilor, rezultatul combinerii unui procedeu intracombustie cu un procedeu secundar. Practic, în toate aplicațiile industriale, procedeul secundar este unul de tip cvasiuscat.

Exemplul tipic de tehnologie hibridă este tehnologia **LIFAC** (*Limestone Injected into the Furnace with Activation of Untreated Calcium Oxide*), dezvoltată de compania Tampella Oy Power Corporation, din Finlanda, începând din anii 1990. Ulterior, această tehnologie a fost aplicată, pe scară largă, pentru centrale termoelectrice din SUA, Canada, China și Rusia [2.2, 2.6, 2.30, 2.37, 2.44, 2.45].

În etapa intracombustie, pulberea foarte fină de CaCO_3 este injectată, pneumatic, în partea superioară a focarului, într-o zonă a acestuia în care temperatura gazelor de ardere este cuprinsă între 1000 ÷ 1100 °C. Etapele procesului de desulfurare sunt similare procedurii intracombustie, specific arderii cărbunelui pulverizat (§ 2.3.2.1):

- ✓ calcinarea pulberii de CaCO_3 , cu obținere de CaO ;
- ✓ neutralizarea SO_2 și SO_3 , cu obținere de CaSO_3 ;
- ✓ oxidarea CaSO_3 la CaSO_4 , conform reacțiilor (2.20) ÷ (2.24).

Spre deosebire de procedeul clasic, reacțiile sunt astfel conduse încât gradul de

desulfurare, în această etapă, să nu depășească 25 %, față de 50 %, atât cât s-ar putea obține, atunci când etapa intracomustie este unica treaptă de tratare. În acest fel, rezultă, însă, o cantitate mare de CaO nereacționat, disponibil în etapa postcombustie [2.6, 2.41, 2.45]. Controlul evoluției reacțiilor, în acest sens, se realizează prin injectarea pulberii neutralizante într-o zonă a focarului în care temperatura gazelor de ardere este mai mică decât în cazul metodei primare clasice [2.44].

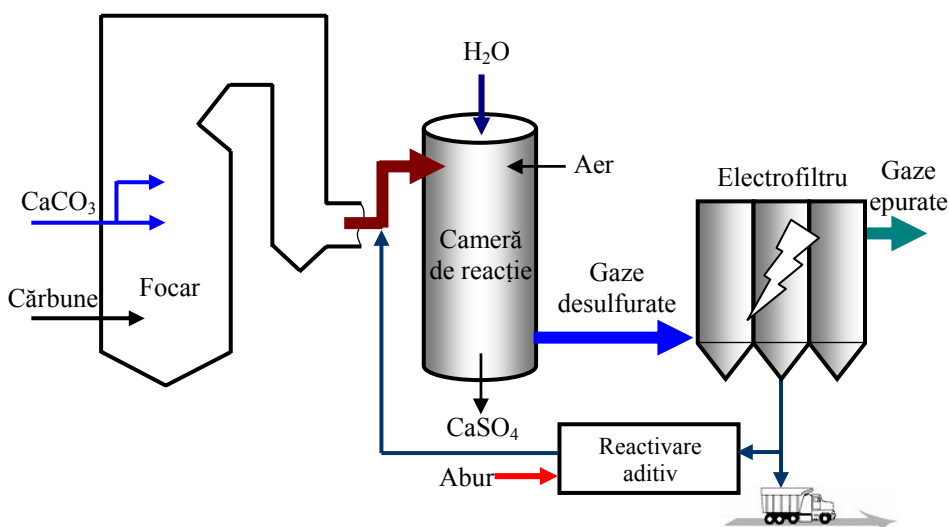


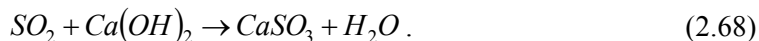
Fig. 2.33. Schema de principiu a procedurii hibrid LIFAC

În cea de a doua etapă a tratării, se injectează apă, la nivelul unei camere de reacție verticale, dispuse între preîncălzitoarele de aer și electrofiltrul instalației de ardere. În acest fel, CaO este activat, fiind transformat în $\text{Ca}(\text{OH})_2$, conform reacției



Injectarea apei determină, în plus, răcirea gazelor, până la un nivel de temperatură la care absorbția SO_2 este optimă, similar procedurii cvasiuscat (§ 2.3.3.3).

Reacția de baza, din etapa a doua, este



Dozarea debitului de apă este astfel controlată încât picăturile să se evaporeze către baza camerei de reacție, energia termică necesară acestui proces fiind conținută chiar de către gazele de ardere.

Oxidarea pulberii de CaSO_3 , la CaSO_4 , se realizează prin injectarea unui flux de aer, care asigură excesul de oxigen, necesar unei cinetici corespunzătoare a reacției de oxidare.

Din ambele faze ale procedurii hibrid, rezultă o anumită cantitate de CaSO_4 și

de CaO, sub formă de particule solide, fine, care sunt reținute, simultan cu cenușa zburătoare, într-o instalație de separare electrostatică sau cu saci.

Atâta timp cât toate aceste suspensii sunt în stare solidă, colectarea lor nu pune probleme deosebite. În plus, prezența vaporilor de apă face ca rezistivitatea particulelor să ajungă în domeniul optim separării electrostatice.

Chiar dacă gradul de desulfurare, din etapa a doua, este de $80 \div 85 \%$, o cantitate mare de substanță neutralizantă, sub formă de CaO și $\text{Ca}(\text{OH})_2$, este colectată, în amestec cu cenușa zburătoare, de către sistemul de filtrare. Pentru a crește eficiența desulfurării, ca și eficiența economică globală a sistemului, materialul colectat este dirijat către un reactor de activare, unde, prin injectare de abur, aditivul nereacționat este separat și recirculat în sistem, înainte de cea de a doua etapă de tratare. Se crează, astfel, un proces ciclic, de activare și reciclare a cenușii. În aceste condiții, gradul global de desulfurare poate ajunge la $75 \div 85 \%$, cu un consum relativ redus de aditiv (într-un raport molar Ca/S de 2 unități relative) [2.44, 2.45].

Parametrii care au cea mai mare influență asupra gradului de desulfurare al acestei tehnici sunt:

- ✓ granulația particulelor de CaCO_3 ,
- ✓ cantitatea de aditiv,
- ✓ temperatura din etapa a doua de tratare
- ✓ gradul de recirculare a cenușii.

Prin creșterea fineții particulelor de aditiv și a raportului molar Ca/S, se obține creșterea gradului de desulfurare, așa cum se poate observa în figura 2.34 [2.44]. Este de remarcat faptul că printr-o granulație mică și relativ uniformă a aditivului se obține o creștere mai importantă a gradului de desulfurare decât prin mărirea cantității de aditiv.

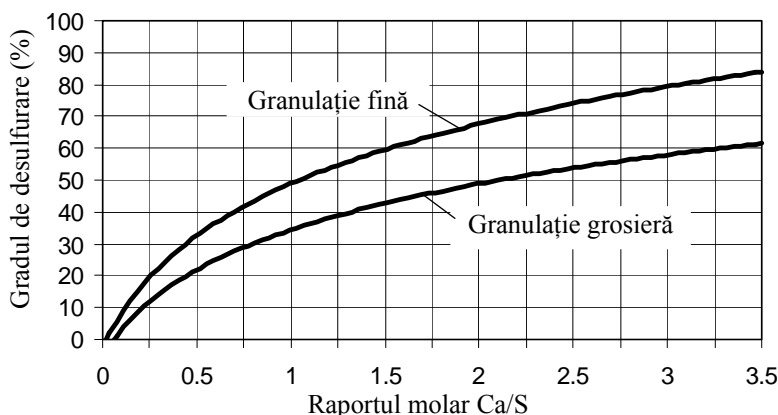


Fig. 2.34. Dependenta gradului de desulfurare de finețea aditivului și de cantitatea de aditiv.

Apropierea funcționării, în etapa de absorbție, de temperatura de saturație determină creșterea gradului de desulfurare. Totuși, datorită riscului atingerii punctului de

rouă acidă, cu toate dezavantajele care derivă din aceasta, temperatura de funcționare nu scade sub un nivel mai mare cu 5 °C, în raport cu temperatura de saturație. Răcirea accentuată a gazelor poate face necesară reîncălzirea acestora, până la o temperatură de 100 ÷ 105 °C, înaintea evacuării.

Recircularea absorbantului nereacționat poate conduce la o creștere cu până la 20 % a gradului de desulfurare, în condițiile reducerii costurilor determinate de prepararea absorbantului și de depozitarea reziduurilor [2.44].

Costurile de investiție ale sistemelor LIFAC sunt mai mici decât ale tehnicilor cvasiuscate sau umede. Aceste costuri depind de puterea instalată a cazanului, astfel [2.45]:

- ✓ 100 \$/kW – pentru puteri instalate de 65 MW_e;
- ✓ 75 \$/kW – pentru puteri instalate de 150 MW_e;
- ✓ 65 \$/kW – pentru puteri instalate de 300 MW_e.

Din totalul costurilor de funcționare, aproximativ 50 % reprezintă costurile cu achiziționarea și prepararea calcarului, la o concentrație de 95 % CaCO₃ în calcar fiind necesare 4,3 tone de calcar, pentru reținerea unei tone de SO₂, la un grad de desulfurare de 75 % și un raport molar Ca/S de 2 unități relative. În aceste condiții, costurile de exploatare sunt de aproximativ 65 \$/tona de SO₂ reținut [2.45].

Din cele prezentate anterior, rezultă că avantajele sistemului sunt:

- ✓ utilizarea unui aditiv ieftin și disponibil în cantități foarte mari;
- ✓ produsele finale sunt în stare uscată, haldabile fără risc de poluare majoră;
- ✓ număr relativ restrâns de echipamente, în fluxul tehnologic de tratare;
- ✓ costuri de investiție și de exploatare mici, la grade de desulfurare de 70 ÷ 85 %;
- ✓ flexibilitatea mare în exploatare;
- ✓ aplicabilitatea foarte bună pentru retrofitul cazanelor aflate în exploatare, atât datorită costurilor de investiție, cât și datorită ocupării unui spațiu redus.

Dezavantajele utilizării sistemelor LIFAC sunt:

- ✓ existența unei penalități, de până la 3 %, asupra sarcinii cazanului;
- ✓ datorită funcționării cu pudră fină de calcar, este necesară reducerea intervalului de timp dintre două operații consecutive de curățare a țevilor sistemului vaporizator și a supraîncălzitoarelor, prin insuflarea unui flux de aer cald;
- ✓ această tehnologie nu reține arsenicul din cărbune;
- ✓ în cenușa colectată se află o anumită cantitate de clorură de metilen.

Aceste dezavantaje, nu sunt atât de importante încât să limiteze utilizarea procedurii, atât pentru instalațiile de ardere a cărbunelui, cât și a păcurii sulfuroase.

Un exemplu de utilizare a două tehnici de desulfurare, care nu se condiționează reciproc, este acela al centralei termoelectrice St.Andră, din Austria. Schema de principiu a sistemului de desulfurare este redată în figura 2.35 [2.12], din care pot fi observate cele două etape ale desulfurării, astfel:

- ✓ etapa intracombustie, care constă în injectarea pulberii de CaCO₃ în focar, ca și în

cazul tehnicii clasice, cu funcționare independentă, atingându-se un grad de desulfurare de aproximativ 50 %;

- ✓ etapa postcombustie, realizată printr-un procedeu cvasiuscat, absorbantul fiind un compus sodic și nu unul caldic. Din canalul principal de gaze se prelevează, înainte de preîncălzitorul de aer, o parte din gazele de ardere, în care se injectează o soluție de NaHCO_3 .

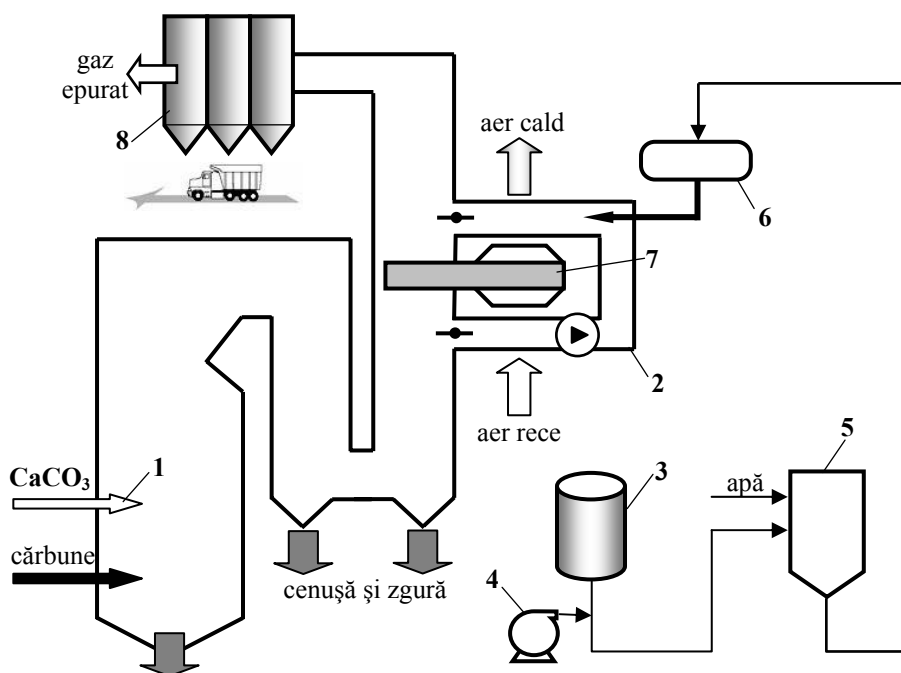
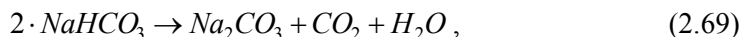


Fig. 2.35. Schema de principii a unei instalații mixte de desulfurare:

- 1 – injectoare pulbere CaCO_3 în focar; 2 – bucla de tratare a procedului secundar; 3 – rezervor stocare NaHCO_3 ; 4 – compresor transport pulbere NaHCO_3 ; 5 – instalație preparare soluție absorbantă; 6 – sistem dozare absorbant; 7 – preîncălzitor de aer; 8 – filtru cu saci.

În cea de a doua etapă, la contactul cu gazele de ardere calde au loc reacțiile:



În final, sulfatul de sodiu și cenușa zburătoare sunt colectate în filtre cu saci.

O asemenea instalație asigură un grad de desulfurare de aproximativ 80 %, în condițiile în care cantitatea totală de aditiv este într-un raport molar Ca/S de aproximativ 2,5 unități relative, iar Na/S de 1,2 unități relative.

Nu toate metodele hibride implică utilizarea unei tehnici intracombustie, combinate cu una postcombustie. Exemplul cel mai edificator de integrare a altor categorii de tehnici este acela al procedurii Electrodynamic Venturi (EDV) [2.4, 2.13, 2.26, 2.42].

Acest procedeu combină tehnici secundare de desulfurare cu colectarea suspensiilor din gaz, în instalații mai complexe, însă mult mai eficiente decât metodele de desulfurare uscată, integrate sistemelor de filtrare cu saci (§ 2.3.3.1. ❷).

Procedeu EDV a fost imaginat de compania Hitachi Zosen, din Japonia [2.42], echipând, încă din anul 1964, incineratoare de deșeuri menajere. Dezvoltările ulterioare, realizate în colaborare cu societatea LAB S.A, din Franța, au condus la realizarea de instalații industriale pentru tratarea gazelor de ardere, rezultate prin combustia cărbunelui, instalații ce au multiple aplicații în Japonia, Franța, Elveția și Austria [2.4].

Sistemele EDV rețin atât gazele acide (HCl, HF, SO₃), cât și pulberile bazice (cenușa zburătoare). Reținerea simultană a celor două categorii de poluați permite să se profite la maximum de alcalinitatea naturală a cenușii zburătoare, rezultând, astfel, o economie semnificativă de reactivi alcalini și o producție mai mică de deșeuri.

La ieșirea din instalațiile de tratare de tip EDV, concentrația poluanților din gazele de ardere este de ordinul a:

- ✓ 50 mg/Nm³ – pulberi și
- ✓ 300 mg/Nm³ – SO₂,

în condițiile reținerii complete a metalelor grele și a unei mari cantități de compuși organici și anorganici ai clorului [2.4, 2.42].

Instalațiile pot fi proiectate și pentru funcționarea la încărcături mai mici de particule solide, caz în care sunt amplasate în aval de electrofiltre. Într-o asemenea aplicație industrială, electrofiltrelor nu li se mai impun condiții foarte stricte, în ceea ce privește gradul de separare, mai ales pentru particulele foarte fine.

Principial, în același flux tehnologic, se desfășoară următoarele procese fizico-chimice:

- ✓ spălarea umedă a gazelor, cu sau fără neutralizant,
- ✓ destindere adiabatică,
- ✓ ionizarea particulelor
- ✓ separarea electrostatică a mediilor polifazice.

Aceste procese au loc în principalele module ale sistemului EDV (figura 2.36): coloana de absorbție și desprăfuire (1), colectorul de particule de tip Venturi (2), coloana de absorbție (5) și separatorul electrostatic (7, 8).

Gazele de ardere, eventual parțial desprăfuite, sunt introduse în coloana de absorbție și desprăfuire, unde sunt răcite, rapid, de către soluția de Ca(OH)₂. Concentrația acestei soluții este de 5 ÷ 10 %.

Particulele mari sunt antrenate, de către picăturile de soluție absorbantă, către rezervorul amplasat la baza coloanei. Simultan cu desprăfuirea, are loc și un proces de neutralizare rapidă a gazelor acide, foarte active, așa cum sunt HCl, HF și SO₃, precum

și reținerea parțială a emisiei de SO_2 .

Soluția neutralizantă este recirculată, laptele de var proaspăt fiind introdus în circuitul de absorbant, într-o cantitate care să mențină pH-ul soluției în limitele $1,5 \div 2,5$ [2.42].

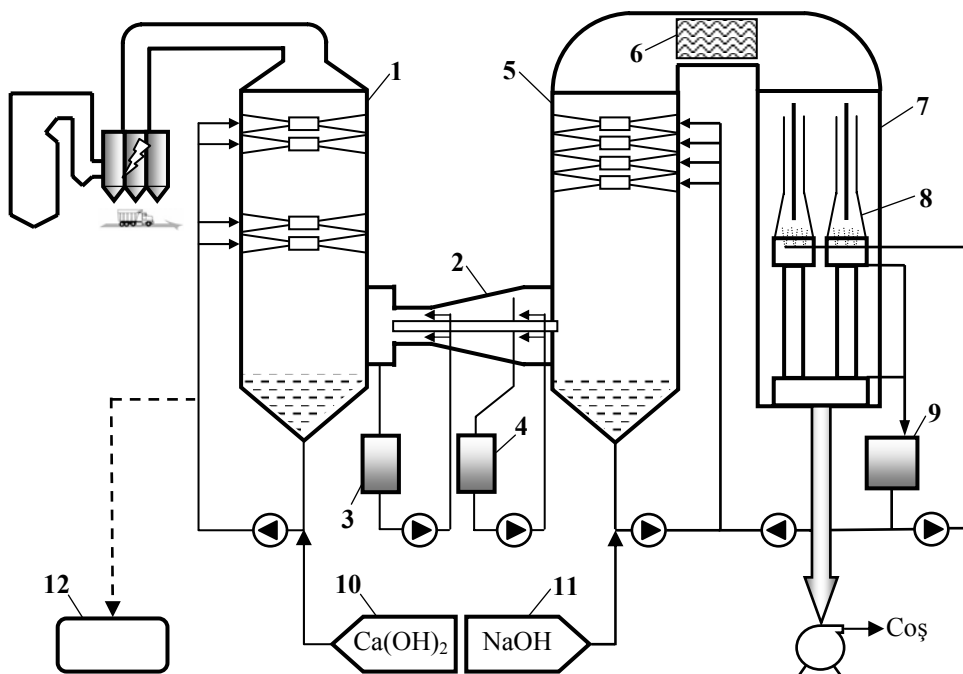


Fig. 2.36. Schema de principiu a sistemului de tratare hibridă EDV:

1 – Coloană de absorbție și desprăfuire; 2 – colector de particule de tip Venturi; 3, 4 – recipiente colectoare și decantare; 5 – coloană de absorbție; 6 – separator picături; 7 – camera separatorului electrostatic; 8 – module de electrofiltru; 9 – rezervor apă; - 10, 11 - stații preparare absorbant, pentru prima și pentru a doua etapă de tratare; 12 – stație tratare apă uzată.

O anumită cantitate din soluția colectată este, în mod continuu, dirijată către stația de epurare a apei uzate, tratarea implicând următoarele procese [2.4]:

- ✓ omogenizarea și neutralizarea suplimentară;
- ✓ coagularea, prin adaosul de clorură ferică și de polielectrolit;
- ✓ decantarea, în urma căreia se obține levigatul și o cantitate de apă curată;
- ✓ deshidratarea levigatului, prin filtrare-presare, până la obținerea unui calup solid, stabil chimic și care poate fi depozitat, fără risc de impact major la mediu.

La ieșirea din coloana de absorbție – desprăfuire, gazele sunt dirijate către colectorul de particule fine (2), de tip Venturi. În acesta, sunt reținute și evacuate particulele fine de cenușă zburătoare și de absorbant, care nu au putut fi colectate în electrofiltru și, cu atât mai puțin, în coloana precedentă. Prin destindere adiabatică, particulele sunt

acoperite cu condens și colectate de jeturi de apă, dispuse atât la intrarea, cât și la ieșirea colectorului Venturi. Apa, necesară colectării particulelor, este recirculată, prin intermediul unor pompe și a unor recipiente de colectare – decantare (3, 4).

La ieșirea din colectorul Venturi, conținutul de suspensii în gaz este foarte redus, însă concentrația de SO₂ este inadmisibil de mare pentru evacuarea acestuia în atmosferă. Pentru a se reduce emisia de SO₂, gazele sunt tratate într-o coloană de absorbție, eficiența ridicată a desulfurării, la acest nivel, fiind determinată, în principal, de utilizarea unui absorbant foarte activ, soluție 10 % NaOH în apă [2.42] și de fina pulverizare a absorbantului în fluxul de gaze.

Datorită tratării umede, din coloana de absorbție, gazele de ardere antrenează picături de absorbant, fiind necesară trecerea gazelor printr-un separator de picături (6), înaintea separării finale a fazelor, la nivelul filtrului electrostatic.

Separatorul electrostatic este format din mai multe module, în care este procesat amestecul de gaz și apă, la saturație. Prin separare electrostatică, sunt reținute particulele foarte fine de apă, simultan cu compușii organici și anorganici ai clorului, precum și particulele fine de metale grele.

Concentrația ridicată de compuși ai sodiului (NaCl și NaOH), dizolvați în soluția de spălare, face să crească conductivitatea particulelor, până într-un domeniu în care separarea electrostatică, uscată, poate deveni dificilă, datorită pierderii rapide a sarcinii electrice acumulate de către particule. Totuși, se poate obține un grad mare de separare a particulelor fine, prin realizarea modulelor electrofiltrante în sistem Venturi, de tip umed. Chiar și în aceste condiții, trebuie acordată o atenție deosebită dimensionării duzelor de injectare a absorbantului și presiunii de injectare a acestuia, care determină, în final, dimensiunea dominantă a particulelor ce se află în suspensie, în gazele de ardere. De asemenea, este important să fie dimensionate corespunzător modulele de separare și să se adopte un nivel adecvat al tensiunii de alimentare a modulelor electrofiltrante [2.26].

Avantaje precum construcția compactă, tratarea simultană a mai multor poluanți și eliminarea metalelor grele din gazele de ardere, recomandă sistemele EDV pentru utilizarea lor, pe scară tot mai largă, în termoenergetică.

În [2.8, 2.17] sunt prezentate posibilități de realizare a unor sisteme hibride de desulfurare și filtrare, în care etapa postcombustie de desulfurare se realizează la nivelul unor filtre cu saci [2.17] sau la nivelul unor filtre ceramice [2.8]. Fiecare dintre aceste tehnici are avantajul reducerii costului de investiție, prin integrarea a două etape de tratare, la nivelul unui singur echipament, fără însă a ajunge la nivelul de eficiență al sistemelor EDV.

2.4. Exemplu de calcul

Aplicarea metodologiei de evaluare a emisiilor de SO₂ și de pulberi în suspensie, pentru cazul instalării unui sistem de tratare la o instalație de combustie existentă,

implică etapele de calcul redate în exemplul următor [2.12].

La sarcina sa nominală, cazanul CR 12, instalat într-o zonă urbană, consumă $B = 3528$ kg/h păcură, având puterea calorifică inferioară $H_i = 39500$ kJ/kg și un conținut de sulf, în combustibil, $S_c = 3,35$ %. Trebuie determinat consumul preliminar de substanță activă, necesară reducerii conținutului de SO_2 , din gazele de ardere, sub valoarea limită de 1700 mg/Nm³, etapa intermediară a algoritmului de calcul constând în determinarea emisiei de SO_2 a instalației de ardere. Volumul de gaze uscate, raportat la cantitate de combustibil ars este $V_{gu} = 10,23$ Nm³/kg, la o concentrație a oxigenului în gazele de ardere $O_{2\text{ref}} = 3$ %.

Un posibil mod de rezolvare a unei asemenea probleme este prezentat în caseta 2.1.

Caseta 2.1. Exemplu de evaluare a emisiei de SO_2 și a necesarului de substanță neutralizantă

Puterea termică a cazanului este

$$P_t = B \cdot H_i = \frac{3528}{3600} \cdot 39500 = 38,71 \text{ MW}.$$

Deoarece combustibilul ars este lichid, iar puterea este mai mică de 300 MW, conform Ordinului 462/1993, privind limitarea emisiilor de poluanți ale instalațiilor de ardere, rezultă că emisia admisibilă de SO_x este de 1700 mg/Nm³, exprimată în echivalent SO_2 .

Debitul de SO_2 se calculează cu relația

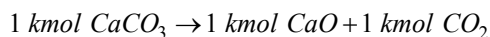
$$m_{SO_2} = 20 \cdot S_c \cdot B \cdot (1 - \eta') \cdot (1 - \eta'') = 20 \cdot 3,35 \cdot \frac{3528}{3600} \cdot 1 \cdot 1 = 65,66 \text{ g/s} = 236,37 \text{ kg/h}.$$

Concentrația de SO_2 în gazele de ardere uscate este

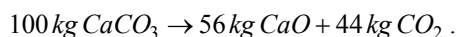
$$C_{SO_2} = \frac{m_{SO_2}}{B \cdot V_{gu}} = \frac{65660}{\frac{3528}{3600} \cdot 10,23} = 6549 \text{ mg/Nm}^3.$$

Se observă că valoarea rezultată din calcul, pentru concentrația de SO_2 din gazele uscate, este mai mare decât valoarea limită recomandată.

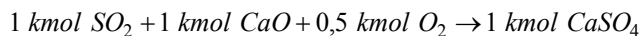
Dacă se adoptă tehnologia de desulfurare LIFAC, injectând pulberea de carbonat de calciu, prin orificiul existent în fereastra de ieșire a gazelor de ardere din focar, unde temperatura este $t_{g0} = 1030$ °C, carbonatul de calciu calcinează, oxidul de calciu, astfel obținut, intrând în reacție cu SO_2 . Cantitativ, reacția de descompunere a $CaCO_3$ în CaO și CO_2 poate fi scrisă sub forma



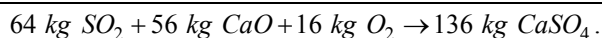
sau



În mod similar, reacția chimică de formare a $CaSO_4$ anhidru este



sau



Rezultă, astfel, că pentru legarea a 64 kg de SO_2 sunt necesare 100 kg de $CaCO_3$, respectiv pentru legarea a 236,37 kg/h de SO_2 va fi nevoie de

$$M_{CaCO_3} = \frac{236,37}{64} \cdot 100 = 369,32 \text{ kg / h carbonat de calciu, din care va rezulta}$$

$$M_{CaSO_4} = \frac{236,37 \cdot 136}{64} = 502,28 \text{ kg / h sulfat de calciu anhidru.}$$

Dacă se acceptă că, la un raport molar Ca/S = 1,75, în prima fază, randamentul desulfurării uscate este $\eta_1 = 0,40$, iar în a doua fază, atunci când se face injectarea de apă sau abur în reactor, randamentul este $\eta_2 = 0,7$, atunci bilanțul masic al SO_2 va fi:

- debitul de SO_2 reținut în focar

$$(m_{SO_2})_F = \eta_1 m_{SO_2} = 0,40 \cdot 236,37 = 94,548 \text{ kg / h ;}$$

- debitul de SO_2 reținut în reactor

$$(m_{SO_2})_R = \eta_2 [m_{SO_2} - (m_{SO_2})_F] = 0,7 \cdot [236,37 - 94,548] = 99,2754 \text{ kg / h.}$$

Ca urmare, concentrația de SO_2 din gazele de ardere uscate, care ies pe coșul de fum, la un conținut de oxigen $O_{2ref} = 3 \%$, va fi

$$(C_{SO_2})_{CF} = \frac{(m_{SO_2})_{CF} \cdot 10^6}{BV_{gu}} = \frac{42,5466}{3528 \cdot 10,23} = 1178,85 \text{ mg / Nm}^3.$$

Pentru un raport molar Ca/S = 1,75, în focar se introduce următorul debit de carbonat de calciu

$$(M_{CaCO_3})_F = 1,75 \cdot M_{CaCO_3} = 1,75 \cdot 369,32 = 646,3 \text{ kg / h.}$$

Corespunzător, se calculează debitul de oxid de calciu

$$M_{CaO} = 0,56 \cdot (M_{CaCO_3})_F = 361,9336 \text{ kg / h,}$$

și debitul de dioxid de carbon

$$M_{CO_2} = 0,44 \cdot (M_{CaCO_3})_F = 284,3764 \text{ kg / h.}$$

Din debitul de CaO, obținut prin calcinare în focar, o parte se combină, chiar în focar, cu SO_2 , și anume

$$(M_{CaO})_F = \frac{(m_{SO_2})_F \cdot 56}{64} = \frac{94,548 \cdot 56}{64} = 82,7295 \text{ kg / h,}$$

iar în reactor

$$(M_{CaO})_R = \frac{(m_{SO_2})_R \cdot 56}{64} = \frac{99,2754 \cdot 56}{64} = 86,8660 \text{ kg / h.}$$

Rămâne nereacționat și se elimină spre electrofiltru, sub formă de praf, următorul debit

de CaO

$$(M_{CaO})_{EF} = M_{CaO} - (M_{CaO})_F - (M_{CaO})_R = 192,3381 \text{ kg/h} .$$

În urma reacțiilor chimice, se formează următoarele debite de CaSO₄:

- în focar

$$(M_{CaSO_4})_F = \frac{(m_{SO_2})_F \cdot 136}{64} = \frac{94,548 \cdot 136}{64} = 200,9145 \text{ kg/h} ,$$

- în reactor

$$(M_{CaSO_4})_R = \frac{(m_{SO_2})_R \cdot 136}{64} = \frac{99,2754 \cdot 136}{64} = 210,9602 \text{ kg/h}$$

Ca urmare, debitul de praf care intră în electrofiltru este

$$(M_{praf})_{EF} = (M_{CaO})_{EF} + (M_{CaSO_4})_F + (M_{CaSO_4})_R = 604,2128 \text{ kg/h} .$$

Concentrația prafului în gazele de ardere este

$$(C_{praf})_{EF} = \frac{(M_{praf})_{EF}}{B \cdot V_{gu}} = \frac{604,2128 \cdot 10^6}{3528 \cdot 10,23} = 16741,17 \text{ mg/Nm}^3 .$$

Dacă eficiența electrofiltrului este de 99,5 %, atunci concentrația prafului din gazele de ardere evacuate la coș este

$$C_{praf} = (1 - 0,995) \cdot (C_{praf})_{EF} = 83,70 \text{ mg/Nm}^3 ,$$

mai mare decât concentrația maximă admisibilă, de 50 mg/Nm³, corespunzătoare arderii combustibilului lichid. În același timp, această concentrație este mai mică decât aceea maximă admisibilă, pentru cazul arderii cărbunelui chiar și în instalații noi (100 mg/Nm³).

Bibliografie

- 2.1. ATAMAN E., COPACI A., MIHĂESCU L., *Desulfurarea gazelor de ardere prin aditivarea cărbunilor precombustie*, Energetica, 3, A, 1991.
- 2.2. ATAMAN E., *Desulfurarea gazelor de ardere de la cazanele ce ard păcură și gaze naturale*, Energetica, 4, A, 1994.
- 2.3. BIOCCHI S., *Les polluantes et les techniques d'épuration des fumées*, Lavoisier, TECHNIQUE & DOCUMENTATION, 1998.
- 2.4. BLANCHARD J.M., POPESCU M., CARRE J., *Analyse et traitement des rejets atmospheriques industriels*, INSA Lyon, Département de Génie Energétique, UTC București, Faculté d'Installations, 1996-1997.
- 2.5. COOPER C.D., ALLEY F.C., *Air Pollution Control: A Design Approach*, Waveland Press, Prospect Heights, III, 1986.
- 2.6. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.
- 2.7. DYR R.A., HEBB J., DARLING S.L., *The JEA CFB Demonstration Project: An Update*, 16th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Reno, Nevada, May, 2001.

-
- 2.8. EGGERSTEDT P., ZIEVERS J., ZIEVERS E., *Simultaneous Desulfurization and Filtration*, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems 1998 Conference, July 1998, Morgantown, West Virginia.
 - 2.9. GOIDICH J.S., LUNDQVIST G.R., *The Utility CFB Boiler – Present Status, Short and Long Term, Future With Supercritical and Ultra-Supercritical Steam parameters*, Conference PowerGen Europe 2002, Milan, July, 2001
 - 2.10. GUȘĂ M., *Energetică generală – note de curs*, Universitatea Tehnică „Gh.Asachi” Iași, 1994.
 - 2.11. HRISTESCU G., CONDREA C., ZISSULESCU E., MACARIE R., Tehnologiile de desulfurare, *Energetica*, 4, A, 1994.
 - 2.12. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenergetica și mediul*, Editura Tehnică, București, 1996.
 - 2.13. ISTRATE M., GUȘĂ M., *Impactul producerii, transportului și distribuției energiei electrice asupra mediului*, Editura AGIR, București, 2000.
 - 2.14. KWANG MOON, KWANG CHOI, SUNG GEUN SON, *Economics of Pre-Combustion and Ash Rejection of High-Sulfur Coals by Column Flotation and Enhanced Gravity Separation*, NETL Publications, 1999 Conference Proceedings of Thirteenth U.S. - Korea Joint Workshop on Energy and Environment.
 - 2.15. LUTTRELL G.H., VENKATRAMAN P., PHILLIPS D.I., YOON R.H., *Bech Scale Testing of the Multi-Gravity Separator in Combination with Microcell™*, Final Report USDOE, Contract No. DE-AC-22-92PC92205, March, 1995.
 - 2.16. MACARIE R., *Cercetări privind optimizarea instalațiilor de electrofiltre*, Teză de doctorat, Universitatea Politehnica București, 1996.
 - 2.17. McDONALD D.K., MADDEN D.A., SIVY J.L., *B&*W's Advanced Coal-Fired Low Emissions Boiler Systems: Preparation for and Preliminary Results of Subsystem Testing*, Coal Utilization & Fuel Systems Conference, Clearwater, Florida, March, 1996.
 - 2.18. NEGULESCU M., IANCULESCU S., VAICUM L., *Protecția mediului înconjurător*, Editura Tehnică, București, 1995.
 - 2.19. NEWMAN J.T., SAROFF L., WATTS J., *Confined Zone Dispersion Project: Public Design Report*, Bechtel Corporation, June, 1994.
 - 2.20. PEAVY H.S., ROWE D.R., TCHOBANOGLIOUS G., *Environmental engineering*, McGraw-Hill, 1985.
 - 2.21. PORTZER J.W., GANGWAL S.K., *Hot-Gas Desulfurization with Sulfur Recovery*, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems 1998 Conference, July 1998, Morgantown, West Virginia.
 - 2.22. SAVU A., DRAGOȘ L., SCARLAT N., *Reducerea poluării cu gazele de ardere, utilizând carbonatul de calciu-deșeu*, III-9, Sesiunea de comunicări științifice “Tehnologii eficiente și curate în industria energiei electrice”, București, mai 1995.
 - 2.23. SWANSON M.L., MANN M.D., *Advanced High-Temperature, High-Pressure Transport gasification*, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems 1998 Conference, July 1998, Morgantown, West Virginia.
 - 2.24. TSUO Y., McCLUNG J., SELAKUMAR K., *Improving Limestone Utilization in a Commercial-Scale Circulating Fluidized Bed Boiler Through Ash Reactivation and Recycle*, 15th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Savannah, Georgia, May, 1999.
 - 2.25. ȚUȚUIANU O., *Conservarea energiei și protecția mediului înconjurător*, *Energetica*, 3, A, 1991.
 - 2.26. VAARASLAHTI K., LAITINEN A., KESKINEN J., *Spray Charging of Droplets in a Wet Scrubber*, Journal of the Air & Waste management Association, Vol. 52, February, 2002.
 - 2.27. VLĂDEA I., *Instalații și utilaje termice*, Editura Tehnică, București, 1966.
 - 2.28. WARK K., WARNER C.F., *Air pollution—Its origin and control Second Edition*, Harper Collins Publishers, 1981.
 - 2.29. WARK K., *Air pollution—Its origin and contro*, Harper Collins Publishers, 1979.
 - 2.30. ***, *10 MW Demonstration of Gas Suspension Absorption*, Final Project Performance and Economics Report, AirPol Inc., New Jersey, U.S. Department of Energy, DE-F22-90PC90542, June, 1985.
-

-
- 2.31. ***, *A study of Toxic Emissions from a Coal-Fired Power Plant Utilizing the SNOX™ Innovative Clean Coal Technology Demonstration*, Report No. DOE/PC/93251-T3-Vol.1, Battle Columbus Operations, July 1994.
 - 2.32. ***, *Advanced Flue Gas Desulfurization (AFGD) Demonstration Project – A DOE Assessment*, U.S. Department of Energy/ National Energy Technology Laboratory, Report No. DOE/NETL-2001/1158, August, 201.
 - 2.33. ***, *Advanced Flue Gas Desulfurization (AFGD) Demonstration Project – Final Technical Report, Vol. II: Project Performance and Economics*, Pure Air on The Lake, L.P. April, 1996, No. DE96050313.
 - 2.34. ***, *Advanced Flue Gas Desulfurization (AFGD) Demonstration Project*, USDOE Comprehensive Report to Congress Clean Coal Technology Program, DOE/FE-0150, November 1989.
 - 2.35. ***, *Advanced Flue Gas Desulfurization Project – Bailly Generating Station*, Final Environmental Monitoring Plan, U.S. Department of Energy, 14908, January, 1991.
 - 2.36. ***, *Advanced Technologies for the Control of Sulfur Dioxide Emissions from Coal-Fired Boilers*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 12, June, 1999.
 - 2.37. ***, *Analysis of Whitewater Valley Unit 2 ESP Problems During Operation of the LIFAC SO₂ Control Process*, Southern Research Institute Report, 28304, August, 1993.
 - 2.38. ***, *Babcock & Wilcox Circulating Fluid Bed Boiler – Description & Specifications*, Babcock & Wilcox Technical Papers, <http://www.tbwindia.com/boiler> și <http://www.babcock.com>.
 - 2.39. ***, *Confined Zone Dispersion Flue Gas Desulfurization Demonstration*, Comprehensive Report to Congress on the Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, September, 1990, Report No. DOE/FE-0203P.
 - 2.40. ***, *Coolside and LIMB: Sorbent Injection Demonstrations Nearing Completion*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 2, September, 1990.
 - 2.41. ***, *Draft LIFAC Demonstration at Richmond Power and Light Whitewater Valley Unit No. 2*, Final Report, Vol. II: Project Performance and Economics, ICF Kaiser Engineers, LIFAC North-America, April, 1998.
 - 2.42. ***, *EDV Type Flue Gas Treatment System*, Hitachi Zosen Corporaion, <http://www.hitachi-zosen.co.jp>.
 - 2.43. ***, *Environmental Assessment – Innovative Clean Coal Technology Program Advanced Flue Gas Desulfurization Demonstration Project*, U.S. Department of Energy Report, DOE/EA-0420, April, 1990.
 - 2.44. ***, *LIFAC Sorbent Injection Desulfurization Demonstration Project: A DOE Assessment*, U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory, DOE/NETL-2001/1141, January, 2001.
 - 2.45. ***, *LIFAC Sorbent Injection Desulfurization Project*, Final Report, LIFAC North-America, NTIS-DE96004421 – Program Update 2000.
 - 2.46. ***, *Procédé de combustion en lit fluidisé – un technologie éprouvée et rentable*, Von Roll Inova, <http://www.vonroll.ch/inova>
 - 2.47. ***, *SO₂ Removal Using Gas Suspension Absorption Tecnology*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 4, April, 1995.
 - 2.48. ***, *Technologies for The Combined Control of Sulfur Dioxide and Nitrogen Oxide Emissions from Coal-Fired Boilers*, Clean Coal Technology, Topical Report No. 13, May, 1999.
 - 2.49. ***, *The Tampa Electric Integrated Gasification Combined-Cycle Project*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 19, July, 2000.
 - 2.50. ***, *The Wabash River Coal Gasification Repowering Project*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 20, September, 2000.
 - 2.51. ***, *Techniques de reduction et coûts – Les oxides de soufre*, <http://www.citepa.org>.
-

CAPITOLUL 3

REDUCEREA EMISIILOR DE OXIZI DE ZOT

3.1. Formarea oxizilor de azot în instalațiile de ardere

Aerul atmosferic este poluat cu oxizi de azot, din categoria acestora făcând parte: monoxidul (NO), dioxidul (NO₂), trioxidul (N₂O₃), pentoxidul (N₂O₅) și protoxidul (N₂O) de azot. Dintre toți acești oxizi, cel mai important rol, în poluarea atmosferică, îl dețin NO și NO₂. Generic, aceste două categorii de oxizi sunt denumite NO_x. Protoxidul de azot, considerat inițial ca fiind inofensiv, are un impact negativ asupra stratului de ozon.

Normele de emisie, impuse instalațiilor de ardere a combustibililor fosili în scopuri energetice, fac referire la totalul emisiilor de oxizi de azot, fără să fie specificată ponderea acestora în emisia totală. La nivelul coșurilor de fum ale generatoarelor de abur, ponderea cea mai mare, în totalul emisieii de oxizi de azot, o deține NO₂. Normele de emisie fac referire numai la NO₂, deoarece cantitatea, oricum mică, de NO se transformă, rapid, în atmosfera liberă, în NO₂.

Abordarea formării oxizilor de azot numai pe baza acestor observații conduce la concluzia eronată a formării preponderente de NO₂. În realitate, în camerele de ardere ale generatoarelor de abur se formează mai ales NO, dioxidul de azot reprezentând 5 ÷ 10 % din totalul oxizilor de azot [3.29, 3.8]. Ulterior, în canalele de gaze și în atmosferă liberă, monoxidul de azot se transformă în NO₂.

În procesul de combustie, monoxidul de azot se formează prin trei mecanisme distincte, și anume:

- ✓ mecanismul *termic*;
- ✓ mecanismul *formării oxidului de azot prompt sau timpuriu*.
- ✓ mecanismul de *formare a NO din azotul existent în combustibil*;

Prin mecanismul termic și prin cel prompt, NO rezultă prin oxidarea azotului molecular, aflat în aerul necesar arderii, la temperatura înaltă din flacără și în condițiile existenței de oxigen în exces. Dacă în cazul mecanismului termic reacțiile sunt, în principal, reacții de oxidare, în cazul mecanismului prompt reacțiile de oxidare se desfășoa-

ră doar în finalul procesului. Astfel, în primele faze ale combustiei, se formează radicali liberi, de tip cianid (HCN) și oxicianid (HNCO), care participă la reacții complexe de reducere. Rezultă astfel diverse specii ale amoniului (NH_i , $i = 0,1,2,3$), care, în final, sunt oxidate.

Reacții similare mecanismului prompt se desfășoară și în cazul formării de monoxid de azot din azotul existent în combustibil. Practic, independent de tipul combinației inițiale a azotului din combustibil, NO se formează prin reacții de reducere, în care sunt implicați radicali liberi, și ulterior, prin reacții de oxidare.

Reprezentarea schematică a modalităților de formare și, în același timp, de reducere a oxizilor de azot, la azot molecular, este dată în figura 2.1 [2.38].

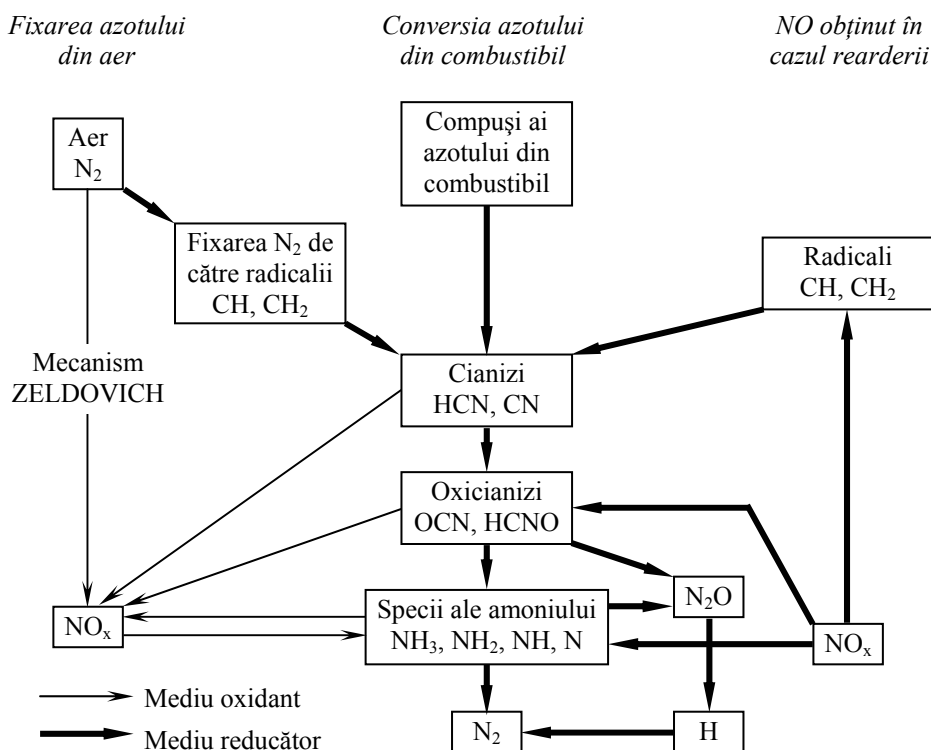


Fig. 3.1. Formarea și reducerea oxizilor de azot în instalațiile de ardere a combustibililor fosili

În diagrama din figura 3.1, apare o cale suplimentară, față de cele trei mecanisme de formare a NO_x . Aceasta corespunde reducerii NO_x prin metoda post-arderii, caz în care, o cantitate de combustibil se introduce în aval de zona principală de combustie.

O prezentare sintetică a reacțiilor de formare a oxizilor de azot în instalațiile de ardere a combustibililor fosili, zona din instalație în care acestea se desfășoară, precum și parametrii care influențează cinetica reacțiilor, este dată în tabelul 3.1 [3.29].

Tabelul 3.1. Formarea oxizilor de azot

Oxizii de azot		Zona de producere	Mecanismul reacției	Factorii de influență
NO	termic	- flacără, - zona de după reacție.	<i>după Zeldovici:</i> a) exces de aer: $O + N_2 = NO + N$ $N + O_2 = NO + O$ b) exces de combustibil: $N + OH = NO + H$	- concentrația de oxigen atomic; - timpul de reacție; - temperatura (peste 1300 °C).
	prompt	- flacără	<i>după Fenimore:</i> $CN + H_2 = HCN^* + H$ $CN + H_2O = HCN^* + OH$ $CN + H_2 = HCN^* + N^*$	- concentrația de oxigen atomic; - coeficientul de exces de aer.
	din azotul existent în combustibil	- flacără	(CN și CH) + (H ₂ , H ₂ O și N ₂) ↓ cianizi (HCN) ↓ radicali NH _i +(O sau OH) → NO	- concentrația azotului din combustibil; - concentrația oxigenului; - coeficientul de exces de aer; - temperatura flăcării.
NO ₂		- flacără	<i>după Fenimore:</i> $NO + H_2O = NO_2 + H_2$	- încetinirea bruscă a reacției de ardere.
		- canale de gaze, - coș de fum.	<i>după Bodenstein:</i> $2 NO + O_2 = 2 NO_2$	- temperatura (la temperaturi mai mici de 650 °C); - concentrația oxigenului; - timpul de reacție.
		- atmosferă liberă	$NO_2 + \text{ruv} = NO + O$ $O + O_2 + M = O_3 + M$ $NO + O_3 = NO_2 + O_2$	- concentrația oxigenului; - lumina solară; - timpul de reacție; - gradul de opacitate al atmosferei
<i>Obs. *) produse care se poate considera că se vor transforma în NO_x.</i>				
<i>Notații: ruv – radiații ultraviolete; M – partener de ciocnire.</i>				

Mecanismul prompt de formare a NO se caracterizează prin viteză mare de evoluție, procesul de formare a NO din azotul existent în combustibil este mai lent, iar cel mai lent mecanism de formare a NO este cel termic.

3.1.1. Mecanismul termic de formare a oxizilor de azot

Conform teoriei lui Zeldovici, NO termic se formează în flacără, reacțiile depinzând de excesul uneia dintre componentele amestecului carburant, astfel [3.29]:

- ✓ în cazul excesului de oxigen, azotul molecular este oxidat de radicalii de oxigen, rezultați din descompunerea termică a oxigenului molecular; radicalii de azot atomic, rezultați din această reacție și/sau din descompunerea termică a azotului mole-

cular, reacționează cu oxigenul molecular, astfel încât, pe ansamblu, reacția globală de oxidare este de forma



- ✓ în cazul excesului de combustibil, radicalii oxidril, produși prin ardere, reacționează cu radicalii de azot, formați prin descompunerea termic.

Principalele considerații referitoare la formarea NO termic sunt următoarele:

- ✓ Cantitatea de NO termic este strict dependentă de temperatură, reacțiile de oxidare devenind intense în zonele din focar în care temperatura este mai mare de 1300 °C. Astfel se poate explica rolul secundar al acestui mecanism în formarea de NO, la focarele pentru cărbune pulverizat.
- ✓ Reducerea minoră a temperaturii de ardere, în focarele cu încărcare termică ridicată, determină reducerea importantă a cantității de NO termic, comparativ cu situația în care aceeași măsură se ia pentru focarele cu încărcare termică mai scăzută. Explicația este dată de dependența exponențială de temperatură, a formării de NO termic.
- ✓ Cantitatea de NO termic depinde de tipul instalației de combustie, nu numai prin temperatură, ci și prin timpul de rezidență a combustibilului în focar și prin turbulența amestecului carburant. Astfel, la focarele cu evacuarea cenușii în stare uscată, contribuția acestui mecanism este de aproximativ 20 %, din cantitatea totală de oxizi de azot formați, pe când la focarele cu evacuarea cenușii în stare lichidă, cantitatea de NO termic poate atinge valoarea de 50 %. În cazul arderii păcurii și a gazelor naturale, contribuția acestui mecanism poate depăși 50 %, depinzând, însă, foarte mult de coeficientul de exces de aer (λ) [3.29].

3.1.2. Mecanismul prompt de formare a oxizilor de azot

Monoxidul de azot prompt se formează numai în flacără, în primele etape ale arderii, ca efect al interacțiunii radicalilor de forma CN și CH cu molecule de H₂, H₂O și N₂. Inițial, se formează compuși de tip cianid (HCN) care, ulterior, se transformă în radicali de forma NH_{*i*} (*i* = 0, 1, 2, 3). Acești radicali ai azotului, în prezența oxigenului atomic sau a radicalilor oxidril, conduc la formarea monoxidului de azot.

Formarea azotului atomic și a compușilor de forma CN, în primele etape ale combustiei, este posibilă doar în zone ale flăcării cu condiții substoichiometrice de ardere, bogate în combustibil. Datorită acestui fapt, cantitatea de NO prompt este foarte mică, mai puțin de 10 ppm [3.29], sau 5 ÷ 10 % din totalul emisiei [3.4].

3.1.3. Formarea oxizilor de azot din azotul existent în combustibil

Monoxidul de azot provenit din azotul existent în combustibil se formează în fla-

cără, după un mecanism complex, necunoscut în intimitatea lui. Din azotul conținut de combustibil, se formează, inițial, compuși secundari ai azotului (HCN, NH₃ și CN), care evoluează, în prezența oxigenului, în sensul formării de NO și azot molecular.

Principalii factori, care determină cantitate de NO formată din azotul existent în combustibil, sunt:

- ✓ conținutul de azot al combustibilului,
- ✓ concentrația de oxigen în flacără,
- ✓ timpul de reacție,
- ✓ temperatura flăcării.

Cantitatea de NO, care se obține din azotul conținut de combustibil, poate fi calculată cu o relație de forma [3.29]

$$P_{N_2 \rightarrow NO} = \frac{x_{O_2} \cdot k_{NO}}{x_{N_2} \cdot k_{N_2}} \cdot \frac{1}{2 \cdot R \cdot T} \cdot e^{(E_{N_2} - E_{NO})}, \quad (3.2)$$

unde:

$P_{N_2 \rightarrow NO}$ - partea de azot, conținut în combustibil, care se transformă în NO;

x_{O_2} ; x_{N_2} - raportul molar al concentrației inițiale de O₂, respectiv al concentrației combinațiilor azotului din amestecul inițial;

k_{NO} ; k_{N_2} - constanta vitezei de reacție pentru NO, respectiv pentru N₂, în s⁻¹;

E_{NO} ; E_{N_2} - energia de activare pentru NO, respectiv pentru N₂, în J/kmol;

R - constanta generală a gazului perfect = 8314 J/(kmol·°K);

T - temperatura absolută, în °K.

În tabelul 3.2, sunt date valori, obținute prin experiment, ale constantelor vitezei de reacție și ale energiilor de activare, pentru formarea NO și N₂, din diferiți compuși ai azotului, existenți în combustibilii fosili [3.29].

Tabelul 3.2. Valori experimentale ale constantei vitezei de reacție și ale energiilor de activare pentru formarea NO și a N₂ din diferiți compuși azotați.

Compus al azotului	Formarea de NO		Formarea de N ₂	
	k_{NO} (s ⁻¹)	E_{NO} (kJ/kmol)	k_{N_2} (s ⁻¹)	E_{N_2} (kJ/kmol)
(CN) ₂	3,0·10 ⁸	168	1,2·10 ¹⁰	134
HCN	1,0·10 ¹⁰	287	3,0·10 ¹²	252
NH ₃	4,0·10 ⁶	134	1,8·10 ⁸	113
N ₂	1,2·10 ⁷	252	-	-

Notații: k_{NO} , k_{N_2} – constanta vitezei de reacție pentru NO respectiv N₂, în s⁻¹;
 E_{NO} , E_{N_2} – energia de activare pentru NO respectiv N₂, în kJ/kmol.

Energia de activare, necesară producerii de azot molecular, este mai mică decât aceea necesară formării monoxidului de azot. Datorită diferenței foarte mici dintre cele

două valori ale energiei de activare, transformarea unei părți din azotul existent în combustibil în NO este foarte puțin dependentă de temperatură. Influența redusă a temperaturii și valoarea mică a energiei de activare fac ca procesul de formare a NO să se finalizeze imediat în spatele flăcării.

Datorită similitudinii mecanismelor de formare a NO prompt și a NO din azotul existent în combustibil, se poate trage concluzia că nici cantitatea de NO prompt nu depinde mult de temperatură.

Parametrii care influențează, în mod semnificativ, mecanismul de formare a NO din azotul existent în combustibil sunt:

- ✓ concentrația oxigenului din flacără,
- ✓ conținutul inițial de azot din combustibil,
- ✓ timpul de staționare a combustibilului în zona flăcării.

În mod convențional, timpul de staționare este definit ca fiind durată necesară pentru parcurgerea, de către gazele de ardere, a distanței dintre centrul arzătorului principal și zona unde acestea s-au răcit, până la temperatura de 800 °C.

Influența temperaturii și a calității combustibilului asupra degajării azotului din acesta este redată în figurile 3.2 și 3.3 [3.29].

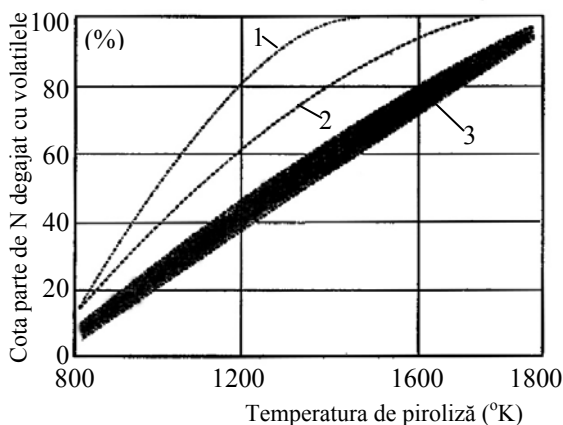


Fig. 3.2. Influența temperaturii și a calității combustibilului asupra degajării azotului din acesta: 1 – cărbune brun; 2 – ulei tînă; 3 – ulei bătrîn.

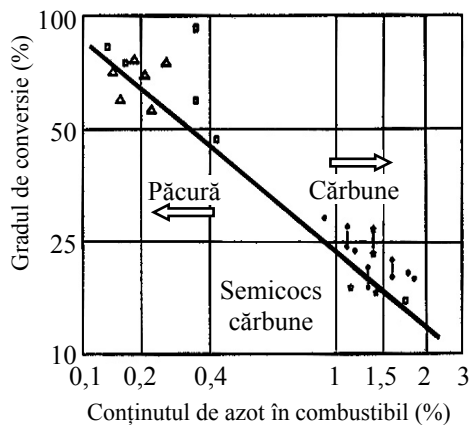


Fig. 3.3. Gradul de conversie a azotului din combustibil, pentru diverse calități ale combustibilului.

Cantitatea de azot, degajată simultan cu materiile volatile, crește la creșterea temperaturii. La o aceeași temperatură, această cantitate este cu atât mai mare cu cât combustibilul este de calitate mai slabă (figura 3.2). Această cantitate de azot se poate transforma, ulterior, în NO, în cazul în care există exces de oxigen, sau în N_2 , dacă mediul este unul de tip reducător. Evident, rezultă și cantități suplimentare de NO și N_2 , ca efect al transformărilor pe care le suportă compușii azotați (amine – NH_3 , cianizi – HCN).

În cazul cărbunilor tineri, procesul de degajare a volatilelor se încheie la temperaturi de aproximativ 1500 °C.

În figura 3.3, prin *grad de conversie al azotului* se înțelege raportul masic dintre cantitatea de oxizi de azot formată și cantitatea maximă, care s-ar putea forma dacă tot azotul din combustibil se transformă în oxizi de azot. Cantitatea maximă de oxizi de azot se exprimată, în majoritatea situațiilor, prin cantitatea maximă de NO₂ și se poate determina cu relația [3.29]

$$(NO_2)_{\max} = \frac{N_c \cdot 46/14}{V_{gu}} \cdot \rho_g \cdot 1000 \quad [mg/m^3_N], \quad (3.3)$$

în care:

N_c – cantitatea de azot din combustibil, în g/kg;

ρ_g - densitatea gazelor de ardere, în kg/m³_N;

V_{gu} - masa gazelor uscate, în kg gaze/kg combustibil.

Din figura 3.3, se observă că gradul de conversie este cu atât mai mic cu cât conținutul de azot din combustibil este mai mare, gradul de conversie scăzând, însă, într-o măsură mai mică decât creșterea conținutului de azot din combustibil. Aceste efecte se suprapun, astfel încât, pe ansamblu, se poate afirma că emisia de oxizi de azot este cu atât mai mare cu cât conținutul de azot din combustibil este mai ridicat.

Conversia azotului conținut în combustibil în NO este, deci, și ea dependentă de temperatura de ardere, însă în altă manieră față de cazul formării NO termic. Această observație este evidențiată de curbele din în figura 3.4 [3.29], care dau dependența dintre temperatura flăcării și cantitatea de NO produsă, pentru toate cele trei mecanisme de formare a oxizilor de azot.

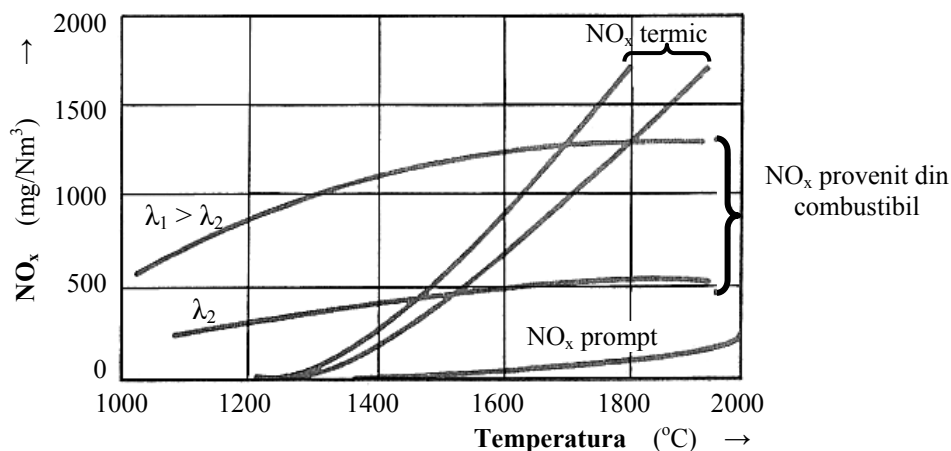
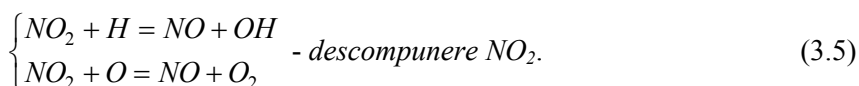


Fig. 3.4. Dependenta cantității de NO_x format de temperatura din flacără, pentru cele trei mecanisme și diferiți coeficienți de exces de aer (λ).

Astfel, la temperaturi joase, gradul de conversie a azotului din combustibil este puternic dependent de temperatură, în timp ce, la temperaturi înalte, gradul de conversie se stabilizează, practic, la un anumit nivel, devenind, astfel, puțin dependent de temperatura din flacără.

În cazul utilizării unor metode de reducere chimică a oxizilor de azot, este important să se cunoască ponderea celor două tipuri de oxizi (NO și NO_2), în secțiunea în care este instalat sistemul de denitrurare. Așa cum s-a arătat anterior, ponderea NO_2 în focar este de ordinul a $5 \div 10$ %. Totuși, în anumite condiții de funcționare, cantitatea de NO_2 poate depăși, cu mult, 10 % din totalul emisiei de NO_x [3.8].

Conform teoriei lui Fenimore, NO_2 se obține din reacția NO cu vaporii de apă, în zonele din focar în care flacăra este rapid răcită (tabelul 3.1). Conform teoriei lui Hori [3.8] însă, reacțiile de formare și de descompunere a NO_2 , în focar, sunt de forma:



În mod obișnuit, raportul NO_2/NO_x este mic, chiar la temperaturi relativ mici, deoarece reacțiile de descompunere a NO_2 sunt rapide. Totuși, dacă gazele de ardere sunt rapid răcite de către un debit suplimentar de aer, se pot înregistra concentrații semnificative de NO_2 . Valori maxime ale concentrației de NO_2 în amestecul de gaze de ardere și aer se înregistrează pentru temperaturi cuprinse între 800 și 900 °K. În cazul excesului de aer, concentrația ridicată de NO_2 se datorează cantității inițiale mari de NO . În cazul excesului de combustibil, cantitatea mare de narse și de radicali liberi face să crească concentrația radicalilor de tip HO_2 și, implicit, cantitatea de NO_2 .

Dependența cantităților de NO_2 și de NO_x de cantitatea de aer suplimentar, introdusă deasupra flăcării (introducerea unei cantități de *aer superior* fiind una dintre metodele de reducere a emisiilor de NO_x), este ilustrată în figura 3.5 [3.8].

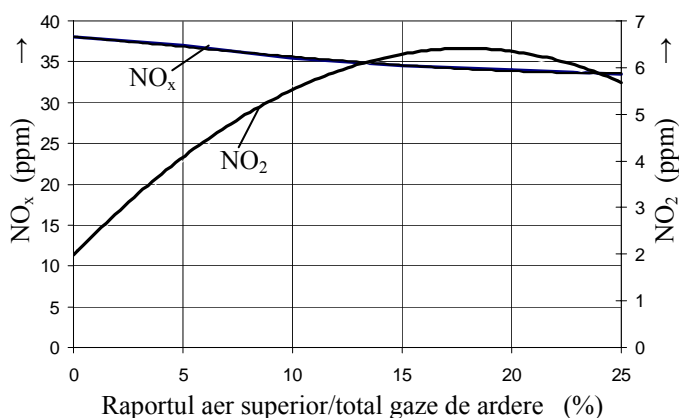


Fig. 3.5. Dependenta cantitatilor de NO_2 și NO_x de ponderea debitului de aer superior în debitul total de gaze de ardere

Se poate observa, astfel, că insuflarea de aer superior determină reducerea cantității totale de oxizi de azot, însă, tocmai la acele valori ale debitului aerului superior la care efectul reducerii NO_x este maxim, cantitatea de NO_2 este, de asemenea, maximă.

În canalele de gaze și în atmosfera liberă, NO_2 se formează, în continuare, prin oxidarea monoxidului de azot, indiferent de mecanismul prin care acesta din urmă s-a produs. Procesul de formare a NO_2 se desfășoară relativ lent în flacără, mai rapid în canalele de gaze de ardere și foarte rapid în atmosfera liberă. Viteza mare de oxidare a NO în atmosfera liberă, este datorată, în principal, concentrației mari a oxigenului din aerul atmosferic.

3.1.4. Ponderea celor trei mecanisme în formarea NO_x total

Pe ansamblu, formarea oxizilor de azot în instalațiile de combustie industriale depinde de următorii parametri:

- ✓ *parametri de ardere*: temperatura, concentrația oxigenului în zona pirolizei primare și timpul de staționare a combustibilului în focar;
- ✓ *proprietățile combustibilului*: puterea calorifică, conținutul de azot, conținutul de materii volatile și reactivitatea.

Pentru majoritatea unităților de combustie, în care se arde cărbune, NO termic reprezintă aproximativ 20 % din cantitatea de oxizi de azot, restul provenind din azotul existent în combustibil [3.33]. Totuși, în instalațiile de ardere care funcționează la temperaturi ridicate, cantitatea de NO produsă prin mecanism termic o poate depăși, cu mult, pe aceea provenită din azotul existent în combustibil.

Ponderea celor trei mecanisme, în formarea NO_x total, este greu de stabilit, cu rigurozitate. Contribuția NO_x provenit din azotul existent în combustibil poate fi determinată prin experimente de laborator, în care se introduce un amestec de oxigen și argon, în loc de aer. Evident, astfel de experimente nu pot fi dezvoltate până la scara cazanelor energetice, aflate în exploatare. Totuși, prin raportul dintre diverșii izotopi, azotul existent în combustibil diferă de cel din aerul atmosferic. În consecință, raportul dintre diverșii izotopi ai azotului poate fi utilizat pentru stabilirea ponderii fiecărui mecanism de formare a oxizilor de azot. Astfel, analiza raportului izotopilor $^{15}\text{N}/^{14}\text{N}$ permite stabilirea unor concluzii referitoare la participarea fiecărui mecanism la formarea NO_x total [3.33].

Modificare cantității izotopului ^{15}N din gazele de ardere, în raport cu aceea din azotul atmosferic, poate fi definită cu o relație de forma

$$\delta \text{ } ^{15}\text{N} = \left[\frac{\left(\frac{^{15}\text{N}}{^{14}\text{N}} \right)_{\text{gaze de ardere}}}{\left(\frac{^{15}\text{N}}{^{14}\text{N}} \right)_{\text{N}_2 \text{ atmosferic}}} - 1 \right] \cdot 10^3 \text{ (‰)}. \quad (3.6)$$

Pentru NO_x rezultat din motoarele cu ardere internă, cantitatea $\delta \text{ } ^{15}\text{N}$ este negativ, în timp ce arderea cărbunelui în generatoarele de abur conduce la valori pozitive

ale acestei cantități [3.24].

Pentru o gamă largă de tipuri de cărbune, valorile $\delta^{15}N$ sunt cuprinse între 0 ‰ și +5 ‰, valorile mai mari fiind obținute pentru cărbunii cu un conținut ridicat de carbon [3.33]. Distribuția valorilor într-un domeniu restrâns permite aplicarea metodei de analiză, bazate pe concentrația izotopilor azotului, pentru o gamă largă de generatoare de abur, în care se arde cărbune.

În cazul formării de NO numai din aerul necesar arderii (prin mecanism termic și prompt), $\delta^{15}N$ ia valori negative, similar arderii combustibililor lichizi în motoarele cu ardere internă. Rezultă, astfel, că moleculele mai grele de azot din aer (^{15}N) intră în reacție cu o cinetică mai redusă decât moleculele ușoare (^{14}N). În consecință, mai ales moleculele de ^{14}N , din aer, participă la formarea NO termic.

O cantitate semnificativă de NO prompt se formează doar dacă se introduce și o cantitate suplimentară de CH_4 , prin arzătoarele cazanului. În orice condiții, se pare că tocmai NO prompt este cel care determină valori negative mari (- 14 ‰) ale cantității $\delta^{15}N$ [3.33].

NO_x rezultat din azotul de origine organică se caracterizează prin valori pozitive, relativ mici, ale cantității $\delta^{15}N$ [3.33]. Rezultă, astfel, că moleculele ușoare ale azotului existent în combustibil sunt mai rapid eliberate decât moleculele mai grele.

Asemenea rezultate pot fi utilizate pentru estimarea cantității de NO termic produs de instalațiile mari de combustie. Astfel, în cazul arderii cărbunelui pulverizat, în unități de mare putere, cantitatea de NO termic este cuprinsă între 10 ÷ 20 % [3.33].

Deși nu se poate preciza, foarte riguros, care este ponderea fiecărui mecanism în formarea cantității totale de oxizi de azot, pentru cazul arderii combustibililor fosili, în scopuri energetice, se pot sintetiza următoarele considerații:

- ✓ Participarea mecanismului prompt la formarea cantității totale de NO este mică (5 ÷ 10 %) [3.4], indiferent de tipul combustibilului și de tehnica de combustie adoptată.
- ✓ În focarele pentru arderea cărbunelui pulverizat și cu evacuarea cenușii în stare solidă, unde temperatura de ardere este de 1300 ÷ 1400 °C, se formează puțin NO termic, cea mai mare cantitate de NO provenind din azotul eliberat o dată cu materiile volatile.
- ✓ În focarele pentru arderea cărbunelui brun și în focarele cu ardere în strat fluidizat, NO se formează, practic în totalitate, din azotul conținut de combustibil.
- ✓ În focarele pentru praf de cărbune și evacuarea cenușii în stare lichidă, NO termic are ponderea cea mai mare.
- ✓ Proprietatea specifică cărbunilor de a forma NO depinde atât de conținutul de azot, cât și de conținutul de volatile și de viteza de degajare a acestora.
- ✓ Reducerea cantității de NO se poate obține prin reducerea concentrației de oxigen, atât în zona arzătoarelor, cât și pe întreaga înălțime a focarului. Acest aspect este ilustrat în figura 3.6 [3.29], în care este reprezentată dependența concentrației de NO_x și de nearse de coeficientul excesului de aer (λ).
- ✓ Reducerea coeficientului de exces de aer determină reducerea importantă a concen-

trației de NO_x , însă, în același timp, conduce la creșterea semnificativă a conținutului de nearse.

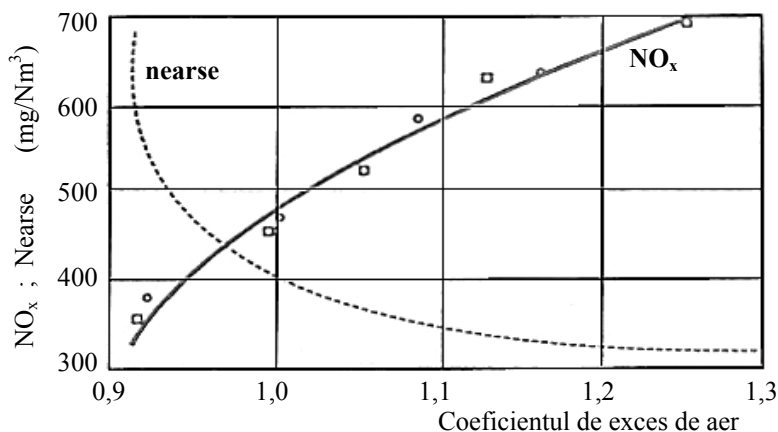


Fig. 3.6. Dependenta concentrației de NO_x și de nearse de coeficientul excesului de aer.

3.2. Controlul emisiilor de NO_x din gazele de ardere

Tratarea emisiilor de oxizi de azot este mai dificilă și mai complexă decât tratarea emisiilor de oxizi de sulf, principalele dificultăți rezultând din insolubilitatea monoxidului de azot în soluții apoase.

Tehnicile de control a emisiilor de oxizi de azot, indiferent de etapa procesului de combustie în care sunt aplicate, trebuie să fie rezultatul analizei parametrilor care influențează cantitatea de NO_x generată, în concordanță cu valorile normate de emisie și de imisie, ale poluantului.

Parametrii care influențează cantitatea de NO_x , produsă în generatoarele de abur, pot fi clasificați astfel [2.29, 2.30, 2.34, 2.46]:

- ✓ geometria și de modul de exploatare a cazanelor energetice:
 - temperatura în zona arderii,
 - coeficientul de exces de aer,
 - tipul și amplasarea arzătoarelor,
 - sarcina cazanului;
- ✓ calitatea combustibilului:
 - conținutul de azot.
 - puterea calorifică;
- ✓ conținutul de materii volatile din cărbune:
 - cantitatea,
 - temperatura și viteza de degajare a materiilor volatile.

Tehnicile de control a emisiilor de NO_x pot fi aplicate la nivelul focarului sau la nivelul canalelor secundare de gaze de ardere. Tehnicile intracombustie poartă denumirea de metode primare de tratare, iar cele postcombustie poartă denumirea de metode secundare. Pentru reducerea accentuată a emisiei de NO_x pot fi aplicate simultan metode primare și metode secundare de tratare, combinații de două metode secundare sau metode secundare care asigură, simultan, și desulfurarea gazelor de ardere.

Spre deosebire de tehnicile de desulfurare a gazelor de ardere, în cazul tehnicilor de denitrurare nu există metode de reducere a emisiei, aplicabile încă din etapa de preparare a combustibilului. În plus, o parte din emisia de NO_x provine din transformarea azotului existent în aerul necesar arderii, iar utilizarea unor amestecuri de gaze inerte și oxigen este departe de a fi economic aplicabilă, la scară industrială. Cu toate acestea, poate fi considerată ca fiind o metodă de control, de tip precombustie, alegerea unui combustibil cu conținut redus de azot. Astfel, gazele naturale nu au azot în compoziția lor, iar combustibilii lichizi au azot organic mai puțin decât cărbunii energetici. Dacă concentrația azotului în combustibil este mai mică de 1,5 %, practic, nu mai este necesară aplicarea nici unui procedeu de reducere a emisiei de NO_x .

O altă soluție posibilă de reducere a emisiei de NO_x , aplicată actualmente doar în instalații energetice pilot, este aceea de ardere simultană a cărbunelui pulverizat și a biomasei [3.36].

Tot în categoria tehnicilor precombustie, poate fi inclusă și creșterea fineții particulelor de cărbune, obținându-se, astfel, o oarecare reducere a emisiei de NO_x , însă numai în cazul arderii cărbunilor cu conținut redus de materii volatile [3.32].

Așa cum se poate observa și din figura 3.7, indicele costului relativ al aplicării metodelor primare este cuprins între 60 și 120, la un grad de reducere a emisiilor cuprins între 20 și 62 %.

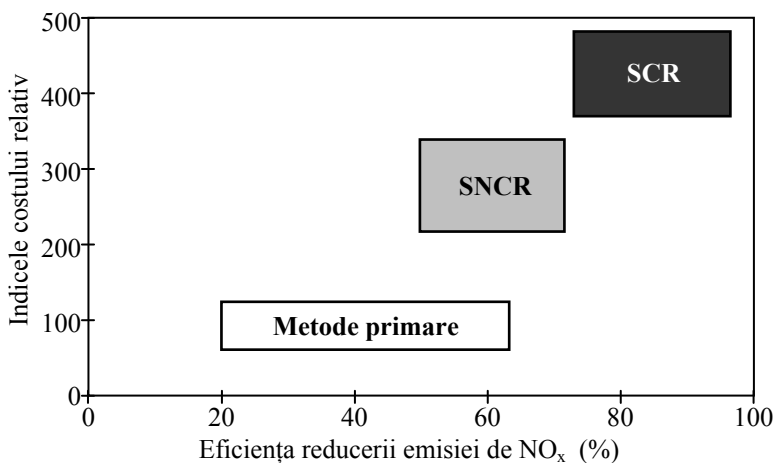


Fig. 3.7. Indicele costului relativ al aplicării tehnicilor de denitrurare funcție de eficiența acestora (SNCR - reducere selectivă noncatalitică; SCR - reducere catalitică selectivă)

Tehnicile postcombustie sunt net mai costisitoare decât cele intracombustie (indici ai costului relativ cuprinși între 250 % și 480 %, funcție de tipul metodei), însă sunt singurele care asigură reducerea emisiilor sub nivelul maxim admisibil normalizat (grade de epurare de 50÷95 %) [3.7].

În costuri absolute, investițiile pentru aplicarea tehnicilor primare de denitrurare sunt de ordinul a 8 ÷ 17 EUR/kW, la cazanele care ard huilă, și de ordinul a 30 ÷ 40 EUR/kW, la cazanele în care se arde cărbune brun.

Pentru depoluarea gazelor de ardere și pentru atenuarea poluării sonore, generate de termocentrale, costul de investiție reprezintă aproximativ 27 % din costul integral al centralei noi, în condițiile în care numai investiția pentru sistemul de control al emisiei de NO_x poate reprezenta 7 % din investiția totală.

O posibilă clasificare a tehnicilor de control a emisiilor de NO_x din gazele de ardere este dată în tabelul 3.3.

Tabelul 3.3. Clasificarea tehnicilor de control a emisiilor de NO_x

Metode intracombustie		Dimensionarea optimă a focarului	
		Arderea în trepte (la nivelul arzătoarelor și/sau al întregului focar)	
		Arderea nestoichiometrică (controlul fluxului de aer sau de combustibil)	
		Recircularea gazelor de ardere	
		Modificarea parametrilor operativi	
		Arderea în strat fluidizat	
Metode post-combustie	Procedee uscate	Reducerea selectivă noncatalitică (Selective Non-Catalytic Reduction)	
		Reducere catalitică	Selectivă (Selective Catalytic Reduction)
			Neselectivă (Non-Selective Catalytic Reduction)
		Adsorbția pe carbon activ sau oxid de cupru ^{*)}	
	Reducere prin intermediul fluxurilor de electroni accelerați ^{*)}		
	Procedee umede ^{*)}	Oxidare – absorbție – reducere	
		Oxidare – absorbție	
		Absorbție – reducere sau Absorbție – oxidare	
^{*)} Procedeele sunt utilizate simultan și pentru controlul emisiei de SO ₂ .			

3.2.1. Tehnici intracombustie

Tehnicile primare, aplicabile la nivelul focarelor generatoarelor de abur, acționează asupra acelor parametri ai combustiei care influențează semnificativ cantitatea de NO, indiferent de mecanismul prin care aceasta este generată în focar (§ 3.1), fără aportul unor reactivi suplimentari.

Deoarece temperatura ridicată și excesul mare de oxigen, în zona combustiei, conduc la formarea unei cantități importante de oxizi de azot, este justificat ca, prin metode intracombustie, să se urmărească scăderea simultană a temperaturii și a coefi-

cientului de exces de aer. Nu trebuie neglijat, însă, faptul că, pe lângă temperatură și cantitatea de oxigen, concentrația azotului organic, puterea calorică, conținutul și viteza de degajare a materiilor volatile sunt parametri ce influențează, considerabil, cantitatea de oxizi de azot, generată în focarele cazanelor energetice.

În concluzie, se poate afirma că factorii care influențează, decisiv, formarea oxizilor de azot sunt în strânsă legătură cu:

- ✓ tipul combustibilului,
- ✓ geometria generatoarelor de abur,
- ✓ modul de exploatare al acestor instalații.

Pe lângă acești factori, care țin, strict, de formarea unei anumite cantități de oxizi de azot, metodele intracombustie trebuie să țină seama și de o serie de factori secundari, care influențează eficiența procesului tehnologic de combustie și durata de viață a instalației de ardere. Asemenea factori sunt:

- ✓ stabilitatea flăcării,
- ✓ cantitatea de carbon nears în cenușa zburătoare,
- ✓ cantitatea de zgură,
- ✓ viteza de corodare țevilor vaporizatorului.

Asocierea mai multor metode intracombustie poate asigura un nivel acceptabil al emisiei de NO_x . Există însă generatoare mari de abur, mai ales de tipul celor în care se arde cărbune energetic, pentru care aplicarea unor măsuri primare de control nu este suficientă, acestea nereușind reducerea emisiei de NO_x , sub limita admisibilă. În aceste situații, este obligatorie adoptarea unor măsuri secundare de control a emisiei. Chiar și în aceste condiții, este preferabil să se adopte măsuri primare de control, reducerea parțială a poluantului având efecte favorabile, atât din punct de vedere tehnic, cât și economic, asupra funcționării instalației de denitrurare secundară. Astfel, în cazul în care sistemul secundar utilizează un catalizator și amoniac (SCR), se reduce consumul de amoniac și crește durata de viață a catalizatorului. Din aceste motive, generatoarele mari de abur, în care se arde cărbune, sunt echipate, în majoritatea aplicațiilor industriale, cu sisteme de reducere, intracombustie, a emisiei de NO_x [3.21, 3.42].

În trecut, exista convingerea că focarele cu ardere tangențială nu sunt foarte sensibile la echilibrul aer - cărbune, astfel încât metodele intracombustie se rezumau la simpla reducere a coeficientului de exces de aer. Cercetările ulterioare, care au evidențiat necesitatea unui bun echilibru al amestecului carburant, la nivelul întregului focar, au condus la modificarea semnificativă a construcției arzătoarelor și a focarelor.

Din punctul de vedere al evoluției lor, tehnicile intracombustie pot fi clasificate astfel:

- ✓ *generația I:*
 - **LEAC** (Low Excess Air Combustion) - reducerea coeficientului de exces de aer;
 - **RAP** (Reduced Air Preheat) - reducerea temperaturii de preîncălzire a aerului necesar arderii, fapt care determină o oarecare reducere a temperaturii din focar;

- **BBF** (Biased Burner Firing) - injectarea unei cantități mai mari de combustibil prin unele arzătoare și reducerea cantității prin altele;
- ✓ *generația a II-a:*
 - **LNB** (Low NO_x Burners) - utilizarea unor arzătoare, de construcție specială, prin intermediul cărora aerul, necesar arderii, se introduce etapizat, creându-se, astfel, o zonă de flacără în care au loc reacții de reducere a oxizilor de azot;
 - **FGR** (Flue Gas Recirculation) - recircularea gazelor de ardere în focar, astfel încât se utilizează o cantitate de gaz cu concentrație redusă de azot, procedeul fiind similar cazului în care s-ar introduce un amestec de oxigen și gaz inert;
 - **OFA** (OverFire Air) - introducerea unei cantități din aerului necesar arderii, la partea superioară a focarului, în scopul definitivării combustiei incomplete, de la partea inferioară a acestuia;
- ✓ *generația a III-a:*
 - **LNB II** (Air/Fuel Staging and Burning) - utilizarea unor arzătoare de construcție specială și dispunerea acestora în registre de înălțime mai mare, astfel încât combustia este stabilă și distribuită pe întreaga înălțime a camerei de ardere;
 - **IFNR** (In Furnace NO_x Reduction, Reburning in Furnace) - introducerea unei cantități suplimentare de combustibil, în zona mediană a focarului, în condițiile unei combustii substoichiometrice, creându-se, astfel, o zonă puternic reducătoare.

Metodele primare de reducere a emisiei de NO_x sunt, de fapt, combinații ale metodelor enumerate anterior. Tehnicile de control recomandate, fără o ierarhizare, după criteriul eficienței sau după criteriul economic, sunt următoarele:

- ✓ dimensionarea optimă a focarului;
- ✓ arderea în trepte:
 - individuală, la nivelul fiecărui arzător în parte - **LNB** (*Low NO_x Burners*),
 - globală, pe întregul focar:
 - **OFA** (*Over Fire Air*) - metoda arderii în două trepte sau a aerului superior,
 - **LNCFS** (*Low NO_x Concentric Firing System*),
 - **PM** (*Pollution Minimum System*);
- ✓ arderea nestoichiometrică:
 - metoda **OFA** aplicată pe mai multe trepte, specifică unităților energetice mari,
 - **INFR** (*In Furnace NO_x Reduction*) - metoda post-arderii sau a rearderii;
- ✓ recircularea gazelor de ardere (**FGR**);
- ✓ modificarea parametrilor operativi ai procesului de combustie;
- ✓ arderea cărbunilor în focare cu strat fluidizat.

Tehnicile intracombustie nu pot fi clasificate foarte strict, într-un anumit șablon. Astfel, arderea în trepte globală ar putea include atât metoda aerului superior, cât și metoda post-arderii, ultimele două implicând stadii distincte ale combustiei, dezvoltate pe înălțimea focarului [3.29], la fel cum metoda recirculării gazelor de ardere ar putea intra atât în categoria arderii în trepte, cât și în categoria modificării parametrilor operativi ai combustiei.

3.2.1.1. Dimensionarea optimă a focarului

Dimensionarea focarului constituie un mijloc prin care se poate interveni asupra temperaturii adiabactice de ardere și asupra timpului de staționare a combustibilului în zona arderii, metoda fiind, evident, aplicabilă în stadiul de proiectare a noilor instalații.

Una dintre principalele cauze ale formării unei cantități mari de NO_x , în focarele cazanelor energetice, este încărcarea termică specifică mare a acestora. Reducând încărcarea termică a suprafeței focarului, se reduce temperatura globală și durata de staționare a combustibilului, în zone cu temperatură ridicată. În acest fel, se reduce, cel puțin, cantitatea de NO termic.

Modificarea încărcării termice specifice a secțiunii focarului, între 60 % și 140 %, determină modificarea emisiei de NO_x între 85 % și 155 %, variația fiind, practic, lineară, pe întregul domeniu specificat [3.30].

La prima vedere, reducerea încărcării specifice a secțiunii focarului se poate realiza prin creșterea dimensiunilor acestuia. Este cu totul neproductiv, însă, să fie majorate dimensiunile întregului focar, fiind suficient, în majoritatea situațiilor, să se adopte distanțe mai mari între arzătoarele focarului, pe înălțimea acestuia [3.35]. Extinderea dimensiunilor zonei arzătoarelor trebuie, însă, să fie realizată în concordanță cu alte restricții de ordin constructiv, referitoare atât la construcția întregului cazan, cât și a sistemului de reducere a emisiei de NO_x . Practic, ansamblul focar - cazan - sistem de control a emisiei de NO_x trebuie dimensionat ca un sistem integrat.

Creșterea, pe înălțime, a distanțelor dintre arzătoare permite reducerea, cu până la 20 %, a încărcării termice specifice a secțiunii focarului, în raport cu dispunerea clasică a arzătoarelor și, corespunzător, reducerea, cu până la 10 %, a cantității de NO_x generate în focar [3.35]. În plus, încărcarea termică mai redusă, în zona arzătoarelor, face ca și tendința de depunere a zgurii, pe acestea, să se reducă. Astfel, emisia de NO_x se menține la un nivel redus, pe toată durata ciclului de curățare a depunerilor de zgură și de funingine din focar.

Această soluție tehnică poate fi adoptată și pentru retrofîitul cazanelor, aflate în exploatare. Asocierea acestei metode cu aceea a utilizării arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (LNB) este soluția care implică cele mai mici costuri de retrofit, în condițiile reducerii emisiei de NO_x , până la valorile normalizate.

Modul de dispunere clasică și acela de dispunere distanțată a arzătoarelor este reprezentat, schematic, în figura 3.8 [3.35].

Injectoarele de aer preiau o cantitate de aer, din cutia registrului de arzătoare, și o introduc în vecinătatea pereților vaporizatorului. Cantitatea de aer, introdusă prin aceste arzătoare, reprezintă un procent mic din aerul necesar arderii, importantă fiind, însă, creșterea locală a concentrației de oxigen, în vecinătatea țevilor vaporizatorului, evitându-se, astfel, formarea de hidrogen sulfurat și de monoxid de carbon. Aceste gaze determină, în condițiile din focar, corodarea rapidă a țevilor și colmatarea sistemului va-

porizator, mai ales în cazul utilizării de combustibili cu conținut ridicat de sulf și de fier.

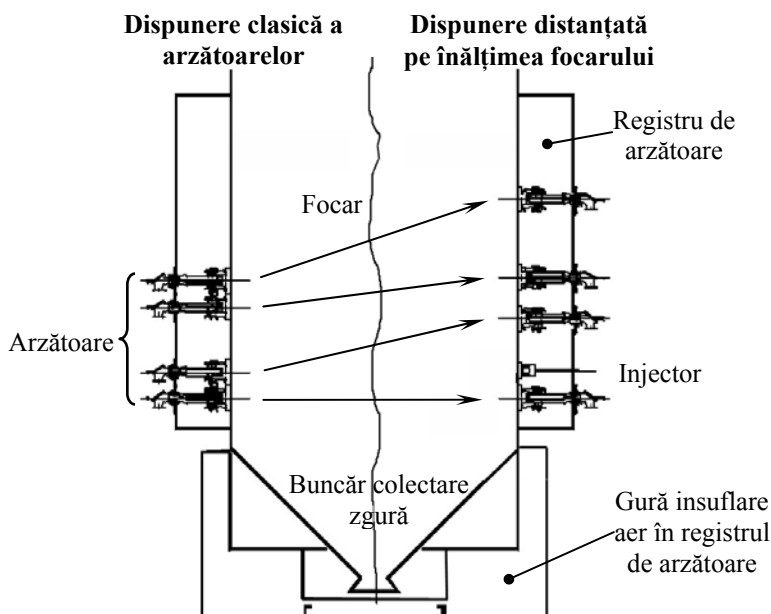


Fig. 3.8. Dispunere clasică și dispunere distanțată a arzătoarelor

Acest sistem de injectoare de aer, suplimentare, este realizat de corporația Foster Wheeler. Scopul inițial al instalării acestui sistem a fost acela de a reduce depunerile de zgură, pe arzătoare și pe vaporizator, fiind, ulterior, dezvoltat pentru micșorarea vitezei de corodare din zona reducătoare, situată la partea inferioară a focarului [3.35].

Instalarea acestui tip de injectoare de aer nu micșorează, însă, și viteza de depunere a cenușii, pe elementele constructive ale părții superioare a vaporizatorului. În această zonă, există alte echipamente de curățare a funinginii.

O altă soluție, mai puțin eficientă, însă, din punctul de vedere al reducerii emisiei de NO_x , constă în micșorarea dimensiunilor buncărului cazanului și a zonei de combustie a arzătoarelor, simultan cu mărirea distanței dintre rândul inferior de arzătoare și nivelul de prindere al buncărului.

Creșterea duratei de rezidență a combustibilului, în focar, determină reducerea cantității de carbon nears, micșorarea vitezei de depunere a zgurii, la partea inferioară a focarului, și reducerea temperaturii gazelor, la intrarea acestora în zona convectivă a cazanului [3.35].

Pentru ca injectoarele de aer să fie eficiente, ele trebuie instalate între extremitatea coloanei de arzătoare și pereții laterali ai focarului, așa cum se poate observa din figura 3.9 [3.35, 3.41].

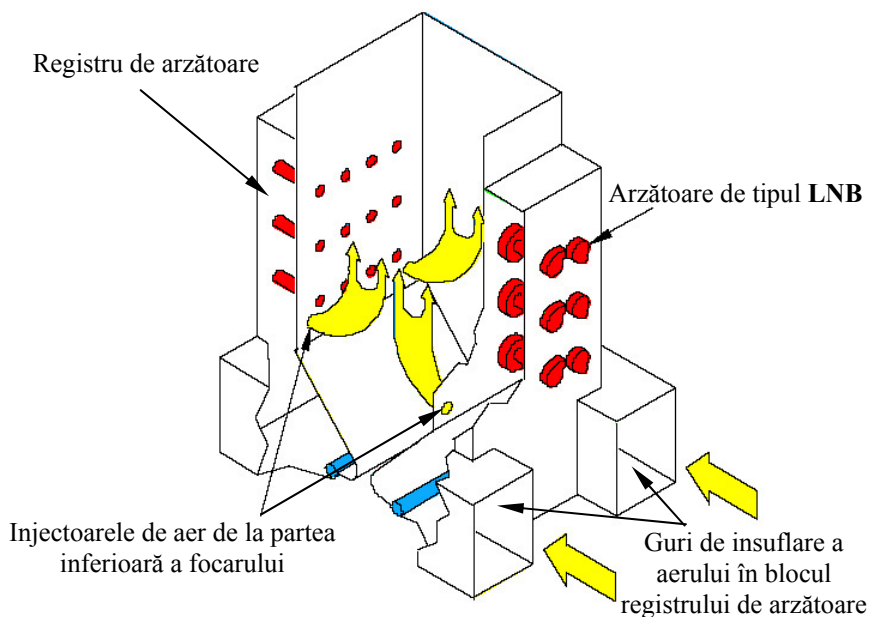


Fig. 3.9. Poziționarea injectoarelor de aer, de tip Foster Wheeler, în focar

Alegerea corespunzătoare a arzătoarelor, în strânsă concordanță cu dimensiunile focarului, limitează cantitatea de oxigen, disponibilă formării de oxizi de azot, și crează o astfel de formă a flăcării, încât să se reducă timpul de rezidență a combustibilului, în acele zone în care temperatura este de ordinul a 1500 °C. Se obțin, astfel, rezultate satisfăcătoare, mai ales în cazul arderii cărbunilor cu conținut mediu și redus de azot organic [3.50].

3.2.1.2. Arderea în trepte

Tehnica arderii în trepte este utilizată, începând încă din anii 1970, în S.U.A. și Japonia, primele aplicații industriale, în Europa, apărând abia după 10 ani.

Principial, arderea în trepte constă în dozarea introducerii aerului în focar, astfel încât să se obțină o concentrație scăzută de oxigen, în zona principală de combustie. În acest fel, se crează un mediu reducător, bogat în combustibil, înregistrându-se, simultan, și o oarecare scădere a temperaturii teoretice (adiabatică) de ardere [2.15, 2.21, 2.58, 2.70].

Dependența temperaturii adiabatică de ardere (T_a) de coeficientul de exces de aer (λ), de temperatura aerului de alimentare și de gradul de diluție al acestuia este ilustrată în figura 3.10. În figura 3.10.a, curbele sunt trasate pentru o uleiă cu compoziție elementală cunoscută [3.56], fără azot organic, iar curbele din figura 3.10.b evidențiază e-

fectul injectării unei cantități de abur, în focar [3.38].

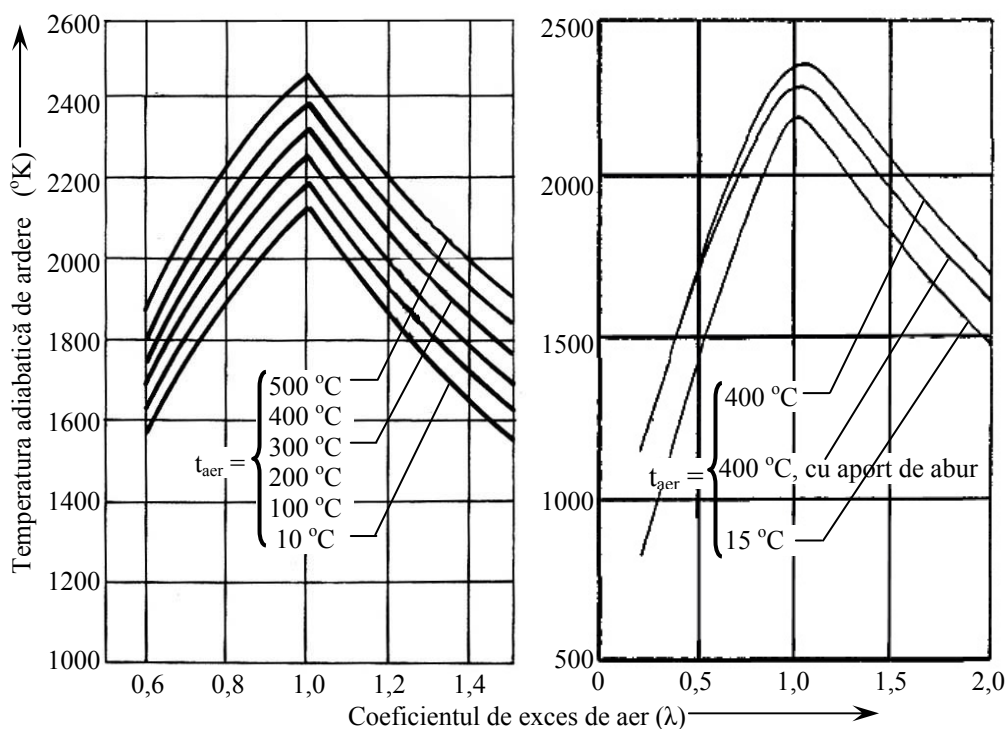


Fig. 3.10. Dependenta temperaturii teoretice de ardere de coeficientul excesului de aer, de temperatura și diluția (aport de abur) aerului necesar arderii

Din figura 3.10, se poate observa influența majoră a coeficientului de exces de aer asupra temperaturii adiabatice, în timp ce temperatura aerului sau gradul de diluție a acestuia nu au o influență la fel de semnificativă.

Atât crearea mediului reducător, cât și reducerea temperaturii, în zona principală de combustie, au ca efect reducerea cantității de NO_x . Pentru a ilustra dependența concentrației de NO, din gazele de ardere, de temperatură și de coeficientul excesului de aer, pot fi trasate curbe de forma celor prezentate în figura 3.11 [3.56]. Astfel, pentru arderea prafului de huilă, într-un focar ciclon, cu un coeficient al excesului de aer $\lambda = 1,05$ și o temperatură a aerului de alimentare $t_a = 400$ °C, rezultă temperatura teoretică $T_t = 2580$ °K. Pentru aceeași temperatură a aerului, însă la un coeficient de exces de aer $\lambda = 0,8$, se obține $T_t = 2430$ °K. Utilizând astfel de date și curbe de tipul celor prezentate în figura 3.11, rezultă o concentrație de NO de aproximativ 10 ori mai mare în primul caz, în raport cu cazul în care $\lambda = 0,8$.

Arderea imperfectă a combustibilului ($\lambda < 1$) face ca în gazele de ardere să se formeze anumite cantități de CO și H_2 , care, la temperatura înaltă din focar, reacționează cu NO, micșorând, în măsură și mai mare, concentrația finală a NO_x .

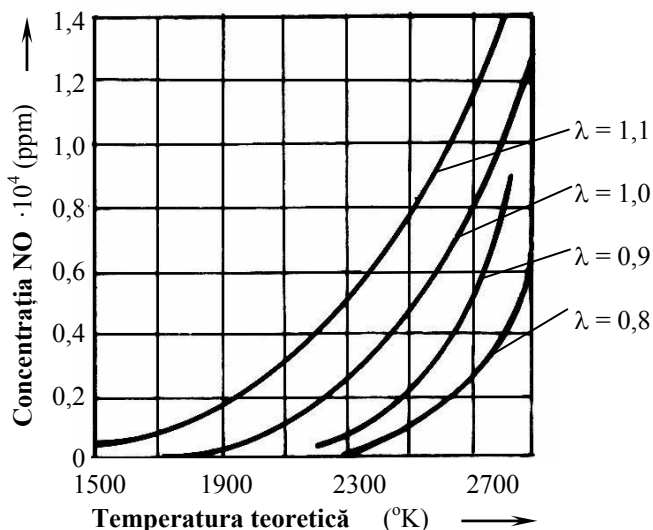


Fig. 2.11. Dependența emisiei de NO de temperatura teoretică de combustie și de coeficientul excesului de aer

Tehnica arderii în trepte, în anumite forme particulare de aplicare, determină reducerea, cu până la 60 ÷ 65 %, a emisiei de NO_x a generatoarelor de abur.

Principiul arderii în trepte poate fi aplicat în două variante practice:

- ✓ ardere în trepte individuală, pe fiecare arzător în parte;
- ✓ ardere în trepte globală, pe întregul focar.

Aplicarea tehnicii arderii în trepte, la nivelul arzătoarelor, implică realizarea unor arzătoare de construcție specială, prin intermediul cărora să poată fi, foarte bine, controlat amestecul de combustibil și aer, astfel încât să se reducă temperatura flăcării și concentrația de oxigen, în anumite etape ale combustiei. În acest mod, se reduce atât cantitatea de NO_x termic, cât și cantitatea de NO_x rezultată din azotul conținut de combustibil. Zona din focar, în care se obțin aceste efecte, este zona centurii de arzătoare. Restul de aer, necesar combustiei complete, este insuflat în aval de zona principală de combustie, unde temperatura este deja destul de coborâtă încât să nu se mai formeze o cantitate însemnată de NO_x .

Dacă în cazul focarelor cu ardere tangențială, la care arzătoarele sunt dispuse în colțurile focarului (figura 3.12,a), nu este necesară utilizarea unor arzătoare speciale, efectul de reducere a temperaturii fiind obținut prin dispunerea pe verticală a injectoarelor de combustibil și de aer, în cazul dispunerii arzătoarelor în pereții focarului (figura 3.12,b), soluția eficientă de reducere a emisiei de NO_x este aceea de utilizare a arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (LNB). Utilizarea acestor arzătoare poate determina reducerea, cu până la 50 ÷ 65 %, a emisiei de NO_x , în cazul generatoarelor de abur în care se arde cărbune pulverizat [3.30, 3.51, 3.70].

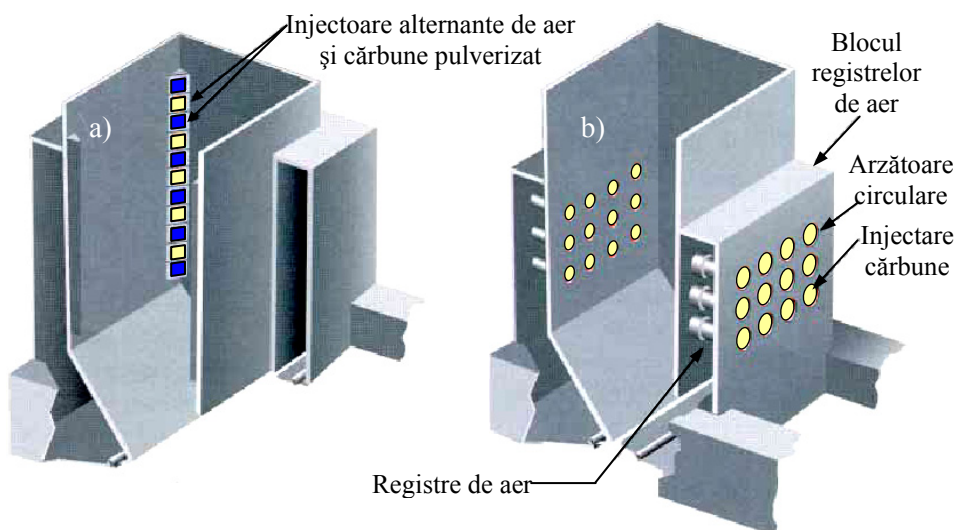


Fig. 3.12. Dispunerea arzătoarelor în colțurile (a) și în pereții focarului (b)

Arzătoarele cu emisie redusă de NO_x (**LNB**) au început să fie realizate în anii 1970, sub forma arzătoarelor turbionare, și au evoluat până la construcții foarte complexe, în care fluxurile de aer și de combustibil sunt separate în mai multe componente, foarte bine controlate sau care crează fascicule turbionare de flacără [3.51]. Firme producătoare de arzătoare cu emisie redusă de NO_x , de ultimă generație, sunt Foster Wheeler Energy Corporation, The Babcock & Wilcox Company, Parker Boiler Company, Hamworthy Combustion Engineering, Combustion Associates Inc. etc.

Practic, indiferent de tehnică intracombustie, adoptată pentru reducerea emisie de NO_x , eficiența sistemului depinde de echilibrul aer - combustibil, la nivelul arzătoarelor. Rezultă, astfel, că arzătoarele cu emisie redusă de NO_x trebuie astfel proiectate încât să nu funcționeze în următoarele condiții [3.29, 3.42]:

- ✓ cu exces mare de aer, fapt care conduce la formarea unei flăcări stabile, scurte, însă cu emisie semnificativă de NO_x ;
- ✓ cu exces semnificativ de combustibil, caz în care flacără are lungime mare, poate să ardă intermitent, emisia de CO și de carbon nears este semnificativă, iar tendințele de depunere a cenușii zburătoare și de corodare a țevilor vaporizatorului sunt accentuate.

Pentru exemplificare, în figura 3.13 este dată reprezentarea schematică un arzător de tip CF/SF (Controlled Flow/Split Flame) realizat de Foster Wheeler Energy Company [3.35, 3.51, 3.70]. Acest tip de arzător este foarte flexibil, putând fi utilizat pentru o gamă largă de sorturi de cărbune.

Utilizarea acestui tip de arzătoare poate reduce emisia de NO_x cu până la 60 %, menținând un profil scurt al flăcării.

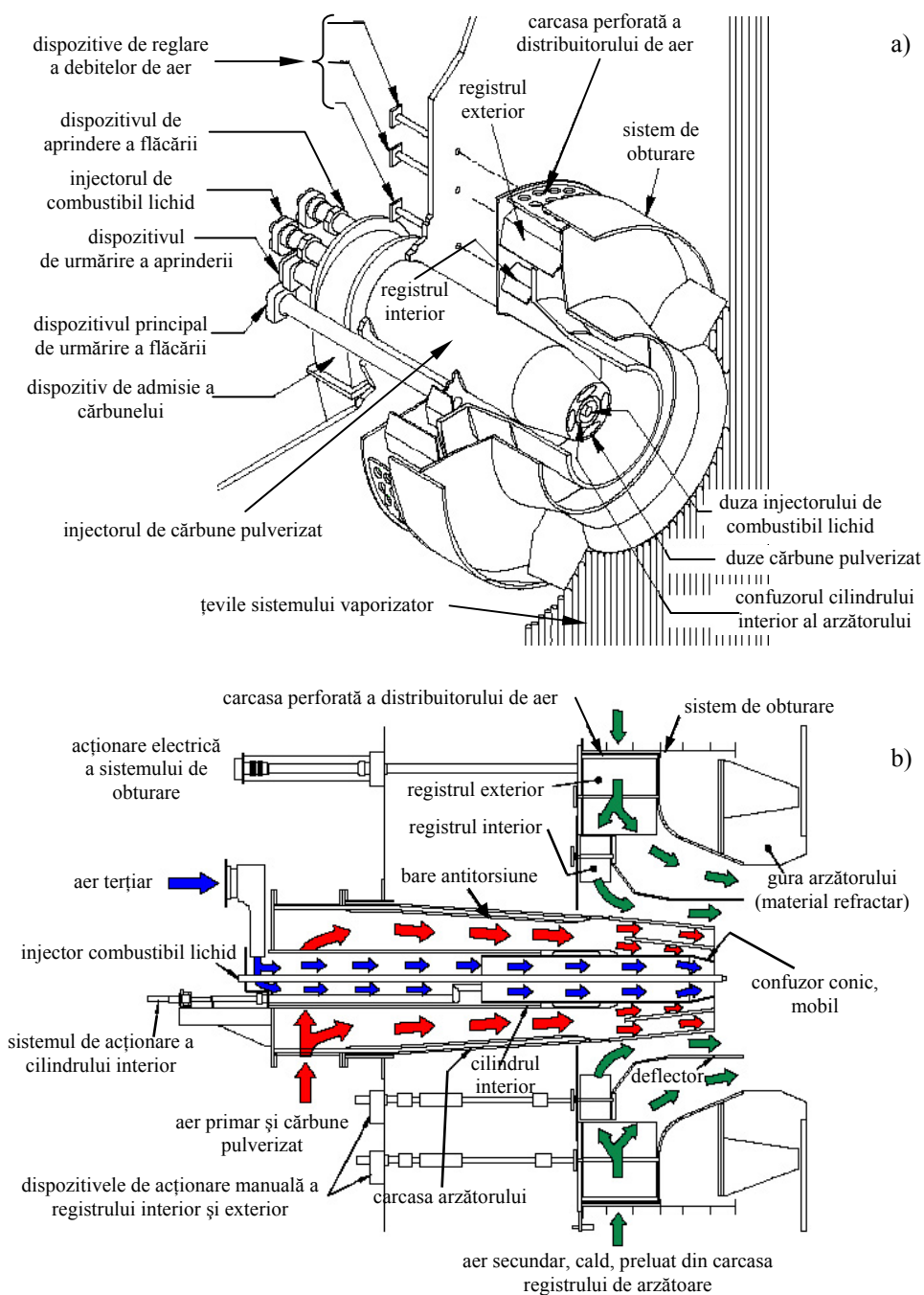


Fig. 3.13. Arzător cu emisie redusă de NO_x , de tip CF/SF - Foster Wheeler Energy Company:
a) reprezentare generală; b) circulația fluxurilor de combustibil și de aer.

Reducerea emisiei de NO_x se realizează prin controlul debitului de aer secundar și prin introducerea în trepte, la nivelul arzătorului, a aerului primar și a cărbunelui pulverizat.

Din punct de vedere constructiv, arzătoarele pot fi [3.29, 3.30, 3.35]:

- ✓ de tip registru dual, cu control asupra fluxurilor de aer și asupra turbulenței în flacără, arderea în trepte fiind realizată la nivelul aerului necesar combustiei;
- ✓ cu flacără fasciculară, realizată prin intermediul unor duze distincte de injectare a cărbunelui, arderea în trepte fiind realizată și la nivelul combustibilului;
- ✓ arzător turbionar autostabilizator, care funcționează pe principiul recirculării interne a gazelor de ardere.

În cazul arzătoarelor de tip registru dual, aerul secundar este insuflat concentric cu fluxul de combustibil pulverizat, pe toată circumferința duzei de injectare a acestuia. Debitul de aer secundar este separat în două fluxuri distincte, care trec prin registrele interior și exterior. Aceste fluxuri de aer sunt controlate separat. În plus, aerului care trece prin registrul exterior i se imprimă o mișcare turbionară, generată de prezența unor aripioare radiale.

Forma flăcării și, implicit, emisia de NO_x pot fi modificate prin reglarea corespunzătoare a poziției clapetelor de acces a aerului, prin cele două registre. Reglarea poziției clapetelor se efectuează numai în timpul probelor de punere în funcțiune a arzătoarelor sau în timpul probelor de ajustare, efectuate la schimbarea calității combustibilului utilizat.

Carcasa perforată a distribuitorului de aer are rolul de a uniformiza fluxul de aer secundar, pe tot perimetrul unui arzător, în timp ce sistemul de obturare a carcasei perforate are rolul de a echilibra debitele de aer secundar între arzătoarele care funcționează într-o carcasă comună de distribuție a aerului cald.

Registrul interior reglează cantitatea de aer secundar introdusă local, în jurul duzei de insuflare a amestecului de aer primar și cărbune pulverizat. Prin intermediul acestui flux de aer se realizează reglarea fină a cantității totale de aer, care trebuie să se regăsească în vecinătatea gurii arzătorului.

Controlul foarte bun al amestecului de aer și combustibil, chiar din faza devolatilizării inițiale, forțează aprinderea cărbunelui, în absența oricărui exces de oxigen, inhibând, astfel, formarea de NO_x . Inițierea combustiei, în astfel de condiții, permite controlul mai bun al profilului flăcării și al eficienței arderii [3.35].

Dacă arzătoarele turbionare și cele cu registru dual sunt realizate de majoritatea firmelor producătoare de astfel de echipamente, arzătoarele cu flacără fasciculară sunt realizate, actualmente, numai de compania Foster Wheeler. Acest tip de arzătoare controlează, pe lângă fluxurile de aer secundar (și terțiar), caracteristicile jetului de aer primar și combustibil, chiar la ieșirea acestora din duzele corespunzătoare. Asocierea acestor metode de control permite o foarte bună flexibilitate în funcționarea arzătoarelor, pentru o gamă foarte largă de cărbuni energetici.

Reglarea suplimentară constă în separarea pulberii de cărbune în patru fluxuri

concentrate, realizându-se efectul de ardere în trepte și la nivelul combustibilului, inhibându-se, astfel, formarea ulterioară de NO_x [3.35, 3.51, 3.70]. Prin această tehnică, se realizează controlul amestecării cărbunelui pulverizat cu aerul secundar, chiar din zona în care jetul de combustibil începe să se disipeze în fluxul de aer secundar.

În centrul arzătorului se află un confuzor conic, care, împreună cu cele patru duze de insuflare a cărbunelui, formează zona de trecere a debitului de aer ce transportă cărbunele pulverizat. Deplasarea axială a confuzorului determină modificarea vitezei jetului de aer și combustibil. În acest fel, arzătorul poate funcționa la raportul optim al vitezelor jeturilor de aer primar și secundar, rezultând atât un control mai bun al emisieii de NO_x , cât și o combustie mai apropiată de aceea completă [3.35].

Arzătoarele turbionare autostabilizatoare realizează reducerea temperaturii flăcării prin recircularea internă a gazelor de ardere, fără a fi afectată stabilitatea acesteia. Debitul de aer secundar este separat în două fluxuri, ca și la arzătoarele cu registru dual, în fluxul mai apropiat de axul arzătorului introducându-se, însă, și o cantitate de gaze de ardere, prin intermediul unui ejector [3.29]. Creșterea temperaturii, în prima parte a fluxului primar, face să crească viteza de reacție și stabilitatea flăcării. Pe de altă parte, însă, concentrația redusă a oxigenului, din gazele de ardere, face să scadă temperatura maximă și, implicit, cantitatea totală de NO_x .

Practic, indiferent de soluția constructivă adoptată pentru arzătoarele cu emisie redusă de NO_x , întârzierea formării amestecului și controlul strict al cantităților de aer și de combustibil au ca efect crearea unui nucleu de flacără bogat în combustibil și cu temperatură redusă (figura 3.14) [3.15, 3.23, 3.38, 3.58, 3.70]. În această zonă (A, B și C din figura 3.14), are loc eliberarea materiilor volatile, se formează radicali liberi hidrocarbonați și au loc reacții de reducere a NO_x . Combustia este definitivată în zona oxidantă a flăcării (zona D - figura 3.14).

Reducerea cantității de aer din zona primară de combustie, specifică arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x , poate avea însă și o serie de efecte secundare, nedorite. Astfel, se poate înregistra creșterea cantității de nearse, accentuarea tendinței de depunere a cenușii zburătoare și creșterea vitezei de corodare a vaporizatorului [3.51].

Creșterea cantității de carbon nears determină atât reducerea randamentului arderii, cu impact direct asupra costurilor de producere a energiei, cât și modificarea proprietăților electrice ale cenușii zburătoare, fapt care poate afecta nefavorabil gradul de separare al electrofiltrelor. De asemenea, prezența carbonul nears, în cenușa zburătoare, diminuează posibilitatea utilizării acesteia în industria prefabricatelor pentru construcții și, ca agregat, în construcția de drumuri.

Efectele nedorite ale utilizării arzătoarelor de tip **LNB** pot fi contracarate prin:

- ✓ creșterea fineții de pulverizare a cărbunelui,
- ✓ controlul strict al distribuției fluxurilor de aer și de combustibil,
- ✓ acoperirea țevilor sistemului vaporizator, cu materiale rezistente la coroziune.

Dezvoltările actuale din domeniul arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x sunt orientate, în principal, spre creșterea turbulenței fluxului de combustibil, chiar din interi-

orul arzătorului, și spre compactizarea acestor echipamente. Au fost realizate, astfel, arzătoare turbionare cu flacără fasciculară (*Vortex Series/Split Flame Low NO_x Burners*), care permit, prin simpla lor utilizare, reducerea cu 50 ÷ 65 % a emisiei de NO_x, în condițiile unui impact minim asupra regimului de exploatare al generatorului de abur și asupra cantității de carbon nears [3.51, 3.54].

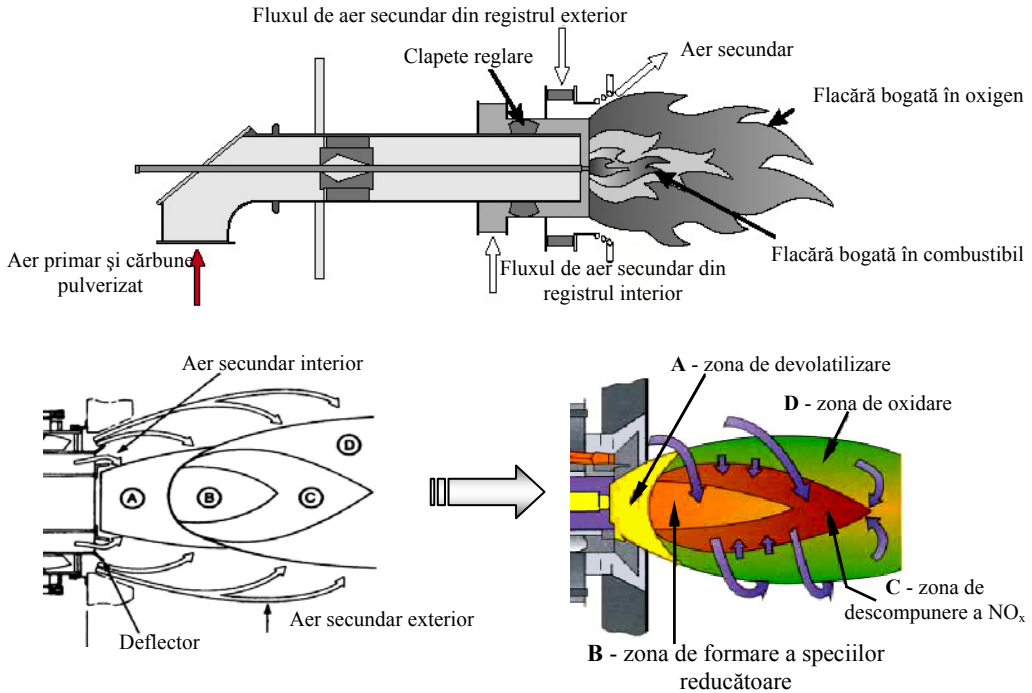


Fig. 3.14. Diagrama zonelor de combustie create în flacăra unui arzător cu emisie redusă de NO_x (detaliu de flacăra al unui arzător realizat de The Babcock & Wilcox Company)

Arderea în trepte globală, pe întregul focar, constă în conducerea diferențiată a combustiei în diferite zone ale acestuia. Astfel, la partea inferioară a focarului, arderea are loc în condițiile unui deficit de oxigen, restul aerului, necesar unei combustii complete, fiind introdus la partea superioară a focarului.

Principiul metodei este același pentru toate tipurile de cazane energetice, însă aplicarea metodei depinde de tipul constructiv al focarului. Astfel, reducerea formării de NO_x se obține prin crearea, în zona principală de combustie, a unui amestec carburant bogat în combustibil, utilizând una dintre următoarele metode:

- ✓ introducerea, în zona arzătoarelor, numai a unei părți din cantitatea totală de aer necesar arderii complete, restul fiind insuflat deasupra centurii de arzătoare – tehnică aplicabilă în cazul focarelor având arzătoarele instalate în pereții acestora (figura 3.12.b);

- ✓ blocarea unor guri de aer secundar, situate imediat deasupra și dedesubtul gurilor de insuflare a amestecului de aer primar și cărbune pulverizat, cu scopul întârzierii formării amestecului carburant - tehnică aplicabilă în cazul focarelor cu arzătoare de tip fantă, dispuse în colțurile focarului (figura 3.12.a);
- ✓ dirijarea jetului de aer secundar în afara nucleului sferei de foc - tehnică aplicabilă în cazul focarelor tangențiale, cu arzătoare dispuse în colțurile focarului.

În cazul în care arzătoarele sunt dispuse în pereții focarului, în zona arzătoarelor se introduce numai 80 % din aerul necesar arderii, restul cantității de aer fiind insuflată deasupra centurii arzătoarelor, într-o cantitate care să asigure o valoare globală a coeficientului de exces de aer mai mare de 1,05. Această tehnică, prin care se controlează aerului necesar arderii, pe înălțimea focarului, poartă denumirea de metoda *Over Fire Air* (OFA) sau metoda aerului secundar superior, și nu trebuie, neapărat, asociată cu utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (LNB).

Simpla reabilitare a cazanelor clasice, care ard cărbune pulverizat, în sistem *Over Fire Air* poate determina reducerea emisiilor de NO_x , cu până la 20 ÷ 40 % [3.15, 3.23, 3.41, 3.55, 3.70]. Valorile mai mari ale gradului de reducere a emisie se pot obține pentru debite de aer superior ce depășesc 20 % din cantitatea totală de aer, obținându-se, astfel, o reducere mai importantă a temperaturii și, implicit, și a cantității de NO_x termic.

Sistemele OFA clasice preiau o parte din aerul secundar, vehiculat prin carcasa blocului de arzătoare, insuflându-l deasupra centurii de arzătoare, așa cum se poate observa din figura 3.15 [3.23].

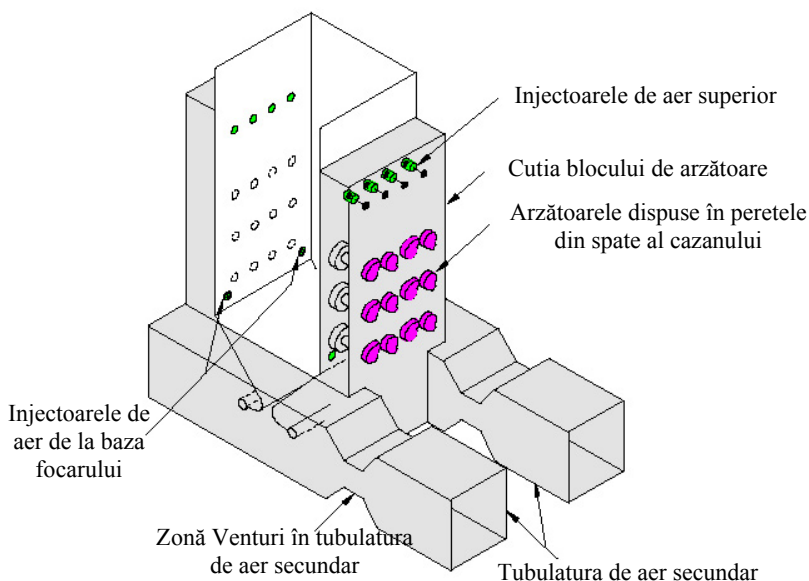


Fig. 3.15. Sistem OFA (*Over Fire Air*) clasic

Reducându-se raportul combustibil/aer, în zona principală de combustie, diferitele combinații ale azotului organic sunt forțate să formeze azot molecular, diminuându-se, astfel, cantitatea de NO_x eliberată.

Dimensionarea corectă a sistemului **OFA**, atât în ceea ce privește poziționarea injectoarelor de aer, cât și debitul de aer superior, este esențială pentru obținerea unei flăcări stabile și pentru evitarea combustiei incomplete.

Dimensionarea incorectă conduce la emisii semnificative de CO , de carbon neurs, randament scăzut al combustiei și accelerarea ritmului de corodare a sistemului vaporizator. Chiar dacă aerul injectat la baza focarului are rol de reducere a vitezei de corodare a țevilor vaporizatorului (§ 3.2.1.1.), acesta nu poate evita, totuși, corodarea, în condițiile adoptării unui sistem **OFA** incorect. Viteza de corodare este cu atât mai mare cu cât cantitatea de sulf, conținută de combustibil, este mai mare. Prezența unor compuși precum CO și H_2S , în vecinătatea pereților focarului, conduce la deteriorarea rapidă a sistemului vaporizator, motiv pentru care metoda clasică este aplicabilă, mai ales, unităților în care se arde combustibil cu conținut redus de sulf [3.41].

Zona din focar, în care fenomenele nedorite de corodare și de colmatare a țevilor vaporizatorului se desfășoară cu maximă intensitate, este evidențiată în figura 3.16.

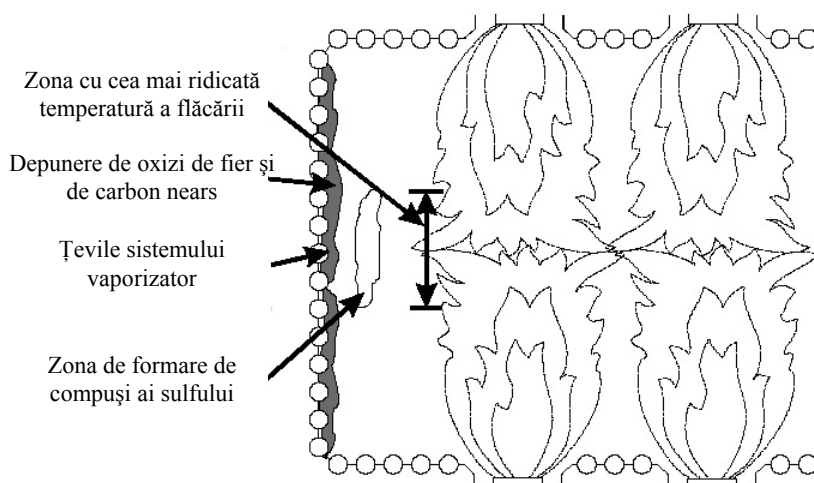


Fig. 3.16. Zonele din focar în care fenomenele de corodare și colmatare sunt intense

Colmatarea țevilor vaporizatorului este cu atât mai rapidă cu cât conținutul de fier al cărbunului este mai ridicat, cu cât temperatura pereților țevilor este mai mare și cu cât coeficientul de exces de aer este mai redus. Astfel, colmatarea este rapidă în cazul folosirii unor cantități mari de aer superior (30 ÷ 40 % din aerul necesar combustiei complete) la cazanele cu străbater forțată, la care temperatura pereților țevilor sistemului vaporizator este mai mare decât la cazanele cu circulație naturală [3.23].

Corodarea țevilor este accelerată atunci când conținutul de sulf din combustibil

este ridicat și când condițiile de ardere sunt mult substoichiometrice, coeficientul excesului de aer având valori de ordinul a $0,7 \div 0,8$ (cantitate mare de aer superior).

În aceste condiții, devine și mai evident faptul că dimensionarea corectă a sistemului **OFA**, funcție de tipul cazanului și de caracteristicile combustibilului, este esențială pentru asigurarea unei durate de viață corespunzătoare a cazanului, cu cheltuieli de întreținere minime și la un raport optim *randament al combustiei/emisii poluante*.

Pentru un cât mai bun control al emisiilor de NO_x , injectoarele de aer ale sistemului **OFA** trebuie plasate la cea mai mare distanță posibilă, în raport cu centura arzătoarelor. În acest fel, se mărește timpul de rezidență al combustibilului, în zona în care se poate controla cantitatea de NO_x , și în care pot fi minimizate emisiile de CO și de nărsă. Pe de altă parte, însă, această distanță trebuie aleasă astfel încât timpul de rezidență al combustibilului, de la locul de injectare a aerului superior și până la ieșirea gazelor din focar, să fie suficient de mare pentru a asigura arderea completă.

Cantitatea de aer insuflată prin injectoarele sistemului **OFA**, ca și viteza de injectare a aerului superior, trebuie astfel alese încât să se asigure cantitatea de oxigen necesară arderii complete, în condițiile realizării unui amestec foarte bun între combustibil și aer, în zona superioară a focarului. În acest fel, sunt diminuate emisiile de CO și de nărsă, evitându-se, în același timp, existența unei atmosfere puternic reducătoare, în zona de deasupra injectoarelor de aer superior [3.23].

Sistemele **OFA** avansate (**AOFA**) combină principiul clasic al creării unei flăcări bogate în combustibil și a unui mediu reducător, în zona principală de combustie, cu un control mai bun al amestecului de aer superior și de gaze de ardere, de deasupra flăcării (figura 3.17), pentru a obține o combustie completă.

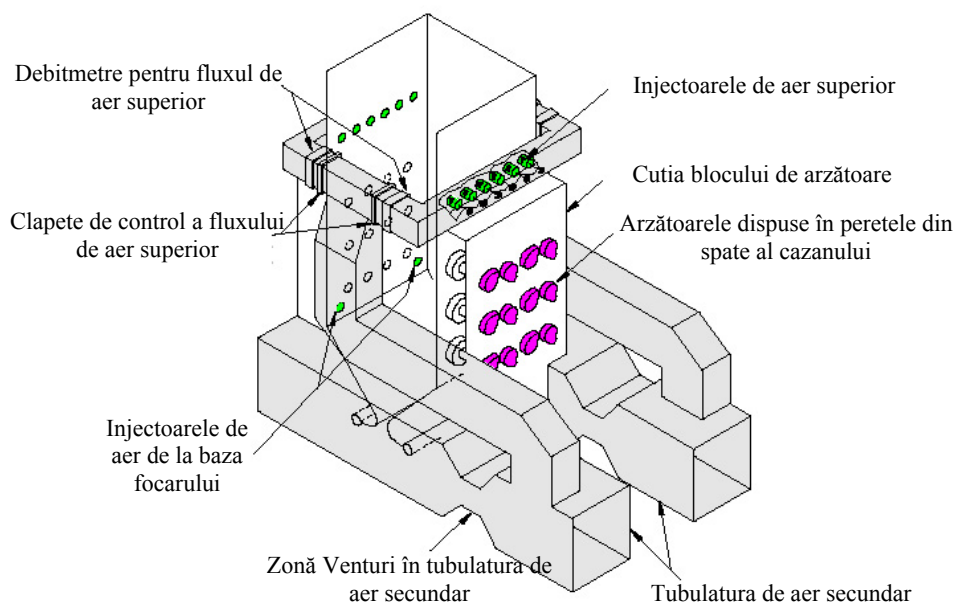


Fig. 3.17. Reprezentare schematică a sistemului **OFA** avansat (*Advanced Over Fire Air*)

În plus, în cazul sistemelor **AOFA**, aerul superior este introdus la o temperatură mai mică decât în cazul sistemelor **OFA** clasice, acesta fiind preluat direct din tubulatura de aer secundar și nu din registrul comun al arzătoarelor (figura 3.17) [3.23].

Chiar dacă sistemele **AOFA** introduc o cantitate de aer superior egală cu aceea a sistemelor **OFA** clasice (20 % din cantitatea totală de aer, rezultând un coeficient de exces de aer de 0,95, în zona principală de combustie), viteza de insuflare a aerului superior este mai mare, obținându-se, astfel, un amestec mai bun între gazele de ardere și aerul necesar definitivării combustiei. În același scop, numărul de injectoare de aer superior este mai mare la sistemele **AOFA** decât la sistemele **OFA**. Viteza mai mare de insuflare a aerului superior determină o adâncime de penetrare mai mare a acestuia, în focar, astfel încât fluxurile de gaze și de combustibil se deplasează pe acele direcții care implică creșterea duratei de rezidență, în zona de definitivare a arderii (figura 3.18) [3.70].

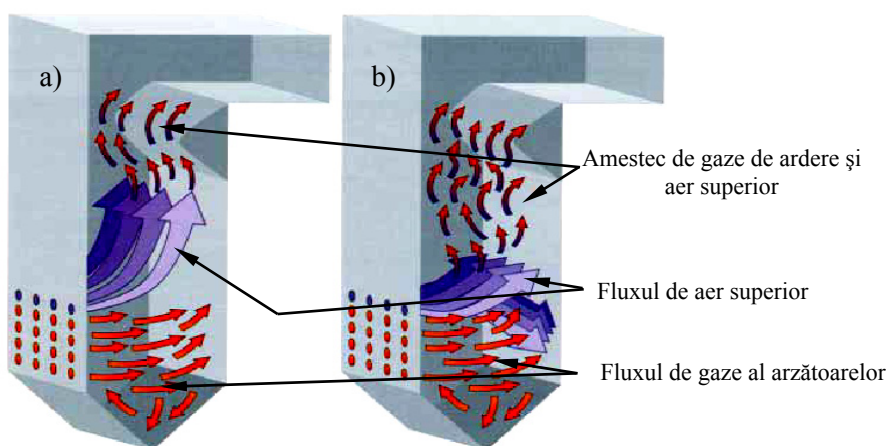


Fig. 3.18. Fluxurile de gaze și de aer specifice sistemelor **OFA** (a) și **AOFA** (b)

Sistemele **AOFA** sunt realizate de către compania Foster Wheeler [3.23, 3.41, 3.70], care realizează astfel de sisteme și pentru retrofitul unităților aflate în exploatare [3.23, 3.41].

Reprezentarea schematică a modificărilor constructive necesare instalării unui sistem **AOFA**, la un cazan cu arzătoare dispuse în pereții focarului, este dată în figura 3.19 [3.23]. Reprezentarea este dată numai pentru echipamentele instalate pe peretele frontal, o construcție asemănătoare existând și pe peretele din spatele focarului.

În cazul retrofitului unei unități existente, viteza de insuflare a aerului secundar superior este mai mică decât în cazul unităților noi, iar cantitatea de aer superior poate fi redusă până la 15 % din cantitatea totală de aer, necesară arderii complete. În acest fel, se reduce, semnificativ, cantitatea de carbon nears. Reducerea suplimentară a debitului de aer secundar superior nu este recomandabilă, deoarece cantitatea de NO_x nu

poate fi redusă cu mai mult de 30 %.

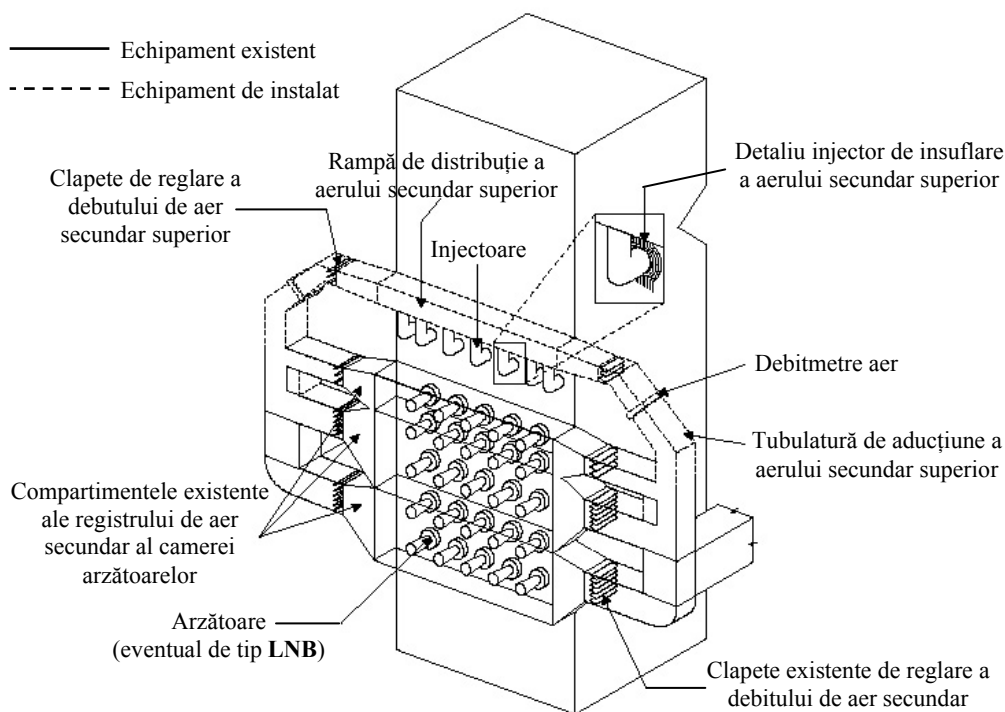


Fig. 3.19. Retehnologizarea focarului unui cazan energetic prin instalarea unui sistem AOFA

Instalarea sistemului OFA implică un studiu al aerodinamicii arzătoarelor, astfel încât forma flăcării și repartiția temperaturilor, în interiorul acesteia, să nu fie afectate de insuflarea aerului secundar superior (în ipoteza în care arzătoarele sunt deja de tipul celor cu emisie redusă de NO_x). Practic, se constată că este suficientă doar o ușoară reducere a debitului de aer secundar, insuflat prin arzătoare [3.23]. În aceste condiții, nu este necesară schimbarea ventilatoarelor de alimentare ale cazanului, reducându-se efortul de investiție al retrofitului.

O aplicație specială a sistemului OFA este aceea corespunzătoare arzătoarelor de tip celular. Aceste arzătoare sunt formate din grupuri de câte două arzătoare identice, mai rar grupuri de trei, care asigură o combustie foarte eficientă, în condițiile unor construcții compacte ale focarelor. Arzătoarele celulare sunt proiectate astfel încât să permită amestecarea rapidă a combustibilului și a aerului, rata combustiei fiind foarte ridicată. Distanța redusă dintre arzătoare și formarea rapidă a amestecului carburant determină micșorarea dimensiunilor flăcării și eliberarea rapidă a cantității de căldură, mărind, pe ansamblu, eficiența cazanului, echipat cu astfel de arzătoare. Pe de altă parte, însă, creșterea temperaturii flăcării determină formarea unei cantități mari de NO_x , atât din azotul de origine organică, cât și din cel introdus cu aerul necesar arderii.

Arzătoarele celulare, standard, sunt realizate din două arzătoare de tip registru, instalate foarte aproape unul de celălalt, într-o asamblare pe verticală (figura 3.20.a). Aceste ansambluri sunt dispuse în pereții frontali ai focarului, la partea inferioară a acestuia.

Amestecul de cărbune pulverizat și aer primar este introdus prin fiecare arzător al celulei și dispersat radial, în fluxul de aer secundar. Această dispersare este realizată de un rotor cu palate, dispus la gura arzătorului (figura 3.20.b) [3.70].

Aerul secundar este preluat din carcasa comună a ansamblului de arzătoare și dirijat, prin intermediul unui registru reglabil, în jurul duzei de insuflare a cărbunelui. În acest fel, prin intermediul registrului se controlează atât cantitatea de aer, cât și gradul de turbionare al jetului de aer secundar.

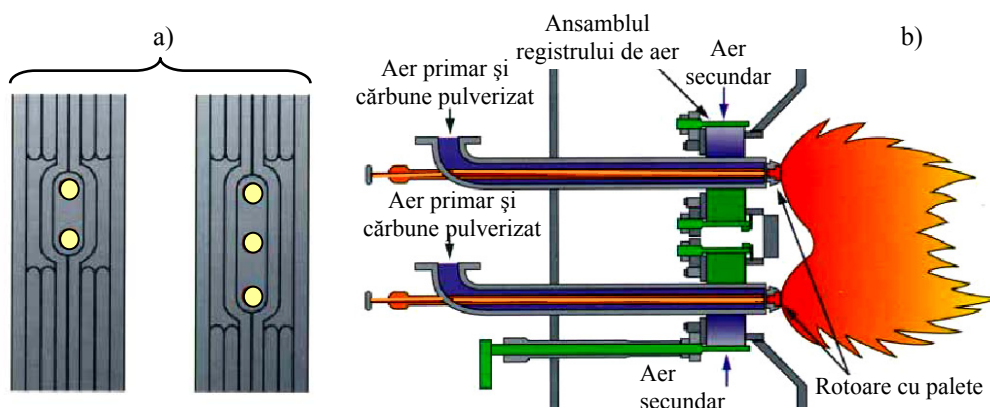


Fig. 3.20. Reprezentarea schematică a unui arzător de tip celular

Înlocuirea arzătoarelor de tip celular cu arzătoare convenționale cu emisie redusă de NO_x (LNB) presupune modificări majore ale cazanului, în zona centurii de arzătoare. Această situație se datorează dimensiunilor reduse ale gurilor arzătoarelor celulare, care nu permit obținerea unor jeturi de aer cu viteză suficient de mică, încât să se asigure arderea în trepte (întârzierea combustiei). De asemenea, datorită dimensiunilor mici ale focarelor echipate cu astfel de arzătoare, încărcarea termică specifică a focarului nu poate fi redusă suficient de mult, pentru a ajunge la un nivel acceptabil al emisiilor de NO_x [3.70].

Deoarece numărul unităților energetice echipate cu arzătoare de tip celular, pe plan mondial, este relativ mare, se impune adoptarea unor soluții de reducere a emisiilor de NO_x , chiar în condițiile unei ușoare reduceri a eficienței combustiei. În acest sens, compania Babcock & Wilcox a realizat o tehnologie alternativă sistemului LNB, aplicabilă cazanelor cu arzătoare celulare, tehnologie care poartă denumirea LNCB (*Low NO_x Cell Burner Technology*) [3.70].

Această tehnologie implică transformarea injectorului superior al unui arzător ce-

lular în injector destinat, exclusiv, introducerii unui debit de aer secundar, combustibilul fiind introdus numai prin arzătorul inferior al ansamblului.

Prin arzătorul inferior se introduce $60 \div 70$ % din aerul necesar arderii complete, restul cantității de aer fiind insuflată prin arzătorul superior, modificat în injector [3.70]. Evident, o asemenea modificare implică schimbarea tipului arzătorului inferior, astfel încât acesta să poată prelua sarcina introducerii întregii cantități de combustibil. Un rotor cu palete, montat la gura arzătorului inferior, realizează amestecul jetului, bogat în combustibil, cu aerul secundar, unghiul paletelor rotorului determinând forma și lungimea flăcării.

La gura injectorului de aer se instalează clapete, având unghi reglabil, prin care se controlează realizarea amestecului de combustibil și aer secundar.

Aplicarea acestei tehnologii nu afectează stabilitatea flăcării, indiferent de sarcina cazanului, determină reducerea emisiilor de NO_x cu până la 50%, însă, în condițiile în care emisiile de CO și H_2S devin excesiv de mari. Pentru reducerea concentrației acestor poluanți, între arzătoarele celulare de tip **LNCB** se intercalează arzătoare având inversată dispunerea celor două tipuri de injectoare, așa cum se poate observa din figura 3.21 [3.70].

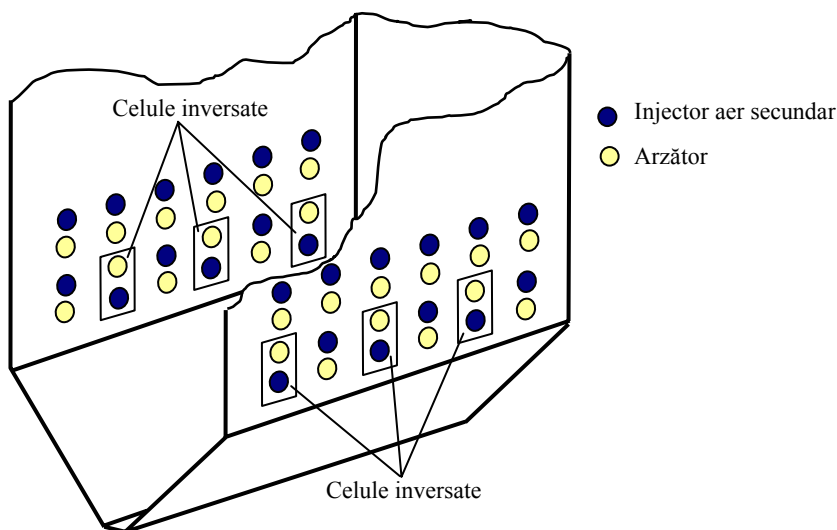


Fig. 3.21. Aranjament de tip **LNCB** al arzătoarelor de tip celular (Babcock & Wilcox)

Metoda **LNCB** nu poate fi aplicată arzătoarelor celulare formate din trei elemente injectoare (figura 3.20,a), însă aplicarea ei, în forma cea mai evoluată, determină reducerea, cu până la 55 %, a emisiilor de NO_x , la sarcina nominală a instalației. La sarcini parțiale ale cazanului, metoda are eficiență mai mică. Astfel, la o sarcină de 60 %, emisiile de NO_x se reduc cu numai 47 % [3.70]. De asemenea, ca efect al modificării proprietăților cenușii, se reduce uzura echipamentului de evacuare a cenușii zburătoare

și a zgurii, în condițiile în care nu crește, semnificativ, riscul de depunerii a cenușii zburătoare, fine, pe țevile sistemului vaporizator.

În cazul focarelor tangențiale, având arzătoarele instalate în colțurile camerei de ardere (figura 3.12,a), metoda arderii în trepte globale are două forme de aplicare, funcție de complexitatea modificărilor aplicabile coloanelor de arzătoare [3.15, 3.30]:

- ✓ metoda **LNCFS** (*Low NO_x Concentric Firing System*), aplicabilă în cazul reabilitării instalațiilor aflate în exploatare,
- ✓ metoda **PM** (*Pollution Minimum System*), aplicabilă doar noilor instalații.

Camerele de ardere tangențiale, clasice, sunt echipate cu arzătoare fantă, injectoarele de combustibil și de aer alternând pe verticală (figura 3.23,a). Fluxurile de aer și de combustibil sunt dirijate către centrul focarului, unde se formează nucleul de flacără (figura 3.22,a). Prin ușoara deviere a axelor injectoarelor, în raport cu diagonalele secțiunii transversale a focarului, se obține efectul de turbionare a gazelor de ardere. Axele injectoarelor pot fi deviate ușor și pe verticală, fapt ce permite controlul repartiției temperaturilor, pe înălțimea focarului.

Metoda **LNCFS** diferă de metoda convențională, a arderii tangențiale, prin direcționarea aerului secundar, astfel încât acesta să formeze un cerc exterior nucleului central de aer primar și combustibil (figura 3.22,b) [3.15, 3.30, 3.70]. Unghiul format de axele celor două jeturi poate fi constant, având o valoare de 25° [3.15] sau de 22° [3.70], dar și variabil, fiind cuprins între 17° și 24,5° [3.55].

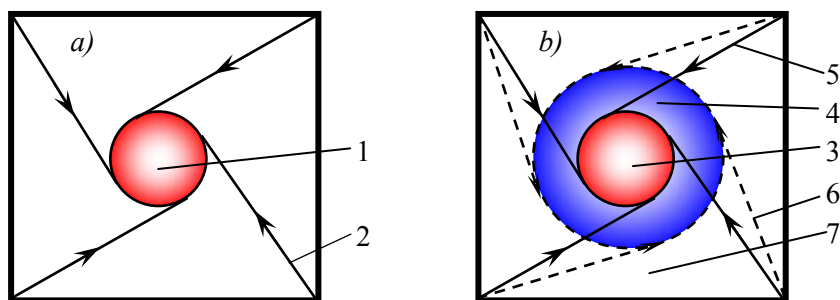


Fig. 3.22. Secțiune transversală prin focar: a) – aranjament tangențial tradițional, b) – aranjament de tip **LNCFS**; 1 – turbion de foc central; 2 – jet de combustibil și aer; 3 – nucleu de flacără bogat în combustibil; 4 – turbion de aer secundar; 5 – jet de combustibil și aer primar; 6 – jet de aer secundar; 7 – zonă cu concentrație redusă de combustibil.

Redirecționarea aerului secundar, către pereții focarului, are ca efect creșterea stabilității flăcării și crearea unui nucleu de flacără bogat în combustibil, deficitul de oxigen, pe durata procesului de eliberare a volatilelor, permițând transformarea azotului de origine organică în azot molecular, în detrimentul cantității totale de NO_x. Astfel, simpla aplicare a sistemului **LNCFS**, fără alte metode auxiliare, determină reduce-

rea emisiei de NO_x cu până la 20 ÷ 25 % [3.15, 3.70]. În plus, alegerea corespunzătoare a unghiului dintre axele celor două jeturi are ca efect minimizarea depunerilor de funingine, pe vaporizator, și reducerea vitezei de corodare a țevilor acestuia.

Datorită simplității sale, metoda **LNCFS** poate fi utilizată pentru retehnologizarea unităților aflate în exploatare, într-o gamă foarte largă de puteri instalate (25 ÷ 950 MW_e) și de tipuri de cărbune (de la cărbune bituminos, cu conținut redus de volatile, până la lignit).

Complementar utilizării sistemului **LNCFS**, se poate utiliza și tehnica arderii în trepte, prin introducerea unei cantități de aer secundar deasupra blocului de arzătoare.

Dacă injectoarele de aer secundar superior sunt instalate foarte aproape unul de celălalt și sunt dispuse la partea superioară a arzătorului fantă, sistemul poate fi aplicat focarelor aflate în exploatare. O astfel de dispunere combinată a arzătoarelor (pentru a combina sistemele **LNCFS** și **OFA**) este reprezentată în figura 3.23,b [3.70].

Completarea sistemului **LNCFS** cu introducerea etapizată a aerului secundar, pe înălțime focarului, asigură o reducere a emisiei de NO_x cu până la 35 %.

Sistemele **LNCFS** și **OFA** pot fi combinate, mai eficient, atunci când se adaugă injectoare suplimentare de aer secundar superior, la partea superioară a arzătorului fantă existent (figurile 3.23,c și 3.23,d) [3.43, 3.70]. În acest fel, se poate obține o reducere a emisiei de NO_x cu până la 45 %, însă, în condițiile în care sunt necesare modificări substanțiale ale focarului. Necesitatea efectuării unor modificări majore, la nivelul arzătoarelor și al focarului, apropie asocierea **LNCFS+OFA** de metoda **PM**.

Ca și în cazul celorlalte metode intracombustie, tehnica **PM** constă în dirijarea fluxurilor de aer și de combustibil astfel încât să se obțină o componentă bogată în combustibil și alta săracă, controlate în așa fel încât să se reducă cantitatea de NO_x .

Pentru accentuarea efectului arderii în trepte, injectoarele sunt dispuse sub formă de perechi, pe înălțimea focarului, intercalându-se perechile de injectoare cu flux bogat de combustibil cu cele pentru flux sărac [3.15, 3.29, 3.55]. Rezultă, astfel, o înălțime a focarului mai mare decât aceea a unităților clasice, motiv pentru care acest sistem nu este utilizabil în proiectele de reabilitare.

În raport cu focarele cu sistem pur tangențial, focarele cu sistem **PM** asigură reducerea, cu până la 60 %, a emisiei de NO_x [3.15]. O comparație între dispunerea clasică a arzătoarelor și dispunerea în sistem **PM** este dată în figurile 3.23,e și 3.23,f.

O variantă a metodei **PM** este și metoda **TLN** (*Tangential Low NO_x*), dezvoltată de Foster Wheeler Energy Corporation, pentru focarele tangențiale în care se arde lignit, pornind de la observația că arderea în trepte este cea mai eficientă metodă de reducere a emisiei de NO_x , pentru acest tip de focare [3.43].

Pentru a accentua efectul de ardere în trepte, pe înălțimea focarului, se adaugă injectoare de aer secundar superior, având unghi de insuflare reglabil, pe orizontală (figurile 3.23,g și 3.23,h). Pentru a accentua efectul arderii în trepte, la nivelul jeturilor de cărbune, se modifică construcția injectoarelor de combustibil și a celor de aer secundar [3.43].

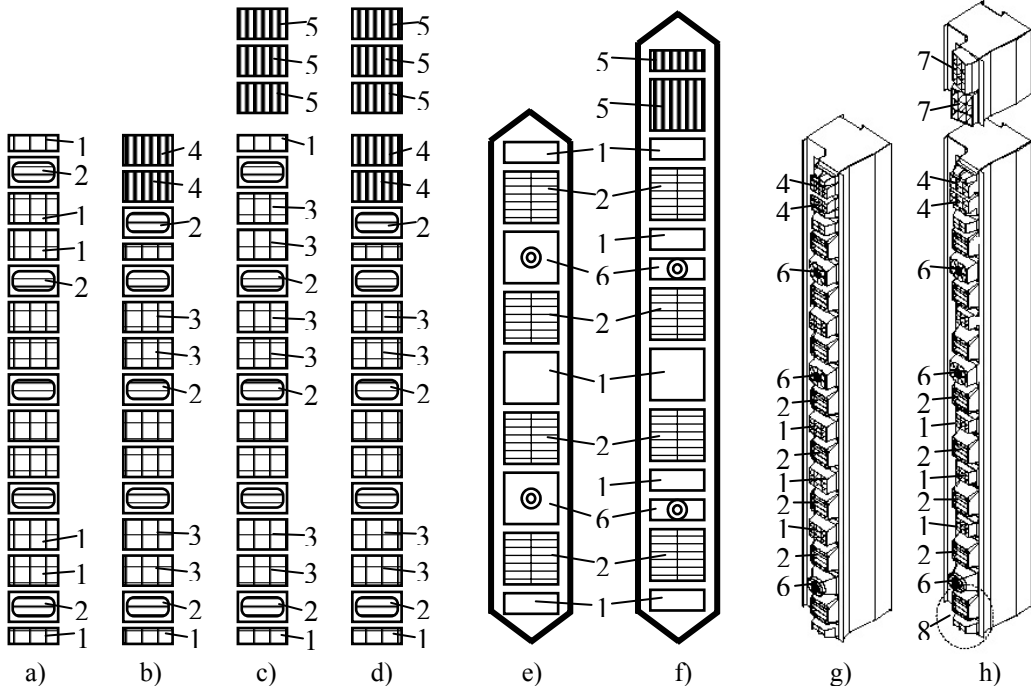


Fig. 3.23. Sisteme de arzătoare fantă dispuse în sistem clasic (a, e) și în sisteme LNCFS asociate cu sisteme OFA: 1 - aer secundar; 2 - injector de cărbune pulverizat; 3 - injectoare de aer secundar cu axă deviată (LNCFS); 4 - injectoare de aer superior în blocul de arzătoare; 5 - injectoare de aer superior separate; 6 - injectoare de păcură; 7 - injectoare de aer superior cu unghi variabil; 8 - injectoare pentru controlul condițiilor de ardere de la baza focarului.

O altă posibilitate de obținere a unui amestec carburant bogat, în zona nucleului central de foc, constă în blocarea unor guri de aer secundar, situate imediat deasupra și dedesubtul gurilor de insuflare a amestecului de aer primar și praf de cărbune, fapt care determină întârzierea formării amestecului carburant [3.55] și reducerea temperaturii. Această metodă poate fi aplicată în cazul retrofîtului, însă implică modificări la nivelul arzătoarelor, astfel încât să se asigure cantitatea de aer necesară arderii. În multe situații, trebuie instalate injectoare de aer secundar superior.

3.2.1.3. Arderea nestoichiometrică

Principial, prin tehnica arderii nestoichiometrice se reduce cantitatea disponibilă de oxigen și temperatura flăcării, similar tehnicii arderii în trepte, însă, în mod diferențiat, pentru diferitele niveluri de dispunere ale arzătoarelor unităților mari.

Tehnica arderii nestoichiometrice a început să fie utilizată, încă din anii 1970, la noile tipuri de cazane energetice din Japonia și SUA, și, după aproximativ 15 ani, la

instalațiile din Europa [3.30, 3.69], actualmente, fiind dezvoltată și pentru unitățile de incinerare a deșeurilor industriale.

Metoda poate fi aplicată, cu bune rezultate tehnice și economice, instalațiilor existente, însă, ca și în cazul arderii în trepte, trebuie să se acorde o atenție deosebită unor efecte secundare, precum [3.15]:

- ✓ creșterea cantității de carbon nears,
- ✓ creșterea ratei de colmatare a sistemului vaporizator
- ✓ accelerarea corodării elementelor instalației, care funcționează în mediul reducător creat, acesta fiind poate cel mai important efect nedorit.

Din punct de vedere tehnic, regim nestoichiometric de ardere se poate atinge atât prin controlul fluxului de aer, cât și prin controlul fluxului de combustibil [3.15].

Dacă este controlată doar cantitatea de aer, atunci, la baza focarului, combustia are loc în condiții substoichiometrice, aerul necesar definitivării arderii fiind introdus la partea superioară a focarului. În acest fel, practic, metoda este similară aceleia a aerului secundar superior (*Over Fire air*), prezentată în § 3.2.1.2.

Cel mai adesea, însă, tehnica arderii nestoichiometrice implică controlul introducerii combustibilului în camera de ardere, metoda purtând denumirea de *metoda post-arderii sau a rearderii* [3.4, 3.15, 3.61, 3.64, 3.71]. Această metodă se aplică, mai ales, instalațiilor de mare putere, în care se arde cărbune, însă există aplicații și în cazul instalațiilor în care se arde păcură sau gaze naturale [3.69].

Tehnica post-arderii implică crearea, în camera de ardere, a trei zone de combustie distincte (figura 3.24):

- ✓ zona principală de combustie, situată la baza focarului;
- ✓ zona post-arderii, care mai poate fi denumită zonă de gaze sau reducătoare;
- ✓ zona de definitivare a arderii, situată la partea superioară a focarului.

În principala zonă de combustie, de la baza focarului, se introduce cărbune granulat sau pulverizat, funcție de tipul focarului. În mod uzual, prin arderea cantității de cărbune, introduse în această zonă, se obține 70 ÷ 80 % din cantitatea totală de energie, furnizată de instalație.

Funcție de tehnica utilizată, raportul aer/combustibil poate fi egal cu cel corespunzător arderii complete, dar poate avea și o valoare ușor inferioară arderii normale. În cazul în care coeficientul de exces de aer este supraunitar ($\lambda = 1,13 \div 1,15$), în această zonă se formează o cantitate apreciabilă de NO_x , care va trebuie redusă, în etapele ulterioare ale combustiei. În cazul în care se reduce cantitatea de aer, se reduce gradientul de temperatură și, implicit, cantitatea de NO_x termic formată.

Deoarece energia obținută în instalație provine doar parțial din arderea cărbunelui, rezultă că scade și cantitatea de NO_x formată din azotul organic, pe unitatea de energie generată, chiar dacă, în acest caz, ponderea energiei furnizate, prin arderea cărbunelui, trebuie să crească de la 80 % la 90 %.

Prin reducerea cantității de aer din zona principală de combustie, se poate obține o reducere, cu până la 10 %, a cantității de NO_x [3.69], o reducere suplimentară fiind

posibilă prin utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (LNB - § 3.2.1.2).

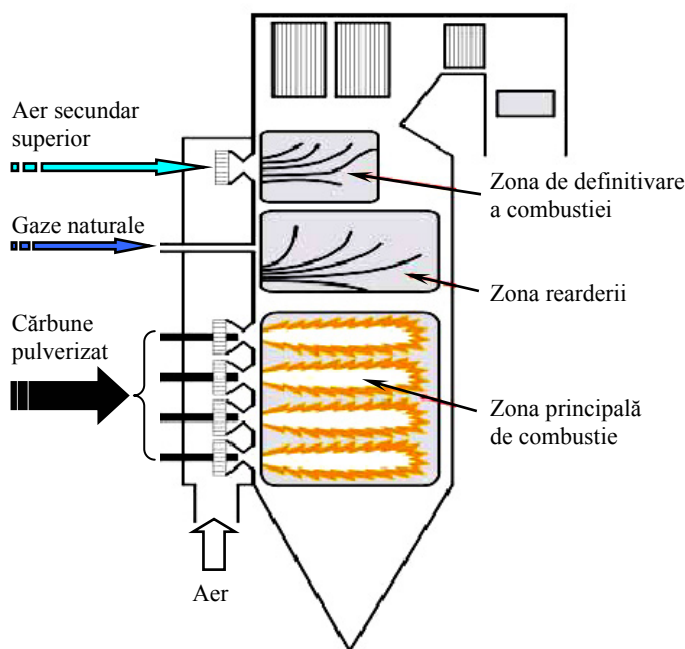
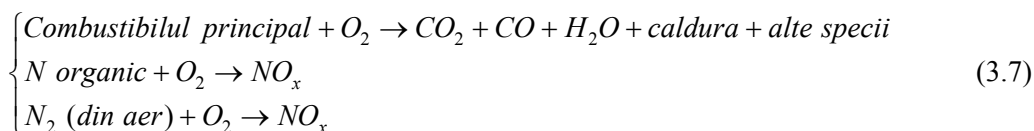


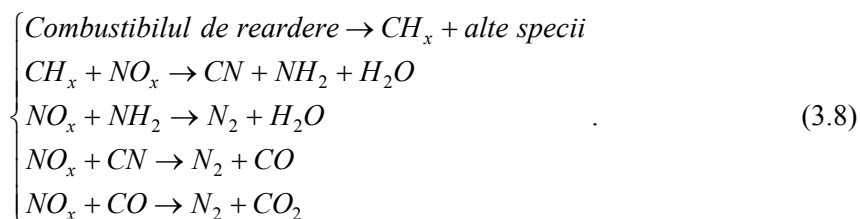
Fig. 3.24. Reprezentarea schematică a zonelor de combustie corespunzătoare metodei post-arderii.

Principalele reacții, care se desfășoară în zona de la baza focarului, sunt cele ale combustiei și ale formării NO_x :



În cea de a doua zonă, a post-arderii, sunt instalate arzătoare pentru gaze naturale sau, mai rar, pentru cărbune pulverizat. Cantitatea de combustibil introdusă, în această zonă, trebuie să aibă aportul energetic necesar atingerii parametrilor nominali ai instalației, deci să genereze 10 ÷ 30 % din cantitatea totală de căldură, funcție și de nivelul excesului de aer din prima zonă de combustie. Cu cât coeficientul de exces de aer, din zona principală de combustie, este mai redus, cu atât și cantitatea de combustibil, introdusă în zona post-arderii, este mai mică.

Coeficientul de exces de aer, din zona reducătoare, este mult subunitar ($\lambda = 0,85 \div 0,95$), creându-se, astfel, condițiile formării unor radicali liberi (NH_i , HCN), a unor fragmente de hidrocarburi (CH , CH_2) [3.69] și a unei cantități însemnate de CO . În acest mediu reducător, se desfășoară reacții complexe cu oxizii de azot, determinând transformarea acestora în azot molecular și, deci, reducerea poluantului:

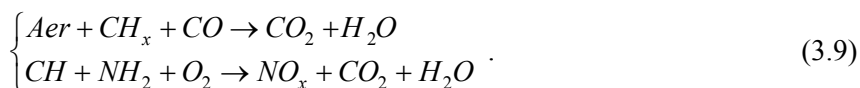


În zona post-arderii, simultan cu combustibilul, poate fi introdus și un flux de gaze de ardere recirculate. În acest fel, crește adâncimea de pătrundere a fluxului de combustibil, obținându-se un amestec carburant mai bun [3.69]. Deoarece gazele de ardere recirculate au o concentrație redusă de oxigen, utilizarea lor nu influențează, semnificativ, cantitățile de aer ce trebuie introduse, atât în zona reducătoare, cât și în aceea de definitivare arderii.

În cea de a treia zonă, situată la partea de sus a focarului, se urmărește definitivarea combustiei, astfel încât emisia de CO și cantitatea de carbon nears să fie minime. În această zonă se introduce doar aer secundar superior, cantitatea de aer, introdusă aici, reprezentând 20 % din cantitatea totală de aer introdusă în focar. Pentru a atinge cele două obiective, în zona de definitivare a arderii se asigură un exces de aer semnificativ ($\lambda = 1,15 \div 1,25$).

Chiar dacă definitivarea arderii are loc în condițiile unui exces semnificativ de aer, cantitatea de NO_x termic este mică, deoarece temperatura, din această zonă, este relativ coborâtă. De asemenea, compușii azotului, care nu au intrat în reacție până în zona de definitivare a arderii, sunt oxidați la NO_x. Cu toate acestea, cantitatea de NO_x formată, în zona de definitivare a combustiei, este relativ mică.

Principalele reacții chimice, care se desfășoară în zona de definitivare a arderii, sunt:



Aplicarea tehnicii post-arderii determină reducerea emisiei de NO_x, față de focarele tangențiale clasice, cu o valoare cuprinsă între 40 % și 65 % [3.15, 3.64, 3.69, 3.71]. Rezultă, astfel, că post-arderea este o tehnică eficientă de control a emisiei de NO_x, a cazanelor energetice în care se arde cărbune, fie că ea este aplicată ca tehnică unică, fie că este aplicată simultan cu alte tehnici primare.

Eficiența metodei depinde de o serie de parametri, precum:

- ✓ nivelul inițial al emisiei,
- ✓ caracteristicile focarului,
- ✓ cantitatea de combustibil introdusă în zona reducătoare (figura 3.25),
- ✓ coeficientul de exces de aer din zona reducătoare.

Ultimul parametru are cea mai mare influență asupra eficienței reducerii poluantului, valoarea optimă fiind cuprinsă între 0,85 și 0,95, atinsă atunci când cantitatea de

combustibil, introdusă în zona post-arderii, generează 10 ÷ 30 % din cantitatea de căldură furnizată de instalație.

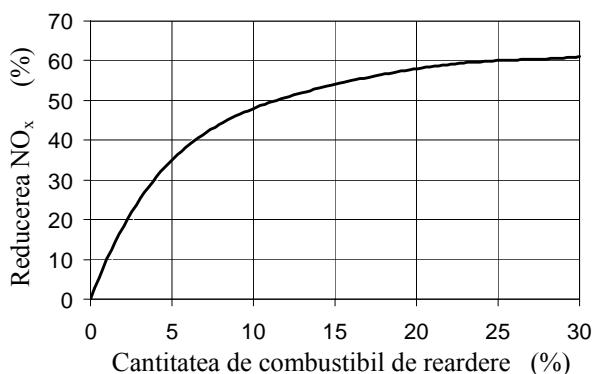


Fig. 3.25. Dependența emisiei de NO_x de cantitatea de combustibil de post-ardere

Aplicarea acestei tehnici nu implică modificări majore ale condițiilor de operare. Cel mai important efect secundar este acela al creșterii vitezei de corodare a elementelor instalației, care sunt situate în zona reducătoare [3.15]. În același timp, se înregistrează și o oarecare reducere a eficienței energetice a cazanului, mai ales atunci când combustibilul de post-ardere este gazul natural [3.69]. Această reducere poate fi explicată prin cantitatea mai mare de apă din gazele de ardere.

Atunci când combustibilul de reardere este cărbunele pulverizat, nu se observă modificări importante ale celorlalte emisii poluante. Dacă combustibilul de post-ardere este gazul natural, atunci emisiile de oxizi de sulf și de particule scad direct proporțional cu cantitatea de gaz utilizată. În același timp, se înregistrează și o oarecare reducere a emisiei de CO₂, datorită cantității mai mari de hidrogen, conținute de către gazele naturale, în raport cu aceea din cărbune.

În cazul re tehnologizării unui cazan, utilizând această tehnică, sunt necesare unele modificări constructive. Astfel, indiferent de tipul combustibilului de post-ardere, focarul trebuie echipat cu arzătoarele din zona reducătoare și cu injectoarele de aer secundar superior, din zona de definitivare a arderii. În cazul în care se aplică și metoda recirculării gazelor de ardere, trebuie instalate circuitele de gaze corespunzătoare. Dacă combustibilul de reardere este gaz natural, atunci este necesară realizarea aducțiunii corespunzătoare. Dacă combustibilul de reardere este cărbune, atunci trebuie instalate dispozitive suplimentare de preparare și transport a cărbunelui. De exemplu, în cazul focarelor de tip ciclon, în care se arde cărbune cu granulație mare, este necesară obținerea unei cantități de cărbune fin pulverizat, care se introduce în zona rearderii (figura 3.26, [3.69]). Utilizarea, și în această zonă, a unui cărbune incomplet măcinat scade, drastic, capacitatea de reducere a emisiei de NO_x.

Pe ansamblu, cheltuielile de investiție nu sunt majore, retrofit-ul cazanelor, în sistem de reardere, implicând cheltuieli de capital de ordinul a 66 \$/kW, pentru instala-

ții având puterea de 110 MW_e, și de 43 \$/kW, pentru unități de 605 MW_e [3.69].

În plus, tehnica post-arderii este foarte flexibilă, putând fi aplicată tuturor tipurilor de focare (cu ardere tangențială, de tip ciclon, cu arzătoare situate în pereții focarului etc.). Această tehnică poate fi asociată nu numai cu alte tehnici de reducere a emisiilor de NO_x, dar și cu tehnici primare de reducere a emisiilor de oxizi de sulf.

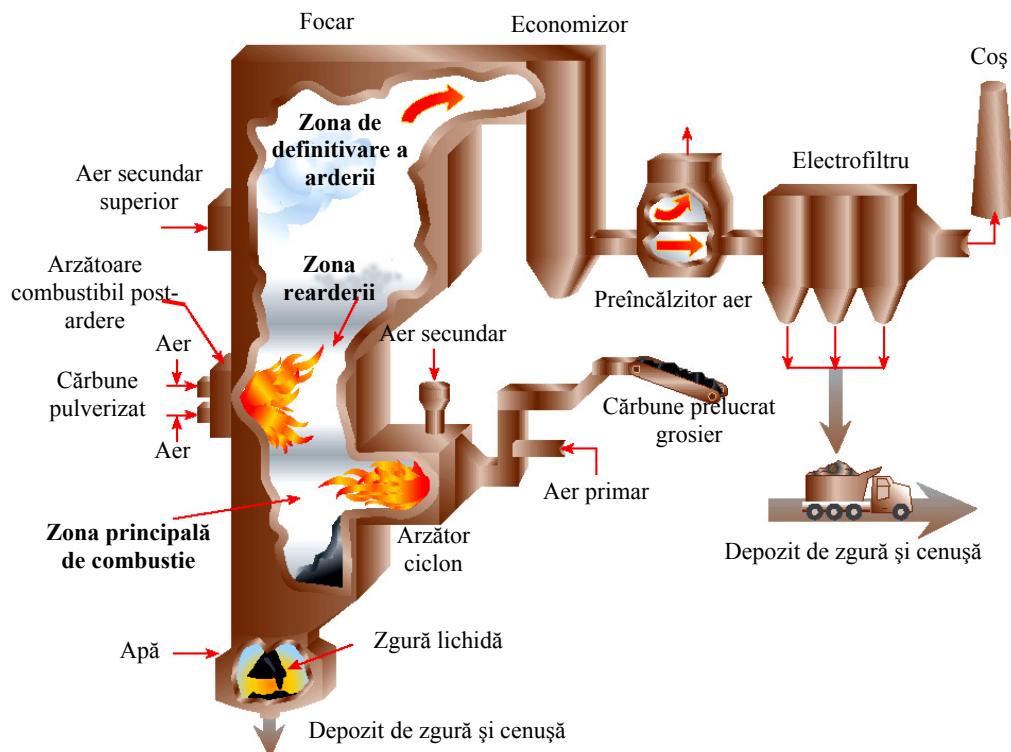


Fig. 3.26. Schema de principiu a aplicării tehnicii post-arderii la focarele de tip ciclon.

Flexibilitatea tehnicii post-arderii se manifestă atât prin posibilitatea funcționării combinate cu o altă metodă primară de depoluare, cât și cu o tehnică secundară. Astfel, tehnica post-arderii avansate combină rearderea clasică cu injectarea unui agent reducător. Agentul reducător este injectat în zonele în care temperatura gazelor este ridicată, similar metodei secundare de reducere selectivă necatalitică.

Post-arderea, asociată cu utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (LNB), asigură o reducere a emisie cu maximum 70 %, iar reducere selectivă necatalitică, cu aproximativ 40 %. Combinarea celor două tehnici reduce emisia globală de NO_x cu 95 % [3.61], mai mult chiar decât metoda reducerii catalitice selective, singura metodă, comercial disponibilă, care poate atinge un asemenea nivel de control a emisie.

Spre deosebire de metoda reducerii catalitice selective, rearderea avansată nu implică modificări majore ale canalelor de gaze de ardere și nici cheltuielile semnifica-

tive, necesare schimbării periodice a catalizatorului și stocării catalizatorului uzat.

Tehnica post-arderii avansate este realizată prin combinarea, în diverse variante, a următoarelor elemente [3.61]:

- ✓ crearea unui mediu reducător, prin injectarea unui combustibil de post-ardere, în care se obține o reducere parțială a emisiei de NO_x ;
- ✓ injectarea aerului secundar superior la o temperatură mai redusă decât în cazul post-arderii clasice, caz în care temperatura acestuia este de $950 \div 1150$ °C;
- ✓ injectarea de amoniac sau uree, în diferite puncte ale focarului:
 - în zona post-arderii,
 - simultan cu aerul secundar superior,
 - în aval de zona de definitivare a arderii;
- ✓ injectarea unor soluții de aditivi, pentru accelerarea reacțiilor de reducere a NO_x , de către agentul reducător.

3.2.1.4. Recircularea gazelor de ardere

Această tehnică constă în prelevarea unei cantități de gaze de ardere, din canalele de gaze ale instalației, și recircularea ei în focar.

Inițial, recircularea gazelor de ardere era o metodă de reglare a temperaturii de supraîncălzire a aburului [3.55], ulterior, fiind utilizată pentru controlul cantității de NO, formate în focar.

Introducerea, în focar, a unei cantități de gaze de ardere este similară introducerii unui gaz inert, datorită conținutului redus de oxigen al acestora. Astfel, se reduce cantitatea disponibilă de oxigen și temperatura din focar. Reducerea celor doi parametri determină, cel puțin, reducerea cantității de NO termic (§ 3.1).

În prezența unei cantități de NO termic, recircularea gazelor de ardere determină transformarea azotului de origine organică în N_2 și, mai puțin, în NO. În acest fel, se reduce cantitatea de NO formată din azotul existent în combustibil. Simultan, se obține și o creștere a stabilității flăcării, din zona combustiei inițiale [3.3, 3.38]. De asemenea, debitul de gaze de ardere recirculate poate fi utilizat ca purtător al combustibilului injectat în zona post-arderii, pentru creșterea adâncimii de penetrare în focar și pentru realizarea unui amestec carburant mai bun (§ 3.2.1.3).

Recircularea gazelor de ardere este una dintre cele mai eficiente metode intra-combustie de reducere a emisiilor de NO_x , însă echipamentul aferent este dificil de instalat, iar investiția este substanțială, fiind necesare noi conducte de gaze, ventilatoarele și echipament de control al amestecului de gaze recirculate și aer.

Recircularea gazelor de ardere, produse ale combustiei, poate fi realizată în mai multe moduri, funcție de obiectivul urmărit, astfel:

- ✓ turbionarea fluxurilor de combustibil și de aer, prin recirculare, în zona formării amestecului carburant;

- ✓ recircularea gazelor în zona flăcării;
- ✓ recircularea internă;
- ✓ recircularea externă.

Reprezentarea schematică a fluxurilor de gaze, pentru toate cele patru categorii de tehnici de recirculare a gazelor de ardere, este dată în figura 3.27 [3.38].

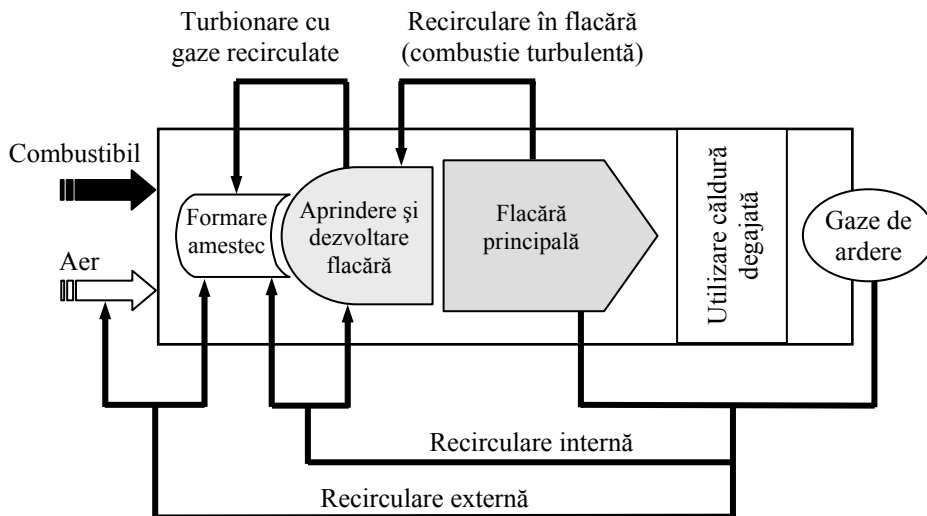


Fig. 3.27. Scheme de principiu ale posibilităților de recirculare a gazelor de ardere

Turbionarea fluxurilor de combustibil și de aer, cu gaze recirculate, urmărește obținerea unui amestec carburant cât mai omogen, scopul principal al acestui gen de recirculare a gazelor de ardere fiind stabilizarea flăcării.

Recircularea în flacără a gazelor de ardere asigură formarea unui amestec foarte bun între combustibil, aer și gazele recirculate, atât în zona flăcării principale, cât și în zona inițierii combustiei. Aportul de gaze de ardere sărăcește amestecul carburant, tocmai datorită lipsei de oxigen, din gazele de ardere recirculate. Fluxul de gaz recirculat turbionează, puternic, flacără principală, determinând, astfel, omogenizarea combustiei. Efectele recirculării gazelor de ardere, în flacără, sunt:

- ✓ creșterea stabilității flăcării,
- ✓ reducerea emisiilor de NO, în oarecare măsură.

Recircularea internă este exemplul tipic de recirculare "fierbinte" a gazelor de ardere. Acest gen de recirculare se utilizează pentru stabilizarea flăcării. În același timp, însă, reducerea excesului de oxigen, în zona de inițiere a combustiei, în care sunt eliberate materiile volatile, determină și o oarecare reducere a emisiilor de NO_x [3.38].

Recircularea externă este exemplul tipic de recirculare "rece", prin intermediul căreia se urmărește reducerea cantității disponibile de oxigen, în zona principală de

combustie, fără a afecta stabilitatea flăcării. În acest fel, se micșorează și se uniformizează temperatura din focar, principalul efect fiind reducerea emisiei de NO_x .

Parametrii care influențează gradul de reducere a emisiei de NO_x sunt:

- ✓ debitul de gaze recirculate,
- ✓ tipul focarului și modul de formare a amestecului carburant,
- ✓ calitatea combustibilului,
- ✓ sarcina cazanului.

Deoarece numai recircularea externă determină reducerea, semnificativă, a emisiei de NO_x , acești parametri își manifestă influența numai în cazul în care gazele recirculate se introduc la partea inferioară a focarului. Dacă gazele recirculate se introduc în zona superioară a acestuia, efectul recirculării este creșterea stabilității flăcării, reducerea emisiei de NO_x fiind ne semnificativă.

Influența debitului de gaze recirculate asupra emisiei de NO_x , pentru diferite tipuri de cazane energetice și pentru diferite sarcini ale aceluiași cazan, este evidențiată prin curbe de tipul celor trasate în figura 3.28 [3.55].

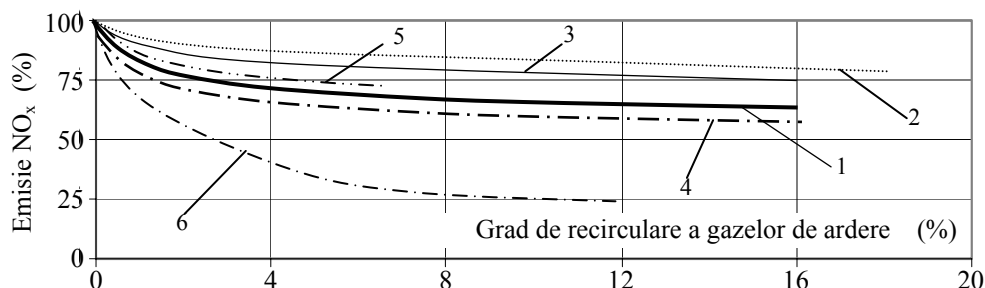


Fig. 3.28. Reducerea emisiei de NO_x prin recircularea gazelor de ardere:

- 1 - focar pentru păcură, debit de abur 1900 t/h, la sarcina de 100 %; 2 - idem pentru sarcina de 65 %; 3 - focar pentru păcură, debit de abur 900 t/h, la sarcina de 100 %; 4 - focar pentru păcură, debit de abur 170 t/h, la sarcina totală și recirculare prin arzător; 5 - focar pentru ulei și evacuarea cenușii în stare lichidă, debit de abur 360 t/h, pentru 85 % din sarcină; 6 - focar experimental cu combustibil lichid ușor.

Așa cum se poate observa din figura 3.28, până la grade de recirculare de ordinul a 10 %, reducerea emisiei este cu atât mai importantă cu cât gradul de recirculare este mai mare. La un grad de recirculare de 15 ÷ 20 %, nu se mai înregistrează o reducere sensibilă a emisiei de NO_x .

Pentru același grad de recirculare, scăderea sarcinii cazanului determină reducerea eficienței recirculării, în ceea ce privește emisia de NO_x , același efect înregistrându-se și la micșorarea debitului unitar de abur.

Experimentele efectuate în instalații în care se arde păcură, așa cum sunt cazanele de 400 t/h ale CET București Vest, au condus la concluzia că recircularea externă a gazelor de ardere determină o reducere sensibilă a concentrației de NO_x . Astfel, dacă emisia este de 862 mg/m^3 , în cazul în care nu sunt recirculate gazele de ardere, ea se

reduce, până la 307 mg/m^3 , atunci când gradul de recirculare este de 5 % și până la 230 mg/m^3 , la un grad de recirculare de 15 % [3.45]. Aceste rezultate s-au înregistrat atunci când gazele de ardere recirculate au fost insuflăte prin fante dispuse sub arzătoare. La aceleași grade de recirculare, atunci când gazele de ardere sunt introduse simultan cu aerul secundar, emisia devine de 362 mg/m^3 și respectiv 134 mg/m^3 [3.45].

Prin recircularea internă a gazelor se obține reducerea temperaturii adiabatică de ardere, consecință a efectului de gaz inert al gazelor de ardere. În acest fel, recircularea internă determină reducerea emisiei de NO, reducere cu atât mai semnificativă cu cât gradul de recirculare este mai mare. Spre deosebire de recircularea externă, efectul recirculării interne nu scade în intensitate atunci când gradul de recirculare depășește 10 % (figura 3.28), menținându-se, practic, constant până la grade de recirculare apropiate de 20 % (figura 3.29) [3.38]. Ca și în cazul recirculării externe, reducerea emisiei de NO este semnificativă atunci când gazele recirculate sunt introduse la partea inferioară a focarului. În acest fel, se obține o creștere a duratei de rezidență a gazelor recirculate în amestecul carburant (figura 3.29).

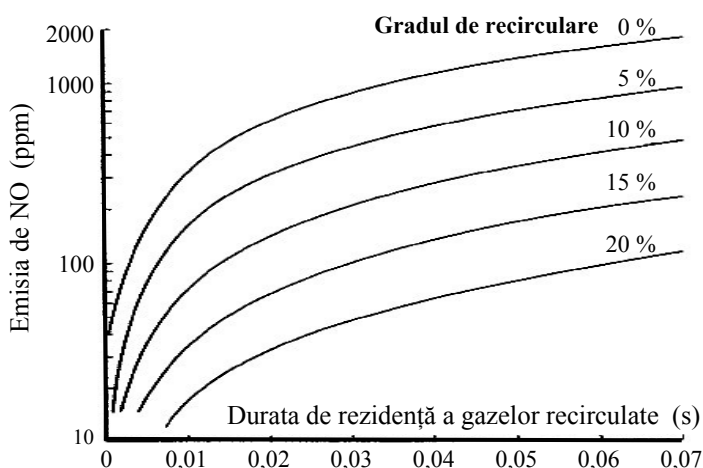


Fig. 3.29. Efectul recirculării interne a gazelor de ardere asupra emisiei de NO, în cazul unei instalații de ardere cu combustibil gazos.

Recircularea gazelor de ardere determină reducerea, semnificativă, a emisiei de NO_x , depășind, cu mult, posibilitățile celorlalte metode primare de control. Din acest motiv, dificultățile determinate de necesitatea unor modificări majore ale instalației de ardere sunt considerate cu o pondere din ce în ce mai mică.

În cazul combustiei gazelor naturale, cercetările experimentale au evidențiat că cea mai directă metodă de reducere a emisiei de NO_x este aceea de a evita crearea de zone bogate în combustibil, locuri potențiale de formare a unei cantități semnificative de NO prompt, simultan cu reducerea temperaturii flăcării, evitându-se, astfel, formarea unei cantități însemnate de NO_x termic.

Primul deziderat poate fi atins prin utilizarea unor arzătoare speciale, care să asigure formarea rapidă a amestecului carburant gaze - aer. Formarea rapidă a unui amestec uniform, chiar din punctul de inițiere a combustiei, elimină, cel puțin teoretic, riscul formării NO prompt. În plus, combustia rapidă și completă reduce, semnificativ, emisiile de CO și de compuși organici volatili, în condițiile unei combustii cu flacără foarte stabilă [3.59].

Al doilea deziderat se atinge prin recircularea externă a gazelor de ardere, acestea fiind injectate în amonte de arzător. Recircularea internă și recircularea în flacără a gazelor de ardere îmbunătățesc performanțele procedurii.

Recircularea gazelor de ardere, coroborată cu utilizarea unor arzătoare de construcție specială (**RMB** - *Rapid Mix Burners*, realizate de Todd Combustion Group), reprezintă o tehnică foarte eficientă pentru controlul intracomustie al emisiei de NO_x. Sistemele de injectare a gazului și de crearea a mestecului, specifice acestor arzătoare, sunt mult diferite de acelea ale arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x. Așa cum se poate observa din figura 3.30 [3.59], fluxurile de combustibil și aer sunt paralele. Aerul este amestecat, în exterior, cu gaze de ardere recirculate și dirijat către aripioarele de turbionare ale registrului. Aceste aripioare sunt de construcție specială, fiind prevăzute, la bază, cu orificii prin care se introduce combustibilul gazos. În acest fel, aripioarele au rol de injectare a gazului natural și de crearea a unui amestec carburant foarte omogen. Atât geometria internă a arzătorului, cât și a aripioarelor de turbionare sunt astfel concepute încât să asigure recircularea internă a unei cantități importante de gaze fierbinți.

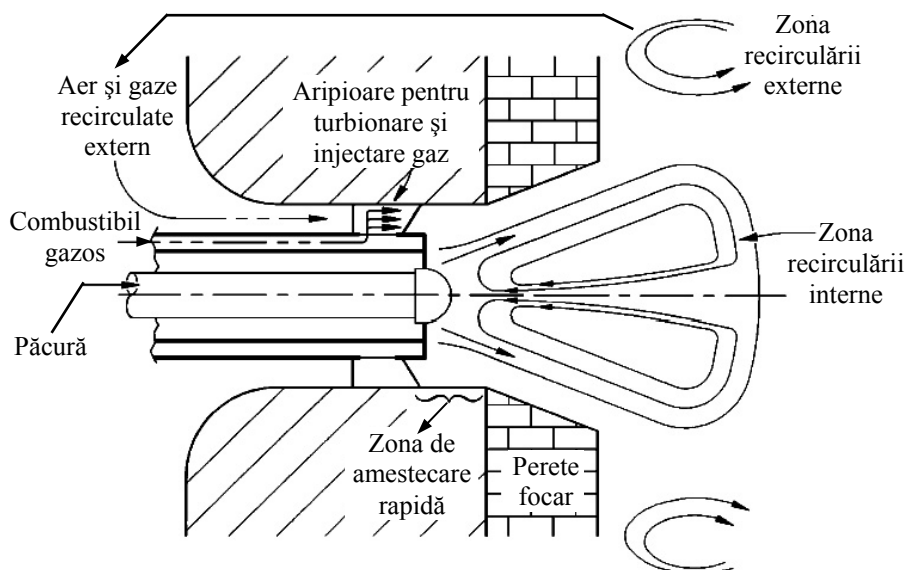


Fig. 3.30. Reprezentarea schematică a unui arzător cu realizare rapidă a amestecului carburant și cu utilizarea recirculării interne și externe a gazelor de ardere (RMBTM - Todd Combustion Group) [3.59]

Flacără rămâne stabilă chiar și la concentrații de până la 60 % gaze de ardere recirculate, în condițiile în care un grad de recirculare de 25 ÷ 30 % este suficient pentru reducerea emisiei de NO_x, sub limita admisibilă (9 ppm). În aceste condiții, performanțele arzătorului nu sunt limitate de cantitate de gaze recirculate. În plus, combustia rapidă determină formarea unei flăcări foarte scurte (aproximativ jumătate din lungimea flăcării formate de arzătoarele cu emisie redusă de NO_x), eliminându-se, astfel, riscul potențial al apariției flăcării detonante [3.59].

Spre deosebire de utilizarea arzătoarelor de tip LNB, pentru cărbune pulverizat, utilizarea acestei tehnici hibride determină reducerea emisiei de NO_x, atunci când crește coeficientul de exces de aer. Explicația acestei comportări poate fi dată tot pe baza realizării rapide a amestecului carburant omogen. Astfel, combustibilul are acces la întreaga cantitate de oxigen, necesară arderii complete, chiar din zona aprinderii amestecului carburant. În acest fel, aerul în exces are rolul de reducere a temperaturii maxime din focar, efect de răcire care este similar cu cel al recirculării gazelor de ardere.

Formarea rapidă a amestecului carburant permite utilizarea aerului preîncălzit, fapt care determină creșterea randamentului termic, al întregii instalații. Pentru a evita formarea unei cantități mai mari de NO_x, creșterea temperaturii aerului este compensată prin creșterea debitului de gaze recirculate sau prin creșterea coeficientului de exces de aer [3.59].

Tehnica recirculării gazelor de ardere este utilizată într-o gamă tot mai largă de instalații de combustie, cercetările actuale, pe plan mondial, fiind orientate către înțelegerea deplină a mecanismelor chimice și fluido-dinamice ale recirculării, în vederea creșterii suplimentare a eficienței metodei [3.38].

3.2.1.5. Modificarea parametrilor operativi ai procesului de combustie

Modificarea unora dintre parametrii operativi ai combustiei, din instalațiile aflate în exploatare, poate crea condițiile necesare diminuării, chiar la nivelul focarului, a emisiei de NO_x. Funcție de metoda utilizată, reducerea emisiei poate fi cuprinsă între 5 și 15 %. Chiar dacă diminuarea emisiei nu este foarte importantă, această metodă este atractivă deoarece nu implică investiții. Se pot înregistra, totuși, unele creșteri ale costurilor de exploatare a instalației de ardere.

Modificarea parametrilor operativi poate include una dintre următoarele măsuri tehnice [3.15, 3.22]:

- ✓ reducerea gradului de preîncălzire a aerului,
 - ✓ reducerea excesului de aer,
 - ✓ scoaterea din serviciu a unor arzătoare,
 - ✓ alimentarea diferențiată a arzătoarelor, pe înălțimea focarului,
 - ✓ schimbarea tipului combustibilului sau arderea amestecurilor de combustibili,
 - ✓ injectarea de apă sau de aerosoli activatori.
-

Reducerea gradului de preîncălzire a aerului necesar arderii determină o oarecare reducere a temperaturii din focar și, deci, diminuarea cantității de NO. În același timp, este utilizată o cantitate mai mică, din energia termică a gazelor de ardere, în apropierea zonei de evacuare a acestora din instalație, fapt care afectează defavorabil randamentul termic global al instalației.

Reducerea excesului de aer este una dintre cele mai simple modificări operative, efectuate în sensul reducerii cantității de NO_x, în special atunci când cantitatea de aer este ușor superioară valorii corespunzătoare arderii complete. Metoda implică o combustie la limita inferioară a coeficientului de exces de aer, în condițiile în care arderea trebuie să rămână o ardere completă. Reducerea coeficientului de exces de aer poate diminua emisia de NO_x cu maximum 10 %.

Scoaterea din serviciu a unor arzătoare implică blocarea alimentării cu combustibil, pentru anumite arzătoare, fără însă a bloca și fluxul de aer insuflat, de acestea, în focar. Arzătoarele scoase din serviciul normal sunt astfel alese încât să se obțină o ardere în trepte, pe întregul focar (§ 3.2.1.2).

Alimentarea diferențiată a arzătoarelor implică injectarea unei cantități mai mari de combustibil, prin unele arzătoare, și diminuarea fluxului de combustibil, prin altele. Practic, arzătoarele de la partea inferioară a focarului sunt supraalimentate, iar cele de la partea superioară subalimentate, în raport cu regimul clasic. Alimentarea diferențiată cu combustibil este astfel condusă încât, la nivelul focarului, să se creeze condițiile arderii în trepte (§ 3.2.1.2).

Schimbarea tipului combustibilului sau arderea unor amestecuri de combustibili sunt metode cu aplicabilitate limitată, în special datorită cheltuielilor de investiție necesare. Evident, modificări majore ale tipului de combustibil, implică modificarea, pe măsură, a instalațiilor de depozitare, transport, preparare și combustie.

Prin arderea amestecurilor de cărbune și biomasă se pot reduce emisiile de NO_x, SO₂ și Hg [3.36]. Acest tip de amestec poate fi ars în majoritatea cazanelor ce funcționează cu cărbune pulverizat. Efectuarea retrofitului unui cazan, în acest sens, trebuie să aibă în vedere, pe lângă emisia de NO_x, posibilitatea de a încărca cazanul la sarcina maximă, performanțele și posibilitatea de integrare a noilor echipamente, precum și fiabilitatea, pe termen lung, a sistemului.

Introducerea apei, în focar, a fost utilizată, inițial, ca tehnică de reducere a degajărilor de funingine ale focarelor în care se arde păcură. Pentru atingerea acestui obiectiv, cantitatea de apă poate reprezenta 20 ÷ 30 %, în amestecul omogen de păcură și apă [3.22]. Injectarea apei, sub formă de particule foarte fine, conduce și la temperarea combustiei, putându-se, astfel, obține și o reducere a emisiei de NO_x. Pentru ca eficiența injectării să fie maximă, aceasta trebuie realizată tocmai în acele zone ale focarului în care formarea de NO_x este intensă.

Reducerea cantității de NO_x poate fi explicată, fizic, prin reducerea temperaturii, în zona în care se injectează apa atomizată [3.26].

Este cunoscut faptul că volumul de NO_x termic se dublează, practic, la fiecare creștere cu $50\text{ }^\circ\text{C}$ a temperaturii, peste nivelul limită de $1530\text{ }^\circ\text{C}$, evident, în condițiile existenței unei cantități suficiente de oxigen. Rezultă că, prin răcirea zonelor foarte fierbinți și cu exces de oxigen, se poate obține o reducere, semnificativă, a cantității de NO_x . Deoarece majoritatea cantității de NO_x eliberate în focarele în care se ard gaze naturale sau păcură se formează prin mecanism termic (§ 3.1), injectarea apei este eficientă tocmai la aceste două categorii de focare.

Pentru ca efectele introducerii apei să fie benefice, amestecul apă - păcură trebuie să se prezinte sub forma unei emulsii. Diametrul optim al particulelor de apă este cuprins între $1 \div 5\text{ }\mu\text{m}$, tehnicile moderne utilizând $3 \div 10\%$ apă în amestec. Particulele de apă având diametrul mai mare de $6\text{ }\mu\text{m}$, chiar dacă sunt uniform distribuite în masa de păcură, au efecte nefavorabile asupra arderii [3.22].

Dimensiunile mici ale particulelor de apă, omogen distribuite în masa combustibilului lichid, conduc și la o altă explicație fizică a reducerii emisiei de NO_x [3.22]. Astfel, la pătrunderea emulsiei în focar, particulele de apă sunt brusc vaporizate, determinând creșteri locale ale presiunii, în interiorul tuturor picăturilor de combustibil. Expandarea apei conduce la formarea unor picături minuscule de păcură, cărora le este suficient un timp foarte scurt, pentru combustia completă. Reducerea timpului necesar combustiei complete determină reducerea cantității de NO_x termic, măcar și prin reducerea disponibilului de oxigen, necesar oxidării azotului din aerul introdus în focar. Acest mod de pulverizare a păcurii poartă denumirea de *pulverizare dublă*. Pulverizarea primară este realizată la nivelul injectorului, sub forma unor picături relativ mari, iar pulverizarea secundară este determinată de expandarea bruscă a picăturilor fine de apă.

Emulsionarea foarte fină a apei, în păcură, prezintă și alte efecte favorabile, în funcționarea cazanelor energetice. Astfel, se reduc depunerile pe suprafețele schimbătoarelor de căldură și se micșorează viteza de evoluție a corodării sulfurice.

Efectele benefice ale introducerii apei în focar nu se regăsesc și în cazul concentrațiilor ridicate de apă în păcură sau al introducerii unor picături grosiere. Dacă apa depășește o concentrație de 3% și nu este emulsionată, flacăra poate deveni instabilă, arderea neeconomică, iar aprinderea dificilă. Rezultă, astfel, că este rațional să se creze o emulsie omogenă, mai ales atunci când cantitatea de apă din combustibil depășește concentrația de 3% . [3.22]. Cu toate acestea, unele rezultate experimentale arată că se înregistrează o reducere mai importantă a cantității de NO_x , la creșterea dimensiunilor picăturilor de apă [3.16]. Explicația unui asemenea comportament ar putea consta în modificarea ponderii pe care reducerea temperaturii și respectiv creșterea vitezei de combustie o au asupra cantității de NO_x formate.

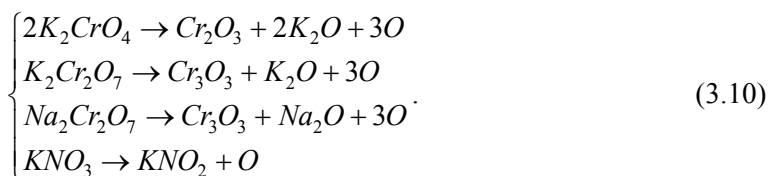
Din punct de vedere tehnic, sistemul este realizat din rampe de distribuție a aerului și apei, către niște injectoare speciale, dispuse în zonele focarului în care formarea de NO_x este intensă. Apa este atomizată, de către jetul de aer, a cărui presiune poate atinge 60 atm . Dispunerea rampelor de distribuție și a injectoarelor este diferită la cazanele în care se arde păcură, față de cele în care sunt arse gaze naturale, deoarece și

zonele de formare a NO_x sunt diferite în cazul celor două tipuri de combustibil.

Tehnicile moderne de control a emisiilor de NO_x pot înlocui, cel puțin parțial, emulsionarea apei în păcură prin injectarea unor aerosoli activatori, simultan cu aerul necesar arderii. Acești aditivi au rolul de intensificare a combustiei și trebuie să îndeplinească o serie de condiții, precum [3.22]:

- ✓ să producă, prin descompunere, mari cantități de oxigen atomic liber, chiar la temperaturi relativ coborâte;
- ✓ să micșoreze punctul de topire al depozitelor solide de pe suprafețele schimbătoarelor de căldură;
- ✓ să prezinte o bună solubilitate, în apă, și să formeze, ușor, aerosoli lichizi;
- ✓ să conserve, în timp, caracteristicile favorabile ale soluției apoase aditivate, chiar la temperatura ambiantă;
- ✓ să nu fie coroziv, exploziv și să nu degajeze, prin descompunere, produse poluante;
- ✓ să fie disponibil în cantități suficiente, la un preț de cost acceptabil.

Aceste condiții nu pot fi îndeplinite, simultan, de un singur aditiv, motiv pentru care se utilizează amestecuri de aditivi, formate din bicromați și cromati de potasiu sau sodiu și derivați ai acidului azotic. Cantitatea importantă de oxigen atomic, rezultat în urma descompunerii acestor aditivi, este evidențiată prin reacțiile [3.22]:



Injectarea apei poate fi înlocuită cu injectarea unei cantități de abur, însă, spre deosebire de recircularea gazelor de ardere, injectarea unei alte substanțe, în focar, afectează eficiența cazanului. Astfel, injectarea de abur implică un consum suplimentar de abur, care devine indisponibil în procesul de producere a energiei sau la consumatorul de agent termic, iar injectarea de lichide implică consum de energie termică, în detrimentul procesului de vaporizare a agentului termic, precum și creșterea pierderilor de căldură, la nivelul coșului de evacuare.

O altă posibilitate de modificare a parametrilor operativi ai arderii constă în insuflarea, la partea inferioară a focarului și cu viteză foarte mare, a unui flux de aer. O mică parte din aerul necesar arderii, puternic presurizat, este injectat, în focar, prin intermediul unor lancei retractoare, echipate cu duze fine. Datorită vitezei mari de insuflare a acestui flux de aer, se îmbunătățește, radical, omogenitatea amestecului carburant. În acest fel, combustia este mai rapidă, iar emisiile poluante de NO_x și nearse (CO , compuși organici volatili și particule) se reduc, semnificativ. De asemenea, formarea amestecului omogen permite funcționarea cu un coeficient mai mic al excesului de aer, fapt care ameliorează eficiența termică a cazanului.

Licența acestei soluții tehnice o deține compania ECOMB AB, din Suedia, denumirea comercială a sistemului de insuflare a aerului presurizat purtând denumirea de ECOTUBE-System [3.66]

3.2.1.6. Arderea în strat fluidizat

Așa cum s-a arătat în § 2.3.2.2, tehnica arderii în strat fluidizat este net superioară tehnicilor clasice de combustie, atât prin randamente, cât și prin nivelul redus al emisiilor poluante (emisia de oxizi de sulf este redusă cu 90 %, emisia de NO_x poate fi mai mică de 100 ppm, iar emisia de CO este neglijabil de mică), la acestea adăugându-se și avantajele unei înalte fiabilități a instalațiilor și a unor cheltuieli de întreținere reduse.

Reducerea emisiei de NO_x se poate considera ca fiind principalul avantaj al acestei tehnici de combustie. Reducerea drastică a acestui poluant (de la $400 \div 800 \text{ mg/m}^3$, la focare ce ard lignit pulverizat, la 100 mg/m^3) se datorează atât temperaturii reduse ($840 \div 890 \text{ }^\circ\text{C}$), cât și atmosferei puternic reducătoare, din focarul inferior.

În focarul inferior, se introduce numai $50 \div 70 \%$ din aerul necesar arderii, sub formă de aer primar. Astfel, în zona de eliberare a volatilelor, există un exces de combustibil, condițiile substoichiometrice inhibând oxidarea azotului, la NO_x , și favorizând conversia azotului din combustibil, în azot molecular.

Aerul secundar este introdus în zona mai puțin densă a stratului fluidizat, însă atâta timp cât azotul de origine organică este deja transformat în N_2 , controlul formării NO_x este asigurat prin menținerea temperaturii la o valoare relativ mică.

Emisia de NO_x a cazanelor, de acest tip, este influențată de factori, precum:

- ✓ conținutul de volatile și de azot din combustibil,
- ✓ temperatura din focar,
- ✓ excesul de aer,
- ✓ cantitatea de calcar, introdusă pentru reținerea sulfului.

Emisia de NO_x poate fi redusă, suplimentar, cu $40 \div 60 \%$, prin injectarea de NH_3 , atât în amonte, cât și în aval de grilele destinate reținerii particulelor. Factorii care influențează reducerea suplimentară a emisiei poluante sunt:

- ✓ raportul molar NH_3/NO_x ,
- ✓ concentrația inițială de NO_x ,
- ✓ temperatura din focar,
- ✓ modul de realizare a amestecului gaz - NO_3 ,
- ✓ durata de rezidență a gazului în focar.

Nu poate fi neglijat faptul că arderea în strat fluidizat determină o creștere importantă a emisiilor de protoxid de azot (N_2O), gaz care determină distrugerea stratului de ozon atmosferic și contribuie la intensificarea efectului de seră. În cazul arderii cărbunelui în stare pulverizată, emisia de N_2O este inferioară valorii de 10 ppm, pe când, în cazul arderii în strat fluidizat, emisia este de ordinul a $50 \div 100 \text{ ppm}$. Emisia

de N_2O poate fi redusă fie prin creșterea temperaturii din focar, evident, în detrimentul eficienței controlului emisiei de NO_x , fie prin creșterea cantității de calcar, introduse în focar pentru diminuarea emisiei de oxizi de sulf [3.29].

3.2.2. Metode secundare de control a emisiei de NO_x

Tehnicile secundare de control a emisiilor de NO_x , ale instalațiilor de combustie, constau, în principiu, în tratarea gazelor de ardere cu anumiți reactivi. Reacțiile chimice se pot desfășura, eventual, în prezența unui catalizator. Gradul de epurare, ce caracterizează aceste tehnici de control, este net superior celui corespunzător metodelor primare, însă, așa cum s-a arătat în § 3.2 (figura 3.7), costurile de investiție, de exploatare și de întreținere ale instalațiilor aferente sunt semnificativ mai mari.

Clasificarea tehnicilor secundare, a căror denumire generică este aceea de tehnici **DENOX**, este dată în tabelul 3.3, iar tipurile de reacții, ce pot fi implicate în procesul denitrurării, sunt date în tabelul 3.4 [3.29].

Tabelul 3.4. Tipuri de reacții ce stau la baza tehnicilor secundare de control a NO_x .

Tehnica DENOX	Tipul reacțiilor	Reactivi, catalizatori
Procedee catalitice	<i>Descompunere</i>	amestec de oxizi metalici (Cu, Ni, Fe, Cr), la temperaturi de peste 1000 °C;
	<i>Reducere</i>	cu H_2 și catalizator pe bază de Pt, Pd, Ni, Cr;
		cu NH_3 și catalizator pe bază de TiO_2 , combinat cu V_2O_5 sau WO_3 ;
		cu CO și catalizator pe bază de CuO , CrO_2 , $CuCrO_2$;
		cu hidrocarburi (CH_4), folosind catalizatori platinici sau neplatinici (cromit de cupru activat cu zinc sau bariu); cu amestec de gaze reducătoare: NH_3 + etanol pe catalizator Pd/Al_2O_3 ; NH_3 + CO pe catalizator Ca/SiO_3 .
Procedee necatalitice	<i>Absorbție</i>	în soluție de NaOH și NaOCl;
		în soluție 5-15 % H_2NSO_3H în H_2SO_4 ;
		reacții gaz/solid, patul de reacție fiind CaC , Na_2CO_3 , $CaCO_3$, CaO ;
	<i>Adsorbție</i>	cărbune activ;
		mordenit (alumino-silicat cristalin);
		turbă îmbibată cu alcalii.
	<i>Reducere termică</i>	cu pulbere de cocs, la 900 ÷ 1000 °C;
		cu N_2H_4 , la 750 ÷ 850 °C;
		cu NH_3 , la 950 ÷ 970 °C;
		cu uree, la 900 ÷ 980 °C;
		cu hidrocarburi $C_1 - C_4$, la 980 °C.

3.2.2.1. Reducerea catalitică selectivă (SCR)

Această tehnică de reducere secundară a emisiilor de NO_x este, actualmente, cea mai utilizată (aproximativ 90 % din totalul instalațiilor aflate în exploatare) și asigură reducerea cu 80 ÷ 90 % a conținutului de NO_x din gazele de ardere [3.5, 3.6, 3.12, 3.19, 3.28, 3.31]. Creșterea gradului de epurare, până la valori apropiate de 95 % [3.15], implică utilizarea unor sisteme hibride de catalizatori, atât în ceea ce privește compoziția, cât și realizarea constructivă. De asemenea, elementele constructive ale sistemelor cu grad mare de denitrurare funcționează la diferite niveluri de temperatură, astfel încât, atât reactorului catalitic, cât și sistemele de manipulare ale acestuia sunt mai dificil de realizat [3.18, 3.26, 3.27].

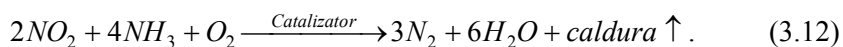
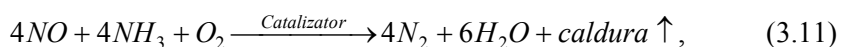
❶ Principiul metodei

Principial, metoda reducerii catalitice selective (SCR) are la bază reacția de reducere a NO_x , de către amoniac (NH_3), în prezența unui catalizator și la temperaturi de ordinul a 300 ÷ 400 °C [3.6, 3.15, 3.29, 3.47]. Reacțiile de bază sunt exoterme și evoluează în sensul reducerii oxizilor de azot, la azot molecular, evident netoxic, și apă. Este de remarcat faptul că anumiți constructori de echipament au reușit reducerea gamei optime de temperaturi până în domeniul 200 ÷ 300 °C [3.6].

Reacțiile de bază sunt foarte eficiente, evoluând foarte aproape de condițiile ideale (raportul molar $\text{NH}_3/\text{NO}_x \approx 1$), emisia în atmosferă de amoniac nereacționat fiind foarte redusă (2 ÷ 5 ppm).

Pe lângă reacțiile principale, în reactorul catalitic și în unele echipamente situate în aval de acesta, se desfășoară și o serie de reacții care implică dioxidul de sulf, existent în gazele de ardere, și care limitează temperatura maximă de lucru.

Reacțiile principale sunt reacțiile de reducere a celor doi oxizi de azot, denumiți generic NO_x , astfel [3.6, 3.15, 3.17, 3.20]:



Având în vedere temperatura la care se desfășoară reducerea catalitică, este de așteptat ca, în cazul arderii combustibililor fosili, reacția de forma (3.11) să fie reacția, de bază, preponderentă.

Reacțiile secundare sunt reacții de oxidare și reacții de formare a sărurilor de amoniu. Astfel, reacțiile secundare de oxidare sunt de forma [3.15, 3.17, 3.20]:



iar cele de formare a sărurilor de amoniu sunt:



Reacția de oxidarea a agentului reducător (3.13) se desfășoară, mai ales, la temperaturi mai mari de 450 °C, limitând, astfel, domeniul de temperaturi la care funcționează reactoarele catalitice. O limitare mai severă este, însă, determinată de oxidarea, în prezența catalizatorului, a SO₂, la SO₃. Conversia SO₂ în SO₃ (3.14) este puternic accelerată atunci când temperatura depășește pragul de, aproximativ, 370 °C. Rezultă, astfel, că, în cazul arderii combustibililor cu conținut ridicat de sulf, temperatura din reactorul catalitic trebuie limitată la 350 ÷ 370 °C, funcționarea la această temperatură diminuând procentul de oxidarea a SO₂, la valori mai mici de 1 % [3.15].

În reactorul catalitic, SO₃ reacționează cu amoniacul, formându-se, astfel, bisulfat de amoniu (3.15) sau sulfat de amoniu (3.16). Bisulfatul de amoniu (NH₄HSO₄) precipită, odată cu scăderea temperaturii, colmatând straturile de catalizator, preîncălzitorul de aer, recuperatoarele de căldură, precum și echipamentele și conductele de evacuare a gazelor, din cazan. Temperatura la care precipită bisulfatul de amoniu depinde de concentrațiile de NH₃ și de SO₃ din gazele de ardere, curbele care dau această dependență fiind de forma celor prezentate în figura 3.31 [3.15].

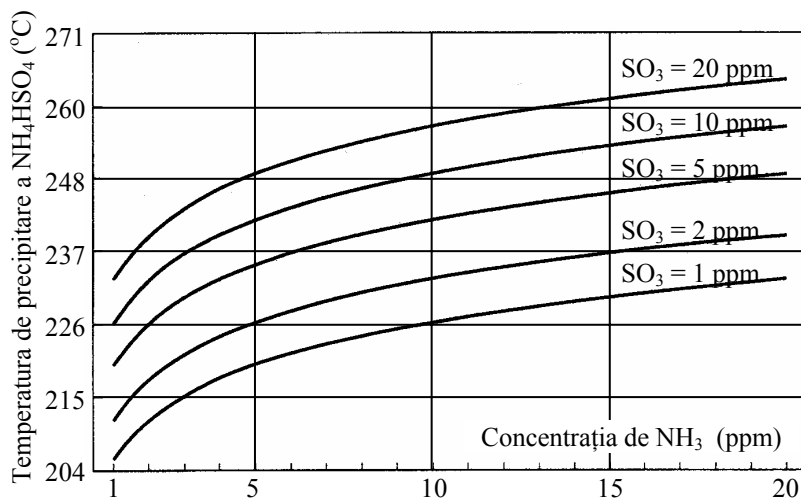


Fig. 3.31. Dependența temperaturii de precipitare a NH₄HSO₄ de concentrațiile de NH₃ și de SO₃

Ambele săruri ale amoniului (bisulfatul și sulfatul) rezultă sub forma unor particule foarte fine (1 ÷ 3 μm) [3.15], care pătrund în microporii din structura catalizatorului, limitând activitatea chimică a acestuia. Pentru a evita acest efect nefavorabil, ca și viteza de corodare a echipamentelor de către bisulfatul de amoniu, suprafețele sunt curățate, periodic, cu jeturi de abur și sunt spălate, ultima operațiune fiind efectuată în timpul reviziilor anuale, în timpul cărora instalațiile sunt scoase din funcțiune.

Creșterea riscului de colmatare a echipamentelor din aval de reactorul catalitic,

dar, mai ales, de reducere a activității catalizatorului, prin ancrasarea acestuia, limitează temperatura minimă de funcționare a reactorului catalitic. Temperatura minimă este dependentă de conținutul de sulf din combustibil, însă, experiența de exploatare a arătat că nu există, practic, pericol de ancrasare a catalizatorului, cu particule fine de săruri de amoniu, atunci când temperatura este mai mare de 300 °C [3.15].

Cinetica reacțiilor principale și restricțiile impuse de evoluția reacțiilor secundare determină o dependență specifică a gradului de reducere a NO_x , în raport cu temperatura din reactorul catalitic. Reprezentarea grafică a acestei funcții este dată în figura 3.32 [3.29].

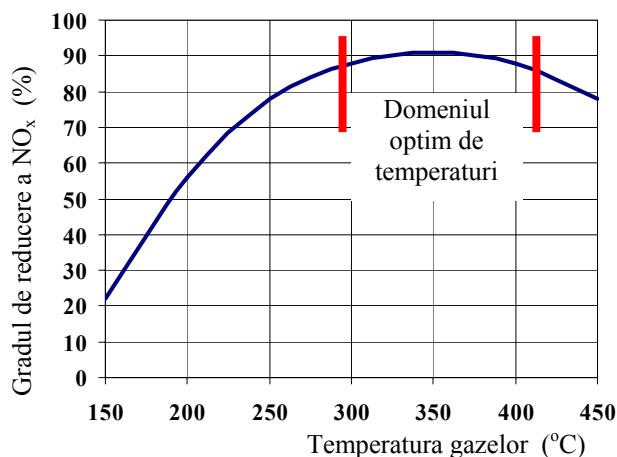


Fig. 3.32. Dependența gradului de reducere a NO_x de temperatură, în instalațiile de tip SCR.

Pentru micșorarea cantității de săruri de amoniu, trebuie ca și excesul de amoniac să fie astfel controlat, încât să nu depășească nivelul maxim de 5 ppm. În cazul arderii combustibililor cu conținut ridicat de sulf, pierderea tehnologică de amoniac nu trebuie să depășească 2 ppm [3.15, 3.17, 3.63].

Un alt efect nefavorabil al formării particulelor fine de săruri de amoniu, care pot fi antrenate de fluxul de gaze de ardere, este acela al creșterii emisiei de substanțe aeropurtate, a instalației de ardere.

Oxidarea SO_2 , la SO_3 , poate face necesară, de asemenea, modificarea temperaturilor minime de lucru ale schimbătoarelor de căldură, pentru a evita funcționarea în vecinătatea punctului de rouă acidă, temperatura corespunzătoare punctului de rouă acidă fiind direct dependentă de concentrația de SO_3 din gazele de ardere.

În cazul în care combustibilul utilizat este cărbunele, o parte semnificativă din pierderea tehnologică de amoniac (chiar până la 80 % [3.15]) condensează pe cenușa zburătoare, care urmează a fi reținută de sistemele de filtrare. Amoniacul, astfel reținut, poate avea un impact semnificativ asupra procesului tehnologic de tratare sau de stocare a deșeurilor, deoarece, la valori ridicate ale pH-ului, amoniacul este eliberat în

atmosferă. De asemenea, conținutul de amoniac poate afecta calitatea subproduselor tratării, aspect de loc de neglijat, atunci când acestea sunt utilizate în industria materialelor de construcții. Astfel, cenușa zburătoare, utilizată ca aditiv la fabricarea betoanelor, poate elibera, spontan, amoniacul, prezentând un risc real pentru securitatea operatorilor. Emisia spontană de amoniac poate afecta negativ și funcționarea instalației de desulfurare umedă a gazelor de ardere, din aval de instalația **DENOX**.

Elementele constructive ale unei instalații de tip **SCR** sunt prezentate în figura 3.33 [3.44]. Varianta prezentată, în această figură, este aceea a instalării reactorului între economizor și preîncălzitorul de aer, caz în care el operează pe gaze fierbinți și în condițiile unei concentrații ridicate de cenușă zburătoare.

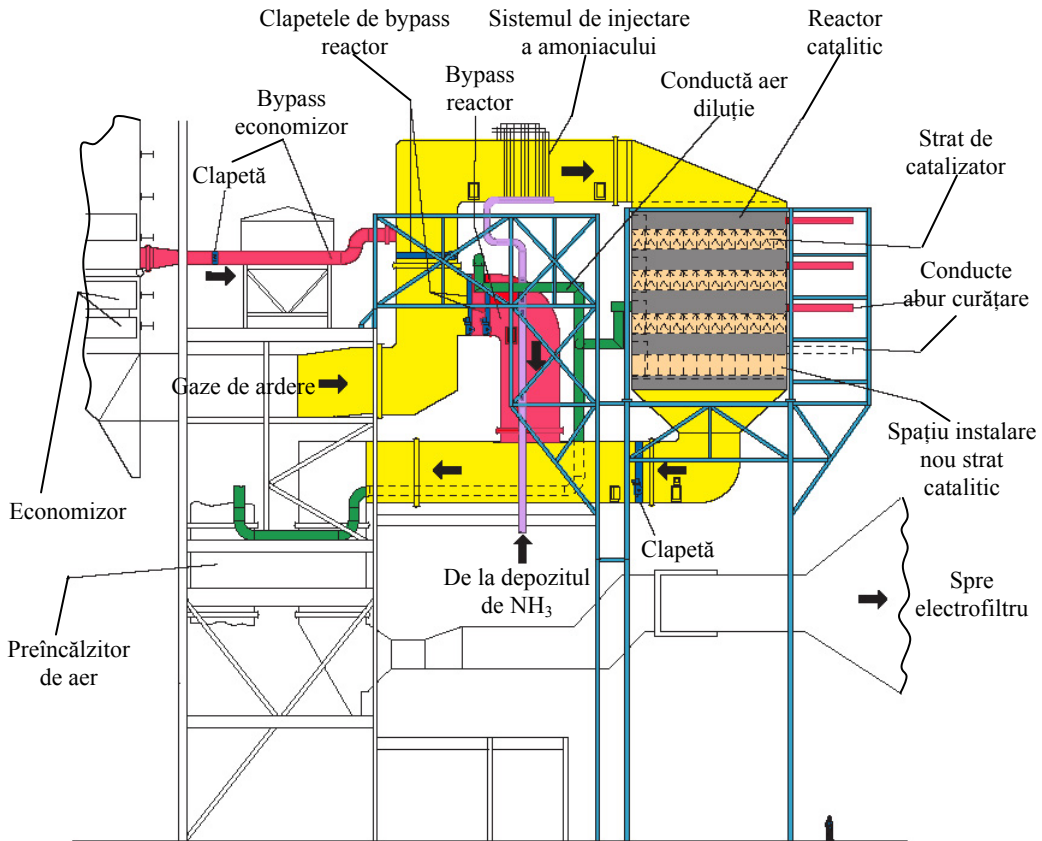


Fig. 3.33. Elementele constructive ale unei instalații de tip SCR.

Reactorul catalitic și instalațiile anexe sunt realizate ca ansambluri complementare cazanului energetic, inclusiv în ceea ce privește structura metalică de susținere. În acest fel, sistemele SCR pot fi scoase complet din funcțiune, fără a afecta performanțele energetice ale instalației de ardere, sau pot fi adaptate la cazane aflate în exploatare și care nu au fost echipate, din proiectare, cu astfel de instalații.

Principalele elemente constructive ale unei instalații SCR sunt:

- ✓ reactorul catalitic,
- ✓ sistemul de injectare a agentului reducător,
- ✓ sistemul de curățare periodică a straturilor catalitice,
- ✓ conducta și clapetele de bypass a reactorului,
- ✓ conducta și clapetele de bypass a economizorului,
- ✓ sistemul de insuflare a aerului pentru diluție și a perdelei de aer pentru izolarea reactorului catalitic,
- ✓ conductele de racord în circuitul de gaze al cazanului,
- ✓ structura metalică de susținere.

În reactor sunt instalate elementele catalitice, dispunerea acestora depinzând de soluția tehnică aleasă pentru forma de prezentare a substanței active.

Volumul catalizatorului se alege în funcție de tipul combustibilului și condițiile de ardere a acestuia, care se reflectă într-o anumită concentrație de NO_x , precum și funcție de debitul de gaze de ardere, corespunzător puterii instalației respective. Secțiunea transversală a reactorului catalitic se dimensionează pentru anumite viteze de curgere a gazelor, în regimul de sarcină maximă a instalației. Astfel, în cazul arderii combustibililor solizi, viteza gazelor, la sarcina maximă, trebuie să fie de aproximativ $5 \div 5,7$ m/s [3.17]. Cunoscând volumul necesar de substanță activă și secțiunea transversală a reactorului, rezultă grosimea straturilor catalitice. Această grosime (h_{cat}) poate fi calculată și cu o relație de forma

$$h_{cat} = k \cdot v_g, \quad (3.17)$$

în care, v_g este viteza de curgere a gazelor de ardere, iar coeficientul de corecție al duratei de rezidență (k) poate lua valori cuprinse între $0,55 \div 0,85$ s [3.17].

Substanța catalitică nu se dispune într-un singur strat, ci într-un număr de $2 \div 4$ straturi, creându-se, astfel, spațiile necesare curățării periodice a suprafețelor. Acest mod de realizare constructivă permite, de asemenea, schimbarea straturilor catalitice, la intervale de timp diferite, astfel încât instalația poate funcționa, o perioadă mai mare de timp, până la schimbarea întregului catalizator. În același scop, se prevede, din stadiul de proiectare, posibilitatea instalării unui strat catalitic suplimentar.

Prin sumarea dimensiunilor, în plan vertical, ale tuturor acestor elemente, rezultă înălțimea reactorului catalitic.

Caseta 3.1. Dimensiunile unui catalizator aflat în exploatare

De exemplu [3.44], în cazul unei instalații de 675 MW, în condițiile în care concentrația de NO_x , la intrarea gazelor în reactor, este de $0,85$ g/kWh, iar gradul de epurare este de 90% , rezultă un volum de catalizator de 897 m³, pentru tratarea debitului de aproximativ $4.000.000$ m³/h. Catalizatorul este instalat în două reactoare identice, rezultând secțiunea transversală a unui reactor de ordinul a 100 m² și înălțimea straturilor catalitice de $4,5$ m. În fiecare reactor, sunt instalate câte trei straturi catalitice și este prevăzută posibilitatea instalării, la un moment dat, a unui al patrulea strat (figura 3.33), astfel încât înălțimea totală a unui reactor rezultă de ordinul a $10 \div 11$ m.

Din metodologia de dimensionare a reactorului catalitic, descrisă anterior, rezultă faptul că modificarea puterii instalate și, implicit, a debitului de gaze de tratat, determină, mai ales, modificarea secțiunii transversale a reactorului și, în mai mică măsură, a înălțimii totale a acestuia.

Agentul reducător este injectat în canalul de gaze orizontal, din amonte de reactorul catalitic, prin intermediul unei matrice de duze. Reprezentarea schematică a sistemului de injectare a NH_3 este dată în figura 3.34 [3.44], în care poate fi observată dispunerea spațială a duzelor, în canalul de gaze de ardere.

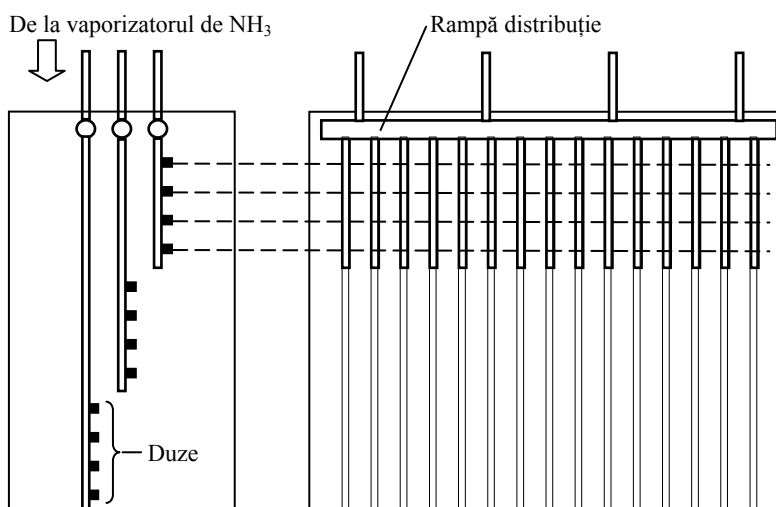


Fig. 3.34. Reprezentarea schematică a unui sistem de injectare a agentului reducător

Sistemul de duze permite controlul cantității de amoniac, în strânsă concordanță cu cantitatea de NO_x din gazele de ardere și, deci, în concordanță cu sarcina cazanului. De asemenea, acesta asigură o bună repartiție a agentului reducător, în întreaga secțiune transversală a canalului de gaze.

Repartiția uniformă a agentului reducător trebuie păstrată și în reactorul catalitic, simultan cu o repartiție cât mai uniformă a fluxului de gaze de ardere și, implicit, a temperaturii. Repartițiile neuniforme determină reducerea eficienței epurării, creșterea căderii de presiune, pe elementele constructive ale reactorului catalitic, și creșterea cantității de NH_3 nereacționat (pierdere tehnologică de agent reducător). O distribuție incorectă nu poate fi compensată decât parțial, prin creșterea volumului catalizatorului, iar distribuțiile accentuat neuniforme crează dificultăți și în controlul injectării agentului reducător. Abaterile maxime admisibile, la nivelul racordului de intrare a gazelor în reactorul catalitic, sunt date în tabelul 3.5 [3.19].

În scopul uniformizării amestecului gaze - NH_3 și a temperaturilor, în toată secțiunea transversală a reactorului catalitic, pot fi utilizate sisteme de palete statice, prin intermediul cărora se schimbă direcția de curgere a gazelor. Un exemplu, în acest sens,

îl reprezintă sistemele Sulzer (figura 3.35) [3.19]. Aceste sisteme sunt realizate din două câmpuri de palete oblice, primul schimbând direcția de curgere a gazelor, în plan orizontal, iar al doilea, în plan vertical. Turbulența, astfel creată, realizează un foarte bun amestec gaze- NH_3 . La intrarea în reactorul catalitic, este instalat un ultim câmp de palete, care schimbă direcția de curgere a gazelor cu 90° . Turbulența creată, la acest nivel, și prezența dispozitivului de uniformizare a curgerii gazelor, în aval, asigură o repartiție bună a vitezelor, în toată secțiunea transversală a reactorului catalitic.

Tabelul 3.5. Distribuțiile specificate de compania AES Cayuga

Parametrul	Neuniformitatea maximă admisibilă
fluxul de gaze	abaterea standard = 15 %
raportul molar NH_3/NO_x	abaterea standard = 5 %
temperatura	abaterea medie = $\pm 10^\circ\text{C}$

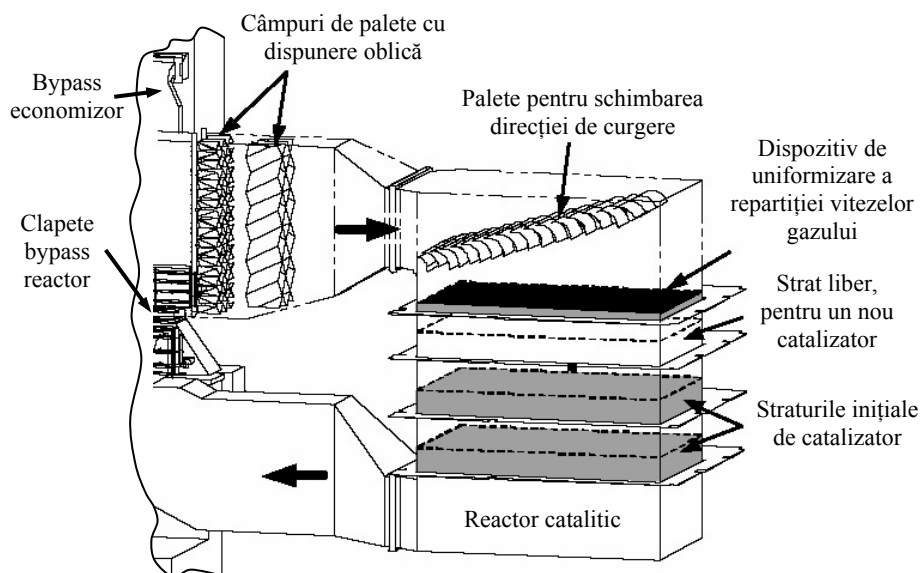


Fig. 3.35. Sistem static de amestecare, de tip Sulzer

Depunerea particulelor de cenușă zburătoare și de săruri de amoniu, pe suprafețele active ale straturilor catalitice, impune curățarea periodică a acestora. Această operațiune este realizată, în cazul instalațiilor de mare capacitate, prin injectarea de abur, la presiunea de aproximativ 15 atm. Distanța dintre injectoarele de abur și suprafața stratului catalitic este de aproximativ 60 cm. Curățarea se efectuează fără scoaterea din funcțiune a instalației, cu o periodicitate de ordinul a 8 ore [3.28].

În majoritatea situațiilor, operațiunea de curățare periodică se efectuează și la nivelul stratului în care nu se află catalizator. În cazul reactoarelor mici, curățarea supra-

fețelor active se poate realiza manual, prin intermediul unor lăncii, prin care se insuflă aer comprimat.

Trimestrial, suprafețele catalitice sunt inspectate vizual și curățate suplimentar, în condițiile scoaterii din funcțiune a instalației. În cazul instalațiilor mari, gradul de colmatare a suprafețelor catalitice se urmărește, vizual, cu o frecvență mai mare. În acest scop sunt realizate ferestre de vizitare, care permit vizualizarea catalizatorului, în vecinătatea pereților reactorului, acolo unde efectul de proximitate face ca viteza gazelor să fie mai mică și, deci, probabilitatea de ancrasare a straturilor catalitice mai mare.

Actualmente, acest tip de ancrasare a catalizatorului este puțin probabil să aibă loc în instalațiile mari, chiar și în vecinătatea pereților reactorului, datorită modului de realizare a straturilor catalitice și uniformizării vitezei gazelor, în toată secțiunea transversală a reactorului [3.28]. În cazul reactoarelor de mici dimensiuni, riscul de ancrasare a catalizatorului este mai mare, datorită efectului de proximitate mai accentuat.

Particulele de cenușă zburătoare, antrenate de fluxul de gaze de ardere, și care au dimensiuni relativ mari, au tendința de a curăța, atât catalizatorul, cât și suprafețele preîncălzitorului de aer. În acest fel, se reduce riscul de colmatare a elementelor constructive cu sărurile de amoniu, formate în reactor. Chiar dacă surprinde, la prima vedere, atunci când gazele au un conținut redus de cenușă zburătoare, se pare că este necesară curățarea mai frecventă a catalizatorului, mai ales în condițiile în care dimensiunile particulelor sunt mici [3.17].

În multe situații, diferența dintre temperatura gazelor ce ies din economizor și temperatura minimă de funcționare a reactorului catalitic este foarte mică, nedepășind 10 °C [3.19]. Acest ecart de temperatură asigură buna funcționare a reactorului catalitic, numai în regimul de sarcină nominală al instalației. Pentru o exploatare sigură a catalizatorului și în regimurile de sarcină parțială, se instalează sistemul bypass economizor. Acest sistem, format din tubulatură, clapete și sisteme de acționare, are rolul menținerii temperaturii minime, din reactorul catalitic, la un nivel suficient de ridicat, încât să se evite formarea bisulfatului de amoniu. În acest fel, rolul favorabil al sistemului bypass economizor se manifestă în condițiile funcționării, îndelungate, a instalației, în regim de sarcină redusă, încărcarea minimă putând atinge nivelul de 50 %.

Chiar dacă poartă denumirea de “bypass economizor”, sistemul poate include și o parte a supraîncălzitorului de abur, mai ales în cazul în care temperatura gazelor, de la intrarea în economizor, nu este suficient de mare [3.17].

Evident, utilizarea sistemului bypass economizor face să scadă randamentul ciclului termic. Astfel, randamentul turbinei scade, mai ales atunci când sistemul cuprinde și o parte din supraîncălzitor. Reducerea randamentului termic al instalației trebuie, însă, transpusă în costuri și comparată cu costul de întreținere al catalizatorului. Dacă, într-un anumit regim, costurile determinate de funcționarea sistemului bypass al economizorului sau de curățarea frecventă a catalizatorului depășesc o valoare acceptabilă, se evită colmatarea catalizatorului prin întreruperea injectării de amoniac în reactor. Asemenea situații pot să apară numai la încărcări mici ale instalației, caz în care trebuie reconsiderați parametrii regimului de sarcină minimă.

Sistemul bypass reactor are rolul de a întrerupe circulația gazelor, prin reactorul catalitic, dirijându-le, direct, către preîncălzitoarele de aer. În acest fel, reactorul catalitic este scos din funcțiune, putându-se efectua mentenanța periodică a acestuia.

Utilitatea sistemului bypass reactor rezultă și din faptul că multe dintre sistemele SCR au o funcționare de tip sezonier. Aceste instalații funcționează în sezonul cald, deoarece temperaturile ridicate favorizează formarea ozonului, prin reacțiile complexe dintre oxizii de azot, compușii organici volatili și radiația ultravioletă. În acest fel, rezultă că reviziile se efectuează, cu periodicitate anuală, în sezonul rece.

Sistemul bypass reactor poate fi utilizat și pentru optimizarea funcționării întregii instalații. Astfel, funcție de nivelul emisiei de NO_x , o parte din gazele de ardere pot fi dirijate direct către preîncălzitoarele de aer, fără a mai fi tratate în reactorul catalitic. În acest fel, crește durata de viață a catalizatorului, scad căderile de presiune în reactor și, implicit, costurile de exploatare ale instalației.

Performanțele catalizatorului pot să scadă semnificativ atunci când reactorul catalitic este scos frecvent din funcțiune. Scoaterea frecventă din funcțiune conduce la formarea de condens, pe catalizator. Condensul activează o serie de reacții ale componentelor agresive ale cenușii zburătoare. Aceste reacții includ corodarea acidă a elementelor reactorului catalitic, depunerea de săruri și infiltrările în porii fini ai catalizatorului. Pentru a nu expune reactorul catalitic unei astfel de contaminări, trebuie să se evite întreruperile în funcționare și să se adopte măsuri speciale pentru întreruperile de lungă durată, așa cum sunt cele sezoniere. Mai mult, dacă în sezonul rece se efectuează și revizia anuală a reactorului, sistemul bypass al reactorului trebuie să asigure o izolare eficientă a acestuia, pentru a preveni infiltrarea gazelor de ardere.

Etașeitarea reactorului, în raport cu canalele de gaze de ardere, se realizează prin intermediul unor clapete duble, între acestea circulând un flux de aer încălzit [3.17, 3.19]. Pentru a reduce costurile de investiție, aerul cald, de etanșare, nu este încălzit în echipamente electrice sau în schimbătoare de căldură special destinate acestui scop. În mod frecvent, se utilizează un anumit debit de aer secundar.

Agentul reducător, în stare de vapori, este diluat cu o anumită cantitate de aer cald, pentru a asigura un debit de gaz cât mai constant și, deci, o dispersare cât mai bună a amoniacului în gazele de tratat. Debitul de aer de diluție poate reprezenta $2 \div 5$ % din debitul de agent reducător [3.15].

Tot în scopul menținerii umidității catalizatorului sub nivelul maxim admisibil, de 60 % (umiditate relativă) [3.19], în sezonul rece, se insuflă, ca și în regimul normal de funcționare, aerul de diluție. Acest flux de aer este încălzit, în instalații electrice special destinate acestui scop, și este insuflat prin duzele de injectare a NH_3 , alimentarea cu agent reducător fiind scoasă din funcțiune. În acest caz, clapetele din racordul de ieșire al reactorului catalitic nu sunt prevăzute cu perdele de aer de separare, ci cu fante, care permit evacuarea aerului de diluție din reactor [3.19].

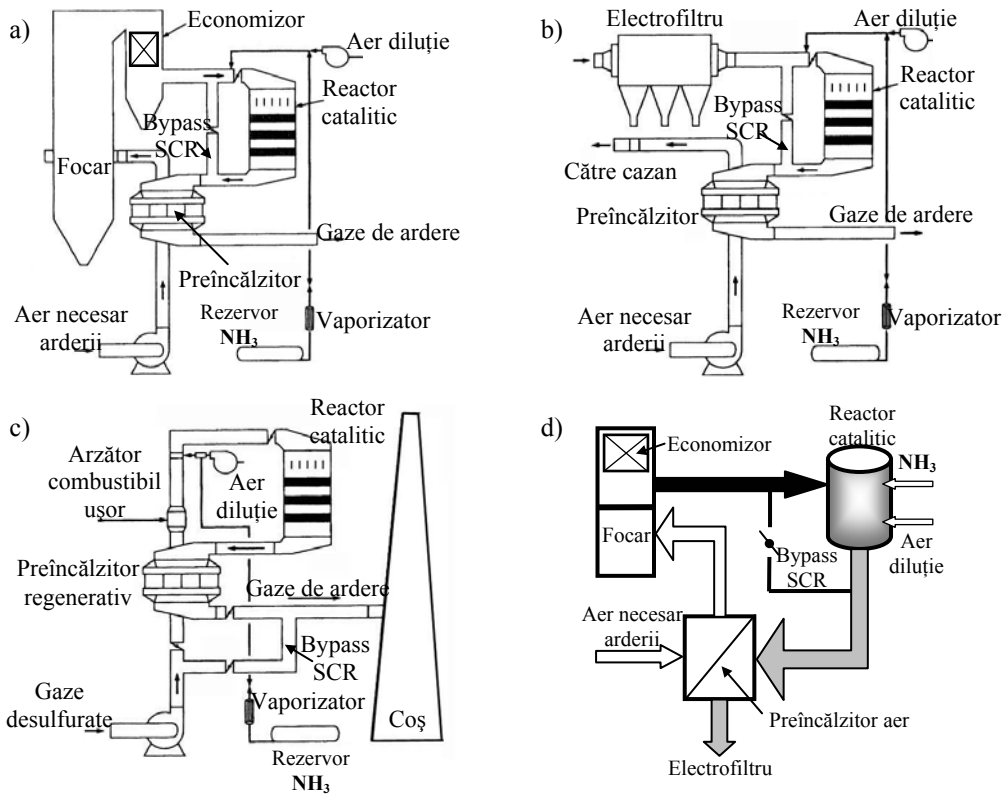
② Variante constructive

Necesitatea asocierii sistemelor **SCR** diferitelor tipuri de instalații de ardere, care funcționează cu o gamă largă de combustibili fosili, precum și limitele impuse

temperaturilor din reactorul catalitic au condus la realizarea a trei variante constructive de unități SCR. La prima vedere, cele trei variante constructive diferă numai prin localizarea unității SCR, de-a lungul canalelor de gaze. În realitate, însă, locul de instalare a unității impune și o serie de restricții de ordin constructiv.

În practica curentă, există trei variante de amplasare a unităților SCR:

- ✓ *High dust (HDSCR)* – atunci când reactorul catalitic este plasat între economizor și preîncălzitorul de aer (figura 3.36,a), funcționând, astfel, în condițiile unor concentrații ridicate de cenușă zburătoare și la temperatură ridicată.
- ✓ *Low dust (LDSCR)* – atunci când reactorul este plasat în aval de electrofiltru, însă în amonte de preîncălzitorul de aer (figura 3.36,b), fiind parcurs, astfel, de gaze desprăfuite, dar fierbinți.
- ✓ *Tail gas (tail end) (TGSCR)* – caz în care reactorul este plasat în aval de instalațiile de desulfurare umedă și de filtrare a particulelor, imediat în amonte de coșul de fum (figura 3.36,c), funcționând, astfel, pe gaze desulfurate și desprăfuite, însă a căror temperatură este redusă, datorită existenței, în amonte, a instalației de desulfurare umedă a gazelor de ardere.



Principial, unei instalații de ardere i se poate asocia oricare dintre cele trei variante constructive.

Atât în varianta *high-dust*, cât și în varianta *low-dust*, durata de viață a catalizatorului este aproximativ aceeași [3.15], fapt ce poate fi explicat și prin efectul de autocurățare, datorat particulelor mari de cenușă zburătoare [3.17]. Pe de altă parte, însă, existența cenușii zburătoare impune crearea unor secțiuni de trecere mai mari, fapt care determină creșterea volumului reactorului catalitic și, implicit, creșterea costurilor de investiție și de exploatare. În aceste condiții, varianta *high-dust* este preferabil să echi-peze instalațiile pentru arderea combustibililor lichizi și gazoși, în timp ce varianta *low-dust* este preferabil să echi-peze instalațiile în care se arde combustibil solid (mai ales cărbune pulverizat).

În cazul primelor două variante constructive, nu este eliminat riscul de colmatare a catalizatorului cu bisulfat de amoniu, mai ales în cazul arderii cărbunilor cu conținut ridicat de sulf și a păcurii sulfuroase. În aceste condiții, pare a fi avantajoasă amplasarea unității SCR după unitatea de desulfurare. Astfel, varianta *tail-gas* prezintă avantajele unui volum mai mic de catalizator și a unei durate de viață mai mari a acestuia, atâta timp cât conținutul de pulberi și de SO₂, în gazele tratate, este redus. În același timp, însă, prezența instalației de desulfurare amedă, din amonte, implică răcirea gazelor de ardere, la o temperatură inferioară temperaturii de fierbere a soluției de tratare a SO₂. Reducerea concentrației de SO₂, din gazele de ardere, face să scadă temperatura la care precipită bisulfatul de amoniu, aceasta rămânând, totuși, mult mai mare decât temperatura gazelor de ardere, la ieșirea din instalația de desulfurare (figura 3.31). În aceste condiții, trebuie crescută temperatura gazelor ce intră în reactorul catalitic. În plus, reacțiile de reducere a oxizilor de azot nu au o cinetică satisfăcătoare, la temperaturi mai mici de 100 °C. Din aceste două motive, în schemele de tip *tail-gas* este necesară reîncălzirea gazelor de ardere, până la temperatura optimă de funcționare a unităților SCR (figura 3.32). Concentrația redusă de SO₂, din gazele de ardere, permite reducerea temperaturii de lucru, până la o valoare de aproximativ 260 °C [3.68].

Încălzirea gazelor de ardere, de la 60 °C, la 260 ÷ 300 °C, se realizează fie prin arderea unei cantități suplimentare de combustibil superior, fie în schimbătoare de căldură de suprafață. Deoarece eficiența schimbătoarelor de căldură gaz-gaz este redusă, volumul acestor schimbătoare de căldură este mare, implicând, astfel, costuri semnificative. În aceste condiții, este preferabilă încălzirea gazelor de tratat într-o cameră de combustie, în care se arde un combustibil cu conținut redus de sulf (gaze naturale). O parte din cantitatea de căldură, eliberată de combustibilul suplimentar, poate fi recuperată, la nivelul unui preîncălzitor regenerativ, și utilizată pentru încălzirea aerului necesar arderii, în camera de combustie.

⑤ Agentul reducător

În unitățile SCR, agentul reducător utilizat, a cărui denumire generică este aceea de *reagent*, este amoniacul (relațiile 3.11 și 3.12). Reactoarele catalitice pot funcționa atât cu NH₃ anhidru (aproape pur), cât și cu soluții de 20 ÷ 30 % NH₃ în apă. Agentul

reducător, vaporizat, este introdus în reactorul catalitic, împreună cu aerul cald de diluție, urmărindu-se o distribuția uniformă a NH_3 în gazele de ardere.

Amoniacul este un toxic foarte puternic, astfel încât trebuie reduse, la minimum, pierderile accidentale de vapori de NH_3 , în atmosferă. Temperatura de fierbere a amoniacului anhidru este de $-32\text{ }^\circ\text{C}$, la presiunea atmosferică. Astfel, la temperatura ambiantă, amoniacul este în stare gazoasă și prezintă risc semnificativ de poluare a aerului. În aceste condiții, utilizarea NH_3 anhidru trebuie să respecte o serie de cerințe, stricte, de siguranță a instalațiilor și de protecție a mediului. Cum majoritatea instalațiilor, de acest tip, se află în zone cu densitate mare de populație, considerentele de siguranță și de impact la mediu au o pondere foarte mare în decizia de instalare a unei unități **SCR**, care funcționează cu NH_3 anhidru.

Reguli severe le sunt impuse atât sistemelor de stocare, distribuție și vaporizare a amoniacului, cât și mijloacelor de transport a acestuia. Distanțele minime, dintre instalațiile aferente agentului reducător și diversele categorii de construcții publice, sunt impuse de norme, un astfel de exemplu fiind dat în tabelul 3.6, în conformitate cu codul ANSI (*American National Standards Institute*) K61.1 [3.17].

Tabelul 3.6. Distanțe minime pentru instalarea containerelor de stocare a NH_3 anhidru.

Capacitatea nominală a containerului (m^3)	Distanța minimă (m) de la fiecare container la:		
	granițele unor proprietăți pe care se va putea construi; șosele; căi ferate principale	locurile în care se desfășoară adunări publice	proprietățile instituțiilor
între 2 m^3 și 8 m^3	7,5	45	75
între 8 m^3 și 115 m^3	15	90	150
între 115 m^3 și 380 m^3	15	140	230
peste 380 m^3	15	185	300

În cazul utilizării soluției apoase de NH_3 , evaporarea este neglijabilă, la temperatura ambiantă, motiv pentru care instalarea containerelor nu este supusă unor reguli stricte [3.15, 3.17]. Presiunea din containerele de stocare a soluției de NH_3 este de ordinul a $1,5 \div 2\text{ atm}$, în condițiile în care amoniacul anhidru se stochează la presiuni de $15 \div 20\text{ atm}$. Cu toate acestea, NH_3 anhidru este utilizat în peste 95 % dintre unitățile **SCR** [3.15], datorită unor avantaje, în raport cu soluția apoasă de NH_3 , precum:

- ✓ preț mai mic al agentului reducător;
- ✓ volumul containerelor de stocare de $3 \div 4$ ori mai mic;
- ✓ costurile de transport și depozitare mai mici;
- ✓ sisteme de vaporizare simple și, deci, costuri de exploatare mai mici.

Reducerea riscului de contaminare cu vapori de NH_3 se referă atât la siguranța containerelor de stocare și a echipamentelor aferente, cât și la amplasamentul acestora.

Zona de depozitare trebuie să fie îndiguită, digurile fiind astfel dimensionate încât să poată reține întreaga cantitate de NH_3 , din stoc. Fundația containerelor trebuie prevăzută cu drenuri ce pot prelua apele pluviale, eventual, contaminate cu NH_3 .

Pentru creșterea siguranței în exploatare, agentul reducător este depozitat în două containere, sistemul de distribuție fiind proiectat cu pompe și vaporizatoare redundante. De asemenea, containerele sunt prevăzute cu supape de suprapresiune și sisteme de monitorizare a nivelului și a temperaturii lichidului stocat.

Caseta 3.2. Exemplu referitor la dimensiunea containerelor de stocare a NH_3

În cazul unui grup de 675 MW, a cărui emisie nominală de NO_x este de 1,58 kg/MWh și în condițiile reducerii cu 90 % a poluantului (caseta 3.1), sunt necesare două containere de câte 170 m³, pentru a acoperi necesarul de NH_3 pe o perioadă de 14 zile de funcționare, la sarcina nominală [3.44].

Pe lângă eventualele pierderi de NH_3 , din sistemele de transport și stocare, unitățile **SCR** se caracterizează printr-o pierdere continuă de NH_3 , la nivelul reactorului catalitic. Această pierdere continuă, care poate modifica inadmisibil de mult bilanțul ecologic al centralei termoelectrice, reprezintă, de fapt, cantitatea de NH_3 care nu a reacționat cu NO_x .

Agentul reducător nereacționat este antrenat, de către fluxul de gaze de ardere, spre coșul de fum al cazanului, poluând, astfel, aerul atmosferic. Dacă combustibilul utilizat este cărbunele, pierderea tehnologică de NH_3 condensează pe cenușa zburătoare, reținută, ulterior, de sistemul de filtrare. Calitatea cenușii zburătoare, ca material de construcții, este depreciată de prezența amoniacului, nefiind de neglijat nici emisia spontană de NH_3 , care poluează, și în acest fel, aerul atmosferic.

Pierderea tehnologică de NH_3 nu poate fi suprimată, însă poate fi redusă, la valori mai mici de 5 ppmv (volumice), acceptabil din punct de vedere ecologic.

Emisia de NH_3 scade atunci când crește volumul catalizatorului, pentru un debit dat de gaze, cu o concentrație constantă de NO_x . Cu toate acestea, creșterea cantității de substanță catalitică nu poate reprezenta un mijloc de reducere a emisiei tehnologice de NH_3 , volumul catalizatorului fiind obținut ca un optim între criteriile tehnice și cele economice.

În stadiul actual de dezvoltare al tehnologiei **SCR**, la darea în exploatare a instalațiilor, pierderea tehnologică de NH_3 este foarte redusă, nedepășind 1 ppmv [3.17, 3.19, 3.28], însă, aceasta crește simultan cu dezactivarea catalizatorului. Evoluția în timp a valorii medii a pierderii tehnologice de NH_3 , pentru regimul nominal de funcționare al unei unități SCR, este lineară, așa cum se poate observa din figura 3.37,a [3.28]. Valoarea medie a pierderii tehnologice poate atinge 3 ppmv, însă valoarea maximă poate depăși 5 ppmv, funcție și de tipul constructiv al catalizatorului, așa cum se poate observa din figura 3.37,b [3.28].

Creșterea pierderii tehnologice de NH_3 nu are, întotdeauna, drept cauză, dezactivarea catalizatorului. Alte cauze, ce țin de degradarea unor parametri specifici funcționării reactorului, sunt: distribuția necorespunzătoare a agentului reducător, în fluxul de gaze de ardere, deci distribuția neuniformă a raportului molar NH_3/NO_x și distribuția neuniformă a vitezelor de curgere a gazelor. Aceste perturbații pot determina creșteri,

temporare, ale emisiei tehnologice de NH_3 . Totuși, fiind perturbații de ordin funcțional, ele pot fi corectate, fără a fi necesară schimbarea catalizatorului. Creșterea valorii medii a pierderii tehnologice poate fi considerată, însă, ca fiind un indicator cert al dezactivării catalizatorului, în baza căruia se poate lua decizia schimbării acestuia. Acest indicator este mai sigur decât indicatorul referitor la emisia de NO_x , la nivelul coșului de fum [3.19, 3.28].

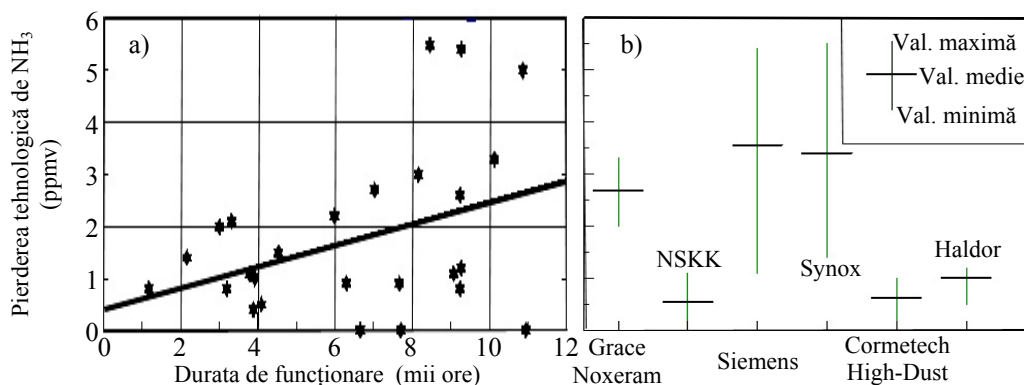


Fig. 3.37. Dependenta pierderii tehnologice de NH_3 de durata de funcționare și de tipul catalizatorului

4 Catalizatorul

Catalizatorul reprezintă partea esențială a unei unități **SCR**, fapt reflectat și de costul ridicat al acestuia. Costul catalizatorului poate atinge 20 % din totalul cheltuielilor de investiție, corespunzătoare unei unități **SCR** [3.30, 3.44], în condițiile în care costurile specifice ale acestor unități sunt de 20 \$/kW, în cazul arderii gazelor naturale, și de 50 ÷ 70 \$/kW, în cazul cazanelor pe cărbune [3.48].

Pentru realizarea straturilor catalitice ale unităților **SCR** pot fi utilizate următoarele substanțe: pentoxid de vanadiu (V_2O_5), trioxid de fier (Fe_2O_3), oxid de mangan (MnO_2), oxid de crom (CrO_3), oxid de titan (TiO_2), trioxid de wolfram (WO_3), precum și compuși de bază de Ag, Cu, Mo. V_2O_5 are cea mai bună reactivitate și este rezistent la contaminare cu bisulfat de amoniu, fiind, astfel, foarte frecvent utilizat. În același timp, însă, V_2O_5 se caracterizează printr-o rată mare de conversie a SO_2 în SO_3 , astfel încât, mai ales în cazul gazelor cu conținut ridicat de oxizi de sulf, este necesară reducerea conținutului de vanadiu din catalizator. În aceste cazuri, este preferabilă combinarea pentoxidului de vanadiu cu trioxid de wolfram. WO_3 are proprietatea de a reduce cantitatea disponibilă de oxigen, la suprafața catalizatorului, inhibând, astfel, oxidarea SO_2 , la SO_3 . În același timp, WO_3 îmbunătățește stabilitatea mecanică și termică a catalizatorului.

Substanța catalitică este fixată la suprafața sau în masa unui suport ceramic, de zeolit sau de Al_2O_3 . În cazul în care substanța activă este V_2O_5 sau combinația V_2O_5 și WO_3 , suportul, frecvent utilizat, este cel de TiO_2 . Dacă substanța catalitică este înglo-

bată în masa substanței suport, catalizatorul este de tip omogen și se prezintă sub formă de fagure (figura 3.38).

Dacă substanța catalitică este depusă pe suport, atunci catalizatorul este de tip heterogen și se prezintă sub forma de plăci (figura 3.38) sau cuiburi de aglomerare [3.19, 3.28, 3.29, 3.48]. În cazul în care elementele catalitice sunt sub formă de placă, suportul catalizatorului este realizat din oțel [3.28].

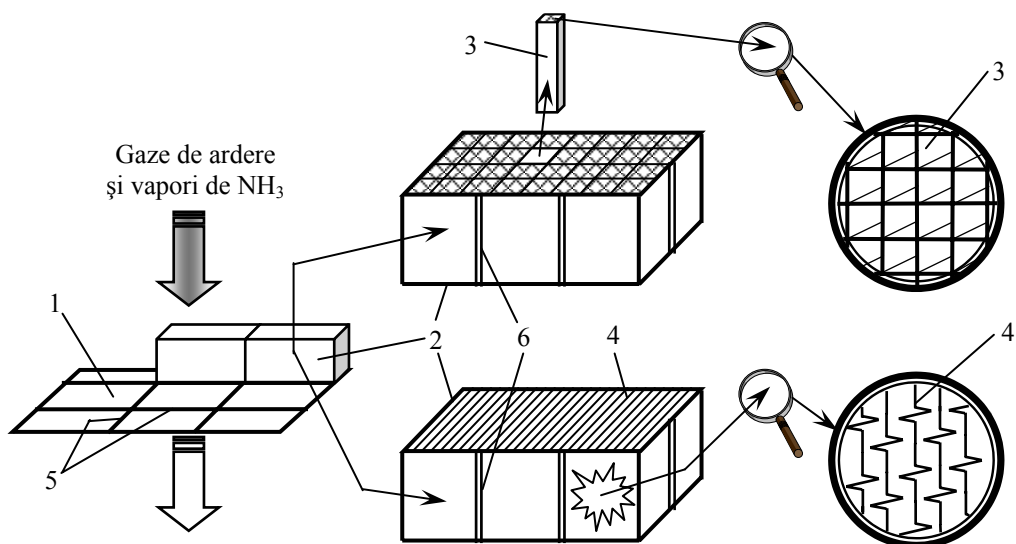


Fig. 3.38. Forme de prezentare ale straturilor catalitice din unitățile SCR:

- 1) - strat catalitic; 2) - modul catalitic; 3) element catalitic sub formă de fagure; 4) - element catalitic sub formă de placă; 5) - rame strat catalitic; 6) - rame modul catalitic.

Elementele catalitice, indiferent de forma de prezentare, fagure sau placă, sunt montate în interiorul unor rame metalice, formând, astfel, module catalitice independente. Mai multe astfel de module formează un strat catalitic. Un exemplu numeric, referitor la dispunerea modulelor catalitice, pentru instalația ale cărei date tehnice sunt prezentate în caseta 3.1, este dat în caseta 3.3.

Caseta 3.3. Exemplu referitor la încărcarea straturilor catalitice cu module independente

Cei 897 m³ de catalizator, ai instalației caracterizate în caseta 3.1, rezultă prin dispunerea a câte 144 (12x12) module catalitice pe fiecare dintre cele trei straturi active ale reactorului. Modulele au înălțimea de 1,5 m și sunt realizate din elemente catalitice de tip placă, distanța dintre plăci fiind de 6 mm.

Elementele catalitice, realizate în structură de tip fagure, au, de obicei, suprafața de contact mai mare decât elementele catalitice realizate sub formă de placă, la un ace-

lași volum al modulului catalitic [3.28]. Astfel, utilizarea elementelor catalitice de tip fagure implică un volum mai mic al reactorului, dar, în același timp, masa unui strat catalitic este mai mare, pentru aceleași caracteristici ale gazului de tratat.

Elementele catalitice de tip placă, de ultimă generație, au suprafața activă apropiată de aceea a elementelor de tip fagure, astfel încât volumul catalizatorului nu depinde de tipul elementelor catalitice utilizate, ci de suprafața de trecere a gazelor [3.28]. Mărimea care caracterizează această suprafață se numește “pasul catalizatorului” și reprezintă, de fapt, de distanța dintre plăci sau de mărimea laturii celulelor elementelor de tip fagure.

Pasul catalizatorului se alege în funcție de dimensiunile particulelor de cenușă zburătoare și de concentrația acestora în gazele de ardere. Rezultă, astfel, că unitățile **SCR**, asociate caznelor în care se arde cărbune pulverizat, au un pas al catalizatorului mai mare decât acelea instalate la cazanele în care se ard gaze naturale. De asemenea, pasul catalizatorului ar trebui să fie mai mare la unitățile de tip *high-dust*, decât la cele *low-dust* sau *tail-gas*. De exemplu, dimensiunile celulelor elementelor catalitice de tip fagure sunt de $7 \div 7,5$ mm, în cazul prezenței masive a cenușii zburătoare în gaz, în timp ce, în cazul arderii combustibililor gazoși, aceste dimensiuni sunt de $2 \div 3$ mm [3.15, 3.17, 3.29]. În cazul arderii cărbunelui pulverizat, distanța dintre elementele catalitice, de tip placă, este de aproximativ 6 mm [3.17].

Trebuie subliniat, însă, că, în ultima perioadă, producătorii de reactoare catalitice tind să micșoreze pasul catalizatorului, indiferent de gradul de încărcare cu particule, pentru a crește suprafața specifică activă și, implicit, pentru a micșora dimensiunile reactoarelor catalitice. Suprafața specifică activă reprezintă raportul dintre suprafața activă totală și volumul catalizatorului, calculate din considerente pur geometrice, fără să se ia în considerare microporii de pe suprafața catalizatorului.

Creșterea acestui indicator conduce, însă, la creșterea căderii de presiune pe straturile catalitice, fapt ce implică creșterea costului de exploatare. În același timp, micșorarea pasului catalizatorului implică utilizarea unor sisteme eficiente pentru curățarea periodică a suprafețelor active.

Dezvoltarea cogenerării de mică putere a impus realizarea unor catalizatori eficienți și la temperaturi mai ridicate ale gazelor. Rezultate bune, în acest sens, dau catalizatorii din zeolit, depus pe suport ceramic sau metalic. Dependența gradului de conversie a NO_x și a pierderii tehnologice de NH_3 , funcție de temperatură, pentru un catalizator clasic și unul de zeolit, producție Johnson Matthey, este dată în figura 3.39.

Catalizatorul de zeolit are o eficiență doar cu puțin mai bună decât catalizatorii clasici, însă domeniul de temperaturi, la care poate avea loc conversia NO_x , este mult mai mare. În același timp, domeniul optim de temperaturi este deplasat către valori mai mari ale acestora. Pe de altă parte, pierderea tehnologică de NH_3 este, în general, mai mare, decât în cazul catalizatorilor clasici, prezentând un maxim de aproximativ 7 ppm, la temperatura de 500 °C. În afara acestui nivel de temperatură, pierderea de NH_3 este de ordinul a 5 ppm, similară aceleia corespunzătoare catalizatorilor clasici, spre sfârșitul duratei de exploatare a acestora.

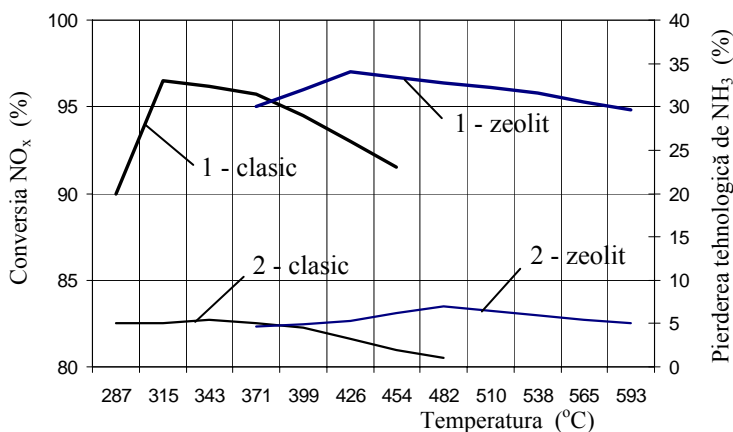


Fig. 3.39. Dependența gradului de conversie a NO_x (1) și a pierderii de NH₃ (2) de temperatură.

Alegerea variantei constructive a instalației SCR, a tipului și volumului catalizatorului depinde de o serie de parametri, precum:

- ✓ tipul cazanului,
- ✓ proprietățile fizice și chimice ale combustibilului și ale cenușii zburătoare,
- ✓ concentrația cenușii în gazele de tratat,
- ✓ temperatura gazelor de ardere,
- ✓ concentrația de NO_x în gaz,
- ✓ emisia admisibilă de NO_x,
- ✓ cantitatea de NH₃ injectată în gaz,
- ✓ cantitatea de oxigen din gazele de ardere,
- ✓ concentrația SO₂ din gaze,
- ✓ distribuția fluxului de gaze de ardere și a vitezelor de curgere,
- ✓ rata admisibilă de conversie a SO₂, în SO₃,
- ✓ durata de viață impusă a catalizatorului și mecanismul de dezactivare a acestuia,
- ✓ căderea de presiune admisibilă pe straturile catalitice,
- ✓ impactul reactorului catalitic asupra echipamentelor din aval de acesta.

În condiții ideale, catalizatorul nu-și modifică reactivitatea și, deci, ar putea reduce NO_x, pe o durată nedeterminată. În realitate, însă, catalizatorul se deteriorează continuu, pe toată durata sa de funcționare, prin diferite mecanisme fizice și chimice.

Durata de viață garantată a catalizatorului, parametru specificat de firmele producătoare, depinde de volumul inițial al catalizatorului și de rata de dezactivare a acestuia. Ultimul parametru depinde de o serie întreagă de alți parametri, cei mai importanți fiind în strânsă legătură cu tipul combustibilului. La sfârșitul duratei de viață, performanțele catalizatorului, atât în ceea ce privește rata de conversie a NO_x, cât și în ceea ce privește pierderea tehnologică de NH₃, scad sub limitele admisibile.

Nu este eficient să se proiecteze catalizatori cu durată de viață foarte mare, aceasta implicând instalarea unui volum mare de catalizator, care, cel puțin în prima

perioadă de funcționare a instalației, este în exces. În plus, catalizatorul aflat în exces este expus unui mediu care îl dezactivează parțial, fără ca performanțele instalației să crească, investiția inițială nefiind exploatată judicios [3.19].

Pe de altă parte, duratele de viață mici ale catalizatorului nu sunt recomandate, deoarece determină creșterea intervalelor de întrerupere în funcționarea instalației și a costurilor aferente achiziționării și instalării straturilor catalitice [3.19].

În primele etape ale utilizării unităților SCR, durata de viață a catalizatorului depinde, strict, de concentrația particulelor din fluxul de gaze de tratat. Astfel, aceasta era de ordinul a 12000 ore, pentru instalațiile de tip *high-dust*, și de 24000 ore pentru unitățile SCR amplasate în aval de sistemul de colectare a particulelor [3.7].

În prezent, majoritatea unităților care echipează cazanele pe cărbune pulverizat au o durată de viață, garantată, de $2 \div 4$ ani. Foarte frecvent, durata de viață a catalizatorului este de 3 ani de funcționare continuă (24000 ore) [3.19], indiferent dacă unitatea este de tip *high-dust* sau *low-dust* [3.15]. Atâta timp cât durata de exploatare garantată este dată în ore, în cazul instalațiilor cu funcționare sezonieră, numărul de ani de exploatare eficientă a catalizatorului crește, semnificativ, în raport cu valorile menționate anterior.

Dezactivarea catalizatorului este efectul depunerilor de cenușă zburătoare, acumulării de metale alcaline și alcalino-pământoase, colmatării cu sulfați de amoniu, otrăvirii cu oxid de arsenic sau alte combinații ale metalelor din cărbune (Be, Cd, Cr, Hg, Mg, Mn, Pb, U), sinterizării termice a particulelor substanței catalitice, erodării substanței active sau, chiar, îmbătrânirii acesteia, manifestate prin micșorarea microporilor de la suprafața de contact cu gazele de tratat.

Principalele cauze ale dezactivării catalizatorului, ca și ponderea pe care acestea o au, în deteriorarea straturilor catalitice, sunt date în tabelul 3.7 [3.19, 3.48].

Tabelul 3.7. Principalele cauze ale deteriorării catalizatorilor

Fenomenul	Ponderea / Tip cazan	Cu evacuarea cenușii în stare lichidă	Cu evacuarea cenușii în stare solidă
Sinterizarea termică a catalizatorului		neglijabilă	neglijabilă
Acumularea de metale alcaline		mică	mică
Acoperirea cu metale alcalino-pământoase		importantă	importantă
Otrăvirea cu As_2O_3		foarte importantă, în cazul recirculării cenușii	moderată
Depunerea de cenușă zburătoare *)		mică	mică
Erodarea substanței active *)		mică	mică
*) - viteza de evoluție a fenomenului este strict dependentă de modul de realizare a unității SCR.			

Pe lângă aceste fenomene, ce evoluează relativ lent în timp, catalizatorul își poate pierde, brusc și definitiv, activitatea. Avarii de acest gen apar foarte rar și sunt efectul aprinderii cenușii, depuse pe suprafețele active. Căldura degajată prin combustia unor componente ale cenușii zburătoare deteriorează, ireversibil, orice tip de catalizator.

Elementele catalitice de tip fagure, cu suport ceramic, nu favorizează oxidarea,

spre deosebire de elementele sub formă de placă, având suport din plasă de oțel. În aceste condiții, combustia cenușii este puțin probabil să se generalizeze, este mai ușor de localizat și de stins [3.48]. Pentru exemplificare, în figura 3.40 este redată o imagine a evoluției degradării catalizatorului.



Fig. 3.40. Evoluția procesului de deteriorare a catalizatorului

Sinterizarea termică a catalizatorului are ca efect creșterea dimensiunilor particulelor substanței active, fapt ce determină reducerea suprafeței de contact și, implicit, reducerea performanțelor catalizatorului.

Stabilitatea termică a catalizatorului crește atunci când în componența sa există wolfram. În aceste condiții, efectul sinterizării este neglijabil, pe întreg domeniul de temperaturi al funcționării normale a unităților SCR.

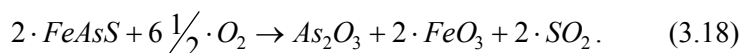
Metalele alcaline (Na, K) pot intra în reacție directă cu substanța catalitică, compușii rezultați fiind inerți. Acest gen de reacții se desfășoară, pentru început, la suprafața elementelor catalitice, rata de dezactivare depinzând, astfel, de concentrația metalelor alcaline. Dacă metalele alcaline sunt conținute într-o substanță solubilă, ele migrează, rapid, în întregul volum al catalizatorului. În cazul arderii cărbunelui, acest tip de otrăvire a catalizatorului are un impact redus, datorită faptului că majoritatea combinațiilor alcaline, din cenușa zburătoare, nu sunt solubile. Dezactivarea este mult mai intensă, însă, în cazul arderii combustibililor lichizi, atât datorită solubilității bune a combinațiilor alcaline, existente cenușa zburătoare, cât și grosimii reduse a stratului de substanță activă [3.48].

Datorită suprafeței active mai mari și, implicit, a diluției semnificative a metalelor alcaline, elementele catalitice de tip fagure se comportă mai bine, la acest tip de otrăvire, decât elementele catalitice de tip placă. Practic, în cazul primului tip de ele-

mente catalitice nu se înregistrează o dezactivare semnificativă, pe toată durata de exploatare garantată, în timp ce în cazul elementelor de tip placă, se poate înregistra scăderea, cu până la 10 ÷ 15 %, a eficienței reducerii NO_x, după numai 10000 ore de funcționare [3.48].

Otrăvirea cu arsenic se datorează difuziei, în catalizator, a trioxidului de arsenic (As₂O₃), aflat în stare gazoasă, urmată de solidificarea acestuia, atât pe suprafețele active, cât și pe cele ale suportului.

Gazul As₂O₃ se obține prin oxidarea, la temperatura înaltă din focar, a compușilor complecși ai fierului, arsenicului și sulfului, aflați în combustibilii fosili, conform reacției



În canalele de gaze, au loc reacții secundare, favorabile, prin care o parte din gazul As₂O₃ este oxidat suplimentar, transformându-se în pentoxid de arsenic



As₂O₅ este în stare solidă și nu dezactivează catalizatorul.

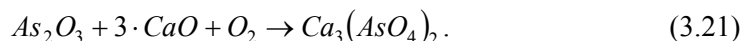
Ca și în cazul otrăvirii cu metale alcaline, în cazul catalizatorilor omogeni, rata dezactivării este mai redusă, datorită diluției mai mari a gazului contaminant, la suprafața activă. Atâta timp cât acest tip de dezactivare se datorează difuziei gazului As₂O₃, urmată de condensarea, în capilarele catalizatorului, optimizarea dimensiunilor porilor poate diminua rata de contaminare. Cu toate acestea, unitățile SCR, asociate cazanelor cu evacuarea cenușii în stare lichidă și recircularea acesteia, sunt expuse unei otrăviri intense cu arsenic (tabelul 3.7).

Fenomenul de otrăvire cu arsenic nu poate fi diminuat, la nivelul reactorului catalitic, însă pot fi injectați aditivi, în focar, care să rețină, în cât mai mare măsură, As₂O₃ format. Aditivul, utilizat la cazanele de tip ciclon, este pulberea de calcar (CaCO₃).

Prin calcinarea calcarului se obține oxid de calciu, conform reacției



Particulele libere de CaO reacționează cu gazul As₂O₃, în prezența oxigenului, astfel



Reacția (3.21) se desfășoară în zona superioară a focarului, iar substanța compusă, rezultată, se află în stare solidă. Pe lângă reacții de forma (3.21), în canalele de gaze au loc reacții de oxidare a As₂O₃ (3.19), astfel încât cantitatea de As₂O₃, gazos, scade drastic, rata de contaminare a catalizatorului devenind foarte mică.

Compusul solid, Ca₃(AsO₄)₂, se poate depune, ca și sărurile de amoniu, pe suprafețele active, însă efectul acestui tip de contaminare este mult mai puțin periculos, pentru catalizator, decât otrăvirea cu As₂O₃.

Ponderea principală în procesul de transformare contaminantului gazos o deține

reacția acestuia cu CaO (3.21). Astfel, dacă concentrația arsenicului din combustibil este mai mică de 15 mg/kg, injectarea pulberii de CaCO_3 are ca efect reducerea cantității de As_2O_3 , la nivelul primului strat catalitic, de la $500 \div 700 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$, la $10 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$ [3.48]. În cazul arderii cărbunelui pulverizat, cantitatea de CaCO_3 , necesară controlării procesului de otrăvire cu arsenic, este de aproximativ 50 ori mai mică decât cantitatea de cărbune. Nu trebuie neglijat faptul că o parte din cantitatea de CaCO_3 poate proveni din sistemul de tratare a oxizilor de sulf.

Metalele alcalino-pământoase (Ca, Mg), aflate în compoziția unor sulfati, se pot depune pe suprafața activă a catalizatorului, limitând accesul NO_x și a HN_3 la aceasta, așa cum se poate observa din figura 3.41 [3.48]. Concentrația maximă a calciului se înregistrează la suprafața expusă a catalizatorului, în profunzimea acestuia concentrația fiind mult mai mică.

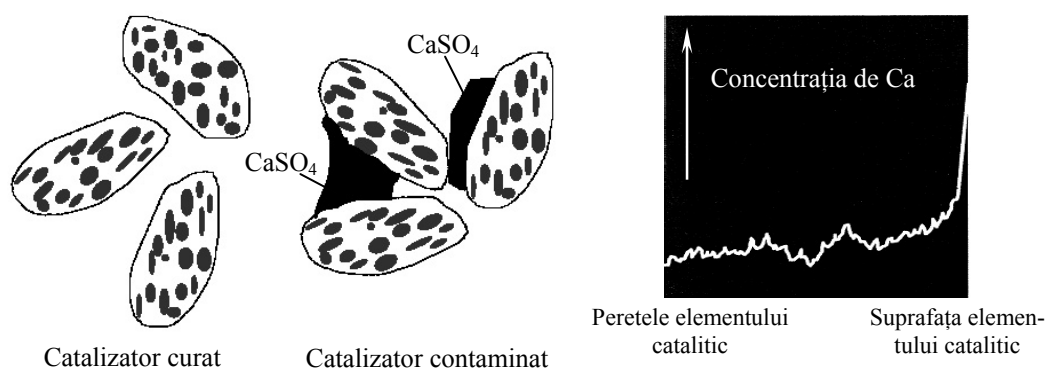


Fig. 3.41. Contaminarea suprafeței catalizatorului cu CaSO_4 și acumularea de Ca în catalizator

Sulfatul de calciu provine din reacția particulelor libere de CaO, antrenate de fluxul de gaze de ardere, cu trioxidul de sulf (SO_3) conținut de acestea.

Dacă se injectează pulbere de calcar numai pentru controlul otrăvirii cu arsenic, atunci această cantitate trebuie perfect controlată, astfel încât excesul de CaO să fie foarte mic. Dacă, în schimb, pulberea de CaCO_3 este injectată în focar pentru controlul emisiei de oxizi de sulf, caz în care rezultă o cantitate importantă de CaSO_4 , este preferabil ca unitatea SCR să fie de tipul *low-dust*.

Unitățile SCR, care echează focarele cu evacuarea cenușii în stare solidă, sunt mult mai expuse contaminării cu calciu, deoarece cantitatea de CaO, în exces, este de aproximativ două ori mai mare decât în cazul focarelor cu evacuarea cenușii în stare lichidă [3.48].

Colmatarea catalizatorului cu săruri ale amoniului și cu cenușă zburătoare, al cărei mecanism a fost prezentat anterior, poate fi diminuată, prin alegerea adecvată a pasului catalizatorului. Evident, această măsură este asociată cu alegerea corespunzătoare a temperaturii de lucru a reactorului catalitic, pentru a evita formarea de bisulfat

de amoniu, cu distribuția corectă a fluxului de gaz, pentru a evita depunerea cenușii zburătoare, și cu insuflarea periodică a aburului, pentru curățarea suprafețelor active.

Prin proiectare, trebuie evitată, pe cât posibil, crearea unor suprafețe cu risc mare de acumulare a particulelor solide, adoptând unele măsuri, precum:

- ✓ evitarea realizării de suprafețe plane, în racordul de intrare a gazelor, până la nivelul aripioarelor de schimbare a direcției de curgere a gazului (figura 3.35);
- ✓ instalarea de dispozitive deflectoare, pe suportii de prindere a grinzilor de susținere a straturilor catalitice și pe țevile sistemului de curățare cu abur;
- ✓ evitarea stagnării curgerii gazului, în vecinătatea clapetelor sistemului bypass, situat la intrarea în reactor, zone în care ar putea să apară acumulări de cenușă, ce pot pătrunde în reactorul catalitic, în momentul repunerii acestuia în funcțiune.

Erodarea catalizatorului are drept cauză impactul permanent al particulelor de cenușă zburătoare cu suprafețele expuse ale acestuia. Viteza de erodare depinde de:

- ✓ viteza gazelor de ardere,
- ✓ proprietățile fizice și chimice ale cenușii,
- ✓ direcția sub care are loc ciocnirea,
- ✓ proprietățile catalizatorului.

Distribuția incorectă a fluxului de gaze poate conduce la erodarea severă a suprafețelor expuse ciocnirii cu particulele ce au viteze mari. Ulterior, tocmai în aceste zone, fenomenul de erodare este accelerat, deoarece direcțiile predominante de curgere a gazului sunt orientate către suprafețele deja afectate de eroziune. Acest fenomen poate fi explicat prin reducerea locală a rezistențelor hidraulice.

Erodarea are o evoluție mai rapidă în cazul elementelor catalitice de tip fagure, omogene. Erodarea severă a acestui tip de catalizatori se pare că este datorată, în mare măsură, insuflării aburului pentru curățare, proces adeseori prea agresiv [3.28]. Cum însă eroziunea este localizată la partea superioară a elementelor catalitice, expusă impactului cu particulele aflate în suspensie în gaz, soluția de reducere a vitezei de erodare este aceea de creștere a durității substanței active, în zona de intrare a gazelor în elementele catalitice [3.28, 3.48], conform reprezentării schematice din figura 3.42.

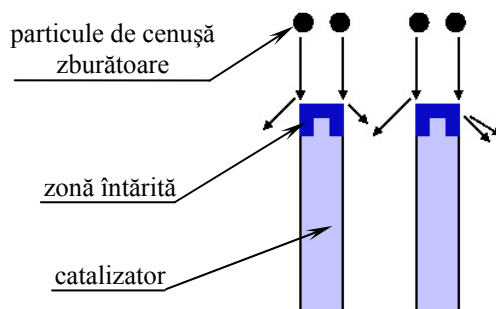


Fig. 3.42. Reprezentarea schematică a modului de protecție împotriva eroziunii a părții superioare a elementelor catalitice de tip fagure

Se poate concluziona că dezactivarea catalizatorului este de două tipuri:

- ✓ dezactivare chimică, ireversibilă, datorată otrăvirii catalizatorului;
- ✓ dezactivare fizică, datorată colmatării, ecranării și erodării acestuia.

Pentru menținerea instalației în parametri nominali, în ceea ce privește emisia de NO_x și pierderea tehnologică de NH_3 , și pentru minimizarea costurilor de înlocuire a catalizatorului se întocmește un *plan de management* al acestuia, pentru fiecare unitate **SCR**. Un astfel de plan conține informații referitoare la data la care se adaugă catalizatorul pe stratul liber, datele la care se schimbă catalizatorul de pe fiecare dintre straturile încărcate inițial, precum și instrucțiunile necesare pentru stocarea sau reciclarea corectă a catalizatorului dezactivat.

Pentru ca decizia schimbării unui strat catalitic să fie corectă, în practică, se corectează datele estimative, din planul de management al catalizatorului, cu rezultatele testelor, efectuate pentru stabilirea performanțelor catalizatorului, la un moment dat. În același scop, producătorul trebuie să furnizeze *elemente test* de catalizator, care se analizează la intervalele de timp stabilite în planul de management al catalizatorului.

Majoritatea unităților **SCR**, care deservește cazane în care se arde cărbune pulverizat, sunt prevăzute cu unu sau, cel mult, două straturi libere, în care, la un moment dat, vor fi instalate module catalitice noi (figurile 3.33 și 3.35). Atunci când catalizatorul atinge durata sa garantată de viață, el nu mai poate asigura conversia corespunzătoare a NO_x , condiții în care crește nivelul pierderilor tehnologice de NH_3 . Aceasta nu înseamnă, însă, că trebuie schimbat întregul volum al catalizatorului, deoarece el nu este dispus pe un singur strat, ci pe două sau trei straturi catalitice, cel mai expus dezactivării fiind stratul mai apropiat de racordul de intrarea a gazelor, în catalizator. Astfel, nu toate straturile, instalate inițial, își ating durata de exploatare garantată în același timp și, deci, nu trebuie schimbate simultan. Rezultă, astfel, că o prima etapă de readucere a reactorului catalitic, în parametri nominali, este aceea de instalare a modulelor catalitice noi, pe stratul liber.

Așa cum se poate observa din figura 3.43 [3.19, 3.37], care este o reprezentare schematică a planului de management al catalizatorului, încărcarea stratului liber face să crească activitatea relativă a catalizatorului peste valoarea inițială. O asemenea comportare este de așteptat, atâta timp cât nu se extrage catalizatorul de pe straturile inițiale, iar acesta nu a fost complet dezactivat. Dacă durata garantată de exploatare a catalizatorului este de 24000 ore, stratul inițial se încarcă după aproximativ 26000 ore, de la punerea în funcțiune. Cele 2000 ore suplimentare reprezintă, de fapt, întreruperile necesare efectuării reviziilor periodice ale instalațiilor de ardere și ale unității **SCR**.

Următoare etapă, în exploatarea reactorului, va consta în încărcarea celui de-al doilea strat liber, dacă acesta există. În caz contrar, se schimbă catalizatorul de pe primul strat inițial, a cărui stare de dezactivare este, evident, cea mai avansată. Operațiunea se repetă, la momentul oportun, la cel de-al doilea strat, astfel încât, odată ce toate straturile catalitice ale reactorului au fost încărcate, urmează schimbarea, prin rotație, a acestora. În acest fel, este asigurată atingerea performanțelor nominale, pe termen lung. Evident, dacă se urmărește obținerea unui grad mai ridicat de conversie a NO_x , trebuie

să crească frecvența intervențiilor la straturile catalitice. În orice condiții, însă, trebuie să se intervină la straturile catalitice atunci când valoarea medie a pierderii tehnologice de NH_3 depășește 5 ppm, aceasta corespunzând unei valori minime a activității relative a catalizatorului de 65 ÷ 70 %.

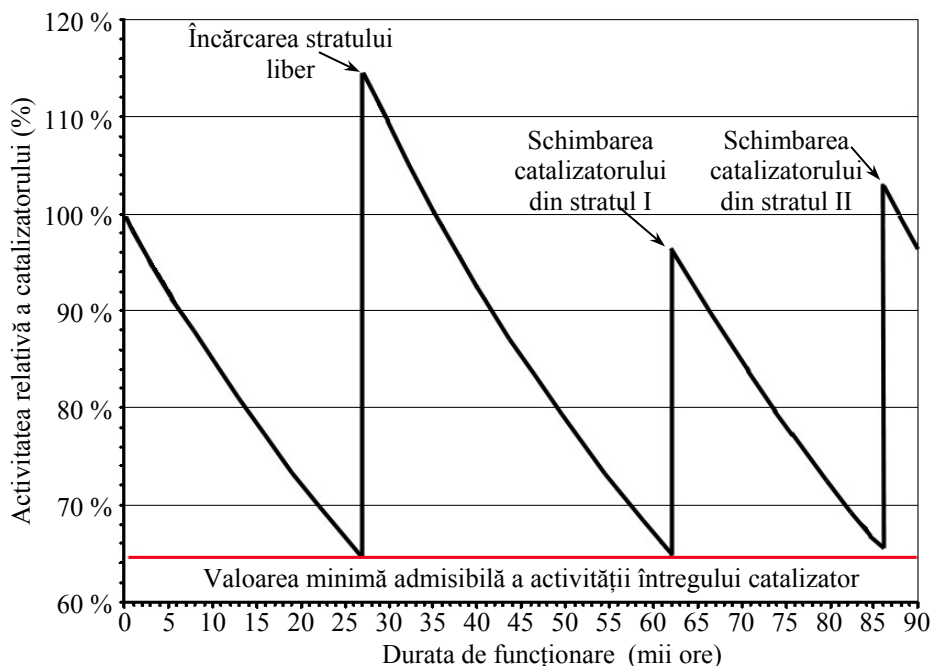


Fig. 3.43. Planul de management al catalizatorului unui reactor cu două straturi inițiale și un strat suplimentar, cu durată de exploatare garantată de 24000 ore

Așa cum se poate observa din figura 3.43, încărcarea stratului liber și schimbarea catalizatorului, de pe cele două straturi, asigură o durată de funcționare de aproximativ 10 ani. Chiar dacă durata de funcționare este mare, schimbarea periodică a catalizatorului implică costuri ce pot reprezenta 50 % din costul total de funcționare al unității SCR, pe toată această perioadă. În cazul catalizatorilor omogeni, de tip fagure, realizați prin extrudare, nu se poate reduce acest cost. În cazul elementelor catalitice de tip placă, costurile determinate de schimbarea periodică a catalizatorului pot fi reduse cu până la 10 ÷ 20 % [3.37]. Această reducere a costului este efectul reciclării suportului elementelor catalitice, în proporție de 50 ÷ 75 %, și devine efectivă după schimbarea primului strat catalitic, în etapa premergătoare înlocuirii celui de-al doilea strat. Reducerea costului de exploatare este cu atât mai semnificativă cu cât numărul straturilor catalitice din reactor este mai mare (trei straturi inițiale) și cu cât numărul unităților SCR, care echipează o centrală termoelectrică, este mai mare. În valori absolute, reciclarea suportului elementelor catalitice poate aduce economii de ordinul a câtorva milioane de dolari, pentru grupuri având puterea instalată de 150 MW [3.37].

În ceea ce privește stocarea și/sau reciclarea catalizatorului dezactivat, actualele norme de mediu nu includ materialele, din componența elementelor catalitice, în categoria deșeurilor industriale, cu risc de impact la mediu [3.17]. Cu toate acestea, este recomandat să se returneze, furnizorului, catalizatorul uzat, firmele producătoare fiind cele mai în măsură să trateze deșeurile aferente. Preluarea catalizatorului uzat trebuie să fie o condiție impusă în contractul de achiziție a catalizatorului [3.17].

În concluzie, performanțele unei unități **SCR**, la un moment dat, pot fi evaluate pe baza următorilor parametri:

- ✓ gradul de dezactivare a catalizatorului,
- ✓ pierderea tehnologică de NH_3 ,
- ✓ căderea de presiune pe reactorul catalitic.

Acești trei parametri sunt strâns interdependenți și, la rândul lor, depind de alte variabile, precum: temperatura, raportul molar NH_3/NO_x , gradul de conversie al SO_2 în SO_3 etc. De exemplu, colmatarea parțială a catalizatorului determină creșterea căderii de presiune pe reactorul catalitic, simultan cu reducerea ratei de conversie a NO_x . Cum dependența dintre rata de conversie a NO_x și raportul molar NH_3/NO_x este lineară, rezultă că o oarecare dezactivare a catalizatorului poate fi compensată prin creșterea cantității de agent reducător, însă, peste o anumită limită, crește pierderea tehnologică de NH_3 , afectând, nefavorabil, bilanțul ecologic al centralei.

Pe de altă parte, la instalarea unei unități **SCR**, parametrii enumerați anterior trebuie considerați în manieră ponderată. De exemplu, în cazul centralelor noi, căderea de presiune pe reactorul catalitic poate să nu prezinte prea mare importanță, însă ea devine esențială în cazul retrofitului cazanelor, aflate în exploatare, când ar putea face necesară schimbarea exhaustoarelor, cu toate implicațiile de ordin tehnic și economic, care derivă din aceasta. În consecință, este strict necesară alegerea optimă a catalizatorului, astfel încât caracteristicile acestuia să fie adecvate instalației de ardere, pe care o echipează.

5 Reactoare SCR

Utilizarea preponderentă a instalațiilor **SCR**, pentru controlul emisiilor de NO_x , a condus la dezvoltarea fabricației de astfel de unități în țările dezvoltate din Europa, SUA, Japonia, Canada și Australia. Importanți furnizori de unități **SCR** complete sau numai de catalizatori sunt: ABB, Siemens, Von Roll, Comertech Inc., Haldor Topsoe A/S, Babcock & Wilcox Company, Johnson Matthey, Hitachi Zosen, Nippon Shokobai, W.R. Grace & Co., Mitsubishi Heavy Industries etc.

Produsele companiilor menționate se bazează pe tehnologia clasică a reducerii catalitice selective, existând deosebiri doar în ceea ce privește realizarea elementelor catalitice. Exemple de aplicare novatoare a principiilor tehnicii clasice sunt procedeele Desonon și Rhône-Poulenc [3.7].

Astfel, procedeul Desonon asigură tratarea simultană a NO_x și SO_2 , din gazele de ardere, utilizând catalizatori pentru ambele categorii de poluanți. În prima etapă de tra-

tare, este instalat un catalizator de oxidare a SO_2 , la SO_3 . Prin reacția dintre NH_3 , injectat în aval de catalizatorul de oxidare, și SO_3 se obține $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, extras din instalație sub forma unei soluții, având concentrația de 70 %. În cea de a doua etapă de tratare, sunt reținuți oxizii de azot, practic, printr-un procedeu clasic **SCR**. Catalizatorul de denitrurare este zeolitul, iar agentul reducător este amoniacul, injectat, în exces, în aval de catalizatorul de oxidare. Gazul tratat este purificat în proporție de 90 %, nu conține pulberi și nici NH_3 decelabil.

Instalațiile **SCR**, realizate pe baza procedurii Rhône-Poulenc, se deosebesc prin temperatura de lucru mult mai redusă decât aceea din reactoarele clasice, dar și prin presiunea mai mare a gazelor. Astfel, catalizatorul permite reducerea temperaturii de lucru, până la 110 °C, însă pentru presiuni cuprinse între 2 atm și 9 atm.

3.2.2.2. Reducerea catalitică neselectivă (NSCR)

Principial, această tehnică se bazează, ca și tehnica **SCR** pe reducerea NO_x , la N_2 , în prezența unui catalizator și a unui agent reducător. Procedeu fiind neselectiv, rezultă, însă, că și alte gaze intră în reacții de reducere, determinând creșterea consumului de agent reducător și, în consecință, utilizarea restrânsă a acestei tehnici. Catalizatorul conține metale prețioase și/sau metale rare, agentul reducător este amoniacul, iar temperatura de lucru este cuprinsă între 200 °C și 500 °C [3.7].

3.2.2.3. Reducerea selectivă non-catalitică (SNCR)

Tehnologiile realizate pe principiul reducerii non-catalitice selective (**SNCR**) sunt disponibile pe piața sistemelor de reducere a emisiilor de NO_x , generate prin arderea combustibililor fosili. Instalațiile bazate pe această tehnologie sunt, actualmente, mai puțin utilizate decât unitățile **SCR**, cel puțin sub forma unităților independente. În același timp, însă, se utilizează, pe scară din ce în ce mai largă, sistemele combinate pentru reducerea emisiilor de NO_x , tehnica **SNCR** fiind frecvent utilizată, în combinație cu tehnici intracombustie sau în cascadă cu unități **SCR**. De asemenea, unitățile **SNCR** sunt, frecvent, asociate instalațiilor de arderea cărbunelui în strat fluidizat, unde recircularea permanentă a cenușii asigură un timp de rezidență adecvat, la o temperatură foarte apropiată de aceea ideală reducerii monoxidului de azot [3.15].

❶ *Principiul metodei*

Principial, tehnica reducerii non-catalitice selective constă în injectarea unui agent reducător, în fluxul de gaze de ardere, din acest punct de vedere fiind similară tehnicii reducerii catalitice selective. Pe de altă parte, însă, inexistența catalizatorului implică un aport suplimentar de energie, sub formă de energie termică, pentru a compensa energia de activare a acestuia și, implicit, pentru a asigura o cinetică cores-

punzătoare a reacțiilor de reducere. Astfel, agentul reducător este injectat într-o zonă a cazanului în care temperatura fluxului de gaze este cuprinsă, cu aproximație, între limitele 850 ÷ 1150 °C [3.9, 3.10, 3.11, 3.15, 3.29, 3.49, 3.68].

Agentul reducător, utilizat în cazul tehnicii **SNCR**, poate fi amoniacul (NH₃) - ca și în cazul unităților **SCR**, ureea (CO(NH₂)₂), sărurile de cianură, biuretul, metilamina și etildiamina. Cel mai frecvent se utilizează NH₃ și CO(NH₂)₂, ceilalți agenți reducători fiind utilizați, actualmente, doar în teste comparative, sub forma unor amestecuri reducătoare complexe.

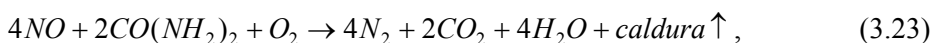
Atunci când în sistem se utilizează NH₃, tehnica poartă denumirea “DeNO_x termic”, iar când agentul reducător este CO(NH₂)₂, tehnica se numește “NO_xOUT™” [3.4, 3.15, 3.29]. Dacă inițial a fost dezvoltată mai ales tehnica injectării apei amoniacale (NH₄OH), utilizarea ureei devine din ce în ce mai răspândită, în special datorită unor avantaje legate de nocivitatea mai redusă a acesteia, de manevrabilitatea și transportul mai facile.

Atunci când durata de rezidență a agentului reducător, în zona în care gazele au temperatura optimă de desfășurare a reacției de reduce, este suficient de mare și se realizează un amestec intim între agentul injectat și gaz, eficiența procedurii **SNCR** poate atinge valori cuprinse între 70 ÷ 80 %, în condițiile în care pierderea tehnologică de NH₃ atinge un nivel de 10 ÷ 50 ppm [3.10, 3.15, 3.29], indiferent dacă agentul reducător este NH₄OH sau CO(NH₂)₂.

Creșterea gradului de reținere a emisiei de NO, la valori mai mari de 80 %, este posibilă, cel puțin teoretic, însă implică creșterea pierderii tehnologice de NH₃, la un nivel inacceptabil de mare.

Ca și în cazul unităților **SCR**, reacțiile chimice pot fi clasificate în reacții de bază, utile, și reacții secundare, nedorite, care pot afecta, mult, performanțele sistemului.

Reacțiile de bază sunt reacții de reducere, exoterme, care nu evoluează în prezența unui catalizator (relațiile 3.11 și 3.12), ci la temperaturi ridicate:



prima reacție corespunzând situației în care agentul reducător este amoniacul, iar cea de-a doua, situației în care agentul reducător este ureea.

Spre deosebire de sistemele **SCR**, sistemele **SNCR** reduc doar emisia de NO din gazele de ardere, fără a afecta cantitatea de NO₂. Așa cum s-a arătat în § 3.1, ponderea principală, în totalul emisiilor de NO_x a cazanelor energetice, o deține emisia de NO. Cel puțin la ieșirea din focar (în zona optimă de temperaturi a reacțiilor specifice sistemelor **SNCR**), cantitatea de NO reprezintă 95 % din total NO_x, restul de 5 % reprezentând emisia de NO₂. În aceste condiții, nu pare a fi o deficiență, majoră, faptul că NO₂ nu intră în reacțiile de reducere, totuși, acesta este unul dintre motivele pentru care capacitatea sistemelor **SNCR**, de a reduce cantitatea globală de NO_x, este inferioară a celeia a sistemelor **SCR**.

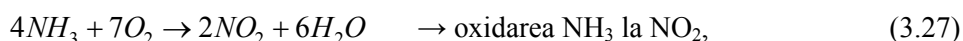
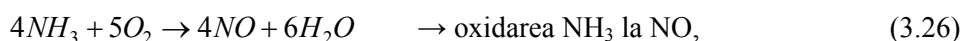
Cu excepția reacției de conversie a SO_2 în SO_3 (relația 3.14), datorată prezenței catalizatorului, reacțiile secundare, specifice reactoarele catalitice, evoluează și în sistemele **SNCR**. Rezultă, astfel, anumite cantități de sulfați de amoniu, care precipită pe elementele mai reci ale instalației, colmatând preîncălzitoarele de aer și sistemele de filtrare a particulelor.

Tot în categoria reacțiilor secundare, intră și reacțiile dintre NH_3 , eliberat sub formă de pierdere tehnologică, cu gazele acide. O astfel de reacție este și reacția cu acidul clorhidric, ce conduce la formarea clorurii de amoniu, în acele zone ale instalației în care temperatura gazelor de ardere este cuprinsă între 88 și 120 °C,



La o aceeași concentrație a oxizilor de sulf, în gazele de ardere, cantitatea de sulfați de amoniu, rezultată în sistemele **SNCR**, pare să fie mai mică decât aceea din unitățile **SCR**, datorită ponderii mici a SO_3 , în cantitatea totală de oxizi de sulf, în zona din cazan în care au loc reacțiile procesului de denitrurare. În realitate, însă, pierderea tehnologică de NH_3 fiind semnificativ mai mare, se formează o cantitate mai mare de săruri de amoniu, astfel încât probabilitatea colmatării echipamentelor reci este mai mare, în cazul sistemelor **SNCR**. În aceste condiții, este necesară curățarea, mai frecventă, a preîncălzitoarelor de aer, crescând consumul de energie pentru curățarea efectuată în timpul funcționării instalației și timpul alocat curățării, prin scoaterea din funcțiune a acesteia. În același timp, sistemele **SNCR** se caracterizează prin pierderi tehnologice de NH_3 , variabile în limite foarte largi și independente de timpul scurs de la darea în funcțiune a instalației. În aceste condiții, este dificil de întocmit un plan de mentenanță predictivă a echipamentelor din aval de sistemul **SNCR**.

Pe lângă formarea sărurilor de amoniu, în sistemele **SNCR** se desfășoară și alte reacții secundare, precum [3.15]:



Toate reacțiile secundare conduc la un consum suplimentar de NH_3 , fiind necesară, astfel, injectarea unei cantități suplimentare de agent reducător, pentru un același grad de conversie a NO . În plus, formarea unei cantități importante de N_2O prezintă riscul accentuării efectului de seră.

② Parametrii care influențează eficiența sistemelor **SNCR**

Performanțele sistemelor **SNCR** sunt strict dependente de o serie de parametri, ce țin atât de generatorul de abur, cât și de elementele constructive ale sistemului propriu-zis. Astfel, parametri precum tipul combustibilului, puterea cazanului, caracteristicile

transferului de căldură, calitatea combustiei pot reduce eficiența instalației, cu până la 50 ÷ 60 %, mai ales în cazul cazanelor mai mari de 150 MW, în care se arde cărbune pulverizat [3.15].

Chiar dacă parametri ce influențează eficiența sistemelor **SNCR** sunt, în mare măsură, interdependenți, experiența de exploatare a permis identificarea principalilor parametri, și anume [3.9, 3.15, 3.49]:

- ✓ temperatura,
- ✓ cantitatea de agent reducător injectată,
- ✓ concentrația de CO
- ✓ excesul de O₂ în gazele de ardere,
- ✓ viteza gazelor, în aval de zona de injectare a agentului reducător.

Pentru gama uzuală de puteri ale cazanelor de abur, parametrii care au cea mai mare influență asupra eficienței reducerii emisiei de NO_x sunt temperatura și raportul molar NH₃/NO_x. În ordinea descrescătoare a importanței, urmează: concentrația inițială de NO_x, concentrația de CO și de O₂ în focar.

Distribuția vitezelor influențează atât omogenitatea amestecului agent reducător - gaze de ardere, cât și durata de rezidență a agentului reducător, la temperatura optimă desfășurării reacției de bază.

Sensibilitatea deosebită a reacțiilor, specifice sistemelor **SNCR**, la temperatură este evidențiată de curbele din figura 3.44, trasate pentru concentrația inițială de NO_x = 950 g/MWh, concentrația de CO = 100 ppm, de O₂ = 4,5 % și pentru un timp de rezidență de 0,3 s [3.49]. Poate fi, astfel, observată existența unui domeniu de temperaturi optime, pentru care eficiența reducerii este mai mare de 90 %, atunci când, așa cum era de așteptat, fracția molară NH₃/NO_x este supraunitară.

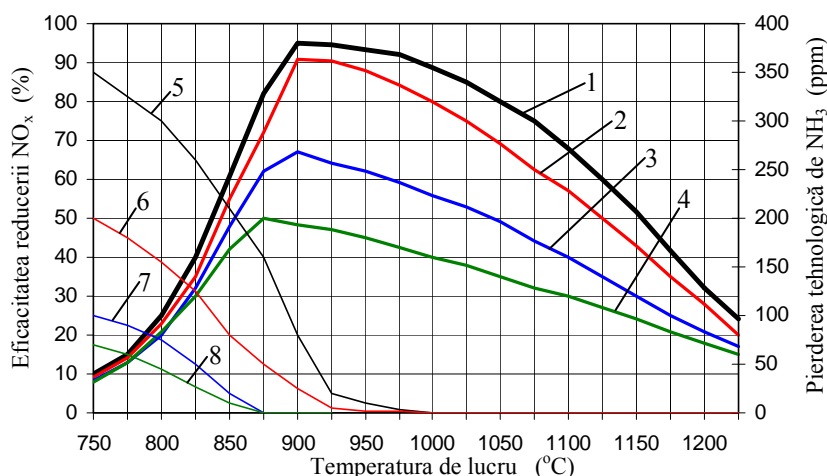


Fig. 3.44. Dependența gradului de reducere a NO_x (curbele 1 ÷ 4) și a pierderii tehnologice de NH₃ (curbele 5 ÷ 8) de temperatură, pentru diferite valori ale raportului molar NH₃/NO_x:
1 și 5 - NH₃/NO_x = 2,0; 2 și 6 - NH₃/NO_x = 1,2; 3 și 7 - NH₃/NO_x = 0,7; 4 și 8 - NH₃/NO_x = 0,5.

Reducerea eficienței sistemelor **SNCR**, la temperaturi mai mici decât cele din domeniul optim, se explică prin lipsa energiei de activare, necesare obținerii unei cinetici corespunzătoare a reacțiilor de reducere (3.22 sau 3.23).

La temperaturi care depășesc domeniul optim, reducerea eficienței poate fi explicată prin creșterea ponderii reacțiilor secundare, de descompunere termică a agentului reducător și de oxidare a acestuia (reacțiile 3.25 ÷ 3.28).

La temperaturi mai mici decât limita inferioară a domeniului optim de funcționare a sistemului **SNCR**, dar în condițiile unui raport molar NH_3/NO_x supraunitar (specific funcționării normale a sistemului), eficiența reducerii poluantului este puțin afectată de valoarea raportului molar NH_3/NO_x . Influența acestuia este importantă la valori mai mari ale temperaturilor de lucru, zonă în care operează, de fapt, majoritatea sistemelor **SNCR**. De asemenea, raportul molar NH_3/NO_x nu modifică poziția domeniului optim de temperaturi, reducerea acestuia determinând doar micșorarea domeniului optim, pentru o valoare minimă, impusă, a gradului de reducere a emisiei.

Așa cum se poate observa din figura 3.44 (curbele 5 ÷ 8), pierderea tehnologică de NH_3 poate deveni semnificativă, dacă agentul reducător este injectat într-o zonă în care gazele au temperatură redusă. Emisia de NH_3 este cu atât mai mare cu cât raportul molar NH_3/NO_x este, de asemenea, mai mare. În domeniul optim al temperaturilor de lucru, pierderea tehnologică de NH_3 este redusă, deoarece agentul reducător este consumat, în mare măsură, în reacțiile de reducere. La valori mai mari ale temperaturii, pierderea tehnologică de NH_3 devine neglijabilă, fenomen ce poate fi explicat prin creșterea ponderii reacțiilor secundare de descompunere termică și de oxidare a agentului reducător.

Raportul molar NH_3/NO_x și, implicit, cantitatea injectată de agent reducător nu trebuie să depășească 2 ÷ 3 unități relative, atât datorită creșterii, apreciabile, a pierderii tehnologice de NH_3 , cât și datorită faptului că nu se mai înregistrează o creștere, semnificativă, a gradului de reținere a emisiei poluante. Acest ultim aspect este evidențiat de dependența tipică a emisiei de NO_x de raportul molar NH_3/NO_x , redată în figura 3.45.

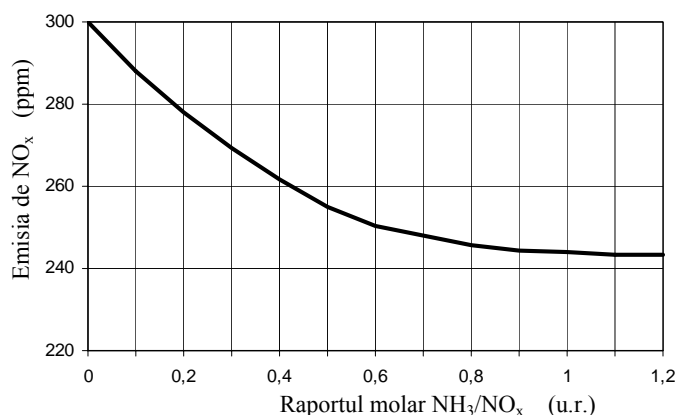


Fig. 3.45. Dependența emisiei de NO_x de cantitatea injectată de agent reducător

Concentrațiile de CO și de O₂, din gazele de ardere, precum și durata de rezidență, la temperatura optimă, au o influență redusă asupra performanțelor sistemelor **SNCR**, mai ales în zona temperaturilor ridicate, specifice funcționării normale [3.11, 3.15, 3.49]. Concentrația monoxidului de carbon poate determina o ușoară deplasare a domeniului de temperaturi optime [3.9], iar absența O₂ reduce mult eficiența epurării [3.29]. Excesul de O₂, în gazele de ardere (O₂ > 5 %), determină o ușoară reducere a eficienței denitrurării [3.29].

Așa cum se poate observa din figura 3.46 [3.9], duratele mari de rezidență pot deplasa domeniul de temperaturi optime către valori ceva mai mici, însă, pentru durate de rezidență mai mari de 0,4 s și la temperaturile uzuale sistemelor **SNCR**, nu se înregistrează o creștere, semnificativă, a eficienței controlului emisiei poluante.

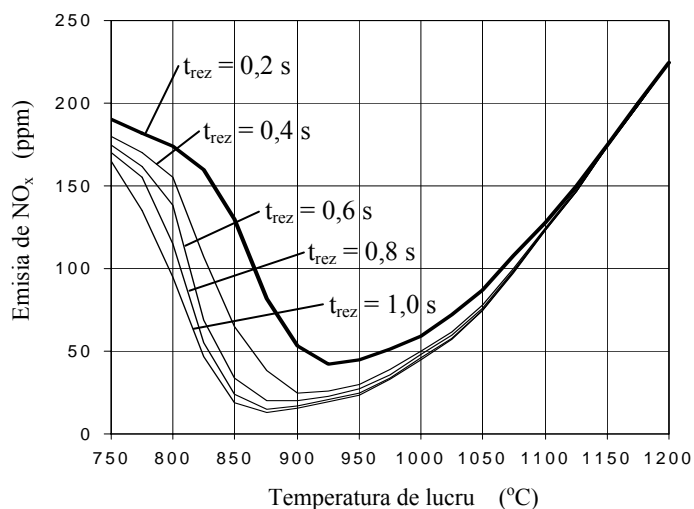


Fig. 3.46. Dependenta emisiei de NO_x de temperatură și de durata de rezidență la temperatura optimă

Durata necesară de rezidență, la temperatura optimă, este, practic, independentă de cantitatea de agent reducător [3.49], iar valoarea uzuală a acesteia este de ordinul a 0,2 ÷ 0,3 secunde [3.15, 3.49].

Concentrația inițială a poluantului influențează, semnificativ, gradul de reducere a emisiei, numai la temperaturi mai mari decât limita inferioară a domeniului optim, așa cum se poate observa din figura 3.47 [3.49]. Astfel, la un raport molar NH₃/NO_x constant, reducerea concentrației inițiale de NO_x, de la 2000 g/MWh la 650 g/MWh, determină o reducere a eficienței procentuale a sistemului, cu până la 30 %. Această reducere se înregistrează numai dacă agentul este injectat într-o zonă în care temperatura gazelor este apropiată de limita superioară a domeniului de funcționare. În același timp, concentrația inițială de NO_x nu afectează valoarea maximă a eficienței epurării.

Pe lângă parametrii menționați anterior, poate prezenta o oarecare importanță re-

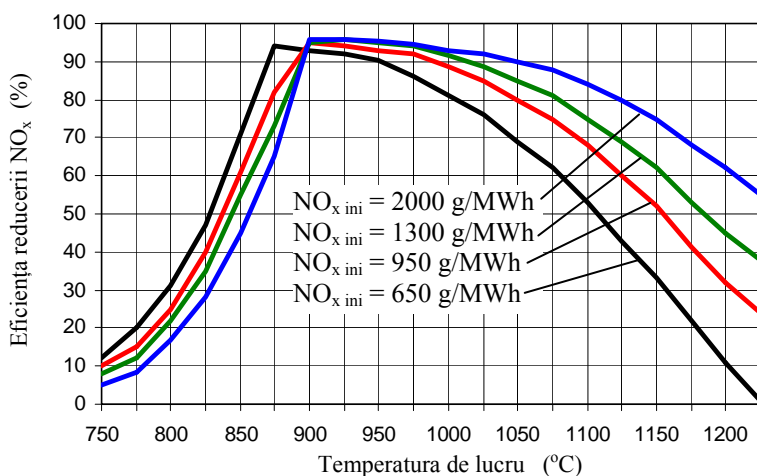


Fig. 3.47. Dependenta eficienței de temperatură și de concentrația inițială a poluantului.

partiția temperaturii, în focarul cazanului, pe direcție axială, și variația acesteia în timp. Spre deosebire de influența manifestată de valoarea absolută a temperaturii, asupra eficienței reducerii NO_x (figura 3.44), repartiția axială a temperaturii nu are o influență, semnificativă, la temperaturi ridicate, ci doar la temperaturi relativ reduse. Acest tip de manifestare poate fi explicat prin viteza foarte mare de evoluție a reacțiilor de reducere, la temperatură ridicată, astfel încât reducerea NO_x are loc în imediata vecinătate a punctelor de injectare a agentului reducător.

Reacțiile de reducere având o cinetică mai rapidă chiar decât cea teoretică, procesul de reducere a NO_x nu mai este controlat chimic, ci fizic, eficiența depoluării depinzând de dinamica gazului și a debitului de agent reducător [3.49], care, la rândul lor, determină valoarea duratei de rezidență a agentului reducător.

În condiții normale de funcționare a cazanului și a sistemului SNCR, repartiția temperaturii nu are o influență semnificativă asupra eficienței depoluării, însă poate afecta eficiența sistemului, în condițiile în care cazanul funcționează la sarcină redusă sau atunci când agentul reducător este injectat în partea superioară a focarului.

Dependenta specifică a eficienței depoluării de temperatură (figura 3.44), arată că nu pot fi obținute valori ridicate ale eficienței, decât pentru un domeniu restrâns de temperaturi. În condițiile în care regimul de funcționare al cazanului implică modificarea temperaturilor, funcție de sarcina acestuia, acest tip de dependență nu permite funcționarea continuă a sistemelor SNCR, la eficiența lor maximă. În plus, pierderea tehnologică de NH₃ poate depăși, frecvent, limitele acceptabile.

Soluția tehnică, prin care se elimină acest dezavantaj major, este aceea de injectare a unui aditiv, simultan cu agentul reducător. Astfel, în cazul în care agentul reducător este amoniacul, se injectează un anumit debit de hidrogen molecular (H₂). În acest fel, domeniul temperaturilor optime poate fi deplasat, din vecinătatea valorii de 900 °C, către 700 °C [3.6, 3.15], așa cum se poate observa din figura 3.48. Chiar dacă

domeniul temperaturilor optime se micșorează, simultan cu translarea sa, injectarea aditivului face ca și curba corespunzătoare a pierderii tehnologice de NH_3 să fie translata, către temperaturi mai mici.

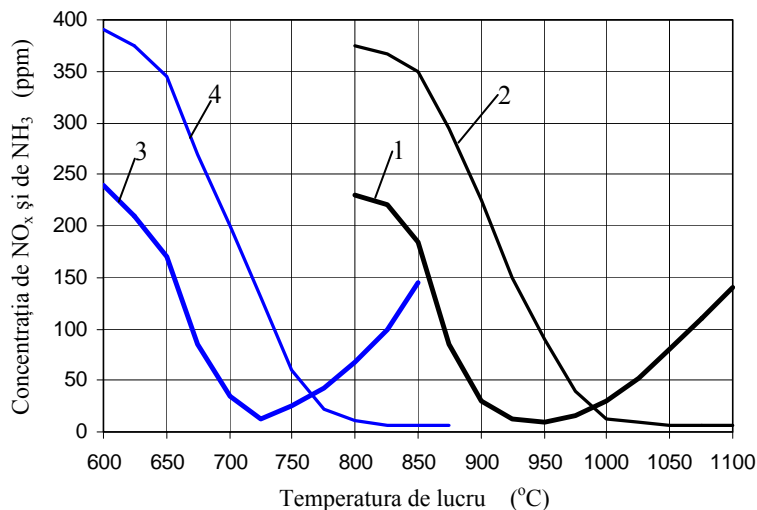


Fig. 3.48. Dependenta emisiei de NO_x și a pierderii tehnologice de NH_3 de temperatură și de existența unui aditiv: 1 - emisia de NO_x , fără injectare de H_2 ; 2 - pierderea de NH_3 , fără injectare de H_2 ; 3 - emisia de NO_x , cu injectare de H_2 ; 4 - pierderea de NH_3 , cu injectare de H_2 .

③ Elemente constructive

Așa cum s-a arătat anterior, domeniul optim de temperaturi de lucru ale sistemelor **SNCR** este cuprins între $900 \div 1150$ °C, injectarea unui aditiv permițând translarea limitei inferioare a domeniului, către 700 °C.

În mod obișnuit, temperatura gazelor din focarele cazanelor energetice este cuprinsă între $1350 \div 1650$ °C. În aceste condiții, domeniul de temperaturi optime funcționării sistemelor **SNCR** se regăsește la partea superioară a focarului sau în primul canal orizontal de gaze, în zona supraîncălzitorului de abur [3.15].

În cazul cazanelor având puteri mai mari de $100 \div 200$ MW, este dificil de obținut o distribuție corespunzătoare a agentului reducător și unui timp de rezidență adecvat, datorită secțiunii transversale mari a focarelor acestor cazane. În aceste condiții, trebuie să se acorde o atenție deosebită proiectării injectoarelor de agent reducător. Aceste injectoare pot fi de două tipuri [3.15, 3.72]:

- ✓ injectoare fixe, dispuse în pereții focarului;
- ✓ lancia de injectare mobile, răcite cu abur.

Injectoarele fixe nu au o eficiență suficient de bună, pentru focarele de mari dimensiuni, motiv pentru care sunt utilizate lancia de injecție sau combinații de injectoare fixe și lancia mobile. Indiferent de tipul constructiv, injectoarele sunt prevăzute cu

orificii, a căror dimensiuni, formă și amplasare determină configurația jeturilor și adâncimea de penetrare a acestora, în fluxul de gaze de ardere.

Finețea și uniformitatea pulverizării, precum și distribuția picăturilor de agent reducător influențează, semnificativ, eficiența epurării, astfel încât geometria injectoarelor reprezintă un factor important, în obținerea unei depoluări corespunzătoare.

Finețea pulverizării depinde de foarte mulți factori, precum [3.29]:

- ✓ proprietăți fizice ale lichidului: vâscozitate, tensiune superficială, densitate;
- ✓ proprietăți fizice ale gazelor de ardere: densitate, temperatură, presiune;
- ✓ parametri constructivi: tipul pulverizatorului, diametrul și numărul orificiilor;
- ✓ parametri funcționali: presiunea lichidului pulverizat, viteza relativă dintre jetul de lichid și fluxul de gaze de ardere, turbulența internă a jetului de lichid.

Distribuția uniformă a agentului reducător în gazele de ardere depinde de:

- ✓ unghiul conului ajutorajelor de pulverizare;
- ✓ direcția jeturilor de agent reducător, în raport cu direcția predominantă de mișcare a gazelor de ardere (unghiul de atac);
- ✓ capacitatea de penetrație a jeturilor de lichid.

Dacă la toți acești parametri se adaugă și aspectele, de loc de neglijat, ale răcirii injectoarelor, de către agentul reducător și de către aburul de răcire, precum și cele legate de deplasarea lăncii de pulverizare, rezultă complexitatea, deosebită, a proiectării și realizării injectoarelor. De multe ori, acestea se realizează prin încercări experimentale repetate [3.29].

Reprezentarea schematică a unei lăncii de injectare a soluției de uree este dată în figura 3.49 [3.29].

Obținerea unui timp de rezidență corespunzător a agentului reducător implică, pe lângă o foarte corectă proiectare și realizare a injectoarelor, și dispunerea corectă a acestora, în cazan. Dispunerea optimă a injectoarelor implică cunoașterea distribuției temperaturilor, în toate regimurile de funcționare ale cazanului. Deoarece însăși injectarea agentului reducător modifică repartiția temperaturilor din cazan, în mod obișnuit, injectoarele sunt dispuse pe trei sau patru niveluri [3.15]. În acest fel, pot fi corelate debitele de agent reducător, de pe fiecare nivel de injectare, și temperaturile. Oricum, modificări ale injectoarelor sau chiar instalarea unor injectoare adiționale pot fi necesare, după prima punere în funcțiune a sistemului **SNCR** [3.15].

Injectarea pe mai multe niveluri implică utilizarea de pulverizatoare de diferite tipuri constructive, atât în ceea ce privește modul de funcționare, cât și geometria ajutorajelor de pulverizare. Astfel, pe nivelurile inferioare pot fi instalate lăncii mobile, ce sunt retrase în regimurile de sarcină redusă, iar, dacă instalația are putere mai mică de 100 MW, pe nivelurile superioare pot fi instalate injectoare fixe [3.72].

Injectarea agentului reducător, la nivelul camerei de ardere, implică o pulverizare relativ grosieră (diametrul particulelor de ordinul a 500 μm), în vederea asigurării unui amestec intim și a unei adâncimi suficiente de penetrare, în fluxul de gaz, a jetului de agent reducător. Dacă agentul reducător este injectat simultan cu aerul pentru definiti-

varea arderii sau cu gazele de ardere recirculate, particulele de agent reducător trebuie să aibă un diametru mult mai mic ($4 \div 10 \mu\text{m}$) [3.29].

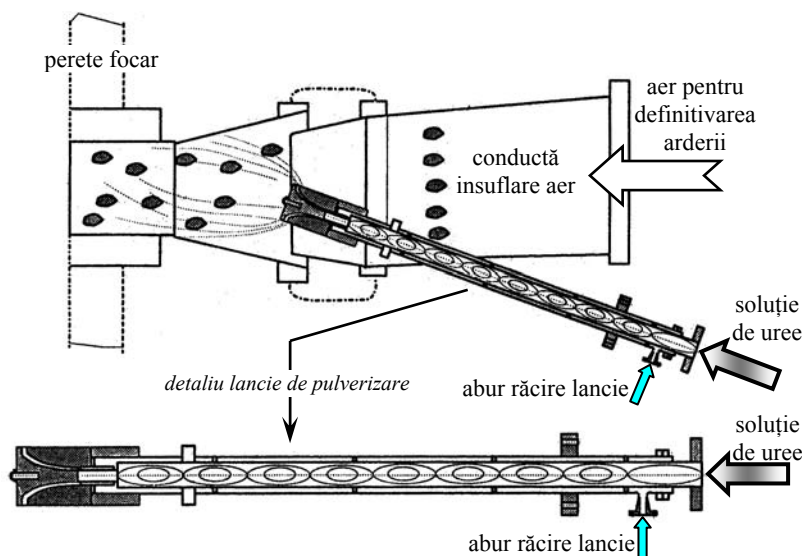


Fig. 3.49. Schema amplasării lancei de pulverizare în canalul de insuflare a aerului necesar arderii

În cazul în care agentul reducător utilizat este NH_3 anhidru sau apa amoniacală, mediul de transport, a agentului reducător, este aerul sau aburul. La cazanele echipate cu instalații pentru reducerea intracombustie a emisiilor de NO_x , se poate folosi, ca agent transportor, fie aerul pentru definitivarea arderii, fie gazele de ardere recirculate [3.29].

Raportul debitelor volumice NH_3 /agent transportor trebuie ales în așa fel încât temperatura lancei de injectare să fie mai mică de 500°C , în orice regim de funcționare a cazanului.

În cazul în care agentul reducător este ureea, agentul transportor este apa, în cazan injectându-se o soluție de uree, având concentrația de $40 \div 70\%$ [3.29]. Gradul de diluție trebuie astfel ales încât să se asigure răcirea corespunzătoare a lancei și, în același timp, să nu fie înrăutățite condițiile de ardere și, deci, randamentul cazanului.

Utilizarea NH_3 impune aceleași restricții, referitoare la siguranța transportului și stocării acestuia, ca și în cazul sistemelor SCR (§ 3.2.2.1.⊕). De asemenea, este necesară vaporizarea agentului reducător, înainte injectării acestuia în cazan. Utilizarea ureei, nu implică condiții speciale de stocare, iar injectarea sa, în cazan, nu necesită o vaporizare prealabilă, fiind suficientă presurizarea soluției. Există și unele sisteme, mai complexe, care transformă, catalitic, soluția de uree, în apă amoniacală, înainte injectării acesteia, în fluxul de gaze de ardere [3.15].

Principalele componente ale unui sistem SNCR, cu uree, sunt reprezentate în figura 3.50 [3.72].

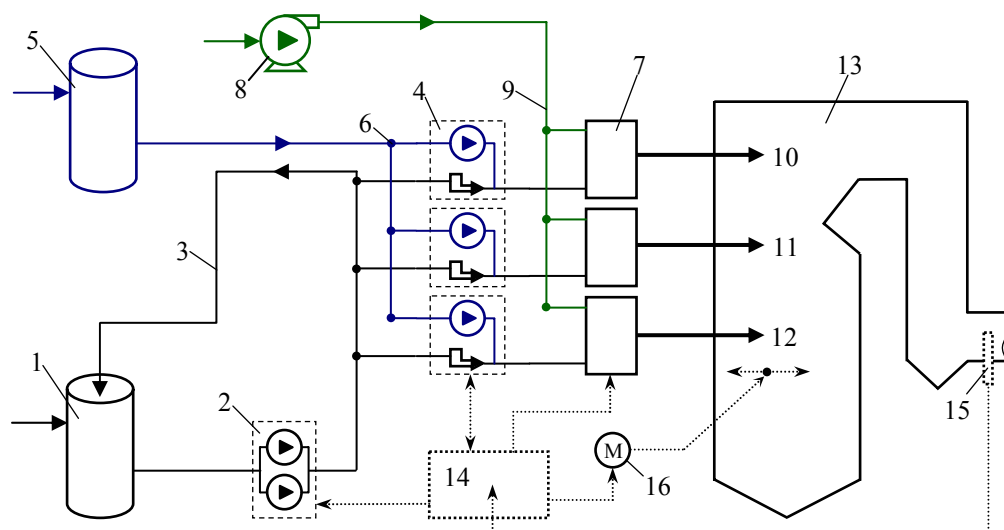


Fig. 3.50. Schema de principiu a unui sistem SNCR cu injecție de uree:

- 1 - rezervor stocare uree; 2 - modul pompare agent reducător; 3 - bucă recirculare uree; 4 - module de dozare a soluției și de măsurare a debitului; 5 - rezervor apă; 6 - rampă de distribuție apă; 7 - module de distribuție; 8 - compresor; 9 - rampă distribuție aer comprimat; 10 - pulverizatorul zonei 3; 11 - pulverizatorul zonei 2; 12 - lancia de pulverizare a zonei 1; 13 - cazan energetic; 14 - modul automatizare; 15 - traducere concentrație NO_x; 16 - acționarea sistemului de poziționare a lancei în focar.

Agentul reducător, sub forma unei soluții de 50 ÷ 70 % uree, este preluat, de la rampa de descărcare și stocat în rezervorul 1. La această concentrație, agentul reducător trebuie menținut la o temperatură mai mare de 15,5 °C, pentru a evita formarea cristalelor solide de uree. În acest scop, rezervorul de stocare a soluției de uree este izolat termic și încălzit, de obicei prin intermediul unei rețele externe de rezistoare electrice. Aceste rezistoare nu sunt dimensionate să asigure energia necesară încălzirii agentului reducător, până la temperatura sa de lucru. Cea mai mare parte din căldura necesară este furnizată de un încălzitor, integrat în modulul de vehiculare a agentului reducător.

Modulul de vehiculare este format din modulul de pompare (2) și bucla de recirculare (3). Funcția principală a modulului de vehiculare este aceea de a alimenta modulele de dozare a soluției de agent reducător și de măsurare a debitului (4). În același timp, bucla de recirculare (3) are rolul de a preveni stagnarea curgerii agentului reducător și de a menține soluția, aflată în rezervorul de stocare (1), într-o stare cât mai omogenă.

La nivelul modulelor de dozare și de măsurare (4), soluția de uree este diluată cu apă, preluată din rezervorul de stocare (5), prin intermediul rampei de distribuție (6). Presiunea soluției de agent reducător, la ieșirea din modulele de dozare și măsurare a

debitului, este de ordinul a $7 \div 10$ atm [3.29, 3.72]. Modulele de dozare și măsurare pot avea o rampă de distribuție comună, caz în care unul dintre module este menținut în rezervă caldă.

Unele soluții constructive de sisteme **SNCR**, au prevăzute rezervoare de calmare, pe circuitul de uree, înaintea amestecării acesteia cu apă, la nivelul modulelor de dozare și măsurare a debitelor [3.29].

La ieșirea din modulele de dozare și măsurare, soluția este dirijată către modulele de distribuție (7). Tot la nivelul acestor module, este dirijat și un flux de aer comprimat, provenit de la compresorul 8 și repartizat prin intermediul rampei de distribuție (9). Modulele de distribuție au rolul de a regla debitele de soluție diluată și de aer comprimat, ce urmează a fi introduse în cazan, de către fiecare injector. La punerea în funcțiune, debitele de soluție și de aer, precum și presiunea acestora, sunt reglate manual [3.15, 3.72].

Aerul comprimat are rolul de a atomiza jetul de soluție de uree, pentru a obține un cât mai bun amestec soluție-gaze de ardere, și de a răci injectoarele. Dacă injectoarele sunt răcite cu abur, acesta poate prelua și rolul de atomizare a soluției, caz în care circuitul de aer nu mai este necesar. Pre-amestecarea picăturilor fine de agent reducător cu aerul, cald, pentru definitivarea arderii sau cu gazele de ardere recirculate este garanția unei forate bune omogenizări a agentului reducător cu gazele de ardere, în zona de evoluție a reacțiilor de reducere.

Fluxurile de soluție de uree și de aer comprimat sunt dirijate către injectoare, în fiecare zonă de injectare existând mai multe astfel de dispozitive de pulverizare. Injectoarele din zona trei (10) și doi (11) sunt destinate funcționării în acele regimuri în care sarcina cazanului este cuprinsă între $50 \div 100$ %, din sarcina nominală. Injectoarele din zona unu (12) sunt destinate funcționării la sarcină redusă și trebuie să fie retractabile, de tipul lanciilor de injectare. La sarcini mari, lanciile zonei unu (12) sunt complet retrase din focar, pentru a le proteja de consecințele expunerii la temperaturile ridicate, mărindu-le, astfel, durata de exploatare.

Deoarece este dificil de realizat traductoare care să monitorizeze pierderile tehnologice mici de NH_3 ($2 \div 10$ ppm), automatizarea sistemelor **SNCR** este realizată pe baza măsurării continue a concentrației de NO_x din gazele de ardere, prin intermediul traductoarelor 15. În condițiile în care nu poate fi măsurată, cu acuratețe, pierderea tehnologică de NH_3 , este dificil de realizat o reglare, precisă, a injectării agentului reducător [3.15].

Acordarea sistemului **SNCR**, la condițiile de funcționare ale cazanului energetic, se realizează în două trepte.

Reglarea primară constă în stabilirea, aproximativă, a poziției lanciilor și a debitelor injectate, funcție de sarcina cazanului. Bucla de reacție este una de tip pozitiv (*feed forward*), mărimile ce intră în analiză fiind debitele de combustibil și de abur.

Reglarea fină, realizată prin intermediul modulului de automatizare 14, constă în ajustarea poziției lanciilor de injectare, a debitelor de agent reducător și de aer și a con-

centrației soluției de uree, funcție de concentrația de NO din gazele de ardere. Această bucla de reacție este una de tip negativ (*feedback*).

În cazul cazanelor de mare putere, echipate cu injectoare mobile, pe toate nivelurile, există acționări electromecanice (16) sau electrohidraulice, la nivelul fiecărei zone de injectare a agentului reducător.

④ Exemple de tehnologii SNCR

Pe plan mondial, există mai mulți producători de sisteme **SNCR**. Câteva exemple de producători de sisteme **SNCR** cu injecție de amoniac, fără a fi făcută vreo ierarhizare a acestora, sunt: Babcock & Wilcox Company - Deutsche Babcock, Götaverken Miljö, Exxon Research and Engineering Company, LAB, Procedair, LGI, Von Roll. Societatea germană Nalco Fuel Tech GmbH, din Essen, deține licența mondială a procedurii **SNCR** cu injecție de uree (NO_xOUT[®] SNCR). Fuel Tech, Inc., Batavia - Illinois, a obținut rezultate semnificative în dezvoltarea sistemului NO_xOUT[®] SNCR și în utilizarea combinată a sistemelor **SNCR** și **SCR** (NO_xOUT CASCADE[®] SCR). Rezultate importante, în domeniul sistemelor **SNCR** cu uree, au fost obținute și de către companiile Research-Cottrell și Electric Power Research Institute, ultima fiind deținătoarea licenței pentru sistemul **RRI** (Rich Reagent Injection).

Procedul **EXXON-MHTT**, cu injecție de NH₃, este realizat de către Exxon Research and Engineering Company. Această tehnică poartă și denumirea de "*reducere termică*", fiind o alternativă a sistemului SCR, atunci când este necesară tratarea gazelor cu conținut ridicat de pulberi.

Agentul reducător este introdus, în cazan, în amestec cu abur, prin intermediul unor fascicule de tuburi, într-o zonă în care temperatura gazelor de ardere este mai mare de 900 °C. Adaptarea sistemului la regimul de funcționare al cazanului se realizează prin adaos de H₂.

Eficiența procedurii este de maximum 80 %, însă, practic, nu poate fi redusă emisia, sub 150 mg/Nm³, în condițiile în care nu trebuie să se regăsească un exces major de NH₃, în gazele de ardere evacuate la coș.

Pentru a menține, permanent, un grad de epurare de 60 ÷ 70 %, cantitatea de agent reducător trebuie să fie suficient de mare încât să asigure un raport molar NH₃/NO = 2,5, iar cantitatea de hidrogen molecular să ajungă la un raport molar H₂/NH₃ foarte apropiat de 2.

Procedul **Von Roll**, utilizează, ca agent reducător, apa amoniacală (NH₄OH). Agentul reducător este injectat, prin intermediul aburului, într-o zonă a focarului în care temperatura este cuprinsă între 850 ÷ 1000 °C. Așa cum este de așteptat, obținerea unei eficiențe ridicate, implică injectarea în exces a agentului reducător.

Originalitatea procedurii constă în maniera de recuperare a pierderii tehnologice de NH₃ (figura 3.51). Astfel, după reacția de reducere a NO, amoniacul excedentar se regăsește în efluenții lichizi, rezultați din instalația de tratare umedă a gazelor de ardere. Într-o primă coloană de tratare a efluenților lichizi, se separă soluția de amoniac de

sărurile amoniului. Urmează neutralizarea acestor efluenți, prin adaosul unei soluții bazice (lapte de var), și, în final, separarea amoniacului, prin injectare de abur, la nivel unor coloane de stripare. După condensarea vaporilor, apa amoniacală, astfel obținută, reintră în circuitul de agentului reducător.

Pe lângă controlul emisiei de NO_x , această tehnologie asigură o reducere importantă a emisiei de dioxine, fără a necesita un spațiu mare de instalare. Recuperarea, practic în totalitate, a pierderii tehnologice de NH_3 , le permite instalațiilor Von Roll să funcționeze cu exces semnificativ de agent reducător, astfel încât eficiența a denitrării poate atinge un nivel de ordinul a 90 %, similar sistemelor SCR. Acestea sunt principalele motive pentru care tehnica Von Roll este foarte frecvent utilizată în instalațiile de tratare și recuperare a deșeurilor.

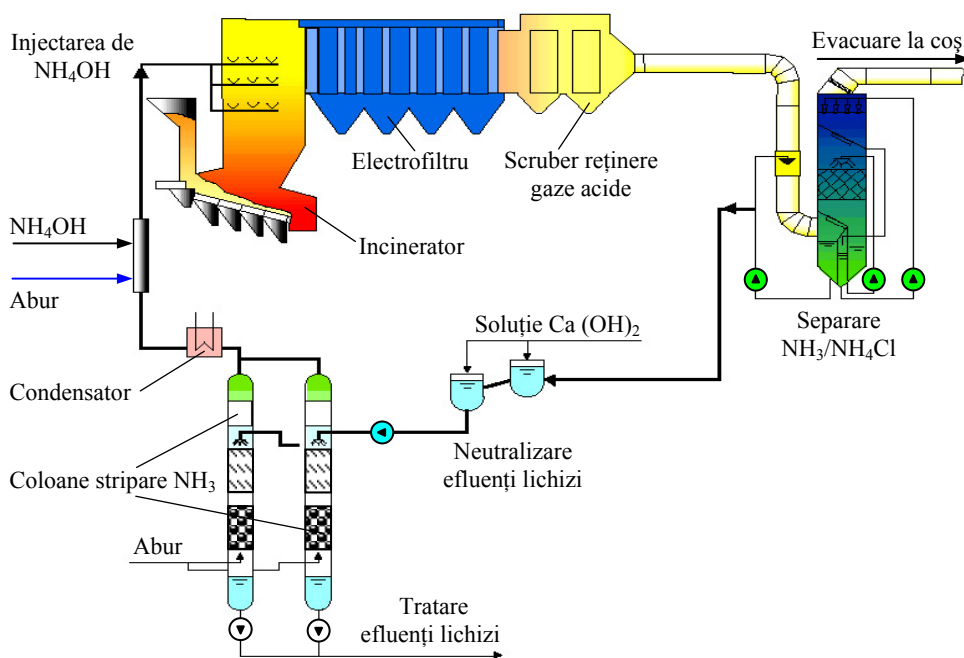


Fig. 3.51. Schema de principiu a tehnologiei Von Roll SNCR, cu recuperarea amoniacului

Instalațiile Von Roll SNCR pot atinge grade de reținere a NO_x , de până la 50 %, în condițiile funcționării fără exces de NH_3 , caz în care nu mai este necesară schema de recuperare a pierderii tehnologice de NH_3 . Această soluție este interesantă în cazul modernizării unor instalații aflate în exploatare, în condițiile în care comportă cheltuieli de investiție și spații ocupate minime.

Procedul $\text{NO}_x \text{OUT}^{\text{®}}$ SNCR, realizat de Fuel Tech, Inc., utilizează, ca agent reducător, soluția de uree. În mod uzual, instalațiile de acest funcționează cu grade de reducere a emisiei de ordinul a 40 ÷ 60 %, fără emisii periculoase în atmosferă și fără a

genera subproduse solide.

Sistemul implică un foarte bun control al injectării soluției de uree, în acel domeniu de temperaturi la care eficiența reducerii NO_x este maximă, activitatea chimică a ureei fiind cea optimă, într-un domeniu de temperaturi cuprins între 900 °C și 1150 °C.

Injectarea soluției de uree, foarte bine controlată, funcție de sarcina cazanului, și realizată pe mai multe niveluri, poate cuprinde, practic, un domeniu mai larg de temperaturi ale gazelor: 870 ÷ 1370 °C.

Parametrii care influențează eficiența maximă a acestui procedeu sunt:

- ✓ concentrația inițială de NO_x ,
- ✓ repartiția temperaturii gazelor în focar,
- ✓ distribuția vitezelor de curgere a gazelor,
- ✓ concentrațiile oxizilor de sulf și monoxidului de carbon în gazele de ardere,
- ✓ geometria internă a focarului.

Procedeul $\text{NO}_x\text{OUT}^{\text{®}}$ SNCR poate fi aplicat tuturor instalațiile energetice în care se ard combustibili fosili, indiferent de starea agregare a acestora, boilerelor ce funcționează cu biomasă, incineratoarelor de deșeuri, furnalelor din industria siderurgică și cuptoarelor din industria materialelor de construcție.

Unul dintre avantajele majore ale procedurii $\text{NO}_x\text{OUT}^{\text{®}}$ SNCR este flexibilitatea și adaptabilitatea sa la funcționarea în combinație cu alte procedee de reducere a emisiei de NO_x . Un exemplu concludent, în acest sens, este procedeul $\text{NO}_x\text{OUT}^{\text{®}}$ CASCADE[®], realizat, de asemenea, de către Fuel Tech, și care poate atinge o eficiență de 80 %, în condițiile utilizării a două stadii de denitrurare. Astfel, într-o primă etapă, se injectează soluție de uree în focar, similar procedurii $\text{NO}_x\text{OUT}^{\text{®}}$, însă controlul injectării este astfel realizat încât să nu reacționeze, în secțiunea focarului, întreaga cantitate de uree. Ureea aflată în exces se transformă în NH_3 , care va fi utilizat, ca agent reducător, într-o mică unitate SCR, situată în zona de temperaturi reduse, a cazanului.

Acest mod de hibridizare asigură un control mai bun al emisiei de NO_x și o reducere drastică a pierderii tehnologice de NH_3 , crescând, semnificativ, eficiența chimică a agentului reducător. În mod obișnuit, procedeul nu necesită un reactor catalitic special, straturile catalitice putând fi instalate chiar în canalele de gaze existente, cu modificări minime ale acestora și fără a fi necesară modificarea exhaustoarelor [3.9].

Procedeul **RRI** (Rich Reagent Injection), elaborat de Electric Power Research Institute (EPRI), este un procedeu foarte nou, în anul 2002 fiind încă în stadiul de testare pe o instalație industrială.

Principial, această tehnică constă în injectarea ureei, într-o zonă a focarului în care amestecul carburant este bogat în combustibil. Condițiile reducătoare, existente la partea inferioară a focarului, fac ca această zonă să fie ideală pentru reducerea NO_x . Evident, injectarea de uree, în zona principală de combustie, face necesară utilizarea aerului secundar superior, pentru definitivarea arderii. Se combină, astfel, efectele favorabile ale tehnicii primare a aerului secundar superior (**OFA** § 3.2.1.2.) cu acelea ale

tehnicii **SNCR**.

Spre deosebire de procedeul **SNCR** cu uree, unde agentul reducător este injectat într-o zonă a focarului săracă în combustibil, la temperaturi cuprinse între $900 \div 1150$ °C, procedeul **RRI** se caracterizează prin injectarea ureei la temperaturi semnificativ mai mari, cuprinse între 1300 și 1700 °C (figura 3.52), ceea ce conduce, practic, la inexistența unei pierderi tehnologice de NH_3 .

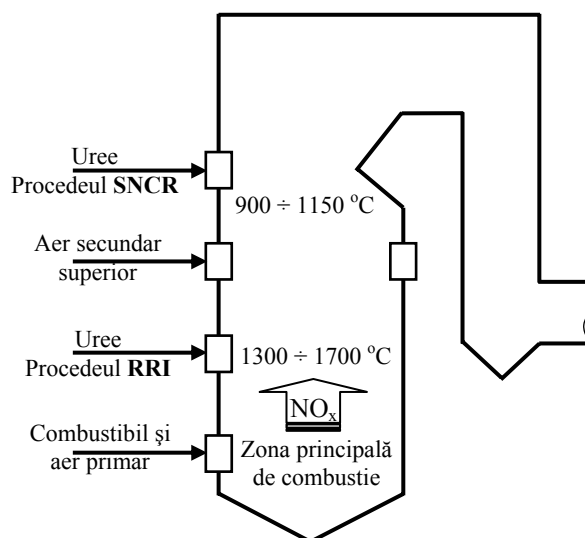


Fig. 3.52. Schema de principiu a unui cazan echipat cu tehnicile **RRI** și **SNCR**, cu injectare de uree

Eficiența acestei tehnici este de 40 %, în condițiile unui consum mai mare de uree decât al tehnicii **SNCR**, însă se adaptează foarte bine la utilizarea hibridă cu tehnicile $\text{NO}_x\text{OUT}^{\text{®}}$ sau $\text{NO}_x\text{OUT CASCADE}^{\text{®}}$, atingând eficiența globală de $80 \div 90$ %.

Pe lângă această flexibilitate, tehnica **RRI** se caracterizează prin simplitatea instalării și prin costurile de investiție reduse.

Într-o primă etapă, tehnică **RRI** va fi comercial disponibilă pentru cazane de tip ciclon, dezvoltările ulterioare urmărind adaptarea la mai multe tipuri de cazane, ce funcționează cu cărbune pulverizat [3.65].

5 Impactul sistemelor **SNCR** asupra cazanelor energetice

Chiar dacă gradul de reducere a emisiilor de NO_x , specific instalațiilor **SNCR**, este mai mic decât al sistemelor **SCR**, cheltuielile mici de investiție și de exploatare le fac din ce în ce mai competitive. Astfel, cheltuielile de investiție și de exploatare ale instalațiilor NO_xOUT , de ordinul a $5 \div 20$ \$/kW [3.9], sunt de până la șase ori mai mici decât cele ale sistemelor **SCR** [3.29]. Domeniul relativ larg al costurilor specifice ale instalațiilor **SNCR** se datorează, în principal, diferențelor dintre costurile transportului și stocării agentului reducător. Astfel, costurile aferente utilizării apei amoniacale sunt

de două ori mai mari decât cele ale utilizării amoniacului anhidru, iar cele ale utilizării ureei sunt de trei ori mai mari [3.15].

Pe lângă avantajele economice, instalațiile **SNCR** sunt avantajoase și prin simplitatea lor, prin dimensiunile relativ reduse, prin aplicabilitatea în cazul depoluării acelor gaze care pot contamina rapid catalizatorii, prin flexibilitatea în funcționare și prin adaptabilitatea lor la funcționarea simultană cu alte tehnici, primare sau secundare, de reducere a emisiilor de NO_x .

Dezavantaje precum grad de denitrurare mai redus, pierderi tehnologice de NH_3 mai mari, emisie mai mare de N_2O și de CO sunt, pe deplin, compensate de avantajele instalațiilor **SNCR**.

Prezența, în fluxul tehnologic al generatoarelor de abur, a unei instalații **SNCR**, la fel ca și aceea a unui sistem **SCR**, are un anumit impact asupra tuturor componentelor instalației de ardere, de la cazan și până la electrofiltru.

Majoritatea cazanelor aflate în exploatare au dimensiuni prea mici, în zona convectivă a canalelor de gaze, pentru o instalare, optimă, a unui sistem **SNCR**. Dacă se instalează un asemenea sistem, fără a fi făcute modificări, capacitatea de denitrurare scade, iar pierderile tehnologice de NH_3 pot crește excesiv de mult. În aceste condiții, instalarea unui sistem **SNCR** este relativ dificilă, în cazul retrofitului cazanelor, fiind mult mai comodă atunci când, din proiectare, se prevăd spațiile necesare instalării injectoarelor, în zona temperaturilor optime denitrurării.

Ca și în cazul sistemelor **SCR**, funcționarea instalației **SNCR** conduce la formarea sulfatului și a bisulfatului de amoniu (relațiile 3.15 și 3.16), în cantitate cu atât mai mare cu cât concentrația de SO_3 , din gazele de ardere, este mai mare. Bisulfatul de amoniu precipită, pe suprafața preîncălzitoarelor de aer, determinând colmatarea acestuia, înrăutățirea transferului de căldură și creșterea căderilor de presiune.

Aglomerările, formate pe parte caldă a preîncălzitoarelor de aer, pot fi eliminate chiar de fluxul de gaze de ardere, nefiind, astfel, periculoase. Depozitele, formate pe partea rece a preîncălzitoarelor de aer, și, mai ales, cele dintre plăcile schimbătorului de căldură, nu pot fi eliminate, prin simpla insuflare de aer cald sau de abur, în timpul funcționării cazanului. Din acest motiv, este necesară spălarea, cu apă, a suprafețelor, operațiune ce se poate efectua numai cu scoaterea din funcțiune a cazanului [3.6, 3.15].

Un avantaj al sistemelor **SNCR**, în raport cu sistemele **SCR**, este acela că nu determină formarea unei cantități suplimentare de SO_3 , prin oxidarea SO_2 . Totuși, în cazul arderii combustibililor cu conținut ridicat de sulf, când $1 \div 3\%$ din cantitatea de SO_2 este oxidată la SO_3 , chiar în focar, cantitatea de săruri de amoniu poate fi importantă, datorită pierderii tehnologice mai mari de NH_3 . În plus, spre deosebire de sistemele **SCR**, în cazul sistemelor **SNCR**, pierderea tehnologică de NH_3 nu este variabilă în timp, astfel încât depozitele de săruri ale amoniului se pot forma chiar de la darea în funcțiune a instalației. În consecință, instalarea unui sistem **SNCR** impune acordarea unei atenții deosebite decolmării preîncălzitoarelor de aer.

În funcționarea normală a sistemelor **SNCR**, căderea de presiune este de ordinul a 2,5 mbar, în condițiile în care sistemele **SCR** se caracterizează prin pierderi de pre-

siune de ordinul a $7 \div 12$ mbar. Totuși, datorită riscului ridicat de depunere a bisulfatului de amoniu, circuitul de gaze se proiectează pentru pierderi de presiune de $7 \div 15$ mbar [3.15].

Funcționarea normală a sistemelor **SNCR**, ca și a celor de tip **SCR**, nu influențează negativ funcționarea electrofiltrelor. Dimpotrivă, în cazul în care concentrația SO_3 este redusă, când pierderea tehnologică de NH_3 nu conduce la formarea de săruri ale amoniului, prezența amoniacului poate îmbunătăți gradul de colectare al electrofiltrului [3.15].

Chiar dacă prezența sărurilor de amoniu nu determină o anumită penalitate asupra gradului de colectare al electrofiltrelor, datorită fineții particulelor, atunci când cantitatea de săruri depășește o anumită limită, poate deveni necesară instalarea unor sisteme filtrante capabile să rețină particule foarte fine, așa cum sunt filtrele cu saci, filtrele Venturi, de înaltă eficiență, sau electrofiltrele umede (§ 4.3.) [3.6].

Pe lângă faptul că formează săruri ale amoniului, pierderea tehnologică de NH_3 , rezultat al funcționării sistemelor **SNCR** și **SCR**, poate condensa pe cenușa zburătoare, reținută de electrofiltre, se poate regăsi în produsele de reacție lichide ale sistemelor de desulfurare umedă sau poate fi evacuată la coșul de fum. Toate acestea au un impact negativ, asupra bilanțului ecologic al centralei și asupra posibilităților de recuperare sau comercializare ale unor deșeuri. Astfel, la valori ridicate ale pH-ului (la concentrații mai mari de 100 ppm), este eliberat, spontan, amoniacul, adsorbit de cenușa zburătoare, aceasta nemaiputând fi utilizată în industria materialelor de construcții [3.15].

Toate aspectele, prezentate anterior, arată că existența amoniacului, în gazele de ardere, generează o serie întreagă de inconveniente, astfel încât, dacă pierderea de NH_3 depășește 10 mg /Nm^3 , este necesară adoptarea unor măsuri de control a acestei emisii poluante. O posibilitate de tratare este aceea utilizată în sistemele Von Roll și constă în spălarea umedă a gazelor. Amoniacul, existent în gazele de ardere, trece în soluția de spălare și se regăsește, sub formă de ioni de NH_4^+ , în purja scrubberului. Dacă concentrația de NH_3 este de 10 mg /Nm^3 , concentrația ionilor de amoniu poate atinge câteva sute de mg/l, fapt ce impune tratare purjei [3.6]. Prin stripare cu abur, la presiunea de 2 atm, se recuperează NH_3 , acesta putând fi reintrodus în sistem.

3.2.2.4. Absorbția pe oxid de cupru

Această tehnologie de depoluare a gazelor este relativ nouă și permite controlul simultan al emisiilor de NO_x și SO_x , într-o singură unitate, astfel încât costurile de investiție și de exploatare sunt mai mici decât în cazul tehnicilor de control separate, mai ales atunci când sunt necesare grade înalte de reținere, pentru fiecare poluant în parte.

Această tehnologie secundară este o tehnologie regenerativă, de tip uscat, care are o serie de avantaje, în raport cu tehnologiile secundare umede. Astfel, absorbția pe oxid de cupru (CuO) nu generează deșeuri solide, fiind evitate problemele de ordin tehnic, economic și, chiar, social, legate de necesitatea stocării deșeurilor. Mai mult, tehnologia poate transforma dioxidul de sulf concentrat, captat din gazele tratate, în pro-

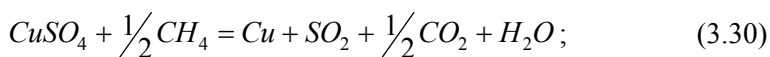
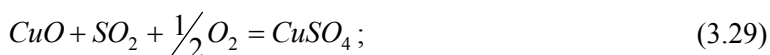
duse chimice foarte valoroase, așa cum sunt acidul sulfuric, sulfurul elementar și sulfatul de amoniu. Nu este de neglijat faptul că și gazul SO₂, concentrat, este bine vandabil. Comercializarea acestor produse compensează, parțial, costurile de exploatare ale instalației, cu atât mai mult cu cât tehnologia este foarte flexibilă, putând furniza cel mai căutat produs de pe piața locală, din categoria celor menționate.

Pe lângă aceste aspecte, cu implicații mai ales de ordin economic, este de remarcat gradul înalt de control a emisiilor. Astfel, tehnologia absorbției pe CuO poate reține mai mult de 95 % din emisia de SO₂, peste 90 % din emisia de NO_x și 50 % din emisia de particule aeropurtate [3.13].

Principial, controlul poluanților gazoși evoluează astfel [3.13]: CuO reacționează cu SO₂, în gazele de ardere, preluate dintr-o zonă în care temperatura acestora este cuprinsă între 340 ÷ 400 °C. Se obține sulfat de cupru (CuSO₄), care poate fi redus, la Cu, prin reacție cu metanul (CH₄) sau cu alte gaze reducătoare. Se eliberează, astfel, în manieră controlată, SO₂ concentrat, ce poate fi utilizat în alte procese chimice.

Prin expunerea absorbantului regenerat la fluxul de gaze de ardere, au loc reacții chimice de oxidare a cuprului elementar, CuO, astfel obținut, intrând, din nou, în reacție cu SO₂.

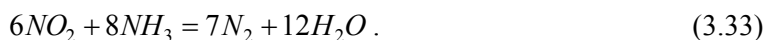
Principalele reacții chimice sunt exprimate prin relațiile:



Până în acest stadiu, este reținută doar emisia de SO₂. Caracteristica interesantă a tehnologiei este, însă, aceea că pot fi reduse și emisiile de NO_x, prin transformarea oxizilor de azot în azot molecular și apă, agentul reducător fiind NH₃.

În domeniul de temperaturi la care funcționează reactorul, reacțiile de reducere a NO_x nu pot evolua decât în prezența unui catalizator. În cazul acestei tehnici, rolul catalizatorului îl preia CuSO₄ și, în mai mică măsură, CuO. Din acest punct de vedere, reducerea emisiei de NO_x este similară cu aceea din sistemele SCR, fapt care explică și eficiența ridicată a denitrurării (90 %). În concluzie, dacă se injectează NH₃, în fluxul de gaze de ardere, înainte ca acestea să intre în contact cu absorbantul, poate fi redusă atât emisia de NO_x, cât și aceea de SO₂ [3.7, 3.13].

Reacțiile de reducere a NO_x sunt reacții de forma (3.11) și (3.12), care au loc și în reactoarele catalitice clasice. În același timp, însă, pot avea loc și reacții mai eficiente, care implică un consum mai mic de agent reducător [3.13]:



Schema de principiu a fluxului tehnologic de tratare simultană a emisiilor de SO₂

și NO_x , prin absorbție pe CuO , este redată în figura 3.53.

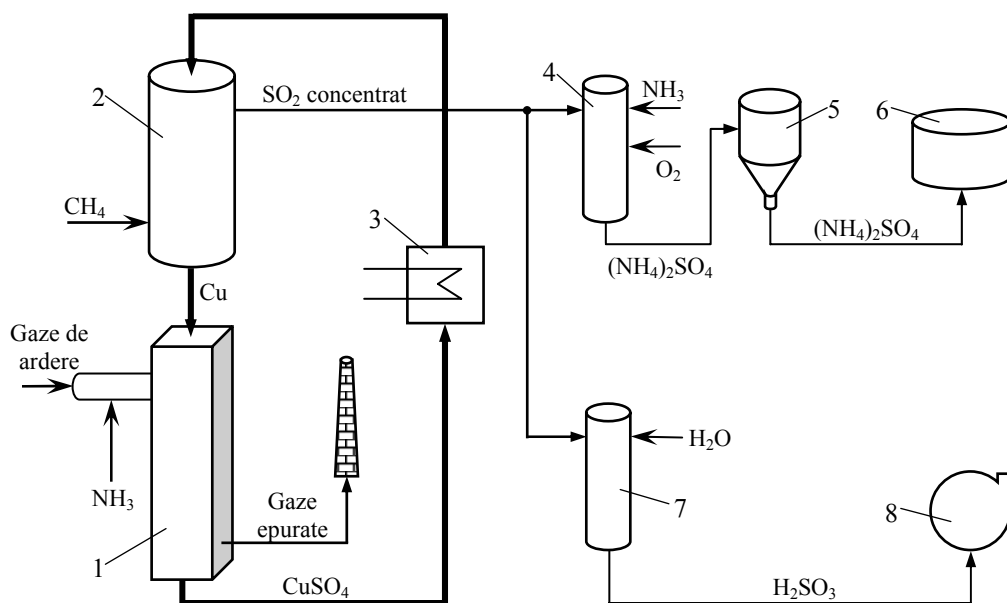


Fig. 3.53. Schema de principiu a unei instalații de tratare combinată a NO_x și a SO_2 prin absorbție pe CuO :
 1 - coloană de reacție cu pat mobil; 2 - reactor pentru regenerarea absorbantului; 3 - încălzitor;
 4 - coloană absorbție amoniac; 5 - cristalizator; 6 - recipient stocare fertilizatori;
 7 - coloană absorbție SO_2 ; 8 - recipient stocare soluție acid sulfuros.

În schema de principiu a acestei tehnologii există trei fluxuri principale:

- ✓ de tratare a gazelor poluate,
- ✓ de regenerare a absorbantului și
- ✓ de valorificare a SO_2 concentrat.

Gazele de ardere intră în coloana de reacție cu pat mobil (1) în care SO_2 este reținut, de către CuO (coloana având, astfel, rol de absorber), iar NO_x este redus, de către NH_3 , în prezența catalizatorului $\text{CuSO}_4 + \text{CuO}$ (coloana având și rol de reactor catalitic). Gazele epurate pot fi evacuate, după recuperarea căldurii pe care o mai dețin, iar substanța absorbantă, ce conține o cantitate mare de CuSO_4 , este dirijată către reactorul de regenerare (2).

În prezența metanului, CuSO_4 este redus, la Cu , iar SO_2 este dirijat, către fluxul de valorificare. Cuprul este reintrodus în coloana de reacție principală, închizându-se, astfel, circuitul de desulfurare a gazelor de ardere.

Deoarece regenerarea cuprului este eficientă la temperaturi de peste $450\text{ }^\circ\text{C}$, este necesară încălzirea suplimentară (3) a absorbantului uzat, rezultat la ieșirea din coloana 1. Necesitatea încălzirii suplimentare este justificată de dependența specifică a eficien-

tei regenerării de temperatură și de durata de rezidență a absorbantului, în coloana de regenerare. Din figura 3.54 [3.13], se poate observa că o recuperare, de peste 80 %, se poate obține numai la temperaturi mai mari decât acelea la care se desfășoară reacțiile din coloana 1 și la durate de rezidență de ordinul a $2 \div 3$ ore.

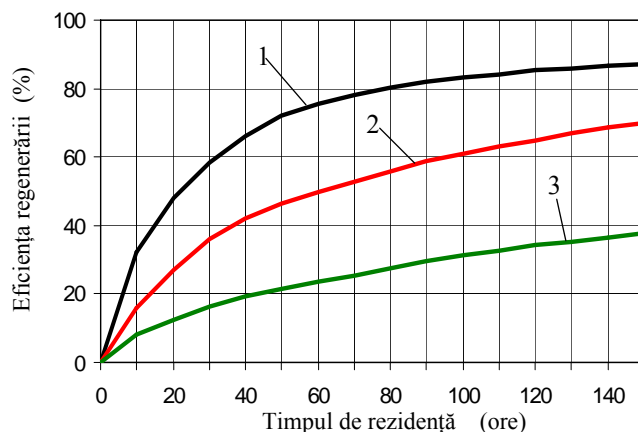


Fig. 3.54. Dependenta eficienței regenerării absorbantului de timpul de rezidență și de temperatură:
1 - $\theta = 470$ °C; 2 - $\theta = 435$ °C; 3 - $\theta = 400$ °C.

Chiar dacă, inițial, s-au utilizate coloane de reacție cu pat fix, actualmente se utilizează, practic în exclusivitate, coloane de reacție cu pat mobil, datorită unor avantaje de ordin constructiv și funcțional. Astfel, în reactoarele cu pat fix, absorbția și regenerarea se desfășurau alternativ, în aceeași coloană, fapt ce necesita utilizarea simultană a mai multor coloane și a unui sistem complex de conducte de racord și vane. Pe lângă dezavantajul costului mare al investiției, complexitatea reactoarelor cu pat fix face ca și uzura peliculei de CuO, prin frecare, să fie rapidă, deci și costul de exploatare mare.

În cazul utilizării reactoarelor cu pat mobil, atât eficiența depoluării, cât și exploatarea absorbantului sunt mai bune. În plus, în configurația cu reactor având pat mobil, absorberul și regeneratorul pot funcționa la temperatura optimă fiecărui proces în parte, regim dificil de realizat în cazul configurației cu pat fix. Datorită acestei particularități, poate fi crescută rata de recirculare a absorbantului și, implicit, raportul molar Cu/SO₂, gradul de desulfurare devenind mai mare [3.13].

Gradul de denitrurare este afectat în mai mică măsură, atâta timp cât catalizatorul este format atât din CuSO₄, cât și din CuO.

Absorbantul se prezintă sub forma unor sfere din alumină, având diametrul cuprins între 1,5 ÷ 6 mm, impregnate cu CuO. Masa cuprului reprezintă 6 ÷ 7 %, din masa unei astfel de sfere. Realizarea unor sfere de absorbant cu un conținut mai mare de cupru nu este avantajoasă, deoarece ancrasarea porilor limitează accesul SO₂ la substanța absorbantă, o parte din cantitatea de cupru rămânând, astfel, neutilizată [3.13]. În plus, o cantitate mai mare de Cu reduce rezistența mecanică a sferelor. Particulele, rezultate prin spargerea sferelor, pot colmata reactoarele sau pot obtura tubula-

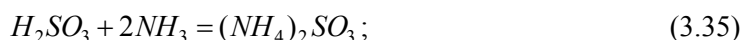
tura instalației, la fel ca și cenușa zburătoare.

Absorbantul, preparat în această manieră, are un cost specific de ordinul a $4 \div 6$ \$/kg. O posibilitate de reducere a costului absorbantului este aceea de impregnare a sferelor de alumină cu CuSO_4 , prin simpla imersare a acestora în soluție de CuSO_4 . Dacă se utilizează un astfel de absorbant, prima operațiune este aceea de activare a lui, în reactorul de regenerare.

Chiar dacă această tehnică este nouă, cercetările sunt, deja, orientate în sensul obținerii unor suporturi capabile de încărcări mai mari cu cupru, cu rezistență mecanică crescută, care să determine pierderi de presiune cât mai mici și o cinetică rapidă a reacției de regenerare. Formulele de absorbant care ar permite regenerarea catalitică, necesitând, astfel, o temperatură mai mică de regenerare, ar îmbunătăți bilanțul economic al tehnologiei [3.13].

Absorbantul poate fi vehiculat atât prin intermediul unor sisteme mecanice, cât și pneumatic. Cea de-a doua soluție este mai avantajoasă, deoarece erodarea sferelor, prin frecare cu elementele transportorului, este mai redusă. Datorită cantității mari de absorbant, utilizate într-o asemenea instalație, reducerea vitezei de erodare a sferelor absorbante este unul dintre aspectele de mare importanță. Din acest motiv, chiar și sistemele pneumatice de transport trebuie corect dimensionate și testate, în vederea stabilirii vitezei optime a gazului transportor. O atenție deosebită trebuie acordată evitării deteriorării sferelor, la nivelul valvelor circuitului pneumatic.

Fluxul de valorificare a SO_2 , concentrat, poate avea diverse configurații, funcție de produsele care se dorește a fi obținute. În figura 3.53 sunt date exemple de utilizare, în vederea obținerii de fertilizatori și de acid sulfuros. Astfel, în coloana de absorbție a amoniacului (4) au loc următoarele reacții:



Gazul SO_2 , în reacție cu apa, se transformă în acid sulfuros, care, în reacție cu NH_3 , formează o soluție de sulfat de amoniu. Oxidarea acestei soluții conduce la formarea unei soluții de sulfat de amoniu. Pentru a putea utiliza sulfatul de amoniu, ca fertilizator, este necesară trecerea soluției printr-un cristalizator (5), substanța solidă, astfel obținută, fiind stocată, temporar, în rezervorul 6.

Chiar dacă reacția de reducere a NO_x , de către NH_3 , se desfășoară la un raport molar $\text{NH}_3/\text{NO}_x = 1$, eventualele pierderi de NH_3 intră în reacții de forma (3.35), această tehnologie având, astfel, avantajul că nu poluează atmosfera cu NH_3 .

În cazul în care se urmărește obținerea acidului sulfuric, gazul concentrat este dirijat către un absorber (7), unde, în combinație cu apa, se obține acid sulfuros (relația 3.34). Soluția de H_2SO_3 este stocată (8), urmând a fi utilizată pentru obținerea H_2SO_4 .

3.2.2.5. Adsorbția pe carbon activ

Procedul de adsorbție pe carbon activ sau pe cocs, obținut din lignit, are o bună eficiență în reținerea unei game foarte largi de poluanți, de la gazele acide, la metalele grele. Cu toate acestea, acest procedeu este utilizat, în special, ca tehnică complementară tehnicilor clasice de epurare [3.6].

Principial, procedul constă în legarea fizică a poluantului de către un reactiv (suport de adsorbție). Reactivul utilizat trebuie să aibă suprafață specifică cât mai mare, carbonul activ și cocsul din lignit corespunzând, pe deplin, acestei cerințe.

Cocsul din lignit este mai interesant, pentru aplicațiile industriale, prețul său fiind de zece ori mai mic decât prețul carbonului activ. Chiar dacă capacitatea de adsorbție a cocsului din lignit este mai redusă, raportul eficiență/preț este în favoarea sa.

Cocsul se obține prin tratarea termică a lignitului, la o temperatură de aproximativ 950 °C, caracteristicile unui sortiment, comercializat ca adsorbant, fiind cele din tabelul 3.8. Prin încălzire, sunt eliminate materiile volatile și se obțin granule higrofoabe, poroase, cu un bun potențial de adsorbție.

Tabelul 3.8. Caracteristicile cocsului din lignit produs de Rheinbraun Brennstoff GmbH [3.6]

Granulometrie	< 1,25 mm	Conținut de sulf	0,5 % - unități masice
Conținut de apă	0,5 % - unități masice	Putere calorifică inf.	29,9 MJ/kg
Materii volatile	3,0 %	Suprafața specifică	300 m ² /g
Carbon fix	87,5 %	Volumul porilor	50 %

Un adsorbant, caracterizat printr-un risc de combustie spontană mult mai mic decât cel al adsorbantilor clasici, poartă denumirea de SORBALIT[®] și se obține prin amestecarea carbonului activ (sau a cocsului din lignit) cu Ca(OH)₂ [3.6].

Funcție de tipul poluantului, ce urmează a fi reținut, gazele pot fi puse în contact cu suportul de adsorbție, fie într-un reactor cu pat mobil, fie în sistemul de filtrare a particulelor unui focar cu pat fluidizat. Indiferent de tipul instalației, temperatura de lucru trebuie menținută între 100 și 150 °C, pentru a depăși temperatura punctului de rouă acidă și pentru a nu atinge temperatura de autoaprindere a carbonului activ.

Aceste instalații sunt dispuse, în fluxul tehnologic, după un sistem de reținere a particulelor, pentru a evita ancrasarea adsorbantului, iar viteza de curgere a gazelor trebuie astfel aleasă încât să se evite fenomenul de antrenare a granulelor.

În cazul tratării gazelor de ardere, tehnica adsorbției pe carbon activ a fost utilizată, inițial, în scopul desulfurării acestora. Ulterior, carbonul activ a fost utilizat și cu rol de catalizator, pentru reducerea emisiilor de NO_x, agentul reducător fiind amoniacul. În consecință, această tehnică asigură legarea fizică a gazelor acide (SO₂, SO₃, HCl, HF), a metalelor grele (Hg) și reducerea catalitică selectivă a NO_x.

Spre deosebire de procedeele SCR și SNCR, acestei tehnici nu îi este caracteristică existența unei pierderi tehnologice de NH₃, carbonul activ adsorbând, practic în to-

talitate, cantitatea de NH_3 nereacționat.

La temperatura optimă pentru depoluare, cuprinsă între 120 și 140 °C, amoniacul reacționează, mai ales, cu oxizii de sulf. Pentru a evita un consum excesiv de NH_3 , sistemul este divizat în două zone [3.7]:

- ✓ primă zonă asigură eliminarea reziduurilor de SO_x (gazul fiind desulfurat printr-o metodă clasică),
- ✓ a doua zonă asigură reducerea NO_x , astfel încât agentul reducător nu trebuie injectat decât în aval de prima zonă.

De exemplu, în cazul unei unități instalate la Düsseldorf și care tratează un debit de 7000 Nm^3/h , gazul trece printr-un scrubber, pentru desulfurare, după care trece prin șase etaje de cocs activ, în suspensie, și apoi, printr-o serie de două etaje de carbon activ, în pat fix. Primele două etaje au rol de desulfurare, astfel încât injectarea NH_3 se face în cel de-al treilea etaj, participarea fiecărui etaj la procesul de epurare fiind dată în figura 3.55 [3.7].

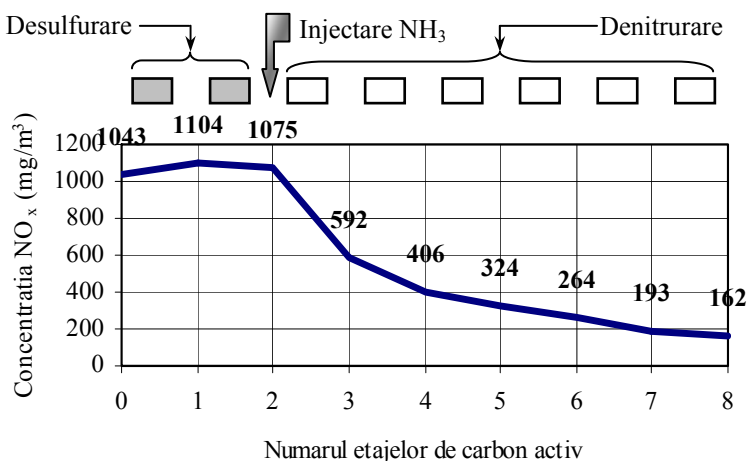


Fig. 3.55. Eficiența straturilor de carbon activ în procesul de denitrurare a gazelor de ardere

După utilizare, adsorbantul, încărcat cu substanțele poluante, trebuie tratat sau regenerat. Adoptarea unei tehnici de tratare sau de regenerare depinde de caracteristicile poluanților adsorbiți și, implicit, de procesul tehnologic căruia îi este asociată instalația de adsorbție. Astfel, în cazul incinerării deșeurilor menajere, este preferabilă distrugerea substanțelor organice, adsorbite, prin încălzire, la temperaturi înalte. În acest fel, carbonul activ poate fi utilizat ca și combustibil, acolo unde reglementările de mediu permit acest lucru.

Regenerarea carbonului activ se realizează prin desorbție controlată, la temperaturi de 200 ÷ 350 °C. Evident, regenerarea carbonului activ implică existența tehnologiilor de valorificare a poluantului reținut, în stadiul actual, existând o serie de dificultăți în recuperarea mercurului.

3.2.2.6. Reducerea prin intermediul fluxurilor de electroni accelerați

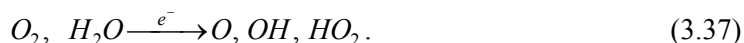
Tratarea gazelor de ardere, prin intermediul fluxurilor de electroni accelerați, este o metodă foarte eficientă, de reducere simultană a SO_2 și a NO_x , din gazele de ardere. Pe lângă reducerea simultană a celor două categorii de poluanți, avantaje precum lipsa unui consum de catalizator, inexistența unor deșeuri lichide, costurile de investiție mici și obținerea de fertilizatori, nu sunt de neglijat.

Costurile de exploatare sunt relativ mici, atunci când acceleratorul de electroni funcționează cu impulsuri de curent [3.60]. Atunci când acceleratoarele funcționează la tensiune continuă, consumul de energie poate atinge chiar 3 % din energia electrică produsă de centrala echipată cu astfel de instalații de depoluare [3.7].

Principial, această tehnică este o tehnică de tip uscat, ce are la bază procesele de creare a unor radicali liberi, ca efect al bombardării gazului cu fluxuri de electroni accelerați. Radicalii liberi, foarte activi din punct de vedere chimic, oxidează, suplimentar, oxizii de sulf și de azot, existenți în gazele de ardere. Prin injectarea unei cantități de NH_3 , se definitivează procesul de depoluare, obținându-se săruri ale amoniului, în stare solidă, utilizabile în procesele tehnologice de fabricare a fertilizatorilor.

Etapele procesului de depoluare sunt următoarele [3.7, 3.52, 3.60]:

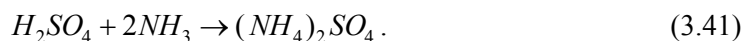
- ✓ Filtrarea particulelor de cenușă zburătoare din gazele de ardere.
- ✓ Generarea speciilor active; în urma ciocnirilor dintre electroni și moleculele de SO_2 , NO_x , CO_2 și H_2O , sunt formați, în mod continuu, radicali liberi, precum O, OH, HO_2 . O astfel de reacție este de forma



- ✓ Oxidarea SO_2 și NO_x ; acești poluanți sunt oxidați și convertiți la acid sulfuric și, respectiv, azotic, de către speciile active, obținute prin iradierea gazului, de către fluxul de electroni, în prezența vaporilor de apă, astfel



- ✓ Injectarea de NH_3 și neutralizarea acizilor; atât acidul sulfuric, cât și acidul azotic intră în reacție cu amoniacul, formând săruri ale amoniului, conform reacțiilor:



Eficiența procedurii este de peste 90 %, în ceea ce privește reducerea SO_2 , și de 80 %, în ceea ce privește reducerea NO_x .

Dacă nu se injectează NH_3 , se formează cele două tipuri de acizi, însă eficiența

reducerii emisiilor scade, dramatic, chiar până la 10 %, în condițiile creșterii energiei fluxului de electroni.

Schema de principiu a procesului de tratare este dată în figura 3.56 [3.60].

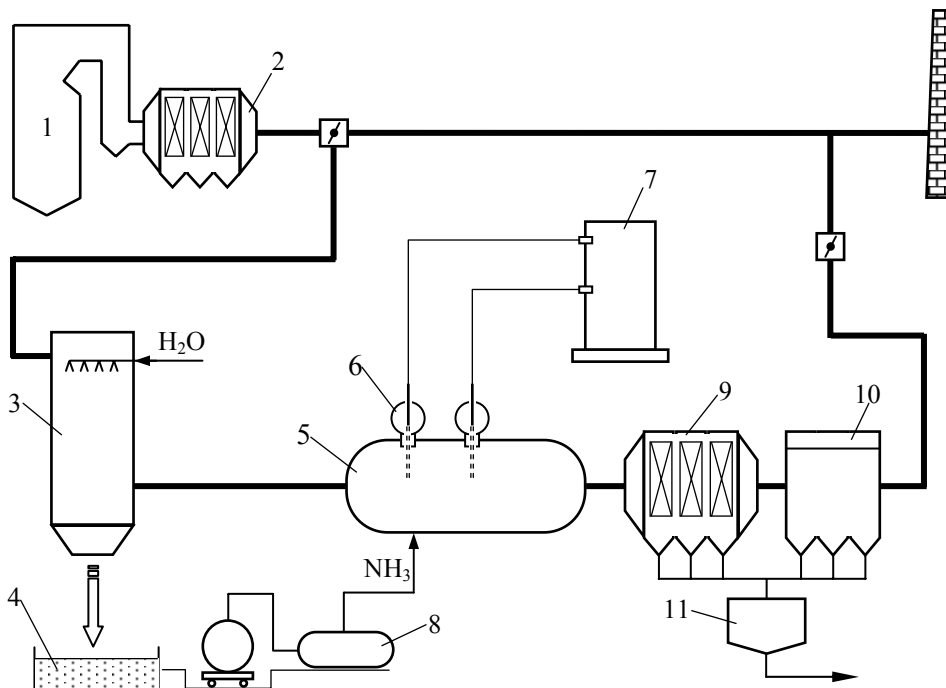


Fig. 3.56. Schema de principiu a unei instalații de depoluare a gazelor de ardere prin iradiere cu fluxuri de electroni accelerați: 1 - cazan de abur; 2 - electrofiltru cenușă zburătoare; 3 - coloană de răcire; 4 - bazin colectare apă uzată; 5 - coloană de iradiere și de reacție; 6 - acceleratoare de electroni; 7 - instalație de alimentare cu impulsuri de înaltă tensiune; 8 - rezervor stocare NH_3 ; 9 - electrofiltru săruri de amoniu; 10 - sistem de filtrare cu saci; 11 - depozit fertilizatori.

Dacă instalația deservește un cazan în care se arde cărbune pulverizat (1), înaintea tratării, gazele trebuie desprăfuite, pentru a evita colmatarea coloanei principale de reacție (5) și neutralizarea parțială a acizilor, de către componentele baze din cenușa zburătoare. În acest scop, nu este necesară o investiție suplimentară, electrofiltru care echipează cazanul (2) având eficiență suficient de bună.

Gazele sunt trecute printr-o coloană de spălare cu apă (3), în principal pentru a fi răcite. Spălarea, cu apă, asigură și o oarecare reținere a gazelor acide și a particulelor fine, ce au trecut de electrofiltru. În continuare, gazele sunt dirijate către coloana principală de iradiere și de reacție (5), în care se desfășoară toate reacțiile, specifice acestei tehnologii, de la formarea radicalilor liberi, până la obținerea sărurilor de amoniu.

Acceleratoarele de electroni (6) sunt de tipul multi-electrod, formând fluxuri de electroni accelerați, a căror energie este de ordinul a $500 \div 700$ keV și a căror adâncime de penetrare, în coloana de reacție, este de aproximativ 1000 mm [3.60].

Un asemenea nivel al energiei electronilor se poate obține prin accelerare, într-o singură etapă, etape multiple fiind necesare doar atunci când aplicația industrială impune energii mai mari de 10 MeV (necesare în procese tehnologice precum pasteurizarea alimentelor, sterilizarea medicală) [3.52].

Durata de viață a catodului, care asigură emisia termoelectronică, este de peste 8000 ore, iar grosimea diafragmei de accelerare este de ordinul a 30 μm . Grosimi mai mari ale diafragmei determină pierderea, parțială, a energiei electronilor [3.60].

Tensiunea nominală a sursei de alimentare a acceleratoarelor (7) nu depășește câteva zeci de kV și puterea sa este relativ redusă, ea trebuind să furnizeze impulsuri de curent, având amplitudinea de 500 ÷ 1000 mA și durata de 0,1 ÷ 10 μs . Frecvența de repetiție a impulsurilor trebuie să fie variabilă, în domeniul 1 ÷ 50 kHz [3.60].

Amoniacul se injectează, sub formă de vapori, restricțiile impuse sistemelor de stocare și de transport a NH_3 fiind aceleași ca și în cazul tehnicii SCR (§ 3.2.2.1. 3).

Sărurile de amoniu se obțin sub forma unei pulberi foarte fine, care trebuie colectată din fluxul de gaze de ardere. Cantitatea relativ mare de particule în suspensie, asociată cu finețea ridicată a particulelor, poate face necesară utilizarea un sistem de filtrare combinat, format dintr-un electrofiltru (9) și un filtru cu saci (10).

Așa cum este de așteptat, creșterea dozei de iradiere determină creșterea eficienței reținerii emisiei de SO_2 și de NO_x (figura 3.57,a), aceeași tendință observându-se și la creșterea numărului stadiilor de iradiere (figura 3.57,b) [3.60].

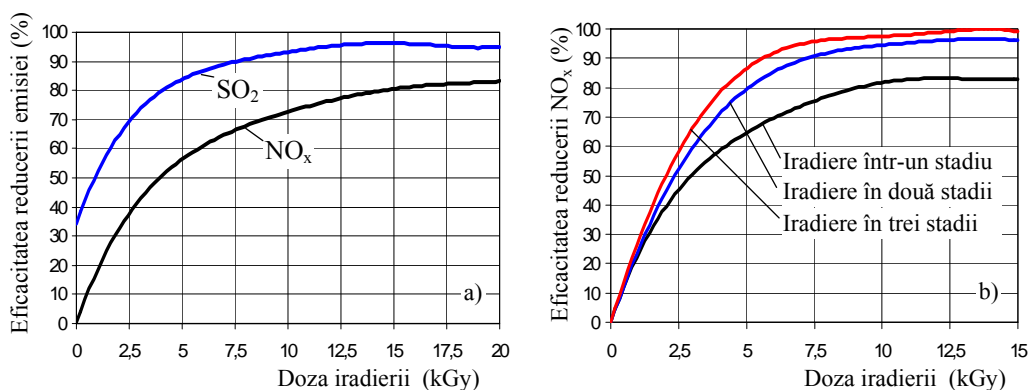


Fig. 3.57. Dependența eficienței epurării gazelor de ardere de doza iradierii și de numărul de stadii de iradiere

Așa cum se poate observa din figura 3.57,a, eficiența reducerii SO_2 este mai mare decât aceea a reducerii NO_x , iar creșterea dozei iradierii, peste un nivel de aproximativ 15 kGy, nu conduce la o creștere, semnificativă, a eficienței epurării, determinând doar creșterea consumului de energie, pentru accelerarea suplimentară a electronilor. În [3.7], se arată că unele teste au condus la grade mai mari de denitrurare, decât de desul-

furare, pentru doze ale iradierii mai mari de 1 kGy.

Iradierea în două stadii determină o creștere importantă a eficienței epurării gazelor de ardere, în timp ce creșterea, cu încă o treaptă, a numărului stadiilor de iradiere nu mai conduce la creștere, semnificativă, a gradului de reducere a emisiilor, atât în ceea ce privește emisia de NO_x , cât și în ceea ce privește emisia de SO_2 .

Introducerea fluxurilor de electroni accelerați pe ambele părți ale reactorului determină creșterea gradului de reducere, atât a SO_2 , cât și a NO_x , cu $6 \div 8 \%$, indiferent de doza iradierii. Această observație este subliniată de forma curbelor trasate în figura 3.58,a [3.60].

Așa cum se poate observa din figura 3.58,b [3.60], eficiența reducerii emisie de SO_2 este foarte sensibilă la temperatură. Creșterea temperaturii, peste pragul de $62 \div 64 \text{ }^\circ\text{C}$, conducând la reducerea, semnificativă, a gradului de control a SO_2 .

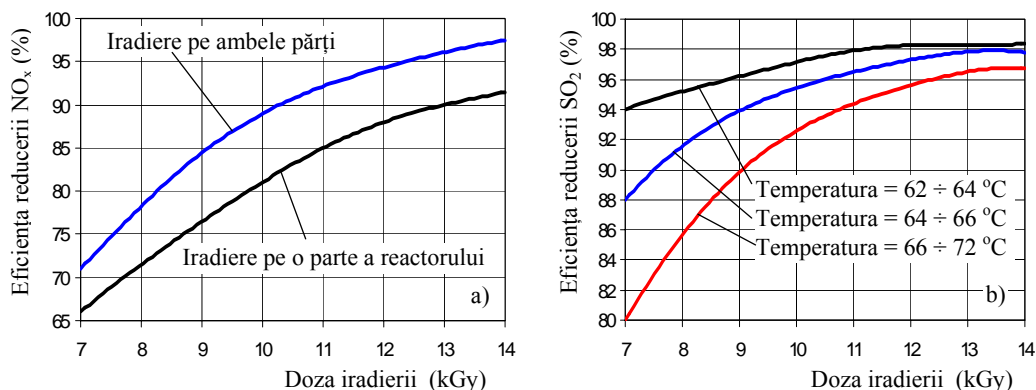


Fig. 3.58. Dependența eficienței epurării gazelor de ardere de doza iradierii, de dispunerea acceleratoarelor de electroni (a) și de temperatura gazelor (b)

Această tehnologie va fi dezvoltată, în special, pentru cazanele energetice în care se arde cărbune pulverizat și a căror putere este cuprinsă între $100 \div 300 \text{ MW}$, datorită avantajelor importante, precum:

- ✓ reducerea simultană și eficientă a două emisii poluante, periculoase,
- ✓ lipsa pierderilor tehnologice de NH_3 ,
- ✓ costuri cu până la $30 \div 40 \%$ mai mici decât ale altor tehnologii,
- ✓ durată de exploatare relativ mari, de până la 7500 ore,
- ✓ obținerea unor sub-produse de reacție direct utilizabile, ca fertilizatori.

Dezavantajul consumului relativ ridicat de energie, $1 \div 2 \%$ din energia produsă de centrala echipată cu această tehnică de depoluare, poate fi diminuat prin iradierea în două stadii și pe ambele părți ale reactorului, caz în care consumul de energie scade, cu până la $20 \div 30 \%$ [3.60].

3.2.2.7. Procedee umede

Tehnicile de epurare, din această categorie, au fost dezvoltate, inițial, pentru reducerea emisiei de oxizi de sulf (SO_x), din gazele industriale, ulterior, fiind adaptate și pentru controlul emisiilor de NO_x . Aceste procedee sunt foarte eficiente în reținerea componentelor acide din gaz și a oxizilor de sulf, eficiența reținerii oxizilor de azot nedepășind, însă, o valoare limită de aproximativ 80 %. Eficiența relativ redusă în controlul emisiei de NO_x , precum și unele dezavantaje legate de necesitatea reîncălzirii gazelor de ardere și de reținerea dificilă a aerosolilor au limitat utilizarea, acestui tip de instalații, pentru depoluarea gazelor de ardere ale instalațiilor energetice.

Procedeele umede de de- NO_x -are pot fi clasificate după tipul reacțiilor chimice implicate în proces (tabelul 3.3): oxidare - absorbție - reducere; oxidare - absorbție; absorbție - oxidare; absorbție - reducere. Cele mai utilizate sunt procedeele oxidare - absorbție și absorbție - reducere.

❶ *Procedeul oxidare - absorbție*

Principal, această tehnică presupune reacții de oxidare, agentul oxidant fiind ozonul (O_3), urmate de reacții de absorbție, agentul absorbant fiind amoniacul. Din acest motiv, procedeul mai poartă și denumirea de *procedeul ozon-amoniac*. Schema de principiu a unei instalații realizate în această tehnică este dată în figura 3.59 [3.7].

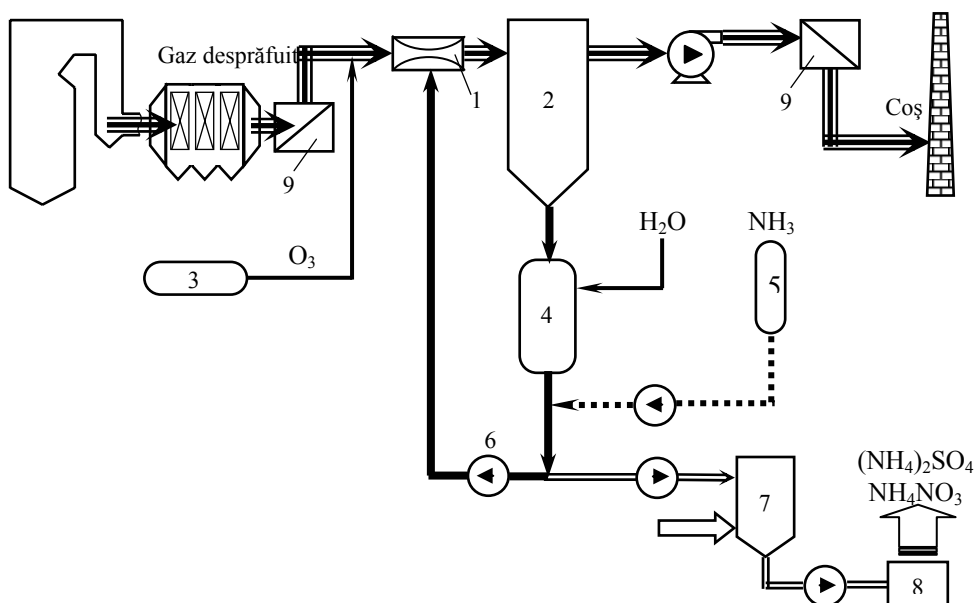


Fig. 3.59. Schema de principiu a unei instalații oxidare-absorbție (ozon-amoniac):
 1 – tub Venturi; 2 – turn de spălare; 3 – generator de ozon; 4 – recipient de recirculare;
 5 – rezervor de amoniac; 6 – pompe; 7 – recipient de oxidare; 8 – unitate pentru prepararea
 îngrășămintelor chimice; 9 – schimbătoare de căldură.

Elementele componente ale instalației formează cele trei circuite principale:

- ✓ circuitul de gaz,
- ✓ circuitul absorbantului,
- ✓ linia de prelucrare a sub-produselor de reacție.

Gazele de ardere sunt desprăfuite, pentru a evita colmatarea rapidă a instalației, după care sunt răcite, până la o temperatură de 80 °C, pentru a se evita descompunerea ozonului. În prezența ozonului, obținut în generatorul de ozon (3), au loc reacții de oxidare a componentelor gazului de tratat, după care, acesta este dirijat către tubul Venturi (1), obținându-se, astfel, o foarte bună dispersie a gazului în soluția absorbantă.

După tratarea în coloana de spălare (2), gazele epurate sunt dirijate către separatorul de picături al reactorului, reîncălzite până la 80 ÷ 90 °C, pentru a evita atingerea punctului de rouă acidă, și evacuate la coșul de fum.

Soluția absorbantă, rezultată din coloana de spălare, are un *pH* cuprins între 3 și 4, datorită prezenței acizilor: H₂SO₄, H₂SO₃, HNO₃ și HNO₂. Pentru a evita corodarea elementelor instalației și pentru a obține, în final, săruri de amoniu, se adaugă, la nivelul recipientului de recirculare (4), o soluție de NH₃, având concentrația de 25 %. Astfel, crește *pH*-ul mediului absorbant, până la o valoare cuprinsă între 5 și 6. Această soluție este recirculată, la nivelul tubului Venturi, intrând în contact cu gazele de tratat. Recircularea continuă până când concentrația sărurilor de amoniu este de aproximativ 250 g/l [3.7].

Soluția concentrată de săruri de amoniu este tratată, în linia de prelucrare a sub-produselor de reacție. Prin insuflarea unui debit de aer, la nivelul recipientului de oxidare (7), sulfitul și nitritul de amoniu se transformă în sulfat și azotat de amoniu. Din soluția concentrată, printr-un proces de răcire - cristalizare, se extrag sărurile de amoniu. Prin prelucrarea mecanică a acestora, se obțin granule, direct utilizabile, ca îngrășăminte chimice.

Cenușa zburătoare, recuperată în circuitul final, poate fi utilizată pentru înlocuirea aglomeratelor fine sau cu rol de aditiv (*filler*), la fabricarea betoanelor.

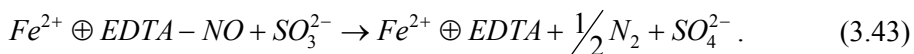
Acest procedeu, fiind un procedeu umed, are o eficiență ridicată de reținere a oxizilor de sulf (de peste 95 %), însă, gradul de reținere a emisiei de oxizi de azot nu depășește 80 %.

② Procedeu de absorbție-reducere

Acest procedeu se regăsește și sub denumirea de *procedeu EDTA* (acid etilendiamină tetraacetic), dată de aditivul de accelerare a absorbției. Tehnica de epurare este bazată pe mecanisme de absorbție-reducere, prin intermediul cărora NO este absorbit, de către un mediu de spălare, și, apoi, redus la N₂, H₂O și compuși complecși ai sodiului și azotului [3.6, 3.7]. Pentru a crește solubilitatea NO în apă, în mediul absorbant se adaugă complexul feros Fe²⁺- EDTA.

Reacțiile, implicate în proces, sunt de forma [3.7]:





NO este captat de către complexul Fe^{2+} - EDTA și eliberat, ulterior, în reacțiile de reducere (3.43), în care intervin ioni ai sulfului (SO_3^{2-} , S^{2-}). În acest fel, aditivul feros se comportă, oarecum, ca și un catalizator (reacția 3.42).

Ionii de sulfid se formează prin hidroliza SO_2 , aflat în gazele de ardere, în soluția alcalină de spălare [3.6, 3.7]

Eficiența procedurii este de peste 99 %, pentru SO_2 , și de 60 ÷ 75 %, pentru NO_x [3.6, 3.7], parametrii care influențează gradul de control al poluanților fiind [3.6]:

- ✓ temperatura mediului absorbant,
- ✓ concentrația inițială a poluanților (NO_x și SO_2), din gazele de ardere,
- ✓ concentrația ionilor de Fe^{2+} , din soluția de spălare.

Prețul ridicat al acidului etilendiamină tetraacetic, nu permite aplicarea, pe scară largă, a acestei tehnici. Au fost efectuate cercetări de înlocuire a EDTA cu alți compuși organici, mai ieftini, ceea ar permite dezvoltarea industrială a procedurii [3.6].

Procedul NO_x **OUT**[®] **SNCR**, realizat de Fuel Tech, Inc., poate fi privit, până la un moment dat, ca fiind un procedeu secundar, umed, de tipul absorbție-reducere. Reacții de forma (3.23) arată că un mol de uree este suficient pentru a reduce doi moli de NO.

3.2.3. Tehnici hibride pentru de- NO_x -are

Tehnicile hibride de control a emisiilor de NO_x constau fie în utilizarea, simultană, a unor procedee intracombustie și a unui procedeu postcombustie, fie în utilizarea, simultană, a principalelor procedee postcombustie uscate, **SCR** și **SNCR** [3.73]. În ultimul caz, creșterea eficienței globale a denitrurării este determinată de sinergismul metodelor secundare.

În ceea ce privește utilizarea metodelor primare simultan cu cele secundare, practic, oricare dintre tehnicile postcombustie poate fi asociată cu arderea în trepte, la nivelul arzătoarelor [3.73] sau la nivelul întregului focar. Un exemplu de asociere a arderii în trepte cu reducerea selectivă noncatalitică (**SNCR**) este redat în figura 3.60.

Metoda intracombustie implică utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x , însă, în condițiile în care debitul de aer primar este insuficient arderii complete. În acest fel, efectele arderii în trepte individuale sunt accentuate, prin arderea în trepte globală, combustia fiind definitivată prin insuflarea unui debit de aer secundar superior - **OFA** (§ 3.2.1.2). Sistemele intracombustie sunt dimensionate astfel încât să asigure reducerea emisiei poluante, până aproape de limita maximă a eficienței acestora. Se poate obține, astfel, o reducere a emisiei, cu până la 69 ÷ 70 %, în condițiile în care sistemul **OFA** este de tip clasic și nu de tip avansat (**AOFA**).

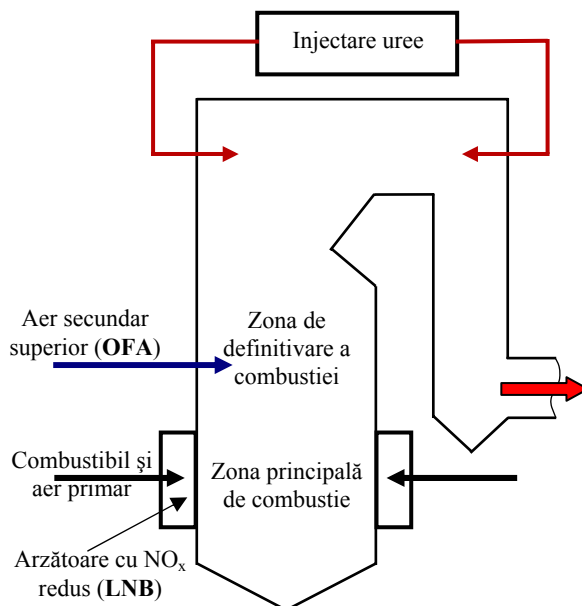


Fig. 3.60. Schema de principiu a procedurii hibride obținut prin asocierea arderii în trepte cu injectarea de uree la partea superioară a camerei de ardere (**SNCR**)

Sistemul **SNCR** nu este dimensionat pentru a funcționa la capacitatea maximă de epurare, a acestui tip de instalații. Nu se injectează agent reducător, decât în zona superioară a focarului, pe cel mult două niveluri. Dacă ureea este injectată pe două niveluri, lanciile primului nivel sunt fixe, iar ale celui de al doilea sunt retractile.

Sistemul este astfel condus încât reducerea emisiilor poluante, în această etapă, să fie de ordinul a $30 \div 50$ %. Injectarea agentului reducător, în zona finală a focarului, poate avea, însă, dezavantajul unei pierderi tehnologice, semnificative, de NH_3 (10 ppm, în condițiile în care este acceptabilă o pierdere tehnologică de doar $2 \div 5$ ppm). Pierderea tehnologică de NH_3 se poate reduce, suficient de mult, dacă generatorul de abur este echipat cu instalații de desulfurare secundară umedă [3.73].

Asocierea acestor două tehnologii asigură o reducere, cu aproximativ 80 %, a emisiilor de NO_x , practic, indiferent de sarcina cazanului. La scăderea sarcinii, scade eficiența tehnicilor primare, scădere ce este compensată, însă, de sistemul **SNCR**.

În cazul generatoarelor de abur în care se ard gaze naturale sau combustibil lichid, se poate obține o reducere, semnificativă, a emisiilor de NO_x , dacă se asociază una dintre metodele de control a parametrilor operativi, cu sisteme de tip **SNCR**.

O astfel de aplicație poate consta în utilizarea simultană a injectării de vapori de apă, în camera de ardere, cu un sistem **SNCR** care utilizează ureea, ca agent reducător [3.16]. Dacă recircularea gazelor de ardere este utilizată doar la partea superioară a fo-

carului, ca metodă de control a temperaturii aburului, ea poate fi extinsă și către partea inferioară a acestuia, obținându-se, astfel, o reducere suplimentară a cantității de NO, ce se formează în focar.

Tehnica intracombustie constă în injectarea unui debit de apă, foarte fin pulverizată, în acea zonă a focarului în care se formează cea mai mare cantitate de NO (§ 3.2.1.5). Aceste jeturi de apă se introduc, la nivelul fiecărui arzător, simultan cu un anumit debit de aer comprimat. Apa este preluată din instalația de preparare a soluției de agent reducător, necesar în etapa postcombustie. Deoarece, în rampele de distribuire ale sistemului **SNCR**, presiunea apei este de ordinul a $10 \div 15$ atm, este necesară utilizarea unor reductoare de presiune, pentru a reduce presiunea apei, ce se injectează în focar, până la nivelul de $7,5 \div 8$ atm.

Înainte de a fi introdusă în sistemul de duze de injectare, apa este filtrată, în vederea reținerii suspensiilor, ce ar putea obtura duzele. Această filtrare este importantă deoarece mentenanța duzelor de injectare a apei este dificil de efectuat, atâta timp cât ele fac parte din construcția arzătoarelor.

Reducerea temperaturii, în zona pirolizei primare, determină reducerea emisiei de NO, unele aplicații industriale asigurând reducerea emisiei, cu până la 37,5 %, în cazul arderii combustibililor gazoși, și, cu aproximativ 15 %, în cazul arderii combustibililor lichizi [3.16], gradul de epurare depinzând, esențial, de debitul de apă injectat și de dimensiunile picăturilor.

Procedeul secundar este de tipul $\text{NO}_x\text{OUT}^{\text{®}}$ **SNCR** (§ 3.2.2.3), agentul reducător fiind o soluție de uree, având o concentrație de 50 %. În soluție se introduce și o mică cantitate de aditivi, care au rolul de reducere a vitezei de corodare a elementelor sistemului **SNCR** și ale cazanului. Zona de injectare a soluției de uree este specifică fiecărui tip de cazan, urmărindu-se ca reacțiile să se desfășoare la temperatura optimă, astfel încât gradul de epurare să atingă nivelul de 60 %.

Pentru a evita solidificarea agentului reducător, în rezervoarele de stocare a ureei concentrate, acestea se instalează, de obicei, în sala cazanelor și sunt prevăzute cu izolație termică și sisteme de încălzire, astfel încât temperatura ureei să fie menținută la un nivel mai mare de 22 °C.

O soluție adecvată creșterii eficienței denitrurării, atât în ceea ce privește gradul de depoluare, cât și cheltuielile de investiție și de exploatare, este aceea de asociere a tehnicilor de tip **SNCR** cu acelea de tip **SCR**, obținându-se, astfel, instalații de tip $\text{NO}_x\text{OUT CASCADE}^{\text{®}}$ (§ 3.2.2.3. ④). Acest tip de instalații au fost realizate prin colaborarea dintre Nalco Fuel Tech și Electric Power Research Institute [3.9, 3.57].

Asocierea celor două tehnici postcombustie, de tip uscat, asigură creșterea eficienței utilizării agentului reducător, într-un domeniu larg de sarcini ale cazanului.

Prima etapă de denitrurare este una de tip **SNCR**, agentul reducător putând fi atât ureea, cât și amoniacul [3.31]. Atunci când sistemul **SNCR** funcționează de sine stătător, performanțele sale sunt limitate, datorită necesității injectării agentului reducător la o temperatură ridicată, pentru a evita funcționarea cu pierdere mare de NH_3 .

A doua etapă este de tip **SCR**, instalațiile fiind, însă, special destinate funcționării simultane cu sistemul **SNCR** și, evident, în aval de acesta. Acest mod de funcționare face să fie depășite o parte dintre limitele ce derivă din dimensiunile mari ale reactorului catalitic, căderile mari de presiune și viteza de otrăvire a catalizatorului.

Sistemul hibrid **SNCR/SCR** implică, în primul rând, funcționarea sistemului **SNCR** la o temperatură mai mică decât în cazul în care cazanul este echipat doar cu sistem **SNCR**. Temperatura de funcționare este deplasată către limita minimă a domeniului optim de temperaturi. În aceste condiții, gradul de depoluare este apropiat de cel maxim, însă în condițiile în care pierderea tehnologică de NH_3 este semnificativă (figura 3.48). La ieșirea gazelor din zona tratării, cantitatea de NH_3 din este inacceptabil de mare, pentru ca acestea să poată fi evacuate. Amoniacul rezidual este, însă, utilizat, ca agent reducător, în cea de-a doua etapă a sistemului hibrid.

Faptul că sistemul **SCR** funcționează doar cu pierderea tehnologică de NH_3 a sistemului **SNCR**, face ca volumul necesar al catalizatorului să fie mult mai mic, decât în cazul în care sistemul **SCR** este utilizat, ca tehnică singulară de denitrurare post-combustie, așa cum se poate observa din analiza curbelor trasate în figura 3.61 [3.9].

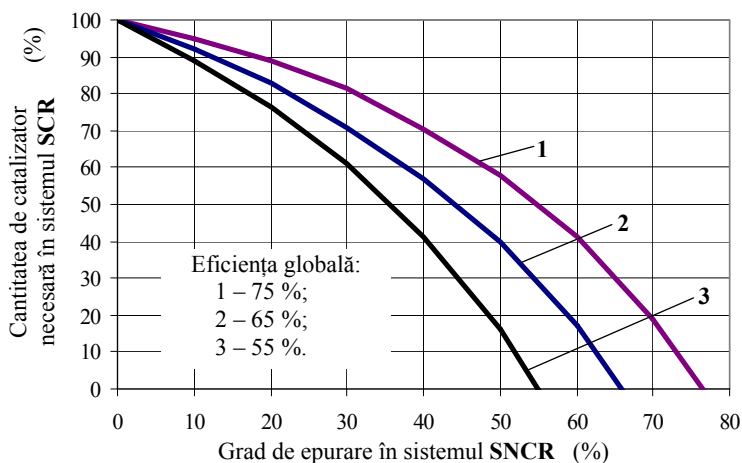


Fig. 3.61. Necesarul de catalizator în sistemele hibride $\text{NO}_x\text{OUT CASCADE}^{\text{®}}$

De exemplu, dacă cascada **SNCR/SCR** este dimensionată pentru un grad de denitrurare de 65 %, 50 % în etapa **SNCR** și 30 % în etapa **SCR**, volumul catalizatorului scade, până la mai puțin de 40 %, în raport cu situația în care sistemul **SCR** ar trebui să realizeze, singur, un grad de denitrurare de 65 %. În aceste condiții, cerințele de ordin funcțional diferă mult, față de acelea impuse sistemelor **SCR** clasice, astfel [3.2]:

- ✓ gradul de utilizare a agentului reducător poate fi mai redus (de numai 60 ÷ 80 %), fără a se înregistra creșterea pierderii tehnologice de NH_3 , în gazele evacuate;
- ✓ gradul de control al emisiei poate fi foarte redus, de numai 10 ÷ 30 %, în condițiile în care sistemele **SCR** se caracterizează prin grade de epurare de 90 %.

Aceste cerințe, de ordin funcțional, sunt reflectate în construcția elementelor sistemului **SCR**, destinat să funcționeze în cascadă. Astfel, volumul redus al catalizatorului permite instalarea straturilor catalitice chiar în interiorul tubulaturii gazelor de ardere, fără a fi necesare reactoare catalitice speciale. O altă soluție tehnică, ce pare a fi atractivă, este aceea a instalării catalizatorului pe suprafețele părții calde a preîncălzitoarelor de aer regenerative, unde condițiile sunt favorabile funcționării catalizatorilor realizați din V_2O_5/TiO_2 [3.2, 3.12]:

- ✓ domeniu optim de temperaturi ($300 \div 400$ °C);
- ✓ suprafață mare de contact.

Dimensiunile reduse ale catalizatorului implică costuri mici de investiție și modificări minore ale cazanului, chiar și în cazul în care este adoptată soluția injectării unei cantități suplimentare de NH_3 , în zona tratării de tip **SCR** (figura 3.62). În acest ultim caz, agentul reducător suplimentar este injectat printr-o singură grilă de distribuție a acestuia, în fluxul de gaze de ardere [3.31].

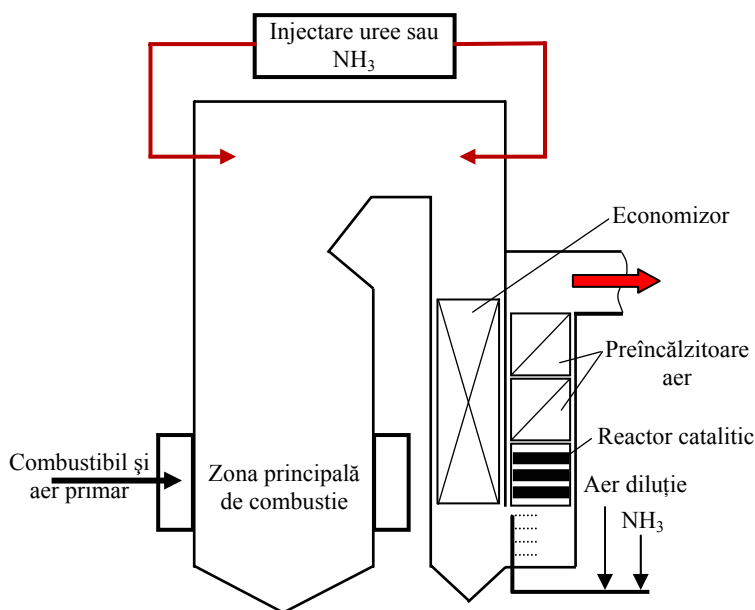


Fig. 3.62. Schema de principiu a procedurii hibrid de denitrare SNCR/SCR în cascadă

Dimensiunile reduse ale catalizatorului implică valori reduse ale căderilor de presiune, pe straturile catalitice, și, proporțional cu reducerea dimensiunilor, un grad de conversie mai redus a SO_2 , în SO_3 . Dacă la acestea se adaugă și reducerea costurilor destinate stocării catalizatorului uzat, rezultă costuri mai reduse, pentru exploatarea cascadelor, decât acelea corespunzătoare aplicării fiecărei tehnici, în parte.

Gradul de epurare, specific cascadelor **SNCR/SCR**, este mai ridicat decât acela obținut prin însumarea eficienței celor două sisteme, funcționând separat, în condițiile în care și pierderea tehnologică, globală, de NH_3 este mai mică. Acest fapt se datorează desfășurării reacțiilor chimice la acei parametri la care cinetica lor este maximă [3.9, 3.31, 3.57].

Cascadele **SNCR/SCR** se caracterizează printr-o funcționare mai flexibilă decât fiecare dintre sisteme, luat separat, adaptându-se, ușor, la schimbări frecvente ale condițiilor operative, determinate de modificarea sarcinii cazanului. Cascada este dimensiionată la sarcina maximă a cazanului, iar atunci când sarcina scade, se reduce debitul de agent reducător, din sistemul **SNCR**, chiar până la oprirea completă a acestuia. Limita de oprire a primei etape depinde de capacitatea sistemului **SCR** de a reduce emisia, sub limita maximă admisibilă.

Toate aceste avantaje recomandă utilizarea, la scară industrială, a cascadelor **SNCR/SCR**, rezultate foarte bune fiind obținute și la retrofitului cazanelor energetice.

Chiar dacă tehnologii de tipul cascadelor **SNCR/SCR** au o eficiență foarte ridicată, în condițiile unor costuri de investiție relativ mici ($15 \div 25$ USD/kW [3.9]), controlul emisiilor de NO_x ale cazanelor energetice, în condițiile unor costuri cât mai mici, încă reprezintă o provocare tehnică. Eficiența globală a tehnicilor postcombustie de reducere selectivă, catalitică sau noncatalitică, poate fi depășită doar de sisteme neconvenționale, un posibil exemplu fiind acela al utilizării electrofiltrelor umede, atât pentru colectarea cenușii zburătoare, cât și pentru controlul gazelor acide [3.14, 3.53].

Electrofiltrele au o eficiență foarte ridicată de colectare a cenușii zburătoare, din gazele de ardere, varianta constructivă a colectării în stare uscată fiind, practic, general utilizată în energetică. Varianta colectării electrostatice umede (§ 4.3.4.3), ar putea fi utilizată pentru controlul simultan al emisiilor de NO_x și SO_x , în condițiile unor costuri de investiție diminuate și a unor instalații de dimensiuni mai mici, decât în cazul clasicei asocieri a instalațiilor de desulfurare secundară umedă cu cele de denitrurare, de tip **SCR**. În plus, avantajele colectării umede a particulelor (evitarea apariției descărcării corona inverse, a descărcărilor disruptive și a fenomenului de reantrenare a prafului depus), precum și unele simplificări de ordin constructiv, pot determina reducerea costurilor de exploatare ale instalațiilor de depoluare.

Electrofiltrele uscate pot diminua emisia de NO_x , ca efect al intensei ionizări a gazului, în prezența descărcării corona, însă, această reducere a emisiei este mult mai importantă, în cazul utilizării electrofiltrelor umede, datorită reacțiilor chimice care implică apa și radicalii acesteia, radicali obținuți în prezența descărcării corona. În plus, prezența apei face să scadă pierderea tehnologică de NH_3 , efect al absorbției poluantului, în soluții apoase [3.53].

Fenomenele pe care le implică tratarea simultană, într-un electrofiltru, a emisiei de particule și de NO_x sunt:

- ✓ ionizarea particulelor și a moleculelor gazelor poluante;
- ✓ oxidarea unor gaze de către ozon;

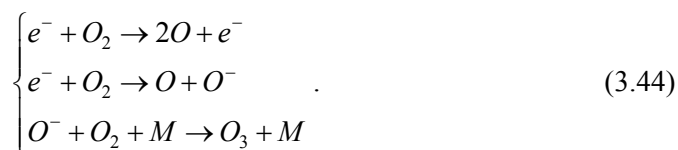
- ✓ oxidarea unor gaze de către radicali liberi;
- ✓ obținerea unor aerosoli de azotat de amoniu (NH_4NO_3), prin injectare de vapori de NH_3 ;
- ✓ colectarea particulelor și aerosolilor.

Descărcarea corona, ajunsă în stadiul de strimer – plasmă rece (în care electronii sunt, puternic, accelerați, fără, însă, a fi accelerați și încălziți și ionii), generează electroni, a căror energie este suficient de mare, încât să determine procese de ionizare, fie prin atașarea la particulele aflate în suspensie și la moleculele de gaz, fie prin disocierea moleculelor de gaz, urmată de procese de atașare. Astfel, dacă electronii liberi se atașează la moleculele de NO, se formează ioni negativi de NO^- , ce vor fi separați, prin acțiunea forței electrostatice. Aceste fenomene au loc și în electrofiltrele uscate, însă gradul de control al emisiei de NO_x este departe de a fi satisfăcător.

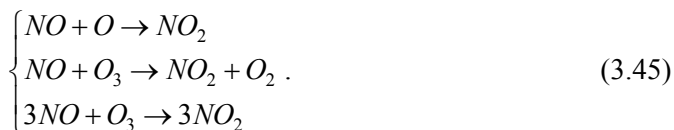
Față de cazul clasic, al descărcării corona la tensiune continuă, se observă creșterea gradelor de denitrurare și de desulfurare, chiar în condiții uscate, atunci când sistemele de electrozi sunt alimentate cu tensiune de impuls [3.14, 3.39]. Descărcarea corona de impuls determină doar accelerarea electronilor, până la nivele energetice suficient de mari încât să genereze radicali liberi, în timp ce ionii, având mase semnificativ mai mari și, deci, inerție mai mare, nu pot fi accelerați atât de mult, consumând, astfel, o cantitate mică de energie.

Poate fi utilizată descărcarea corona de impuls, atât la polaritate negativă, cât și la polaritate pozitivă. La polaritate negativă, descărcarea corona apare doar în vecinătatea electrozilor de emisie, în timp ce descărcarea corona de polaritate pozitivă se caracterizează prin strimeri de lungime mai mare (chiar de până la 10 ori), care pătrund, adânc, în fluxul de gaz, ionizând, astfel, volume mai mari de gaz, la o aceeași energie a descărcării. În acest fel, descărcarea corona de impuls, la polaritate pozitivă, este mai eficientă în reținerea emisiei de NO_x [3.53]. Cu toate acestea, având în vedere consumul redus de energie al unui electrofiltru, care funcționează cu tensiune de impuls (tabelul 4.20), reducerea suplimentară a consumului de energie nu este foarte importantă, mai ales în condițiile în care riscul producerii descărcărilor disruptive, la polaritate pozitivă, este mai mare.

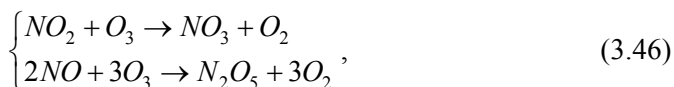
În electrofiltre, se formează o anumită cantitate de ozon, prin reacții de forma:



În instalațiile clasice, emisia de ozon reprezintă un dezavantaj, în anumite aplicații trebuind luate măsuri speciale de descompunere a ozonului. Pe de altă parte, însă, NO fiind mult mai puțin solubil în apă decât NO_2 , ozonul ar putea fi utilizat pentru oxidarea rapidă (în mai puțin de 0,1 s) a NO, la NO_2 , prin reacții de forma:



Ozonul, datorită caracterului său puternic oxidant, continuă reacțiile de oxidare a NO și NO₂, la trioxid de azot (NO₃) și protoxid de azot (N₂O₅):



compuși care reacționează ușor cu apa, conducând, astfel, la formarea de acid azotic, ce poate fi reținut, în manieră controlată. Simultan, au loc și reacții de oxidare a SO₂, în SO₃, crescând riscul formării unei cantități însemnate de H₂SO₄, fapt ce ar determina corodarea, rapidă, a echipamentului intern al electrofiltrului. În realitate, însă, reacția de oxidare a SO₂ este mult mai lentă decât acelea de oxidare a compușilor azotului.

Fenomenele de oxidare, în prezența unor radicali liberi, sunt generate, implicit, de către descărcarea corona. Astfel, prin ciocnirea electronilor accelerați cu moleculele neutre din gazele de ardere (N₂, O₂, H₂O, CO₂), se formează radicali liberi (O, N, H, OH), ioni pozitivi și negativi, precum și molecule excitate. Interacțiunile, ulterioare, electron-ion, ion-ion, ca și fenomenele de detașare crează radicali secundari (HO₂). Acești radicali oxidează NO_x, facilitând reacția acestora cu apa, sau reacționează cu oxizii de azot, în sensul formării unor aerosoli, ce pot fi captați de către electrofiltru.

Oxizii de azot ar putea fi reduși, la N₂ și H₂O, de către radicalii liberi de tip NH și NH₂, produși de către descărcarea corona, chiar și în electrofiltrele uscate. Eficiența acestor reacții scade, însă, la creșterea concentrației de O₂, devenind, astfel, foarte redusă, în cazul gazelor de ardere [3.25].

Amoniacul, utilizat ca agent reducător în sistemele SCR, SNCR și în instalațiile de reducere cu fluxuri de electroni accelerați, poate fi utilizat și în electrofiltrele umede, pentru a transforma NO_x în aerosoli de azotat de amoniu (NH₄NO₃). Reacțiile implică o etapă intermediară, de transformare a NH₃ în radicali NH, NH₂ și H, prin ciocnirea moleculelor de NH₃ cu electronii liberi, generați de descărcarea corona [3.14].

În electrofiltrele uscate, pentru temperaturi cuprinse între temperatura ambiantă și 150 °C, reacțiile de obținere a aerosolilor de NH₄NO₃ implică, practic, numai dioxidul de azot, cantitatea de NO convertită fiind neglijabilă [3.1].

La tensiune continuă, descărcarea corona poate oxida până la 67 % din cantitatea de NO, existentă în gazele de ardere, în prezența oxigenului și a vaporilor de apă. Acest nivel al depoluării poate fi atins, însă, numai la o intensitate a câmpului electric mai mare decât aceea uzuală, din electrofiltrele clasice (4,5 ÷ 9 kV/cm) [3.39].

În concluzie, electrofiltrele umede, funcționând cu descărcare corona de impuls, în care se injectează o cantitate suplimentară de ozon și de amoniac, pot reține, simultan cu cenușa zburătoare, o cantitate importantă de NO_x, din gazele de ardere.

Eficiența denitrurării crește odată cu creșterea duratei de rezidență a gazului, a concentrației inițiale de NO_x, a intensității descărcării corona și a cantității de ozon,

injectate din exterior, ozonul produs în electrofiltru fiind insuficient pentru oxidarea, suplimentară, a cantității de oxizi de azot existenți, uzual, în gazele de ardere.

3.3. Tehnici integrate pentru controlul emisiilor de NO_x și SO₂

O parte dintre tehnicile secundare, destinate controlului emisiilor de oxizi de azot, așa cum sunt:

- ✓ absorbția în strat de oxid de cupru (§ 3.2.2.4),
- ✓ adsorbția pe carbon activ (§ 3.2.2.5),
- ✓ reducerea prin intermediul fluxurilor de electroni accelerați (§ 3.2.2.6),
- ✓ tehnicile umede de denitrurare (§ 3.2.2.7),
- ✓ tehnologiile care utilizează plasma rece (§ 3.2.3),

realizează, simultan, și reducerea emisiei de oxizi de sulf, din gazele de ardere.

Pentru reducerea simultană a principalelor emisii gazoase ale cazanelor energetice, pot fi, însă, asociate tehnologii distincte, de denitrurare și desulfurare, atât de tipul celor intracombustie, cât și de tipul celor postcombustie. Aceste tehnici poartă denumirea de tehnici hibride sau integrate pentru control a emisiilor de NO_x și de SO_x, câteva exemple de astfel de tehnici fiind date în cele ce urmează.

3.3.1. Tehnici integrate intracombustie

Principial, reducerea emisiei de SO_x se realizează prin introducerea unui agent absorbant, în camera de ardere, în timp ce reducerea emisiei de NO_x se obține prin reducerea temperaturii și a coeficientului de exces de aer, prin diverse tehnici (§ 3.2.1), aplicabile în diverse secțiuni ale focarului. Cel mai edificator exemplu, din acest punct de vedere, este acela al arderii în strat fluidizat desulfurant (§ 2.3.2.2. și § 3.2.1.6).

Nu există restricții de asociere a diferitelor tehnici de denitrurare și desulfurare, însă, este preferabilă adoptarea celor mai eficiente tehnici și care, în plus, pot reduce, în mod implicit, mai multe categorii de poluanți. Un exemplu edificator, în acest sens, este asocierea post-arderii cu injectarea de compuși alcalini sau alcalino-pământoși, conform reprezentării schematice din figura 3.63 [3.71].

Injectarea pulberii de CaCO₃ sau de Ca(OH)₂, în zona superioară a focarului, unde temperaturile sunt cuprinse între 850 ÷ 1080 °C, transformă emisia de oxizi de sulf în particule solide de CaSO₄, netoxice, ce urmează a fi reținute de sistemele de filtrare a particulelor. Prin alegerea corespunzătoare a dimensiunilor particulelor de substanță neutralizantă și, eventual, prin utilizarea unor aditivi suplimentari, pot fi atinse grade de reducere a emisiei, de până la 50 ÷ 60 %.

Post-arderea este o tehnică flexibilă de control a emisiilor poluante, fie că este utilizată ca atare, fie integrată altor sisteme, și care asigură reducerea, semnificativă, a

emisiilor de NO_x , CO_2 și, implicit, de SO_2 . Această reducere, implicită, a emisiei de SO_2 este datorată utilizării gazelor naturale, în zona de post-combustie (zona de gaze sau zona reducătoare a cazanului), combustibil ce nu conține sulf. Cum 20 ÷ 30 % din energia furnizată de cazan se obține prin combustia gazelor naturale, rezultă o reducere, proporțională, a emisiei de SO_2 , în raport cu cazanele în care se arde doar cărbune.

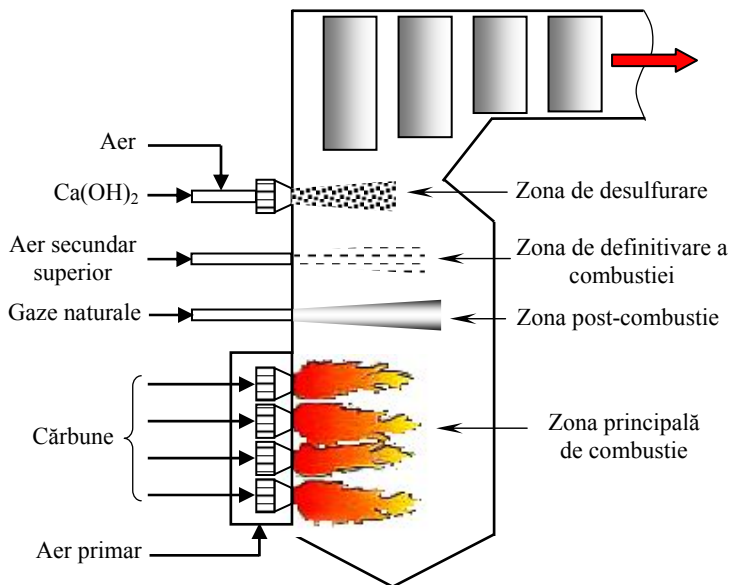


Fig. 3.63. Schema de principiu a procedurii integrate de denitrurare și desulfurare, prin metode intracombustie

Reducerea emisiei de CO_2 este datorată faptului că raportul H/C este mai mare la gazele naturale, decât la cărbune. Atunci când 15 ÷ 20 % din energia termică furnizată de cazan este obținută prin combustia gazelor naturale, se obține o reducere a emisiei de CO_2 cu o cantitate cuprinsă între 6 ÷ 9 % [3.71].

Un asemenea sistem integrat, în care ponderea cantității de energie obținute prin arderea gazului natural este de 18 %, asigură reducerea emisiei de NO_x , cu 60 ÷ 67 %, și a emisiei de SO_2 , cu 50 ÷ 53 % - la un raport molar Ca/S de 1,75 [3.71]. O reducere suplimentară a emisiei de NO_x poate fi obținută prin recircularea gazelor de ardere, în zona de post-combustie, și prin utilizarea arzătoarelor cu emisii reduse de NO_x .

3.3.2. Utilizarea simultană a unor tehnici primare și secundare

Asocierea acestor categorii de tehnici implică adoptarea unor tehnici primare și/sau secundare, pentru control a emisiei de NO_x , emisia de SO_2 fiind controlată doar

prin tehnici de tip postcombustie.

Un exemplu de astfel de sistem este sistemul integrat de tip uscat, care implică asocierea a patru tehnici de control a emisiilor poluante gazeoase:

- ✓ arderea în trepte, la nivelul arzătoarelor;
- ✓ arderea în trepte globală, la nivelul întregului focar;
- ✓ reducerea selectivă necatalitică – sistemul **SNCR** având două trepte de injectare a agentului reducător;
- ✓ desulfurarea secundară uscată, în două trepte, utilizând atât compuși calcici, cât și compuși ai sodiului.

Schema de principiu a procedurii integrate, de tip uscat, este redată în figura 3.64 [3.73].

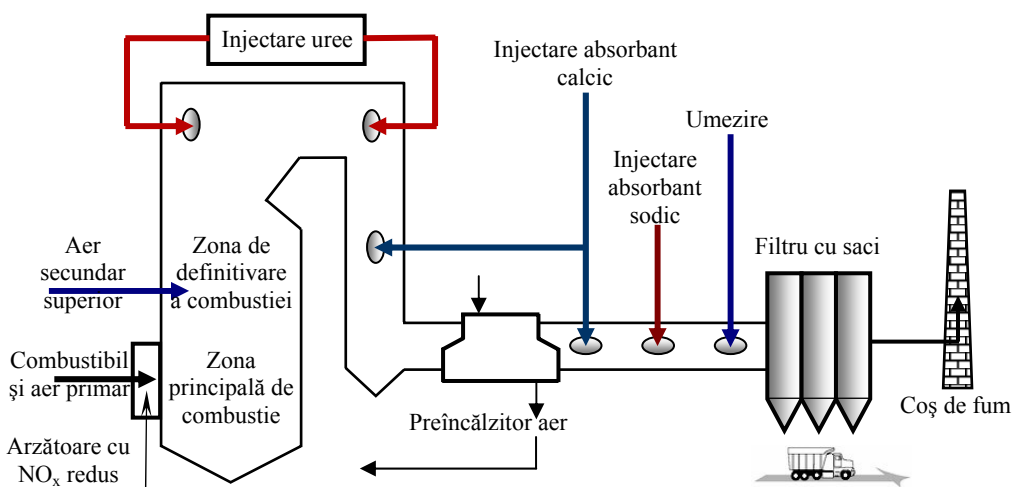


Fig. 3.64. Schema de principiu a procedurii integrate de denitrurare și desulfurare, prin procedee primare și secundare de tip uscat.

Umezirea gazului, înainte de tratarea acestuia în sistemul de filtrare cu saci, are rolul de precondiționare a particulelor, fapt ce permite o mai bună colectare a acestora, pe suprafețele sacilor filtranți (§ 4.3.3) sau într-un eventual electrofiltru (§ 4.3.4.7.Ⓢ). În plus, umezirea particulelor determină reactivarea excesului de agent absorbant, crescând, astfel, gradul de desulfurare, în condițiile reducerii cantității consumate de agent absorbant.

Pe ansamblu, acest sistem integrat atinge un grad de denitrurare mai mare de 80 % și un grad de desulfurare de 70 %. Pierderea tehnologică de agent reducător, din componenta **SNCR** a ansamblului, este de ordinul a 10 %, mult prea mare pentru a putea fi acceptată, în condițiile în care gazul ar fi evacuat în atmosferă, imediat în aval de această instalație. Prezența componentei de desulfurare elimină riscul poluării cu NH_3 , acesta fiind complet absorbit de către compușii calcici și sodici. În același timp,

absorbantul sodic transformă întreaga cantitate de NO, în NO₂, evident, fără ca acest lucru să însemne o creștere a emisiei de NO_x. Conversia întregii cantități de NO, în NO₂, chiar în interiorul canalelor de gaze de ardere, face, însă, să crească opacitatea penei de fum [3.73].

Dacă colectarea particulelor se realizează într-un filtru cu saci, este asigurată o foarte bună desprăfuire a acestora, eficiența fiind mai mare de 99 %, pentru granulometria uzuală a cenușii zburătoare, și colectarea a peste 80 % din emisia de Hg.

Cheltuielile de investiție, pentru astfel de sisteme integrate, sunt de aproximativ 190 USD/kW, pentru unitățile în care se arde cărbune cu conținut redus de sulf. În cazul cărbunilor sulfuroși, eficiența sistemului integrat uscat nu este satisfăcătoare, datorită, în principal, cineticii reduse a reacțiilor chimice din zona desulfurării uscate.

Aceste sisteme pot fi utilizate, în principiu, pentru echiparea cazanelor de orice putere, rezultate bune, din punct de vedere economic, obținându-se, însă, pentru retrofit-ul cazanelor de putere mică și medie [3.73].

3.3.3. Sisteme integrate cu tehnologii de tratare postcombustie

Tehnicile de tratare postcombustie se caracterizează prin cele mai ridicate grade de reducere emisiilor, astfel încât asocierea unor tehnologii, din această categorie, conduce la un foarte bun control al poluanților gazoși și, în unele cazuri, chiar și a particulelor solide și aerosolilor.

Un exemplu de astfel de tehnologie integrată este acela al utilizării reducerii catalitice selective, pentru controlul emisiei de NO_x, simultan cu tratarea catalitică a SO₂, în sensul obținerii de acid sulfuric. Compania Haldor Topsoe deține licența comercială a acestei tehnologii, sub denumirea SNOX™, unele dezvoltări și aplicații fiind realizate de către ABB Environmental Systems (ABBES).

Schema de principiu a procedurii este prezentată în figura 3.65 [3.62, 3.73].

De la ieșirea din preîncălzitorul de aer (2) al cazanului (1), gazele sunt dirijate către o cameră de ardere sau un schimbător de căldură apă/abur (3), în care temperatura acestora este crescută, până la valoarea optimă a separării particulelor, într-un sistem de filtrare cu saci (4). În continuare, gazele sunt încălzite, într-un schimbător de căldură de suprafață (5), până la temperatura optimă a funcționării reducerii catalitice selective (350 ÷ 370 °C). Sistemul SCR este unul de tip clasic (§ 3.2.2.1), utilizând amoniacul, ca agent reducător. Catalizatorul este instalat în reactorul catalitic (6) și este realizat sub formă de module monolitice, din TiO₂, caracterizate prin foarte bună rezistență la șoc termic și la contaminare cu cenușă zburătoare.

La ieșirea din reactorul catalitic, gazul, contaminat cu SO_x, NH₃ și o mică cantitate de particule, este încălzit suplimentar, într-o cameră de ardere (7), ce funcționează cu gaze naturale sau combustibil lichid ușor. Astfel, temperatura gazelor este crescută, până la 400 ÷ 415 °C, nivel de temperatură optim desfășurării reacției de conversie a SO₂ în SO₃. Această reacție se desfășoară în prezența unui catalizator, instalat în reac-

torul catalitic (8). În acest al doilea reactor catalitic, amoniacul, rezultat ca pierdere tehnologică din sistemul SCR, ca și hidrocarburile nearse, provenite din focarul cazanului și, mai ales, din camerele de ardere ale sistemului integrat, sunt complet oxidate. În acest fel, sistemul SCR poate funcționa la parametrii optimi, fără restricții, în ceea ce privește pierderea tehnologică de NH_3 .

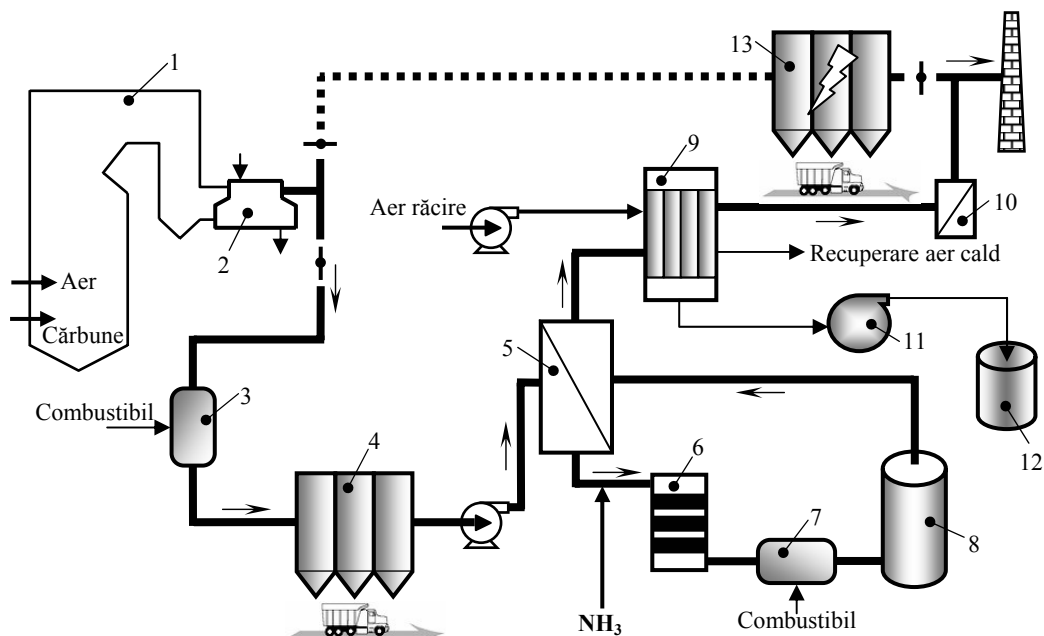


Fig. 3.65. Schema de principiu a procedurii integrate de denitrare și desulfurare prin procedee secundare de tip uscat (SNOX™):

- 1 – Cazan energetic; 2 – preîncălzitor de aer; 3 – cameră de ardere sau schimbător de căldură; 4 – filtru cu saci; 5 – schimbător de căldură pentru gaze de ardere; 6 – reactor catalitic SCR; 7 – cameră de ardere; 8 – catalizator conversie SO_2 ; 9 – turn de condensare; 10 – schimbător de căldură pentru reîncălzirea gazelor; 11 – sistem colectare H_2SO_4 ; 12 – rezervor stocare H_2SO_4 ; 13 – electrofiltru.

La ieșirea din reactorul 8, gazele sunt dirijate către schimbătorul de căldură 5, în care cedează o bună parte din energia termică, pentru încălzirea necesară tratării în sistemul SCR. După această răcire parțială, gazele trec în turnul de condensare (9), unde sunt răcite, cu aer, până la temperatura de $99\text{ }^\circ\text{C}$, la care SO_3 reacționează, exoterm, cu apa, rezultând H_2SO_4 , concentrat, colectat la partea inferioară a turnului de condensare (în sistemul de colectare 11). Energia termică a aerului poate fi recuperată, iar gazul epurat este reîncălzit (10), pentru a evita atingerea punctului de rouă acidă.

Atunci când este necesară intervenția personalului de întreținere, la elementele sistemului integrat, gazele de ardere sunt dirijate, de la preîncălzitor, direct către un electrofiltru (13), capabil să trateze întreg debitul de gaze de ardere.

Un asemenea sistem integrat reduce emisiile de NO_x , cu $93 \div 94\%$, iar emisia de SO_2 , cu 95% [3.62, 3.73]. Acidul sulfuric, obținut în sistem, are o concentrație ridicată

(94,7 %), o parte din acesta putând fi utilizat pentru demineralizarea apei, utilizate în circuitul apă-abur al centralei.

Costul investiției este de ordinul a 300 USD/kW, mai mic, cu aproximativ 13 %, față de cazul utilizării separate a sistemelor **SCR** și de desulfurare secundară umedă. De asemenea, costurile de exploatare și mentenanță sunt cu 50 % mai mici [3.73].

O tehnică integrată, care tratează simultan, în același echipament, toate cele trei principale emisii poluante ale centralelor termoelectrice, a fost dezvoltată de Babcock & Wilcox Company (B&W), în colaborare cu Electric Power Research Institute (EPRI), sub denumirea de SNRB™ (SO_x-NO_x-Rox Box™) [3.72, 3.73].

Schema de principiu a acestei tehnologii este redată în figura 3.66, componenta principală a instalației fiind un filtru cu saci, de tipul camerelor de filtrare cu retenție externă, elementele filtrante ale acestuia fiind, însă, de construcție specială, destinată reținerii unei cantități mai mari de particule și cu rol de suport pentru catalizatorul componente de tip **SCR**, a sistemului integrat. Construcția specială a elementelor filtrante este impusă și de temperatura relativ ridicată, la care funcționează sistemul integrat, ansamblul fiind plasat între economizor și preîncălzitoarele de aer ale generatorului de abur.

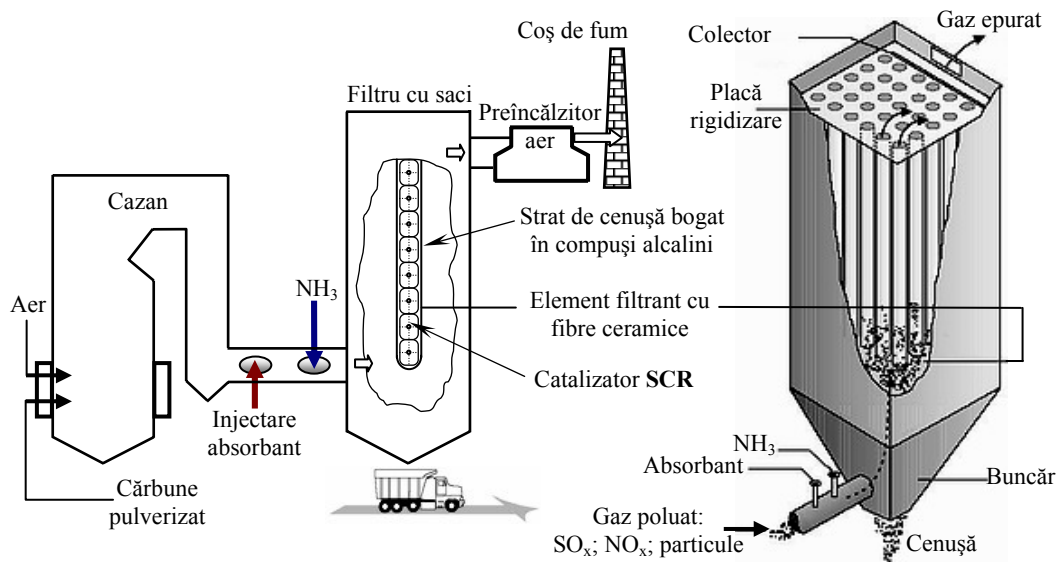
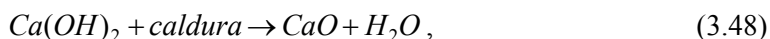
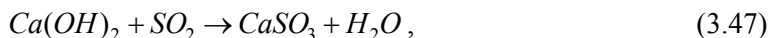


Fig. 3.66. Schema de principiu a procedurii integrate de denitrurare, desulfurare și separare a cenușii zburătoare (SNRB™)

Pentru reducerea emisiiei de SO₂, această tehnologie implică, de fapt, un procedeu secundar, de tip uscat. Absorbantul poate fi atât un compus calcic, în acest caz fiind de preferat utilizarea hidroxidului de calciu (Ca(OH)₂), sau un compus sodic, de obicei bicarbonat de sodiu (NaHCO₃).

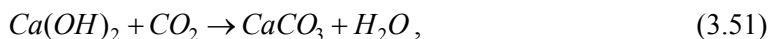
Dacă absorbantul este Ca(OH)_2 , principalele reacții sunt de forma [3.72]:



La injectarea suspensiei de Ca(OH)_2 , în tubulatura gazelor de ardere, aceasta reacționează, imediat, cu SO_2 (reacția (3.47)), simultan cu un proces de deshidratare a suspensiei (reacția (3.48)). Vaporii de apă, astfel creați, formează mici cavități, în interiorul particulelor de Ca(OH)_2 , măbind, astfel, suprafața de reacție, la care are acces gazul SO_2 . Reacția de deshidratare este mai lentă decât aceea de neutralizare, procesul de deshidratare continuând în interiorul anvelopei filtrului.

Oxidul de calciu, rezultat prin deshidratarea absorbantului injectat, reacționează cu SO_2 și formează CaSO_3 (reacția (3.49)), care este oxidat, în interiorul filtrului, până la obținerea de CaSO_4 (reacția (3.50)).

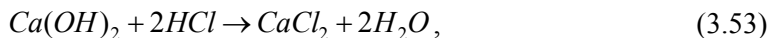
Simultan cu reacțiile principale, se desfășoară și reacții secundare, de carbonare a absorbantului:



Nu este de dorit să se desfășoare asemenea reacții, deoarece CaCO_3 nu reacționează cu SO_2 , la nivelul de temperatură din anvelopa filtrului, și, în plus, CaCO_3 poate contribui la crearea unor subproduse ce se depun, sub formă de peliculă, pe suprafața particulelor de absorbant, limitând accesul gazului de tratat, la agentul CaO/Ca(OH)_2 .

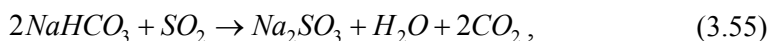
Deoarece reacțiile de carbonare devin preponderente la temperaturi mai mari de 500°C , temperatura de lucru trebuie menținută în domeniul $400 \div 480^\circ\text{C}$ [3.72].

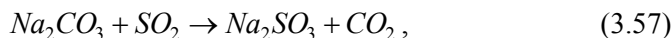
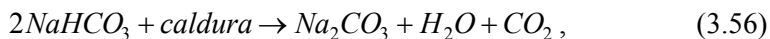
Simultan, se desfășoară și reacții secundare, utile, care implică acidul clorhidric, existent în gazele de ardere:



Chiar dacă în gazele de ardere, obținute prin combustia cărbunelui, există o cantitate mică de HCl , reducerea acestei emisii, la maximum posibil, face să scadă viteza de corodare a componentelor instalației, situate în aval de filtru, și limitează formarea de dioxine și furani.

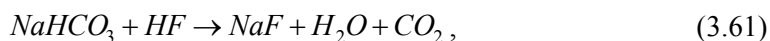
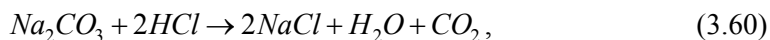
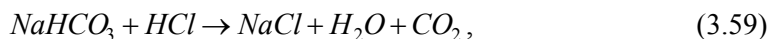
În cazul în care, pentru controlul emisiei de SO_2 , se utilizează bicarbonat de sodiu, principalele reacții de neutralizare sunt de forma [3.72]:





La temperaturi mai mici de 150 °C, NaHCO₃ ar putea reacționa, rapid, cu SO₂, cu formare de sulfat de sodiu (conform reacției (3.55)), însă, la temperatura mai înaltă, din tubulatura de gaze și din filtru, NaHCO₃ se descompune, în carbonat de sodiu (reacția (3.56)), ce reacționează cu poluantul, cu formare de sulfat de sodiu (reacția (3.57)). Sulfatul de sodiu este oxidat, la sulfat de sodiu, de către oxigenul, aflat în exces în gazele de ardere (reacția (3.58)). Cantitatea de CO₂, obținută prin descompunerea termică a NaHCO₃, este foarte mică, în raport cu aceea existentă, deja, în gazele de ardere.

Dacă absorbantul este un compus sodic, nu apar reacții secundare, nedorite, așa cum sunt acelea de carbonare a compușilor calcici, singurele reacții secundare fiind acelea de neutralizare a gazelor acide, cu efecte favorabile asupra vitezei de corodare a elementelor instalației. Reacțiile secundare sunt de forma:



viteza foarte mare de reacție cu acizii, în raport cu viteza de reacție cu SO₂, asigurând eliminarea, aproape completă, a acestora.

Oxizii de azot sunt reținuți prin tehnica reducerii catalitice selective. Agentul reducător este NH₃, injectat în amonte de anvelopa filtrului, iar catalizatorul, realizat sub forma unor elemente cilindrice, este dispus în interiorul elementelor filtrante [3.73]. Reținerea SO₂, înainte de tratarea gazelor în componenta de tip **SCR**, face să scadă, mult, potențialul de formare a sulfatului de amoniu. În acest fel, poate să crească temperatura de lucru a componentei **SCR** și, implicit, eficiența acesteia, simultan cu răcirea mai accentuată a gazelor de ardere, la nivelul preîncălzitorului de aer. Astfel, poate fi recuperată o cantitate mai mare din căldura gazelor de ardere, obținându-se o creștere a randamentul global al cazanului.

În același timp, reducerea cantității de SO₂, din gazele tratate de componenta **SCR**, face să scadă viteza de otrăvire și de erodare a catalizatorului, fără a mi fi impuse condiții restrictive, cu privire la viteza de conversie a SO₂, în SO₃, la suprafața straturilor catalitice. Astfel, componenta **SCR** poate funcționa la temperaturi mai mari de 370 °C, cu catalizator din zeolit, mai ieftin decât catalizatorii realizați din V₂O₅, pe suport de TiO₂ (§ 3.2.2.1.④) și în condițiile unei pierderi tehnologice de NH₃ ce se încadrează în limite acceptabile, pe deplin.

Particulele sunt reținute, cu mare eficiență (99 ÷ 99,9 %), pe suprafața exterioară a elementelor filtrante, realizate din țesături din fibre ceramice sau de sticlă, sub formă

de elemente cilindrice, dispuse pe un schelet metalic. Curățarea periodică se realizează prin insuflarea de jeturi impulsionale de aer (§ 4.3.3).

Un asemenea sistem, care poate funcționa la temperaturi mai mari de 440 °C, asigură reducerea emisiei de SO₂, cu până la 80 %, pentru un raport molar Ca/S = 1,8, în condițiile utilizării a 40 ÷ 45 % din cantitatea de calciu introdusă în sistem. Față de sistemele secundare uscate, caracterizate printr-o eficiență de 60 % și un grad de utilizare a calciului de numai 30 %, creșterea gradului de desulfurare și de utilizare a aditivului este semnificativă. Această creștere se explică prin asigurarea unui contact foarte intim între poluant și absorbant, simultan cu creșterea duratei de rezidență a poluantului, în zona destinată tratării sale.

Dacă absorbantul este un compus sodic, atunci se atinge un grad de desulfurare de 90 %, în condițiile utilizării a 85 % din substanța de bază a agentului absorbant.

Parametrii care influențează eficiența desulfurării sunt [3.72]:

- ✓ cantitatea de absorbant,
- ✓ temperatura de lucru,
- ✓ durata de rezidență a poluantului, în zona de tratare,
- ✓ modul de preparare a aditivului,
- ✓ viteza de injectare a substanței neutralizante,
- ✓ concentrația inițială de SO₂,
- ✓ regimul de funcționare al sacilor filtranți (retenție sau curățare).

Dacă substanța absorbantă este Ca(OH)₂, la creșterea raportului molar Ca/S, de la 1 la 1,8 ÷ 2, crește gradul de desulfurare, de la 60 % la 80 ÷ 85 %. La creșterea suplimentară a cantității de absorbant, nu se mai înregistrează o creștere, semnificativă, a gradului de desulfurare. Astfel, la un raport molar Ca/S = 3, gradul de desulfurare este de 95 %, în condițiile în care crește foarte mult cantitatea de agent reducător nereacționat.

În cazul compușilor sodici, la un raport molar Na/S = 1, gradul de desulfurare este de 84 %. Datorită prețului ridicat al absorbanților sodici, nu se justifică cantități de absorbant care să depășească raportul molar Na/S = 1,2, deoarece crește mult cantitatea de absorbant nereacționat (peste 15 %). Dacă se reduce cantitatea de agent absorbant, până la Na/S = 0,5, gradul de desulfurare scade, până la 52 %, însă, în condițiile utilizării complete a absorbantului.

Dacă absorbantul calcic este injectat într-o zonă a tubulaturii de gaze de ardere în care temperatura este de peste 550 ÷ 650 °C, gradul de desulfurare descreește, datorită sinterizării particulelor de Ca(OH)₂. Temperatura optimă desulfurării cu compus calcic este de 430 ÷ 460 °C, deci, eficiența desulfurării este maximă în anvelopa filtrului și nu în tubulatura de gaze de ardere.

În cazul absorbantului sodic, la descreeșterea temperaturii se observă o creștere a gradului de desulfurare, explicația acestui comportament putând fi dată prin creșterea ponderii reacțiilor de forma (3.55). La un raport molar Na/S = 2, gradul de desulfurare este mai mare de 96 %, la temperatura de 220 °C, și scade, până la 85 ÷ 90 %, atunci

când temperatura crește, până la 460 °C. Chiar dacă desulfurarea cu compus sodic este mai eficientă la temperaturi mai mici, funcționarea celorlalte componente ale sistemului integrat nu permite reducerea temperaturii, reducerea gradului de desulfurare trebuind să fie compensată printr-o cantitate mai mare de agent absorbant sodic.

La creșterea duratei de rezidență, crește gradul de desulfurare, însă, pentru durate de rezidență mai mari de 2 ÷ 4 secunde, nu se mai înregistrează o creștere, semnificativă, a acestuia. Se poate concluziona, și în acest fel, că desulfurarea are loc mai ales în anvelopa filtrului și mai puțin în canalele de gaze de ardere. Rezultă, deci, că punctul optim de injectare a agentului absorbant este situat în apropierea racordului tubulaturii de gaze de ardere al anvelopei filtrului.

În ceea ce privește prepararea aditivului, la creșterea fineții, porozității și gradului de hidratare, se observă creșterea gradului de desulfurare. Aditivarea absorbantului calcic poate conduce, de asemenea, la o oarecare creștere a eficienței desulfurării.

Viteza cu care se injectează absorbantul, dependentă de diametrul duzelor și de presiunea din injectoare, nu influențează, semnificativ, gradul de desulfurare. Aceasta poate fi explicată prin faptul că reacțiile de desulfurare se desfășoară, în principal, în anvelopa filtrului.

Deoarece, în cazul utilizării compușilor calcici, gradul de desulfurare este limitat de depunerea CaSO_3 și a CaSO_4 , pe suprafața particulelor de agent absorbant, este de așteptat să aibă o influență semnificativă concentrația inițială a SO_2 . Cu toate acestea, pentru acele concentrații ale SO_2 , frecvent întâlnite în cazul arderii combustibililor fosili, nu se observă o influență semnificativă asupra gradului de desulfurare.

Eficiența desulfurării este maximă atunci când pe elementele filtrante este depus un strat mai gros de particule, caz în care, poluantul are acces la o cantitate mai mare de agent absorbant. În regimul de curățare a elementelor filtrante, se observă reducerea gradului de desulfurare. Astfel, într-un ciclu complet de curățare, gradul de desulfurare se modifică cu aproximativ 5 %.

Emisia de NO_x este redusă cu 90 %, pierderea tehnologică de NH_3 fiind mai mică de 5 ppm. Din acest punct de vedere, sistemul se comportă ca și un sistem SCR clasic. Diferențele, față de sistemul clasic, constau în:

- ✓ funcționarea la un nivel mai ridicat de temperaturi (370 ÷ 480 °C),
- ✓ utilizarea catalizatorului din zeolit (unul dintre producătorii acestui tip de catalizator este Norton Chemical Process Product Company).

Factorii care influențează gradul de denitrurare sunt [3.72, 3.73]:

- ✓ temperatura,
- ✓ cantitatea de agent reducător,
- ✓ sarcina cazanului,
- ✓ conținutul de O_2 și de SO_2 al gazelor de ardere,
- ✓ regimul în care se află elementele filtrante (retenție sau curățare).

Dacă sistemul este echipat cu catalizator din zeolit, poros, eficiența denitrurării nu se modifică, atunci când temperatura ia valori cuprinse între $370 \div 470$ °C.

Cantitatea de agent reducător, exprimată prin raportul molar NH_3/NO_x , are cea mai mare influență asupra gradului de denitrurare. Astfel, acesta crește de la 50 %, la 95 %, atunci când NH_3/NO_x crește de la 0,5, la 1 (în condițiile în care temperatura de lucru se situează în domeniul $420 \div 460$ °C). Variația este, practic, lineară, până la un raport molar $\text{NH}_3/\text{NO}_x = 0,85$ (la care corespunde un grad de denitrurare de 85 %).

În cazul sistemului integrat, nu se observă o modificare, semnificativă, a gradului de denitrurare funcție sarcina cazanului. Se înregistrează, totuși, o ușoară creștere a gradului de denitrurare, atunci când cazanul funcționează la sarcină redusă.

În domeniul uzual de concentrații ale oxigenului din gazele de ardere ($4 \div 7$ %), concentrația oxigenului molecular nu influențează gradul de denitrurare.

La creșterea concentrației de SO_2 , se înregistrează o ușoară descreștere a gradului de denitrurare. Astfel, la triplarea cantității de SO_2 , eficiența denitrurării scade cu numai 7 %.

Pe durata insuflării jeturilor de aer de curățare, gradul de denitrurare scade, puțin, fapt explicabil prin creșterea vitezei gazului, prin elementele filtrante, și prin eliminarea acțiunii benefice a cenușii zburătoare, care conține o serie de elemente active, ce facilitează denitrurarea.

Eficiența colectării particulelor este influențată, în mai mare măsură, de regimul temporar al elementelor filtrante și de durata ciclului de curățare (§ 4.3.3), decât este influențată eficiența denitrurării și desulfurării. În multe aplicații industriale, durata ciclului de curățare a sacilor este cuprinsă între 40 minute și o oră.

Costul de investiție, al unui asemenea sistem integrat, este de aproximativ 250 USD/kW, pentru o durată de viață a sistemului de 15 ani, la un grad de desulfurare de 85 % și un grad de denitrurare de 90 %.

Cheltuielile de capital sunt mult mai mici decât în cazul utilizării distincte a celor trei tehnologii de epurare (desulfurare secundară uscată + **SCR** + electrofiltru). Sistemul integrat nu mai este la fel de avantajos, din punct de vedere economic, atunci când este necesar să se obțină grade de desulfurare mai mari de 85 % [3.72, 3.73].

Bibliografie

- 3.1. AKIRA M., SHIMIZU K., MATSUOKA T., FURUTA S., *Reactive Absorption of NO_x using WET Discharge Plasma Reactor*, IEEE Transactions on Industry Applications, 1995, Vol.1, No.6.
- 3.2. ALBANESE V.M., BOYLE J.M., FERRIGAN J.J., SPKOYNY F.E., *Hybrid System for Post-Combustion NO_x Reduction SNCR and Air Heater SCR*, FETC Publications, Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.

- 3.3. ARAI M., *Flue Gas Recirculation for Low NO_x Combustion System*, Proceedings of 2000 International Joint Power Generation Conference, Florida, 2000.
- 3.4. BADEA A., LĂZĂROIU G., APOSTOL T., DINCĂ C., *Reducerea emisiei de NO_x în unitățile de producere a energiei electrice, prin utilizarea catalizatorilor*, Producerea, transportul și distribuția energiei electrice și termice, martie 2002.
- 3.5. BATTLESON D.M., BABKO-MALYI S., *Novel Russian Technologies for Offgas NO_x Reduction*, FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
- 3.6. BICOCCHI S., *Les polluantes et les techniques d'épuration des fumées*, Lavoisier, TECHNIQUE & DOCUMENTATION, 1998.
- 3.7. BLANCHARD J.M., POPESCU M., CARRE J., *Analyse et traitement des rejets atmospheriques industriels*, INSA Lyon, Département de Génie Energétique, UTC București, Faculté d'In-stallations, 1996-1997.
- 3.8. BLAND V.V., GAURCO P.J., ELDRIDGE T.V., *Observations for NO₂ Formation in Two Large Natural gas Fired Boilers*, Proceedings of 2000 International Joint Power Generation Conference, Florida, 2000, IJPGC2000-15103.
- 3.9. CAMPARATO J.R., *NO_x Control Technologies: Focus SNCR*, Western Coal Council, Burning PRB Coal Seminar, Birmingham, Alabama, April 2000.
- 3.10. CAMPARO J.R., BOYLE J.M., MICHELS W.M., *CFD Modeling of Urea-Based SNCR and Hybrid Performance on large Unity Boilers*, FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
- 3.11. CIARLANTE V., ZOCCOLA M.A., *Application of Urea SNCR on a tangentially Fired 84 MWe Pulverized Coal Boiler*, FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
- 3.12. COHEN M.B., *Update on SCR Operation at The Birchwood power facility*, FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
- 3.13. DARGUZAS J.N., PENROSE J.C., LITKA A.F., CHEN Z.Y., *A Flue Gas Cleanup Technology of Next Generation – Copper Oxide Process*, NETL Publications, 1999 Conference Proceedings Thirteenth U.S. - Korea Joint Workshop on Energy and Environment, September, 1999.
- 3.14. DINELLI G., CIVITANO L., REA M., *Industrial Experiments on Pulse Corona Simultaneous Removal of NO_x and SO₂ from Flue Gas*, IEEE Transactions on Industry Applications, 1990, Vol.26, No.3.
- 3.15. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.
- 3.16. DURSO A.R., *Combustion Tempering in Conjunction With SNCR Reduces NO_x Emissions Nearly 60 % On a natural Gas Fired Cyclone Boiler*, ICAC Forum 2000, Rosslyn, March, 2000, RJM Corporation.
- 3.17. ELSTON J., FRANKLIN H.N., *SCR Retrofit Boiler Impact Checklist*, Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers .
- 3.18. ENEVOLDSEN S.S., *Experience and process Options with Topsoe's SCR DeNO_x Systems*, FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
- 3.19. FAVALE A.C., GRETTA W.J., HINTON W.S., COOPER J.A., *Critical Design Issues for Selective Catalytic Reduction for AES Cayuga, LLC*, Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers.
- 3.20. FRANKLIN H.N., *Effect of Fuels and Furnace Design on Selective Catalytic Reduction Systems*, FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.

-
- 3.21. GARCIA-MALLOL J.A., SIMMERMAN R.N., EBERLE J.S., *Advanced FW Arch Firing : NO_x Reduction in Central Power Station*, Proceedings of Pittsburgh Coal Conference, Pennsylvania, September, 2002.
 - 3.22. GHIA V.V., *Depoluarea arderii aplicând tehnici primare moderne*, Sesiunea științifică "50 de ani de învățământ energetic în Universitatea POLITEHNICA București", București, noiembrie, 2000, Vol.II-Ingineria mediului.
 - 3.23. HAYDEN J., STEITZ T., *Advanced Over Fire Air Retrofit for Summer Ozone Compliance*, Foster Wheeler Review, Winter 2001.
 - 3.24. HEATON T.H., *¹⁵N/¹⁴N Ratios of NO_x from Vehicle Engines and Coal-Fired power stations*, Tellus, 42B, 1990.
 - 3.25. HELFRICH D.J., *Plasma technologies Applied to Air Pollution Control*, Workshop on Applications of Electrostatic for Control of gas Phase Air Pollutants, The Univ. of Cincinnati, Ohio, August, 1997.
 - 3.26. HERNQUIST R.W., *NO_x SCR Design for High Efficiency at High Concentration, Dust and SO_x Loading*, FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
 - 3.27. HERNQUIST R.W., *Update: Performance of NO_x SCR Design for High Efficiency at High Concentration, Dust and SO_x Loading*, FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
 - 3.28. HINTON W.S., MAXWELL J.D., HEALY E.C., HARDMAN R.R., BALDWIN A.R., *Demonstration of SCR Technology for The Control of NO_x Emissions from High-Sulfur Coal-Fired Utility Boilers*, FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
 - 3.29. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenergetica și mediul*, Editura Tehnică, București, 1996.
 - 3.30. ISTRATE M., GUȘĂ M., *Impactul producerii, transportului și distribuției energiei electrice asupra mediului*, Editura AGIR, București, 2000.
 - 3.31. JANTZEN T.M., ZAMMIT K.D., *Hybrid Postcombustion NO_x Control*, FETC Publications, Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
 - 3.32. JIANGHE Z., CHUANKAI X., YUSEN B., *The Effect of Fineness on NO_x Emissions for Pulverized Coal Combustion*, FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
 - 3.33. KIGA T., WATANABE S., YOSHIKAWA K., ASANO K., *Evaluation of NO_x Formation in Pulverized Coal Firing by Use of nitrogen Isotope ratios*, Proceedings of 2000 International Joint Power Generation Conference, Florida, 2000, IJPGC2000-15024.
 - 3.34. KOSHLAND C.P., *Combustion, Emissions and The Next Generation of Power Plants*, Energy Toolkit VI, Lecture 11, <http://ist-socrates.berkeley.edu>.
 - 3.35. LAUX S., COLE R., McCREA B., NILSEN W., *Low NO_x Retrofit of Two 1300 MW Coal fired Boilers*, Foster Wheeler Review, Winter 2001.
 - 3.36. LAUX S., TILLMAN D., SELTZER A., *Design Issues for Co-firing Biomass in Wall-Fired Low NO_x Burners*, Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers.
 - 3.37. MACK S.S., PATCHETT J.A., *SCR Catalyst Management Strategies to Reduce Operating Expenses*, FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
 - 3.38. MASATAKA A., *Flue Gas recirculation for Low NO_x Combustion Systems*, Proceedings of 2000 International Joint Power Generation Conference, Florida, 2000, IJPGC2000-15073.
 - 3.39. MASUDA S., HIDEYUKI N., *Control of NO_x by Positive and Negative Pulsed Corona Discharges*, IEEE Transactions on Industry Applications, 1990, Vol.26, No.2.
 - 3.40. MASUDA S., HOSOKANA S., SAKAKIBARA K., *Destruction of Gaseous pollutants By Surface-Induced Plasma Chemical Process (SPCS)*, IEEE Transactions on Industry Applications, 1993, Vol.29, No.4.
-

- 3.41. McCARTHY K., LAUX S., GRUSHA J., *Advanced Furnace Air Staging and Burner Modifications for Ultra-Low NO_x Firing Systems*, Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers.
- 3.42. McCARTHY K., LAUX S., GRUSHA J., ROSIN T., *Improved Low NO_x Firing System for Pulverized Coal Combustion*, Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers.
- 3.43. McCARTHY K., WOLDEHANNA S., GRUSHA J., HEINZ G., *Long Term Results from The First US Low NO_x Conversion of Tangential Lignite Fired Unit*, Foster Wheeler Technical Papers, <http://www.fwc.com/publications>.
- 3.44. NISCHT W., WOOLDRIGE B., HINES J., ROBINSON K., *Update of Selective Catalytic Reduction Retrofit on a 675 MW Boiler at AES Somerset*, Proceedings of ASME International Joint Power Generation Conference, July, 2000, Miami, Florida, U.S.A.
- 3.45. PĂNOIU N., MIHĂESCU L., PRISECARU T., PRISECARU M., *Recircularea externă a gazelor de ardere-factor important în reducerea primară a oxizilor de azot (cu aplicație la combustibili lichizi)*, Energetica, 4, A, 1993.
- 3.46. PĂSCULETE E., ANGHELIDIS G., COMȘA C., *Tehnologii moderne pentru îndepărtarea NO_x din gazele de ardere ale centralelor care folosesc combustibili solizi*, Energetica, 4, A, 1994.
- 3.47. PĂSCULETE E., COSMA C., *Reducerea emisiilor poluante în centralele termoelectrice pe combustibili fosili prin îndepărtarea oxizilor de azot din gazele de ardere prin procedee catalitice*, III-7, Sesiunea de comunicări științifice "Tehnologii eficiente și curate în industria energiei electrice", București, mai 1995.
- 3.48. PRITCHARD S., DIFRANCESCO C., KANEKO S., KOBAYASHI N., SUYAMA K., *Optimizing SCR Catalyst Design and performance for Coal-Fired Boilers*, Presented at EPA/EPRI 1995 Joint Symposium Stationary Combustion NO_x Control, May, 1995.
- 3.49. ROMERO C.E., CIARLANTE V., *Sensitivity of SNCR Process to Furnace Process Variables*, FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
- 3.50. SHELTON H., *Comparison of NO_x Reduction Technologies for Industrial Applications*, FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
- 3.51. STEITZ T., GRUSAH J., COLE R., *Wall Fired Low NO_x Burner Evolution for Global NO_x Compliance*, The 23rd International Technical Conference on Coal & Fuel Systems, Florida, USA, 1998.
- 3.52. STEPANIK T.M., SAUNDERS C.B., LOPATA V.J., BARNARD J.W., EWING D.E., *Electron Beam Technology: Turning The Corner Towards Sustainable Industrial Applications*, World Wise '99 – Conference on Sustainable Infrastructure: Emerging Technologies for the New Millennium, Winnipeg, Manitoba, Canada, December, 1999.
- 3.53. TSENG C.H., KEENER T.C., KHANG S.J., *Nitrogen Oxides Removal by Pulsed Corona Enhanced Wet Electrostatic Precipitation*, Developments in Chemical Engineering and Mineral Processing, Vol. 8, No. 5/6, 2000.
- 3.54. TSIU C., LIN H., LAUX S., GRUSHA J., *Operating Results from Foster Wheeler's New Vortex Series Low NO_x Burners*, Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers.
- 3.55. ȚUȚUIANU O., *Conservarea energiei și protecția mediului înconjurător*, Energetica, 3, A, 1991.
- 3.56. UNGUREANU C., IONEL I., OPRÎȘA P.D., *Tehnologii moderne pentru frânarea formării de NO_x în procesele de ardere din focarele cazanelor de abur*, Energetica, 10-12, 1990.
- 3.57. URBAS J., BOYLE J.M., *Design and optimization of SNCR/SCR Hybrid on a Group 1 Boiler in The Ozone Transport Region*, FETC Publications, Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
- 3.58. WARK K., WARNER C.F., *Air pollution—Its origin and control*-Second Edition, Harper Collins Publishers, 1981.

-
- 3.59. WEBSTER T., *Burner Technology for Single Digit NO_x Emissions in Boiler Applications*, Proceedings of CIBO NO_x Control XIV Conference, San Diego, California, March, 2001.
 - 3.60. YUAN JI PEI, GE LI, XIANG QI WANG, and others, *A low Cost and High Efficient Facility for Removal of SO₂ and NO_x in The Flue Gas from Coal Fire Power Plant*, Proceedings of The 2001 Particle Accelerator Conference, Chicago, U.S.A.
 - 3.61. ZAMINSKY M.V., MALY M.P., HO L., SHELDON M.S., *Second Generation Advanced Reburning for High Efficiency NO_x Control*, Final Report on Dept. of Energy to contract No. DE-AC22-95PC95251, Energy and Environmental Research Corporation, California, USA, 1997.
 - 3.62. ***, *A study of Toxic Emissions from a Coal-Fired Power Plant Utilizing the SNOX™ Innovative Clean Coal Technology Demonstration*, Report No. DOE/PC/93251-T3-Vol.1, Battle Columbus Operations, July 1994.
 - 3.63. ***, *Control of Nitrogen Oxide Emissions: Selective catalytic Reduction (SCR)*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 9, July, 1997.
 - 3.64. ***, *Evaluation of gas Reburning and Low-NO_x Burners on a Wall-Fired Boiler – A DOE Assessment*, U.S. Department of Energy, National Energy Technology laboratory, NETL publications 2001/1143, February, 2001.
 - 3.65. ***, *Fuel Tech - Technical Papers*, <http://www.fueltechnv.com>.
 - 3.66. ***, *Installation of the Ecotube-System at Flintrannans District Heating Plant, Sweden*, <http://www.ecomb.se>.
 - 3.67. ***, *NO_x Reduction from Fired Heaters and Boilers*, Foster Wheeler Technical Papers, <http://www.fwc.com>.
 - 3.68. ***, *Procédé de réduction des oxides d'azote*, Von Roll Inova Technical Papers, <http://www.von-roll.ch/inova>.
 - 3.69. ***, *Reburning Technologies for Control of Nitrogen Oxides Emissions from Coal-Fired Boilers*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 14, May, 1999.
 - 3.70. ***, *Reducing Emissions of Nitrogen Oxides via Low-NO_x Burner Technology*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 5, September, 1996.
 - 3.71. ***, *Reduction of NO_x and SO₂ Using gas Reburning, Sorbent Injection, and Integrated Technologies*, Clean Coal Technology, Topical Report No. 3, September, 1993.
 - 3.72. ***, *SO_x-NO_x-Rox Box™ Flue Gas Cleanup Demonstration*, U.S Department of Energy, NETL Report 2001/1135, December 2000.
 - 3.73. ***, *Technologies for The Combined Control of Sulfur Dioxide and Nitrogen Oxide Emissions from Coal-Fired Boilers*, Clean Coal Technology, Topical Report No. 13, May, 1999.
-

CAPITOLUL 4

CONTROLUL POLUĂRII CU PARTICULE AEROPURTATE

4.1. Introducere

Substanțele aeropurtate, rezultate în urma manifestării unor fenomene naturale, dar și a activităților umane, reprezintă unul dintre poluanții importanți ai atmosferei. În plus, substanțele aeropurtate devin poluanți importanți ai celorlalți factori de mediu, datorită depunerii lor pe arii extinse. Astfel, dintr-un total mediu de 32.000.000 t/an de substanțe poluante, generate de activitățile antropice, aflate în suspensie în aerul atmosferic, 900.000 tone sunt generate de motoarele cu ardere internă, 4.100.000 tone de producerea energiei electrice, prin arderea combustibililor fosili, 17.000.000 tone de diversele procese tehnologice industriale, 6.900.000 tone de arderea combustibililor în generatoare industriale de abur și 3.000.000 de amenajările pentru depozitarea deșeurilor urbane și industriale. La aceste surse de poluare, se adaugă și activitățile agricole, cele din construcții, dar și transporturile auto.

Fenomenele naturale precum eroziunea, dezertificarea, deplasarea polenului și a semințelor diverselor plante, unele dintre ele inițiate și accelerate de activitățile umane, reprezintă, de asemenea, surse importante de poluare a atmosferei, cu substanțe aeropurtate.

Poluanții, aflați în suspensie în aerul atmosferic sau în gazele rezultate din diverse procese tehnologice, sunt amestecuri ce pot varia în game foarte largi, atât în ceea ce privește dimensiunile particulelor, cât și proprietățile fizice și chimice ale acestora. Complexitatea substanțelor aeropurtate rezultă și din adsorbția sau absorbția de sulfat, nitrați și hidrocarburi, la nivelul particulelor de silicați sau carbonați, procese care pot fi facilitate de prezența vaporilor de apă.

În general, substanțele aeropurtate, rezultate din procesele industriale, sunt de următoarele tipuri:

- ✓ cenușă zburătoare, ca amestec de oxizi de siliciu, aluminiu și fier (SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3) și particule de carbon nears; acest tip de poluant rezultă din procesele tehnologice de ardere a combustibililor, în scopuri energetice;
-

- ✓ oxizi de fier (în principal Fe_2O_3), rezultați la furnalele din industria metalurgică;
- ✓ oxizi de calciu și de siliciu, rezultați din industria de fabricare a cimentului;
- ✓ sulfat de sodiu, rezultat din industria de celuloză și hârtie;
- ✓ particule de uleiuri, de solvenți și de coloranți, rezultate din industriile constructoare de mașini și din industria textilă.

În tabelul 4.1 este dată o prezentare sumară a proceselor industriale generatoare de substanțe poluante aeropurtate, precum și a mijloacelor de depoluare aplicabile fiecărei categorii de poluanți.

Tabelul 4.1. Procese industriale generatoare de poluanți aeropurtați și mijloace de control a acestora

Procesul tehnologic	Sursa de emisie	Substanțele emise	Metode și echipamente de control a poluării
Turnătorii de fier și oțel	furnale, cuptoare pentru topirea oțelului, mașini de sinterizat	oxizi de fier, praf, fum	cicloane, filtre cu saci, electrofiltre, colectoare umede
Turnătorii de fontă	instalațiile de formare, scuturare și turnare	oxizi de fier, fum, particule de metal și de ulei	scrubere, colectoare centrifugale uscate
Metalurgia neferoasă	furnale	fum, particule de metal de ulei și de vaselină	electrofiltre, filtre cu saci
Rafinarea petrolului	instalații de cataliză, incineratoare de nămol tehnologic	praf de catalizator, cenușă din nămolul tehnologic	cicloane, electrofiltre, scrubere, filtre cu saci
Fabricarea cimentului	cuptoare, concasoare, transportoare	produși bazici, praf de proces	filtre cu saci, electrofiltre, colectoare mecanice
Fabricarea celulozei și hârtiei	cuptoarele de recuperare, cuptoarele de var	prafuri de diverse substanțe chimice	electrofiltre, scrubere Venturi
Fabricarea acizilor fosforic și sulfuric	procesele termice, chimice și de măcinare a rocilor acidifiante	ceață acidă, praf	electrofiltre, instalații de reținere a ceței
Fabricarea cocsului	cuptoare, manipularea materialelor de calmare	praf de cărbune și de cocs, gudroane	proiectarea corespunzătoare a instalațiilor, operare și mentenanță atente
Fabricarea sticlei și a fibrelor de sticlă	cuptoare, instalații de turnare, conservare și transport	ceață acidă, oxizi alcalini, praf, aerosoli	filtre cu saci

Factorii de emisie a substanțelor în suspensie, specifici diferitelor procese tehnologice, sunt dați în tabelul 4.2 [4.34].

Din punctul de vedere al poluării atmosferei cu substanțe aeropurtate, se operează, frecvent, cu termeni, precum, praf, fum și ceață sau cu termeni generici: aerosol, suspensoid și dispersoid. Evident, este necesar să se utilizeze un termen descriptiv, convenabil ales.

Termenul de aerosol este derivat din termenul hidrosol, utilizat pentru denumi-

rea suspensiilor coloidale, cu toate că analogia este restrânsă, datorită faptului că aerosolii nu au caracteristica de stabilitate a hidrosolilor. Pentru o mai bună analogie, termenul de aerosol poate fi folosit acolo unde suspensiile au un grad de stabilitate apreciabil, fapt care limitează dimensiunile particulelor la mai puțin de 1 μm .

Tabelul 4.2. Factori de emisie specifici diverselor surse de poluare

Sursa de poluare	Factorul de emisie
Combustia gazelor naturale	
Centrale electrice	240 kg/milion m^3 gaz utilizat
Generatoare industriale de abur	290 kg/milion m^3 gaz utilizat
Instalații casnice și comerciale	305 kg/milion m^3 gaz utilizat
Combustia distilatelor din petrol	
Instalații industriale și comerciale	1,8 kg/1000 l combustibil ars
Instalații casnice	0,96 kg/1000 l combustibil ars
Combustia păcurii	
Centrale electrice	1,2 kg/ m^3 combustibil ars
Instalații industriale și comerciale	2,8 kg/ m^3 combustibil ars
Arderea cărbunelui	
Cazane de tip ciclon	0,9 kg/tonă cărbune ars
Alte instalații de ardere a cărbunelui pulverizat	7,7 kg/tonă cărbune ars
Focare cu încărcare mecanică	5,9 kg/tonă cărbune ars
Incineratoare	
multi-cameră, pentru reziduuri urbane	7,7 kg/tonă deșeuri arse
cu alimentare continuă	12,7 kg/tonă deșeuri arse
casnice, cu suport de gaz	6,8 kg/tonă deșeuri arse
arderea deschisă a deșeurilor	7,3 kg/tonă deșeuri arse
Motoarele vehiculelor	
motoare cu benzină	1,4 kg/ 1000 l benzină
motoare Diesel	13,2 kg/ 1000 l motorină
Fabricarea cimentului	108 kg/ m^3 ciment produs
Fabricarea celulozei și hârtiei	
Cuptoare de var tehnologic	42,6 kg/tonă pastă de hârtie produsă
Instalații de recuperare a deșeurilor de hârtie	68,1 kg/tonă pastă de hârtie produsă
Metalurgie	
Furnale	0,7 ÷ 9 kg/tonă oțel produs
Cuptoare cu arc electric	6,8 kg/tonă metal topit
Fabricarea acidului sulfuric	0,14 ÷ 3,4 kg ceață acidă/tonă acid

Termenul de dispersoid are avantajul că este un termen generic, fiind descriptiv și cuprinzând un tip mai general de dispersiune, decât termenul aerosol.

Dispersiile de particule, în gaze, sunt dificil de clasificat pe criteriul proprietăților lor fundamentale. În general, proprietățile, luate în considerare, se referă la mărimea particulelor și la viteza lor de sedimentare. Particulele mai mari de 100 μm pot fi excluse din categoria dispersiei, deoarece se sedimentează prea repede. Pe de altă parte, par-

ticulele mai mici de $1\ \mu\text{m}$ se sedimentează foarte încet, astfel încât pot fi considerate ca și suspensii permanente.

Utilizarea termenilor descriptivi clasici, precum fum, praf și ceață, pare să fie metoda de clasificare cea mai convenabilă, deoarece se bazează pe modul de formare al dispersoizilor. Rezultă, astfel, următoarele categorii:

- ✓ *Praful* este format prin pulverizarea sau dezintegrarea mecanică a materialului solid, în particule mici, prin procese cum sunt: măcinarea, concasarea, explozia etc. Mărimea particulelor de praf variază între $1\ \mu\text{m}$ și $100 \div 200\ \mu\text{m}$. Desigur, există și particule cu dimensiuni mai mari, însă, acestea rămân, în suspensie, un timp scurt, astfel încât nu intră în categoria substanțelor aeropurtate. Particulele de praf au, în general, formă neregulată. Exemple uzuale de praf sunt: cenușa zburătoare, praful de rocă, făina etc. Nisipul este prea grosier pentru a intra în această categorie. Prafurile sunt foarte heterogene, atât ca mărime, cât și ca structură.
- ✓ *Fumul* provine din arderea unor substanțe organice (lemn, deșeuri de cauciuc, combustibili lichizi) și implică un anumit grad de opacitate. Fumul include mai mulți dispersoizi, care nu pot fi clasificați ca fiind prafuri sau cețuri (unele suspensii formate prin reacții chimice, fotochimice, prin condensare, volatilizare și prin pulverizare electrică). Exemple, în acest sens, sunt: transformarea fotoelectrică a SO_2 , în SO_3 , oxidarea magneziului, în cuptoare cu arc, și condensarea acidului stearic. Particulele de fum sunt foarte fine, având dimensiuni cuprinse între $0,1\ \mu\text{m}$ și $1\ \mu\text{m}$. Acestea au formă sferică, dacă sunt de natură lichidă sau gudronoasă, și au forme neregulate, dacă sunt din material solid (negrul de fum). Datorită dimensiunilor lor foarte mici, particulele ce compun fumul rămân în suspensie zeci de minute sau, chiar, ore și se află într-o mișcare browniană rapidă.
- ✓ *Cețurile* sunt formate prin condensarea vaporilor de diverse substanțe chimice, rezultând, astfel, suspensii de picături. De asemenea, cețurile se pot forma prin atomizarea unor lichide. Mărimea particulelor din ceața naturală este cuprinsă între $5\ \mu\text{m}$ și $100\ \mu\text{m}$. Prin procese speciale de atomizare a lichidelor pot fi produse particule cu dimensiuni mult mai mici decât acelea ale cețurilor naturale, ajungându-se la dimensiuni de ordinul fracțiunilor de micron. Unii dispersoizi industriali, așa cum sunt particulele de acid sulfuric, sunt incluși, uneori, în categoria cețurilor, cu toate că este mai corect să fie incluși în categoria de fum, datorită dimensiunilor mai mici de $1\ \mu\text{m}$, ale particulelor. Ceața atmosferică se caracterizează prin densitate optică apreciabilă, fapt ce determină reducerea vizibilității.
- ✓ Termenul de *smog* este derivat din combinația fumului cu ceața și, în mod corect, se referă la amestecul natural de ceață și fum (ultimul fiind un produs al activităților antropice). O utilizare eronată a acestei noțiuni, însă larg răspândită, în prezent, se referă la smogul urban, format, în mare măsură, prin reacțiile chimice complexe ale hidrocarburilor, aflate în atmosferă. Acest tip de smog nu este asociat, niciodată, cu ceața naturală, dimpotrivă, are intensitate maximă în atmosferă calmă, caldă și uscată.

Termenii frecvent utilizați pentru descrierea particulelor aeropurtate sunt dați în

tabelul 4.3 [4.34]:

Tabelul 4.3. Definierea termenilor care descriu substanțele aeropurtate

Termenul	Semnificația
Particule aeropurtate	Orice material, cu excepția apei pure, aflat în stare solidă sau lichidă, în aerul atmosferic sau în fluxurile de gaz, în condiții standard.
Aerosol	Dispersie de particule microscopice, solide sau lichide, într-un mediu gazos
Praf	Dispersie de particule solide, având dimensiuni mai mari decât cele corespunzătoare suspensiei coloidale, capabile de suspensie temporară, în aer.
Cenușă zburătoare	Particule fin divizate de cenușă, antrenate de fluxul de gaz; în componența cenușii zburătoare pot exista și particule fine de combustibil nears.
Ceață, Exalație	Aerosoli vizibili (condens de picături foarte fine).
Fum	Particule formate prin procese de condensare, sublimare sau prin reacții chimice, și care, predominant, au dimensiuni mai mici de 1 μm.
Ceață slabă	Dispersii de picături fine de lichid, a căror dimensiune este suficient de mare încât să determine căderea, relativ rapidă, a acestora.
Particulă	O cantitate distinctă de materie, aflată în stare solidă sau lichidă.
Fum de combustie	Mici particule antrenate de fluxul de gaze, rezultate în urma combustiei.
Funingine	Aglomerare de particule de carbon.

Arderea combustibililor fosili, în scopuri energetice, determină poluarea tuturor factorilor de mediu. Dacă poluarea apei și a solului este, practic, la fel de semnificativă în procesul tehnologic de ardere a combustibililor, ca și în procesele tehnologice de extracție a acestora, poluarea atmosferei este generată, în cea mai mare măsură, de arderea combustibililor și nu de extracția sau prelucrarea primară a acestora. Arderea combustibililor fosili, în centralele termoelectrice, poluează atmosfera cu o serie de emisii gazoase, așa cum sunt oxizii de carbon de sulf și de azot și, în mai mică măsură, cu o serie de compuși organici volatili. În afară de aceste substanțe poluante, dacă combustibilul utilizat este cărbunele, atunci atmosfera este poluată și cu substanțe aeropurtate. În funcție de caracteristicile particulelor aflate în suspensie, ale instalațiilor de evacuare a gazelor de ardere, ale reliefului și funcție de condițiile meteorologice, substanțele aeropurtate, prin depunere, afectează și ceilalți factori de mediu.

Pulberile, aflate în suspensie în gazele de ardere, reprezintă particule solide antrenate și conțin cenuși volatile și particule de combustibil nears [4.27]. Emisiile solide, din gazele de ardere, pot conține o gamă variată de substanțe chimice: carbon nears, oxizi metalici, silicați, săruri, precum și unii componenți rezultați prin condensarea substanțelor din faza gazoasă [4.5, 4.33].

Pe plan mondial, producerea energiei electrice se situează pe un nedorit loc doi, în ordinea activităților antropice generatoare de pulberi în suspensie, situație perfect valabilă și pentru România. O situație diferită se întâlnește în Franța, unde, la nivelul anilor 1990, producerea energiei electrice are o pondere de doar 7 % în totalul emisiilor de acest tip, mult mai puțin decât celelalte industrii și decât transporturile [4.3].

Evident, această situație este explicabilă prin faptul că 80 % din energia, produsă în Franța, provine din centrale nucleare electrice.

Forurile internaționale limitează, sever, toate emisiile de poluanți din energetică, existând unele diferențe între valorile admisibile, în funcție de caracteristicile combustibililor și de puterile termice ale cazanelor. România și-a aliniat legislația de mediu normelor comunității europene, astfel încât, pentru noile instalații sau pentru instalațiile re tehnologizate, normele de emisie cu substanțe aeropurtate sunt în perfectă concordanță. Pentru instalațiile vechi, normele românești acceptă, încă, concentrații mai mari de pulberi în suspensie, decât pentru instalațiile noi. Pentru comparație, în tabelul 4.4 sunt date valorile admisibile ale concentrațiilor maxime de pulberi, în gazele de ardere uscate, atât în normele europene, cât și în acelea adoptate de România.

Tabelul 4.4. Concentrațiile maxime de pulberi din gazele de ardere

Tipul de combustibil	Norme europene		Norme românești		
	Puterea termică (MW _t)	Concentrația maximă (mg/Nm ³)	Instalații noi	Instalații vechi	
			Concentrația maximă (mg/Nm ³)	Puterea termică (MW _t)	Concentrația maximă (mg/Nm ³)
SOLID	50 ÷ 100	100	100	50 ÷ 500	150
	100 ÷ 500	100		> 500	100
	> 500	50			
LICHID	50 ÷ 100	50	50	> 500	50
	100 ÷ 500	50			
	> 500	50			
GAZOS	-	-	5	> 150	5

Pentru România, încadrarea centralelor vechi, în normele de emisie impuse centralelor noi, prezintă o serie de dificultăți, în special datorită marii diversități a cazanelor existente, atât din punct de vedere al capacității acestora, care variază între 2 t/h și 1035 t/h, cât și din punctul de vedere al combustibililor utilizați.

Substanțele solide, rezultate în urma arderii cărbunilor și a păcurii, părăsesc cazanele sub formă de zgură, captată la baza focarului, cenușă, captată în zona economizorului și cenușă zburătoare. Pentru diferite tipuri de cazane, ponderea celor trei categorii de reziduuri este dată în tabelul 4.5 [4.10].

Tabelul 4.5. Repartiția specifică a particulelor solide

Tipul cazanului	Zgură (%)	Cenușă zburătoare (%)	Cenușă captată la economizor (%)
Cazan pentru cărbune pulverizat	10 ÷ 30	70 ÷ 90	0 ÷ 10
Cazan cu ardere în strat staționar	60 ÷ 80	20 ÷ 40	0 ÷ 5
Cazan de tip ciclon	50 ÷ 80	15 ÷ 50	0 ÷ 10
Cazan cu ardere în strat fluidizat	5 ÷ 90	10 ÷ 95	0 ÷ 5

4.2. Proprietățile dispersoizilor

4.2.1. Proprietăți generale

Particulele, aflate în suspensie, se caracterizează prin:

- ✓ *proprietăți fizice*: dimensiunile particulelor, densitatea particulelor, raportul dintre suprafața și volumul acestora, solubilitatea, capacitatea de adsorbție, opacitatea suspensiei; în strânsă legătură cu dimensiunile și densitatea particulelor, acestea se caracterizează printr-o anumită viteză de sedimentare;
- ✓ *proprietăți chimice*: caracterizate, în principal, prin viteza de reacție, în prezența agenților chimici (oxidarea, absorbția, cataliza etc.);
- ✓ *proprietăți electrice*: conductivitatea electrică a particulelor și, implicit, rezistivitatea electrică a acestora.

Multe dintre proprietățile fizice și chimice depind, în mod esențial, de suprafața expusă, astfel încât particulele fine prezintă, adesea, o activitate pronunțată.

Una dintre caracteristicile cele mai importante ale norilor de particule este *gradul de dispersie* (gradul de finețe) care este exprimat, cel mai bine, prin *suprafața specifică*. Aceasta este definită ca fiind suprafața expusă, pe unitatea de masă a substanței dispersate, unitatea de măsură convențională fiind cm^2/g .

În tabelul 4.6 sunt date suprafețele specifice ale unor dispersoizi, putându-se, astfel, observa că suprafețele specifice ale particulelor sunt cuprinse în limite largi, de la $50 \text{ cm}^2/\text{g}$ - pentru nisip, până la $1.000.000 \text{ cm}^2/\text{g}$ - la negrul de fum, fin. Majoritatea dispersoizilor au, însă, suprafețe specifice cuprinse în gama $1.000 \div 10.000 \text{ cm}^2/\text{g}$, valorile mici corespunzând particulelor grosiere, iar cele mari corespunzând fumului fin.

Tabelul 4.6. Suprafețele specifice ale unor dispersoizi

Dispersoidul	Diametrul mediu (μm)	Suprafața specifică (cm^2/g)
Fumul de tutun	0,6	100.000
Cenușa zburătoare fină	5,0	6.000
Cenușa zburătoare grosieră	25,0	1.700
Praful rezultat de la cuptoarele de ciment	13,0	2.400
Praful rezultat de la furnale (după epurarea în instalația de desprăfuire mecanică uscată)	8,0	4.000
Negrul de fum, fin	0,03	1.100.000
Mangal activat	-	8.000.000
Nisip fin	500,0	50

O altă caracteristică, importantă, a dispersoizilor este *concentrația de particule*, aceasta fiind exprimată prin raportul dintre masa totală a particulelor, aflate într-un vo-

lum dat de gaz. Uzual, concentrația particulelor se măsoară în $\mu\text{g}/\text{m}^3$.

Deasupra oceanelor, concentrația de praf atmosferic este, în mod obișnuit, mai mică de $1 \mu\text{g}/\text{m}^3$, în timp ce, în zonele cu furtuni de praf violente, aceasta poate atinge valori de ordinul a $10^9 \mu\text{g}/\text{m}^3$. Gazele industriale se caracterizează prin concentrații tipice de particule, cuprinse între $10^4 \mu\text{g}/\text{m}^3$ și $10^8 \mu\text{g}/\text{m}^3$ [4.34].

Dependent de concentrația particulelor, există riscul formării a unor amestecuri explozive. Astfel, în anumite condiții, prafurile organice (precum făina, rășinile, zahărul) și particulele de diferite metale pot exploda. Concentrația minimă, necesară pentru a obține amestecuri explozibile, în aer, variază între $9,2 \text{ g}/\text{m}^3$ și $92 \text{ g}/\text{m}^3$. Aprinderea amestecului exploziv poate fi inițiată de descărcări electrice (așa cum este cazul instalațiilor de electrofiltre) sau de contactul cu suprafețele supraîncălzite ale unor lagăre.

O altă caracteristică generală a suspensiilor este *instabilitatea*. Principalele cauze, care determină instabilitatea suspensiilor de particule, în gaz, sunt:

- ✓ sedimentarea gravitațională; viteza de sedimentare este strâns legată de dimensiunile particulelor și de densitatea acestora. Astfel, particulele cu diametrul mai mare de $20 \mu\text{m}$ se caracterizează prin viteze semnificative de sedimentare, fiind aeropurtate doar pentru perioade scurte de timp. Vitezele de sedimentare aproximative ale unor particule, având densitatea de $1 \text{ g}/\text{cm}^3$, sunt [4.34]:
 - $0,1 \mu\text{m}$ → $4 \times 10^{-5} \text{ cm}/\text{s}$
 - $1 \mu\text{m}$ → $4 \times 10^{-3} \text{ cm}/\text{s}$
 - $10 \mu\text{m}$ → $0,3 \text{ cm}/\text{s}$
 - $100 \mu\text{m}$ → $30 \text{ cm}/\text{s}$
- ✓ mișcarea browniană, care determină aglomerarea particulelor submicronice, coagularea acestora și, în final, sedimentarea gravitațională;
- ✓ evaporarea;
- ✓ impactul particulelor, cu pereții instalației de epurare, și fixarea pe aceștia (datorită vitezei fluxului de gaz, forțelor de inerție, forțelor electrostatice etc.);
- ✓ variațiile termice (gradientii de temperatură pe direcția de deplasare a gazelor), care determină depunerea particulelor, pe suprafețele reci;
- ✓ prezența câmpului electric.

4.2.2. Dimensiunile particulelor și structura acestora

Formele particulelor, aflate în suspensie, în gaz, pot varia, în limite foarte largi, de la sferă simplă, la stele complexe și agregate înlănțuite. Cețurile și unele fumuri sunt compuse din picături, sferice, de lichide sau gudroane. Particulele cenușii zburătoare, obținute la arderea cărbunelui pulverizat, sunt de formă sferică sau conosferică, însă au, de multe ori, atașate, pe suprafață, particule satelit, mai mici. Particulele de praf sunt de formă neregulată, efect al multiplelor ruperi, ce apar la concasare și măcinare.

Conceptul de *mărime a particulei* poate fi definit, în mod univoc, numai în cazul, special, al particulelor sferice. În cazul general, al particulelor oarecare, mărimea aces-

tora poate fi definită în mai multe moduri, pe baza *diametrelor echivalente*, care depind de diferite proprietăți geometrice sau fizice ale particulelor. Pentru particulele neregulate, de praf, se poate utiliza media dimensiunilor, de-a lungul a trei axe perpendiculare între ele, sau diametrul sferei având același volum sau aceeași suprafață cu particula de formă neregulată. O altă cale, poate fi utilizarea anumitor proprietăți fizice, pentru a defini diametrul echivalent, așa cum este *viteza de sedimentare* a particulelor într-un anumit fluid. În acest din urmă caz, diametrul echivalent poate fi *diametrul Stokes* sau *diametrul aerodinamic echivalent*. Diametrul Stokes este diametrul unei sfere având aceeași densitate cu particule non-sferică și care, într-un flux laminar de gaz, are aceeași viteză de sedimentare cu aceasta. Diametrul aerodinamic echivalent se definește similar, excepția constând în faptul că densitatea sferei este de 1 g/cm^3 .

Un rezumat al principalelor metode de definire a diametrului echivalent este dat în tabelul 4.7.

Tabelul 4.7. Posibilități de determinare a diametrului echivalent al particulelor

Diametrul echivalent	Definiția	Relația de calcul
Diametrul longitudinal	Diametrul măsurat într-o direcție dată	$d = l$
Diametrul longitudinal mediu	Media dimensiunilor pe mai multe direcții date	$d = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n d_i$
Diametrul proiecției perimetrului	Diametrul cercului având aceeași circumferință ca și proiecția particulei	$d = P / \pi$
Diametrul proiecției suprafeței	Diametrul cercului având aceeași suprafață ca și proiecția particulei	$d = \sqrt{4A_p / \pi}$
Diametrul sferei suprafață	Diametrul sferei având aceeași suprafață ca și particula	$d = \sqrt{A_s / \pi}$
Diametrul volumetric	Diametrul sferei având același volum ca și particula	$d = \sqrt[3]{6V / \pi}$
Diametrul masic	Diametrul sferei având aceeași masă și densitate ca și particula	$d = \sqrt{\frac{6M}{\pi\rho_p}}$
Diametrul Stokes	Diametrul sferei având aceeași densitate și viteză de sedimentare ca și particula	$d = \sqrt{\frac{18\gamma\mu}{(\rho_p - \rho_f) \cdot g}}$
<p><i>Notații:</i> P – perimetrul (m), A_p – aria suprafeței proiectate (m^2), A_s – aria sferei proiectate (m^2), V – volumul sferei echivalente (m^3), M – masa sferei echivalente (kg), ρ_p – densitatea particulelor (kg/m^3), ρ_f – densitatea mediului bifazic (kg/m^3), μ – vâscozitatea dinamică (Ns/m^2), γ – vâscozitatea cinematică (m^2/s), g – accelerația gravitațională (m/s^2).</p>		

În tehnicile de control a emisiilor de poluanți aeropurtați, dimensiunile particulelor influențează, în mod semnificativ, gradul de separare. Din acest motiv, în analize, este preferabilă utilizarea diametrului Stokes (aflat în strânsă legătură cu viteza de sedimentare).

Datorită strânsei dependențe dintre eficiența epurării și dimensiunile particulelor, fiecărui tip de echipament de depoluare îi este asociată o curbă teoretică a gradului de separare, funcție de diametrul particulelor. Evident, eficiența filtrării poate fi estimată dacă se cunoaște:

- ✓ distribuția masică a particulelor, funcție de dimensiunile acestora;
- ✓ eficiența colectării, în funcție de diametrul particulelor, o astfel de curbă teoretică fiind prezentată în figura 4.1.

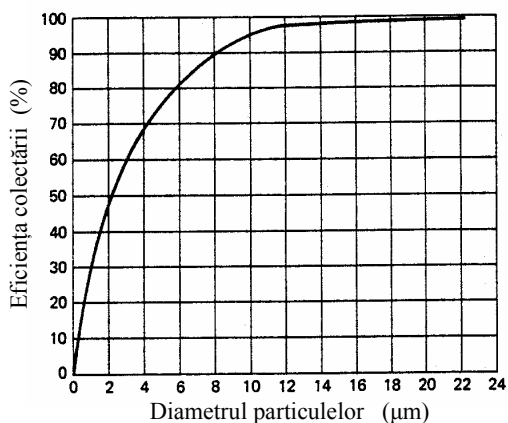


Fig. 4.1. Dependența teoretică a eficienței colectării în funcție de diametrul particulelor

Ca o caracteristică generală a instalațiilor de separare, poate fi evidențiată creșterea gradului de separare, odată cu creșterea dimensiunilor particulelor. Curbe de tipul celei trasate în figura 4.1 arată o creștere rapidă a eficienței separării, până la o anumită dimensiune a particulelor, urmată de o creștere lentă, însă apropiată de 100 %, în domeniul particulelor de dimensiuni mari. Forma acestor curbe depinde de tipul echipamentului de separare, de caracteristicile constructive (pentru un tip dat) și de condițiile de exploatare. În plus, gradul de colectare depinde de și de alte caracteristici fizice ale particulelor, așa cum sunt densitatea și forma acestora.

Analiza repartiției dimensiunilor particulelor, dintr-un dispersoid dat, nu poate fi efectuată în manieră deterministă, abordarea trebuind să fie una de tip statistic. Astfel, dacă se notează cu $N(d_p)$ distribuția cumulată a particulelor, având diametrul mai mic sau egal cu d_p , dintr-un număr total de N particule (de toate dimensiunile), rezultă o curbă tipică a distribuției cumulate, funcție de diametrul particulelor ($N(d_p)/N$), ca aceea reprezentată în figura 4.2 [4.34]. Acest tip de curbe se trasează în coordonate lineare și în unități relative (prin raportare la N), pentru cazul dat observându-se că majoritatea particulelor au diametrul echivalent mai mic de 20 μm .

Deși cunoașterea distribuțiilor de tipul ($N(d_p)/N$) este foarte importantă, în tehnica depoluării, cunoașterea distribuțiilor granulometrice, pe fracții discontinue, este, cel puțin, la fel de importantă. Evident, deoarece funcția $N(d_p)$ este o funcție continuă (chiar monoton crescătoare) intervalele de analiză (fracțiile discontinue) pot fi făcute

oricât de mici, ajungându-se, astfel, la calcul diferențial. Relația de calcul a numărului de particule, ce se încadrează într-un domeniu infinit mic al dimensiunilor, este de forma

$$n(d_p) = \frac{dN(d_p)}{d(d_p)}. \quad (4.1)$$

Relația (4.1) dă numărul de particule, ale căror diametre se încadrează în intervalul $d_p \div d_p + d(d_p)$. Distribuția granulometrică pe fracții discontinue $n(d_p)/N$ este, de asemenea, reprezentată în figura 4.2.

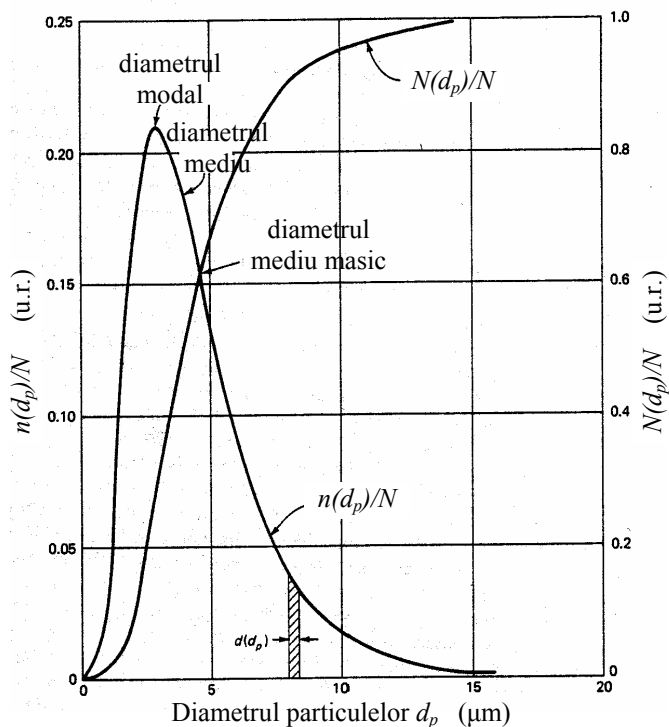


Fig. 4.2. Distribuția teoretică a diametrelor particulelor dintr-un eșantion de dispersoid

Relația dintre $n(d_p)$ și $N(d_p)$ este, evident, de forma

$$N(d_p) = \int_0^{d_p} n(d_p) \cdot d(d_p), \quad (4.2)$$

iar

$$N = \int_0^{\infty} n(d_p) \cdot d(d_p). \quad (4.3)$$

În unități relative, întreaga arie de sub curba $n(d_p)/N$ este egală cu unitatea, aria

situată la stânga sectorului hașurat (de lățime $d(d_p)$) fiind proporțională cu numărul de particule care au diametrul mai mic sau egal cu d_p .

Pentru diferite abordări analitice, este util să se caracterizeze o întreagă distribuție de diametre ale particulelor, printr-un singur diametru. Uzual, în acest scop se utilizează următoarele dimensiuni (figura 4.2):

- ✓ *diametrul modal* – diametrul corespunzător celui mai mare număr de particule (obținut prin rezolvarea ecuației $dn(d_p)/d(d_p)=0$) - în cazul dat, acest diametru este egal cu 2,98 μm ;
- ✓ *diametrul mediu* – valoare a diametrului, pentru care 50 % din numărul total de particule au diametru mai mare (mai mic) decât diametrul mediu - în cazul dat, acest diametru este de 4,0 μm ;
- ✓ *diametrul mediu masic (volumic)* – diametru pentru care masa tuturor particulelor, având diametrul mai mare decât diametrul mediu masic, constituie 50 % din masa totală a particulelor - în cazul dat, acest diametru este egal cu 4,6 μm .

Într-o distribuție de tip Gauss, valorile celor trei diametre, de mai sus, sunt egale.

Odată stabilite aceste valori, este important să se cunoască dispersia distribuției respective. O măsură a dispersiei este abaterea (deviația) standard (σ) sau varianța (σ^2):

$$\sigma^2 = \frac{1}{N} \int_0^{\infty} (d_p - d_{\text{mediu}})^2 \cdot n(d_p) \cdot d(d_p), \quad (4.4)$$

în care,

$$d_{\text{mediu}} = \frac{1}{N} \int_0^{\infty} d_p \cdot n(d_p) \cdot d(d_p) \quad \text{sau} \quad = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^m n_i(d_p) \cdot d_p. \quad (4.5)$$

Uzual, reprezentarea distribuției granulometrice a particulelor se realizează pe o diagramă logaritmică, pe ambele axe, curba de distribuție cumulativă devenind, astfel, o dreaptă (figura 4.3).

Acest tip de diagrame se numesc diagrame *Rosin-Rammler-Sperling*, fiind foarte utile, atunci când datele experimentale, referitoare la dimensiunile particulelor, sunt puține, calculele necesitând, astfel, multe interpolări lineare.

Frecvent, în practica desprăfuirii gazelor, se utilizează următoarea clasificare a dispersoizilor, funcție de dimensiunile particulelor, aflate în suspensie:

- ✓ $> 500 \mu\text{m}$ → praf grosier;
- ✓ $500 \div 100 \mu\text{m}$ → praf;
- ✓ $100 \div 5 \mu\text{m}$ → praf fin;
- ✓ $5 \div 2 \mu\text{m}$ → praf foarte fin;
- ✓ $< 2 \mu\text{m}$ → praf de condensare coloidal și fum.

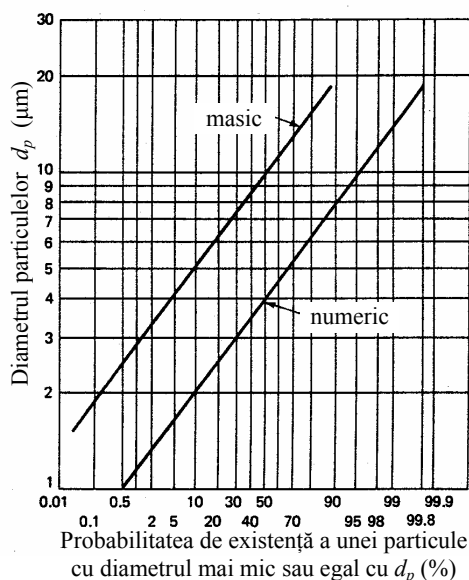


Fig. 4.3. Exemplu de diagramă Rosin-Rammler-Sperling pentru un anumit dispersoid

4.2.3. Viteza de sedimentare

Fenomenul natural de sedimentare gravitațională este utilizat, în mod esențial, în instalațiile industriale de eliminare a particulelor, aflate în suspensie în gaz. Cel mai important parametru, care influențează sedimentarea gravitațională, este viteza de sedimentare a particulelor (denumită uneori și viteză finală), v_s . Așa cum s-a arătat anterior, viteza de sedimentare depinde, pe lângă alți factori, de dimensiunile particulelor și de densitatea acestora.

Viteza de sedimentare este definită ca fiind acea valoare constantă a vitezei de coborâre, pe o direcție paralelă cu aceea a câmpului gravitațional, ce se atinge la echilibrul forței de gravitație (G) cu suma dintre forța lui Arhimede (F_A) și forța de frecare (F_f). Timpul, în care particulele ating această viteză, este extrem de scurt, astfel încât el poate fi neglijat. Echilibrul forțelor conduce la următoarea ecuație

$$G = F_A + F_f, \quad (4.6)$$

care, explicitată, devine de forma

$$m_p \cdot g = m_p \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right) \cdot g + \frac{\rho_g \cdot A \cdot C_f \cdot v_s^2}{2}, \quad (4.7)$$

semnificația notațiilor fiind: m_p – masa particulei, ρ_g – densitatea gazului, ρ_p – densitatea aparentă a particulei, A – aria secțiunii transversale a particulei, C_f – coeficientul de

frecare, g – accelerația gravitațională, v_s – viteza de sedimentare.

Din ecuația (4.7) rezultă, evident, relația de calcul a vitezei de sedimentare

$$v_s = \sqrt{\frac{2 \cdot m_p \cdot g \cdot (\rho_p - \rho_g)}{A \cdot C_f \cdot \rho_p \cdot \rho_g}}. \quad (4.8)$$

Dificultatea, majoră, în determinarea vitezei de sedimentare rezidă din determinarea coeficientului de frecare C_f . Studiile de mecanică a fluidelor au arătat că valoarea coeficientului de frecare depinde, esențial, de forma particulelor. Pentru ca lucrurile să devină și mai complexe, particulele de praf, eliminate de instalațiile industriale, au forme mult diferite, nu numai datorită procesului prin care se formează, cât și datorită proceselor de aglomerare ulterioară, ce se desfășoară la evacuarea lor în atmosferă. Cu toate acestea, poate fi utilizată ipoteza simplificatoare a particulelor de formă sferică. În această ipoteză simplificatoare, relația (4.8) devine de forma

$$v_s = \sqrt{\frac{4 \cdot d_p \cdot g \cdot (\rho_p - \rho_g)}{3 \cdot C_f \cdot \rho_g}}, \quad (4.9)$$

în care, d_p reprezintă diametrul particulei sferice echivalente.

Coeficientul de frecare, corespunzător deplasării particulelor sferice în gaz, depinde de criteriul (numărul) Reynolds (Re). Prin definiție, $Re = \rho_g v_s d / \mu$, d reprezentând dimensiunea caracteristică (în cazul de față diametrul particulei), iar μ – vâscozitatea dinamică a gazului. Corelația $C_f - Re$ este obținută prin experiment, stabilirea unor expresii analitice, pentru această corelație, nefiind posibilă, decât pentru domenii restrânse de variație a numărului Re [4.34].

Pentru regimul de curgere laminară, numit și regim Stokes, Re este cuprins între 10^{-4} și 0,5. În acest caz, experimentele efectuate pentru particule sferice au condus la o relație de forma

$$C_f = \frac{24}{Re}. \quad (4.10)$$

Dacă, în plus, se face observația că pentru aerul atmosferic $\rho_p - \rho_g \approx \rho_p$, relația (4.9) devine de forma

$$v_s = \frac{d_p^2 \cdot g \cdot \rho_p}{18 \cdot \mu}, \quad (4.11)$$

expresie matematică a legii lui Stokes. Această ecuație are acuratețe bună, pentru cazul particulelor sferice, având diametrul mai mic de 50 μm , însă, ea este utilizată, cu eroare acceptabilă, pentru diametre ale particulelor de până la 100 μm .

Valoarea limită, $Re = 10^{-4}$, corespunde unui diametru al particulelor de aproximativ 5 μm .

Domeniul de diametre ale particulelor cuprinse între 1 μm și 100 μm este foarte important pentru multe dintre sursele de poluare cu substanțe aeropurtate industriale.

Este necesar, astfel, să se menționeze faptul că diametrele mai mici de 5 μm devin aproximativ egale cu drumul liber mediu al moleculelor, din aerul atmosferic. Datorită acestui fapt, viteza de sedimentare a particulelor crește, peste valoarea determinată cu ajutorul legii lui Stokes. În consecință, pentru diametre echivalente ale particulelor mai mici de 5 μm , viteza de sedimentare a particulelor se calculează cu o relație de forma

$$v_s = K_C \cdot v_{s,Stokes} \quad (4.12)$$

relație cunoscută sub denumirea de legea Stokes-Cunningham [4.34].

Coeficientul K_C , din relația (4.12), poartă denumirea de coeficientul Cunningham și se calculează cu relația

$$K_C = 1 + \frac{2\lambda}{d_p} \left[1,257 + 0,4 \cdot e^{(-0,55d_p/\lambda)} \right], \quad (4.13)$$

în care, λ reprezintă drumul liber mediu al moleculelor de gaz, cantitate ce poate fi calculată cu relația

$$\lambda = \frac{\mu}{0,499 \cdot \rho_g \cdot v_m} \quad (4.14)$$

Semnificația notațiilor din relația (4.14) este: μ – vâscozitatea gazului, ρ_g – densitatea acestuia, v_m - viteza medie a moleculelor de gaz.

Conform teoriei cineticii gazelor, v_m se calculează cu relația

$$v_m = \sqrt{\frac{8 \cdot R \cdot T}{\pi \cdot M}} \quad (4.15)$$

în care, R este constanta universală a gazelor ideale ($R = 8,315 \text{ J/mol}\cdot\text{K}$), T – temperatură ($^{\circ}\text{K}$), iar M – masa molară a gazului (g).

Masele molare ale diferitelor gaze sunt date în tabelul 4.8, astfel încât, pentru aer, la 25 $^{\circ}\text{C}$ și 1 atm, viteza moleculelor este $v_m = 467 \text{ m/s}$, iar drumul liber mediu al acestora este $\lambda = 0,067 \mu\text{m}$.

Tabelul 4.8. Masele molare ale unor gaze

Substanța	M (g/mol)	Substanța	M (g/mol)
Aer	28,96	Oxigen (O_2)	32,00
Metan (CH_4)	16,04	Azot (N_2)	28,01
Monoxid de carbon (CO)	28,01	Monoxid de azot (NO)	30,00
Dioxid de carbon (CO_2)	44,01	Dioxid de azot (NO_2)	46,00
Hidrogen (H_2)	2,02	Amoniac (NH_3)	17,03

Relația de calcul a factorului de corecție Cunningham are o formă particulară, pentru particule sferice, având diametrul mai mare de 1 μm și care sunt aflate în suspensie, în aer, la presiunea de o atmosferă:

$$K_C = 1 + \frac{9,73 \cdot \sqrt{T} \cdot 10^{-3}}{d_p}, \quad (4.16)$$

în care, d_p se măsoară în μm , iar T în $^\circ\text{K}$.

Factorul de corecție Cunningham crește, rapid, la descreșterea diametrului particulelor, către valori apropiate de drumul liber mediu al moleculelor de gaz. Astfel, dacă pentru $d_p = 10 \mu\text{m}$ factorul de corecție este mai mic de 2 %, pentru $d_p = 1 \mu\text{m}$ factorul de corecție este de peste 15 %.

În regimurile de curgere cuprinse între regimul laminar și cel turbulent, coeficientul de frecare poate fi calculat cu expresia

$$C_f = 0,22 + \frac{24}{\text{Re}} \cdot [1 + 0,15 \cdot (\text{Re})^{0,6}]. \quad (4.17)$$

Această ecuație, care caracterizează, de fapt, curgerea gazului în vecinătatea unei particule sferice, poate fi aplicată pentru cifre Reynolds cuprinse între 1 și 500. Totuși, pentru $Re > 0,5$ (sau pentru particule ale căror diametre sunt apreciabil mai mari de 50 μm), este convenabil să se utilizeze corelații experimentale C_f - Re , prin intermediul cărora poate fi evaluată, direct, viteza de sedimentare, în funcție de diametrul particulelor și de densitatea acestora.

Un exemplu de astfel de curbe, valabile numai pentru particule sferice, aflate în suspensie în aer, la temperatura și presiunea ambiantă, este dat în figura 4.4, pentru diametre ale particulelor cuprinse între 0,1 μm și 3000 μm .

Viteza de sedimentare variază, corespunzător, între 10^{-3} cm/s și 10^3 cm/s. Pentru dimensiuni ale particulelor mai mari de 30 μm (cifra Reynolds corespunzătoare fiind de aproximativ 0,1), sunt curbe pentru patru densități ale particulelor: $\rho_p = 1 \text{ g/cm}^3$; $\rho_p = 1,5 \text{ g/cm}^3$; $\rho_p = 2 \text{ g/cm}^3$; $\rho_p = 3 \text{ g/cm}^3$ (pentru aceste patru curbe se utilizează notațiile de pe latura superioară și de pe cea din stânga a grilei din figura 4.4).

Curba din dreapta, trasată pentru densitatea $\rho_p = 1 \text{ g/cm}^3$, corespunde regimurilor de curgere Stokes și Stokes-Cunningham. De pe această curbă, se poate observa dependența lineară a vitezei de sedimentare, de diametrul particulelor, pentru domeniul de viteze cuprins între 0,005 cm/s și 1 cm/s. Acest tip de corelație corespunde legii lui Stokes (relația 4.11). Pentru viteze de sedimentare mai mici de 0,005 cm/s, corelația nu mai este lineară, ca efect al introducerii corecției Cunningham.

Datorită relației de directă proporționalitate dintre viteza de sedimentare a particulelor și densitatea acestora, în domeniul Stokes al vitezelor de curgere, rezultă că vitezele de sedimentare ale particulelor, având densitatea diferită de 1 g/cm^3 , pot fi determinate pe baza curbelor trasate în figura 4.4, aplicând o relație de forma

$$v_s(\rho_p \neq 1) = v_s(\rho_p = 1) \cdot \rho_p. \quad (4.18)$$

Un exemplu de calcul a vitezelor de sedimentare ale particulelor, funcție de densitatea și dimensiunile acestora, este dat în caseta 4.1.

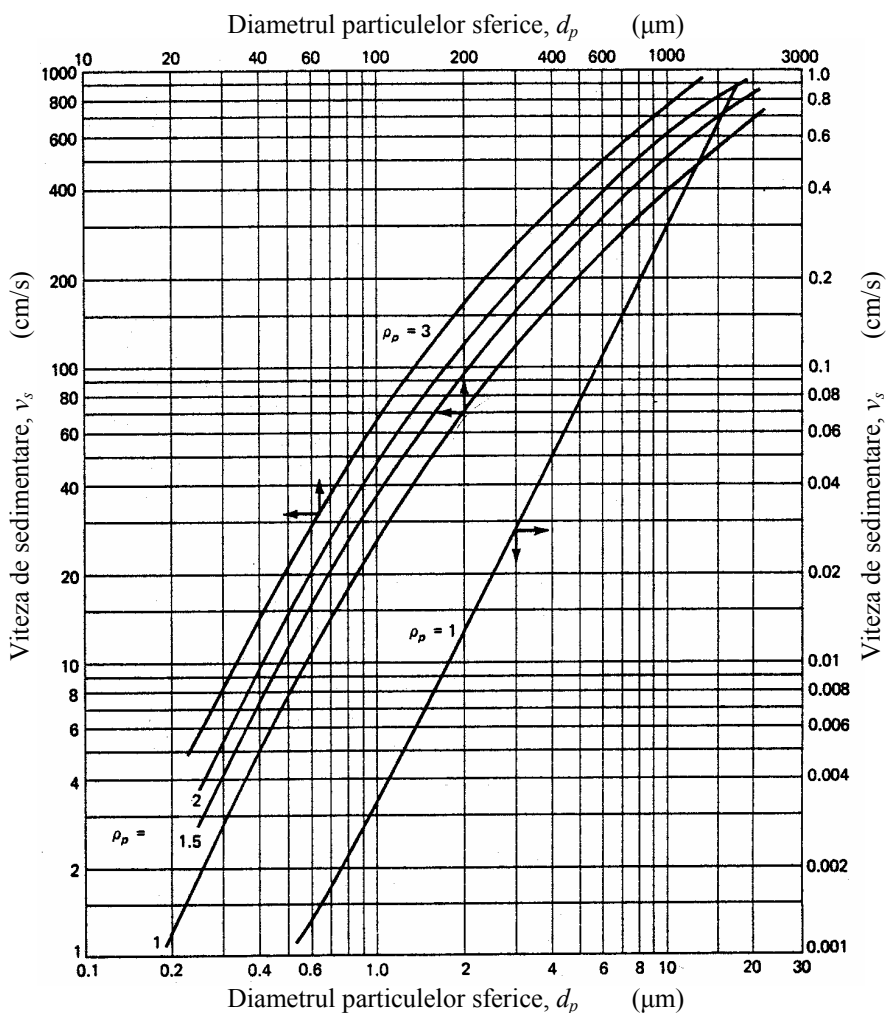


Fig. 4.4. Dependența vitezei de sedimentare a particulelor din aer, în condiții standard de presiune și temperatură, de diametrul și densitatea particulelor (g/cm^3).

Caseta 4.1. Exemplu de calcul a vitezelor de sedimentare

Pentru a ilustra posibilitățile de evaluare a vitezelor de sedimentare, se presupune că particule sferice, având densitatea $\rho_p = 1 \text{ g}/\text{cm}^3$ și diametre de $10 \mu\text{m}$, $100 \mu\text{m}$ și respectiv $1000 \mu\text{m}$, se află în suspensie, în aerul atmosferic, la presiunea și temperatura standard. Se cere să se determine vitezele de sedimentare, ale acestor particule, și ale unor particule având diametrul de $10 \mu\text{m}$ și densitatea de $2 \text{ g}/\text{cm}^3$.

Soluție:

Pentru aceste date de intrare, soluția cea mai comodă, de determinare a vitezelor de sedimentare

este aceea de utilizare a curbelor din figura 4.4. Astfel, pentru particulele având densitatea de 1 g/cm^3 , rezultă:

$$\begin{aligned} d_p = 10 \text{ } \mu\text{m} & \rightarrow v_s = 0,3 \text{ cm/s} \\ d_p = 100 \text{ } \mu\text{m} & \rightarrow v_s = 25,5 \text{ cm/s} \\ d_p = 1000 \text{ } \mu\text{m} & \rightarrow v_s = 400 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

Pentru particule având diametrul de $10 \text{ } \mu\text{m}$ și densitatea de 2 g/cm^3 , deoarece fluxul de gaz este laminar, pe lângă particule de această dimensiune, se poate aplica relația (4.19), rezultând, astfel, o viteză dublă, față de aceea a particulelor având același diametru, dar cu $\rho_p = 1 \text{ g/cm}^3$.

Pentru determinarea vitezei de sedimentare a particulelor, având diametrul de $10 \text{ } \mu\text{m}$, poate fi aplicată și legea lui Stokes. Astfel, în condiții standard de presiune și temperatură, vâscozitatea dinamică a aerului este de $0,067 \text{ kg/m}\cdot\text{h} = 1,861 \cdot 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$, rezultând

$$v_s = \frac{(10^{-5})^2 \cdot 9,81 \cdot 10^3}{18 \cdot 1,861 \cdot 10^{-5}} = 0,292 \text{ cm/s,}$$

valoare foarte apropiată de aceea obținută prin utilizarea directă a diagramei ($0,3 \text{ cm/s}$).

Dacă se aplică relația lui Stokes și pentru particule având diametrele de $100 \text{ } \mu\text{m}$ și de $1000 \text{ } \mu\text{m}$, rezultă viteze de sedimentare de $29,28 \text{ cm/s}$ și respectiv $2928,5 \text{ cm/s}$.

Se poate observa creșterea erorii de estimare a vitezei de sedimentare, la creșterea diametrului particulelor, în afara domeniului Stokes. În plus, pentru particulele de dimensiuni mari, se înregistrează o creștere, de 1,5 ori, a vitezei de sedimentare, și nu dublarea acesteia, chiar dacă densitatea particulelor este de două ori mai mare.

Observații:

Rezultatele, prezentate în acest exemplu, prezintă importanță în tehnicile de epurare a particulelor aeropurtate. Astfel, dacă se utilizează sedimentarea gravitațională, ca metodă de epurare a dispersoizilor, se poate determina spațiul activ (înălțimea instalației) și eficiența acesteia, funcție de viteza de sedimentare. Pentru vitezele de sedimentare determinate anterior, în cazul unei instalații cu înălțimea activă de 10 m , rezultă timpi de sedimentare de 3300 s , 40 s și respectiv $2,5 \text{ s}$. În concluzie, particulele având dimensiuni mai mici de $100 \text{ } \mu\text{m}$ (fără a face referire și la densitatea lor) nu se depun, suficient de rapid, în instalații de dimensiuni clasice. În consecință, sedimentarea gravitațională nu este o tehnică eficientă, pentru epurarea particulelor aflate în suspensie, decât pentru acele particule ale căror dimensiuni sunt suficient de mari ($d_p > 100 \text{ } \mu\text{m}$) sau în cazul în care fluxul tehnologic permite adoptarea unor timpi mari pentru sedimentare.

Dispersoizii rezultă atât din instalații în interiorul cărora se formează amestecuri de particule și gaz (așa cum este cazul arderii combustibililor pulverizați), cât și din procese tehnologice în care particulele sunt injectate, deliberat, într-un flux de gaz, în scopul evacuării acestora. Indiferent de modul de formare a poluanților artificiali aeropurtați, cantitatea maximă de poluant, evacuată în mediu, este normată.

Primele încercări de reducere a poluării, cu astfel de substanțe, au pornit de la ideea dispersării acestora, pe suprafețe cât mai mari, astfel încât cantitatea de substanță depusă, pe unitatea de suprafață, în zonele rezidențiale, să fie cât mai mică. Au rezultat, astfel, coșuri de fum de înălțimi impresionante. Actualmente, poluarea mediului este abordată în manieră globală, astfel încât dispersarea poluanților, pe suprafețe foarte ex-

tinse, nu mai poate fi considerată ca fiind o metodă de control a emisiei. Totuși, fiecare procedeu tehnologic, destinat colectării suspensiilor aeropurtate, are un anumit randament, astfel încât nu poate fi evitată, în totalitate, emisia poluanților, din categoria particulelor aeropurtate. Mai mult, sunt situații când este preferabil ca substanțele emise să fie orientate în direcția vântului predominant, fapt ce face necesară, în continuare, utilizarea coșurilor de evacuare a gazelor.

Dacă particulele aflate în suspensie au dimensiuni mai mici de 20 μm , viteza de sedimentare a acestora este atât de mică, încât se poate considera că deplasarea lor este identică cu aceea a gazului în care sunt imersate. Datorită vitezei considerabile de sedimentare a particulelor mari, acestea se depun mai aproape de coșul de evacuare decât gazele în care sunt imersate.

Pentru ca dispersia emisiilor poluante să fie cât mai bună, efluenții trebuie să părăsească coșurile de evacuare cu o viteză suficient de mare și să aibă suficient de mare flotabilitate, încât să se ridice, în continuare, după părăsirea gurii coșului de evacuare. Atunci când viteza vântului este neglijabilă, penele de fum, de mică densitate, tind să se dezvolte pe verticală, rezultând, astfel, concentrații reduse de poluanți, la nivelul solului. Particulele mari și penele de fum dens au tendința de a se depune în vecinătatea coșului de evacuare.

O viteză mare a vântului face să se intensifice procesul de diluție a penei de fum, în aerul atmosferic, determinând, astfel, creșterea concentrației de poluant, la nivelul solului, în zonele de mică altitudine, situate în aval (în sensul vectorului viteză al vântului) de coșul de evacuare.

Deplasarea, pe verticală, a penelor de fum cald este datorată, practic în totalitate, flotabilității accentuate, determinate de temperatura înaltă a gazelor. În condiții de vânt, pana de fum este diluată, pe direcția predominantă a curenților de aer, proporțional cu viteza vântului, astfel încât efectul flotabilității gazelor calde se reduce. În atmosferă calmă, viteza de dispărare a penei de fum este determinată, în mod esențial, de viteza curenților de aer, viteză dependentă, la rândul său, de altitudine și de turbulențele induse de profilul solului.

Pentru a evita depunerea particulelor din pana de fum, în imediata vecinătate a coșului de evacuare a gazelor, trebuie să fie îndeplinită condiția [4.34]

$$\frac{v_g}{v_v} > 2, \quad (4.19)$$

în care, v_g reprezintă viteza gazului, la ieșirea acestuia din coșul de evacuare, iar v_v – viteza vântului, la nivelul gurii de evacuare.

Dispersia atmosferică a efluenților gazoși, evacuați la nivelul coșurilor de fum sau al gurilor de aerisire, depinde de o serie de factori, o parte dintre ei fiind interconționați, așa cum sunt:

- ✓ natura fizică și chimică a efluenților,
- ✓ condițiile meteorologice,
- ✓ dispunerea relativă a coșurilor de fum, în raport cu anumite obstacole,

- ✓ configurația solului, în aval de coșul de evacuare (în sensul temporal al vectorului viteză al vântului).

Pentru proiectarea instalațiilor de evacuare a gazelor industriale, în atmosferă, și pentru elaborarea de acte normative, privind poluarea, este necesară evaluarea ratei de depunere a particulelor, la nivelul solului, în funcție de distanță, măsurată în raport cu sursa de poluare.

Există mai multe modele matematice, prin care se poate evalua concentrația poluanților, de-a lungul penei de fum, cel mai utilizat model fiind acela al modificării ecuației Sutton, pentru cazul coșurilor de înălțime H [4.34]. Astfel, dacă se consideră coșul de evacuare într-un sistem ortogonal de axe de coordonate (figura 4.5), în care sensul de circulație a aerului este de-a lungul axei x , în condițiile în care distribuția poluantului, în coordonatele y și z , este de tip Gauss, se obține o relație de calcul a concentrației particulelor, din pana de fum continuă și fără reflexii la sol, de forma

$$C(x, y, z, H) = \frac{Q_p}{2\pi \cdot v_v \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \cdot \exp \left\{ -\frac{1}{2} \left[\left(\frac{y}{\sigma_y} \right)^2 + \left[\frac{z - (H - v_s \cdot x / v_v)}{\sigma_z} \right]^2 \right] \right\}, \quad (4.20)$$

a cărei formă particulară, pentru nivelul solului, de-a lungul axei x , este

$$C(x, 0, 0, H) = \frac{Q_p}{2\pi \cdot v_v \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \cdot \exp \left\{ -\frac{1}{2} \cdot \left[\frac{(H - v_s \cdot x / v_v)}{\sigma_z} \right]^2 \right\}. \quad (4.21)$$

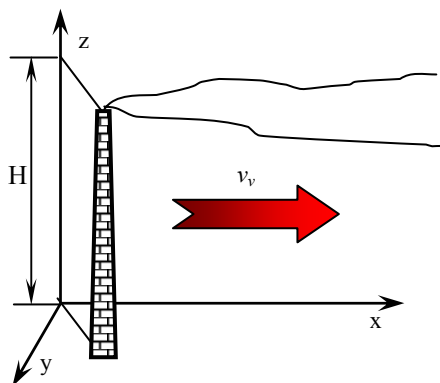


Fig. 4.5. Deplasarea penei continue de fum sub influența vântului predominant

Semnificația notațiilor din relațiile (4.20) și (4.21) este următoarea:

- ✓ Q_p - debitul masic al particulelor caracterizate prin viteza de sedimentare v_s ;
- ✓ v_v - viteza vântului la nivelul gurii de evacuare a coșului, situată la înălțimea H față de planul solului (xy);
- ✓ cantitățile σ_y și σ_z se măsoară în metri și sunt definite prin relațiile:

$$\sigma_y^2 \equiv \frac{2D_y \cdot x}{v_v} \quad \text{și respectiv} \quad \sigma_z^2 \equiv \frac{2D_z \cdot x}{v_v} \quad (4.22)$$

în care, D_y și D_z sunt coeficienții de difuzie a gazului poluant, în aerul atmosferic, pe cele două direcții perpendiculare pe direcția vântului (figura 4.5), măsurați în (m^3/s). Coeficienții σ_y și σ_z poartă denumirea de deviație orizontală și respectiv verticală, fiind funcție de distanța de la coșul de evacuare, pe direcția vântului, și de condițiile atmosferice. Astfel de corelații au fost obținute pe cale experimentală, curbele acceptate, în majoritatea situațiilor, fiind cele obținute de Turner, reprezentate în figura 4.6 [4.32, 4.34].

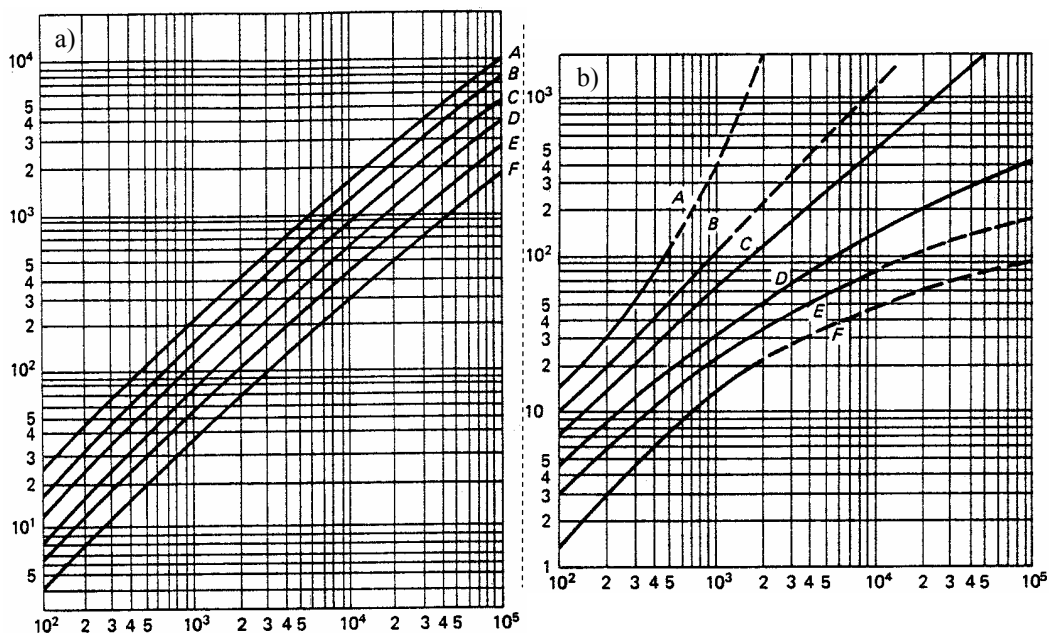


Fig. 4.6. Dependența deviațiilor standard de distanța x și de condițiile atmosferice: a) - σ_y ; b) - σ_z .

Așa cum este de așteptat, curbele din figura 4.6 sunt valabile numai în anumite condiții, deviația standard verticală fiind dată cu un grad de incertitudine mai mare decât cea orizontală (linie punctată în figura 4.6.b).

Cele șase clase de stabilitate atmosferică sunt date gradual, de la clasa **A** – corespunzătoare atmosferei foarte instabile, la clasa **F** – corespunzătoare celei mai stabile atmosfere.

Clasa **D**, ce caracterizează atmosfera neutră, corespunde intervalului de timp al nopții, putând fi luată în considerare și pe timp de zi, însă numai în condiții de nebulozitate accentuată. Clasa de stabilitate atmosferică poate fi stabilită conform indicațiilor din tabelul 4.9 [4.32].

Tabelul 4.9. Determinarea clasei de stabilitate atmosferică

Viteza vântului, la 10 m de sol (m/s)	Pe timp de zi			Pe timp de noapte	
	Radiația solară directă			Nebulozitatea	
	Puternică	Moderată	Slabă	Accentuată	Ușoară
<i>Condiții</i>	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
< 2	A	A – B	B	E	F
2 ÷ 3	A – B	B	C	E	F
3 ÷ 5	B	B – C	C	D	E
5 ÷ 6	C	C – D	D	D	D
> 6	C	D	D	D	D

Condiții:

1. Cer senin, soarele la altitudine mai mare de 60° în raport cu linia orizontului, tipic pentru după-amiezele însorite de vară.
2. Zi de vară cu ușoară nebulozitate.
3. Tipic pentru apusul soarelui, zile de vară cu nori discontinui, la mică altitudine, sau zile de vară senine pentru altitudine a soarelui cuprinsă între 15 și 35° în raport cu orizontul.
4. Această categorie poate fi utilizată și pentru zilele de iarnă.

Datorită erorilor ce pot să apară în utilizarea nomogramelor, de tipul celor prezentate în figura 4.6, în literatura de specialitate sunt date și tabele de valori, un astfel de exemplu fiind tabelul 4.10 [4.34].

Tabelul 4.10. Valori aproximative pentru σ_y și σ_z în funcție de distanță față de coșul de evacuare și de stabilitatea atmosferei

Distanța (km)	σ_y (m) pentru clasa de stabilitate						σ_z (m) pentru clasa de stabilitate					
	A	B	C	D	E	F	A	B	C	D	E	F
0,1	27	19	13	8	6	4	14	11	7	5	4	2
0,2	50	36	23	15	11	8	29	20	14	8	6	4
0,4	94	67	44	29	21	14	72	40	26	15	11	7
0,7	155	112	74	48	36	24	215	73	43	24	17	11
1,0	215	155	105	68	51	34	455	110	61	32	21	14
2,0	390	295	200	130	96	64	1950	230	115	50	34	22
4,0		550	370	245	180	120		500	220	77	49	31
7,0		880	610	400	300	200		780	360	109	66	39
10,0		1190	840	550	420	275		1350	510	135	79	46
20,0		2150	1540	1000	760	500		2900	950	205	110	60

Uneori, este util ca deviațiile standard să fie date sub formă algebrică. Astfel, pornind de la scara logaritmică a nomogramelor (figura 4.6), Martin a propus expresii exponențiale, pentru calculul dispersiilor orizontale și verticale:

$$\sigma_y = a \cdot x^b \quad \text{și} \quad \sigma_z = c \cdot x^d + f, \quad (4.23)$$

în care, a , c , d și f sunt parametri dependenți de clasa de stabilitate a atmosferei și, în

oarecare măsură, de distanța măsurată pe direcția vântului, iar $b = 0,894$. Distanța x se dă în kilometri, iar parametrii a , c , d și f sunt dați în tabelul 4.11.

Tabelul 4.11. Valorile parametrilor din expresiile analitice ale deviațiilor standard σ_y și σ_z

Clasa de stabilitate atmosferică	a	$x \leq 1 \text{ km}$			$x \geq 1 \text{ km}$		
		c	d	f	c	d	f
A	213	440,8	1,941	9,27	459,7	2,094	- 9,6
B	156	106,6	1,149	3,3	108,2	1,098	2,0
C	104	61,0	0,911	0	61,0	0,911	0
D	68	33,2	0,725	- 1,7	44,5	0,516	- 13,0
E	50,5	22,8	0,678	- 1,3	55,4	0,305	- 34,0
F	34	14,35	0,740	- 0,35	62,6	0,180	- 48,6

În loc să se determine concentrația particulelor, într-un anumit punct (relația 4.21), este preferabil să se determine cantitatea specifică de substanță, sedimentată de-a lungul axei x (în $\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$), utilizând o relație de forma

$$Q_m = C \cdot v_s = \frac{Q_p \cdot v_s}{2\pi \cdot v_v \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \cdot \exp\left\{-\frac{1}{2} \cdot \left[\frac{(H - v_s \cdot x/v_v)}{\sigma_z}\right]^2\right\}. \quad (4.24)$$

Viteza de sedimentare a particulelor este funcție de diametrul și de densitatea acestora (relația 4.11) și, în consecință, relația (4.24) trebuie aplicată pe clase de dimensiuni și de densități ale particulelor, existente în pana de fum.

O altă posibilitate de evaluare analitică a sedimentării prafului, din pana de fum, a fost elaborată de Bosanquet, experimentele fiind făcute numai pe coșurile de fum ale centralelor termoelectrice. Conform teoriei lui Bosanquet, relația de calcul a cantității specifice de substanță sedimentată este de următoarea formă

$$Q_m = \frac{16,4 \cdot Q_p}{H^2} \cdot F\left(\frac{v_s}{v_v}, \frac{x}{H}\right), \quad (4.25)$$

în care, Q_p se măsoară în mg/s , H în m , rezultând Q_m în mg/m^2 .

Valoarea funcției F se obține din nomograme, funcție de raportul x/H , familiile de curbe corespunzând parametrului adimensional v_s/v_v . Un exemplu de astfel de nomogramă este dat în figura 4.7, din care se poate observa că majoritatea valorilor, pentru funcția F , sunt cuprinse între 0,5 și 50, valorile mai mari corespunzând vitezelor mari de sedimentare și distanțelor mici, în raport cu coșul de fum.

Dacă dimensiunile tuturor particulelor, din pana de fum, ar fi egale, atunci relația (4.25) poate fi aplicată, direct, pentru calculul cantității specifice de substanță sedimentată (calculul ratei de sedimentare). În realitate, însă, dimensiunile particulelor, aflate în suspensie, variază în limitele câtorva sute de microni. În acest caz, este corect să se adopte valorii medii ale funcției F , pe domenii de dimensiuni ale particulelor. Numărul

de intervale, în care se împart dimensiunile, nu trebuie să fie mare, precizia fiind suficientă dacă dimensiunile particulelor se împart în $6 \div 10$ clase. Pentru determinarea greutății particulelor, din fiecare clasă (m_i), trebuie să se aplice metode standard ale calculului statistic. Rezultă, astfel, valoarea F_i , pentru fiecare clasă de dimensiuni. Valoarea medie a funcției F poate fi obținută cu relația

$$F = \sum_{i=1}^n \frac{F_i \cdot m_i}{m}, \quad (4.26)$$

m reprezentând masa totală a particulelor, aflate în suspensie, în pana de fum.

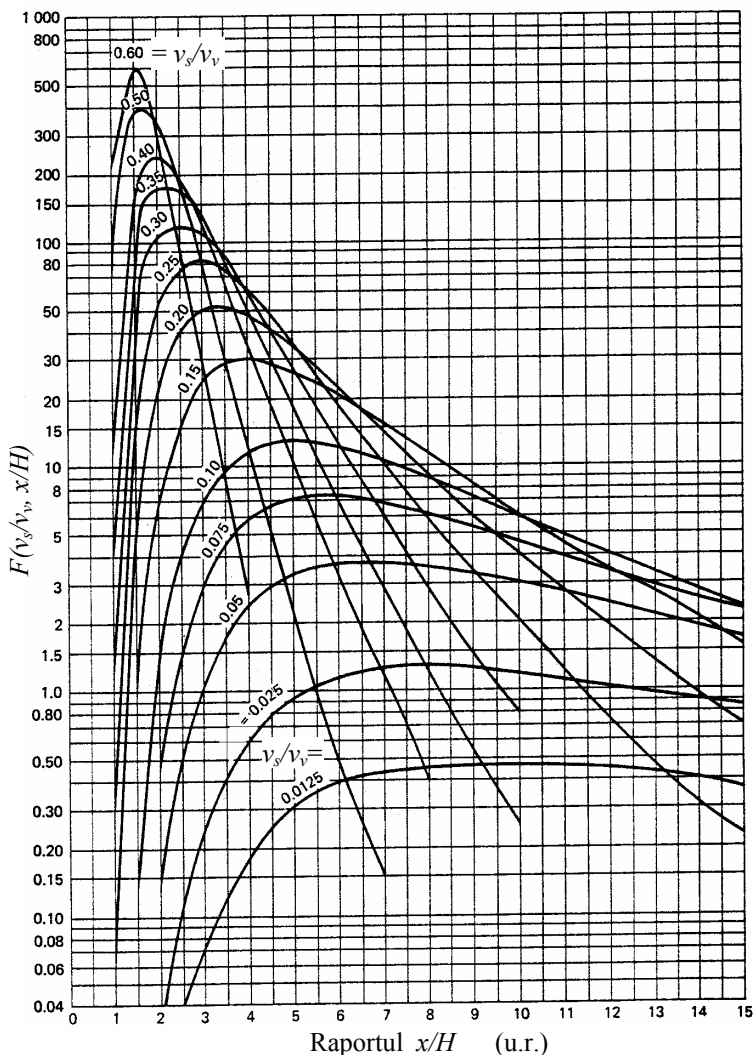


Fig. 4.7. Nomogramă pentru determinarea valorii funcției F din relația lui Bonaquet pentru calculul cantității specifice de substanță sedimentată din pana de fum

Casetă 4.2. Exemplu de calcul

Praful, rezultat dintr-un proces tehnologic, este eliminat, în atmosferă, prin intermediul unui coș, având înălțimea efectivă de 120 m. Diametrul particulelor de praf este de 40 μm , densitatea acestora de 1,5 g/cm^3 , iar debitul masic de substanță poluantă este de 4 g/s . Viteza vântului este de 3 m/s , iar stabilitatea atmosferică este de clasă D. Să se determine:

- cantitatea specifică de substanță sedimentată, în $\text{g/m}^2\text{s}$, în aval de coșul de fum, pentru distanțe cuprinse între 200 m și 5000 m;
- distanța la care cantitatea specifică de substanță sedimentată este maximă.

Soluție:

a) Din nomograma, reprezentată în figura 4.4, rezultă viteza de sedimentare, aproximativă, a particulelor de praf, având diametrul de $d_p = 40 \mu\text{m}$ și densitatea $\rho_p = 1,5 \text{ g/cm}^3$. Viteza $v_s = 7,3 \text{ cm/s}$. Dacă se aplică relația (4.21), pentru calculul cantității specifice de substanță sedimentată, rezultă:

$$Q_m = \frac{4 \cdot 0,073}{2\pi \cdot 3 \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \cdot \exp\left\{-\frac{1}{2} \left[\frac{120 - (0,073 \cdot x/3)}{\sigma_z} \right]^2\right\} =$$

$$= \frac{1,55 \cdot 10^{-2}}{\sigma_y \cdot \sigma_z} \cdot \exp\left[-\frac{(120 - 0,0243 \cdot x)^2}{2 \cdot \sigma_z^2}\right] = M \cdot e^{-N}$$

Se obține, astfel, o relație între Q_m și deviațiile standard orizontale și verticale, care, la rândul lor, sunt funcții de distanța până la coș și de condițiile atmosferice.

Valorile pentru σ_y și σ_z pot fi obținute din nomogramele prezentate în figura 4.6.

Pentru diferite distanțe, din domeniul 200 – 5000 m, rezultatele sunt date în tabelul de mai jos:

x (m)	σ_y (m)	σ_z (m)	M	N	e^{-N}	Q_m ($\mu\text{g/m}^2\text{s}$)
200	18	8,5	$1,01 \cdot 10^{-4}$	91,7	$1,50 \cdot 10^{-40}$	$1,52 \cdot 10^{-38}$
500	40	19	$2,04 \cdot 10^{-5}$	16,1	$1,01 \cdot 10^{-7}$	$2,06 \cdot 10^{-6}$
1000	75	31	$5,67 \cdot 10^{-6}$	4,77	$8,52 \cdot 10^{-3}$	$4,83 \cdot 10^{-2}$
1500	110	40	$3,52 \cdot 10^{-6}$	2,18	$1,13 \cdot 10^{-1}$	$3,98 \cdot 10^{-1}$
2000	160	55	$1,76 \cdot 10^{-6}$	0,843	$4,31 \cdot 10^{-1}$	$7,59 \cdot 10^{-1}$
3000	210	70	$1,05 \cdot 10^{-6}$	0,226	$7,97 \cdot 10^{-1}$	$8,37 \cdot 10^{-1}$
4000	290	84	$6,36 \cdot 10^{-7}$	0,037	$9,64 \cdot 10^{-1}$	$6,13 \cdot 10^{-1}$
5000	350	100	$4,43 \cdot 10^{-7}$	0	1,0	$4,43 \cdot 10^{-1}$

b) Din tabelul de mai sus, se poate observa că distanța, la care cantitatea specifică de substanță depusă este maximă, este de 3000 m. Pentru a evalua, mai corect, această distanță, calculele pot fi refăcute pentru intervalul 2000 ÷ 4000 m.

Odată obținute astfel de rezultate, poate fi calculată cantitatea maximă de praf, depusă zilnic.

În ipoteza în care direcția și viteza medie a vântului nu se schimbă, timp de 24 ore, iar cantitatea specifică de substanță sedimentată este maximă la distanța de 3000 m, rezultă cantitatea, depusă zilnic, în această zonă

$$0,837 \frac{\mu\text{g}}{\text{m}^2\text{s}} \cdot (24 \cdot 3600) \frac{\text{s}}{\text{zi}} = 72,4 \frac{\text{g}}{\text{m}^2\text{zi}} .$$

O asemenea cantitate, zilnică, este semnificativă, rezultând, în zona respectivă, un strat de poluant foarte vizibil, pe suprafețele netede.

4.2.4. Coagularea

Dispersiile din gaze au, în general, tendință de floclare sau de coagulare, tendință cu atât mai accentuată cu cât dimensiunile particulelor dispersoidului sunt mai mici. Astfel, fumul, proaspăt format, coagulează rapid, în timp ce praful coagulează foarte puțin, datorită dimensiunilor relativ mari a particulelor.

Floclarea particulelor mici se datorează, în principal, mișcării browniene, viteza de floclare crescând la intensificarea acesteia. Din acest motiv, fumul proaspăt coagulează rapid, însă, pe măsură ce se produce coagularea, crește dimensiunea medie a particulelor, astfel încât viteza fenomenului se reduce, până când procesul de creștere a dimensiunilor particulelor se stabilizează. Particulele, având dimensiuni și densitate mari, se caracterizează printr-o viteză mare de sedimentare (§ 4.2.3), astfel încât fenomenele de coagulare și floclare nu au timp să se desfășoare.

Whytlaw-Gray și Peterson au determinat, pe cale experimentală, o relație care exprimă, din punct de vedere cantitativ, procesul de coagulare a fumului:

$$\frac{C_p}{C_{p0}} = \frac{1}{1 + C_{p0} \cdot k \cdot t} , \quad (4.27)$$

semnificația notațiilor fiind următoarea:

C_p - concentrația de particule, din gaz, la momentul t ;

C_{p0} - concentrația inițială de particule (la momentul $t = 0$);

k - constanta de coagulare, dependentă de caracteristicile dispersoidului; această constantă depinde, esențial, de dimensiunile inițiale ale particulelor.

Creșterea dimensiunilor particulelor, rezultat al fenomenelor de coagulare și floclare, prezintă importanță deosebită, mai ales în instalațiile în care sedimentarea gravitațională este metoda de colectare a poluantului. Viteza de coagulare poate fi mărită, semnificativ, prin utilizarea unei oscilații sonice puternice. Cel puțin în instalații de laborator, colectarea sonică este un mijloc eficient de coagulare, rapidă, a particulelor din fum și, deci, de colectare a suspensiei din dispersoid. Colectoarele sonice industriale nu au atins încă performanțele prognozate.

4.2.5. Proprietăți electrice

Proprietățile electrice ale dispersiilor se referă doar la conductivitatea electrică și la capacitatea de a acumula sarcini electrice pe care le prezintă particulele aeropurta-

te. Gazul, în care flotează particulele, nu influențează, în general, proprietățile electrice ale acestora.

Proprietățile electrice ale particulelor, solide sau lichide, aflate în suspensie în gaz, interesează numai în cazul instalațiilor de separare electrostatică, eficiența epurării fiind, esențial, influențată de rezistivitatea particulelor. Astfel, pentru ca separarea să se desfășoare cu un randament ridicat, este necesar ca particulele să aibă conductivitatea de minimum $0,5 \cdot 10^{-10}$ S·cm [4.10, 4.18].

În practica separării electrostatice, se utilizează, în locul conductivității electrice, rezistivitatea electrică a particulelor. Domeniul de rezistivități electrice ale particulelor, pentru care desprăfuirea electrostatică este eficientă, este cuprins între 10^4 Ω·cm și 10^{11} Ω·cm [4.23, 4.36].

Particulele înalt rezistive, având rezistivitatea mai mare de 10^{11} Ω·cm, odată depuse pe electrodul de captare, cedează greu sarcina electrică, formând, astfel, un strat de particule, încărcate cu sarcină electrică, de obicei negativă, la nivelul electrodului de depunere. Acest strat reduce intensitatea câmpului electric, în spațiul dintre electrozi, și, deci, randamentul de captare. Particulele având rezistivitatea mai mică decât 10^4 Ω·cm, cedează ușor sarcina electrică, captată în spațiul dintre electrozi, și nu mai ajung la electrozii de depunere.

Rezistivitatea electrică a prafului este influențată de următorii parametri:

- ✓ temperatura din zona captării,
- ✓ concentrația de vapori, din gaze,
- ✓ compoziția chimică a particulelor,
- ✓ gradul de compactare a stratului de particule, format la electrozii de depunere.

În figura 4.8 sunt prezentate forme tipice ale curbelor de variație a rezistivității electrice, în funcție de temperatură, pentru diferite granulații, compoziții chimice și grade de umezire ale particulelor. Se observă, din această figură, că, acolo unde există o cantitate de apă, oricât de mică, la creșterea temperaturii, rezistivitatea crește, până la o valoare maximă. La creșterea temperaturii, în continuare, rezistivitatea scade.

Pe palierul crescător, rezistivitatea depinde de conductivitatea de suprafață, dependentă, la rândul ei, de umiditatea adsorbită de praf. Rezistivitatea crește ca efect al desorbției umezelii, la creșterea temperaturii.

După depășirea valorii maxime, la o anumită temperatură, specifică fiecărui tip de praf și dependentă de compoziția sa chimică, granulația și gradul de umezire a acestuia (cu τ s-a notat temperatura punctului de rouă), devine preponderentă conductivitatea de volum a particulelor, conductivitatea superficială fiind nesemnificativă.

Caracteristicile cenușii zburătoare, implicit rezistența electrică a acesteia, se modifică în funcție de tipul cărbunelui, utilizat în instalația de ardere, de construcția și regimul de funcționare al focarului și de tipul cazanului. Cenușile conțin SiO_2 , Fe_2O_3 , Al_2O_3 și CaO , compuși care se caracterizează prin rezistivitate mare. Însă, în cenușa zburătoare există și particule de carbon neare. În cazul unei arderi corecte, conținutul de *neare*, în cenușă, este cuprins între 1 % și 5 %, iar în cazul în care procesul de ardere este condus incorect, *nearsele* pot depăși 10 %. Creșterea conținutului de *neare*

determină reducerea rezistivității cenușii zburătoare, așa cum se poate observa și din figura 4.9 [4.18], dependența rezistivității de temperatură având aceeași alură, tipică, ca și aceea din figura 4.8.

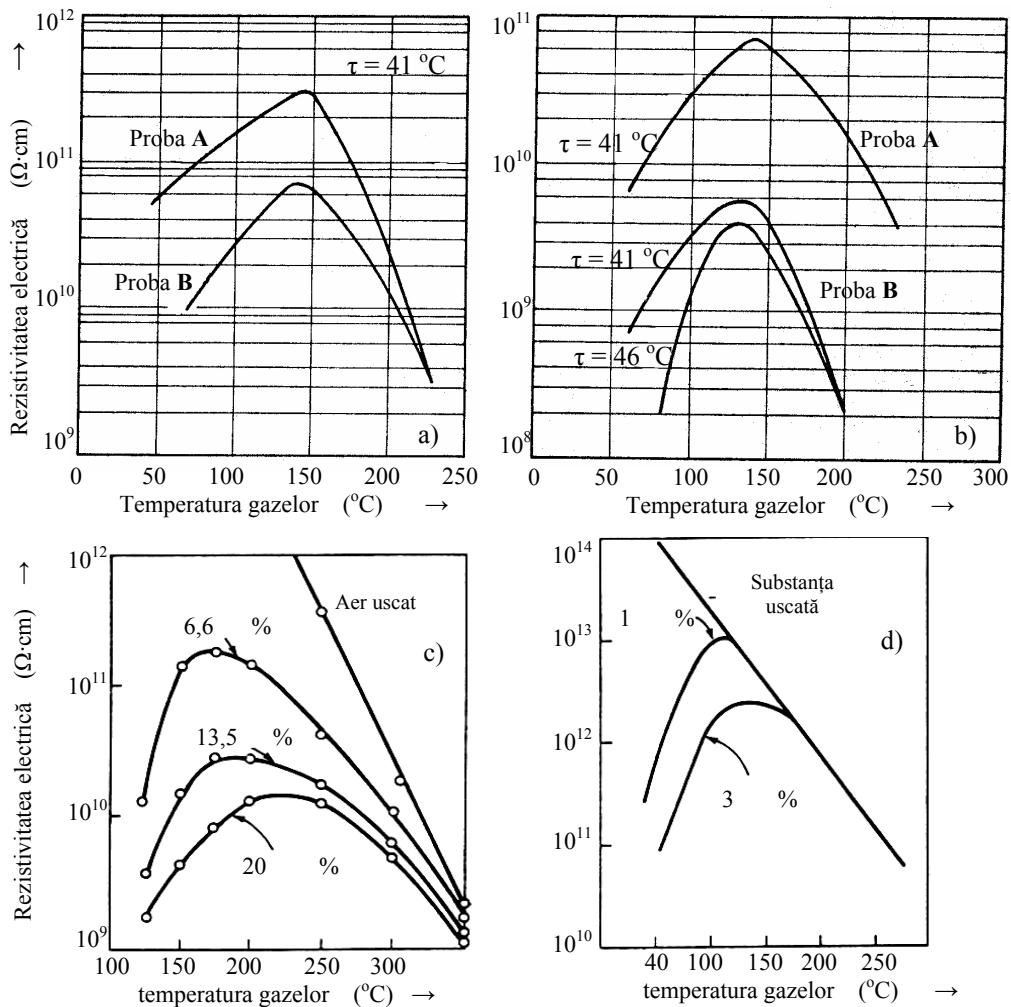


Fig. 4.8. Dependența rezistivității particulelor de temperatură:

a) pentru granulații diferite: Proba A—praf cu granulație mai fină de 10 μm , Proba B—praf grosier, 90 % din particule au dimensiuni cuprinse între 90 și 500 μm ; b) Praf colectat la două instalații diferite de elaborare a oțelului, la care diferă compoziția chimică; c) – praf de ciment cu diferite grade de umezire a particulelor; d) - cenușă zburătoare cu diferite grade de umezire a acesteia.

În condițiile în care randamentul separării electrostatice depinde de rezistivitatea particulelor, rezultă că acesta depinde, implicit, de conținutul de *nearse*, din cenușa zburătoare. S-a observat, astfel, că la o concentrație de până la 5 % *nearse*, randamentul

de epurare crește, simultan cu creșterea conținutului de nearse. Până la aproximativ 15 % nearse, gradul de colectare rămâne constant. La creșterea conținutului de nearse, peste 15 %, se observă scăderea randamentului de epurare [4.18].

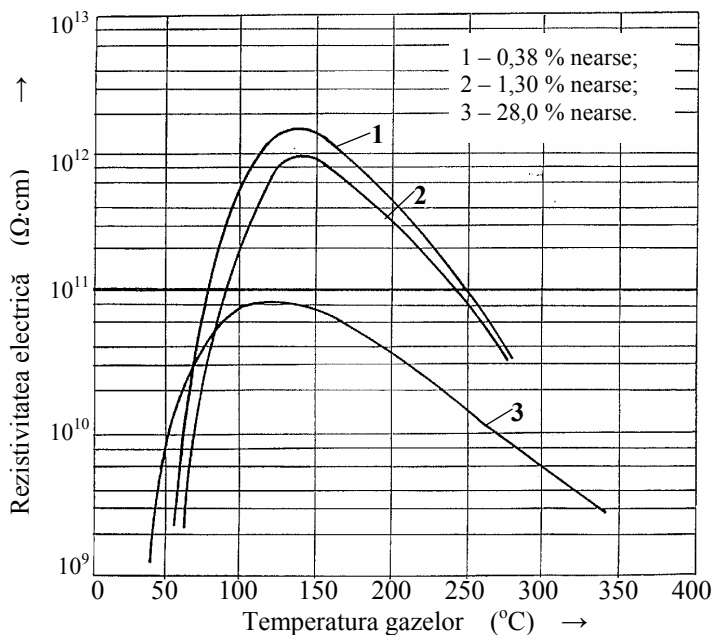


Fig. 4.9. Dependenta rezistivității cenușii zburătoare de temperatură și de conținutul de nearse

O influență, importantă, asupra rezistivității electrice a prafului o exercită și agenții chimici (acizi, săruri solubile). S-a observat, astfel, că, în cazul arderii combustibililor fosili, cu conținut de sulf, apariția unor cantități foarte mici de SO₃ (30 ÷ 50 ppm) determină reducerea rezistivității electrice, cu un ordin de mărime. Aceasta se explică prin legătura dintre conductivitate și absorbția, de către praf, a SO₃, cu formarea de silicați solubili [4.18]. De asemenea, au loc reacții chimice de formare a acidului sulfuric, din gazul SO₃ și vaporii de apă, aflați în dispersoid. Prezența acidului sulfuric determină, de asemenea, reducerea rezistivității particulelor dispersoidului. Acest fenomen este utilizat pentru *condiționarea* gazelor care conțin cenuși înalt rezistive, așa cum sunt acele rezultate prin arderea combustibililor ce au un conținut de sulf mai mic decât 1 %. În electrofiltrele clasice, aceste cenuși pot fi reținute, cu randamente bune, numai dacă se condiționează mediul dispers, cu agenți chimici, tratarea cu SO₃ sau cu H₂SO₄ având rezultate de tipul celor prezentate în figura 4.10 [4.34, 4.35].

Pentru condiționarea particulelor slab acide, se poate utiliza amoniacul. Inițial, condiționarea cu NH₃ a dat rezultate foarte spectaculoase, la recuperarea prafului de silicat de alumina. Astfel, condiționarea cu NH₃, în proporție de 17 ppm, determină reducerea rezistivității prafului, de la 5·10¹¹ Ωcm, la 10¹⁰ Ωcm, realizându-se o creștere a randamentului de separare, de la 96 %, la 99,9 % [4.23].

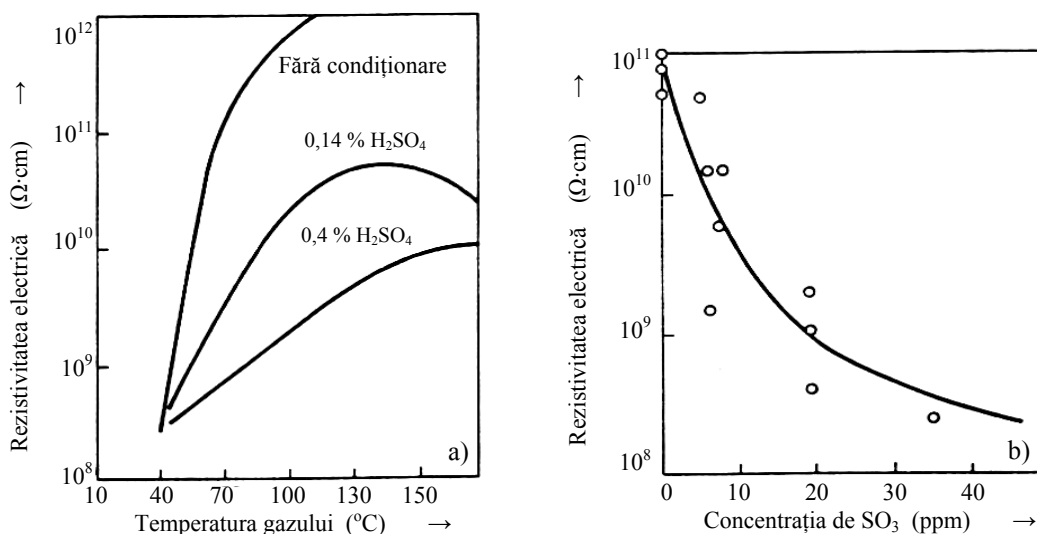


Fig. 4.10. Efectul condiționării cenușii zburătoare cu H₂SO₄ (a) sau SO₃ (b)

Condiționarea cu amoniu a început să fie utilizată, pe scară industrială, la centralele electrice, care ard cărbune cu conținut redus de sulf. În majoritatea situațiilor, s-a observat reducerea rezistivității, similar cu cazul condiționării cu SO₃, însă pH-ul cenușii zburătoare crește către valoarea neutră, în timp ce condiționarea cu SO₃ determină reducerea pH-ului de la 5,5 la 3,5 [4.38].

4.2.6. Proprietăți optice

Proprietățile optice ale aerosolilor sau ale dispersiilor sunt deosebit de importante, în tehnicile de epurare. Prin intermediul acestor proprietăți, se apreciază, atât calitativ, cât și cantitativ, gradul de poluare al atmosferei, cu substanțe aeropurtate.

Difuzia luminii, de către o singură particulă, depinde de mărimea, forma și indicele de refracție al particulei. În cazul particulelor mari, difuzia luminii depinde și de culoarea particulei.

Legea difuziei, a lui Rayleigh, este valabilă pentru particule mici, cu dimensiuni de până la 0,1 din lungimea de undă a luminii, și arată că difuzia luminii este proporțională cu puterea a șasea a diametrului particulei și invers proporțională cu puterea a patra a lungimii de undă a radiației utilizate. Deoarece lungimile de undă ale luminii, din spectrul vizibil, sunt cuprinse între 0,4 μm și 0,8 μm, este evident că legea lui Rayleigh este aplicabilă numai particulelor foarte fine, mai mici de 0,05 μm, mai rar întâlnite în procesele tehnologice poluante.

Pentru particule mai mari de 0,05 μm, dispersia nu mai urmează o lege exponențială simplă. Particulele mai mari de câțiva microni difuzează lumina datorită reflexiei

pure, după o lege de proporționalitate cu suprafața particulelor. Acest fenomen se constituie în principiul fizic al aparatelor optice, utilizate pentru măsurarea suprafețelor specifice ale anumitor suspensii de particule.

Efectul mărimii particulelor, asupra difuziei luminii, este ușor observabil la fumul, obișnuit, de tutun. Fumul, proaspăt, de tutun este format din particule de gudron, foarte fine, având un diametru mediu de $0,25 \mu\text{m}$ (sensibil mai mic decât lungimea de undă a luminii vizibile). Diametrul particulelor fiind mai mic decât cea mai mică lungime de undă, din domeniul vizibil (spectrul corespunzător luminii albastre), rezultă că lumina albastră este cea mai puternic difuzată, de unde și culoarea albastră a fumului, proaspăt, de tutun. Fumul de tutun expirat, de către fumător, pare să aibă culoare albă sau gri, datorită faptului că dimensiunea medie a particulelor de fum se mărește, prin condensarea de vapori de apă pe particula inițială, ajungând, astfel, la dimensiuni mai mari decât lungimea de undă a luminii vizibile. Pentru asemenea particule, lumina, cu toate lungimile sale de undă, este difuzată egal, astfel încât, în lumină albă, fumul apare alb.

Intensitatea unei raze luminoase, care traversează un dispersoid, relativ omogen, scade, pe măsura parcurgerii unui drum, prin acesta. Legea care dă extincția razei luminoase este de forma

$$dI \approx -k \cdot I \cdot dx, \quad (4.28)$$

în care, semnificația notațiilor este:

k - constantă care definește dispersoidul și depinde de densitatea de particule, pe unitatea de volum, de mărimea particulelor, de forma și de distribuția mărimii acestora;

dx - lungimea elementară a stratului parcurs;

I - valoarea intensității luminoase a razei, după parcurgerea stratului.

Expresia integrală a relației (4.28) este de forma

$$I = I_o \cdot e^{-kx} \quad (4.29)$$

și este cunoscută, în fizică, sub denumirea de legea lui Lambert, care arată că intensitatea luminoasă scade exponențial cu grosimea stratului de dispersoid.

Pe baza legii lui Lambert, s-au realizat aparate pentru determinarea concentrației prafului, din atmosferă. Măsurarea continuă a concentrației prafului, la nivelul coșurilor de fum, se realizează cu *opacimetre*, aparate care compară două raze luminoase, emise de o sursă unică, o rază trecând prin mediul contaminat, iar cealaltă printr-un mediu etalon.

4.3. Tehnici de depoluare

Pentru alegerea soluției optime de colectare a substanțelor aeropurtate, trebuie să se țină seama de o serie de factori, ce caracterizează dispersoidul, dependenți, în princi-

pal, de procesul tehnologic ce îl generează, dar și de normele de emisie ce trebuie respectate, în strânsă legătură cu densitatea populației și cu caracteristicile geografice și geodezice ale amplasamentului. Dintre factorii cei mai importanți, pot fi enumerați următorii:

- ✓ proprietățile fizice și chimice ale particulelor;
- ✓ domeniul de variație al concentrației particulelor (încărcarea dispersoidului);
- ✓ domeniul de variație al debitului de gaz, evacuat de procesul tehnologic;
- ✓ temperatura și presiunea gazului;
- ✓ umiditatea;
- ✓ natura gazului, în care flotează particulele, prezentând importanță deosebită solubilitatea și agresivitatea chimică a gazului;
- ✓ spațiul disponibil, instalării sistemului de filtrare și colectare a particulelor;
- ✓ valorile normate pentru substanța poluantă, atât cele referitoare la calitatea aerului, cât și a solului, în puncte de măsură precis stabilite;
- ✓ costurile de investiție și de exploatare a instalației de depoluare.

Valorile normate pentru cantitatea maximă admisibilă de substanță poluantă reprezintă datele de intrare, esențiale, în analizele efectuate pentru adoptarea instalației de depoluare. Tocmai aceste valori pot conduce la necesitatea instalării mai multor echipamente de depoluare, ce funcționează, în serie, pe fluxul de gaz. În majoritatea situațiilor, criteriile de mai sus restrâng gama de echipamente de depoluare, utilizabile pentru un anumit dispersoid industrial, la unu sau două echipamente de bază.

Dependența costurilor totale, necesare depoluării dispersoizilor, și a rezultatelor depoluării, de calitatea aerului evacuat este redată în figura 4.11 [4.34].

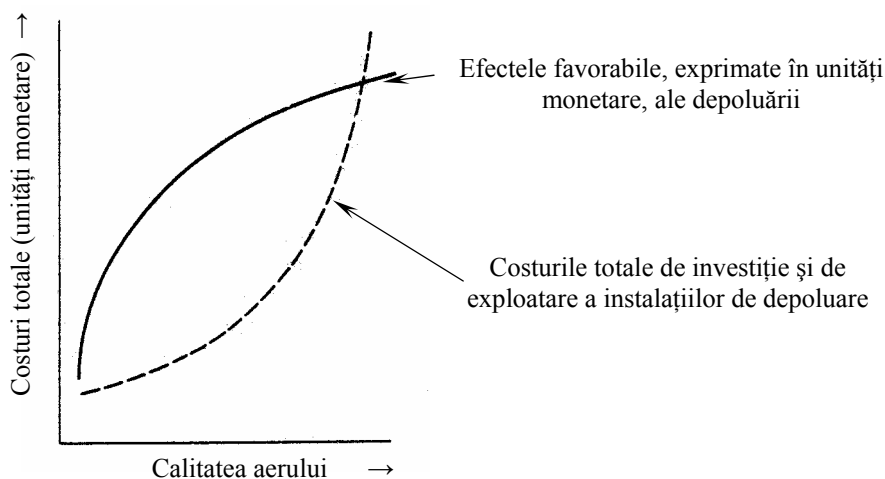


Fig. 4.11. Dependența cheltuielilor totale necesare depoluării dispersoizilor și a efectelor favorabile ale depoluării funcție de nivelul de calitate al aerului depoluat

În general, se poate anticipa că efectele depoluării cresc, inițial, pentru o creștere relativ mică a cheltuielilor, pentru ca, ulterior, când se urmărește un control mai bun al gradului de poluare, costurile cu depoluarea să crească mult mai mult decât cresc efectele favorabile ale acesteia.

Dacă se urmărește o mai bună calitate a aerului, decât aceea corespunzătoare intersecției celor două curbe, trasate în figura 4.11, este de așteptat o creștere, foarte rapidă, a cheltuielilor totale, pentru creșteri mici ale efectelor favorabile ale depoluării.

Principalele categorii de instalații de depoluare a substanțelor aeropurtate sunt:

- ✓ instalații de separare mecanică, din cadrul cărora fac parte camerele de sedimentare gravitațională și separatoarele centrifugale; în aceste instalații sunt utilizate forțele de gravitație și cele de inerție, pentru a extrage particulele, din fluxul de gaz;
- ✓ colectoare umede, reprezentate, în principal, de scruberele Venturi, în interiorul cărora se pulverizează particule fine de lichid, pentru a reține particulele solide;
- ✓ filtre cu saci, mediul filtrant fiind format din diverse materiale, țesute sau netesute, precum și din fibre, de la cele organice, la fibrele de sticlă;
- ✓ instalații de separare electrostatică sau electrofiltre.

Având în vedere dependența dintre eficiența colectării particulelor și dimensiunile acestora (reprezentată schematic în figura 4.1), este de așteptat ca diferitele tipuri de instalații de depoluare să aibă domenii de utilizare, în strânsă legătură cu granulometria particulelor, rezultate din procesele tehnologice. Pentru exemplificare, în figura 4.12 este dată dependența dintre eficiența separării dispersoizilor și dimensiunile particulelor, fiind evidențiate domeniile de aplicabilitate a tehnicilor de depoluare.

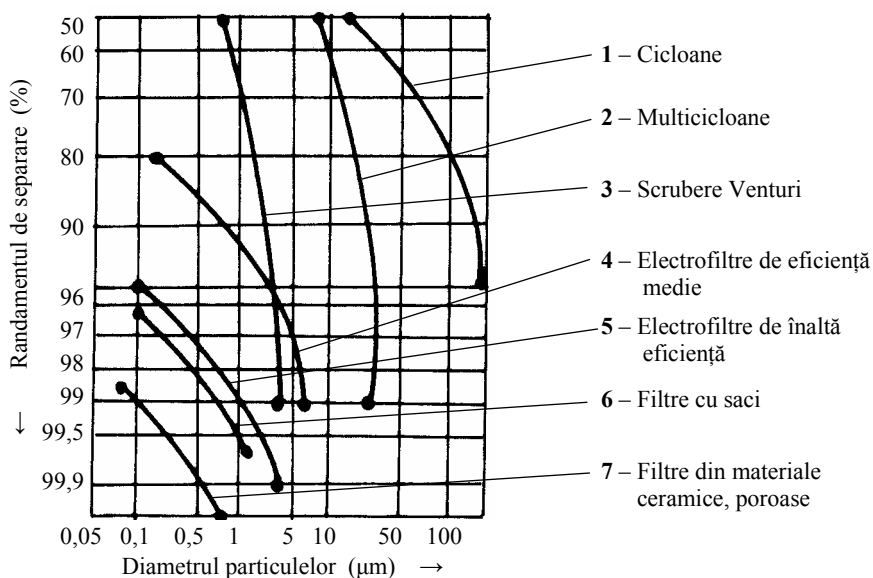


Fig. 4.12. Eficiența captării, funcție de granulometria particulelor aeropurtate

Trebuie menționat faptul că, anumite tipuri de instalații, destinate separării suspensiilor, rețin și alți poluanți. Eficiența acestora, atât în ceea ce privește reținerea particulelor, cât și a altor poluanți, este evidențiată, simbolic, în tabelul 4.11.

Tabelul 4.11. Eficiența diverselor tehnologii de captare a substanțelor aeropurtate

Tehnologia \ Poluant	Pulberi	Metale grele		Gaze acide		NO _x	Dioxine furani	COV	CO
		Solid	Gaz (Hg)	HCl, HF, HBr	SO _x				
Separatoare centrifugale	*	-	-	-	-	-	-	-	-
Scrubere Venturi	**	**	*	**	-	-	*	*	-
Filtre cu saci	***	***	-	-	-	-	*	-	-
Electrofiltre	***	**	-	-	-	-	-	-	-
* - tehnologie utilizabilă pentru tratare parțială; ** - tehnologie eficientă; *** - tehnologie de înaltă eficiență.									

4.3.1. Instalații de separare mecanică

În categoria instalațiilor de separare mecanică pot fi incluse camerele de sedimentare gravitațională și separatoarele centrifugale, ultimele putând fi de tip ciclon sau multiciclon, statice sau dinamice.

4.3.1.1. Camere de sedimentare gravitațională

Forța de gravitație este singura forță utilă în astfel de instalații, efectul de separare manifestându-se atunci când viteza de sedimentare (v_s) este de minimum 13 cm/s.

Având în vedere dependența vitezei de sedimentare de dimensiunile particulelor, rezultă că această tehnologie poate fi aplicată numai pentru reținerea particulelor având diametrul $d_p > 100 \mu\text{m}$, după unii autori [4.3], sau $d_p > 50 \mu\text{m}$, după alți autori [4.34]. Dacă densitatea substanței, din care sunt formate particulele, este suficient de mare, pot fi reținute chiar particulele ce au diametru $d_p \geq 10 \mu\text{m}$ [4.34].

Pentru ca particulele sedimentate să nu fie reantrenate, de către fluxul de gaze, viteza de curgere a acestora trebuie să fie relativ uniform distribuită, în întreaga cameră de sedimentare, și să fie mai mică de 300 cm/s. Practic, însă, este preferabilă utilizarea unor viteze de curgere a gazelor de numai 30 cm/s.

Teoretic, pentru a obține un randament de separare de 100 %, trebuie ca timpul necesar căderii unei particule, având diametrul d_p , pe toată înălțimea, H , a camerei de sedimentare, să fie mai mic sau cel mult egal cu timpul necesar parcurgerii lungimii, L , a acesteia (figura 4.13). Astfel, pentru cele mai mici particule, care ar putea fi complet reținute, poate fi scrisă egalitatea

$$t = \frac{H}{v_s} = \frac{L}{v_g}, \quad (4.30)$$

valabilă în ipoteza în care componenta orizontală a vitezei particulelor este egală cu viteza de curgere a gazului (v_g).

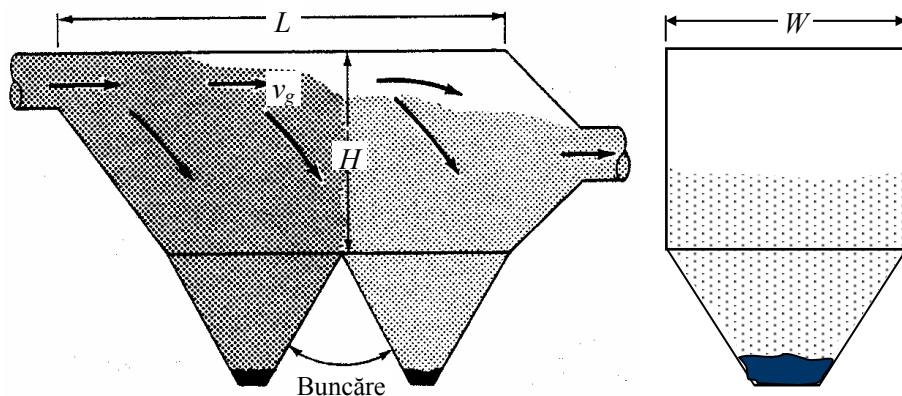


Fig. 4.13. Reprezentarea schematică a unei camere de sedimentare gravitațională

Din relația (4.30), păstrând notațiile dimensiunilor geometrice ale camerei de sedimentare, conform celor din figura 4.13, se obține

$$v_s = \frac{v_g \cdot H}{L} = \frac{Q_g}{L \cdot W} = f(d_p), \quad (4.31)$$

în care, Q_g reprezintă debitul volumic de gaz, iar $v_s = f(d_p)$ poate fi determinată din nomograme, de forma celor date în figura 4.4.

Chiar dacă legea lui Stokes, dată de relația (4.11) este imprecisă, în cazul suspensiilor de particule având diametrul mai mare de 50 μm , ea poate fi, totuși, aplicată pentru a determina diametrul minim al particulelor care se sedimentează, în totalitate. Astfel, din relațiile (4.11) și (4.31) se obține

$$d_{p\min} = \sqrt{\frac{18 \cdot \mu \cdot H \cdot v_g}{L \cdot g \cdot \rho_p}}, \quad (4.32)$$

din care se poate observa că diametrul particulelor, care pot fi eficient reținute, scade la scăderea raportului H/L . Pentru reținerea, eficientă, a unor particule de dimensiuni mici, se adoptă soluția tehnică a instalării unor șicane orizontale, distanța dintre acestea fiind de ordinul a 15 ÷ 20 cm. Prin instalarea acestor șicane, se obține creșterea lungimii canalului de gaz (L) și, deci, reducerea raportului H/L . În același scop și, în plus, pentru reducerea vitezei de curgere a gazelor, instalațiile industriale sunt realizate prin dispunerea, în paralel, a câtorva camere de sedimentare gravitațională.

Randamentul de colectare a particulelor, având diametrul mai mic decât cel minim de 100 % colectare, poate fi calculat cu relația

$$\eta_d = \frac{v_s L}{v_g H} \cdot 100 = \frac{v_s LW}{Q_g} \cdot 100 \quad (\%). \quad (4.33)$$

Turbulențele și reentrenarea particulelor depuse sunt fenomene care trebuie luate în considerare, în procesul tehnologic de sedimentare gravitațională. În calculele ingineresti, nu este necesar să se trateze, în detaliu, aceste fenomene complexe, considerându-se suficientă aproximația, prin care se adoptă o viteză de sedimentare a particulelor de două ori mai mică decât aceea dată de legea lui Stokes [4.34].

Camerele de sedimentare gravitațională se caracterizează prin:

- ✓ costuri de instalare reduse;
- ✓ costuri de operare foarte reduse (consum foarte redus de energie);
- ✓ costuri de întreținere reduse;
- ✓ foarte înaltă fiabilitate;
- ✓ pot fi realizate dintr-o gamă largă de materiale, relativ ieftine;
- ✓ au dimensiuni de gabarit foarte mari;
- ✓ eficiență redusă a colectării sau, chiar, foarte redusă, atunci când dispersoidul se caracterizează prin concentrații mari de particule fine.

Rezultă, astfel, că acest tip de instalații pot fi utilizate, în condiții de eficiență economică, doar pentru preseparatora particulelor grosiere. Preseparatora este utilă, mai ales atunci când concentrațiile de praf sunt foarte mari sau atunci când particulele grosiere pot provoca defecțiuni la instalațiile de colectare, situate în aval de camera de sedimentare gravitațională.

4.3.1.2. Separatoare centrifugale

Separatoarele centrifugale sau de tip ciclon utilizează forța centrifugă, ce acționează asupra particulelor, solide sau lichide, dintr-un flux de gaz, având o deplasare intens turbionară.

Din punct de vedere constructiv, aceste separatoare pot fi statice, realizate dintr-o singură cameră sau din camere tubulare, multiple, sau dinamice, în acest ultim caz, construcția fiind similară cu aceea a unui ventilator centrifugal.

Cele mai utilizate tipuri de separatoare centrifugale sunt cele cu turbion descendent (figura 4.14,a) și cele cu aripioare axiale (figura 4.14,b), ambele făcând parte din categoria cicloanelor statice. Practic, cele două tipuri de cicloane se deosebesc numai prin modul de formare a turbionului de gaz. Astfel, în cazul ciclonului clasic, mișcarea de rotație se obține prin introducerea gazului, tangențial la peretele cilindric al ciclonului. În cazul cicloanelor cu aripioare axiale, mișcare de rotație a gazului se obține la trecerea acestuia printr-un inel de aripioare axiale, profilate corespunzător.

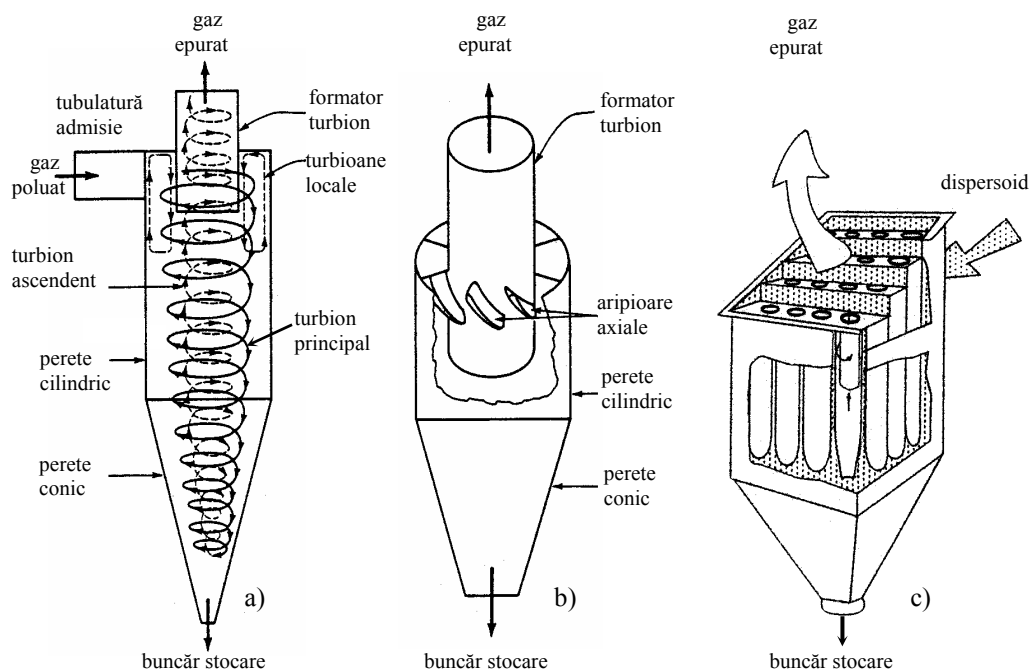


Fig. 4.14. Tipuri de separatoare centrifugale: a) – cu turbion descendent; b) – cu aripioare axiale; c) – multiciclon, baterie de separatoare centrifugale tubulare (multitub).

Datorită tendinței de păstrare a mișcării rectilinii a particulelor, atunci când fluxul de gaz își schimbă direcția, acestea se deplasează pe pereții cilindrici și conici ai camerelor de separare centrifugală, alunecând, ulterior, la partea inferioară a acestora, unde sunt colectate, în buncărele de stocare temporară.

Gazul epurat începe, în zona conică a camerei de separare, o mișcare ascendentă, creând, astfel, turbionul central de gaz epurat, care este evacuat, prin interiorul cilindrului formator de turbion.

Camerele de separare centrifugală sunt utilizate, mai ales, pentru separarea particulelor mai mari de 10 μm , existând cicloane, de înaltă eficiență, care pot reține chiar particule cu diametre de până la 5 μm [4.3, 4.34]. Trebuie menționat, însă, că aceste instalații nu separă, satisfăcător, particulele de dimensiuni mici, pe suprafața cărora sunt adsorbite metale grele [4.3].

Gradul de separare, specific acestor instalații, este mai mare de 90 %, dacă dimensiunile particulelor sunt mai mari de 25 μm și descrește, rapid, la scăderea dimensiunilor, sub un anumit prag, specific tipului constructiv al instalației (figura 4.15).

Cicloanele de mari dimensiuni au eficiență redusă, însă pot trata debite mari de gaz poluat, astfel încât pot fi utilizate, cu succes, ca instalații de preseparator a particulelor mari, înaintea dirijării fluxului de gaz, către alte componente ale instalației.

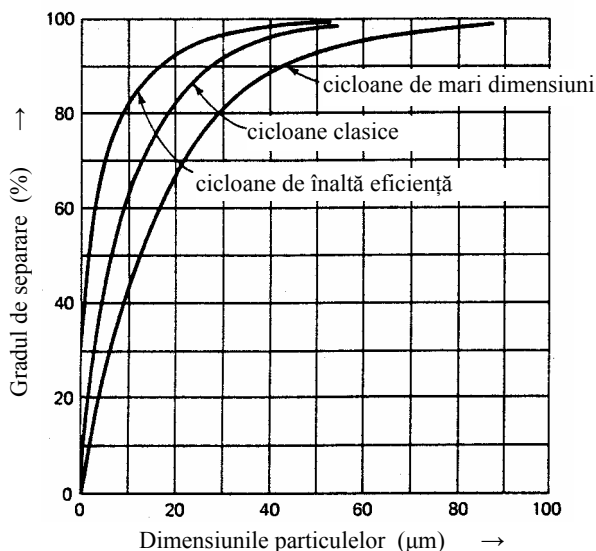


Fig. 4.15. Gradul de separare al diferitelor tipuri de cicloane funcție de dimensiunile particulelor, aflate în suspensie în gaz

Indiferent, însă, de dimensiunile ciclonului, există anumite rapoarte tipice între dimensiunile unui tub de separare centrifugală. Aceste dimensiuni, standard, sunt date în tabelul 4.12 [4.34].

Tabelul 4.12. Rapoartele dimensionale standard ale cicloanelor

Dimensiunea	Simbolul	Raportul
Diametrul interior al camerei cilindrice	D_o	1
Lungimea cilindrului	L_1	$2 \cdot D_o$
Înălțimea trunchiului de con	L_2	$2 \cdot D_o$
Diametrul la ieșirea din zona conică	D_e	$D_o/2$
Diametrul tubulaturii de evacuare a gazului epurat	D_d	$D_o/4$
Înălțimea canalului de admisie a gazului poluat	H	$D_o/2$
Lățimea canalului de admisie a gazului poluat	W	$D_o/4$

Variabilele care influențează, semnificativ, gradul de separare al unui ciclon pot fi evidențiate din analiza următoare. După intrarea gazului poluat în ciclon, particulele vor efectua N mișcări de revoluție (ce se inițiază la partea superioară a formatorului de turbion), înainte ca gazul să intre în zona de formare a turbionului central și să înceapă mișcarea ascendentă. Acest număr de mișcări de revoluție se poate aproxima [4.34]

$$N = \frac{1}{H} \cdot \left(L_1 + \frac{L_2}{2} \right), \quad (4.35)$$

dimensiunile având semnificația din tabelul 4.12.

Principala ipoteză simplificatoare, a modelului analitic, este aceea a repartizării uniforme a particulelor în fluxul de gaz, la intrarea acestuia în ciclon.

Pentru ca toate particulele, având diametrul d_p , să fie complet evacuate, din fluxul de gaz, trebuie ca particulele, care intră în ciclon, la distanța maximă față de peretele acestuia (R_i), impusă de lățimea canalului de admisie a gazului (W), să se deplaseze, până la peretele ciclonului, pe distanța $R_0 - R_i = W$, înainte ca numărul complet de mișcări de revoluție ale gazului (N) să se fi finalizat. Evident, toate particulele de același diametru, situate într-o poziție intermediară, în raport cu peretele ciclonului ($R_i < R < R_0$), vor fi colectate.

Dacă se notează cu R_{min} distanța minimă, față de axa longitudinală a ciclonului, pentru care toate particulele de diametru d_p sunt reținute în ciclon, atunci randamentul de separare poate fi calculat cu o relație de forma [4.34]

$$\eta_d = \frac{R_0 - R_{min}}{R_0 - R_i} \quad (4.36)$$

Cantitatea de la numitor este egală cu lățimea canalului de admisie, astfel încât trebuie determinată doar diferența ($R_0 - R_{min}$). Această distanță este, însă, egală cu produsul dintre componenta normală, la direcția fluxului de gaz, a vitezei particulelor (v_n) și timpul în care gazul se află în zona turbionului descendent principal (Δt).

Dacă se neglijează forța gravitațională, viteza radială a particulelor rezultă la echilibrul forței centrifuge cu forța datorată deplasării, cu frecare, în gaz, iar viteza tangențială a particulelor (v_t) se poate considera ca fiind egală cu viteza gazului, de la ieșirea din canalul de admisie (v_g). Evident, viteza tangențială, instantanee, a particulelor este dependentă de raza R , a cercului pe care acestea se deplasează, însă, pentru simplificare, această raza se poate considera ca fiind egală cu media aritmetică a dimensiunilor R_0 și R_i .

În aceste condiții, dacă se consideră că deplasarea particulei este de tip Stokes (vezi relația 4.7) atunci echilibrul de forțe poate fi scris sub forma

$$\begin{aligned} \frac{\rho_g \cdot A \cdot C_f \cdot v_n^2}{2} = m_p \cdot \frac{v_t^2}{R} &\Leftrightarrow \frac{\rho_g \cdot \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot \frac{24}{\text{Re}} \cdot v_n^2}{2} = \rho_p \cdot \left(\frac{\pi d_p^3}{6} \right) \cdot \frac{v_t^2}{R} \Leftrightarrow \\ \Leftrightarrow v_n = \frac{\rho_p \cdot d_p^2 \cdot v_t^2}{18 \cdot \mu \cdot R} \end{aligned} \quad (4.37)$$

Dacă viteza radială se consideră constantă, pe tot parcursul dintre punctul situat la distanța R_{min} și cel situat la distanța R_0 , față de axul ciclonului, atunci, din această mișcare uniformă, rezultă componenta normală a vitezei particulelor

$$v_n = \frac{R_0 - R_{min}}{\Delta t} \quad (4.38)$$

În același timp, intervalul de timp, în care particula rămâne în turbionul descendent, principal, poate fi calculat cu relația

$$\Delta t = \frac{2\pi RN}{v_g} . \quad (4.39)$$

Din relațiile (4.37), (4.38) și (4.39) se obține

$$R_0 - R_{\min} = \frac{\pi \cdot N \cdot \rho_p \cdot d_p^2 \cdot v_g}{9 \cdot \mu} , \quad (4.40)$$

rezultând, astfel, relația de calcul a randamentului de colectare, de forma

$$\eta_d = \frac{\pi \cdot N \cdot \rho_p \cdot d_p^2 \cdot v_g}{9 \cdot \mu \cdot W} = \frac{\pi \cdot N \cdot \rho_p \cdot d_p^2 \cdot Q_g}{9 \cdot \mu \cdot H \cdot W^2} , \quad (4.41)$$

în care, Q_g este debitul volumic de gaz.

Din relația (4.41), pot fi evidențiați parametrii care influențează eficiența colectării particulelor, în instalațiile de separare centrifugală:

- ✓ viteza tangențială a gazului, la intrarea în camera cilindrică a cicloului (v_g);
- ✓ densitatea particulelor (ρ_p);
- ✓ diametrul particulelor (d_p);
- ✓ vâscozitatea gazului (μ), aceasta crescând, la creșterea temperaturii;
- ✓ numărul de mișcări de revoluție, pe care le efectuează gazul în ciclon (N), acest număr crescând, la creșterea lungimii cicloului;
- ✓ dimensiunile canalului de admisie a gazului, în ciclon (H și W).

Trebuie arătat că există o dificultate în interpretarea corelației dintre eficiența colectării și diametrul particulelor. Astfel, datorită dependenței de pătratul diametrului particulelor, rezultă că, peste o anumită valoare a diametrului, finită, randamentul devine egal cu 100 % și rămâne constant, la această valoare, situație care nu concordă cu realitatea. Pentru a depăși acest inconvenient, s-au realizat experimente care au condus la concluzia unei creșteri, aproximativ, exponențiale a randamentului, la creșterea lineară a diametrului particulelor. De asemenea, au fost obținute o serie de relații empirice, care exprimă corelația dintre randamentul separării și diametrul particulelor. În acest sens, Lapple a propus curbe de dependență a eficienței separării de raportul dintre diametrul particulelor și acel diametru, pentru care randamentul de separare este de 50 % ($d_{p,50\%}$). O astfel de curbă, obținută prin experimente, efectuate pe cicloane având proporții ale dimensiunilor geometrice apropiate de cele standard (tabelul 4.12), este dată în fig. 4.16.

Unele curbe similare, date de companiile producătoare de instalații de cicloane, prezintă o eficiență puțin mai redusă, decât aceea dată de curba lui Lapple, dar numai pentru valori supraunitare ale raportului $d_p/d_{p,50\%}$.

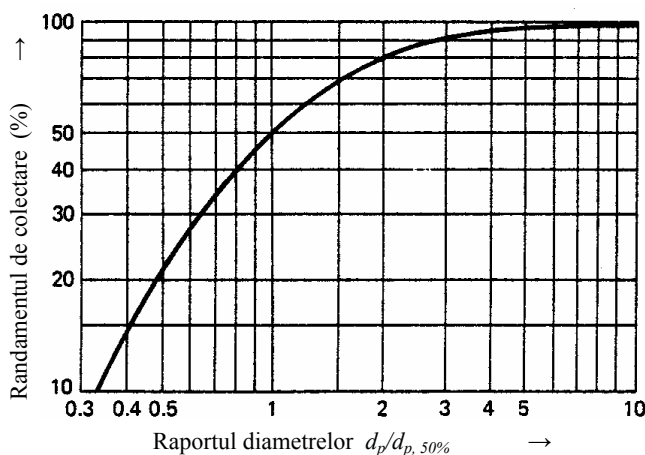


Fig. 4.16. Dependența eficienței cicloanelor de raportul dintre diametrul particulelor și acel diametru al particulelor pentru care gradul de separare este de 50 % [4.15]

Pe lângă parametrii enumerați anterior, experimentele au demonstrat că și calitatea suprafeței interioare, a carcaselor cicloanelor, influențează, semnificativ, eficiența colectării, o prelucrare avansată a acestei suprafețe împiedicând formarea de turbulențe, în vecinătatea zonei de colectare.

De asemenea, creșterea randamentului de separare se poate obține și prin creșterea dimensiunilor cicloanelor, la un același debit volumic de gaz (păstrând, pe cât posibil, rapoartele standard), prin creșterea căderii de presiune, pe întregul ciclon, sau prin aplicarea, simultană, a celor două metode.

Evident, proiectarea corectă a cicloanelor trebuie să conducă la un optim între cele două tendințe contrare: creșterea eficienței colectării particulelor și reducerea căderii de presiune în ciclon. În general, randamentele ridicate implică căderi de presiune mai mari și, implicit, consum de energie mai mare.

Căderea de presiune (Δp) poate fi calculată cu o relație empirică de forma [4.34]

$$\Delta p = \frac{K \cdot Q_g^2 \cdot p \cdot \rho_g}{T}, \quad (4.42)$$

p și T reprezentând presiunea, respectiv temperatura gazului, iar K este un factor de corecție, determinat empiric, având valoarea dependentă de diametrul ciclonului astfel:

$$\begin{aligned} D_0 = 75 \text{ cm} & \rightarrow K = 10^{-4}; \\ D_0 = 40 \text{ cm} & \rightarrow K = 10^{-3}; \\ D_0 = 20 \text{ cm} & \rightarrow K = 10^{-2}; \\ D_0 = 11 \text{ cm} & \rightarrow K = 10^{-1}. \end{aligned}$$

Se poate observa că pierderea de presiune este proporțională cu pătratul vitezei gazului, în timp ce randamentul de separare are o dependență lineară, de viteza gazului.

În cicloanele clasice, căderea de presiune este cuprinsă între 1,2 mbar și 5 mbar, iar în cele de înaltă eficiență (95 %), aceasta poate atinge 15 mbar.

Instalațiile industriale sunt realizate, uzual, sub formă de multicicloane (figura 4.14,c), tuburile acestora având diametre cuprinse între 15 cm și 25 cm, la viteze de curgere a gazelor de $15 \div 20$ m/s și debite tratate de ordinul a $15 \div 30$ m³/min și tub. Există, totuși, și instalații industriale realizate sub formă de ciclon tubular unic, mai ales din categoria celor cu ciclon principal descendent, care tratează debite de gaz cuprinse între 1 m³/min și 900 m³/min.

Realizarea constructivă a cicloanelor este simplă, în special datorită lipsei componentelor aflate în mișcare, fapt care implică fiabilitate ridicată și mentenanță ușor de realizat, mai ales atunci când tuburile sunt tipizate.

Cicloanele cu aripioare axiale prezintă dezavantajul erodării acestora, în contact cu particulele abrazive, și al posibilității de obturare a spațiului dintre aripioare. Dezavantajul major al cicloanelor cu turbion principal descendent este acela al creșterii dimensiunilor și a costurilor, atunci când se urmărește obținerea unor randamente de separare mari. În consecință, atunci când trebuie să se instaleze un ciclon, este preferabil să se analizeze, mai întâi, varianta cu aripioare axiale sau să se încerce utilizarea combinată a ambelor tipuri de instalații statice, de sedimentare centrifugală.

Dacă condițiile de operare se schimbă, în raport cu cele nominale, pot fi utilizate o serie de relații de estimare a eficienței cicloanelor, în noile condiții de operare. Astfel, pentru două condiții de operare, notate cu a și respectiv b , diferite prin debitul de gaz epurat (Q_g), prin vâscozitate (μ), prin densitatea gazului (ρ_g) și, respectiv, prin concentrația maximă de particule, aflate în suspensie (C_p), pot fi utilizate relațiile de estimare, de forma [4.34]

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{100 - \eta_a}{100 - \eta_b} = \sqrt{\frac{Q_b}{Q_a}} \\ \frac{100 - \eta_a}{100 - \eta_b} = \sqrt{\frac{\rho_p - \rho_{gb}}{\rho_p - \rho_{ga}}} \end{array} \right. \quad \left\{ \begin{array}{l} \frac{100 - \eta_a}{100 - \eta_b} = \sqrt{\frac{\mu_a}{\mu_b}} \\ \frac{100 - \eta_a}{100 - \eta_b} = \left(\frac{C_{pb}}{C_a} \right)^{0,183} \end{array} \right. \quad (4.43)$$

Ca și în cazul instalațiilor statice, în cazul cicloanelor dinamice forța utilă este forța centrifugă, numai că, spre deosebire de cazul cicloanelor statice, aceasta este generată de un rotor cu palete, având construcția similară ventilatoarelor centrifugale. La aceeași capacitate, cicloanele dinamice pot dezvolta forțe centrifuge, de până la șapte ori mai mari, decât cicloanele statice.

Rotorul centrifugal aspiră gazul contaminat, pe direcție axială, schimbând-i, ulterior, direcția, cu 90°, așa cum se poate observa în figura 4.17.

Particulele sunt aruncate, spre exteriorul rotorului, de unde sunt preluate de un flux de aer secundar, care le evacuează, din ciclon.

Deoarece cicloul funcționează similar unui ventilator de gaze, nu se pune problema căderilor de presiune. Trebuie menționat, totuși, că cicloanele dinamice au con-

sumuri energetice mai mari decât ventilatoarele centrifugale, de aceeași capacitate.

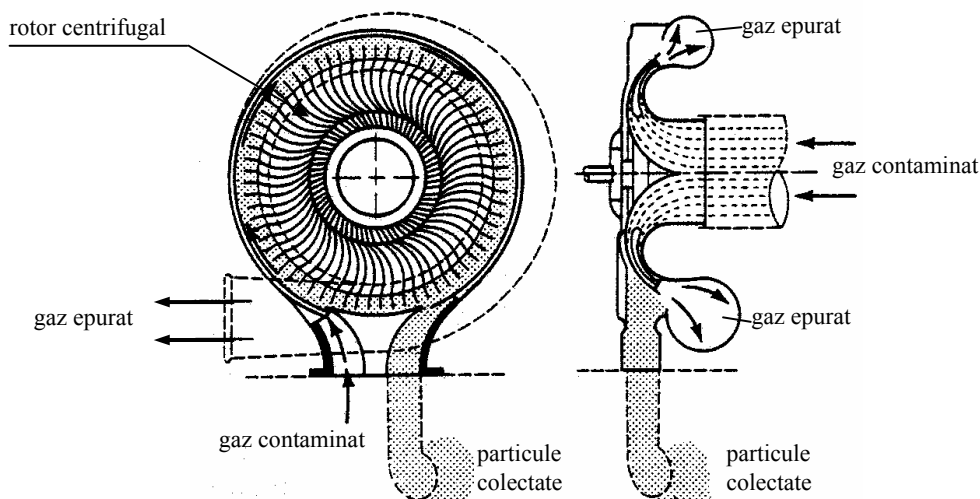


Fig. 4.17. Reprezentarea schematică a unui separator centrifugal dinamic [4.34]

Cicloanele dinamice sunt utilizate, în special, pentru colectarea particulelor foarte fine, fiind, astfel, larg răspândite în industria alimentară, farmaceutică și în aceea de prelucrare a lemnului.

4.3.2. Colectoare umede

În instalațiile de colectare umedă a particulelor, aflate în suspensie în gaz, se utilizează un lichid, de obicei apa, pentru a reține particulele de praf sau pentru a crește dimensiunile aerosolilor. În astfel de instalații, pot fi reținute particule, având diametre cuprinse între $0,1 \mu\text{m}$ și $20 \mu\text{m}$, indiferent dacă sunt în stare solidă sau lichidă.

Principalele categorii de colectoare umede sunt:

- ✓ scrubere (turnuri de spălare) cu cameră de pulverizare;
- ✓ cicloane umede (scrubere ciclon);
- ✓ scrubere Venturi, instalațiile din această categorie fiind cel mai utilizate.

Trebuie menționat că există instalații de spălare (scrubere) destinate absorbției gazelor sau a unor componente poluante din amestecurile de gaze și chiar scrubere utilizate cu dublu scop, de reținere a gazelor și a particulelor contaminate.

Din punct de vedere constructiv, aceste instalații sunt mai complexe decât separatoarele centrifugale, datorită, în principal, sistemelor de dispersie a lichidului. Cu cât particulele de lichid sunt mai fine, cu atât este mai bun contactul, dintre acestea și particulele solide sau aerosoli, crescând gradul de colectare. În același timp, însă, creșterea

fineții picăturilor de lichid implică un consum mai mare de energie, pentru atomizarea acestora. De asemenea, spre deosebire de instalațiile de separare uscată, colectoarele umede prezintă dezavantajul necesității tratării nămolului de proces (levigatului), inerent în funcționarea acestora. Evident, sunt situații în care nămolul de proces este mai ușor de transportat și de tratat, decât praful uscat, însă, rămâne de soluționat problema contaminării apei și, deci, a transferării poluantului, din atmosferă în apele freactice sau de suprafață. Un alt dezavantaj este acela al tendinței crescute de corodare a materialelor constructive ale instalației, în prezența unor substanțe agresive și a apei.

Oricare ar fi fenomenul fizic, care stă la baza colectării umede (impact inertial - specific particulelor mari, interceptie directă sau difuzie), este esențial să aibă loc ciocniri între particulele de substanță contaminantă și picăturile lichidului de lucru.

Pentru a evidenția o parte din parametrii care influențează gradul de separare al colectoarelor umede, poate fi realizat un model analitic, simplificat, al procesului de separare umedă. Astfel, poate fi considerată o particulă sferică, deplasată, de către fluxul de gaz, către o picătură de lichid de lucru. La o anumită distanță, în amonte de picătură, particulele părăsesc liniile imaginare ale fluxului de gaz (care-și schimbă direcția în vecinătatea picăturii), îndreptându-se, rectiliniu, către picătură. Începând din acest moment, principalele forțe care acționează asupra particulei sunt forța de inerție și forța de frecare, ce apare la deplasarea particulei, în fluxul de gaz. Se neglijează, astfel, forțele de gravitație, de natură electrică, magnetică și termodinamică.

La echilibrul forțelor de inerție și de frecare, particula își încetează deplasarea sa, către picătură, viteza relativă, dintre acestea, devenind nulă. Din acest moment, ambele corpuri se deplasează cu viteza impusă de fluxul de gaz. Distanța parcursă de particulă, din momentul în care părăsește liniile de flux ale gazului și până în momentul în care viteza sa relativă, față de picătură, devine nulă, se numește *distanță de oprire* (x_s). Rezultă, astfel, că cele două corpuri se vor ciocni, numai dacă distanța de oprire este mai mare decât distanța dintre particulă și picătură, în momentul în care fluxul de gaz își schimbă direcția.

S-a demonstrat, atât pe cale analitică, cât și prin experiment, că eficiența separării crește odată cu creșterea raportului dintre distanța de oprire (x_s) și diametrul picăturilor lichidului de lucru (d_l) [4.34]:

$$N_i = x_s / d_l . \quad (4.44)$$

Dacă se consideră că mișcarea particulelor este conformă legii lui Stokes, atunci, la echilibrul forțelor de inerție și de frecare, se poate scrie relația (vezi § 4.2.3)

$$m_p \cdot \frac{dv_p}{dt} + \frac{\rho_g \cdot A \cdot C_f \cdot \frac{v_p}{K_C}}{2} = 0, \quad (4.45)$$

în care se introduce și coeficientul de corecție Cunningham (K_C), deoarece aceste instalații pot reține și particule având diametrul mai mic de 5 μm .

Ecuția (4.45) poate fi scrisă, pentru particule sferice, sub forma

$$\frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot \rho_p \cdot \frac{dv_p}{dt} + \frac{3 \cdot \mu \cdot \pi \cdot d_p \cdot v_p}{K_C} = 0, \quad (4.46)$$

indicele p simbolizând referirea la particulele de substanță contaminantă și nu la picăturile de lichid de lucru.

În aplicațiile practice, interesează mai puțin evoluția în timp a vitezei particulelor, prezentând importanță evoluția spațială a acestora, în raport cu picăturile de lichid de lucru. În acest sens, poate fi făcut artificii de calcul

$$\frac{dv_p}{dt} = \frac{dv_p}{dx} \cdot \frac{dx}{dt} \quad \text{în care} \quad \frac{dx}{dt} = v_p. \quad (4.47)$$

Din relațiile (4.46) și (4.47) se obține ecuația diferențială

$$\frac{d_p^2 \cdot \rho_p}{6} \cdot \frac{dv_p}{dx} + \frac{3 \cdot \mu}{K_C} = 0. \quad (4.48)$$

Ecuția (4.48) poate fi integrată, în sensul determinării distanței de oprire (x_s). Pentru aceasta, se face observația că particula parcurge distanța de oprire, în timp ce viteza sa relativă scade, de la o valoare inițială ($v_{p,0}$), egală cu viteza fluxului de gaz - din momentul în care particula părăsește liniile de câmp ale fluxului de gaz, până la zero. În consecință, ecuația (4.48) devine de forma

$$\int_0^{x_s} dx = - \int_{v_{p,0}}^0 \frac{d_p^2 \cdot \rho_p \cdot K_C}{18 \cdot \mu} \cdot dv_p, \quad (4.49)$$

rezultând

$$x_s = \frac{d_p^2 \cdot \rho_p \cdot K_C}{18 \cdot \mu} \cdot v_{p,0} \quad (4.50)$$

și

$$N_i = \frac{d_p^2 \cdot \rho_p \cdot K_C}{18 \cdot \mu \cdot d_l} \cdot (v_g - v_l), \quad (4.51)$$

în care, v_g este viteza relativă a fluxului de gaz (particulei), în raport cu aceea a picăturilor de lichid de lucru (v_l), în momentul în care acesta își schimbă direcția.

Rezultă, astfel, că, pentru particule de o anumită dimensiune și densitate, N_i este direct proporțional cu viteza relativă, dintre particule și picăturile de lichid, și invers proporțional cu diametrul picăturilor. Deci, pentru a se obține un grad de separare satisfăcător, viteza relativă gaz - picături trebuie să fie mare, iar lichidul de lucru să fie cât mai fin dispersat, în fluxul de gaz de epurat.

Dependența dintre eficiența colectării particulelor de material poluant și cantita-

tea adimensională, N_i , ce caracterizează impactul dintre particule și picături, este reprezentată în figura 4.18 [4.34], atât pentru situații pur teoretice (deplasarea particulelor în gaze ideale, fără frecare), cât și pentru situații reale.

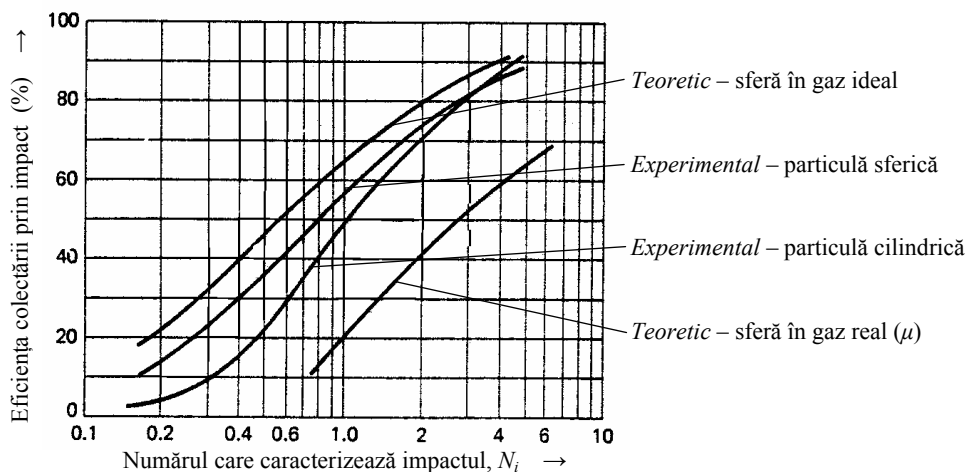


Fig. 4.18. Dependenta gradului de colectare prin impact functie de N_i

Datorită numărului mare de ipoteze simplificatoare, modelul analitic, prezentat anterior, nu este suficient de precis, pentru evaluarea eficienței instalațiilor reale. Motivul principal este acela că viteza relativă a particulelor, în raport cu aceea a picăturilor de lichid de lucru, depinde, esențial, de diametrul picăturilor. Acest tip de dependență este întâlnit, atât în cazul scruberele Venturi, sisteme caracterizate prin viteze mari de lucru, cât și în cazul turnurilor de spălare cu cameră de pulverizare.

În cazul scruberele Venturi, gazul, circulând cu viteză mare, în zona de lucru, accelerează, semnificativ, picăturile mici de lichid.

În cazul scruberele cu cameră de pulverizare, unde viteza picăturilor nu este influențată de viteza gazului, ci doar de forța gravitațională, viteza de sedimentare a picăturilor mari este mai mare decât aceea a picăturilor mici și, deci, și viteza relativă a particulelor, în raport picăturile mari, este mai mare.

Dacă se suprapun cele două categorii de efecte, prezentate anterior, rezultă că există o dimensiune optimă a picăturilor de lichid de lucru, pentru fiecare diametru al particulelor de substanță contaminantă. Acest aspect este ilustrat prin curbele din figura 4.19 [4.34], valabile pentru particule cu densitatea de 2g/cm^3 și care urmează a fi colectate într-un turn de spălare gravitațional (scruber cu cameră de pulverizare).

Din figura 4.19, se poate observa rapida descreștere a probabilității de producere a unei ciocniri, între particule și picăturile de lichid de lucru, și, implicit, a gradului de separare, la scăderea diametrului picăturilor, sub $100\ \mu\text{m}$. De asemenea, se observă creșterea, semnificativă, a probabilității de impact, la creșterea diametrului particulelor.

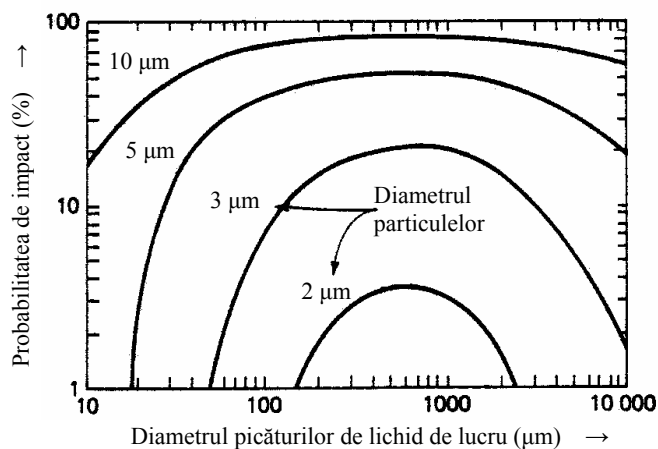


Fig. 4.19. Dependenta probabilității de ciocnire a particulelor, cu picăturile de lichid de lucru, de dimensiunile acestora

4.3.2.1. Turnuri de spălare cu cameră de pulverizare

Una dintre cele mai simple instalații de spălare umedă este scruberul cu cameră de pulverizare. Aceste instalații pot fi realizate în anvelope rectangulare sau circulare, o posibilă reprezentare schematică fiind aceea din figura 4.20.

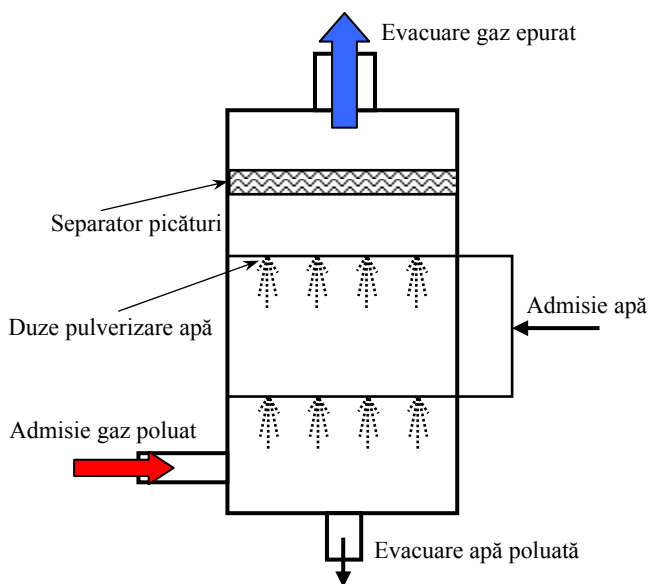


Fig. 4.20. Schița unui turn de spălare cu pulverizare

Gazul poluat circulă în contracurent cu picăturile de apă, generate de duze de pulverizare, instalate la diferite niveluri, pe înălțimea turnului de spălare. Dacă viteza fluxului de gaz este relativ redusă, atunci picăturile de apă, contaminată, se acumulează, gravitațional, la partea inferioară a turnului. La partea superioară a acestuia, se instalează separatoare de picături, ce au rolul de a reține, atât picăturile de apă curată, cât și picăturile, fine, de apă contaminată, care sunt antrenate, de către fluxul de gaz, către zona de evacuare a gazului epurat.

În instalațiile industriale, este preferabilă utilizarea turnurilor de spălare cu fluxuri încrucișate, cele tip contracurent fiind mai puțin utilizate. În cazul scruberelor cu fluxuri încrucișate, apa este pulverizată la partea superioară a turnului, iar gazul circulă pe direcție orizontală. Particulele contaminante sunt captate, prin impact inerțial sau prin difuzie, de către picăturile de apă. Rezultă, astfel, picături de apă contaminată, de dimensiuni mai mari, care se depun, rapid, la partea inferioară a instalației.

O tehnică, frecvent utilizată în construcția acestor instalații, este aceea de plasare a unor șicane, în calea fluxului de aer, așa cum se poate observa în figura 4.21.

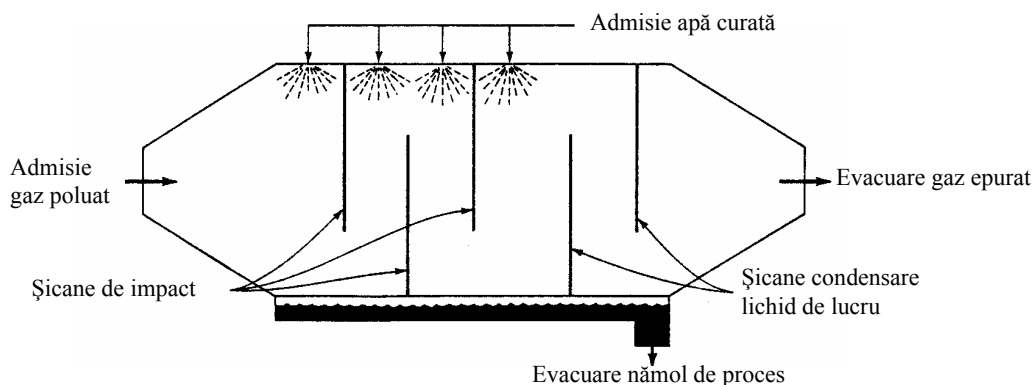


Fig. 4.21. Reprezentarea schematică a unui turn de spălare cu șicane

O parte dintre șicanele instalației sunt dispuse în zona de pulverizare și au rolul de a crește probabilitatea de ciocnire a particulelor, cu picăturile lichidului de lucru. Alte șicane sunt instalate în aval de zona de pulverizare, rolul acestora fiind de condensare a vaporilor de apă și de reținere a picăturilor, care au fost antrenate de fluxul de gaz. Utilizarea șicanelor conduce la creșterea randamentului de colectare.

Cantitatea de apă necesară tratării gazelor poluate, în astfel de instalații, este cuprinsă între $0,25 \div 1 \text{ m}^3$, pentru fiecare 1000 m^3 de gaz, fiind necesară și o anumită cantitate de apă de adaos, datorită pierderilor, prin evaporare.

Căderea de presiune a gazului, la trecerea prin acest tip de instalații, este redusă, de obicei mai mică de 5 mbar, iar eficiența colectării este suficient de bună, atunci când dimensiunile particulelor poluante sunt mai mari de $10 \mu\text{m}$. Astfel, gradul de separare variază între 94 % și 99 %, atunci când diametrul particulelor crește, de la $5 \mu\text{m}$, la $25 \mu\text{m}$.

În cazul în care diametrul particulelor este mai mic de $1 \mu\text{m}$, se poate atinge un grad de colectare suficient de bun, numai dacă apa este pulverizată cu presiune înaltă. Injectarea accentuat presurizată a apei de colectare determină creșterea consumului de energie, iar dimensiunile foarte reduse ale particulelor nu permit recircularea apei de colectare, datorită riscului ridicat de obturare a duzelor de injectare.

4.3.2.2. Scrubere de tip ciclon

Cicloanele uscate, de tipul celor cu turbion principal descendent (figura 4.14,a), pot fi transformate în scrubere de tip ciclon, prin simpla instalare a unui inel de duze de pulverizare a apei, în turbionul principal, și a unor separatoare de picături, la partea superioară a cilindrului formator de turbion.

Există, însă, colectoare, de tip ciclon, special proiectate să funcționeze ca separatoare umede, reprezentarea schematică a unui astfel de scruber fiind dată în figura 4.22

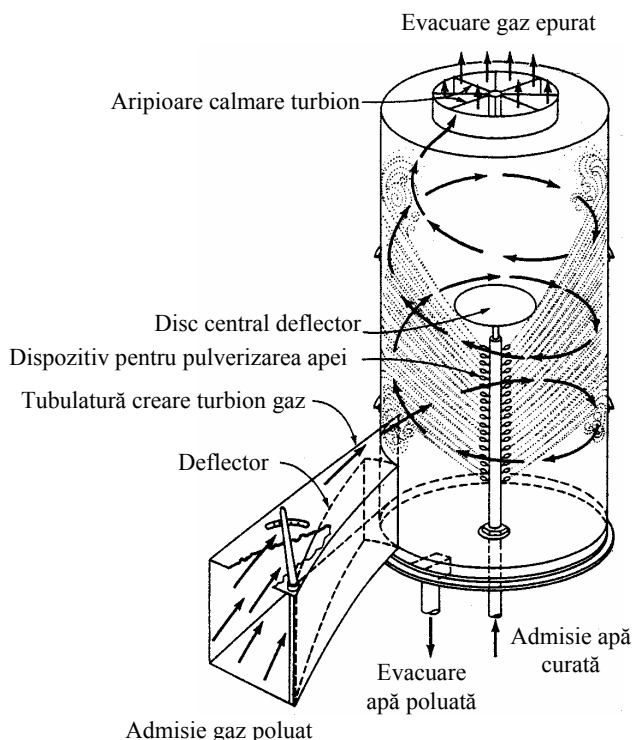


Fig. 4.22. Reprezentarea schematică a unui scruber de tip ciclon

Apa este introdusă, printr-un sistem de duze, dispus pe axa longitudinală a anvelopei, iar gazul contaminat, pe la partea inferioară a acesteia. Tubulatura de admisie a gazului este astfel realizată încât să-i imprimе, acestuia, o mișcare turbionară.

Dacă distanța, dintre zona de pulverizare a apei și partea superioară a anvelopei, este suficient de mare, nu este necesar să se instaleze separatoare de picături, această zonă având și rolul de separare a picăturilor, din fluxul de gaz epurat.

Cantitatea de apă, necesară tratării, în acest tip de scrubere, a 1000 m^3 de gaz este cuprinsă între $0,5 \div 1 \text{ m}^3$, iar căderea de presiune este cuprinsă între $2,5 \div 20 \text{ mbar}$.

Gradul de colectare a particulelor variază între 90 % și 98 %, atunci când diametrul acestora crește, de la $5 \text{ }\mu\text{m}$, la $50 \text{ }\mu\text{m}$. Pentru particule mai mari de $50 \text{ }\mu\text{m}$, gradul de separare este aproximativ constant, egal cu 99 %, iar particulele mai mari de $100 \text{ }\mu\text{m}$ sunt reținute, practic, în totalitate.

4.3.2.3. Scrubere Venturi

Un tub Venturi este realizat din trei secțiuni: un confuzor, o zonă centrală, de secțiune mică, și un difuzor. Secțiunea transversală a acestor elemente poate fi rectangulară (figura 4.23) sau circulară, tipic pentru scruberele Venturi fiind un raport de 4:1, între secțiunea maximă a confuzorului și a ceea a tubului central. Unghiul pereților difuzorului, în raport cu planul de simetrie axială, este de $5 \div 7^\circ$, pentru a permite, în cât mai bună măsură, refacerea presiunii statice a gazului.

Gazul este vehiculat de un ventilator, care poate fi dispus atât în amonte, cât și în aval de tubul Venturi. La trecerea prin confuzor, scade presiunea statică a gazului și crește, mult, viteza acestuia, astfel încât, în zona tubului central, viteza gazului atinge valori cuprinse între $50 \div 180 \text{ m/s}$.

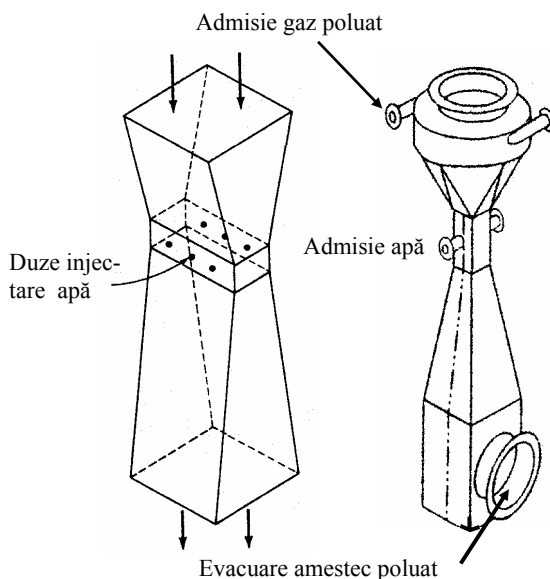


Fig. 4.23. Reprezentarea schematică a unui scruber Venturi, cu injecție de apă, în zona tubului central

Apa, pentru spălarea dispersoidului, se introduce, prin intermediul unor duze, la nivelul tubului central sau, mai rar, la partea superioară a difuzorului. Datorită vitezei mari a gazului, picăturile de apă sunt atomizate, astfel încât probabilitatea de ciocnire a acestora, cu particulele de substanță poluantă, este foarte mare (relația 4.51). Pe de altă parte, însă, ciocnirile, dintre particule și picături, se pot produce numai atâta timp cât viteza relativă, dintre acestea, este diferită de zero, deci, atâta timp cât picăturile au o mișcare accelerată (considerându-se că viteza axială, inițială, a picăturilor este nulă). În aceste condiții, probabilitatea de ciocnire scade, rapid, în aval de tubul central. Pentru a obține un grad de colectare foarte bun, ciocnirile, dintre particule și picături, trebuie să se producă în primii 20 ÷ 30 cm ai difuzorului, restul lungimii difuzorului având o influență redusă, în creșterea eficienței separării, dar, pe de altă parte, un rol esențial în restabilirea presiunii statice a gazului.

Deoarece o parte din energia cinetică a gazului este utilizată pentru atomizarea lichidului și accelerarea picăturilor, scruberele Venturi se caracterizează prin pierderi mari de presiune, în raport cu celelalte tipuri de colectoare umede. Astfel, funcție de gradul de colectare al instalației, căderea de presiune variază între 8 mbar și 250 mbar.

Cantitatea de apă, utilizată în aceste instalații, este cuprinsă între 0,25 ÷ 1,6 m³, pentru fiecare 1000 m³ de gaz tratat.

Eficiența colectării particulelor submicronice poate ajunge la 99 %, iar aceea a colectării particulelor, având diametrul de ordinul a 5 μm, poate atinge 99,5 % [4.34].

Gradul de separare al acestor instalații depinde de diametrul particulelor și de pierderea de presiune, a gazului. Dependența tipică a gradului de colectare, de acești doi parametri, este redată prin segmentele de dreaptă, reprezentate în figura 4.24 [4.3, 4.34], putându-se observa că, cel puțin în domeniul particulelor submicronice, grade ridicate de separare implică pierderi mari de presiune.

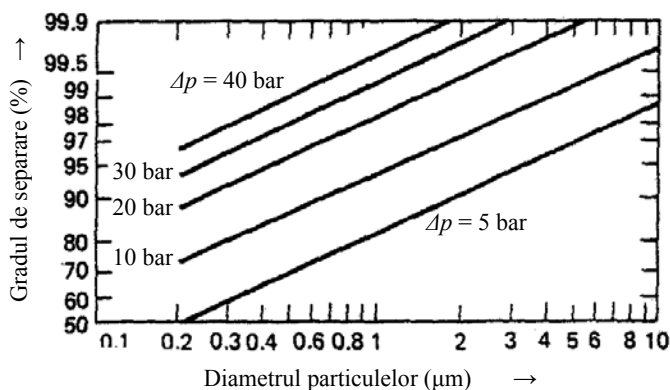


Fig. 4.24. Dependenta gradului de separare al scruberelor Venturi de diametrul particulelor și de căderea de presiune a gazului, la parcurgerea instalației

Utilizând reprezentări grafice, de forma celor din figura 4.24, pentru un grad de separare impus și pentru particule de un anumit diametru, rezultă căderea de presiune,

din instalație. Fiind cunoscută căderea de presiune, pot fi determinate dimensiunile secțiunii centrale a tubului Venturi și, ulterior, toate dimensiunile de gabarit ale sistemului de colectare umedă.

Picăturile de lichid, care au reținut particulele de poluant, în interiorul sistemului Venturi, sunt extrase, din fluxul de gaz, în separatoare de tip ciclon sau cu șicane.

Din punct de vedere constructiv, tuburile Venturi sunt realizate din oțel sau din materiale care rezistă la acțiunea agenților chimic agresivi. Frecvent, se utilizează materiale, precum policlorura de vinil sau poliesteri, armați cu fibre de sticlă. Asemenea materiale pot fi utilizate doar pentru acoperirea suportului metalic al construcției.

Din punct de vedere tehnologic, aceste instalații pot trata debite de gaz de până la 200.000 m³/h, dimensiunile instalației depinzând, evident, de debitul de gaz de tratat. Astfel, lungimea unui scrubber, care tratează un debit de gaz de 60.000 m³/h, este de 6,25 m, debitul de apă necesar fiind de 90 m³/h [4.3].

Pe lângă gradul ridicat de colectare a particulelor, inferior, însă, celui al electrofiltrelor sau al filtrelor cu saci, scruberele Venturi permit captarea acidului clorhidric și facilitează captarea unor metale grele, aflate în stare gazoasă, așa cum este mercurul. Captarea acestor poluanți este facilitată de foarte fina pulverizare a lichidului de spălare.

Deoarece scruberele Venturi au un grad de colectare mai mic decât electrofiltrele, în special pentru particule mici, ele nu sunt utilizate, pe scară largă, ca echipamente de desprăfuire, însă sunt foarte frecvent utilizate în instalații de epurarea a HCl și a SO₂, din gazele rezultate din diferite procese tehnologice.

Atât din punct de vedere constructiv, cât și funcțional, este interesantă asocierea elementelor scruberului Venturi cu acelea ale unui electrofiltru. Asemenea instalații sunt cunoscute, sub denumirea de scrubber Venturi electrofiltrant [4.3]. Față de scruberele Venturi clasice, acestea sunt echipate cu un electrod central, potențializat negativ, în vecinătatea căruia apare descărcarea corona. Sarcinile electrice negative, create de către descărcarea corona, se atașează particulelor de material poluant și picăturilor de lichid contaminat. La ieșirea din difuzorul tubului Venturi, este pulverizată o anumită cantitate de apă, încărcată cu sarcini electrice pozitive. Acest flux de apă circulă în contracurent cu fluxul de gaz și de picături contaminate, formând unui ecran de picături. Forța electrostatică determină deplasarea picăturilor contaminate, încărcate cu sarcină electrică negativă, către ecranul de picături de apă, unde sunt reținute și, apoi, evacuate, în exteriorul sistemului.

Reprezentarea schematică a unui scrubber Venturi electrofiltrant este dată în figura 4.25 [4.3].

4.3.3. Filtre cu saci

Această metodă, de reținere a particulelor aflate în suspensie, este, practic, cea mai veche și, în același timp, cea mai utilizată. O asemenea instalație de filtrare este

realizată, în general, dintr-o anvelopă, în care se află un material poros, cu structură granulară sau fibroasă. Acest material reține particulele, în timp ce gazul trece, prin porii materialului filtrant.

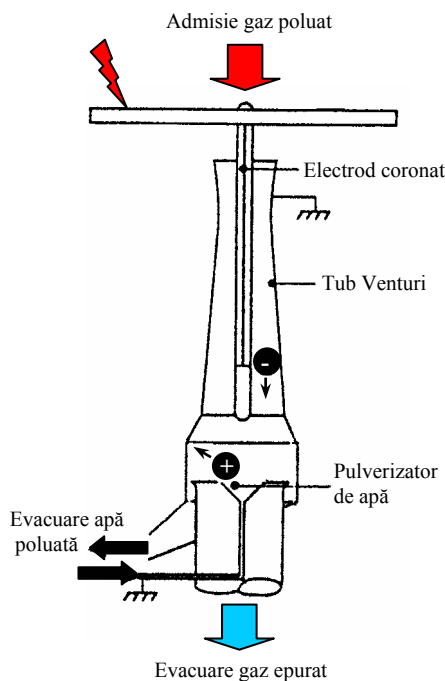


Fig. 4.25. Schema funcțională a unui scrubber Venturi electrofiltrant

În cele mai multe situații, gazul este introdus, în anvelopa instalației, printr-un deflector, acesta având și rolul de reținere a particulelor grosiere, din fluxul de gaz. Filtrul, propriu-zis, este realizat din materiale compatibile cu gazul și cu particulele (compatibilitatea referindu-se la temperatură, compoziția chimică a gazului și a particulelor, conținutul de apă). Elementele filtrante sunt realizate prin dispunerea materialului de bază, sub formă de straturi, de mare grosime, sub formă de aglomerări de materiale neșesute sau sub formă de saci, din materiale țesute.

Straturile filtrante și aglomerările de materiale neșesute sunt caracterizate prin spații mari, de trecere a gazului, acestea putând ajunge până la $97 \div 99 \%$, din volumul total al elementului filtrant. Se utilizează asemenea dispuneri, ale materialului filtrant, atunci când concentrația de praf este redusă, caz în care instalațiile sunt destinate funcționării pe durate mari de timp.

Filtrele cu saci, realizați din materiale țesute, se caracterizează prin grade de colectare mai mari de 99% , în cazul particulelor având diametrul de până la $0,5 \mu\text{m}$, și rețin cantități substanțiale de particule foarte fine (cu diametrul de până la $0,01 \mu\text{m}$).

Experiența de exploatare a arătat că filtrele cu saci sunt eficiente pentru separarea dispersoizilor, caracterizați prin concentrații de praf cuprinse între $0,25 \div 25 \text{ g/m}^3$.

Companiile producătoare de astfel de filtre utilizează fibre, de diverse naturi, sau combinații de fibre, pentru a obține medii de filtrare microporoase, ce ameliorează, semnificativ, gradul de colectare al particulelor aeropurtate. Caracteristicile diverselor fibre, utilizate în construcția elementelor filtrante, sunt date în tabelul 4.13 [4.3].

Tabelul 4.13. Caracteristicile fibrelor utilizate ca medii de filtrare

Tipul fibrei	Rezistența la acizi	Rezistența la fluoruri	Rezistența la substanțe alcaline	Rezistență la substanțe abrazive
Bumbac	Slabă	Slabă	Bună	Foarte bună
Polipropilenă	Excelentă	Slabă	Excelentă	Foarte bună
Poliester	Bună	Satisfăcătoare	Bună	Foarte bună
Nomex	Satisfăcătoare	Bună	Excelentă	Excelentă
Teflon	Excelentă	Satisfăcătoare	Excelentă	Satisfăcătoare
Fibre de sticlă	Satisfăcătoare sau chiar bună	Slabă	Satisfăcătoare sau chiar bună	Satisfăcătoare

Pentru a obține grade de colectare înalte, suprafața de filtrare trebuie să fie suficient de mare, pentru un debit, dat, de gaz. Din această condiție, rezultă și viteza maximă a gazului, la suprafața materialului filtrant. Valoarea optimă a vitezei gazului este cuprinsă, pentru instalațiile industriale, între $0,5 \div 4$ cm/s.

Pentru un debit dat, se obține o suprafață mare de filtrare, prin dispunerea în paralel a mai multor saci, în interiorul anvelopei instalației. Astfel, debitul de gaz, tratat de fiecare sac tubular, în parte, este semnificativ mai mic, decât debitul total de gaz.

Elementele de realizare constructivă, a filtrelor cu saci, rezultă din reprezentarea schematică, prezentată în figura 4.26 [4.3, 4.34]. Din această figură, rezultă și cele două categorii de sisteme filtrante, clasificate după tipul retenției poluantului. Retenția poate fi de tip intern (figura 4.26,a) sau de tip extern (figura 4.26,b), cele mai utilizate fiind filtrele cu retenție internă.

Elementele filtrante (sacii) sunt de tip tubular, au diametre cuprinse între $15 \div 35$ cm și lungimi de, până la, 12 m. De exemplu, pentru filtrarea unui debit de gaz de $30.000 \text{ m}^3/\text{h}$, suprafața de filtrare, necesară, este de aproximativ 1800 m^2 , putând fi realizată din 650 saci, identici, fiecare având diametrul de 18 cm și lungimea de 5 m [4.3]. Rezultă, astfel, dimensiunile de gabarit ale întregii instalații (inclusiv tubulatura de aer, pentru decolmatare, și aceea de evacuare a substanței solide reținute), cuprinse între 8 și 10 m, în plan orizontal, și cu o înălțime de $10 \div 11$ m.

Instalațiile mari, de acest tip, sunt compartimentate (până la 16 compartimente), au un număr total de, până la, 4000 saci, fiecare element filtrant având diametrul de 19 cm și lungimea de 7 m. O asemenea instalație poate reține, aproximativ, 6 t/oră de substanță solidă [4.34]. Pe de altă parte, însă, dimensiunile de gabarit ale filtrelor cu saci sunt mai mari decât ale celorlalte instalații de reținere a substanțelor aeropurtate, aceasta reprezentând unul dintre dezavantajele utilizării lor.

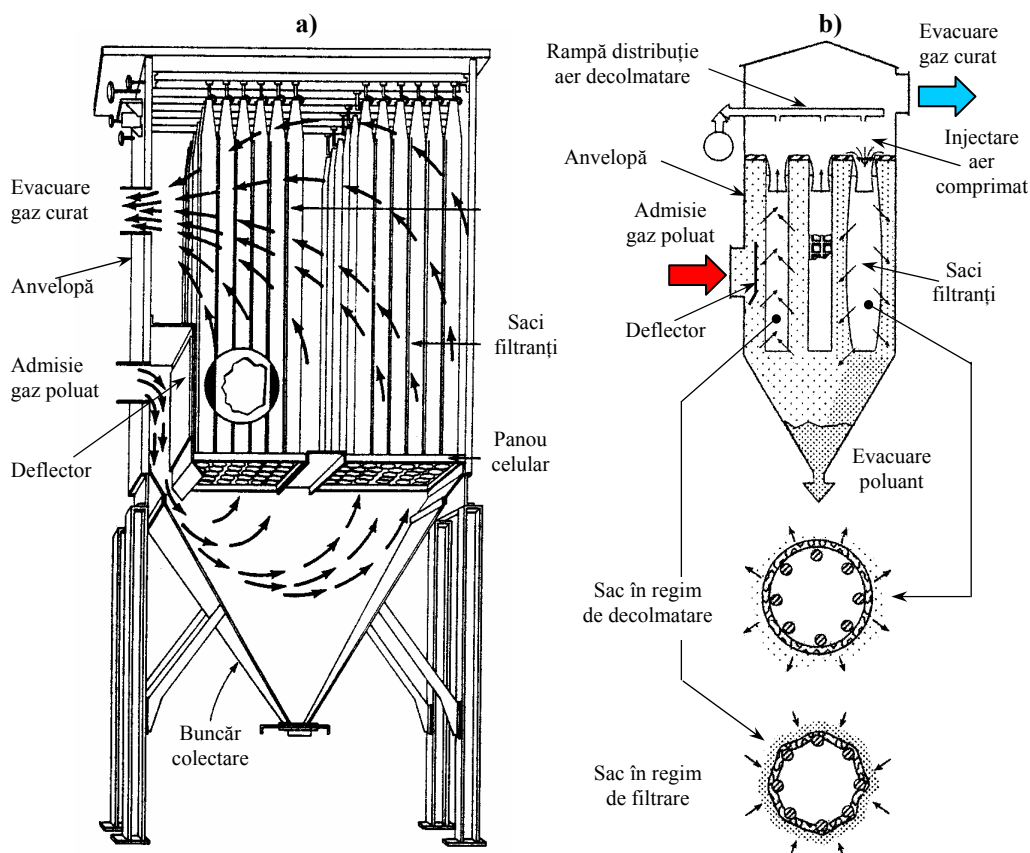


Fig. 4.26. Reprezentarea schematică a unor instalații de filtre cu saci și a unei secțiuni transversale prin sac în regim de curățare și de filtrare:

a) filtru cu retenție internă [4.34]; b) filtru cu retenție externă [4.3].

Un alt dezavantaj, poate mai important decât acela al dimensiunilor mari de gabarit, este în legătură cu necesitatea curățării, frecvente, a sacilor filtrați, pentru a evita căderile mari de presiune și, implicit, consumurile sporite de energie electrică, pentru vehicularea gazului, prin instalație.

Decolmatarea sacilor implică instalarea de dispozitive adecvate și chiar creșterea suprafeței filtrante, având în vedere că, permanent, un anumit număr de saci se află în regim de curățare.

Evacuarea substanței solide, reținute de elementele filtrante, se realizează după efectuarea operațiunii de decolmatare a sacilor, praful fiind colectat, temporar, în buncărele situate la baza instalației.

Decolmatarea sacilor poate fi realizată în mai multe moduri: prin vibrație mecanică, prin scuturare, prin insuflare de jeturi de aer, pentru intervale foarte scurte de timp, prin trecerea, în contracurent, a unor fluxuri de aer curat.

Un sistem de scuturare mecanică este reprezentat, schematic, în figura 4.26,a, la partea superioară a anvelopei instalației de filtrare. Un asemenea sistem este ieftin, poate fi utilizat atât în filtre cu retenție internă, cât și în filtre cu retenție externă, însă, nu poate fi utilizat în instalațiile în care viteza de curgere a gazului, la nivelul sacilor filtranți, este mai mare de 1 m/min.

Decolmatarea elementelor filtrante prin intermediul fluxurilor de aer curat, insuflăte în contracurent cu fluxul de gaz poluat, este aplicabilă filtrelor cu retenție internă. Reprezentarea schematică a unui asemenea sistem este aceea dată în figura 4.27,a [4.34]. Fluxul de gaz poluat este oprit în compartimentul care urmează a fi curățat, aerul curat fiind insuflat în sens invers sensului de circulație al gazului poluat. Acest sistem de curățare este utilizat pentru filtre având diametrul sacilor de 20 ÷ 30 cm și lungimea mai mare de 6 m, viteza de filtrare, recomandată, fiind de 2 ÷ 4 m/min [4.34].

Decolmatarea prin jet de aer impulsional se utilizează la filtrele cu retenție externă, reprezentarea schematică a sistemului fiind aceea din figura 4.26,b, respectiv din figura 4.27,b [4.34].

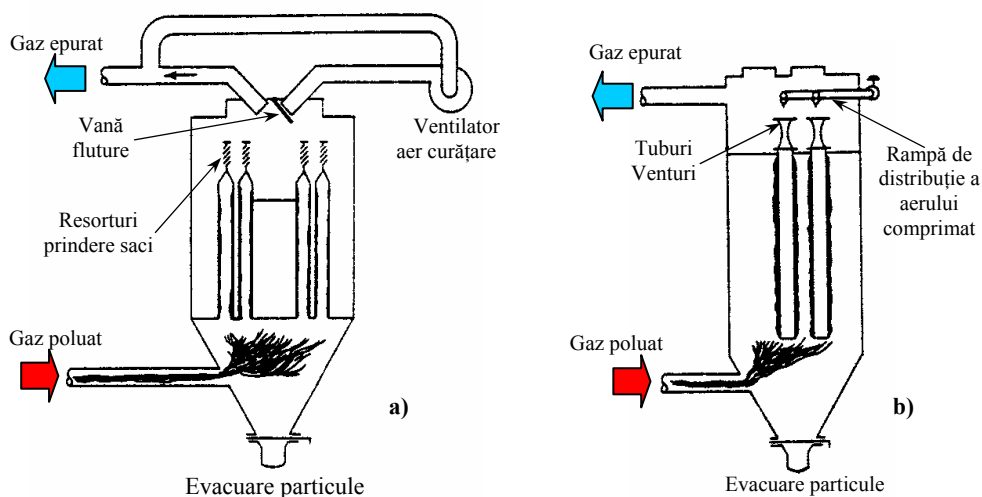


Fig. 4.27. Schemele de principiu ale sistemelor de curățare cu flux contracurent de aer (a) și cu jet de aer impulsional (b).

La momentul oportun, un jet impulsional, de aer, este insuflat, la partea superioară a sacilor filtranți. Jetul desprinde straturi groase de praf, după, aceste aglomerări de substanță solidă căzând, gravitațional, în buncărele de colectare temporară.

Procesul de decolmatare este de foarte scurtă durată, însă, la insuflarea unui jet impulsional, sacul este curățat, doar, parțial. Fluxul de gaz poluat, având particule în suspensie, nu este întrerupt și nici deviat, pe durata decolmării, aglomerările de particule nefiind antrenate de fluxul de gaz. Lungimea sacilor filtranți, care pot fi decolmatați cu jeturi impulsionale nu trebuie să depășească 5 m, sacii mai lungi nefiind curățați corespunzător, cel puțin la partea lor inferioară.

Viteza de filtrare, ce poate fi utilizată în instalațiile decolmatate cu jeturi impulsionale, este de $2 \div 5$ m/min.

Temperatura, maximă, de lucru a instalațiilor de captare cu saci filtranți este cuprinsă între 125 și 260 °C, temperaturile mai mici corespunzând utilizării fibrelor de bumbac sau lână. Depășirea temperaturii maxime admisibile conduce la deteriorarea sacilor filtranți, motiv pentru care instalațiile sunt prevăzute cu dispozitive automate de protecție la supratemperatură. Acestea fie deschid sistemele bypass, fie introduc un debit suplimentar de aer rece. Atunci când se adoptă soluția tehnică a introducerii unui debit, suplimentar, de aer rece, trebuie să se evite reducerea temperaturii, până în zona punctului de rouă, filtrele cu saci nefiind operante în medii umede. Pe plan mondial, se efectuează experimente pentru realizarea, industrială, de elemente filtrante cu fibre ceramice, rezistente la temperaturi mari, caz în care nu mai este necesară răcirea, într-un fel sau altul, a elementelor filtrante.

Căderea de presiune, în instalațiile de filtre cu saci, este de ordinul a $10 \div 20$ mbar, mult inferioară colectoarelor umede de tip scrubber Venturi, la același grad de separare.

Eficiența ridicată a filtrelor cu saci nu poate fi explicată numai prin efectul de „sita” al țesăturii, deoarece raportul dintre suprafața de trecere și cea ocupată, de materialul țesăturii, este cuprins între 1:1 și 5:1. Rezultă, deci, că în filtrele cu saci au loc și alte fenomene, care concură la obținerea randamentelor mari de epurare. Probabil, particulele mai mari de 1 μm sunt colectate, în special, prin impact și interceptare directă, în timp ce particulele având diametre cuprinse între $0,001 \div 1$ μm sunt reținute prin difuzie și atracție electrostatică.

În consecință, abordarea analitică a aspectelor legate de eficiența filtrării este mult mai dificilă decât în cazul celorlalte categorii de colectoare de particule. Dificultatea abordării este determinată și de faptul că straturile de praf, depuse pe saci, reprezintă, la rândul lor, medii filtrante, însă a căror geometrie se modifică continuu. Unele calcule estimative ar putea fi, totuși, efectuate, în ipoteza ciocnirii unei particule sferice cu o fibră cilindrică (oarecum similar cazului colectării umede), însă eroarea de apreciere este mare.

Curbe care dau dependența gradului de colectare de granulometria particulelor au fost obținute, pe cale experimentală, ținând cont, implicit, și de influența pe care o are grosimea stratului de praf, depus pe elementele filtrante. Astfel de curbe, valabile pentru o instalație tipică de filtrare, sunt date în figura 4.28 [4.34].

Din figura 4.28, se poate observa că particulele submicronice sunt slab reținute, de către sacii filtranți, curați, gradul de colectare crescând, însă, destul de rapid, pe durata funcționării instalației.

Performanțele filtrelor cu saci se schimbă relativ puțin, de la un tip de instalație la altul, astfel încât cantitatea de substanță solidă, aflată în suspensie în gaz, la ieșirea din filtru, nu depășește $3 \div 5$ mg/Nm³, valori conforme chiar și celor mai stricte norme de calitate a aerului, aflate în vigoare.

Metalele grele, aflate în stare gazoasă (mercur, cadmiu), sunt reținute doar în mică măsură, de filtrele cu saci, chiar dacă acestea au capacitate relativ mare de reținere a

particulelor submicronice. Totuși, dacă se injectează un adsorbant solid, în fluxul de gaz, (carbon activ sau cocs, obținut din lignit), metalele grele pot fi reținute, simultan cu adsorbantul, putând fi recuperate, ulterior, prin desorbție controlată.

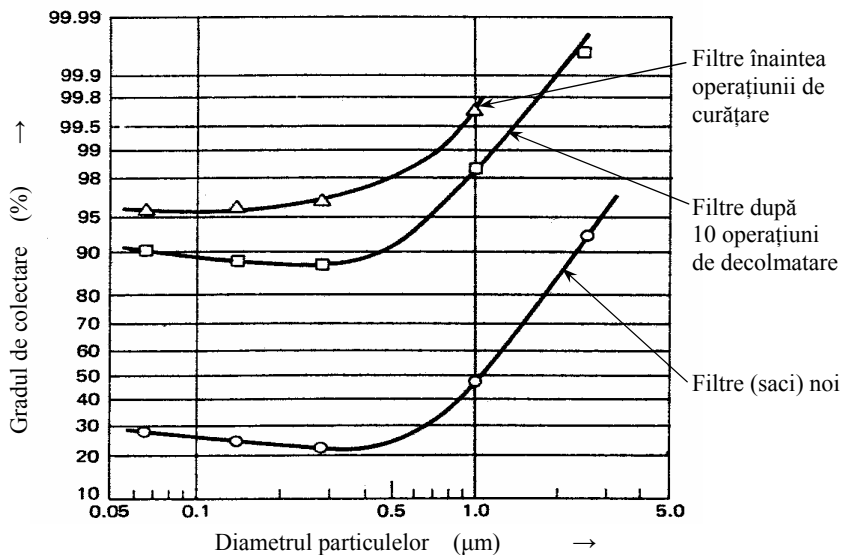


Fig. 4.28. Dependenta gradului de colectare al unui filtru cu saci de granulometria particulelor și de gradul de încărcare cu praf a sacilor filtrați.

În concluzie, pot fi subliniate avantajele și dezavantajele utilizării instalațiilor de filtre cu saci, astfel:

✓ *avantaje*

- grad de colectare foarte bun, pentru un domeniu larg de dimensiuni ale particulelor; acesta este motivul pentru care filtrele cu saci sunt preferate, uneori, electrofiltrelor;
- permit flexibilitate mare în proiectare și execuție, putând utiliza o mare diversitate de medii filtrante și de metode de curățare a sacilor filtrați;
- cost de investiție mai mic decât pentru electrofiltre, în cazul capacităților mici și medii, însă puțin mai mare decât pentru scrubere Venturi;
- domeniu larg al debitelor de gaz ce pot fi tratate, de la 3, la 140.000 m³/min;
- căderi de presiune și consumuri energetice rezonabile, pentru asemenea grade de colectare ridicate;
- capacitate de a reține o mare diversitate de substanțe solide, fiind, astfel, compatibile injectării de reactivi (cocs, carbon activ, reactivi calcici și sodici);

✓ *dezavantaje*

- dimensiuni mari de gabarit, ce pot face chiar prohibitivă, în unele cazuri, utilizarea acestui tip de instalații;

- costuri de întreținere relativ ridicate, datorită necesității schimbării periodice a sacilor filtrați, însă inferioare celor corespunzătoare scruberelelor Venturi;
- deteriorarea unui număr redus de saci poate determina reducerea, semnificativă, a performanțelor instalației;
- risc potențial de explozie sau incendiu, în cazul colectării prafurilor combustibile;
- nu pot fi utilizate, în mod obișnuit, pentru reținerea substanțelor higroscopice, deoarece, în prezența umezelii, acestea aglomerează, colmatând, profund, elementele filtrante, metodele clasice de curățare a acestora devenind ineficiente.

În cazul centralelor termice la care reținerea emisiei de SO₂ se realizează prin procedee secundare uscate, se pare că soluția optimă de colectare a particulelor solide este aceea a utilizării filtrelor cu saci, care rețin atât cenușa zburătoare, cât și absorbantul de SO₂ și implicit, emisia de oxizi de sulf din gazele de ardere.

Atunci când se utilizează instalații de filtrare cu saci, pentru reținerea cenușii zburătoare, rezultate prin arderea cărbunelui, viteza de colectare trebuie menținută la o valoare redusă, de ordinul a 1 m/min, iar curățarea se realizează prin sistemul insuflării unui flux de aer, în contracurent cu gazul de epurat (specific retenției interioare).

Caseta 4.3. Exemple de calcul

Problema 1

Să se evalueze diametrul minim al particulelor care se sedimentează, în totalitate, într-o cameră gravitațională. Lungimea camerei de sedimentare gravitațională este de 7 m, iar înălțimea acesteia de 1,2 m. Temperatura gazului este de 300 °K, viteza de curgere a acestuia este de 30 cm/s, iar densitatea particulelor, aflate în suspensie, este de 2,5 g/cm³.

Soluție

În relația de calcul a diametrului particulelor întră vâscozitatea gazului, aceasta fiind dependentă de temperatură. Câteva valori ale vâscozității aerului, la diferite temperaturi, sunt date în tabelul de mai jos.

Temperatura (°K)	300	350	400	450	500	550
Vâscozitatea (kg/m·h)	0,0666	0,0748	0,0825	0,0900	0,0969	0,1031

La temperatura de 300 °K, vâscozitatea aerului este $\mu = 1,86 \cdot 10^{-5}$ Ns/m².

Înlocuind datele de intrare în relația (4.32), se obține

$$d_{p,\min} = \sqrt{\frac{18 \cdot 1,86 \cdot 10^{-5} \cdot 1,2 \cdot 0,3}{7 \cdot 9,81 \cdot 2500}} = 26,5 \text{ } \mu\text{m.}$$

Turbulențele, din camera de sedimentare, determină reentrenarea unor particule și modificarea vitezei de sedimentare, în raport cu cea obținută prin intermediul legii lui Stokes.

Experimentele au arătat că trebuie introdusă o corecție, prin care să se reducă, la jumătate, viteza de sedimentare a particulelor, obținută în ipoteza curgeri Stokes. Astfel, în cazul analizat, se obține diametrul minim al particulelor, complet reținute:

$$d_{p,\min} = \sqrt{\frac{36 \cdot 1,86 \cdot 10^{-5} \cdot 1,2 \cdot 0,3}{7 \cdot 9,81 \cdot 2500}} = 37,5 \text{ } \mu\text{m}.$$

Valoarea, astfel obținută, este relativ mică, însă, trebuie avut în vedere că densitatea particulelor este destul de mare. În cazul în care densitatea particulelor ar fi de 1 g/cm^3 , ar rezulta un diametru minim de $60 \text{ } \mu\text{m}$, rezonabil pentru astfel de instalații.

Problema 2

Să se determine lungimea unei camere de sedimentare gravitațională, pentru un grad de colectare de 90 % a particulelor având diametrul de $50 \text{ } \mu\text{m}$ și densitatea de 2 g/cm^3 . Viteza gazului este de $0,5 \text{ m/s}$, iar înălțimea camerei de sedimentare de 3 m .

Soluție

Presupunând condițiile de presiune și temperatură a aerului ca fiind cele standard, din nomograma, prezentată în figura 4.4, se obține viteza de sedimentare a particulelor. Rezultă, astfel, o viteză de sedimentare $v_s = 15 \text{ cm/s}$.

Înlocuind aceste date în relația (4.33), se obține

$$L = \frac{\eta_d v_g H}{v_s} = \frac{0,9 \cdot 0,5 \cdot 3}{0,15} = 9 \text{ m}.$$

Dacă se introduce corecția, prin intermediul căreia se reduce, la jumătate, viteza de sedimentare, atunci se obține $L = 18 \text{ m}$.

Prin calcul diferențial, K.Wark a determinat o relație de calcul a gradului de colectare a particulelor de un anumit diametru, aceasta fiind de forma [4.34]

$$\eta_d = 1 - e^{-v_s L / v_g H},$$

în care nu este necesar să se mai introducă corecția referitoare la viteza de sedimentare.

Aplicând această relație, pentru datele problemei, rezultă

$$L = -\frac{v_g H}{v_s} \cdot \ln(1 - \eta_d) = -\frac{0,5 \cdot 3}{0,15} \cdot \ln(1 - 0,9) = 23 \text{ m}.$$

Rezultatele obținute, prin cele două metode, sunt în suficient de bună concordanță, având în vedere numărul relativ mare de ipoteze simplificatoare, ale modelelor analitice.

Dacă sunt utilizate șicane orizontale, atunci se reduce înălțimea efectivă a camerei și, deci, poate fi redusă și lungimea acesteia. Astfel, dacă se instalează două șicane, înălțimea efectivă devine egală cu 1 m , iar lungimea necesară, a camerei de sedimentare, se reduce, de la 18 m , la 6 m .

Problema 3

Tubulatura de admisie a unui ciclon are lățimea de 12 cm . Numărul de mișcări de revoluție, pe care le efectuează gazul, în turbionul descendent, este de 4 . Viteza gazului, la intrarea în ciclon, este de 15 cm/s , iar densitatea particulelor este de $1,7 \text{ g/cm}^3$. Dacă temperatura aerului este de $350 \text{ }^\circ\text{K}$, să se estimeze diametrul particulelor, care vor fi colectate în proporție de 50% .

Soluție

La temperatura dată, conform tabelului din această casetă, rezultă o vâscozitatea a aerului $\mu = 0,0748 \text{ kg/m}\cdot\text{h} = 2,1 \cdot 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$.

Din relația (4.41) se obține

$$d_{p,50\%} = \sqrt{\frac{9 \cdot \eta_d \cdot \mu \cdot W}{\pi \cdot N \cdot \rho_p \cdot v_g}} = \sqrt{\frac{9 \cdot 0,5 \cdot 2,1 \cdot 10^{-5} \cdot 0,12}{3,14 \cdot 4 \cdot 1700 \cdot 15}} = 5,94 \text{ }\mu\text{m}.$$

Această valoare este tipică instalațiilor de separare, de tip ciclon, și arată că, în acest caz, numai particulele având diametrul mai mare de $10 \text{ }\mu\text{m}$ pot fi reținute, eficient, de cicloul ale cărui caracteristici sunt date în enunțul problemei.

4.3.4. Instalații de electrofiltre

Separarea electrostatică este o metodă eficientă de epurare a suspensiilor solide și a celor lichide, din gaze. Instalațiile de separare electrostatică poartă denumirea de electrofiltre și sunt caracterizate prin următoarele avantaje:

- ✓ randamentul de colectare este foarte mare, putând depăși 99,8 %;
- ✓ căderile de presiune, pe elementele instalației, sunt mici ($3 \div 20 \text{ mm}$ coloană apă);
- ✓ consumul de energie este relativ mic, fiind cuprins între 0,05 kWh și 0,3 kWh, pentru fiecare 1.000 m^3 de gaz epurat;
- ✓ temperaturile de lucru se încadrează într-un domeniu larg, de la temperatura ambiantă și până la temperaturi de $500 \div 650 \text{ }^\circ\text{C}$;
- ✓ funcționează atât în regim de depresiune, cât și de suprapresiune (până la 10 atm);
- ✓ pot lucra într-un domeniu larg de concentrații ale particulelor ($0,0002 \div 200 \text{ g/m}^3$);
- ✓ debitul de gaze epurate poate fi cuprins în limite foarte largi ($1,7 \div 5,1 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{h}$);
- ✓ funcționează într-un domeniu larg de viteze de curgere ale gazelor, care, pentru majoritatea aplicațiilor, este de $0,9 \div 4,5 \text{ m/s}$, pentru unități de construcție specială, atingând nivel de $7,5 \div 15 \text{ m/s}$;
- ✓ dimensiunile particulelor colectate pot fi cuprinse într-o gamă foarte largă, de la $0,1 \text{ }\mu\text{m}$, la $200 \text{ }\mu\text{m}$;
- ✓ timp de tratare este suficient de mic, comparabil cu acela al instalațiilor de epurare acustică; acesta este cuprins între 1 s și 10 s, pentru majoritatea aplicațiilor industriale, unele aplicații speciale funcționând cu timpi de tratare de $0,1 \text{ s}$;
- ✓ compoziția particulelor nu este limitată, în principiu, acestea putând fi în stare solidă sau lichidă, compuși neagresivi sau substanțe chimice corosive;
- ✓ sistemele pot fi complet automatizate, parametrii de intrare în electrofiltru și emisia de praf la coș reprezentând date de intrare ale sistemului de reglare automată;
- ✓ recuperarea materialelor este de tip uscat, deci, acolo unde este cazul, acestea pot fi reintroduse în procesul tehnologic sau destinate circuitului comercial;

Influența câmpului electrostatic, asupra aerosolilor, fumului și particulelor fine de praf, aflate în suspensie în aer, a fost observată, încă din anul 1771, de către G. Beccaria (Italia), însă primele experimente, privind influența câmpului electric asupra particulelor de praf, au fost efectuate abia în prima jumătate a secolului al XIX-lea. Sintetic, realizările, din acest domeniu, al separării electrostatice, au evoluat astfel:

- ✓ În anul 1821, matematicianul german M. Hohfeld a experimentat precipitarea aerosolilor, dintr-un cilindru conductor, legat la pământ, în condițiile aplicării unui potențial înalt, pe electrodul central al dispozitivului.
- ✓ În 1850, Conitard a efectuat o experiență asemănătoare, precipitând fumul de tutun.
- ✓ În anul 1884, Oliver Lodge a desprăfuit gazele, rezultate din procesul tehnologic al unei fabrici de plumb.
- ✓ Încercările industriale, efectuate la sfârșitul secolului al XIX-lea de către Walker (Anglia) și Möller (Germania), au întâmpinat dificultăți în obținerea înaltei tensiuni continue, la acea vreme fiind utilizate mașini electrostatice.
- ✓ F.C. Cotrell a folosit, pentru prima oară, o sursă de înaltă tensiune continuă, pe principiul redresării tensiunii înalte alternative. Redresorul utilizat era de tip mecanic (realizat de Goldschmidt, în 1906). Cotrell a realizat, astfel, în anul 1908, prima instalație industrială pentru epurarea gazelor, emanate de o fabrică de acid sulfuric.
- ✓ Inginerul german E. Möller a construit, în anul 1912, un electrofiltru ai cărui electrozi de emisie erau realizați din conductoare subțiri, obținând, astfel, o descărcare corona intensă. E. Möller a inițiat astfel utilizarea industrială a electrofiltrelor, care folosesc descărcarea corona, în procesul de epurare, câțiva ani mai târziu, dezvoltându-se, în întreaga lume, o adevărată industrie constructoare de electrofiltre. Electrofiltrele clasice, care epurează debite de sute de mii de m³ de gaze, pe oră, au devenit unități din ce în ce mai mari, cu consumuri energetice importante, în condițiile în care s-au atins randamente de separare mai mari de 99,5 %. Pentru majoritatea electrofiltrelor, costul energiei consumate este aproximativ egal cu al tuturor celorlalte cheltuieli de funcționare. Practic, în centralele termoelectrice, funcționând cu combustibil solid, pulverizat, electrofiltrele consumă aproximativ 1 % din energia furnizată de unitatea respectivă.

În România, primul electrofiltru, produs de compania Lurgi, a fost instalat în anul 1929, în industria plumbului, tot în perioada interbelică fiind instalate electrofiltre și în industria cimentului (la Fieni). În anul 1968, în cadrul licenței pentru cazanul de 1035 t/h, în care se arde lignit, a fost achiziționată și documentația electrofiltrelor, care echipează acest tip de cazan. În baza acestor documentații, au fost construite electrofiltrele care au echipat ultimele patru blocuri ale termocentralei Rovinari și primele blocuri ale termocentralei Turceni.

Specialiștii români au proiectat și realizat, în anii 1975-1980, o primă generație de electrofiltre, acestea având un grad de epurare de 99 %. Generația a II-a de electrofiltre a fost proiectată în perioada 1980 - 1985, concepția fiind, în totalitate, românească. Aceste electrofiltre funcționează cu randamente de epurare ce ating valoarea de 99,5 %. Alinierea la normele internaționale, referitor la emisiile nocive, a impus utilizare u-

nor noi generații de electrofiltre, în prezent, fiind în curs de asimilare electrofiltre ce funcționează cu impulsuri de tensiune, care ating randamente de epurare de 99,9 %.

Avantajele electrofiltrelor au impus utilizarea acestora, cu precădere, în industriile puternic poluante, în detrimentul multicicloanelor, cicloanelor sau al altor sisteme mecanice de epurare [4.23, 4.28, 4.30, 4.31]. În ultima perioadă, datorită fabricării unor materiale textile speciale, ia amploare utilizarea filtrelor cu saci [4.10].

Electrofiltrele au evoluat, foarte mult, pe partea electrică (alimentare cu înaltă tensiune și automatizare) și mai puțin pe partea mecanică, astfel încât, în prezent, se depun eforturi de cercetare, importante, pentru micșorarea dimensiunilor electrofiltrelor, prin optimizarea procesului de epurare electrostatică, vizând următoarele aspecte:

- ✓ micșorarea turbulenței în electrofiltre; în acest sens, s-au realizat sisteme de uniformizare a curgerii gazului, la intrarea în zona de câmp electric util al electrofiltrului, utilizându-se dispozitive cu site variabile și cu scuturare mecanică;
- ✓ presepararea mecanică a prafului, la intrarea în electrofiltru, prin intermediul unor canale de gaze, prevăzute cu racorduri speciale;
- ✓ scuturarea eficientă a electrozilor de depunere, dar și a celor de emisie;
- ✓ realizarea unor sisteme de electrozi corona, cu eficiență ridicată, care realizează o emisie corona unipolară, intensă, în condițiile creșterii distanței dintre electrozi;
- ✓ ridicarea nivelului de tensiune, aplicată electrozilor de emisie (și implicit întregului echipament interior), prin intermediul unor instalații de înaltă tensiune, caracterizate prin putere redusă, consumuri specifice și dimensiuni de gabarit mici;
- ✓ alimentarea electrofiltrelor cu impulsuri de înaltă tensiune, în special pentru reținerea pulberilor înalt rezistive; în acest sens, companii europene, precum Smidth, Cotrell și Lurgi, au realizat generatoare de impulsuri de tensiune, în domeniul microsecundelor, foarte eficiente pentru desprăfuirea gazelor, rezultate prin combustia cărbunelui cu conținut mic de sulf (< 1%) și apă;
- ✓ mărirea distanțelor între electrozii de depunere (până la 400 mm), reducându-se, astfel, costul electrofiltrelor, prin micșorarea numărului de panouri de depunere și rame cu electrozi de emisie, acestea devenind mai fiabile și mai ușor de întreținut.

Electrofiltrele au largă aplicabilitate în multe procese tehnologice. În acest sens, sunt semnificative datele din tabelul 4.14, cu referire la aplicațiile electrofiltrelor, în S.U.A, la nivelul anilor 1990.

Tabelul 4.14. Domenii de utilizare a instalațiilor de electrofiltre în industrie

Domeniul de utilizare	Numărul de instalații	Debitul de gaze (milioane m ³ /h)
Energetică	880	390
Metalurgie		
- cupru, plumb și zinc	240	29
- siderurgie	400	56
- aluminiu	100	12

Tabelul 4.14. - continuare

Industria cimentului	250	58
Industria celulozei și a hârtiei	200	39
Industria chimică	640	20
Degudronarea gazelor combustibile	600	9
Industria negrului de fum	50	5
Total	3360	618

De asemenea, date tipice, referitoare la aplicațiile industriale ale electrofiltrelor, la regimul de temperatură și de concentrație a poluantului, precum și la eficiența colectării, sunt date în tabelul 4.15 [4.34].

Tabelul 4.15. Date referitoare la aplicațiile tipice ale electrofiltrelor

Industria (reține)	Debit de gaz de epurat (x10 ⁶ m ³ /h)	Temperatura (°C)	Concentrație de praf (g/Nm ³)	Grad de separare (%)
Producerea energiei electrice (cenușă zburătoare)	0,9 ÷ 13,8	130 ÷ 320	0,9 ÷ 12	98 ÷ 99,6
Industria cimentului (praf rezultat la cuptoarele de ardere a calcarului)	0,9 ÷ 18,3	150 ÷ 400	1,1 ÷ 35	85 ÷ 99+
Industria metalurgică (zgură de la cuptoare Martin)	0,6 ÷ 1,4	40 ÷ 65	0,04 ÷ 1,1	95 ÷ 99
Industrial celulozei și hârtiei (fum rezultat la prepararea pastei de lemn)	0,9 ÷ 3,6	135 ÷ 180	1,1 ÷ 4,5	90 ÷ 95
Rafinarea petrolului (Recuperare catalizatori)	0,9 ÷ 2,7	180 ÷ 290	0,2 ÷ 60	99 ÷ 99,9

4.3.4.1. Principiul separării electrostatice

Electrofiltrele, în sens general, sunt instalații care utilizează forțe electrostatice, pentru a separa particulele, aflate în suspensie, în gaze. Procesele fundamentale, care au loc în electrofiltre, sunt: inițierea descărcării corona, încărcarea aerosolilor cu sarcină electrică, cinetica particulelor, colectarea și evacuarea prafului [4.23].

În majoritatea situațiilor, aerosolii au o anumită sarcină electrică naturală (datorată proceselor de ionizare, în flacără sau prin frecare), însă, aceasta este mult prea mică pentru a se putea realiza o separare eficientă. Cea mai eficientă metodă de încărcare artificială, cu sarcină electrică, a particulelor, aflate în mediu bifazic, constă în trecerea gazului, printr-un sistem de electrozi, între care câmpul electric este suficient de intens încât să se inițieze descărcarea corona. Particulele sunt supuse unui bombardament,

intens, cu ioni, încărcându-se, astfel, cu sarcină electrică. Durata acestui proces este de ordinul a 0,01 s. În cazul electrofiltrelor industriale, electrozii de emisie (corona) sunt de polaritate negativă, astfel încât și particulele se vor încărca, de asemenea, cu sarcină electrică negativă. În mod obișnuit, într-un volum de 1 cm^3 , din vecinătatea electrozilor de emisie, există circa 10^8 ioni negativi, în condițiile în care chiar fumul aerosolic dens nu conține mai mult de $10^6 \div 10^7$ particule/cm³. Încărcarea reală cu sarcină electrică, a particulelor, se apropie de valorile teoretice, fiind uzuale sarcini de 300 electroni, pentru particule având dimensiunea maximă de $1 \mu\text{m}$, respectiv de 30.000 electroni, pentru particule având dimensiunea maximă de $10 \mu\text{m}$.

Particulele, încărcate cu sarcină electrică, se deplasează către electrozii de depunere, sub acțiunea unui complex de forțe. Componenta principală este forța Coulomb, proporțională cu produsul dintre sarcina electrică și intensitatea câmpului electric. De altfel, randamentul foarte ridicat al electrofiltrelor este datorat, în special, forței electrostatice, mari, care acționează asupra fiecărei particule.

Pe lângă forțele electrostatice, asupra particulelor acționează forța de polarizare, forța determinată de vântul corona, forța de inerție, forțe datorate vâscozității, propria greutate și forța de antrenare, determinată de deplasarea fluxului de gaz.

Particulele sunt accelerate, către electrodul de depunere, de către forța electrostatică, forța de inerție și aceea datorată vâscozității opunându-se deplasării. Pentru domeniul de dimensiuni ale particulelor, aflate în gazele de ardere, s-a demonstrat că forțele de inerție sunt, practic, neglijabile, iar forțele determinate de vâscozitate corespund legii lui Stokes. În consecință, în deplasarea lor, de la electrozii de emisie la electrozii de depunere, particulele ating o viteză determinată de echilibrul dintre forțele Coulomb și Stokes. Această viteză de deplasare se numește, în mod convențional, *viteză de migrare* a particulei.

Viteza de migrare crește la creșterea dimensiunilor particulelor, a sarcinii electrice, acumulate de acestea, și a intensității câmpului electric, la nivelul electrozilor de depunere. Pentru condițiile caracteristice electrofiltrelor, sunt uzuale viteze de migrare variind între 3 cm/s , pentru particule foarte fine (cu diametrul de $0,5 \mu\text{m}$), și $90 \div 120 \text{ cm/s}$, pentru particule având diametrul de $20 \div 30 \mu\text{m}$.

Teoria captării particulelor este foarte complexă, în cazul general, însă este relativ ușor de abordat, în cazul adoptării unor ipoteze simplificatoare. Cazul cel mai ușor de abordat, analitic, este acela al curgerii laminare a gazului. O astfel de abordare permite evaluarea randamentului, prin calcule algebrice, simple, însă, ipoteza simplificatoare este mult prea grosieră. Rezultate, mai apropiate de realitate, se obțin atunci când se presupune o curgere, complet turbulentă, a gazului, caz în care randamentul poate fi calculat, prin metode probabilistice [4.23, 4.35].

Dezvoltarea matematică a ultimei ipoteze conduce la o relație exponențială, pentru probabilitatea de depunere a unei particule. Dacă se extinde această expresie, pentru un număr mai mare de particule, care, însă, nu au interacțiune, apreciabilă, între ele, se obține o relație de calcul a randamentului teoretic al electrofiltrului. Dependența randamentului teoretic de separare de distanța parcursă de particule, în câmpul electric, este dată în figura 4.29.

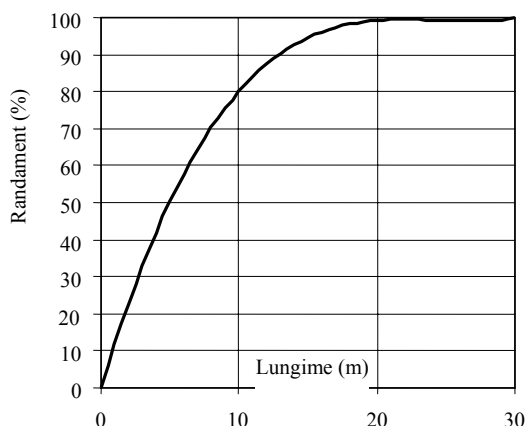


Fig. 4.29. Dependența randamentului teoretic de separare de lungimea electrofiltrului

Ultima etapă a separării electrostatice constă în îndepărtarea materialului captat, la nivelul electrozilor de depunere (electrozi pasivi), și evacuarea acestuia, în exteriorul electrofiltrului. Această etapă este foarte importantă, deoarece particulele depuse pot fi reantrenate, de către curentul de gaz.

Particulele lichide, așa cum este ceața de acid sulfuric sau ceața de gudroane, sunt ușor de evacuat, datorită scurgerii gravitaționale a peliculei, pe electrozii de depunere. Fenomenul de reantrenare poate să apară și în cazul suspensiilor lichide, însă, numai la viteze de curgere foarte mari, de ordinul a $9 \div 10$ m/s, viteze care depășesc, de câteva ori, vitezele de curgere, uzuale, din electrofiltre.

Pericolul de reantrenare a particulelor, specific colectării uscate, este determinat, în principal, de caracteristicile particulelor. Astfel, particulele din fumuri metalice, precum oxidul de plumb sau de zinc, au formă neregulată, sunt de dimensiuni foarte mici (de ordinul μm sau zecimilor de μm) și se depun, pe suprafețele de depunere, în straturi afânate, de densitate mică. Aceste straturi au o coeziune internă apreciabilă, desprinzându-se, în aglomerații pufoase, sub influența curentului de gaz și a scuturării electrozilor. În opoziție cu acest tip de comportament, particulele mari de praf (cu dimensiuni mai mari de $50 \mu\text{m}$) nu prezintă coeziune între ele și nu formează aglomerări. Aceste particule, dacă au greutate specifică mare, au tendința de a cădea, natural, în buncăre, însă, rămân în suspensie, dacă au densitate mică. Particulele fine de praf (cu dimensiuni de ordinul micronilor) se aglomerează bine și, datorită densității globale suficient de mari, cad, rapid, în buncăre.

Riscul reantrenării materialului colectat este dependent, de asemenea, de distribuția vitezelor gazului, precum și de caracteristica curgerii acestuia. O curgere neechilibrată, intens turbulentă, poate reantrena praful, de pe plăcile de depunere și din buncăre, determinând reducerea, drastică, a randamentului de desprăfuire. Prin corectarea distribuției vitezei gazului, se pot obține creșteri ale randamentului, de la 85 %, la $95 \div 98$ %.

În centralele termoelectrice, electrofiltrele sunt amplasate între cazan și exhaustor, fie pe partea caldă a canalului de gaze (în amonte de preîncălzitorul de aer), fie pe partea rece a acestuia (în aval de preîncălzitorul de aer). În raport cu instalațiile pentru reducerea secundară a emisiilor de oxizi de sulf și de azot, electrofiltrele pot fi situate fie în amonte (pentru instalațiile de tip *low dust*), fie în aval (pentru instalațiile de tip *high dust*).

Încadrarea instalațiilor de electrofiltre, în procesul tehnologic al arderii combustibililor, în scopuri energetice, este reprezentată în schema bloc din figura 4.30.

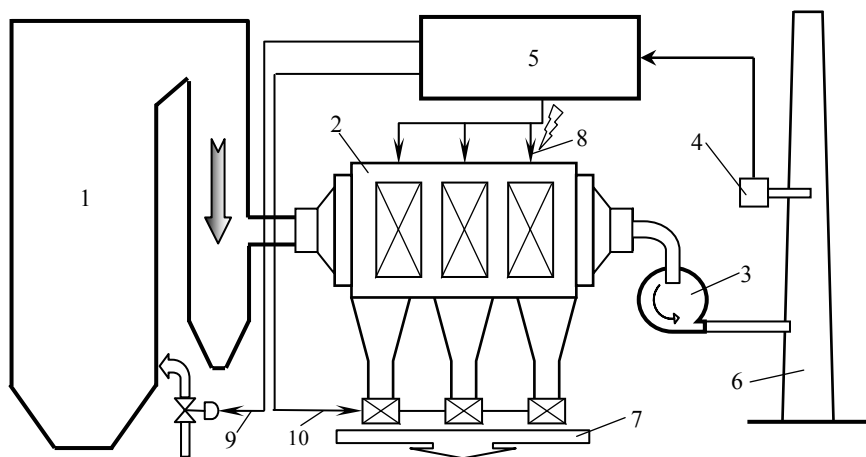


Fig. 4.30. Schema bloc a unei instalații de cazane energetice:

- 1 - cazanul propriu-zis; 2 - electrofiltru; 3 - exhaustor; 4 - traductoare pentru măsurarea parametrilor gazelor evacuate; 5 - sistem central de reglare și control a parametrilor de funcționare ai instalației; 6 - coș de fum; 7 - buncăre și instalații de evacuare a materialului solid reținut de electrofiltru; 8 - conexiuni la electrozii de emisie; 9 - sistem de reglare a debitului de aer de ardere; 10 - sistem de reglare a evacuării materialului reținut.

Pentru proiectarea sau pentru adoptarea unui sistem de epurare, este esențială cunoașterea tipului cazanului, caracteristicilor combustibilului și ale cenușii rezultate, în urma combustiei. Principalii parametri, utilizați ca date de intrare în proiectarea instalațiilor de electrofiltre, sunt [4.3, 4.10, 4.18, 4.23, 4.34, 4.39]:

- ✓ debitul de gaz de tratat,
- ✓ temperatura amestecului de faze,
- ✓ umiditatea dispersoidului și higroscopicitatea superficială a particulelor,
- ✓ concentrația particulelor, aflate în suspensie,
- ✓ caracteristicile fizico-chimice ale particulelor,
- ✓ spațiul disponibil, destinat instalării sistemului de filtrare,
- ✓ limitele normalizate de emisie,
- ✓ costul investiției și al exploatării instalației.

4.3.4.2. Bazele fizice ale separării particulelor, dintr-un mediu bifazic

Proiectarea instalațiilor de electrofiltre, în condițiile obținerii unor randamente de separare maxime, impune cunoașterea fenomenelor fizice, care stau la baza separării electrostatice, a suspensiilor solide și lichide, din medii gazoase. În acest sens, prezintă importanță următoarele fenomene:

- ❶ descărcarea corona;
- ❷ încărcarea particulelor cu sarcină electrică;
- ❸ deplasarea particulelor, sub acțiunea complexului de forțe care acționează asupra acestora, în intervalul dintre electrozii de emisie și cei de depunere;
- ❹ depunerea particulelor pe electrozi.

- ❶ Descărcarea corona unipolară, la tensiune continuă

Descărcarea corona este o descărcare *autonomă, incompletă*, specifică sistemelor de electrozi care crează o repartiție *puternic neuniformă* a câmpului electric. Dacă această repartiție este nesimetrică, atunci descărcarea corona este *unipolară*, aprinzându-se numai la electrodul cu rază mică de curbură (acolo unde intensitatea câmpului electric este mai mare). În cazul unei repartiții puternic neuniforme, dar simetrice, a intensității câmpului electric dintre electrozi, descărcarea corona se poate iniția la ambii electrozi, având, astfel, caracter de descărcare *bipolară*. Descărcarea corona bipolară conduce la apariția de purtători de sarcină electrică, la ambii electrozi, fenomen nedorit, în procesul de separare electrostatică a suspensiilor.

Atunci când intensitatea câmpului electric depășește o anumită valoare, numită *intensitate inițială*, în vecinătatea electrodului cu rază de curbură mai mică, se inițiază procese de ionizare a moleculelor de gaz. Ca efect al ionizării, se formează *avalanșe de electroni*. Purtătorii de sarcină electrică, din avalanșă, se deplasează către electrozii de semn contrar, unde se neutralizează. Electronii, în deplasarea lor către electrodul pozitiv, intră în zone de câmp mai puțin intens, își micșorează viteza și, prin *proces de atașare*, formează ioni negativi. Procesele de atașare și de *recombinare* sunt însoțite de eliberarea unor cuante de energie, a căror frecvențe se află și în domeniul radiațiilor vizibile, fapt care conduce la apariția unei zone luminescente, în jurul conductorului cu rază mică de curbură. Această coroană luminoasă dă, de fapt, numele descărcării.

Descărcarea este autonomă dacă, după neutralizarea sarcinilor electrice ale avalanșei inițiale, în intervalul dintre electrozi rămâne, cel puțin, un electron capabil să producă noi ionizări ale moleculelor de aer. Dacă acest electron apare doar pe seama ionizatorilor externi, descărcarea este *neautonomă*.

În cazul repartiției uniforme a câmpului electric, atingerea condiției de autonomie a descărcării este similară, practic, cu atingerea condiției de producere a descărcării disruptive. În consecință, în câmpurile cu repartiție uniformă sau slab neuniformă nu există stadiul de descărcare incompletă (descărcare corona), astfel de sisteme de electrozi neputând fi utilizate în instalațiile de electrofiltre, decât, cel mult, în zona de finală a acestora, destinată, exclusiv, colectării particulelor.

Atunci când intensitatea câmpului electric depășește intensitatea inițială, descărcarea corona debutează prin procese de ionizare a moleculelor de gaz, care se desfășoară în imediata vecinătate a electrodului cu rază mică de curbură, evoluția ulterioară a fenomenului depinzând de polaritatea tensiunii aplicate.

La polaritate negativă, a electrodului coronat (figura 4.31,a), avalanșele de electroni, în deplasarea lor către electrodul pozitiv, intră în zone în care intensitatea câmpului electric este din ce în ce mai redusă. Reducerea vitezei de deplasare a electronilor determină formarea, prin procese de atașare, de ioni negativi. Aceștia se deplasează, lent, către electrodul placă, pozitiv. Reducerea vitezei de deplasare a purtătorilor de sarcină este datorată atât intrării acestora în zone de câmp din ce în ce mai slab, cât și masei important mai mari a ionilor negativi, în raport cu aceea a electronilor. În aceste condiții, se formează o sarcină spațială negativă, în apropierea electrodului cu rază mică de curbură, dincolo de granița zonei de ionizare.

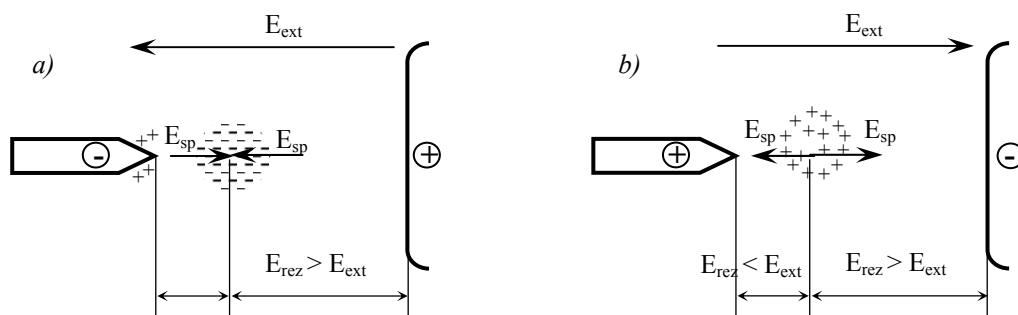


Fig. 4.31. Sarcina spațială din etapa impulsională a descărcării corona:

a) la polaritate negativă a electrodului coronat; b) la polaritate pozitivă a electrodului coronat.

Dacă densitatea ionilor negativi, din sarcina spațială, este suficient de mare, atunci se înregistrează o modificare, sensibilă, a repartiției câmpului electric, în interval, câmpul propriu al sarcinii spațială compunându-se cu câmpul electric extern (aplicat). Astfel, în intervalul dintre sarcina spațială și electrodul vârf, se reduce intensitatea câmpului electric, fapt care conduce la încetarea proceselor de ionizare.

Ionii negativi se deplasează către electrodul pozitiv, disiparea lor determinând restabilirea nivelului intensității câmpului electric, la suprafața electrodului vârf, fiind, astfel, îndeplinită condiția de formare a unor noi avalanșe de electroni. În acest mod, dacă tensiunea aplicată este constantă, procesele se repetă, în circuitul sursei înregistrându-se impulsuri negative de curent, corespunzătoare neutralizării ionilor negativi, la placa pozitivă. Această etapă este *etapa impulsională* a descărcării corona, impulsurile de curent (numite *impulsuri Trichel*) corespunzând propagării, succesive, a avalanșelor negative.

Cu cât raza de curbură a electrodului coronat este mai mică, cu atât amplitudinea impulsurilor negative de curent este mai mică, iar frecvența acestora este mai mare. În general, durata de front a impulsurilor Trichel este de ordinul nanosecundelor, iar cea

de spate, de ordinul zecilor de nanosecunde.

Viteza de deplasare a sarcinii spațiale depinde de intensitatea câmpului electric, astfel încât, la creșterea tensiunii aplicate, crește viteza purtătorilor de sarcină electrică și, implicit, frecvența impulsurilor negative de curent. Etapa impulsională se caracterizează printr-un domeniu de frecvențe al impulsurilor, cuprins între 1 kHz și 100 kHz.

La creșterea tensiunii, avalanșele devin continue, curentul din circuitul sursei devenind, la rândul lui, un curent continuu. Această nouă etapă a descărcării, de *avalanșă continuă*, poartă de numirea de *lumină negativă*.

Creșterea, suplimentară, a tensiunii aplicate determină trecerea descărcării în cea de a treia etapă, caracterizată prin prezența *strimerilor*. Strimerii sunt canale de plasmă electrono-ionică, neutre din punct de vedere electric, cu dimensiuni radiale, ale canalului, de ordinul zecimilor de milimetru și a căror viteză de propagare este de, aproximativ, $10^6 \div 10^7$ m/s. Strimerii, formați la nivelul electrodului vârf, se propagă, spre electrodul placă, fără a-l atinge, se sting, iar procesele se repetă. Astfel, descărcarea corona, de polaritate negativă, se evidențiază prin stabilitatea ei.

Chiar și în cazul intervalelor scurte, specifice sistemelor de electrozi ai instalațiilor de electrofiltre, descărcarea corona de polaritate negativă trece printr-o așa-numită *etapă de relaxare*. Această etapă se caracterizează printr-o reducere a intensității descărcării, la o anumită valoare a tensiunii aplicate, reducere determinată de concentrarea ionilor negativi, în apropierea electrodului vârf. La un moment dat, densitatea de sarcină electrică este suficient de mare încât să determine ecranarea, parțială, a electrodului vârf și, implicit, reducerea intensității câmpului electric, la suprafața acestuia. La creșterea tensiunii, peste această valoare, creșterea, semnificativă, a vitezei de deplasare a ionilor negativi face să nu mai fie posibilă apariția unei noi etape de relaxare.

În cazul polarității pozitive a electrodului vârf (figura 4.31,b), ionii pozitivi crează sarcini spațiale de mare densitate (datorită vitezei lor mici de deplasare și concentrării lor, în urma avalanșelor de electroni). În aceste condiții electrodul vârf este ecranat, dar, în schimb, crește, semnificativ, intensitatea câmpului electric, în intervalul dintre sarcina spațială și electrodul placă. Ecranarea electrodului vârf face ca intensitatea inițială a câmpului, la polaritate pozitivă, să fie mai mare decât la polaritate negativă. Această diferență, între intensitățile inițiale ale câmpului, și, deci, și între tensiunile la care se aprinde descărcarea corona, se datorează și prezenței ionilor pozitivi, din vecinătatea electrodului vârf, negativ, ioni care, înainte de a se neutraliza, determină o oarecare intensificare a câmpului, la suprafața acestui electrod (figura 4.31,a).

Impulsurile pozitive de curent, specifice etapei impulsionale a descărcării corona de polaritate pozitivă, au durate de front și de spate cu, aproximativ, un ordin de mărime mai mari decât impulsurile negative, amplitudine mai mare, însă, frecvența doar de ordinul a 1 kHz. Gama de frecvențe a impulsurilor pozitive de curent nu este mare deoarece avalanșele devin, imediat, continue. Acest fenomen este datorat intensificării câmpului electric, în intervalul dintre sarcina spațială pozitivă și electrodul negativ. Astfel, descărcarea corona trece, rapid, în stadiul al doilea, de avalanșă continuă, datorită creării unei concentrări, importante, de sarcină, în vecinătatea electrodului vârf, numită *zonă Hermstein*. În această zonă, intensitatea câmpului electric este suficient de

mare încât să nu mai poată exista mecanismul de relaxare, de blocare a avalanșelor, curentul, din circuit, devenind un curent continuu. La creșterea, în continuare, a tensiunii, se formează strimerii descărcării corona.

Deoarece intensitatea câmpului electric, din fruntea canalelor de strimer, este mare, la o mică creștere a tensiunii se produce *descărcarea disruptivă*.

Ecartul dintre tensiunea inițială și tensiunea disruptivă este mult mai mare, la polaritatea negativă a electrodului vârf, decât la polaritatea pozitivă a acestuia, fapt care face să fie mai dificil de exploatat o instalație de electrofiltre, la care electrozii de emisie sunt de polaritate pozitivă.

Eficiența electrofiltrelor, care funcționează cu descărcare corona de polaritate negativă, se datorează și faptului că ionii negativi sunt mai rapizi decât cei pozitivi și aderă, mai ușor, la particulele aflate în suspensie. Experimental, s-a constatat că randamentul de separare al electrofiltrelor, care funcționează cu descărcare corona de polaritate negativă, este cu aproximativ 20 % mai mare, decât al celor care funcționează cu polaritate pozitivă [4.18]. Astfel, poate fi explică faptul că, practic, toate electrofiltrele industriale funcționează cu descărcare corona de polaritate negativă.

Caracteristica energetică a descărcării corona, la tensiune continuă, poartă denumirea de *caracteristică curent – tensiune*. Astfel de caracteristici, trasate pentru diferite sisteme de electrozi de emisie și de depunere, precum și pentru diferite distanțe între aceștia, sunt date în figura 4.32 [4.18].

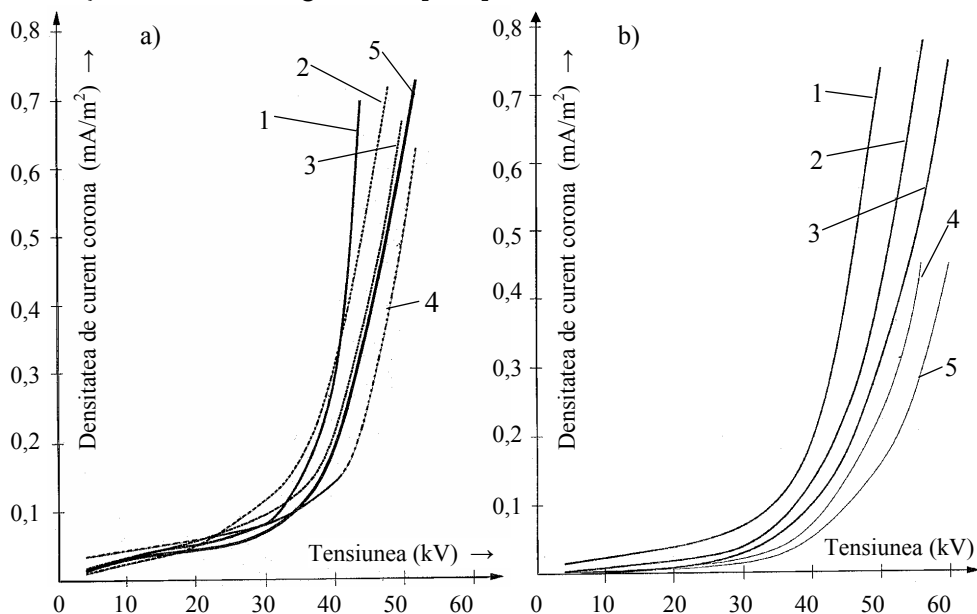


Fig. 4.32. Caracteristici curent-tensiune ale descărcării corona:

- a) $2h = 300$ mm, electrozi de depunere de tip CSV și electrozii de emisie: 1- spiralat; 2, 3, 4 - conductor cu secțiune pătrată și latura 1,5 mm, 2 mm și respectiv 2,5 mm; 5 – stelat (Fe-Stern).
 b) electrozii de emisie de tip Fe-Stern, electrozii de depunere de tip CSV (1,2,3) și ZT (4,5): 1- pasul $2h = 300$ mm; 2 și 4 – pasul $2h = 350$ mm; 3 și 5 – pasul $2h = 400$ mm.

Caracteristica curent-tensiune a fost exprimată, analitic, pentru sisteme simple de electrozi, de către Townsend. Astfel, pentru un sistem de electrozi cilindrici coaxiali, ecuația caracteristicii are următoarea formă

$$i = \frac{2b \cdot (U - U_i) \cdot U_i}{R^2 \cdot \ln \frac{R}{r}} \quad (\text{A}), \quad (4.52)$$

în care:

R și r – razele cilindrului exterior și ale conductorului interior (m);

U_i și U – tensiunea inițială corona și respectiv tensiunea aplicată (V);

b – mobilitatea ionilor ($\text{m}^2/\text{V}\cdot\text{s}$).

Tensiunea inițială corona (pragul de apariție al descărcării) determină o anumită valoare a curentului corona și deci a gradului de separare al electrofiltrelor. Această tensiune depinde de o serie de parametri, precum:

- ✓ configurația geometrică a electrozilor (forma acestora, raza electrodului de emisie, distanța dintre electrozi);
- ✓ polaritatea electrodului de emisie;
- ✓ forma tensiunii aplicate sistemului de electrozi;
- ✓ temperatura și presiune mediului (gazului în care se află particulele în suspensie).

Generalizând o serie de rezultate experimentale, F.W. Peek a determinat relații, empirice, pentru calculul intensității inițiale a câmpului electric și a tensiunii inițiale:

$$E_i = A \cdot \delta \cdot \left(1 + \frac{B}{\sqrt{\delta \cdot r}} \right) \quad (\text{kV/cm}) \quad (4.53)$$

$$U_i = r \cdot E_i \cdot \log \frac{r}{2b} \quad (\text{kV}), \quad (4.54)$$

în care:

r – raza conductorului coronat (m);

b – mobilitatea ionilor ($\text{m}^2/\text{V}\cdot\text{s}$);

δ – densitatea aerului, corespunzătoare presiunii atmosferice, p_o (760 mm Hg sau 1013 mbar), și temperaturii T ($^{\circ}\text{K}$), ce poate fi calculată cu o relație de forma

$$\delta = \frac{3,92 \cdot p_o}{T};$$

A și B - constante, ale căror valori sunt cunoscute, pentru gaze care au același număr de molecule, în unitatea de volum. Astfel, pentru domeniul de raze de curbură ale electrozilor de emisie, frecvent utilizate ($3,7 \cdot 10^{-4} \div 11,6 \cdot 10^{-4}$ m), acești parametri au următoarele valori:

- $A = 33,7$ și $B = 0,242$ – pentru descărcare corona de polaritate negativă;
- $A = 31,02$ și $B = 0,308$ – pentru descărcare corona de polaritate pozitivă;
- $A = 33,7$ și $B = 0,264$ – pentru descărcare corona la tensiune alternativă.

C. Gary a dat o justificare teoretică relațiilor lui Peek, pornind de la condiția de autonomie a descărcării, dată de Townsend, rezultând, astfel, o relație de calcul a intensității inițiale a câmpului electric, de forma

$$E_i = 31 \cdot \left(1 + \sqrt{\frac{1+1/\gamma}{C_i \cdot \delta \cdot r}} \right) \quad (\text{kV/cm}), \quad (4.55)$$

în care:

γ - coeficient de ionizare prin șoc electronic;

C_i - numărul de perechi de ioni, care poate fi determinat cu o relație de forma

$$\frac{C_i}{p_o} = 0,14 \frac{\text{perechi}}{\text{cm} \cdot \text{mmHg}}.$$

② Încărcarea electrică a particulelor din mediul bifazic

Așa cum s-a arătat anterior, încărcarea naturală a particulelor nu este suficientă, pentru a realiza un grad de desprăfuire, acceptabil. Cea mai bună metodă, de încărcare artificială, are la bază descărcarea corona, de polaritate negativă, deoarece ionii negativi sunt mai rapizi, decât cei pozitivi, și se fixează, mai ușor, pe particule praf, asigurând, astfel, deplasarea, rapidă, a acestora, către electrozii de depunere. Practic, 99 % din spațiul dintre electrozi conține numai ioni negativi, particulele încărcându-se cu sarcină electrică, într-un interval de timp de, maximum, 0,01 s.

În intervalele dintre electrozii electrofiltrului, acționează două mecanisme, distincte, de încărcare electrică a particulelor:

- a) încărcarea prin impact, datorată ionilor care se deplasează sub acțiunea câmpului electric aplicat, sarcina electrică depinzând, astfel, de intensitatea câmpului;
 - b) încărcarea prin difuzie, în conformitate cu legile teoriei cinetice a gazelor, care depinde de energia termică a ionilor și nu de intensitatea câmpului electric.
- a) Încărcarea prin impact a particulelor

La aplicarea unei tensiuni, pe sistemul de electrozi, ionii se deplasează, sub acțiunea câmpului electric, spre electrozii de polaritate opusă. Pe măsura creșterii tensiunii aplicate, crește viteza de deplasare a ionilor, determinând, astfel, creșterea intensității curentului. Totuși, de la o anumită valoare a tensiunii, creșterea intensității câmpului electric nu mai determină creșterea curentului, fenomen ce poate fi explicat prin faptul că toți ionii, aflați în spațiul dintre electrozi, se neutralizează, la aceștia. Acest curent, aparent stabilizat, se numește *curent de saturație*. La creșterea, în continuare, a tensiunii, viteza ionilor devine suficient de mare, încât să determine noi ionizări, prin impactul cu moleculele, neutre, de gaz. Dacă ionii, nou formați, acumulează, sub acțiunea câmpului electric aplicat, o energie cinetică suficient de mare, încât să producă noi ionizări, atunci procesele de ionizare se dezvoltă în avalanșă. Tensiunea, la care se inițiază procesul de ionizare în avalanșă, este tocmai tensiunea inițială a descărcării autonome.

Dacă o particulă pătrunde în gazul ionizat, dintre doi electrozi, atunci ea începe să acumuleze sarcini electrice, până în momentul în care câmpul electric propriu, al sarcinii acumulate, devine egal și de sens contrar câmpului electric extern. Sarcina electrică, la care încetează procesul de încărcare, se numește *sarcină limită*.

Analiza acumulării sarcinii poate fi efectuată în ipoteza simplificatoare a unei particule conductoare, sferice, având raza r_p . Inițial, această particulă este neutră, încărcându-se, apoi, cu o sarcină negativă, q . Conform figurii 4.33, la distanța a , în raport cu suprafața particulei, se consideră un ion negativ, având sarcină e^- ($e = 1,6 \cdot 10^{-19} C$).

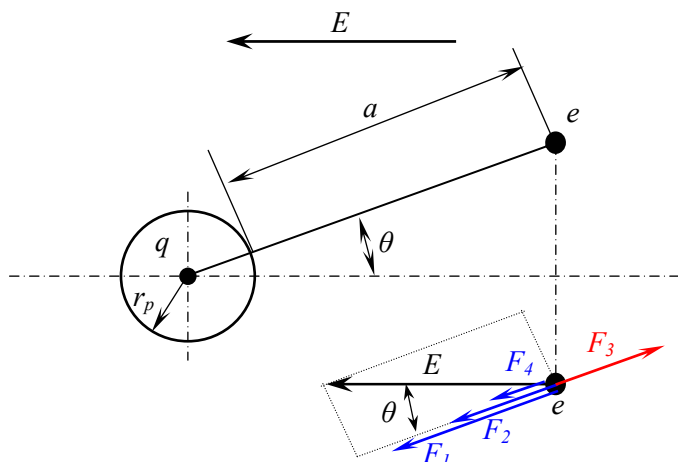


Fig. 4.33. Poziția ionului, e , în procesul de încărcare a unei particule sferice, de rază r_p

În aceste condiții, asupra ionului acționează următoarele forțe [4.23, 4.37]:

- ✓ forța determinată de câmpul electric extern, E , a cărei componentă radială este dată de relația

$$F_1 = e \cdot E \cdot \cos \theta ; \quad (4.56)$$

- ✓ forța determinată de polarizarea particulei conductoare, într-un câmp omogen; componenta radială a câmpului electric creat de o sferă conductoare, neîncărcată cu sarcină electrică, este dată de relația

$$E_r = 2E \cdot \left(\frac{r_p}{r_p + a} \right)^3 \cdot \cos \theta , \quad (4.57)$$

rezultând, astfel, relația de calcul a forței de polarizare

$$F_2 = 2 \cdot e \cdot E \cdot \left(\frac{r_p}{r_p + a} \right)^3 \cdot \cos \theta ; \quad (4.58)$$

- ✓ forța determinată de respingerea sarcinilor de același semn, imediat ce particula în-

cepe să se încarce cu sarcină negativă (forță Coulomb):

$$F_3 = \frac{e \cdot q}{4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o \cdot (r_p + a)^2}, \quad (4.59)$$

- în care permitivitatea dielectrică a vidului este $\varepsilon_o = 1/(4 \cdot \pi \cdot 9 \cdot 10^9) = 8,85 \cdot 10^{-12}$ F/m;
- ✓ forța determinată de inducția electrostatică, numită și *forța câmpului imagine*, și care ajunge, la valoarea maximă, atunci când distanța dintre ionul negativ și suprafața particulei este egală cu raza particulei ($a = r_p$); mărimea sarcinii induse fiind egală cu e^- , rezultă

$$F_4 = \frac{1}{4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o} \cdot \frac{e^2}{4 \cdot r_p^2}. \quad (4.60)$$

Ionul negativ atinge particula numai dacă forța rezultantă îndeplinește condiția

$$F = F_1 + F_2 - F_3 + F_4 > 0, \quad (4.61)$$

satisfacerea acestei condiții fiind necesară ionizării prin impact.

După ce particula acumulează n sarcini electrice, intensitatea câmpului propriu al acesteia devine $E_p = n \cdot e / r_p^2$ [4.23], iar dacă acest câmp este egal cu câmpul aplicat, E , apare o stare de echilibru, în care procesul de încărcare se oprește. Viteza de încărcare a particulei scade, progresiv, pe măsură ce crește sarcina acumulată, încetând atunci când este satisfăcută condiția de echilibru.

Sarcina electrică maximă, cu care se poate încărca o particulă conductoare, a fost determinată de Pauthenier și este dată de o relație de forma [4.37]

$$q_{m,cond} = 12 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o \cdot E \cdot r_p^2. \quad (4.62)$$

Pentru particule dielectrice, caracterizate prin permitivitatea relativă $\varepsilon > 1$, însă finită, crește sarcina electrică maximă, devenind, conform relației lui Pauthenier și a lui Moreau-Hanot, egală cu:

$$q_m = n \cdot e = 4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o \cdot E \cdot r_p^2 \cdot \left(1 + 2 \cdot \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2}\right) = 4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o \cdot \delta_e \cdot E \cdot r_p^2, \quad (4.63)$$

în care, δ_e se numește *indice dielectric al particulei*. Acest indice este o constantă de încărcare a particulei, în câmp electric, având valorile:

- $\delta_e = 3$ – pentru particule conductoare;
- $\delta_e = 1 \div 2,5$ – pentru particule semiconductoare;
- $\delta_e = \frac{3\varepsilon}{\varepsilon + 2}$ – pentru particule dielectrice.

Relația care descrie procesul de încărcare, prin bombardament ionic, dedusă de Pauthenier, este de forma

$$\frac{q}{q_m} = \frac{t}{t + \tau_o}, \quad (4.64)$$

în care:

q și q_m - sarcina electrică și respectiv sarcina electrică limită a particulei (C);

t - timpul de încărcare a particulei, cu sarcina electrică (s);

τ_o - constanta de timp de încărcare, a particulei.

Constanta de timp de încărcare, a particulei, este independentă de mărimea acesteia, însă, dependentă de sarcinile elementare, din spațiul de calcul, și de mobilitatea ionilor, b (m^2/Vs):

$$\tau_o = \frac{1}{\pi \cdot \rho_q \cdot b} \cong 0,01 \text{ s}, \quad (4.65)$$

ρ_q reprezentând densitatea spațială de sarcină electrică (C/m^3).

Încărcarea prin impact ionic este principalul mecanism de încărcare, a particulelor de praf, în zona de existență a descărcării corona, încărcarea prin difuzie fiind importantă doar pentru particulele submicronice [4.18].

b) Încărcarea prin difuzie

În cazul în care repartiția purtătorilor de sarcină, dintr-un gaz, nu este uniformă, în întreg volumul gazului, are loc un proces de migrare a sarcinilor electrice, din zonele cu concentrație mai mare, către zonele cu concentrație mai mică. Acest proces se numește *difuzie* și este caracterizat prin *coeficientul de difuzie*, λ .

Mărimea fluxului de ioni, pe unitatea de suprafață a particulei, se poate calcula din ecuația generală a difuziei [4.23]:

$$\frac{\partial N_n}{\partial t} = k \cdot E_p \cdot N - \lambda \cdot \text{grad}(N) \text{ (ioni/secundă)} \quad (4.66)$$

în care:

N_n - număr de ioni, care lovesc unitatea de suprafață a particulei, în (ioni/m^2);

E_p - intensitatea câmpului electric, ce acționează asupra particulei (V/m);

N - concentrația de ioni (ioni/m^3);

λ - coeficientul de difuzie (m^2/s);

k - mobilitatea ionilor ($m^2/V \cdot s$);

Pentru particulele mari, se poate considera că ionii au concentrație constantă, în câmp, adică $\text{grad}(N) = 0$ și $N = N_o$, N_o fiind concentrația inițială de ioni, a descărcării corona. În această ipoteză, relația anterioară devine de forma

$$\frac{\partial N_n}{\partial t} = k \cdot E_p \cdot N_o. \quad (4.67)$$

Încărcarea particulelor mari continuă, până când câmpul electric, al întregii suprafețe, devine nul. După Pauthenier, legea de variație în timp a sarcinii electrice, a particulei, poate fi exprimată prin relația

$$q(t) = q_m \cdot \frac{\pi \cdot k \cdot N_o \cdot e \cdot t}{4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o + \pi \cdot k \cdot N_o \cdot e \cdot t} \quad (C), \quad (4.68)$$

în care, t este momentul de timp, dat în secunde, iar q_m este sarcina maximă, care, pentru concentrații mici de particule, este dată de relația (4.63).

Permitivitățile dielectrice relative ale diferitelor materiale sunt: $\varepsilon = 1$ – pentru gaze; $\varepsilon = 4$ – pentru cuarț și sulf; $\varepsilon = 5$ – pentru ghips; $\varepsilon = 12 \div 18$ – pentru oxizi de metale; $\varepsilon \rightarrow \infty$ - pentru metale.

Diferite valori ale timpului de încărcare a particulelor, în funcție de mărimea sarcinii electrice relative, sunt date în tabelul 4.16 [4.23].

Tabelul 4.16. Timpul de încărcare a particulelor, în funcție de mărimea sarcinii relative

Mobilitatea ionilor, k (m^2/Vs)	Concentrația de ioni, N_o (ioni/ m^3)	t (s) în funcție de mărimea sarcinii, dată în % față de sarcina maximă		
		75	90	99
$1 \cdot 10^{-4}$	10^{13}	0,7	2,0	20,0
$2 \cdot 10^{-4}$	10^{14}	0,03	0,1	1,0
$3 \cdot 10^{-4}$	10^{15}	0,0015	0,05	0,5

Se poate observa că, în condiții medii de intensitate a descărcării corona, pentru care $k = 2 \cdot 10^{-4}$ (m^2/Vs) și $N_o = 10^{14}$ (ioni/ m^3), într-un interval de timp de 0,1 s, particula se încarcă cu o sarcină electrică egală cu 90 % din sarcina maximă.

Pentru particule submicronice ($d_p < 1 \mu m$) sarcina electrică maximă nu se calculează cu relația (4.63), ci cu o relație de forma [4.23]

$$q_m = 4\pi\varepsilon_o \frac{r_p}{e} K_B \cdot T \cdot \ln \left(1 + \frac{\pi\varepsilon_o}{4} \cdot \sqrt{\frac{2\pi}{mK_B T}} \cdot 2r_p N_o e^2 t \right) \quad (C), \quad (4.69)$$

în care, m este masa ionului, $K_B = 1,38 \cdot 10^{-23}$ J/°K – constanta lui Boltzmann, iar T este temperatura absolută a particulei.

În instalațiile reale, temperaturile sunt cuprinse, frecvent, între $150 \div 400$ °C, iar concentrația inițială de purtători de sarcină, creați de către descărcarea corona, $N_o = 10^{14}$ ioni/ m^3 , astfel încât relația (4.69) devine de forma

$$q_m = ne \approx 2 \cdot 10^8 \cdot r_p \cdot e \quad (C), \quad (4.70)$$

în care, raza r_p a particulei este dată în metri.

Toate relațiile anterioare, care dau sarcina electrică maximă a particulei, sunt valabile în cazul unor concentrații mici de particule, aflate în suspensie, caz în care se poate considera că densitatea medie a ionilor, rezultați prin descărcare corona, este foarte puțin modificată. În cazul unor concentrații mari de praf și pentru particule având diametrul $d_p > 1 \mu m$, relația de calcul a sarcinii maxime devine de forma [4.23]

$$\frac{\pi}{4\pi\epsilon_0} \cdot kN_o t = \frac{1}{1-C_o} \cdot \frac{q_r}{1-q_r} + \frac{C_o}{(1-C_o)^2} \cdot \ln \frac{1-q_r}{(1-C_o) \cdot q_r}, \quad (4.71)$$

în care:

$$C_o = \frac{N \cdot q_m}{N_o \cdot e} \quad - \text{concentrația relativă a particulelor în gaz, } N \text{ fiind numărul de particule;}$$

$$q_r = \frac{q(t)}{q_m} \quad - \text{încărcarea relativă a particulelor, cu sarcină electrică.}$$

Dacă în relația (4.71) se face particularizarea $C_o = 0$, atunci aceasta devine de forma (4.68).

c) Încărcarea combinată, prin impact și difuzie

Încărcarea particulelor, prin impact și prin difuzie, se produce simultan, putându-se considera că procesele de ionizare prin impact predomină, la particulele având diametrul mai mare de câteva zecimi de micron, iar ionizarea prin difuzie predomină la particule având diametrul mai mic de 0,1 μm . Evident, această graniță nu are caracter absolut.

Pentru procesele de ionizare, ce au loc prin ambele mecanisme, Cochet a propus următoarea relație de calcul a sarcinii maxime [4.23]

$$q_m = \left[\left(1 + \frac{\lambda_i}{r_p} \right)^2 + \frac{2}{1 + \lambda_i / r_p} \cdot \frac{\epsilon - 1}{\epsilon + 2} \right] \cdot 4\pi\epsilon_0 E_o r_p^2 \cdot \frac{t}{t + \tau_o} \quad (C), \quad (4.72)$$

în care:

λ_i - traseul liber al ionilor (pentru aer, în încăpere, $\lambda_i = 10^{-7}$ m);

E_o - intensitatea câmpului electric nedeformant de prezența particulelor de praf, încărcate cu sarcină electrică;

τ_o - constanta de timp a încărcării (secunde), care rezultă din relația $\tau_o = \frac{4\pi\epsilon_0}{N_o' q k}$;

N_o' - concentrația de electroni, în câmp nedeformant;

q - sarcina particulei;

k - mobilitatea ionilor;

t - timpul de expunere a particulei, la influența câmpului electric.

Deși ecuația (4.72) se pare că are la bază o serie de rezultate experimentale, unii cercetători susțin că traseul liber al ionilor este cu un ordin de mărime mai mic, decât cel admis de Cochet, și că mișcarea termică neregulată, dominantă, la un moment dat, nu poate fi exprimată printr-o mișcare ce are loc doar de-a lungul unor linii de forță. Evident, abordarea analitică a unei asemenea teorii, ce ține seama de mișcarea arbitrară a ionilor, este foarte dificilă.

Cu titlu informativ, în tabelul 4.17 [4.23] se dă numărul limită al sarcinilor electrice elementare, pe care le poate primi o particulă aflată în câmp electric, într-o concentrație de ioni de aceeași polaritate.

Tabelul 4.17. Numărul limită al sarcinilor elementare, pe care le poate primi o particulă

Raza particulei (μm)	Proprietăți dielectrice		Numărul de sarcini elementare obținute sub acțiunea câmpului de (V/m)		datorită difuziei ionice
	ε	δ_e –relația (4.63)	$1,5 \cdot 10^5$	$3,0 \cdot 10^5$	
0,2	1	1	4	8	38
	4	2	8	16	
	∞	3	13	25	
0,5	1	1	26	52	95
	4	2	52	104	
	∞	3	78	157	
1,0	1	1	105	210	207
	4	2	210	420	
	∞	3	314	630	
5,0	1	1	2600	5220	1050
	4	2	5220	10450	
	∞	3	7870	15680	
10,0	1	1	10500	21000	2100
	4	2	21000	42000	
	∞	3	31400	63000	

③ Deplasarea particulelor în intervalul dintre electrozi

Asupra unei particule, aflate în suspensie în gaz și care intră între electrozii unui electrofiltru, acționează un complex de forțe, așa cum se poate observa din figura 4.34.

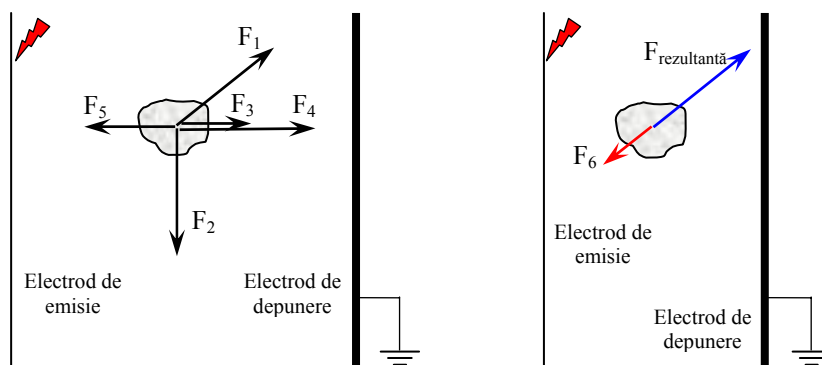


Fig. 4.34. Complexul de forțe care acționează asupra unei particule în electrofiltru:

F_1 – datorată antrenării de către fluxul de gaz; F_2 – gravitațională; F_3 – forța utilă a vântului corona; F_4 – forța electrostatică; F_5 – forța datorată fenomenelor de polarizare dielectrică; $F_{rezultanta}$ – rezultanta primelor cinci forțe; F_6 – rezistența la înaintare, în mediu vâcos.

Forța F_1 reprezintă forța de antrenare a particulei, determinată de deplasare fluxului de gaz. Relația de calcul a acestei forțe se poate obține pornind de la egalitatea dintre energia cinetică a masei de gaz, ce acționează asupra particulei, și lucrul mecanic, pe care aceasta îl produce:

$$m_g \cdot \frac{v_g^2}{2} = F_1 \cdot L \Leftrightarrow k_p \cdot \rho_g \cdot L \cdot \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot \frac{v_g^2}{2} = F_1 \cdot L, \quad (4.73)$$

în care:

k_p - coeficient care ține seama de faptul că particulele reale nu au o formă sferică, perfectă, $k_p = 0,6$;

d_p - diametrul particulei (m);

L - lungimea activă a electrofiltrului (m);

ρ_g - densitatea gazului (kg/m^3);

v_g - viteza de curgere a gazului (m/s).

Se obține, astfel,

$$F_1 = 0,24 \cdot d_p^2 \cdot \rho_g \cdot v_g^2 \quad (\text{N}), \quad (4.74)$$

forță proporțională cu densitatea gazului, cu pătratul vitezei acestuia și cu pătratul dimensiunii maxime a particulei.

Forța de gravitație, F_2 , este dată ca o rezultantă a greutateii proprii a particulei și a forței lui Arhimede, determinate de imersia particulei în gaz. Astfel, pentru particule de densitate ρ_p , se obține:

$$F_2 = \frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g = 5,15 \cdot d_p^3 \cdot (\rho_p - \rho_g) \quad (\text{N}). \quad (4.75)$$

Forța vântului electric, F_3 , este dată de produsul dintre sarcina spațială a gazului ionizat și intensitatea câmpului electric și reprezintă efectul mecanic al curenților de ioni, rezultați prin descărcare corona, asupra particulelor de praf.

Curentul de gaz, produs de presiunea electrostatică, nu ajunge, însă, până la suprafața electrodului de depunere, ci numai până la o distanță de circa 3 cm, fața de acesta, schimbându-și, apoi, direcția, așa cum se poate observa în figura 4.35.

Viteza vântului electric variază între 0,5 și 1 m/s, trebuind, astfel, luată în considerare numai pentru viteze de curgere a gazului mai mici de 1 m/s.

Efectul util al vântului electric se manifestă și prin egalizarea concentrației ionilor, fapt care facilitează procesul de depunere a prafului.

Forța F_4 este forța electrostatică (forța Coulomb), de acțiune a câmpului electric aplicat, asupra particulei, încărcate cu sarcină electrică. F_4 este dată de relația:

$$F_4 = q_p \cdot E_p, \quad (4.76)$$

în care, q_p reprezintă sarcina particulei (C), iar E_p intensitatea rezultantă a câmpului electric, care acționează asupra particulei (V/m).

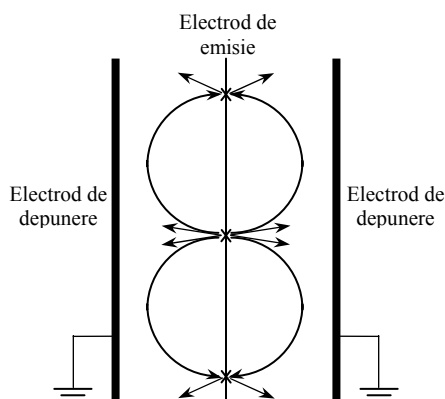


Fig. 4.35. Traectoria curentului de gaz produs de presiunea electrostatică

Forța de polarizare, F_5 , este o forță care acționează asupra particulei neîncărcate, aflate într-un câmp electric cu repartiție puternic neuniformă. Această forță este maximă în vecinătatea electrodului corona, unde particula nu este încărcată, și scade, pe măsură ce particula se încarcă cu sarcină și se deplasează, către electrodul de depunere. Variația acestei forțe, pe o direcție perpendiculară pe cei doi electrozi, este dată de relația

$$F_5 = r_p^3 \cdot \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2} \cdot E_p \cdot \frac{dE_p}{dx}, \quad (4.77)$$

în care, x este distanța dintre punctul de calcul și electrodul corona.

Dependența forțelor Coulomb (F_4) și de polarizare (F_5) de distanța parcursă de o particulă, având diametrul de 200 μm și permitivitatea dielectrică relativă $\varepsilon = 4$, în intervalul dintre electrozi, este reprezentată grafic în figura 4.36 [4.23].

Forța determinată, de rezistența la înaintare a particulei, în mediului gazos, F_6 , este dată de relația

$$F_6 = \rho_g \cdot A \cdot C_f \cdot \frac{w^2}{2}, \quad (4.78)$$

semnificația notațiilor fiind ca și în relația (4.7), numai că în locul vitezei de sedimentare (v_s), a particulelor, se utilizează viteza de migrare (w) a acestora.

Coeficient de rezistență la înaintare (C_f) depinde de viteza relativă, gaz-particule, de dimensiunile particulelor, de densitatea și de vâscozitatea gazului (μ). Așa cum s-a arătat în § 4.2.3, există o strânsă corelație între coeficientul de frecare și criteriul Reynolds. Experimentele au condus la următoarea corelație [4.23, 4.34]:

$$\begin{cases} \text{Re} \leq 0,2 (0,5) \Rightarrow C_f = 24 / \text{Re}; \\ 0,2 (0,5) \leq \text{Re} \leq 500 \Rightarrow C_f = 18,5 / \text{Re}^{0,6}; \\ 500 \leq \text{Re} \leq 150000 \Rightarrow C_f = 0,44. \end{cases}$$

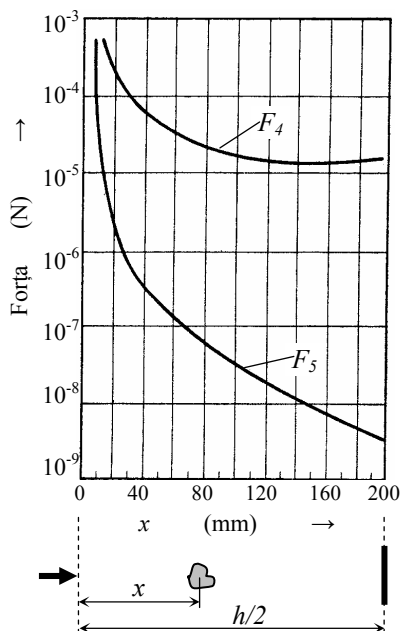


Fig. 4.36. Variația forței electrostatice și a forței de polarizare, ce acționează asupra unei particule (având $d_p = 200 \mu\text{m}$ și $\epsilon = 4$), în intervalul dintre electrozii unui electrofiltru

Modelele analitice, prezentate în literatura de specialitate, acceptă ipoteza prin care valoarea cifrei Reynolds se situează în primul domeniu, corespunzător unor diametre ale particulelor, sferice, cuprinse între $2 \div 50 \mu\text{m}$. În această ipoteză, particulei i se poate aplica legea lui Stokes. În realitate, însă, efectele mișcării Browniene se resimt chiar și în cazul particulelor de $3 \mu\text{m}$, fapt care complică, mult, modelele analitice.

În ipoteza simplificatoare a particulei sferice, ce se deplasează conform legii lui Stokes, relația de calcul a rezistenței la înaintare devine de forma (vezi § 4.2.3)

$$F_6 = 3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p \cdot w. \quad (4.79)$$

În instalațiile industriale, este valabilă inegalitatea $F_3 + F_4 > F_5$, greutatea proprie a particulei fiind neglijabilă, cel puțin în domeniul de aplicare a legii lui Stokes. În aceste condiții, și având în vedere și dependența forței F_5 de traseul parcurs de particulă, deplasarea poate fi considerată bidimensională, între cei doi electrozi. Astfel, viteza de migrare se poate calcula din egalitatea forțelor F_4 și F_6 , rezultând

$$w = \frac{q_p \cdot E_p}{3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p} \cdot K_C, \quad (4.80)$$

în care, coeficientul de corecție Cunningham se aplică, în special, particulelor mai mici de $5 \mu\text{m}$ și se calculează cu relația (4.13).

În literatura de specialitate [4.23, 4.34], pentru viteza de migrare mai sunt indica-

te și următoarele relații de calcul:

$$\left\{ \begin{array}{l} w = \frac{\varepsilon}{4 \cdot \pi \cdot \mu \cdot (2 + \varepsilon)} \cdot d_p \cdot E^2, \text{ pentru } d_p > 1 \mu\text{m}, \\ w = \frac{e \cdot 10^6}{3 \cdot \pi \cdot \mu} \cdot \left(1 + \frac{2 \cdot A \cdot \lambda_g}{d_p} \right) \cdot E, \text{ pentru } d_p \leq 1 \mu\text{m} \end{array} \right., \quad (4.81)$$

în care, E reprezintă intensitatea câmpului electric, aplicat sistemului de electrozi, A este o constantă, iar λ_g reprezintă traseul liber al moleculelor de gaz.

4 Depunerea particulelor pe electrozi

În momentul în care particula intră în contact cu electrodul de depune, asupra sa acționează încă două forțe utile, față de cele reprezentate în figura 4.34, rezultând, astfel, diagrama de forțe din figura 4.37. Aceste forțe suplimentare sunt:

F_7 - forța produsă de imaginea, de tip oglindă, a sarcinii electrice a particulei;

F_8 - forță de atracție a particulei, de către placă, care acționează numai în imediata vecinătate a electrodului de depunere.

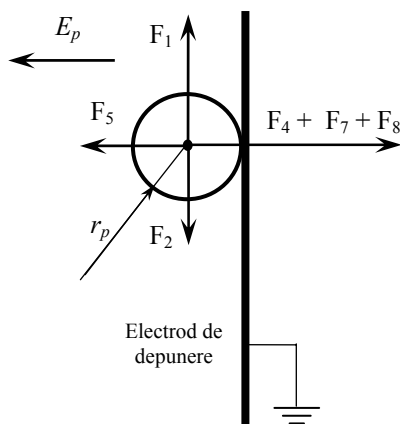


Fig. 4.37. Forțele care acționează asupra particulei, încărcate cu sarcină electrică, la nivelul electrodului de depunere

Forța F_7 rezultă din acțiunea, reciprocă, dintre sarcina electrică a particulei și o sarcină indusă (sarcină imagine), care o atrage, către suprafața electrodului de depunere

$$F_7 = \frac{1}{4 \cdot \pi \cdot \varepsilon \cdot \varepsilon_o} \cdot \frac{q_p^2}{4 \cdot r_p^2} = 9 \cdot 10^9 \cdot \frac{q_p^2}{d_p^2} \quad (\text{N}). \quad (4.82)$$

Forța F_8 este o forță de proveniență mecanică, având semnificația atracției inter-

moleculare, generate de forțele capilare de aderență. Relația de calcul a acestei forțe este de forma [4.23]

$$F_8 = d_p^2 \cdot (C \cdot E_p \cdot j \cdot \rho_{rez,p} - C_1 \cdot E_p^2) \quad (\text{N}), \quad (4.83)$$

în care, j reprezintă densitatea de curent (A/m²), $\rho_{rez,p}$ este rezistivitatea particulei ($\Omega \cdot \text{cm}$), iar C și C_1 sunt constante obținute experimental (nu sunt adimensionale).

Contactul particulei, cu suprafața de depunere, se realizează cu o viteză dependentă de mărimea particulei, intensitatea câmpului electric și de caracteristicile fizice și chimice ale materialului particulei.

Pe lângă acestea, trebuie subliniat faptul că stratul de praf nu reprezintă, de fapt, o aglomerare, haotică, de particule. Particulele sunt supuse unor forțe de natură electrică, care tind să le prezeze pe electrodul de depunere.

În stratul de praf depus, existența particulelor de dimensiuni mari determină afânarea stratului. Densitatea stratului de praf descrește, pe măsură ce crește distanța dintre particule și electrodul de depunere, deci pe măsură ce crește grosimea stratului.

Particulele lichide cedează sarcina electrică, după ce vin în contact cu electrodul de depunere, și se scurg, în recipientul de colectare, chiar dacă o parte din sarcină continuă să se mențină, în pelicula de lichid.

În cazul particulelor solide, la contactul acestora cu suprafața electrodului de depunere, se inițiază un proces de descărcare a sarcinii electrice, însă, în același timp, continuă și procesul de încărcare a particulelor, de către ionii de gaz, aflați între electrozi. Rezultă, deci, că particulele solide au o sarcină electrică remanentă, aceasta fiind cauza principală a aglomerării prafului, pe suprafața electrozilor de depunere.

Rezistivitatea particulelor determină, esențial, viteza de cedare a sarcinii electrice, iar atunci când descărcarea predomină, în raport cu încărcarea, particulele se desprind, la un moment dat.

Praful cu rezistivitate mai mare de $10^{11} \Omega \cdot \text{cm}$, cedează greu sarcina electrică. În aceste condiții, la anumite valori ale tensiunii, pot să apară descărcări inverse. Acestea se dezvoltă de la electrodul de depunere, către cel de emisie, și perturbă, grav, funcționarea electrofiltrului.

Jaroslav Böhm a evidențiat următoarele premise ale apariției descărcărilor inverse:

- ✓ stratul de praf este constituit din particule, care formează punți, de conductivitate diferită, care influențează, pe ansamblu, conductivitatea stratului;
- ✓ în interstițiile dintre particule se află gaz, caracterizat prin permitivitate dielectrică mai mică decât a particulelor, fapt care determină creșterea intensității câmpului electric, la nivelul acestor incluziuni gazoase; în aceste incluziuni, se inițiază procese de ionizare, care se pot dezvolta, în anumite condiții, până la descărcare disruptivă.

Efectele producerii descărcărilor inverse sunt: scăderea tensiunii dintre electrozi, creșterea curentului, prin circuitul sursei, și formarea unor cratere, în straturile de praf depuse.

4.3.4.3. Tipuri constructive

Există o multitudine de soluții constructive de electrofiltre, adoptarea unei anumite soluții depinzând de:

- ✓ natura particulelor, aflate în suspensie,
- ✓ caracteristicile gazului purtător,
- ✓ gradul de colectare și fiabilitatea, impuse pentru funcționarea de lungă durată;
- ✓ experiența acumulată de companiile producătoare de astfel de echipamente.

Din punct de vedere constructiv, electrofiltrele se pot clasifica după o serie de criterii. O posibilă clasificare a electrofiltrelor este dată în cele ce urmează.

❶ După *numărul treptelor*, electrofiltrele se pot clasifica în:

- electrofiltru cu o treaptă,
- electrofiltru cu două trepte,

reprezentarea schematică a acestora fiind dată în figura 4.38.

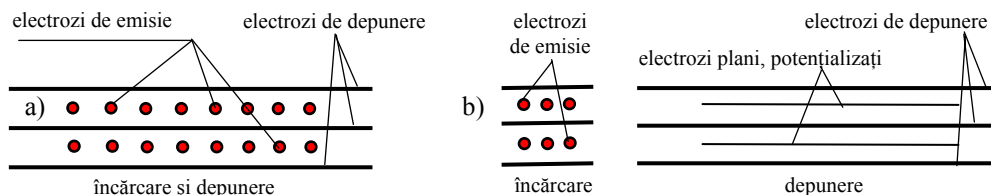


Fig. 4.38. Reprezentarea schematică a electrofiltrelor cu o treaptă (a) și cu două trepte (b)

În cazul electrofiltrelor cu o treaptă, electrozii de emisie, de secțiune mică, sunt montați pe rame, dispuse între panourile electrozilor de depunere. Distanța dintre electrozii de depunere (pasul electrofiltrului, notat cu $2h$) este cuprinsă între 200 mm și 600 mm, funcție de tipul electrofiltrului. În unica treaptă a electrofiltrelor, de acest tip, se desfășoară atât procesele de încărcare a particulelor, cu sarcină electrică, cât și acelea de colectare a acestora.

În cazul electrofiltrelor cu două trepte, în prima treaptă se produce o intensă ionizare a gazului, în prezența descărcării corona, și, implicit, încărcarea particulelor, cu sarcină electrică, particulele fiind colectate abia în treapta a doua. În cea de a doua treaptă a acestor electrofiltre, electrozii sunt astfel dimensionați încât să nu se aprindă descărcarea corona.

Electrofiltrele cu o treaptă au eficiență foarte bună, în cazul desprăfuirii industriale a gazelor tehnologice (inclusiv acelea provenite din arderea combustibililor solizi), iar electrofiltrele cu două trepte sunt utilizate, în special, pentru obținerea unor debite de aer pur (necesar climatizării unor spații sau în acționările pneumatice, ca agent de lucru), caz în care eliminarea ozonului, din gazul tratat, este esențială.

② După *direcția de curgere a gazelor*, electrofiltrele pot fi orizontale sau verticale.

Reprezentarea schematică a acestor două tipuri de electrofiltre, precum și unele detalii constructive sunt date în figura 4.39 [4.23].

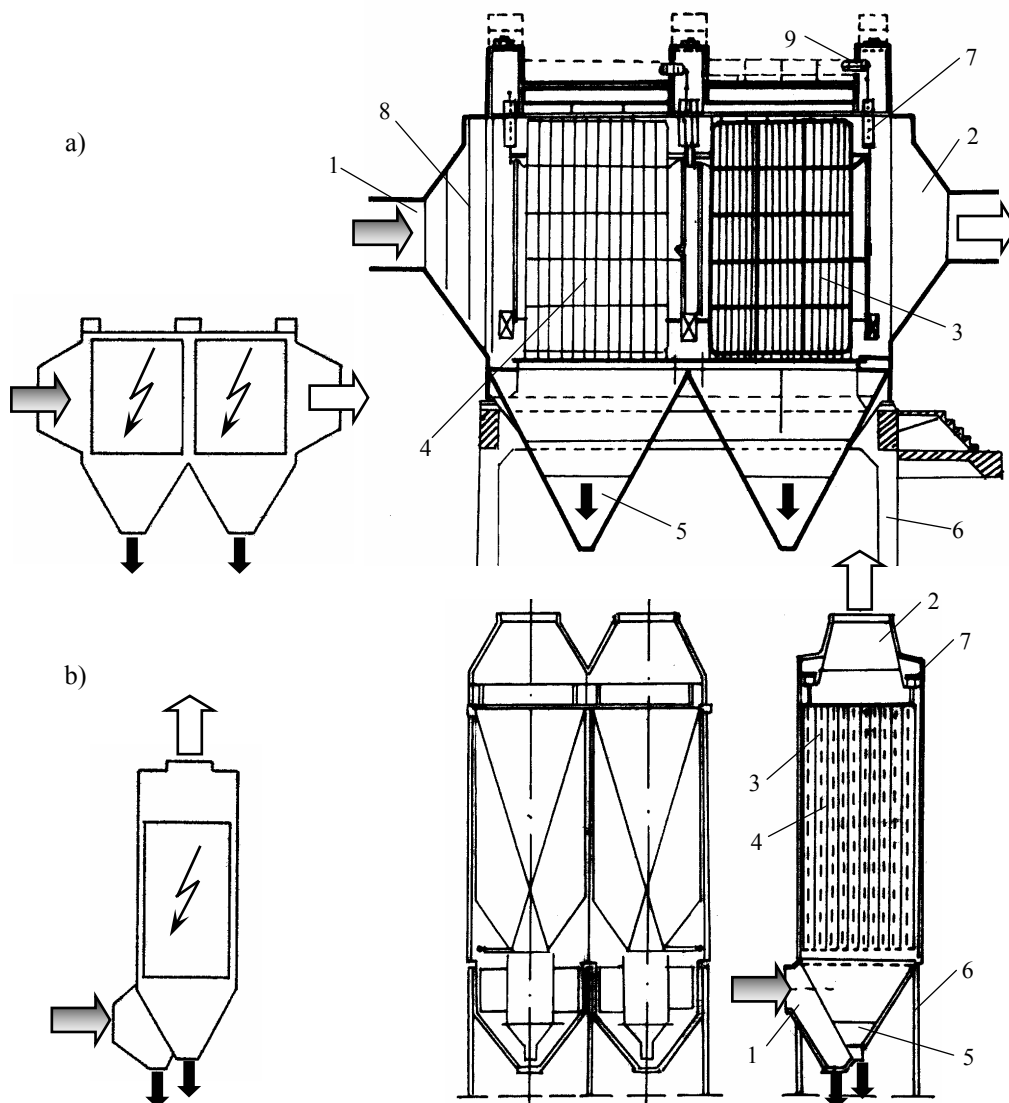


Fig. 4.39. Reprezentare schematică și detalii constructive, pentru electrofiltre orizontale (a) și verticale (b):

1 – racord de admisie; 2 – racord de evacuare a gazului; 3 – electrozi de emisie; 4 – electrozi de depunere; 5 – buncăre; 6 – instalație de susținere; 7 – izolatoare de trecere; 8 – dispozitive de uniformizare a curgerii gazului; 9 – acționarea dispozitivului de scuturare a electrozilor corona

Electrofiltrele verticale sunt construite, în general, pentru debite mici de gaz și pentru cazul în care impuritățile pot fi, ușor, reținute, într-un singur câmp electric. Acestea ocupă spații mici, dar au instabilitate mare în funcționare.

Electrofiltrele orizontale au dimensiuni mari de gabarit, în plan orizontal, însă permit amplasarea, în serie, a două sau a mai multe camere de depunere, asigurând, astfel, o bună stabilitate și fiabilitate în funcționare, precum și grade ridicate de epurare.

③ După *sistemul geometric al electrozilor*, care determină repartitia câmpului electric, electrofiltrele pot fi:

- cu sistem concentric de electrozi (tubulare, sau fagure);
- cu sistem plan de electrozi;
- cu sistem mixt de electrozi.

Reprezentarea schematică a acestor tipuri de electrozi, precum și aceea a unui electrofiltru tubular, cu o treaptă, sunt date în figura 4.40 [4.23, 4.34]. Unele aspecte constructive, ale electrofiltrelor cu electrozi plani, se regăsesc și în figura 4.39.

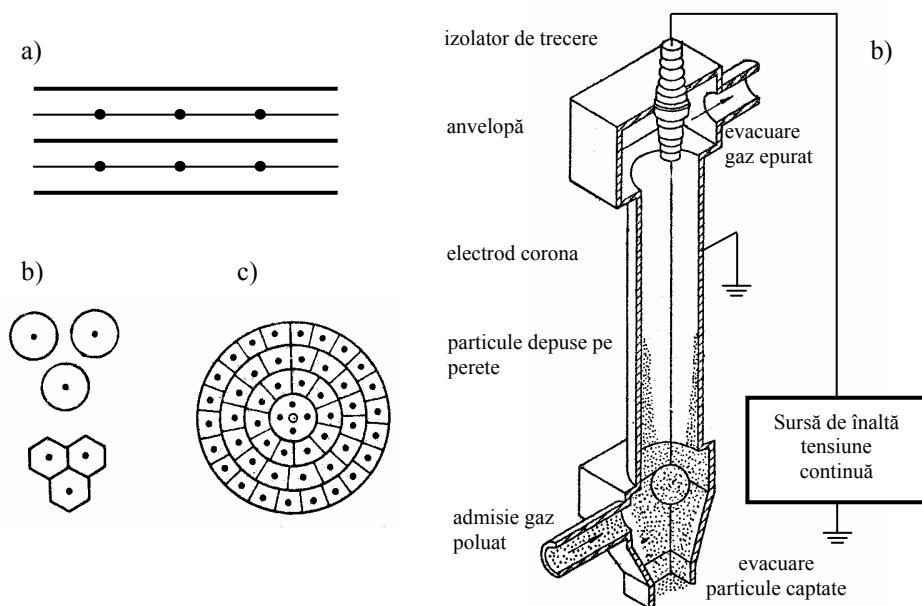


Fig. 4.40. Reprezentarea schematică a diferitelor geometrii ale sistemelor de electrozi: a) sistem plan de electrozi; b) – sistem concentric și reprezentarea schematică a unui electrofiltru tubular; c) – sistem mixt de electrozi.

④ În funcție de *dispunerea relativă a electrozilor*, electrofiltrele se clasifică în:

- electrofiltre cu dispunere separată a emisiei și a depunerii;
- electrofiltre cu dispunerea emisiei și depunerii în același câmp;
- electrofiltre cu sistem de electrozi de depunere suplimentar.

Dispunerea electrozilor celor trei categorii de electrofiltre este reprezentată, schematic, în figura 4.41 [4.23].

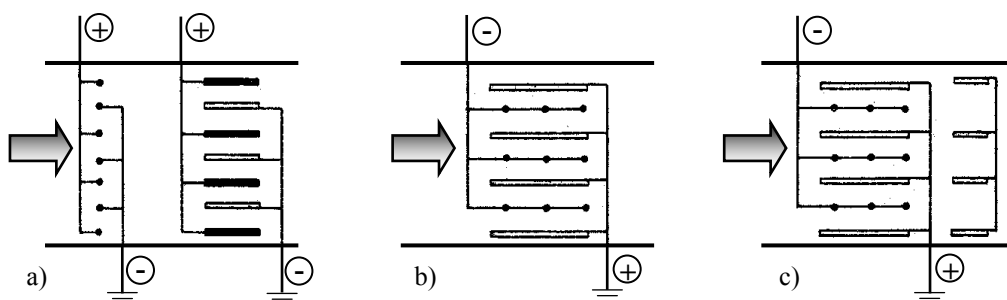


Fig. 4.41. Distribuția relativă a sistemelor de electrozi de emisie și de depunere:
 a) dispunere separată a emisiei și depunerii; b) – dispunere în același câmp a emisiei și depunerii;
 c) – electrofiltru cu sistem de depunere suplimentar.

Așa cum s-a arătat și în cazul electrofiltrelor cu mai multe câmpuri, dispunerea separată a emisiei și depunerii, după sistemul Penney, este utilizată, aproape în exclusivitate, în instalațiile de climatizare, în timp ce instalațiile industriale au sisteme de electrozi din cea de a doua categorie. Sistemele suplimentare de electrozi de depunere sunt foarte rar utilizate. Rolul acestor electrozi este acela de a reține eventualele particule, reantrenate din câmpurile de separare din amonte.

5 După numărul de camere de epurare, independente, dispuse în serie sau în paralel, pe direcția de curgere a gazului, se disting instalații de electrofiltre:

- cu o singură cameră;
- cu două sau mai multe camere.

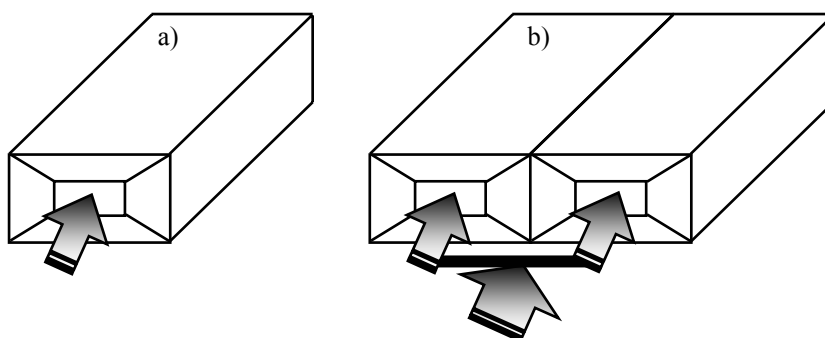


Fig. 4.42. Instalații de electrofiltre cu o cameră (a) și cu două camere în paralel (b).

Utilizarea mai multor camere, în serie, permite creșterea gradului de colectare a particulelor, iar conectarea mai multor camere, în paralel, permite tratarea unor debite mai mari de gaz sau, mai important, preluarea întregului debit de gaz poluat, în situații-

le în care una dintre camere este defectă sau este supusă unor lucrări de mentenanță.

⑥ După *numărul de câmpuri independente*, care se pot forma într-o cameră de epurare, există două categorii de electrofiltre:

- cu un câmp electric (cu ozonă electrică);
- cu două, sau mai multe câmpuri.

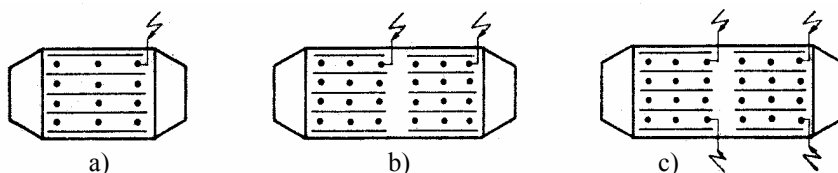


Fig. 4.43. Reprezentare, schematică, a unui electrofiltru cu un singur câmp (a); cu două câmpuri (b); cu mai multe câmpuri, secționizate.

Electrofiltrele cu un singur câmp electric sunt mai puțin utilizate, în special datorită fiabilității lor mai reduse, dar și dificultăților legate de asigurarea unui grad de separare, suficient de ridicat. Din aceste motive, majoritatea electrofiltrelor orizontale sunt realizate cu mai multe câmpuri de epurare, conectate, separat, la sursa de înaltă tensiune. În acest fel, fiecare câmp funcționează la nivelul optim de tensiune, iar la ieșirea din funcțiune a unui câmp, electrofiltrul poate funcționa, în continuare, evident, cu un grad de colectare mai redus. Aceste avantaje sunt semnificative în cazul în care câmpurile sunt secționizate.

Electrofiltrul orizontal, reprezentat, schematic, în figura 4.39, este un electrofiltru cu două câmpuri de separare.

⑦ După *modul de captare a particulelor*, aflate în suspensie, se disting

- electrofiltre uscate
- electrofiltre umede.

Reprezentarea schematică a celor două categorii de electrofiltre, precum și unele detalii constructive ale unui electrofiltru umed, sunt date în figura 4.44 [4.23].

Electrofiltrele umede sunt utilizate, mai ales, în cadrul unor procese tehnologice din industria chimică, atât pentru separarea picăturilor de lichid, cât și a particulelor solide, foarte fine, aflate în suspensie în gaz. În multe situații, aceste electrofiltre sunt precedate, pe fluxul gazelor tehnologice, de instalații de spălare, de tipul scruberelor.

Din punct de vedere constructiv, electrofiltrele umede sunt mai simple decât cele uscate, unele dintre particularitățile care conduc la simplificarea unei astfel de instalații fiind prezentate în cele ce urmează.

Tensiunea superficială a picăturilor face să existe o tendință permanentă de aderență a acestora, la suprafața electrozilor de depunere, pelicula, astfel formată, scurgându-se, gravitațional, în zona de colectare a poluantului. Ca urmare, electrozii de depunere pot avea formă plană, o anumită nervurație, verticală, fiind necesară numai din

considerente de creștere a rigidității mecanice. Mai important este, însă, faptul că tendința de scurgere, gravitațională, face să nu mai fie necesare dispozitivele de scuturare a electrozilor de depunere și a celor de emisie. Curățarea electrozilor se poate realiza prin simpla pulverizare a unui flux de apă de spălare. În cazul electrofiltrelor utilizate pentru degudronarea gazelor, spălarea se realizează cu abur.

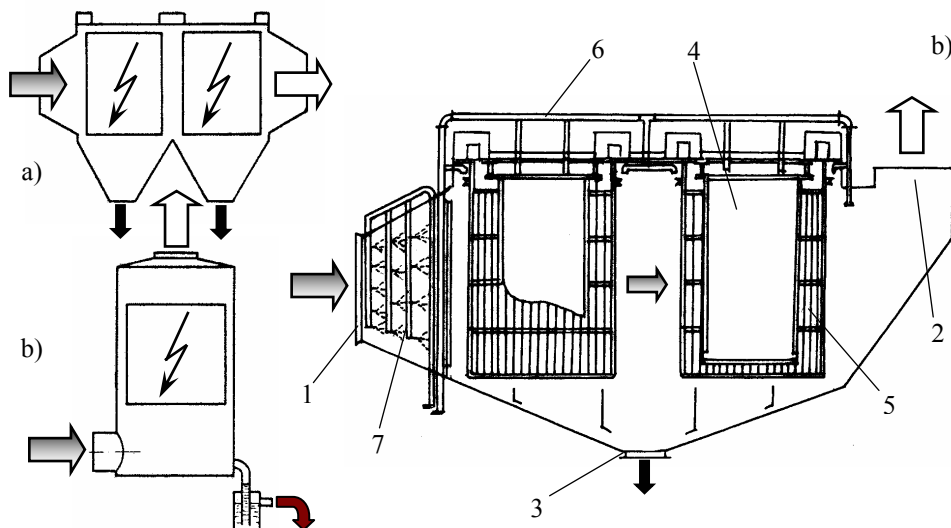


Fig. 4.44. Reprezentarea schematică a unui electrofiltru uscat (a) și a unui electrofiltru umed (b).
 Detalii constructive ale electrofiltrului umed: 1 – racord de admisie; 2 – racord de evacuare a gazului epurat; 3 – evacuarea șlamului spre zăvorul hidraulic; 4 – electrozi de depunere; 5 – electrozi de emisie; 6 – rampa de distribuție a instalației de spălare; 7 – instalația de umezire.

Temperatura de funcționare a electrofiltrelor umede nu poate fi decât una relativ redusă, rar atingând valori de ordinul a $80 \div 100$ °C.

⑧ După utilizarea, în cadrul instalației de epurare, a mai multor sisteme de separare se disting următoarele posibilități:

- utilizare simplă;
- utilizare combinată cu alte sisteme.

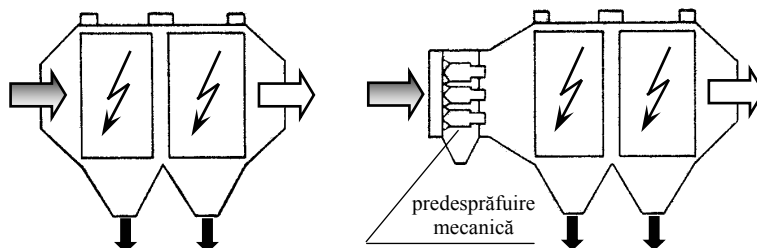


Fig. 4.45. Reprezentarea schematică a electrofiltrelor ce funcționează de sine stătătoare sau în combinație cu alte sisteme de desprăfuire.

Există unele situații, în care, în carcasa electrofiltrului sunt incluse și alte sisteme de colectare a suspensiilor din gaz. Cel mai simplu caz, utilizat pe scară largă, este tocmai cel al dispozitivelor de uniformizare a curgerii gazului, din racordul de admisie, care pot avea și rolul de șicane, la nivelul cărora are loc o separare inerțială.

Există electrofiltre uscate care au instalate, în carcasa lor, și echipamente de separare de tip multiciclon. Electrofiltrele umede, utilizate la desprăfuirea gazului de furnal, pot avea inclus, în carcasă, un dispozitiv de colectare de tip scrubber Venturi.

O clasificare succintă a electrofiltrelor este dată în tabelul 4.18 [4.14].

Tabelul 4.18. Clasificarea electrofiltrelor după tipul constructiv și domeniul de utilizare

Criteriul	Tipul electrofiltrului	Utilizare
Numărul treptelor de ionizare	cu o treaptă	desprăfuire industrială
	cu două trepte	epurarea unor debite de aer, fără ozon
Direcția de curgere a gazului	orizontale	marea majoritate a aplicațiilor industriale
	verticale	pentru debite mici de gaz
Sistemul geometric al electrozilor	cu sistem concentric	funcție de debitul de gaz, cantitatea de particule aflate în suspensie și proprietățile acestora
	cu sistem plan	
	cu sistem mixt	
Numărul de camere independente, dispuse paralel, pe direcția de curgere	cu o cameră	debite mici și grad mic de contaminare
	cu două sau mai multe camere	debite mari, cu grad mare de contaminare și în fluxuri tehnologice cu foc continuu
Numărul de câmpuri independente dintr-o cameră	cu un câmp electric	grad mic de contaminare
	cu două sau mai multe câmpuri	grad mare de contaminare a gazului
Modul de captare a particulelor	uscate	cele mai utilizate în aplicații industriale
	umede	în principal, în industria chimică

4.3.4.4. Elemente constructive ale electrofiltrelor

Fiecărui proces fundamental, din electrofiltru, îi corespunde un anumit subsamblu al acestuia. La modul cel mai general, în construcția electrofiltrelor există două părți principale:

- ✓ instalația mecanică
- ✓ instalația electrică de joasă și de înaltă tensiune.

Instalația mecanică a electrofiltrelor este constituită din următoarele elemente: construcția de susținere; carcasa electrofiltrului; buncărele de colectare a prafului; racordurile și sisteme de uniformizare a curgerii fluxului de gaz; echipamentul interior (rame cu electrozi de emisie și panouri de depunere); izolația termică; echipamente anexe (sisteme de condiționare, dispozitive de etanșare și de evacuare a prafului).

Instalația electrică a electrofiltrelor se compune din:

- ✓ elemente de bază: instalația de înaltă tensiune continuă, sistemele de control și de

reglare a tensiunii, impedența de limitare a curentului, în cazul producerii unor descărcări disruptive, în electrofiltru, și de ameliorarea factorului de formă;

- ✓ elemente auxiliare: echipamente de comutație, sistemele de protecție, la suprasarcini și la supratensiuni de comutație, aparatură de măsură și control.

Elementele constructive ale unui electrofiltru pot fi identificate în figura 4.46.

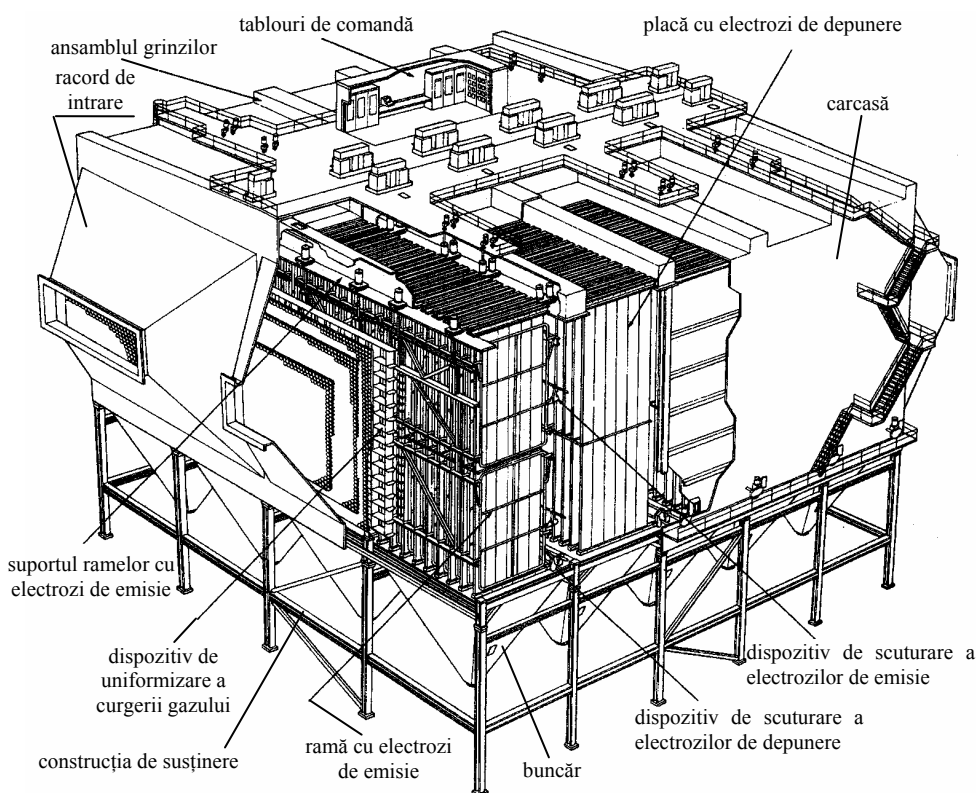


Fig. 4.46. Electrofiltru orizontal, uscat, cu două camere și cinci câmpuri (Babcock & Wicox)

Deoarece referirile la instalația electrică vor fi făcute ulterior, în acest subcapitol se vor face referiri doar la instalația mecanică a electrofiltrelor uscate, orizontale, instalațiile industriale, de acest tip, fiind cele mai utilizate. În plus, pentru celelalte categorii de electrofiltre, doar unele elemente ale instalației mecanice trebuie modificate, în raport cu cele standard, ale electrofiltrelor uscate, orizontale.

❶ Carcasele electrofiltrelor

Carcasele sau anvelopele electrofiltrelor pot fi realizate din tablă și profile din oțel, din beton, sau combinate, din oțel și beton. Inițial, carcasele electrofiltrelor au fost

realizate din beton armat (figura 4.47), avantajul fiind acela al consumului mai redus de metal și, uneori, chiar al realizării unor instalații mai ieftine. Totuși, datorită unor dificultăți de execuție, de îmbinare, cu elementele metalice, și comportării, nesatisfăcătoare, a betonului, la temperaturi și presiuni ridicate, cel mai frecvent utilizate sunt carcasele din oțel.

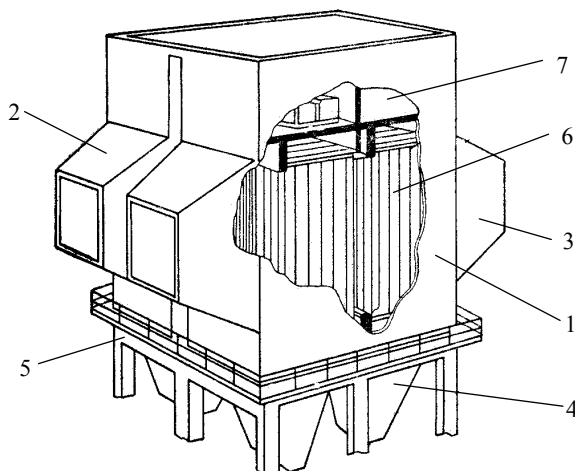


Fig. 4.47. Electrofiltru ca carcasă de beton:

1 – carcasă; 2 – racorduri de intrare; 3 – racorduri de ieșire; 4 – buncăre; 5 – construcția de susținere; 6 – echipamentul interior; 7 – încăperea destinată echipamentului de înaltă tensiune.

Dezavantajul principal al utilizării carcaselor de oțel îl constituie consumul ridicat de metal, însă, acest dezavantaj este compensat de o serie de avantaje, în raport cu carcasele de beton, cele mai evidente, dintre acestea, sunt:

- ✓ greutate mai redusă,
- ✓ durată de montaj mai redusă,
- ✓ ușurință în efectuarea reparațiilor,
- ✓ comportare, net, mai bună în medii cu temperaturi și presiuni ridicate; de altfel, utilizarea carcaselor de beton este limitată la temperaturi de maximum 150÷200 °C.

Anvelopele din oțel se livrează sub forma unor panouri sau chiar corpuri uzinate, care se assemblează, prin sudură, la locul de funcționare al echipamentului.

Indiferent de soluția adoptată pentru materialul de construcție, carcasele trebuie să satisfacă următoarele cerințe:

- ✓ să dirijeze gazul poluat, în zona de separare;
- ✓ să separe, etanș, zonele active, de mediul exterior;
- ✓ să prezinte rezistență mecanică, la presiunea sau depresiunea interioară;
- ✓ să reziste la acțiunea agenților externi (vânt, zăpadă, ploaie, seisme etc.);
- ✓ să fie rezistentă la acțiunea agenților corozivi;

- ✓ să nu se deformeze și să reziste la temperatura ridicată a gazelor, ce o străbat;
- ✓ să asigure susținerea sistemului de uniformizare a fluxului de gaze, a sistemului de electrozi, a dispozitivelor de scuturare a prafului și a echipamentelor de etanșare și de evacuare a prafului;
- ✓ să asigure distanțele corespunzătoare, între elementele carcasei și sistemul de electrozi corona, precum și între electrozii de depunere și cei de emisie, în toate regimurile posibile, ce pot să apară pe durata funcționării;
- ✓ să asigure accesul, sigur, în punctele unde este necesară efectuarea unor lucrări de întreținere, cu electrofiltrul în funcțiune, precum și pentru efectuarea lucrărilor de reparații, în condițiile retragerii electrofiltrului din exploatare.

Carcasa unui electrofiltru se compune din următoarele părți, principale: camera carcasei, buncărele de colectare a particulelor, racordul de intrare a gazelor, racordul de ieșire a gazelor, scări și platforme, uși de acces.

Camera carcasei este constituită din pereții laterali, pereții frontali și din acoperiș, fiind concepută astfel încât, împreună cu buncărele și racordurile, să formeze o structură de rezistență. Toate aceste elemente, ale camerei carcasei, se dimensionează în funcție de solicitările pe care trebuie să le preia, fiecare dintre ele. De exemplu, construcția pereților frontali, corespunzători intrării și ieșirii gazelor din electrofiltru, este dependentă de mărimea electrofiltrului, de construcția racordurilor și de presiunea sau de depresiunea din electrofiltru.

Trebuie subliniată precizia cu care se execută și se montează profilele acoperișului, ce susțin panourile de electrozi. Astfel, toleranța admisă, la montajul diferitelor rânduri de panouri și rame de electrozi, este de numai $\pm 1,2$ mm [4.23].

Pe porțiunile dintre grinzi sau chiar pe toată suprafața, acoperișul este construit pe două niveluri: un acoperiș interior, care delimitează zona de circulație a fluxului de gaz, și un acoperiș exterior, care are rol de protecție împotriva ploii și depunerilor de zăpadă (figura 4.48) [4.23].

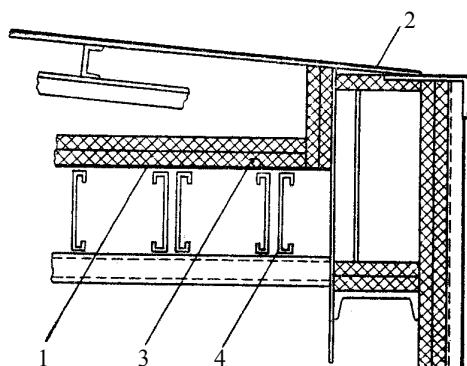


Fig. 4.48. Secțiune prin acoperișul electrofiltrului:

- 1 – acoperiș interior; 2 – acoperiș exterior; 3 – izolație termică (eventual hidrofugă);
4 – grinzi de susținere a panourilor cu electrozi de depunere.

Pentru a evita formarea unor fluxuri de gaz, contaminat, care nu trec prin câmpul electric, ci prin spațiul dintre sistemul de electrozi și acoperișul de etanșare (figura 4.49,a), la partea inferioară a acoperișului, unor electrofiltre, se instalează defletoare de tablă (figura 4.49,b), ușor consolidate, care să orienteze întregul flux de gaz, spre zonele active [4.23]. Astfel, se evită scăderea gradului de separare, prin existența fluxurilor parazite de gaz.

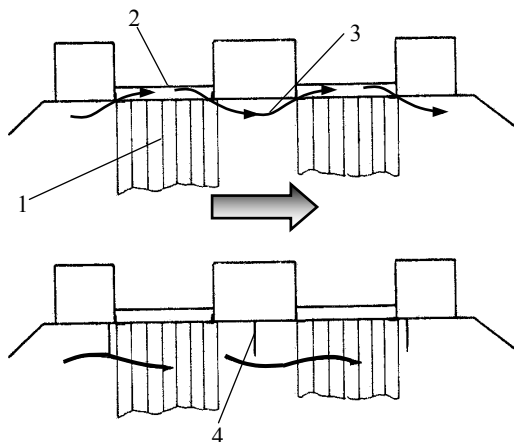


Fig. 4.49. Formarea fluxurilor parazite de gaz, la partea superioară a carcasi electrofiltrului: 1 – electrozi; 2 – acoperiș de etanșare; 3 – fluxuri parazite de gaz contaminat; 4 – defletoare.

Atunci când electrofiltrele sunt destinate epurării gazelor care prezintă pericol de explozie, acoperișul trebuie să permită detașarea, la suprapresiune, a unor panouri laterale, creându-se, astfel, suprafețe de descărcare a presiunii de explozie, fapt ce reduce riscul extinderii avariei.

❷ Buncărele și echipamentele de evacuare - etanșare

Buncărele închid carcasa, la partea inferioară, și au rolul de a colecta praful, scuturat de pe electrozi, dirijându-l spre dispozitivele de evacuare - etanșare (dozatoare, șnecuri etc.).

Din considerente de rezistență mecanică, buncărele sunt prevăzute cu nervuri de consolidare. Aceste nervuri se montează pe partea exterioară, astfel încât praful, colectat, să se scurgă, liber, spre gura de evacuare.

În majoritatea situațiilor, praful este evacuat, în mod continuu, din buncăre, deoarece formarea depozitelor de praf conduce la compactarea acestuia (în funcție de natura și proprietățile particulelor solide colectate), la formarea de bolți și, în consecință, la întreruperea evacuării. Dacă acest fenomen este de durată, nivelul prafului colectat poate ajunge în zona electrozilor, câmpul respectiv fiind scos din funcțiune.

Cele mai utilizate tipuri de buncăre sunt cele de tip jgheab și buncărele piramidale (figura 4.50).

Alegerea unui anumit tip de buncăr depinde de proprietățile prafului și de modul

în care este concepută evacuarea sa. Astfel, în cazul prafurilor puternic abrazive, când evacuarea este de tip pneumatic sau hidraulic, este preferabilă utilizarea buncărelor piramidale, la care între buncărul propriu-zis și sistemul de evacuare este intercalat un dispozitiv de etanșare. Această situație este specifică electrofiltrelor destinate separării cenușii, din gazele de ardere ale cazanelor funcționând cu combustibil solid, sau la unele aplicații din industria chimică.

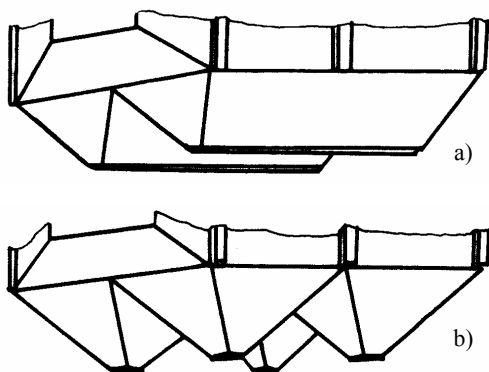


Fig. 4.50. Buncăre de tip jgheab (a) și buncăre piramidale (b)

În situațiile în care praful are o abrazivitate redusă și se pot utiliza sisteme de evacuare de tipul transportoarelor elicoidale sau cu racleți, construcția buncărelor este de tip jgheab, sistemul de etanșare fiind plasat după transportor. Buncărele de tip jgheab sunt frecvent utilizate la electrofiltrele din industria materialelor de construcții, din metalurgie și din industria chimică.

Evacuarea continuă și completă a prafului, din buncăre, este o problemă deosebit de importantă. Din acest motiv, atunci când există posibilitatea apariției acumularilor de praf, în buncăre, se iau măsuri constructive speciale.

Scăderea temperaturii pereților buncărelor accentuează tendința de compactare, în apropierea pereților, și aderența prafului, la aceștia. Pentru a evita aceste fenomene, pereții buncărelor trebuie menținuți la o temperatură suficient de ridicată, utilizându-se, în acest scop, sisteme de încălzire, cu serpentine cu abur sau cu rezistențe electrice, plasate sub izolația buncărelor.

De asemenea, poate fi evitată formarea aglomerărilor de praf și prin scuturarea buncărelor, scuturarea determinată de lovirea, periodică, a unor nicovale, fixate pe pereții buncărelor.

Echipamentele de evacuare și etanșare se montează pe traseul de evacuare a prafului, din buncăre, fie direct la flanșa buncărului (în cazul buncărelor piramidale), fie la capătul de evacuare al transportorului de praf (în cazul buncărelor de tip jgheab).

Funcție de modul de acționare al echipamentelor de evacuare–etanșare, se deosebesc următoarele categorii de astfel de echipamente: gravitaționale, cu acționare electrică, cu acționare pneumatică sau hidraulică.

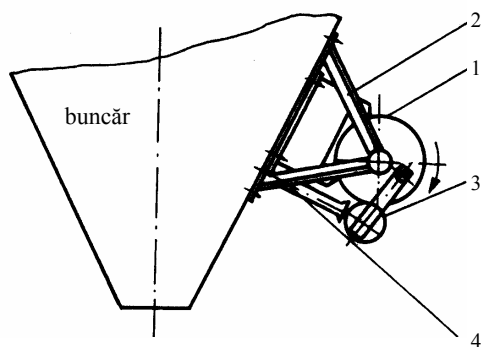


Fig. 4.51. Dispozitiv de scuturare mecanică a buncărilor [4.23]:

1 – acționare cu motor electric și reductor; 2 – suport sistem de scuturare;
3 – ciocan articulată; 4 – nicovală.

Echipamentele gravitaționale sunt de tipul clapetelor simple (figura 4.52,a) sau duble (figura 4.52,b). Clapetele se deschid atunci când greutatea materialului colectat determină un cuplu superior celui al contragreutății. Clapetele duble au, practic, un buncăr intermediar, iar, prin modul de reglare a cuplurilor celor două contragreutăți, se asigură deschiderea lor, intermitentă, și, deci, o mai bună etanșare, decât în cazul clapetelor simple.

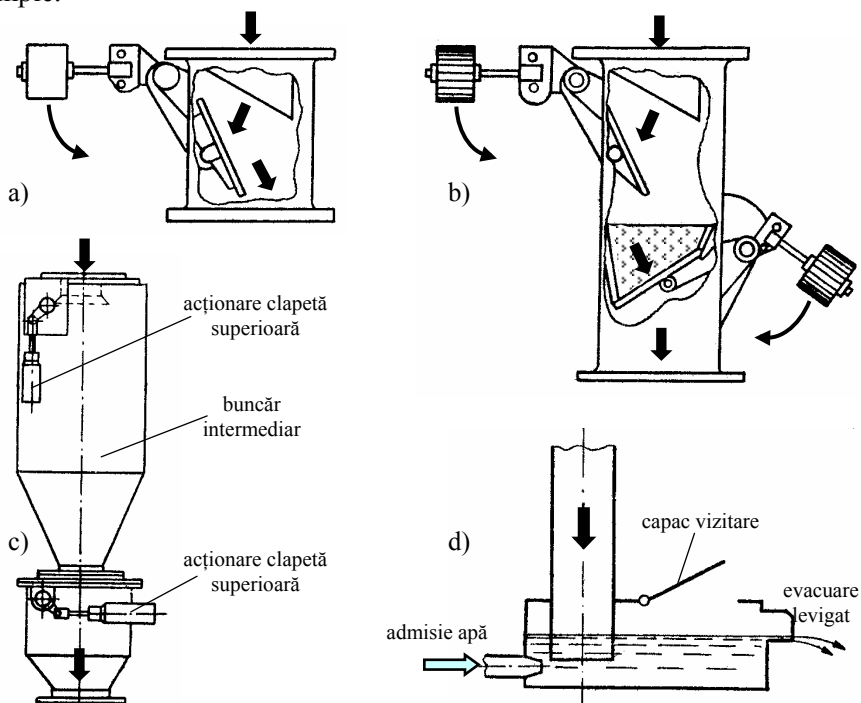


Fig. 4.52. Echipamente de evacuare – etanșare: a) – clapetă gravitațională simplă; b) – clapetă gravitațională dublă; c) – clapetă dublă cu acționare electrică; d) – dispozitiv hidraulic

Clapetele cu acționare electrică (figura 4.52,c), ca și cele cu acționare pneumatică, sunt, de fapt, clapete duble, acționate altfel decât gravitațional.

În cazul clapetelor hidraulice (figura 4.52,d), agentul de etanșare este apa, injectată, cu debit reglabil, în recipientul în care cade praful. Acest sistem prezintă, însă, dezavantajul evacuării poluantului, sub formă de levigat (șlam), cu toate aspectele nefavorabile, de impact la mediu, care derivă din aceasta.

3 Racordul de intrare

Racordul de intrare are rolul de a conduce gazul poluat, în camera electrofiltrului, forma sa de difuzor determinând, în același timp, reducerea vitezei fluxului de gaz, până la valoarea admisibilă, pentru electrofiltrul dat. În racord se poate obține și o, eventuală, schimbare a direcției de curgere a gazelor, din acest punct de vedere racordurile putând fi de tip orizontal sau vertical, cele de tip vertical putând fi cu intrare pe la partea inferioară sau superioară (figura 4.53) [4.23].

Racordurile de admisie orizontală, ale electrofiltrelor mari, se realizează în construcție dublă (cu două guri de admisie). În acest fel, se reduce solicitarea mecanică a racordului, iar dacă debitele de gaz, distribuite pe cele două guri de admisie, sunt egale, se obține și o mai bună uniformizare a curgerii gazului.

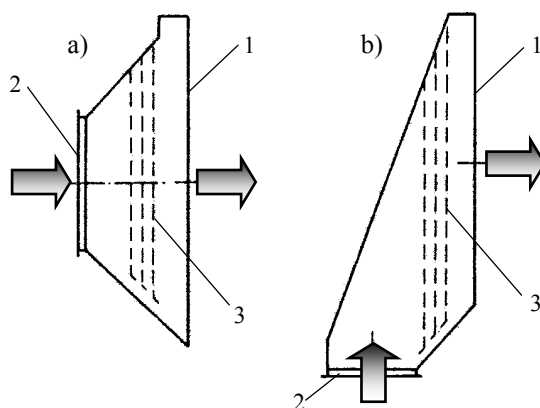


Fig. 4.53. Racorduri de intrare:

- a) – orizontal; b) – vertical, cu intrare la partea inferioară; 1 – legătura la carcasă;
2 – flanșă de racord, la canalul de aducțiune gaz poluat; 3 – dispozitiv de uniformizare a fluxului de gaz.

În mod obișnuit, racordul de intrare are, în construcția sa, și dispozitivul de uniformizare a curgerii gazului. Eficiența procesului de separare presupune ca, în toate spațiile dintre sistemele de electrozi de emisie și de depunere, vitezele gazelor și concentrația particulelor să aibă valori foarte apropiate.

Configurația canalelor de aducțiune a gazelor și chiar forma de difuzor, a racordului de intrare, determină apariția de neuniformități, în distribuția gazului, motiv pentru care se montează dispozitivele de uniformizare a repartiției fluxului de gaz. Aceste

dispozitive sunt formate din pereți cu orificii, așezați perpendicular pe direcția de fluxului de gaze (figura 4.54). În cazul utilizării unor dispozitive cu jaluzele (figura 4.54,d), efectul de uniformizare se obține concomitent cu efectul de preseparare a prafului.

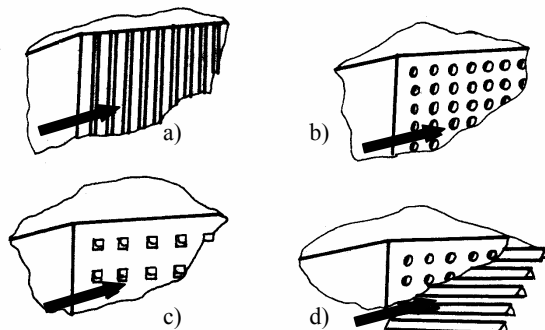


Fig. 4.54. Dispozitive de uniformizare a fluxului de gaz:

- a) – cu profile; b) – panou cu orificii circulare; c) – panou cu orificii parțial deschise;
d) – panou cu orificii, combinat cu jaluzele

④ Racordul de ieșire

Racordul de ieșire conduce gazele epurate, de la camera electrofiltrului la tubulatura de evacuare. Forma de confuzor, a racordului de ieșire, provoacă creșterea vitezei gazelor. În majoritatea situațiilor, racordul de ieșire este de formă piramidală, similară cu aceea a racordului de intrare orizontal.

⑤ Lagărele de susținere

Electrofiltrele sunt susținute de construcții speciale, realizate din beton sau din oțel. La proiectarea construcției de susținere, este esențial să se ia în considerare dilatarea electrofiltrului, mai ales în cazul electrofiltrelor de dimensiuni mari și care tratează gaze fierbinți. În acest sens, trebuie să se admită o anumită deplasare între carcasa electrofiltrului și construcția de susținere a acestuia. Punctele de susținere se realizează sub forma unor lagăre, cu role sau bile, care permit anumite sarcini și deplasări.

Un exemplu constructiv de lagăr de susținere, care permite o deplasare relativă, complexă, a carcasei față de construcția de susținere, este reprezentat în figura 4.55 [4.23].

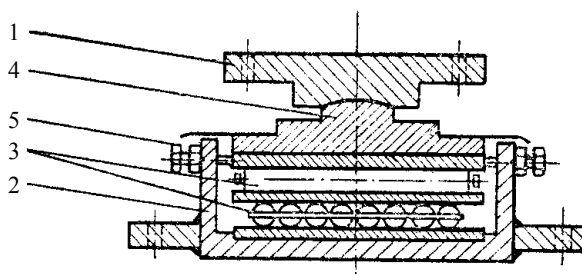


Fig. 4.55. Lagăr cu deplasare multiplă: 1 – semilagăr superior; 2 – semilagăr inferior; 3 – role;
4 - articulație sferică; 5 – șuruburi de blocare.

6 Elemente de acces

Atât în interiorul, cât și în exteriorul electrofiltrului, există zone în care se efectuează operațiuni de control și revizie, periodice, precum și reparații. Pentru efectuarea acestor operațiuni, electrofiltrul este prevăzut cu scări, platforme, uși de acces și guri de vizitare. Două exemple de astfel de dispozitive sunt prezentate în figura 4.56 [4.23].

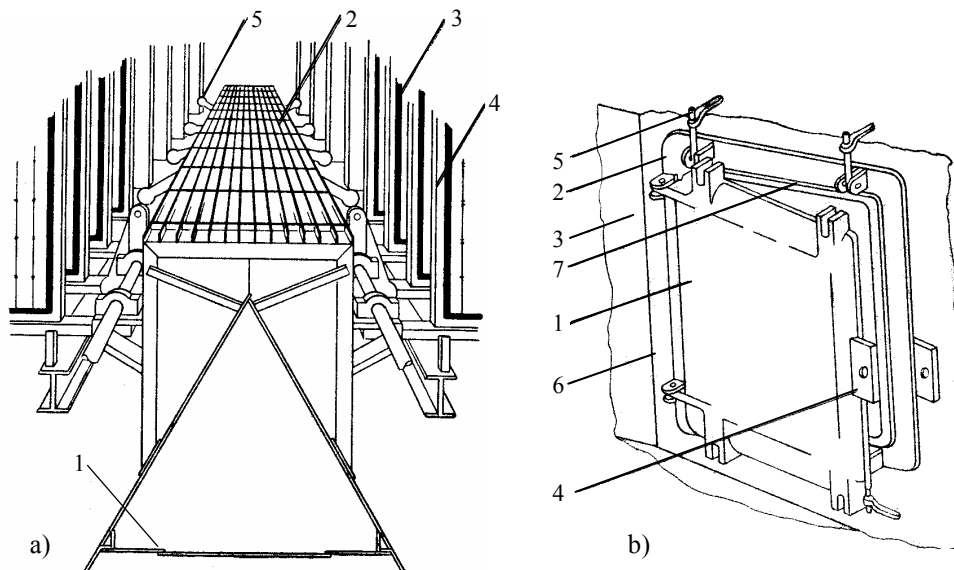


Fig. 4.56. a) Platformă interioară: 1 - traversă cheson; 2 - platformă; 3 - rame de emisie; 4 - păci de depunere; 5 - ciocanul articulat al dispozitivului de scuturare a electrozilor de depunere;
b) Ușă de acces în electrofiltru: 1 - ușa propriu-zisă; 2 - rama ușii; 3 - cutia izolației termice; 4 - su-port chei siguranță; 5 - șuruburi de fixare; 6 - peretele lateral al carcusei; 7 - izolație de azbest.

Ușile de acces sunt etanșate cu azbest sau cauciuc, atunci când temperatura de lucru este mai mică de $80 \div 100 \text{ }^\circ\text{C}$, și, din considerente de electrosecuritate, sunt legate, galvanic, la carcasă și, implicit, la pământ.

7 Electrozii de emisie

Descărcarea corona, fenomen ce stă la baza procesului de separare electrostatică, se aprinde la nivelul electrozilor de emisie, numiți și electrozi corona, conectați la borna de înaltă tensiune a sursei de alimentare.

Principalele aspecte, care trebuie avute în vedere la alegerea formei și secțiunii electrozilor de emisie, sunt următoarele:

- ✓ obținerea unei tensiuni inițiale cât mai mici și a unui curent corona optim, pentru soluția constructivă adoptată; acestea sunt determinate, la rândul lor, de natura dispersoidului, de temperatura gazelor, concentrația poluantului, rezistivitatea particulelor, finețea acestora etc.;

- ✓ depuneri minime de praf, pe suprafața lor;
- ✓ posibilități bune de scuturare a prafului depus;
- ✓ fiabilitate ridicată;
- ✓ tehnologie cât mai simplă, de execuție și montare.

Constructiv, electrozii de emisie pot fi de două tipuri principale:

- ✓ electrozi cu profil constant, pe toată lungimea lor;
- ✓ electrozi cu profil variabil (cu puncte de intensificare a câmpului electric).

Prima categorie de electrozi asigură o emisie uniformă de ioni, pe întreaga lor lungime, în timp ce a doua categorie asigură o emisie intensificată, la nivelul unor proeminențe.

Există o mare varietate de tipuri constructive de electrozi de emisie, câteva tipuri, reprezentative, fiind prezentate în figura 4.57 [4.9, 4.14, 4.23]:

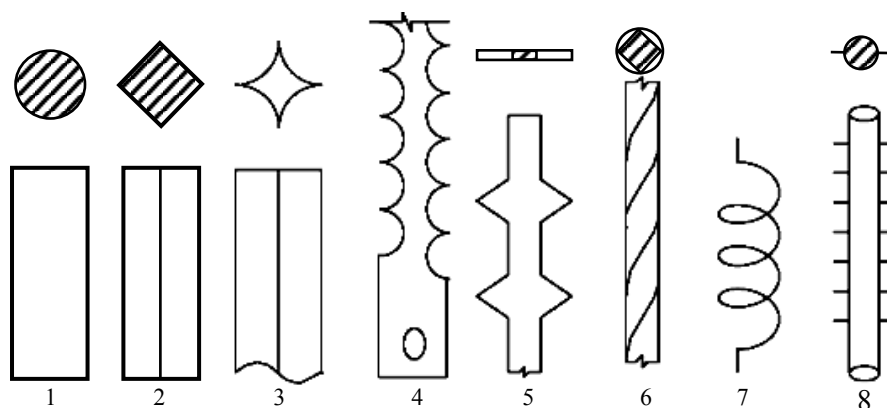


Fig. 4.57. Variante constructive de electrozi de emisie:

1 – cu secțiune circulară plină; 2 – cu secțiune pătrată; 3 - cu secțiune stelară; 4, 5 – Isodyn; 6 – cu secțiune pătrată, răsucit pe toată lungimea lui; 7 – conductor spiralat; 8 țevă cu ace.

Forma și dimensiunile electrozilor de emisie se aleg, ca un optim, între două tendințe contrare:

- ✓ secțiune circulară, constantă, de diametru cât mai mic, astfel încât intensitatea câmpului electric, la suprafața electrozilor corona, să fie cât mai mare și, deci, ionizarea gazului, la o tensiune dată, să fie, de asemenea, cât mai intensă;
- ✓ secțiune cât mai mare, pentru ca intensitatea câmpului electric, la nivelul electrozilor de depunere, să fie cât mai mare și, deci, forța electrostatică, ce acționează asupra particulelor, încărcate cu sarcină electrică, să fie cât mai mare, asigurând, astfel, depunerea și reținerea acestora.

Electrozii cu secțiune circulară, plină, asigură curenți corona cu atât mai intensi cu cât diametrul lor este mai mic, însă, micșorarea diametrului este limitată, datorită rezistenței electrice proprii, mari, și capacității reduse de a suporta efort mecanic. Astfel

de electrozi se utilizează mai rar, o utilizare mult mai largă având electrozii cu secțiune stelată. Dintre aceștia, se utilizează, frecvent, electrozii cu patru muchii, care, atunci când sunt realizați cu rază de curbura, la muchii, suficient de mică (sub $0,2 \div 0,3$ mm), permit obținerea unor caracteristici tensiune - curent corona foarte bune.

În majoritatea construcțiilor, electrozii stelați nu sunt torsionați, fapt care face ca poziția lor, în raport cu electrozii de depunere, să prezinte o oarecare importanță. Atunci când electrozii stelați sunt în construcție răsucită, nu prezintă importanță poziția lor de montare, pe ramele de emisie.

Alegerea tipului electrozilor de emisie este deosebit de importantă, aceasta trebuind să fie strict corelată cu caracteristicile gazului, ale particulelor și ale instalației. Astfel, s-a observat, pe cale experimentală, că utilizarea electrozilor cu vârfuri, la anumite tipuri de instalații, a determinat creșterea gradului de separare, în timp ce utilizarea lor, în alte instalații, nu a provocat decât creșterea curentului, la același grad de separare. Au fost înregistrate situații în care gradul de separare a scăzut.

Experiențele comparative au arătat că dacă se modifică temperatura, într-un electrofiltru cu două câmpuri, păstrându-se neschimbate toate celelalte condiții, se obțin caracteristici de curent foarte bune, atunci când câmpul I este echipat cu electrozi cu vârfuri și câmpul II cu electrozi stelați, față de cazul în care ambele câmpuri sunt echipate cu electrozi stelați (figura 4.58) [4.23].

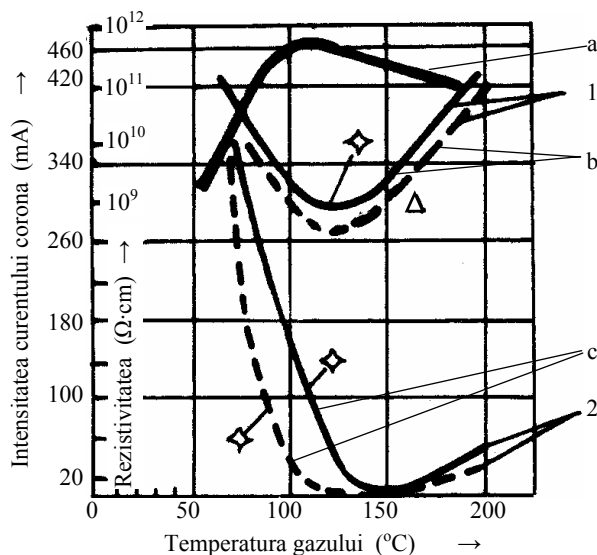


Fig. 4.58. Caracteristici obținute pentru două moduri de echipare cu electrozi de emisie:

a – rezistivitatea prafului; b, c – intensitatea curentului corona;

1 – echiparea primului câmp cu electrozi cu vârfuri și a celui de al doilea câmp cu electrozi stelați;

2 – echiparea ambelor câmpuri cu electrozi stelați.

Explicația acestei comportări este aceea că, în cazul echipării ambelor câmpuri cu electrozi stelați, încărcarea spațială, medie, fiind mare, pe întreaga lungime a câmpului, are loc o scădere, puternică, a intensității câmpului, la suprafața electrozilor stelați, și,

deci, o scădere a curentului și a gradului de separare. În cazul echipării primului câmp cu electrozi cu vârfuri, ca efect al puternicei concentrări a liniilor de câmp, în zona vârfurilor, are loc creșterea, semnificativă, a curentului preluat, fapt care determină o bună încercare a particulelor de praf și o bună separare, chiar în primul câmp. În acest fel, scade încărcarea spațială, cu praf, din cel de-al doilea câmp, astfel încât, între electrozii stelați ai celui de al doilea câmp, se produce o separare bună.

Considerente de tipul celor prezentate anterior îi determină pe constructorii de electrofiltre să folosească, adeseori, în cazul încărcărilor spațiale mari (concentrații ridicate de praf cu granulație fină), electrozi cu vârfuri.

Există electrofiltre la care se utilizează, în câmpurile finale, electrozi cu profil constant, pe întreaga lungime, deoarece, aici, concentrația prafului este redusă, ca efect al bunei colectări din câmpurile situate în amonte.

Așa cum se poate observa și din figura 4.58, există o strânsă corelație și între rezistivitatea particulelor și intensitatea curentului corona. Astfel, utilizarea electrozilor cu vârfuri, pentru separarea prafului cu rezistivitate foarte ridicată, poate conduce la scăderea curentului și a gradului de separare, în special datorită micșorării excesive a tensiunii disruptive a intervalelor dintre electrozii de emisie și cei de depunere.

Electrozii de emisie trebuie să îndeplinească și o serie de condiții legate de tehnologia lor de execuție. Astfel, s-a observat că electrozii, care au suprafața puțin rugoasă, se comportă bine, din punctul de vedere al eliminării depunerilor de praf și, chiar, al coroziunii.

Un alt aspect, de importanță deosebită, este acela al rigidității mecanice, ruperea unor electrozi de emisie fiind, practic, echivalentă cu scurtcircuitarea unei secțiuni sau chiar a unui câmp întreg. Remedierea unui astfel de defect nu este posibilă, decât prin oprirea instalației, motiv pentru care unii constructori supradimensionează, ușor, electrozii de emisie, chiar cu riscul creșterii greutateii și al prețului de cost al instalației. În plus, electrozii de emisie trebuie să-și păstreze poziția relativă, în raport cu electrozii de depunere, chiar și în timpul operațiunii de scuturare a lor.

Din considerentele de ordin mecanic, prezentate anterior, electrozii de emisie se fixează în rame sau cadre, care le conferă rigiditatea mecanică necesară. Ramele, aflate la potențial înalt, sunt fixate, de carcasă, prin intermediul unor izolatoare suport. O altă posibilitate de montare a electrozilor de emisie este aceea a fixării pe bare, la partea superioară, și tensionării, cu greutate, prinse în ghidaje, la partea inferioară.

③ Electrozii de depunere

Rolul acestor electrozi este acela a participa la procesul separării electrostatice, alături de electrozii de emisie, și de a reține, temporar, poluantul colectat. Având în vedere fenomenele complexe, de natură electrică, termică și gazodinamică, din electrofiltru, cerințele impuse electrozilor de depunere sunt următoarele:

- ✓ să aibă o formă corespunzătoare, din punctul de vedere al repartiției câmpului electric, în raport cu electrozii de emisie;
- ✓ să nu prezinte zone de intensificare de câmp (vârfuri, muchii), care determină redu-

- cerea tensiunii disruptive;
- ✓ să aibă formă corespunzătoare, din punct de vedere aerodinamic, creând zone în care viteza de curgere a gazului este mică, zone din care praful, depus, cade, gravitațional, în buncăre, fără a fi reantrenat de către fluxul de gaz; totodată, electrozii de depunere trebuie să aibă rezistență aerodinamică minimă;
 - ✓ să aibă rigiditate mecanică bună, care să permită scuturarea acestora, fără să apară deformări;
 - ✓ să nu se deformeze, exagerat, la temperatura ridicată a gazelor, din electrofiltru;
 - ✓ să permită o montare ușoară, în electrofiltru, și să aibă rezistență mecanică la deformările ce pot surveni la transport, manevrare și montare;
 - ✓ tehnologia lor de execuție să fie cât mai simplă și la un preț de cost cât mai redus.

Companiile constructoare de electrofiltre utilizează, ca și în cazul electrozilor de emisie, o multitudine de forme ale electrozilor de depunere. Acest fapt se datorează condițiilor multiple, impuse electrozilor de depunere, dintre care unele au chiar tendințe contradictorii. Unele exemple de electrozi de depunere sunt redată în figura 4.59.

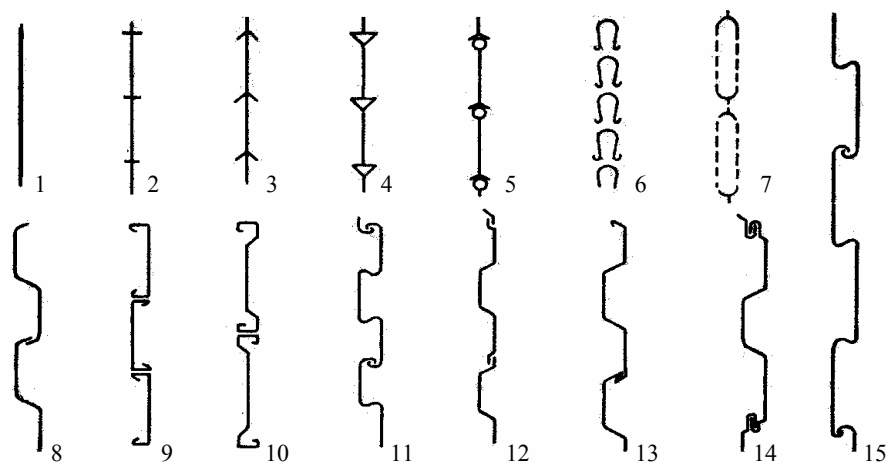


Fig. 4.59. Electrozi de depunere: 1 – electrod plan; 2,3 – electrozi nervurați; 4 – electrozi Opzel; 5 – electrozi rigidizați cu țevă; 6 – electrozi tulipă; 7 – electrozi cu buzunare; 8 – electrozi “S”; 9 – electrozi “C”; 10 – electrozi “SIGMA”; 11 – electrozi “CS”; 12 – electrozi “CSW”; 13 – electrozi “CSH”; 14 – electrozi “CSV”; 15 – electrozi “CSA”.

Acumularea unei bogate experiențe, în exploatarea electrofiltrelor, a condus la concluzia că profilele executate prin vâlțuire se caracterizează prin grade de colectare mult mai mari decât cele realizate din tabla plană. Cu toate acestea, utilizarea tablei plane este avantajoasă, atât din punctul de vedere al rezistenței aerodinamice, cât și al prețului de cost.

Există instalații, în funcțiune, ale căror electrozi de depunere au lungimea de până la 15 m. Indiferent, însă, de lungimea electrozilor, abaterile admisibile sunt de numai 2 mm, în planul electrodului, și de 10 mm, în planul perpendicular pe electrozi.

Tehnologic, acești electrozi se realizează prin ambutisarea tablei de oțel și au grosimi cuprinse între 1,1 și 2 mm.

Pentru susținerea electrozilor de depunere sunt prevăzute grinzi, speciale, care pot face parte din acoperișul interior al electrofiltrului (figura 4.48). Majoritatea soluțiilor constructive prevăd susținerea liberă, a fiecărui electrod. Aceștia sunt suspendați, în unu sau în două puncte, prin intermediul unor bolțuri, astfel încât electrodul poate vibra, în limitele impuse de funcționarea corectă a electrofiltrului.

⑨ Dispozitive de scuturare a electrozilor

În procesul de separare electrostatică, particulele sunt colectate, în principal, la nivelul electrozilor de depunere, însă, ele se depun, în oarecare măsură, și pe electrozii de emisie. Grosimea straturilor depuse depinde de proprietățile particulelor, de cele ale mediului gazos, precum și de intensitatea curentului corona. De exemplu, particulele fine au o aderență mult mai ridicată, în raport cu cele grosiere, și, deci, sunt mai greu de îndepărtat.

Îndepărtarea particulelor, de pe electrozii electrofiltrelor uscate, se realizează prin scuturare sau prin vibrare. Principalele condiții, pe care trebuie să le îndeplinească dispozitivele de scuturare, sunt următoarele:

- ✓ să asigure îndepărtarea prafului depus, de pe întreaga suprafață a electrozilor;
- ✓ să nu provoace deteriorarea electrozilor sau a sistemelor de susținere a acestora, motiv pentru care, la electrozii de emisie, intensitatea de scuturare este reglabilă;
- ✓ în timpul scuturării, se nu fie afectat gradul de separare, motiv pentru care panourile cu electrozi de depunere nu se scutură simultan;
- ✓ să permită modificarea intervalelor de scuturare;
- ✓ să nu permită pătrunderea aerului fals, în electrofiltru;
- ✓ să fie ușor accesibile, în scopul efectuării reglajelor, reviziilor, întreținerii etc.;
- ✓ să aibă consum de energie, greutate și preț de cost reduse.

Dispozitivele de scuturare pot fi clasificate astfel:

- ✓ după scop: scuturarea electrozilor de emisie, scuturarea electrozilor de depunere;
- ✓ după modul de acționare: mecanice, electromagnetice, pneumatice;
- ✓ după modul de lucru: prin lovire (scuturare energetică), prin vibrare;
- ✓ după direcția de acțiune: longitudinal (paralel cu planul electrozilor) și normal.

Constructorii europeni de electrofiltre utilizează, mai ales, soluția scuturării mecanice, cu direcție de scuturare longitudinală. Astfel, se asigură accelerații suficient de mari pentru îndepărtarea prafului, iar distanța dintre ramele, cu electrozi de emisie, și panourile, cu electrozi de depunere, nu se modifică, mult, în timpul scuturării. Pentru electrozii de depunere este adoptat, în general, modul de scuturare prin lovire, iar pentru cei de emisie se utilizează scuturarea prin vibrare.

Reprezentarea schematică a unui sistem de scuturare a electrozilor de depunere, la partea inferioară a acestora, este prezentat în figura 4.60 [4.23].

Sistemul, prezentat în figura 4.60, este de tip mecanic, cu ciocane rotative, articulate, montate pe un arbore, având o viteză mică de rotație. Ciocanele rotative, în cădere, lovesc nicovalele, montate în capătul barelor de solidarizare ale fiecărui rând de electrozi. Acest sistem de scuturare este robust și eficient, în principal datorită lovirii la partea inferioară a panoului, acesta fiind liber susținut, la partea sa superioară.

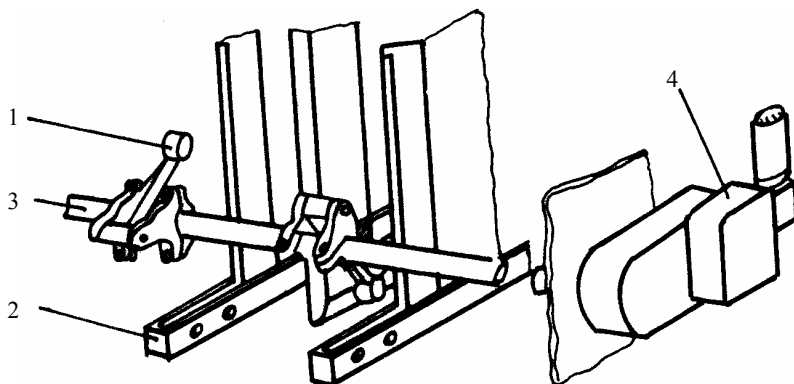


Fig. 4.60. Scuturarea electrozilor de depunere, cu ciocane rotative: 1 – ciocan articulat; 2 – nicovala instalată pe panoul de depunere; 3 – arborele ciocanelor; 4 – acționare cu motoreductor.

În figura 4.61 este reprezentat, schematic, un dispozitiv electromagnetic, destinat vibrării electrozilor de emisie ai unui electrofiltru, de construcție americană. În cazul acestor sisteme, electrozii de emisie nu pot fi tensionați, pe rame, ci doar prin intermediul unor greutateți, montate la partea inferioară a elementelor de prindere a electrozilor.

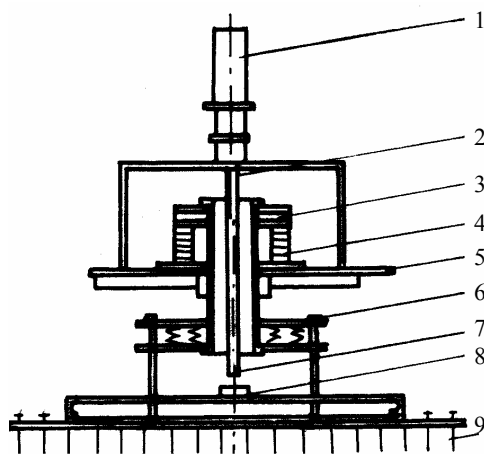


Fig. 4.61. Dispozitiv electromagnetic de scuturare a electrozilor de emisie: 1 – electromagnet; 2 – tijă izolantă; 3 – susținerea sistemului de electrozi de emisie; 4 – izolatoare; 5 – acoperișul electrofiltrului; 6 – amortizor; 7 – ciocan; 8 – nicovală; 9 – electrozi de emisie.

Sistemul de amortizare a șocului (6) are rol de protecție a izolatoarelor de susținere.

⑩ Izolația termică a electrofiltrelor. Corodarea echipamentului interior

Izolația termică îmbracă întreaga carcasă a electrofiltrului, inclusiv racordurile acestuia. O atenție deosebită se acordă buncărelor, unde viteza foarte redusă, de circulație a gazelor fierbinți, nu asigură încălzirea, suficient de bună, a pereților acestora, fapt care poate provoca atât corodarea, cât și colmatarea buncărelor.

Problema rezistenței la acțiunea agenților agresivi apare, în special, în industria chimică, însă fenomenul de coroziune este destul de frecvent întâlnit și în industria cimentului și la arderea combustibilului solid, în scopuri energetice.

Corodarea echipamentului intern se poate produce atât la temperaturi superioare punctului de rouă acidă, cât și la temperaturi inferioare acestuia. Astfel, la temperaturi superioare punctului de rouă acidă, Cl și SO₃ sunt adsorbiți, parțial, de către praf, corodând electrozii, fie prin acțiunea lor directă, fie prin intermediul unor compuși agresivi (HCl). Acest tip de coroziune se întâlnește mai ales în industria cimentului.

În ceea ce privește coroziunea la temperaturi inferioare punctului de rouă acidă, aceasta se datorează, mai ales, contaminării gazelor de ardere cu oxizi de sulf. Astfel, SO₃, în prezența apei, formează acid sulfuric, care, la presiunea din electrofiltre, condensează, la temperaturi mai mici de 160 °C. Ca urmare, fenomenul de coroziune afectează elementele constructive ale electrofiltrelor, în special în zonele unde temperaturile sunt mai scăzute, așa cum sunt unele porțiuni ale carcasei și, chiar, electrozii de depunere. Îndepărtarea, chiar parțială, a prafului, de pe electrozii de depunere, prin scuturare, micșorează stratul protector, aducând gazele în contact direct cu metalul. În aceste condiții, este importantă asigurarea unui regim termic corespunzător, în funcționarea electrofiltrelor. În cazul în care electrofiltrele lucrează în regim de depresiune, este foarte importantă etanșarea acestora, neetanșeitățile determinând scăderi locale, însă importante, ale temperaturii, ca efect al pătrunderii aerului rece.

Corodarea unor elemente poate fi evitată și prin utilizarea de materiale pe bază de aliaje de aluminiu, însă acestea nu suportă solicitări mecanice și sunt scumpe.

În concluzie, măsura cea mai eficientă de evitare a corodării constă în realizarea unei izolații termice corespunzătoare și a unei foarte bune etanșeități.

4.3.4.5. Elemente ale instalației electrice

Așa cum s-a arătat în § 4.3.4.4, instalația electrică a electrofiltrelor se compune dintr-o serie de elemente de bază (sursa de înaltă tensiune continuă, sistemele de control și reglare a tensiunii, impedanța de limitare a curentului și de ameliorare a factorului de formă) și din elemente auxiliare (echipamente de comutație, sistemele de protecție la suprasarcini și la supratensiuni de comutație, aparatură de măsură și control), la care se poate adăuga rețeaua de cabluri de alimentare și izolatoarele.

Instalația electrică, prin schema adoptată și prin siguranța în funcționare și prin

disponibilitate, are un rol important, în obținerea unui grad de separare corespunzător. Pentru aceasta, instalația electrică trebuie să îndeplinească o serie de condiții, precum:

- ✓ eliminarea necesității supravegherii permanente a funcționării electrofiltrului;
- ✓ utilizarea electrofiltrului, în condiții de optim, în condițiile în care parametrii procesului tehnologic, din amonte, pot varia în limite largi;
- ✓ asigurarea unei durate mari de funcționare, cu intervenții cât mai puțin frecvente;
- ✓ reducerea, la minimum, a cheltuielilor de exploatare.

Instalația electrică de joasă tensiune asigură alimentarea motoarelor electrice ale anexelor electrofiltrului: dozatoare, șnecuri, elemente de etanșare, sisteme de scuturare sau vibrație, rezistoare de încălzire a izolatoarelor și buncărelor.

Instalația electrică de înaltă tensiune asigură diferența de potențial dintre electrozii de emisie și cei de depunere. Aceasta este constituită din sursa de înaltă tensiune continuă, propriu-zisă, și schema de reglare și comandă a tensiunii de alimentare.

Schema bloc, de principiu, a instalației de înaltă tensiune a unui electrofiltru este redată în figura 4.62.

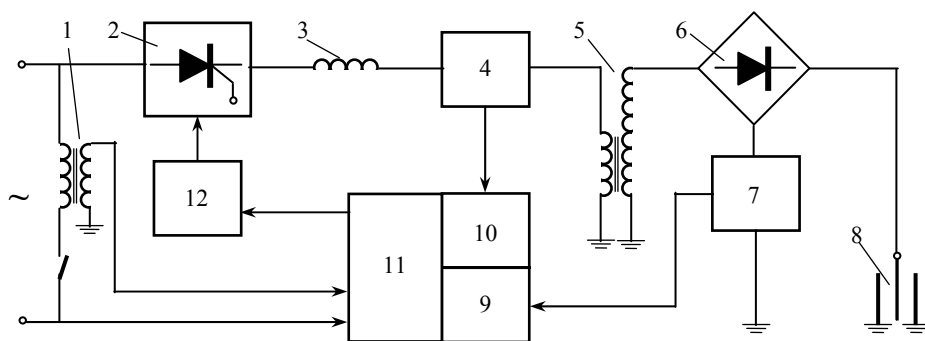


Fig. 4.62. Schema bloc a instalației electrice de înaltă tensiune a unui electrofiltru:

1 – transformator de control; 2 – regulator de tensiune cu tiristoare; 3 – bobină de șoc; 4 – senzor curent de scurtcircuit; 5 – transformator de înaltă tensiune; 6 – redresor de înaltă tensiune; 7 – senzor curent suprasarcină; 8 – electrofiltru; 9 – circuit analiză tensiune înaltă, curent suprasarcină și regim tranzitoriu de descărcări disruptive; 10 – circuit analiză curent de scurtcircuit; 11 – modul control automat și pornire lentă; 12 – circuit comandă tiristoare.

Transformatoarele de înaltă tensiune sunt elementele de bază ale instalațiilor de alimentare a electrofiltrelor și au rolul de creștere a tensiunii joase, până la nivelul corespunzător producerii unei descărcări corona suficient de intense, încât gradul de separare să atingă nivelul maxim posibil, pentru o configurație dată, a sistemului.

Condițiile specifice de funcționare a electrofiltrelor impun, acestor transformatoare, unele caracteristici speciale. Astfel, înfășurările trebuie bine rigidizate, pentru a rezista la eforturile electrodinamice, datorate curentilor de scurtcircuit, care pot să apară la ruperea electrozilor de emisie sau la producerea unor descărcări, prin arc electric. De asemenea, transformatoarele trebuie să suporte suprasarcini, în regim de lungă du-

rată, datorate, mai ales, descărcărilor prin scânteie.

În majoritatea situațiilor, aceste transformatoare sunt alimentate la tensiunea de 0,4 kV, valoarea de vârf a tensiunii din secundar fiind cuprinsă între $75 \div 115$ kV, fiind mai rare situațiile în care tensiune secundară depășește 115 kV. Curenții nominali ai înfășurării secundare, a acestor transformatoare, acoperă o plajă mare de valori, variind de la câteva zeci de mA, la $3 \div 4$ A.

Din punct de vedere constructiv, aceste transformatoare sunt realizate în cuvă metalică, prevăzută cu radiatoare, pentru răcirea, naturală, a uleiului. Uleiul are atât rol de mediu dielectric, cât și de agent de răcire, a înfășurărilor. În majoritatea situațiilor, în cuva transformatorului se află și redresoarele de înaltă tensiune, formând, astfel, o sursă bloc, de înaltă tensiune continuă.

Redresorul de înaltă tensiune este realizat din diode cu siliciu, iar redresarea poate fi de tip monoalternanță sau bialternanță.

Câteva date referitoare la caracteristicile surselor de înaltă tensiune continuă, destinate alimentării electrofiltrelor fabricate în România (Electrotehnica S.A.), sunt date în tabelul 4.19 [4.18].

Tabelul 4.19. Caracteristici ale agregatelor de înaltă tensiune fabricate de Electrotehnica S.A.

Cod	Caracteristici electrice					Masa		Tip cablu de alimentare
	U ₂ kV	I ₁ A	I ₂ mA _{ef}	I ₂ mA _{med}	P kVA	Ulei kg	Total kg	
AIT 78 - 560	78	86	560	400	32,8	530	1050	ACYABY, 3 x 25 mm ²
AIT 78 - 1120	78	172	1120	800	60	680	1450	ACYABY, 3 x 70 mm ²
AIT 78 - 1680	78	258	1680	1200	97,8	710	1550	ACYABY, 3 x 150 mm ²
AIT 78 - 2800	78	428	2800	2000	167	1000	2320	2 x ACYABY, 3 x 120 mm ²
AIT 78 - 3500	78	555	3500	2500	207	1150	2400	2 x ACYABY, 3 x 150 mm ²
AIT 78 - 4200	78	644	4200	3000	246	1070	2550	2 x ACYABY, 3 x 185 mm ²
AIT 111 - 560	111	125,5	560	400	46,5	1290	2310	ACYABY, 3 x 70 mm ²
AIT 111 - 1120	111	224,4	1120	800	92,3	1250	2435	ACYABY, 3 x 150 mm ²
AIT 111 - 1680	111	377	1680	1200	138,8	1250	2510	ACYABY, 3 x 240 mm ²
AIT 111 - 2800	111	594,4	2800	2000	237,2	1715	3770	2 x ACYABY, 3 x 185 mm ²
AIT 111 - 3500	111	785	3500	2500	286,8	1500	3280	3 x ACYABY, 3 x 150 mm ²
AIT 111 - 4200	111	942	4200	3000	349,3	1460	3660	3 x ACYABY, 3 x 185 mm ²

Bobina de șoc are rolul limitării curentului de scurtcircuit și al ameliorării factorului de formă, al tensiunii și curentului. Bobina de șoc, împreună cu impedența proprie a transformatorului de înaltă tensiune, asigură stabilitatea circuitului, în condițiile producerii unor descărcări disruptive, în electrofiltru. Ea este realizată din conductor de cupru, nu are miez de fier și poate fi realizată în construcție de înaltă tensiune.

Dacă instalațiile electrice ale electrofiltrelor nu diferă mult, în ceea ce privește sursele de înaltă tensiune, ele sunt mult diferite, din punctul de vedere al reguletoarelor de tensiune și al schemelor logice de control a tensiunii și curentului.

Tensiunea disruptivă, a intervalelor dintre electrozi, depinde, în mare măsură, de

compoziția dispersoidului, de debitul și de temperatura fluxului de gaz, precum și de distanța dintre electrozi, distanță care se modifică, în timpul operațiunii de scuturare a electrozilor. În aceste condiții, dinamice, instalațiile de comandă și reglare au rolul de a proteja instalația și de a asigura gradul de separare maxim, păstrând tensiunea de lucru, la limita descărcării prin arc electric.

Principial, în cazul producerii unui scurtcircuit, în electrofiltru, regulatorul reduce tensiunea, până la o anumită valoare, iar dacă supracurentul a dispărut, readuce tensiunea, la valoarea optimă, de lucru. Dacă supracurentul nu dispare, sistemul de reglare reduce tensiunea, până la o valoare foarte redusă, într-un interval de timp de aproximativ 0,4 secunde, iar dacă supracurentul persistă (defect permanent, datorat, eventual, contactului galvanic, dintre cele două tipuri de electrozi), se deconectează instalația.

Importanța și complexitatea sistemelor de reglare și control este subliniată și prin observația că, în diferite camere de desprăfuire sau câmpuri, condițiile momentane pot fi mult diferite.

Conexiunile, dintre instalația de alimentare și diferitele secțiuni ale câmpurilor de electrozi, se realizează prin intermediul cablurilor de înaltă tensiune. Având în vedere faptul că tensiunea de alimentare este o tensiune continuă, se poate considera, cel puțin la prima vedere, că izolația acestora nu este dur solicitată. Totuși, în regim normal de funcționare, în electrofiltru se produc un număr de $100 \div 300$ descărcări disruptive, pe minut. Acestea provoacă tăierea tensiunii, urmată de un regim tranzitoriu de restabilire, caracterizat prin oscilații de frecvență mare ($100 \div 400$ Hz) și de factori de supratensiune, ce pot depăși 3 unități relative. Aceste regimuri tranzitorii accelerează procesul de îmbătrânire a izolației cablurilor. Întărirea izolației cablurilor nu este o soluție, economic acceptabilă, pentru evitarea defectelor de izolație. Amplitudinea oscilațiilor regimului tranzitoriu poate fi redusă, prin micșorarea lungimii cablurilor, fapt ce implică dispunerea blocurilor de alimentare, direct pe acoperișul electrofiltrului. De asemenea, nivelul supratensiunilor poate fi redus, apreciabil, prin instalarea unor descărcătoare cu oxizi metalici, convenabil alese.

Izolatoarele din electrofiltre lucrează, în general, în condiții foarte grele, în raport cu izolația exterioară a rețelelor de transport și distribuție a energiei electrice. Astfel, mediul în care lucrează aceste izolatoare este intens poluat, există umiditate sau ceață acidă, temperatura de lucru este ridicată și suportă șocuri mecanice, în timpul scuturării electrozilor.

În funcție de locul lor de instalare, în electrofiltru, izolatoarele se împart în două grupe:

- ✓ *grupa I* - cuprinde izolatoarele care se utilizează în stațiile de alimentare, pentru susținerea barelor colectoare, a aparatelor de comutație, pentru cutiile terminale ale cablurilor și pentru treceri; această categorie este supusă, în general, numai solicitărilor de natură electrică și lucrează în condiții de temperaturi joase;
- ✓ *grupa II* - cuprinde izolatoarele folosite în camerele filtrelor, pentru suspendarea și alimentarea sistemelor de electrozi corona; condițiile de lucru ale acestora sunt mai dure și, în consecință, li se impun coeficienți de dilatație mici și rigiditatea dielectrică mare, la temperaturi ridicate.

Dimensiunile izolatoarelor sunt astfel alese încât să nu apară fenomene de conturnare. Rezultă, la tensiunile uzuale din instalațiile de electrofiltre, lungimi necesare de cel puțin 500 mm. Tot pentru a evita conturnarea izolatoarelor, suprafețele acestora trebuie să fie lipsite de pori, iar materialul, din care sunt realizate, trebuie să se caracterizeze prin higroscopicitate superficială mică, dacă nu chiar higrofobicitate. Materialele cele mai utilizate, pentru fabricarea acestor izolatoare, sunt porțelanul aluminos (utilizat pentru toate izolatoarele din grupa I) și cuarțul turnat, materiale caracterizate prin rezistență ridicată la compresiune și prin performanțe dielectrice bune.

Deoarece tensiunea de conturnare a izolatoarelor poluate și umezite este mult mai mică decât aceea a izolatoarelor având suprafețe curate, uscate, se evită contaminarea suprafeței izolatoarelor, prin insuflarea unor fluxuri de aer curat. Acești curenți de aer sunt generați fie de depresiunea din electrofiltru, fie de o suprapresiune, creată în exteriorul izolatorului, de către un ventilator, special destinat acestui scop. Pentru a evita formarea condensului, în perioada de pornire a electrofiltrului, izolatoarele se încălzesc, înainte de pornire, prin intermediul unor rezistențe, care, în majoritatea cazurilor, sunt scoase din funcțiune, atunci când electrofiltrul atinge regimul termic normal.

Reprezentarea schematică a unui izolator din grupa a II și a unei cutii izolante, utilizate în cazul tratării gazelor uscate, este dată în figura 4.63 [4.13, 4.23, 4.40].

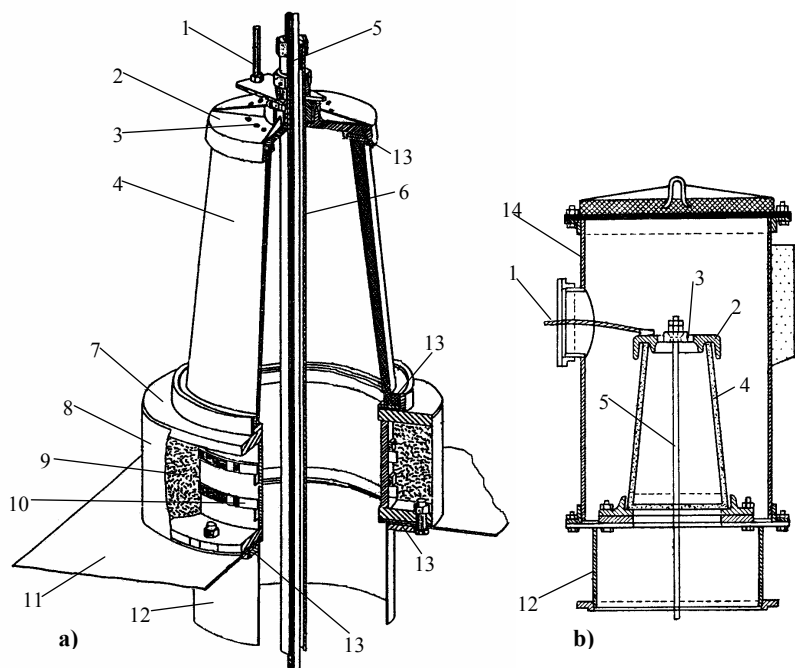


Fig. 4.63. Ansamblu izolant de grupa a II-a (a) și cutie izolatoare (b) pentru gaze uscate:

1 – conexiune la bara de înaltă tensiune; 2 – capacul izolatorului; 3 – orificii ventilare; 4 – corpul izolatorului; 5 – tija de susținere a electrozilor corona; 6 – țeava de ghidaj; 7 – soclu; 8 – manta izolație termic; 9 – izolație termică; 10 – rezistențe de încălzire; 11 – tabla grinzii de acoperiș; 12 – cilindru de trecere (manta de protecție); 13 – garnituri și șnururi de azbest; 14 – carcasa cutiei izolatoare.

Ansamblul izolant, de grupa a II-a, și cutia izolatoare, utilizate pentru instalațiile care tratează gaze uscate, sunt similare, din punct de vedere constructiv, cutia izolantă diferind doar prin existența carcasei și prin modul de încălzire a izolatorului. Izolatorul, redat în figura 4.63,a, este utilizat pentru cazul în care electrozii de emisie sunt vibrați, la partea superioară a ramei, iar cutia izolatoare, din figura 4.63,b, este utilizată atunci când ramele cu electrozi de emisie sunt scuturate, prin lovire, la partea lor inferioară.

Ansambluri izolante, de tipul celor prezentate în figura 4.63, sunt utilizate la electrofiltrele centralelor termoelectrice, la cuptoare și mori de ciment, caz în care acestea lucrează la presiuni mici sau chiar depresiuni și la temperaturi de până la 350 °C.

Partea interioară a corpului izolatorului (realizată, de obicei, din cuarț) este curățată de curenții de aer, care circulă prin orificiile de ventilare, evitând, astfel, conturnarea. Pentru a nu suprarăci izolatorul, o parte dintre orificiile de ventilare pot fi obturate. În mediu exploziv, partea interioară se curăță cu jet de gaz inert. În cazul în care se poate crea ceață acidă, vapori de apă sau H_2SO_4 , în spațiul de sub izolatoare, conturnarea poate fi evitată, eficient, prin instalarea unor discuri, subțiri, pe tija potențializată. La nivelul acestor discuri, se inițiază descărcarea corona, realizându-se, astfel, o separare electrostatică a vaporilor, în spațiul de sub izolator.

În cazul în care particulele sunt umede și aderă rapid la suprafața izolatoarelor, așa cum este cazul electrofiltrelor din industria cocsului, nu se prevăd orificii de ventilare a izolatoarelor, ele fiind încălzite, permanent, și curățate, periodic. Temperatura gazului este de $40 \div 50$ °C, iar izolatoarele sunt menținute la $65 \div 85$ °C [4.23].

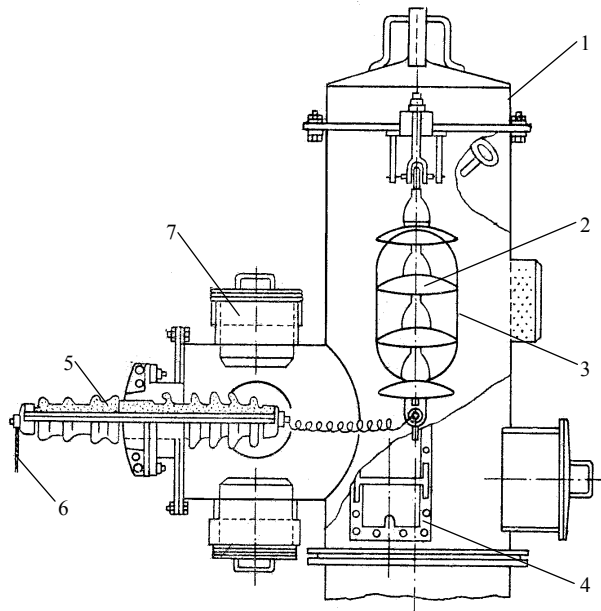


Fig. 4.64. Cutie cu izolatoare suspendate și încălzite electric:

- 1 – carcasă; 2 – lanț de izolatoare de susținere; 3 – fereastră de vizitare; 4 – tija de susținere a electrozilor corona; 5 – izolator de trecere; 6 – bara de alimentare; 7 – rezistență electrică pentru încălzire.

4.3.4.6. Gradul de separare al electrofiltrelor

Gradul de separare reflectă capacitatea unui electrofiltru de a reține suspensiile solide sau lichide, aflate în gaz. Acesta exprimă, în procente, cantitatea de material colectat, din totalul conținutului de substanță, în suspensie, care intră în electrofiltru.

În practică, se utilizează două categorii de grade de separare:

- ✓ *grad de separare total*, care se referă la toată gama de granulație a prafului, care trebuie separat;
- ✓ *grad de separare pentru o anumită granulație a prafului* - care are importanță doar în analizele de influență a granulației asupra eficienței separării.

Gradul de separare al unui electrofiltru se calculează cu relația

$$\eta = \frac{C_i - C_f}{C_i} \cdot 100 \%, \quad (4.84)$$

în care,

C_i – reprezintă concentrația inițială de praf, în gazul neepurat,

C_f - concentrația de praf, în gazul epurat.

O relație de calcul a gradului de separare, care evidențiază dependența acestuia de geometria electrozilor și de viteza de migrare a particulelor, a fost determinată de către Deutsch, în anul 1922, în următoarele ipoteze simplificatoare [4.13, 4.34]:

- ✓ particulele sunt omogen distribuite, în orice secțiune perpendiculară pe direcția de curgere a gazelor; această omogenizare ar putea fi determinată de turbulențe și de difuzia, permanentă, a particulelor, iar, pe măsura separării particulelor, concentrația acestora, la electrodul de depunere, va scădea continuu, uniformizându-se, totodată, în secțiunea transversală dintre electrozi;
- ✓ nu se ia în considerare reantrenarea particulelor, deja depuse;
- ✓ viteza de curgere a gazului este uniform distribuită, în întreaga secțiune a electrofiltrului, respectiv a canalelor de curgere;
- ✓ tensiunea, aplicată câmpului de electrozi, nu se modifică.

Relația lui Deutsch, determinată pentru electrofiltru tubular, este de forma:

$$\eta = 1 - e^{-\frac{2L}{R \cdot v_g} \cdot w}, \quad (4.85)$$

în care, L este lungimea electrofiltrului tubular, de rază R , w este viteza de migrarea a particulelor, iar v_g reprezintă viteza fluxului de gaz.

Legea lui Deutsch a fost ameliorată de către Anderson, în aceleași ipoteze simplificatoare, modul de determinare a relației Deutsch-Anderson fiind prezentat în cele ce urmează.

Se consideră un câmp de separare, dintr-un electrofiltru cu plăci (figura 4.65), di-

mensiunile geometrice ale acestuia fiind: H - înălțimea electrozilor, L - lungimea câmpului, $2 \cdot h$ - pasul sistemului de electrozi.

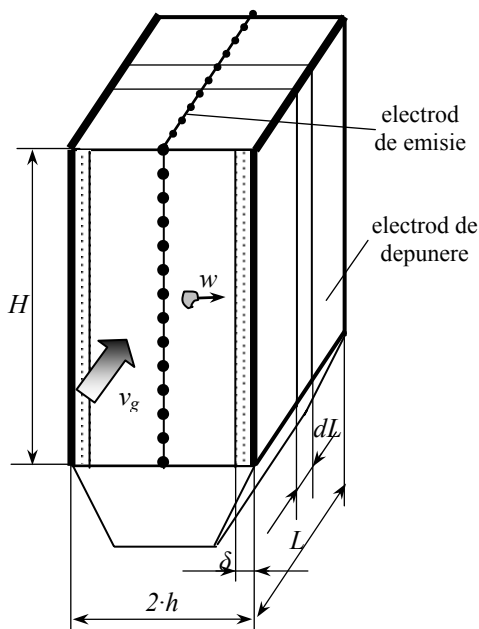


Fig. 4.65. Reprezentarea schematică a unei zone de separare dintr-un electrofiltru plan

Dacă viteza gazului este v_g , atunci se poate considera că particulele parcurg, de-a lungul electrofiltrului, un spațiu de lungime elementară dL , într-un interval de timp dt :

$$dL = v_g \cdot dt . \quad (4.86)$$

În același interval de timp, dt , nu se pot depune decât particulele situate la o distanță maximă, δ , de electrozii de depunere, distanță direct proporțională cu viteza w , de migrare a particulelor:

$$\delta = w \cdot dt . \quad (4.87)$$

Raportul dintre numărul particulelor depuse, în secțiunea de lungime dL , a electrofiltrului, dN , și numărul de particule care intră în această secțiune, N , este egal cu raportul suprafețelor corespunzătoare, atâta timp cât particulele sunt omogen distribuite, în orice secțiune transversală a electrofiltrului. Rezultă, astfel

$$\frac{dN}{N} = - \frac{2 \cdot \delta \cdot H}{2 \cdot h \cdot H} , \quad (4.88)$$

semnul “-” având semnificația scăderii concentrației particulelor, în acea secțiune, datorită depunerii lor.

Din relațiile (4.86) ÷ (4.88) se obține

$$\frac{dN}{N} = -\frac{2 \cdot H \cdot w \cdot dL}{2h \cdot H \cdot v_g} \quad (4.89)$$

Dacă se notează cu N_i și N_f numărul de particule, la intrarea gazului în câmpul de lungime L și, respectiv, la ieșirea acestuia din câmpul de separare, atunci, prin integrarea ecuației (4.89), se obține

$$\ln N \Big|_{N_i}^{N_f} = -\frac{2 \cdot H \cdot w}{2h \cdot H \cdot v_g} \cdot L \Big|_0^L \Rightarrow \frac{N_f}{N_i} = e^{-\frac{2 \cdot H \cdot L \cdot w}{2h \cdot H \cdot v_g}} \quad (4.90)$$

În condițiile distribuirii uniforme a particulelor, concentrația particulelor este proporțională cu numărul acestora, în orice secțiune transversală, astfel încât relația de calcul a randamentului devine

$$\eta = 1 - e^{-\frac{A_c \cdot w}{S_t \cdot v_g}}, \quad (4.91)$$

în care,

$A_c = 2 \cdot H \cdot L$ - reprezintă aria efectivă a zonei de captare,

$S_t = 2h \cdot H$ - este aria secțiunii de trecere a gazului, prin electrofiltru.

Dacă debitul volumic al gazului este $Q_g = S_t \cdot v_g$, atunci relația Deutsch-Anderson devine de forma

$$\eta = 1 - e^{-\frac{A_c \cdot w}{Q_g}} \quad (4.92)$$

Această relația poate fi utilizată pentru predimensionarea electrofiltrelor, în ipoteza impunerii unui randament de separare, pentru un debit de gaze cunoscut și o viteză de migrare a particulelor, de asemenea, cunoscută. Din păcate, însă, așa cum s-a arătat în § 4.3.4.2, viteza de migrare a particulelor nu poate fi determinată, decât în condiții idealizate.

4.3.4.7. Influența diferiților factori asupra gradului de separare

Analiza influenței, pe care o au diverși parametri, asupra gradului de separare al unui electrofiltru, se poate efectua pe baza relației lui Deutsch-Anderson. Evident, trebuie studiați atât parametrii care intervin, explicit, în această relație, cât și acei parametri a căror influență se manifestă în mod implicit. Parametrii, a căror influență trebuie luată în considerare, sunt:

- ❶ lungimea câmpului activ al electrofiltrului (L),
- ❷ viteza de curgere a gazelor (v_g),
- ❸ pasul ($2h$) dintre electrozi,
- ❹ viteza de migrare a particulelor (w),
- ❺ rezistivitatea electrică a particulelor și gradul de umezire a acestora,

- ⑥ existența unor substanțe chimice care determină condiționarea gazului,
 - ⑦ repartiția vitezei de curgere a gazului, în secțiunea transversală a electrofiltrului,
 - ⑧ granulația particulelor, aflate în suspensie, și concentrația acestora,
 - ⑨ temperatura de lucru a electrofiltrului,
 - ⑩ tensiunea de regim permanent.
- ❶ Lungimea câmpului activ al electrofiltrului

Dependența exponențială, dintre gradul de separare și distanța parcursă, de particule, în câmp, este dată în figura 4.29. Totuși, deplasarea particulelor, în electrofiltru, se poate considera ca fiind bidimensională, lungimea necesară a zonei active, L , rezultând din relația de calcul a timpului necesar pentru ca o particulă, care parcurge spațiul h , cu viteza de migrare w , să nu iasă din câmpul activ. Rezultă, astfel, $L = v_g \cdot h / w$, păstrând notațiile din relația (4.90). Dacă se introduce această relație, a lungimii zonei active, în aceea a gradului de separare, rezultă un grad de separare, maxim, egal cu 63 %. Un asemenea grad de separare este inadmisibil de mic, motiv pentru care lungimea zonei active trebuie multiplicată, cu un coeficient supraunitar, k :

$$L = k \cdot \frac{v_g \cdot h}{w} . \quad (4.93)$$

Teoretic, pentru viteze constante de migrare a particulelor și de curgere a gazului, interdependența dintre η și k este de forma celei prezentate în figura 4.66 [4.23].

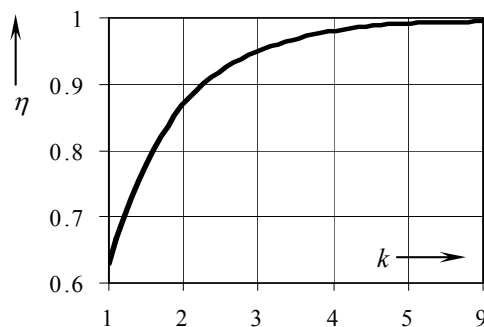


Fig. 4.66. Dependența eficienței electrofiltrelor de constanta lungimii active

În practică, însă, alegerea lungimii L este bazată și pe experiența acumulată de firmele constructoare, depinzând de numărul de câmpuri, de importanța instalației etc.

- ❷ Viteza de curgere a gazelor

Secțiunea electrofiltrului este, practic, constantă, rezultând, astfel, că viteza gazului este proporțională cu debitul de gaz, ce trebuie epurat. Viteza trebuie aleasă din considerentul menținerii mediului bifazic, un timp suficient de mare, în câmpul electric. Deoarece debitul de gaz este cunoscut, se poate determina, într-o primă aproxima-

ție, secțiunea și lungimea electrofiltrului, pentru un grad de separare impus. Trebuie avut, însă, în vedere faptul că depășirea unei anumite viteze de curgere a gazului poate determina reantrenarea particulelor. Viteza de reantrenare este o mărime caracteristică poluantului și depinde de mărimea particulelor, de greutatea lor specifică, de forma particulelor și de greutatea specifică a gazului.

Reantrenarea este posibilă atunci când energia cinetică, a masei de gaz, depășește lucrul mecanic, necesar pentru a deplasa particulele de praf. Astfel, în ipoteza simplificatoare a particulei sferice, poate fi scrisă o relație de forma (similară 4.73)

$$k_p \cdot \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot \rho_g \cdot L \cdot \frac{v_g^2}{2} = \frac{\pi d_p^3}{6} \cdot \rho_p \cdot L, \quad (4.94)$$

în care, coeficientul, care ține seama de forma reală a particulelor, $k_p = 0,6$.

Se obține, astfel, pentru viteza de reantrenare a particulelor depuse, relația

$$v_{reantr.} = 4,66 \cdot \sqrt{d_p \cdot \frac{\rho_p}{\rho_g}}, \quad (4.95)$$

în care,

d_p reprezintă diametrul particulelor,

ρ_p și ρ_g reprezintă densitățile celor două faze, solidă și gazoasă.

Relația (4.95) este valabilă pentru cazul cel mai defavorabil, din punctul de vedere al reantrenării, și anume, momentul scuturării electrozilor de depunere.

Pentru un electrofiltru dat, având lungimea activă L , se observă că la creșterea vitezei gazului, gradul de separare scade [4.10, 4.23].

③ Pasul dintre electrozi ($2h$)

Dacă se analizează relația gradului de separare, se observă că la creșterea pasului electrozilor, scade gradul de separare.

Acest tip de dependență nu poate fi analizat, însă, doar pe simpla relație matematică, fără să se ia în considerare și alte elemente ale procesului de separare. Astfel, s-a putut constata, experimental, o influență favorabilă a creșterii pasului, asupra gradului de separare, mai ales în cazul prafurilor de rezistivitate mare.

Praful, depus pe electrozii plăci ai electrofiltrelor uscate, determină reducerea intensității câmpului electric, dintre electrozi. Această reducere este dependentă de grosimea stratului depus și de rezistivitatea acestuia [4.10, 4.18, 4.23, 4.35].

Creșterea pasului determină creșterea lungimii câmpului util, disponibil procesului de colectare a prafului, deci, implicit, creșterea gradului de separare. Această influență, favorabilă, este cu atât mai evidentă cu cât rezistivitatea este mai mare și grosimea stratului depus, de asemenea, mai mare.

Pentru un caz particular, de separare a clincherului, variația gradului de separare, în funcție de pasul dintre electrozi, este dată în figura 4.67 [4.23].

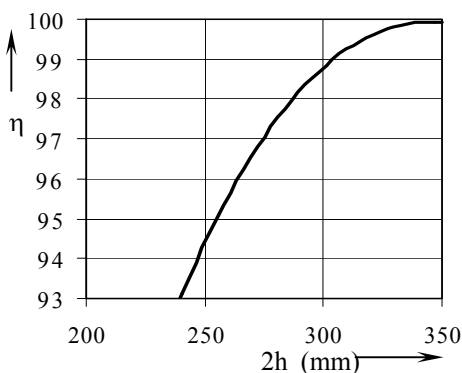


Fig. 4.67. Dependenta gradului de epurare de pasul electrozilor pentru: temperatura gazelor de 80 ± 95 °C, temperatura punctului de rouă al apei 26 ± 29 °C, viteza de curgere a gazului $0,82 \pm 0,945$ m/s.

4 Viteza de migrare a particulelor

Conform relației Deutsch-Anderson, la creșterea vitezei de migrare, crește gradul de separare. Totuși, viteza de migrare este un parametru dependent de caracteristicile particulelor de praf, de viteza gazului, de intensitatea câmpului electric (relațiile 4.89 și 4.81) și poate fi influențată și de dimensiunile geometrice al electrofiltrului, prin pasul dintre electrozii acestuia.

Dependenta vitezei de migrare, de viteza gazului, pentru diferite valori ale tensiunii aplicate și dimensiunii particulelor, este redată în figura 4.68 [4.13], putându-se observa modificarea, cu totul diferită, a vitezei de migrare, peste o anumită valoare a vitezei gazului, pentru particule fine, respectiv grosiere. Și în acest fel, poate fi subliniată importanța alegerii corecte a vitezei de curgere a gazelor, în scopul obținerii valorii optime a vitezei de migrare și a eficienței maxime a colectării.

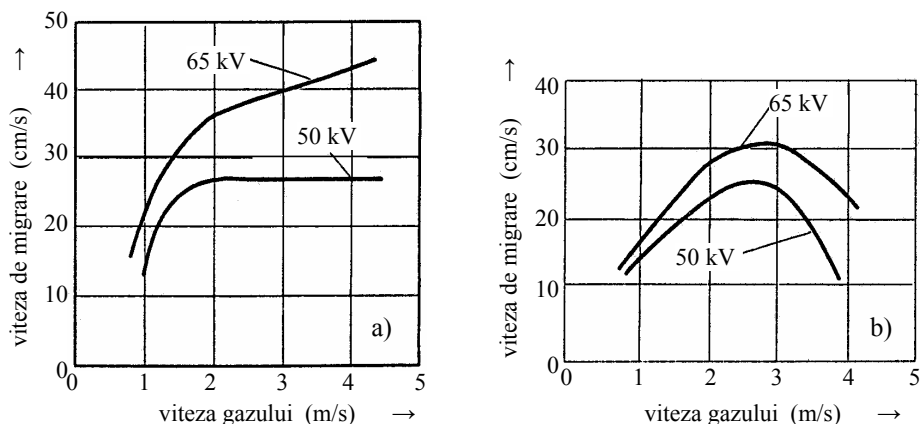


Fig. 4.68. Dependenta vitezei de migrare de viteza gazului, pentru diferite valori ale tensiunii aplicate și dimensiunii particulelor; a) – cenușă zburătoare fină; b) – cenușă zburătoare grosieră.

Experimental, s-a constatat că mărirea pasului dintre electrozi determină creșterea vitezei de migrare, așa cum se poate observa în figura 4.69 [4.23]. Rezultă, deci, că, și în această manieră, implicită, creșterea pasului dintre electrozi conduce la creșterea gradului de separare.

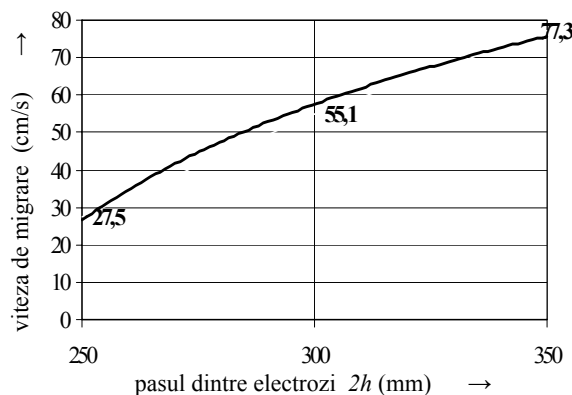


Fig. 4.69. Variație vitezei de migrare a particulelor, funcție de pasul dintre electrozi

5 Rezistivitatea electrică a particulelor și gradul de umezire a acestora

Rezistivitatea electrică este o caracteristică a prafului și depinde de compoziția sa chimică, de granulație, umiditate și de temperatură. Modul în care este influențată rezistivitatea particulelor, de către parametri menționați, a fost prezentat în § 4.2.5.

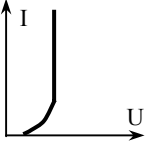
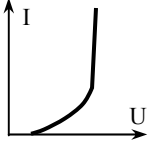
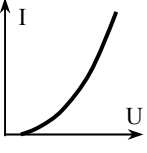
Influența rezistivității se manifestă, cu preponderență, în zona electrozilor de depunere. Trebuie, totuși, făcută o diferențiere între rezistivitatea materialului particulelor și rezistivitatea stratului de praf, aceasta din urmă fiind influențată și de alți factori.

În tehnica desprăfuirii electrostatice se deosebesc trei domenii ale rezistivității, domenii în care praful se comportă în mod diferit, astfel:

- ✓ *Praf cu conductivitate bună* - $\rho \leq 10^4 \Omega \cdot \text{cm}$. Particulele care formează astfel de suspensii cedează, repede, sarcina negativă, acumulată, se încarcă cu sarcină pozitivă și revin în fluxul de gaze, unde încep, din nou, un proces de încărcare cu sarcină electrică negativă. Pentru a capta astfel de particule, sunt necesari electrozi de depunere de construcție specială, care să împiedice fenomenul de reantrenare.
- ✓ *Praf cu rezistivitate cuprinsă între $10^4 \Omega \cdot \text{cm}$ și $10^{11} \Omega \cdot \text{cm}$* . Această categorie de suspensii se separă foarte bine, în instalațiile de electrofiltre.
- ✓ *Praf de rezistivitate mare* - $\rho \geq 10^{11} \Omega \cdot \text{cm}$. Acest tip de suspensii formează straturi de praf, la electrozii de depunere, își cedează greu sarcină electrică, creând, astfel, zone de câmp intens, care pot deveni zone de inițiere a descărcărilor inverse. Aceste perturbații conduc la funcționarea necorespunzătoare a electrofiltrelor, alimentate cu tensiune continuă. Pentru acest domeniu de rezistivități, o mult mai bună separare se obține în electrofiltrele alimentate cu impulsuri de tensiune. Forma tensi-

unii de alimentare a electrozilor, în funcție de rezistivitatea electrică a prafului, este dată în tabelul 4.20 [4.18]. Au existat și unele încercări de alimentare cu tensiune alternativă, obținându-se rezultate destul de bune, pentru acest domeniu al rezistivității prafului [4.18].

Tabelul 4.20. Forma tensiunii de alimentare, în funcție de rezistivitatea electrică a prafului

Rezistivitatea electrică a prafului ($\Omega \cdot \text{cm}$)	Domeniu I	Domeniul II	Domeniul III
	Rezistivitate înaltă $5 \cdot 10^{11} \div 10^{13}$	Rezistivitate medie $5 \cdot 10^{10} \div 10^{12}$	Rezistivitate normală $< 10^{10}$
Forma tensiunii de alimentare	impulsuri de înaltă tensiune în domeniul microsecundelor	impulsuri de înaltă tensiune în domeniul milisecundelor	tensiune continuă
Caracteristica tensiune-curent corona			
Factorul de creștere a vitezei de migrare	1,1 ÷ 1,5	1,1 ÷ 1,3	1,0
Tipul prafului	cărbune: - sulf < 1 %, - apă < 1 %, - fără alcalii.	lignit: - sulf < 1 %, - apă < 20 %.	cărbune: - sulf > 1 %, - apă > 1 %, - alcalii > 2 %.
Destinație	Centrale termice, Siderurgie, Fabrici de ciment.	Centrale termice, Siderurgie, Fabrici de ciment.	Centrale termice, Siderurgie, Fabrici de ciment.
Reducerea consumului de energie (%)	80	20	-

⑥ Existența unor substanțe chimice care determină condiționarea gazului

Din analiza factorilor care pot să influențeze rezistivitatea unui praf, s-a arătat, în § 4.2.5, că există posibilitatea micșorării rezistenței superficiale, prin adsorbția umidității sau prin chemisorbția unor substanțe, care măresc conductivitatea superficială a particulelor de praf.

Cea mai simplă condiționare se realizează cu apă, fapt care are ca efect creșterea punctului de rouă. Cantitatea de apă, adsorbită de particulă, variază proporțional cu umiditatea gazului și invers proporțional cu temperatura. Rezultă, astfel, că prin umezire, se poate realiza o condiționare, eficientă, doar la temperaturi joase.

Condiționarea gazelor, prin injectarea de SO_3 , a fost utilizată, cu succes, la scară industrială. Cantitatea de SO_3 , injectată în fluxul de gaz, este mai mică de 50 ppm. Acidul sulfuric, format în prezența apei din gazele de ardere, este adsorbit, complet, de către praf, fără să producă o mărire a emisiei de compuși sulfuroși, în atmosferă.

Cheltuielile de condiționare cu SO_3 sunt ridicate, însă pot fi amortizate, în timp, și, oricum, sunt mult mai mici, în raport cu acelea aferente altor tipuri de condiționare.

Condiționarea cu SO_3 este utilizată mai ales în cazul prafurilor metalurgice, cu caracter ușor bazic. Pentru particulele slab acide, condiționarea se realizează cu NH_3 .

7 Repartiția vitezelor de curgere a gazului

În practica filtrării electrostatice, industriale, repartiția fluxului de gaz se consideră uniformă, într-o secțiune a electrofiltrului, atunci când vitezele, în diferite puncte, nu diferă cu mai mult de $10 \div 20 \%$.

Viteza gazului și repartiția acesteia, în electrofiltru, depind de forma electrofiltrului, de secțiunea activă a acestuia și de soluția adoptată pentru realizarea racordurilor de intrare și de ieșire. În electrofiltrele industriale, curgerea este, întotdeauna, turbulentă, cifra Reynolds fiind $Re \geq 10^4$, în secțiunea activă, și $Re \geq 10^5$, în conducte.

Eficiența desprăfuirii este influențată, nemijlocit și sensibil, de gradul de neuniformitate al repartiției vitezelor de curgere și al concentrației de praf. Astfel, repartiția neuniformă a vitezelor și a concentrațiilor determină funcționarea instabilă a electrofiltrului și apariția descărcărilor electrice disruptive. În aceste condiții, este necesară reducerea tensiunii de alimentare și, implicit, reducerea eficienței separării.

Influența repartiției neuniforme a fluxului de gaz, asupra gradului de separare, poate fi exprimată, analitic, prin introducerea unui coeficient de corecție, în relația lui Deutsch. Pentru electrofiltrele cu electrozi plani, se obține, astfel, relația [4.23]

$$\eta = 1 - e^{-\frac{wL}{v_g \cdot h \cdot M_k}}, \quad (4.96)$$

în care, coeficientul de neuniformitate a distribuției vitezei gazului, notat cu M_k , se calculează cu relația

$$M_k = \frac{1}{S_t} \cdot \iint_{S_t} \left(\frac{v_x}{v_k} \right)^2 \cdot ds \quad (4.97)$$

și este, întotdeauna, supraunitar. Cu S_t s-a notat secțiunea canalelor de trecere a gazului, cu v_x s-a notat viteza gazului, într-un anumit punct al secțiunii de trecere, iar v_k reprezintă viteza medie aritmetică de curgere a gazului, într-o secțiune a electrofiltrului.

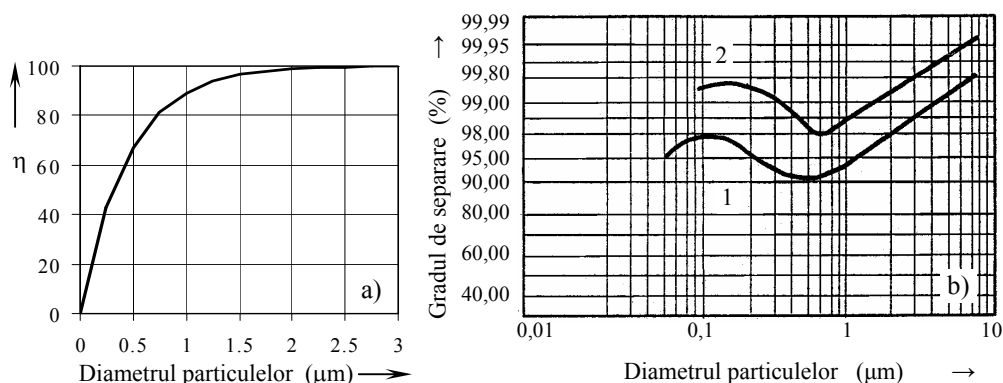
Așa cum s-a arătat în § 4.3.4.4, uniformizarea curgerii gazelor se poate realiza prin montarea unor ecrane, cu orificii, în racordul de intrare a gazelor. Cercetările efectuate, în acest sens, de către firma LURGI, au condus la concluzia că ecranele din tablă perforată sunt eficiente numai dacă grosimea tablei este cuprinsă între 8 și 10 mm, fapt care implică un consum exagerat de material. Pentru a elimina, însă, acest dezavantaj, se prevăd orificii cu decupări parțial îndoite, având o înclinare de circa 80° , față de planul ecranului. Astfel de orificii se numesc orificii în **X**, iar grosimea tablei utilizate nu trebuie să depășească 2 mm [4.23]. Trebuie, totuși, menționat că aceste orificii se obțin mai ușor decât tablele simplu perforate. Dacă există pericolul obturării, este nece-

sară montarea unor dispozitive de scuturare a sistemelor de uniformizare a vitezelor gazului. Orificiile în **X** se utilizează în combinație cu orificii rotunde sau pătrate, fără margini răsfrânte. La mijlocul secțiunii de intrare, acolo unde gradul de neuniformitate este mai mare, se prevăd orificii în **X**, iar spre periferie, se prevăd orificii simple.

⑧ Granulația particulelor, aflate în suspensie, și concentrația acestora

În domeniul de granulații ale particulelor, specific instalațiilor de filtrare electrostatică, prafurile fine ($d_p \leq 7 \mu\text{m}$) se separă mai greu, decât cele cu granulație mai mare, excepție făcând doar minereul de plumb, mai ales datorită rezistivității sale scăzute.

Dependența tipică a randamentului de granulație, conform ecuației lui Deutsch-Anderson este dată în figura 4.70,a [4.10, 4.34], în condițiile în care experimentele arată că viteza de migrare și, implicit, gradul de separare nu variază monoton, funcție de dimensiunile particulelor [4.18, 4.23], așa cum se poate observa în figura 4.70,b.



Electrofiltrul corespunzător curbelor din figura 4.70,b	1	2
Puterea electrică a instalației echipate, MW,	700	220
Suprafața specifică de captare (A_c/Q_g), $\text{m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$,	55	80
Temperatura, °C,	150	335
Gradul de separare, %.	99,6	99,0

Fig. 4.70. Curba specifică a eficienței separării electrostatice funcție de dimensiunile particulelor, conform legii lui Deutsch-Anderson (a) și obținută experimental (b).

Rezultă, deci, că particulele de praf, având diametre mai mari de $10 \mu\text{m}$, sunt, practic, reținute în totalitate, pe când particulele mai mici, sunt reținute doar parțial, dar nu în proporție mai mică de 92 %. În consecință, gradul total de separare depinde de granulometria particulelor și de gradul de evacuare a fracțiunilor cuprinse între $0,1 \mu\text{m}$ și $10 \mu\text{m}$ [4.13].

Pentru exemplificare, în tabelul 4.21 se dau unele date referitoare la repartiția granulometrică a cenușii, care s-a depus în cele trei câmpuri ale unui electrofiltru. Aceste date sunt obținute prin experiment, efectuat într-o instalație reală [4.18].

Tabulul 4.21. Repartiția granulometrică a cenușii depuse în câmpurile electrofiltrului

Clasa de granulație (μm)	Proba inițială (%)		Clasa de granulație (μm)	Câmpul I (%)		Câmpul II (%)		Câmpul III (%)	
	pe clasa de gra- nulație	Σ		pe clasa de gra- nulație	Σ	pe clasa de gra- nulație	Σ	pe clasa de gra- nulație	Σ
< 10	8,25	8,25	< 3	0,12	0,12	0,06	0,06	0,55	0,55
10÷16	3,85	12,10	3÷6	6,17	6,29	12,92	12,98	23,33	23,88
16÷20	4,90	17,00	6÷8	2,89	9,18	3,35	16,33	10,69	34,57
20÷30	8,80	25,80	8÷10	3,07	12,25	3,54	19,87	3,31	37,88
30÷40	8,70	34,50	10÷16	2,99	15,24	8,77	28,64	4,53	42,41
40÷50	12,60	47,10	16÷27	1,23	16,47	3,45	32,09	4,10	46,51
50÷63	9,42	56,52	33÷50	26,54	43,01	18,83	50,91	9,49	56,00
63÷71	6,50	63,02	63÷71	16,51	59,52	17,42	68,33	18,68	74,68
71÷90	10,20	73,22	71÷90	14,20	73,72	16,00	84,33	15,56	90,24
90÷125	11,29	84,51	90÷125	14,62	88,34	10,15	94,48	9,76	10,00
125÷200	10,90	95,41	125÷200	7,16	96,5	5,52	100,0	-	-
> 200	4,59	100,0	> 200	4,50	100,0	-	-	-	-
d_{mediu}	39,5			26,65		18,04		12,12	

La creșterea concentrației de praf se înregistrează, în anumite limite, o creștere a eficienței electrofiltrelor. Totuși, la concentrații mari de praf poate să apară un fenomen de blocare, parțială, caracterizat prin reducerea drastică a eficienței. În acest caz, curentul corona scade, ca efect al atașării, rapide, a ionilor, la particulele aflate în suspensie.

⑨ Temperatura de lucru a electrofiltrului

Temperatura de lucru are influență asupra rezistivității particulelor (așa cum s-a arătat în § 4.2.5.), dar și asupra vitezei de curgere a gazului, prin electrofiltru [4.23].

Pentru electrofiltrele uscate, valoarea minimă a temperaturii de lucru este limitată de punctul de rouă al apei, respectiv de punctul de rouă acidă, în gazele care conțin oxizi de sulf, în special SO_3 . Temperatura superioară este limitată de comportarea elementelor constructive, aflate în componența electrofiltrelor. În acest sens, au fost efectuate experimente pe electrofiltre pilot, ce pot funcționa la temperaturi de până la 820 °C. În domeniul de temperaturi cuprinse între 730 și 820 °C, caracteristicile tensiune-curent ale descărcării corona au devenit instabile, fapt care poate fi pus pe seama dilatării neuniforme a electrozilor [4.23].

⑩ Tensiunea de regim permanent

În relația lui Deutsch-Anderson, tensiunea aplicată sistemului de electrozi intervine, în mod implicit, în viteza de migrare a particulelor. La creșterea tensiunii aplicate, crește viteza de migrare și, deci, și gradul de separare. De asemenea, la creșterea tensiunii crește intensitatea câmpului electric, pentru configurația de electrozi dată, fapt ce

determină creșterea intensității curentului corona și, implicit, a numărului de ioni negativi. Astfel, încărcarea și depunerea particulelor sunt mai rapide și mai eficiente.

La aceste observații se adaugă aspectele referitoare la forma tensiunii aplicate, prezentate în tabelul 4.20.

Mărima tensiunii de lucru este limitată de către tensiunea disruptivă a intervalelor dintre electrozi, în condițiile de funcționare date.

Observațiile anterioare, cu privire la influența pe care o manifestă diverși parametri, asupra gradului de epurare, sunt ilustrate și prin rezultatele experimentale, prezentate în tabelul 4.22 [4.18]. Rezultatele sunt valabile pentru suspensia de cenușă zburătoare, în gaze de ardere ale unei centrale termoelectrice.

Tabelul 4.22. Rezultate experimentale pentru un electrofiltru având trei câmpuri electrice și un pas $2h = 300$ mm între electrozii de depunere.

Viteza gazului (m/s)	Temperatura gazului (°C)	Punctul de rouă (°C)	Tensiunea de lucru (kV)	Concentrația prafului la intrare (g/m ³)			Praf la ieșire (g/m ³)	Randamentul de epurare (%)			
				Câmp I	Câmp II	Câmp III		Total electrofiltru	Câmp I	Câmp II	Câmp III
1,02	150	43	60	83,36	11,63	3,88	0,455	99,45	86,06	9,30	4,08
0,97	150	49	61	58,77	10,64	1,06	0,265	99,54	81,89	16,31	1,33
1,07	175	52	59	53,26	7,99	3,84	0,197	99,63	85,00	11,55	3,08
	142	48	57	39,10	5,76	0,77	0,055	99,85	85,28	12,76	1,80
	165	48	59	41,29	6,08	0,81	0,172	99,58	88,87	9,09	1,62
	165	48	59	26,10	3,85	0,52	0,114	99,56	88,86	9,09	1,61

4.3.4.8. Calculul mărimilor constructive de bază

Dacă se introduce noțiunea de *suprafață specifică de captare*, egală cu raportul dintre suprafața efectivă de depunere și debitul de gaz de epurat, legea lui Deutsch devine de forma

$$\eta = 1 - e^{-\frac{A_e \cdot w}{Q_g}} = 1 - e^{-f \cdot w} \quad (4.98)$$

Relații, de această formă, pot fi utilizate pentru evaluarea suprafeței de depunere a electrofiltrelor noi, atunci când debitul de gaz și gradul de separare sunt impuse și poate fi evaluată, corect, viteza de migrare a particulelor.

Dificultatea principală este aceea de evaluare, corectă, a vitezei de migrare, având în vedere dependența ei de o serie întreagă de factori (vezi § 4.3.4.2), așa cum sunt: intensitatea câmpului electric, dimensiunile particulelor, permitivitatea dielectrică a acestora, vâscozitatea gazului etc. Influența simultană a tuturor acestor factori, asupra valorii vitezei de migrare, nu poate fi exprimată matematic, complexitatea influenței

ențelor putând, chiar, crea impresia că viteza de migrare nu poate fi cunoscută, decât după construcția electrofiltrului. Practic, însă, experiența de exploatare a electrofiltrelor a permis stabilirea, pentru fiecare proces tehnologic, a unui interval de variație a vitezei de migrare și a dependenței acesteia de principalii parametri ai procesului.

Pe de altă parte, se poate încerca amendarea ecuației Deutsch-Anderson, prin intermediul unor coeficienți de corecție, aceștia fiind obținuți, la rândul lor, pe bază experimentală. Un astfel de exemplu îl reprezintă chiar relația (4.96), în care este introdus un coeficient ce ține seamă de neuniformitatea repartiției vitezelor de curgere a gazului.

Pentru praf cu rezistivitatea mai mare de $10^{10} \Omega \cdot \text{cm}$, Dicev a propus următoarea relație de calcul a randamentului [4.13, 4.23]

$$\eta = 1 - e^{-\varphi \cdot f \cdot w}, \quad (4.99)$$

în care, φ este pătratul raportului dintre intensitatea câmpului electric, la suprafața electrodului de depunere, curat, și intensitatea câmpului electric, la suprafața electrodului pe care s-a depus, deja, un strat de material poluant, de o anumită grosime.

Hazen a propus următoarea relație, pentru calculul gradului de separare

$$\eta = 1 - \left(1 + \frac{w \cdot A_c}{n \cdot Q_g} \right)^{-n}, \quad (4.100)$$

în care, coeficientul n poate lua valori cuprinse între 2 și 8, valorile care corespund, însă, cel mai bine electrofiltrelor fiind cuprinse între 3 și 5 [4.34].

O altă relație este cea propusă de compania Svenska Flöktfabriken [4.13, 4.23]

$$\eta = 1 - e^{-(f \cdot w)^k}, \quad (4.101)$$

în care, k se alege în intervalul $0,4 \div 0,6$, fiind, totuși, recomandată valoarea $k = 0,5$.

Viteza de migrare a particulelor nu variază în limite foarte largi. Valorile tipice ale vitezelor de migrare, ale prafurilor industriale, sunt [4.34]:

- ✓ $w = 4 \div 20 \text{ cm/s}$ - cenușă zburătoare;
- ✓ $w = 6 \div 8 \text{ cm/s}$ - ceață de acid sulfuric și praful uscat de ciment;
- ✓ $w = 6 \div 14 \text{ cm/s}$ - praf de furnal.

O altă condiție de incertitudine, cu privire la gradul de separare, este legată de deficiențele de construcție și instalare a electrofiltrelor, precum și de unele modificări, inerente, ale parametrilor, pe durata exploatarei instalației. Acești factori sunt luați în considerare prin introducerea noțiunii de *grad de separare garantat* (η_G), la punerea în funcțiune, necesar obținerii *gradului de separare de durată* (η_D) [4.13, 4.23]:

$$\eta_G = 100 - \frac{100 - \eta_D}{k_s}, \quad (4.102)$$

coeficientul de siguranță, k_s , putând lua valori cuprinse între 1 și 2. Se impune, astfel,

randamentul de durată și se obține randamentul ce trebuie atins la punere în funcțiune.

Soluția optimă de dimensionare a electrofiltrelor noi este aceea bazată pe metoda statistică, elaborată de Masuda [4.13, 4.23]. Se presupune că vitezele de migrare, reale, sunt cunoscute, pentru cel puțin 30 de electrofiltre de același tip și funcționând în aceleași condiții ca și electrofiltrul care trebuie dimensionat. Cunoscându-se viteza medie de migrare (w_{med}) și abaterea standard (σ_n), pentru un grad de separare garantat (η_G), cu o anumită probabilitate (P), se adoptă o valoare a suprafeței specifice de filtrare (f) și se calculează mărimile adimensionale:

$$\begin{cases} C = (1 - \eta_G) \cdot e^{f \cdot w_{med}} \\ K = f \cdot \sigma_n \end{cases} \quad (4.103)$$

Utilizând diagrame de tipul celei prezentate în figura 4.71, se verifică dacă suprafața specifică de filtrare a fost corect aleasă, pentru condițiile impuse.

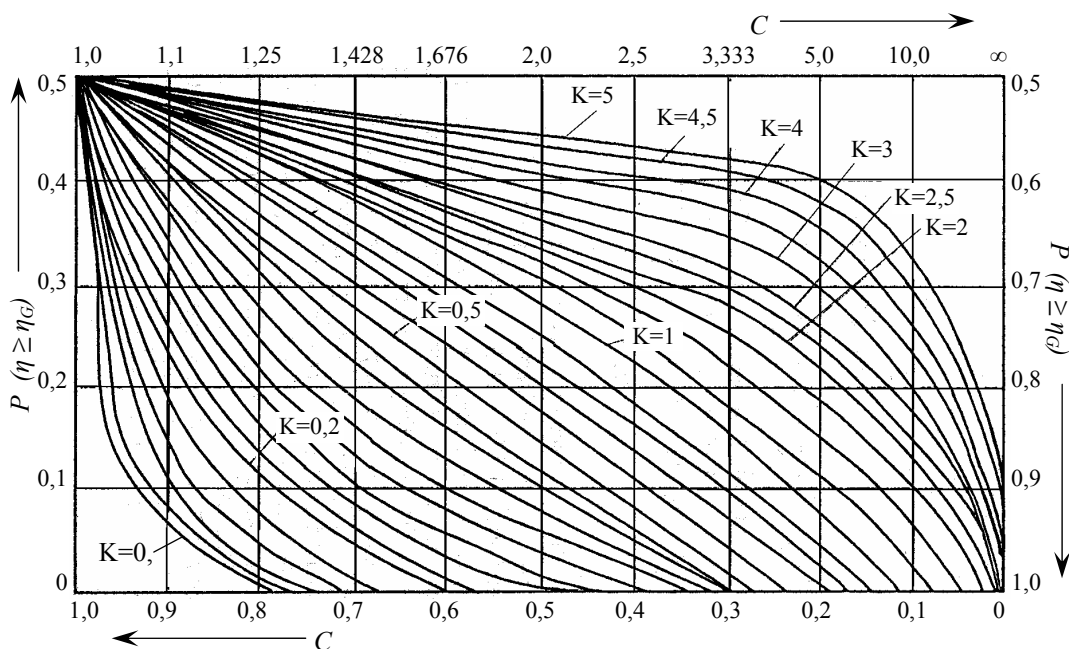


Fig. 4.71. Nomogramă necesară dimensionării electrofiltrelor, prin metoda statistică, a lui Masuda

Caseta 4.4. Exemple de calcul

Problema 1

Se consideră un electrofiltru plan, al cărui pas, dintre electrozi, este $2h = 25$ cm, tensiunea aplicată acestora fiind de 50 kV. Viteza medie a gazului este de 1,5 m/s, iar temperatura acestuia de 400 °K. Să se estimeze lungimea (L) electrofiltrului care asigură un grad de colectare de 100 %, pentru particulele având diametrul de 0,5 μm.

Soluție

Dacă se presupune că particulele se încarcă până la valoarea corespunzătoare a sarcinii electrice maxime, atunci, din relațiile (4.63) și (4.80), se obține viteza de migrare

$$w = \frac{\varepsilon_o \cdot \delta_e \cdot E^2 \cdot d_p}{3\mu} \cdot K_C,$$

coeficientul lui Cunningham fiind dat de relația (4.13).

La temperatura dată și la presiune atmosferică, rezultă, utilizând tabelul 4.8 și relațiile (4.14) și (4.15), o viteză medie a moleculelor de 467 m/s și drumul liber mediu al acestora $\lambda = 0,067 \mu\text{m}$. Pentru particulele având diametrul $d_p = 0,5 \mu\text{m}$, rezultă valoarea coeficientului Cunningham

$$K_C = 1 + \frac{2 \cdot 0,067}{0,5} \cdot \left[1,257 + 0,4 \cdot e^{(-0,55 \cdot 0,5 / 0,067)} \right] = 1,338.$$

Pentru aceeași temperatură, tabelul din caseta 4.3 indică o valoare a vâscozității gazului $\mu = 0,0825 \text{ kg/m}\cdot\text{h} = 1,86 \cdot 10^{-5} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$.

Dacă se presupune că indicele dielectric al particulei este $\delta_e = 2$, iar câmpul electric are o repartiție uniformă, în intervalul dintre electrozi, atunci

$$w = \frac{1}{4\pi \cdot 9 \cdot 10^9} \cdot 2 \cdot \left(\frac{50 \cdot 10^3}{0,125} \right)^2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-6} \cdot 1,338 = 0,034 \text{ m/s}.$$

Dacă se presupune o deplasare bidimensională a particulei și un grad de separare de 100 %, atunci

$$t = \frac{L}{v_g} = \frac{h}{w} \Rightarrow L = \frac{h \cdot v_g}{w} = \frac{(0,25/2) \cdot 1,5}{0,034} = 5,5 \text{ m}.$$

Dacă se fi neglijează coeficientul Cunningham, lungimea necesară rezultă: $L = 7,36 \text{ m}$.

Problema 2

Un filtru electrostatic are suprafața specifică de captare de $60 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$ și un grad de separare de 97 %. Să se estimeze eficiența separării, în cazul creșterii suprafeței specifice de colectare, până la $80 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$. Se vor utiliza relațiile Deutsch-Anderson și Hazen, în ultimul caz constanta $n = 4$.

Soluție

a) Rezultate obținute pe baza legii Deutsch-Anderson:

Introducând datele cunoscute în relația (4.98) se obține viteza de migrare

$$0,97 = 1 - e^{-60 \cdot w} \Rightarrow w = -\frac{\ln(1 - 0,97)}{60} = 5,84 \text{ cm/s}.$$

Mărind suprafața specifică de colectare a electrofiltrului dat se obține

$$\eta = 1 - e^{-80 \cdot 0,0584} = 99,06 \text{ \%}.$$

b) Rezultate obținute pe baza legii lui Hazen:

Din relația (4.100) se obține viteza de migrare specifică electrofiltrului inițial

$$0,97 = 1 - \left(1 + \frac{60 \cdot w}{4}\right)^{-4} \Rightarrow w = 9,35 \text{ cm/s.}$$

Creșterea suprafeței specifice de captare conduce la un randament de separare de

$$\eta = 1 - \left(1 + \frac{60 \cdot 0,0935}{4}\right)^{-4} = 98,53 \text{ \%}.$$

Chiar dacă viteza de migrare, obținută din relația lui Deutsch, este mai mică decât aceea obținută din relația lui Hazen, aplicarea primei relații are, ca rezultat, o creștere mai mare a randamentului de colectare.

Problema 3

Se presupune că valoarea medie a vitezei de migrare este $w_m = 6,2 \text{ cm/s}$, iar abaterea standard este $\sigma_n = 0,016$ (1,6 %), fiind îndeplinită condiția $\sigma_n < (1/3) \cdot w_m$. Se cere să se determine suprafața specifică de captare a unui electrofiltru, al cărui grad de separare, garantat, este de 99 %, cu o probabilitate de 85 %.

Soluție

O astfel de problemă se rezolvă prin metoda statistică, a lui Masuda. Astfel, pornind de la date ale unor electrofiltre cunoscute, se alege o suprafață specifică de filtrare. Se presupune, într-o primă aproximație, că aceasta este $f = 80 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$. Dacă se înlocuiește această valoare, în relațiile (4.103), se obține:

$$\begin{cases} C = (1 - 0,99) \cdot e^{80 \cdot 0,062} = 1,426 \\ K = 80 \cdot 0,016 = 1,28 \end{cases}$$

Pentru aceste valori, din figura 4.71 se obține $P_{f=80} = 60 \% < 85 \%$, rezultând, astfel, că suprafața specifică de captare, aleasă inițial, este prea mică.

Dacă se consideră o suprafață specifică de captare mai mare $f = 100 \text{ m}^2/(\text{m}^3/\text{s})$, atunci

$$\begin{cases} C = (1 - 0,99) \cdot e^{100 \cdot 0,062} = 4,927 \\ K = 100 \cdot 0,016 = 1,6 \end{cases}$$

obținându-se, din figura 4.71, $P_{f=100} = 85 \%$, noua suprafață specifică de captare fiind corect aleasă.

4.3.5. Perspective ale tehnicilor de separare a dispersoizilor

Adoptarea unei soluții tehnice, pentru reținere a particulelor, din gazele industriale, depinde de o serie de parametri, eventual, considerați cu anumite ponderi, obiectivul final fiind acela al reducerii emisiei, sub limita maximă admisibilă. Pe de altă parte, însă, există unele procese tehnologice, așa cum sunt ciclurile combinate de producere a energiei electrice, în care este necesară o foarte bună separare a particulelor fine, din considerente pur tehnice. În astfel de situații, criteriile de cost au importanță mai mică.

Eficiența diferitelor tehnici, actuale, de epurare a dispersoizilor, funcție de diametrul particulelor, este prezentată în tabelul 4.23 [4.34].

Tabelul 4.23. Eficiența tehnicilor actuale de separare a dispersoizilor

Tipul echipamentului de filtrare	Diametrul particulelor		
	5 μm	2 μm	1 μm
Ciclone de medie eficiență	30 %	15 %	10 %
Ciclone de înaltă eficiență	75 %	50 %	30 %
Turn de spălare cu camere de pulverizare	95 %	85 %	70 %
Scrubber Venturi	99,7 %	99 %	97 %
Electrofiltru	99 %	95 %	85 %
Filtru cu saci textili	99,8 %	99,5 %	99 %

Noile tehnici de separare a particulelor se referă la următoarele aspecte:

- ✓ creșterea randamentului instalațiilor care au, deja, eficiență mare;
- ✓ transformarea tipului constructiv al unor echipamente existente;
- ✓ utilizarea unor materiale filtrante de mare eficiență, în special pentru lucrul la temperaturi ridicate și reținerea particulelor fine, inclusiv a particulelor de mercur.

4.3.5.1. Modificarea distribuției fluxului de gaz

Una dintre tehnicile de ameliorare a eficienței echipamentelor existente constă în trecerea de la distribuția uniformă a curgerii gazelor prin electrofiltre, la o distribuție caracterizată prin viteze mult diferite, în diferite zone de separare ale acestor instalații (Skewed Gas Flow Technology – **SGFT**). Această tehnică a fost elaborată de Stothert Engineering Ltd., a fost pusă în aplicare și de alte companii constructoare (Eskom, Babcock & Wilcox), și a condus la reducerea, cu 20 ÷ 70 %, a concentrației, finale, de poluant [4.24].

Creșterea eficienței, prin distribuția cât mai uniformă a gazelor, prin electrofiltre, este bazată pe ipoteza concentrației constante de poluant, în orice secțiune transversală a unei zone de separare (figura 4.72,a). În realitate, însă, distribuția concentrațiilor, pe întreg electrofiltru, este de tipul celei prezentate în figura 4.72,b, concentrații mari regăsindu-se la partea inferioară, atât datorită deplasării particulelor, către buncărele de colectare, cât și datorită reantrenării unor particule, deja depuse, în acestea. În aceste condiții, separarea poate fi ameliorată prin orientarea oblică a fluxurilor de gaz, în diferitele zone de separare vitezele de curgere a gazelor fiind diferite (figura 4.72,c).

În zona **A**, gazul are o viteză de curgere mică, obținându-se, astfel, un grad de separare ridicat. În condițiile în care o mare parte a poluantului este reținut în apropierea racordului de intrare, efectul este similar cu cel al reducerii raportului dintre înălțimea și lungimea camerelor de separare gravitațională (vezi § 4.3.1.1), particulele depunându-se, în mare măsură, în buncăre.

În zona **B**, concentrația de particule pare să fie mare, datorită vitezei mari a gazului, din confuzorul racordului de ieșire. În realitate, însă, concentrația, în această zonă, este redusă, datorită înaltei eficiențe a zonei de separare din amonte (**A**). În consecință,

viteza mare a gazului, din zona **B**, nu determină reducerea, semnificativă, a gradului de separare.

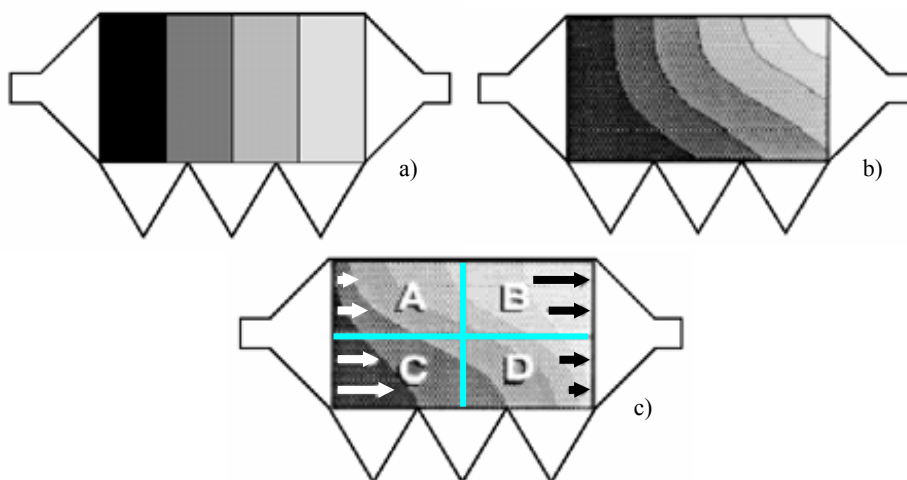


Fig. 4.72. Repartiții ale concentrațiilor de poluant prin secțiunile transversale ale camerelor electrofiltrelor:

- a) repartiție uniformă, teoretică; b) – repartiția reală;
c) repartiție a concentrațiilor și vitezelor de curgere în tehnologie SGFT.

În zona **C**, atât viteza gazului, cât și concentrația particulelor sunt mari, rezultând, astfel, din punct de vedere teoretic, o eficiență a colectării mai mică, decât aceea din zona **A**. Totuși, datorită distanței mici, pe care trebuie să o parcurgă particulele, până la buncăre, gradul de separare nu scade mult, în raport cu cel al zonei **A**.

În zona **D**, viteza de curgere a gazului este foarte mică, obținându-se, astfel, un grad de separare foarte bun. Viteza redusă și apropierea de buncăre fac să nu apară fenomenul de reantrenare a particulelor.

Viteza medie a gazelor, din zonele **C** și **D** este, practic, aceeași cu viteza gazelor prin electrofiltrele clasice, cu repartiție uniformă a curgerii. Totuși, pentru aceste două zone, adiacente, raportul înălțime/lungime este de două ori mai mic, decât al întregului electrofiltru, rezultând, astfel, o viteză de sedimentare mare și, deci, și grad de separare mai bun.

Indiferent dacă, la intrarea sa în electrofiltru, gazul are viteză mare în zona superioară sau în cea inferioară, gradul de separare este, aproximativ, același, în condițiile în care viteza gazului, din racordul de ieșire, este mare.

Compania Eskom a realizat instalații industriale de filtrare, ce echipează o centrală termoelectrică având puterea instalată de 4000 MW, utilizând, separat, condiționarea gazului, cu SO_3 , filtre cu saci textili și curățare cu jet de aer, respectiv electrofiltre cu fluxuri oblice și viteze diferite în zonele de filtrare (SGFT). Cele trei metode au condus la creșteri similare ale gradului de separare, față de electrofiltru clasic și fără condiționarea gazului, însă, ultima metodă implică cele mai mici costuri de investiție și de exploatare [4.24].

4.3.5.2. Utilizarea unor noi agenți de condiționare a gazului

Pentru creșterea eficienței reținerii particulelor fine, atât în instalații de electrofiltre, cât și în filtrele cu saci textili, compania ADA Technologies a propus noi amestecuri, netoxice, de agenți de condiționare a gazelor: ADA-14 ÷ ADA-23 [4.11].

Agentul de condiționare este injectat, sub formă de soluție apoasă, în amonte de instalația de separare, efectele majore ale injectării fiind:

- ✓ creșterea porozității straturilor de particule, depuse,
- ✓ creșterea forțelor de coeziune dintre particule,
- ✓ creșterea tensiunii superficiale a particulelor
- ✓ reducerea rezistivității particulelor.

Injectarea agenților de condiționare determină reducerea, semnificativă, a rezistivității cenușii zburătoare, pentru un domeniu larg de temperaturi. Acest fenomen este deosebit de important, înregistrându-se reducerea rezistivității cenușii zburătoare, de la $10^{12} \Omega \cdot \text{cm}$, la $10^{10} \Omega \cdot \text{cm}$, chiar și la temperaturi ridicate, de până la 190°C , în timp ce condiționarea cu SO_3 începe să devină din ce în ce mai puțin eficientă, atunci când temperatura gazelor depășește nivelul de 80°C .

Creșterea gradului de separare al electrofiltrelor se poate explica prin toate efectele, menționate, ale condiționării: Astfel, creșterea forțelor de coeziune, dintre particule, și a tensiunii superficiale reduc probabilitatea de reantrenare, în timp ce reducerea rezistivității particulelor determină, pe lângă un regim optim de încărcare, cu sarcină electrică, și de cedare a acesteia (vezi § 4.2.5 și § 4.3.4.7), reducerea probabilității apariției descărcărilor disruptive și, mai ales, a descărcărilor inverse.

Creșterea gradului de separare al filtrelor cu saci poate fi explicată prin creșterea aderenței dintre particule și a porozității straturilor depuse pe elementele filtrante. Porozitatea ridicată a stratului de praf face să scadă indicele de penetrare al particulelor, în materialul textil, precum și căderea de presiune a gazului, în aceste instalații.

Primele variante de aditiv (ADA-14) au condus la rezultate similare cu acelea ale condiționării cu SO_3 sau NH_3 , rămânând doar avantajul utilizării unui aditiv neagresiv. Utilizarea ultimei generații de aditivi (ADA-23) permite obținerea unor randamente de separare superioare celor corespunzătoare condiționării clasice a gazului.

4.3.5.3. Transformarea electrofiltrelor în filtre cu saci

Electrofiltrele sunt instalații foarte eficiente, atâta timp cât sunt relativ noi, gradul lor de separare scăzând, pe durata exploatarei, chiar în condițiile efectuării unei mentenanțe foarte corecte. Atunci când performanțele instalației scad sub limitele admise, singurele măsuri, ce pot fi adoptate, constau fie în schimbarea completă a instalației, fie în schimbarea majorității componentelor interne ale camerelor de filtrare. Costurile implicate, oricare ar fi metoda adoptată, sunt semnificative. Dacă se adoptă schimbarea

electrofiltrului cu un filtru cu saci, nou, pe lângă aceste costuri, apar și costuri legate de reconfigurarea fluxului tehnologic și de formare a personalului de exploatare.

În aceste condiții, transformarea electrofiltrelor vechi, în instalații de filtrare cu saci, este o alternativă viabilă, în primul rând, datorită faptului că nu se demolează, complet, vechiul electrofiltru, timpul necesar conversiei fiind de doar $4 \div 8$ săptămâni. Această opțiune este susținută și de faptul că dezvoltările, în domeniul elementelor filtrante, au depășit, cu mult, posibilitățile de ameliorare a electrofiltrelor.

Astfel de conversii, realizate de compania BHA Group Inc., au fost aplicate, cu succes, în industria cimentului, fiind de așteptat rezultate foarte bune și în procesele tehnologice de ardere a cărbunelui pulverizat [4.20]. Simplitatea noii instalații reprezintă unul dintre avantajele acestui tip de conversie.

Prin comparație cu electrofiltrele, filtrele cu saci, de ultimă generație, prezintă următoarele avantaje:

- ✓ grad de separare mai mare (vezi tabelul 4.23);
- ✓ costuri de întreținere mai reduse;
- ✓ mentenanța poate fi efectuată on-line, fără scoaterea instalației din exploatare, atunci când aceasta este compartimentată corespunzător;
- ✓ toleranță bună la modificarea concentrației de particule;
- ✓ tratarea unui debit mai mare de gaz;
- ✓ posibilitatea schimbării, facile, a mediului filtrant, atunci când se modifică, semnificativ, parametrii procesului tehnologic.

În cazul efectuării unui astfel de conversii, este preferabilă varianta de instalație cu retenție externă și curățare cu jet impulsional (§ 4.3.3).

Reprezentarea schematică a unei instalații de filtrare, obținute prin conversia unui electrofiltru, în filtru cu saci, este dată în figura 4.73 [4.20].

În general, din vechiul electrofiltru se poate păstra carcasa, racordurile de intrare și de ieșire a gazului, buncărele, sistemele de evacuare și tubulatura de transport a materialului colectat.

Principala problemă tehnică, a unei astfel de conversii, este legată de crearea zonei (domului) de gaz epurat. Decizia de realizare a acestei zone, în interiorul vechii carcase sau în exteriorul acesteia, se adoptă funcție de următorii factori:

- ✓ temperatura gazului,
- ✓ dimensiunile electrofiltrului,
- ✓ debitul de gaz, ce urmează a fi tratat,
- ✓ caracteristicile materialului, din care sunt realizate elementele filtrante.

Conversia unui electrofiltru, în filtru cu saci, implică următoarele etape:

- ✓ dezachiparea componentelor interne ale electrofiltrului: ramele cu electrozi de emisie, panourile cu electrozi de depunere, sistemele de scuturare a electrozilor, elementele instalației electrice, dispozitivele de uniformizare a curgerii gazului, unele grinzi și platforme;

- ✓ instalarea tuburilor elementelor filtrante, a șicanelor și a elementelor de dirijare a fluxului de gaz, această etapă implicând efectuarea unor modificări în zonele racordurilor; dacă domul gazului epurat se va realiza în exteriorul carcasei, execuția lui intră tot în această etapă a conversiei;

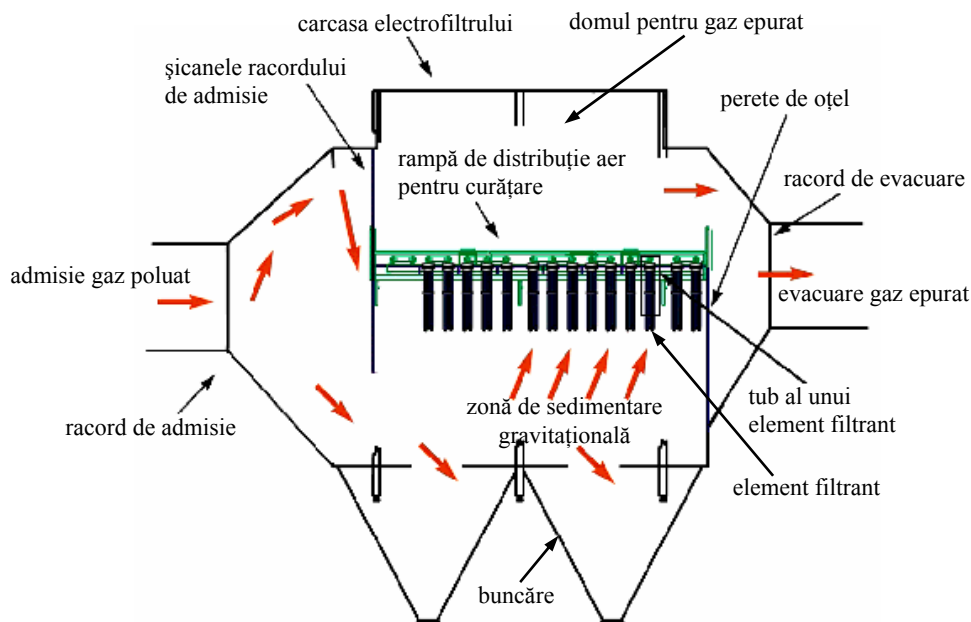


Fig. 4.73. Instalație de filtrare obținută prin conversia unui electrofiltru în filtru cu saci

- ✓ instalarea ușilor, platformelor și scărilor de acces; această operație depinzând de plasarea domului de gaz epurat și a tubulaturii de aer, pentru curățare;
- ✓ instalarea elementelor filtrante; în majoritatea situațiilor, este preferată utilizarea elementelor filtrante cu pliuri;
- ✓ instalarea sistemului de curățare a elementelor filtrante, componentele unui sistem de curățare cu jeturi impulsionale fiind: tubulatura rampei de distribuție a aerului comprimat, valvele de impuls, tubulatura de insuflare a aerului, în elementele filtrante, instalația electrică, ce conectează valvele, la sistemul de control automat al curățării elementelor filtrante.

Conversia electrofiltrelor, în instalații de filtrare cu saci, se pare că impune, în majoritatea situațiilor, utilizarea de elemente filtrante cu pliuri și nu a sacilor textili, clasici, având schelet suport. Aceste elemente filtrante sunt realizate din fibre răsucite, realizate din poliesteri, rigidizate, pentru a crea pliuri, și dispuse pe un miez rigid, realizat din propilenă sau metal perforat (figura 4.74) [4.28].

Atât partea superioară, cât și cea inferioară a elementelor de filtrare, cu pliuri, se realizează din poliuretan turnat sau din metal, funcție de aplicație.

Elementele filtrante cu pliuri au eficiență mai mare decât sacii textili, reținând, în proporție de 99,9 %, particulele având diametre mai mici de 2 μm . Asemenea elemente de filtrare sunt realizate într-o gamă largă de lungimi și diametre, pot lucra la temperaturi de 130 °C sau 190 °C (funcție de tipul constructiv PulsePleat™ sau ThermoPleat™ [4.20]) și pot fi acoperite cu straturi de politetrafluoretilenă (PTFE), pentru o și mai bună eficiență a colectării particulelor.

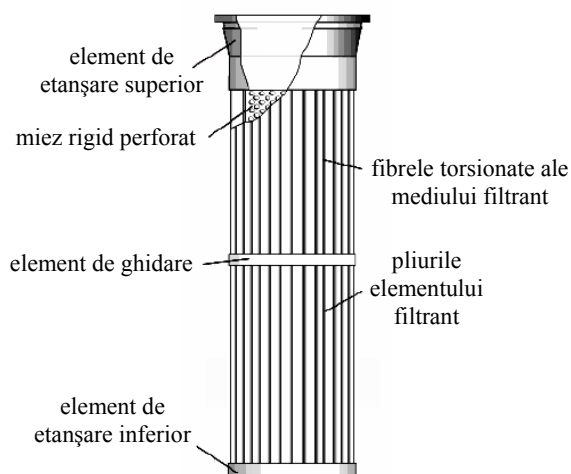


Fig. 4.74. Element tipic de filtrare, cu pliuri și montare pe la partea superioară a tuburilor

Disponerea, foarte apropiată, a fibrelor de poliester face să crească, chiar de până la trei ori, volumul de material filtrant, în raport cu filtrele cu saci, de aceeași dimensiune. În aceste condiții, lungimea elementelor filtrante este mai mică, reducându-se, astfel, riscul de erodare a părții inferioare a acestora. În același timp, se crează o zonă neocupată, la partea inferioară a carcasi vechiului electrofiltru, zonă în care are loc, implicit, fenomenul de sedimentare gravitațională.

Pe lângă avantajele prezentate, deja, ale elementelor filtrante rigide, cu pliuri, nu este de neglijat avantajul instalării facile a acestora. Astfel, în cazul elementelor filtrante ce se introduc pe la partea superioară a tuburilor (preferabil de utilizat, în cazul conversiei electrofiltrelor), instalarea constă, de fapt, în deplasarea, liberă, a elementului filtrant, în tubul aferent, elementele de ghidaj asigurând poziționarea corectă a acestuia.

4.3.5.4. Filtre ceramice

Tehnicile moderne de producere a energiei electrice sunt bazate pe arderea cărbunelui în strat fluidizat (PFBC – Pressurized Fluidized Bed Combustion) și pe utilizarea ciclurilor combinate integrate (IGCC – Integrated Gas Combined Cycle), ca alternative ale sistemelor actuale de combustie a cărbunelui. Aceste tehnologii nu pot fi imple-

mentate, cu succes, decât dacă se utilizează sisteme de filtrare a particulelor, aflate în gazele fierbinți. Rolul filtrelor ceramice este acela de a proteja schimbătoarele de căldură și componentele turbinelor cu gaze, împotriva colmatării cu particule, a erodării și a corodării, determinate de componentele chimic agresive. Evident, în mod implicit, aceste filtre, pe lângă efectele favorabile, din punct de vedere tehnic, au efecte ecologic pozitive, reducând, sub limitele admisibile, emisiile de substanțe aeropurtate.

Instalațiile actuale, realizate pe principiul arderii cărbunelui în strat fluidizat, (mai ales staționar) sunt echipate cu cicloane de înaltă eficiență, care rețin mai mult de 95 % din cantitatea de cenușă zburătoare, aflată în gazele de ardere, și turbine cu gaz speciale, care pot funcționa în condițiile unor cantități relativ mari de particule, în gaz [4.17]. Pentru reducerea emisiei, sub limita admisibilă, conform normelor de calitate a mediului, cicloanele primare nu sunt suficiente, trebuind instalate și cicloane secundare sau electrofiltre.

Dezavantajul utilizării a două instalații de depoluare, în același flux tehnologic, poate fi eliminat prin utilizarea filtrelor ceramice. Astfel, pe lângă reducerea costurilor de investiție, se reduc și costurile de exploatare, inclusiv prin reducerea căderilor de presiune, în instalația de filtrare. În plus, condițiile de ordin constructiv, impuse turbinelor cu gaze, nu mai sunt la fel de restrictive.

În cazul ciclurilor combinate, practic, singura soluție tehnic acceptabilă este aceea de filtrare a gazelor, în amonte de turbina cu gaze, singurele sisteme de filtrare, care rezistă la acest nivel de temperatură, fiind filtrele ceramice.

Mediul în care lucrează filtrele ceramice este foarte agresiv, fiind caracterizat, în general, prin:

- ✓ presiune ridicată - 15 ÷ 35 atm;
- ✓ temperatură ridicată, dependentă de procedeul de desulfurare utilizat, astfel:
 - 900 °C – în cazul desulfurării intracombustie,
 - 650 °C – în cazul desulfurării secundare uscate (pe gaze fierbinți),
 - 500 ÷ 250 °C – în cazul desulfurării secundare umede (pe gaze reci);
- ✓ prezența unor gaze reducătoare: H₂, CH₄, CO.

Principalele criterii, care stau la baza alegerii materialelor elementelor filtrante, sunt: coeficient de dilatare redus, rezistență la coroziune, rezistență la șoc termic, rezistență mecanică, fiabilitate ridicată. Problema principală este aceea a rezistenței la șocul termic, determinat de insuflarea jetului de aer, rece, prin intermediul căruia se realizează curățarea, periodică, a elementelor filtrante.

Mediile filtrante ceramice, utilizate în instalațiile actuale, sunt realizate din următoarele combinații de substanțe chimice: carbură de siliciu (SiC) și liant din argilă, CS-50 (Ca_{0,5}Sr_{0,5}Zr₄P₆O₂₄), Na₂Zr₂P₃O₁₂, CaZr₄P₆O₂₄, mullite (aliaj bogat în aluminiu) [4.1, 4.2, 4.17, 4.25].

Elementele filtrante se realizează sub formă cilindrică sau sub formă de blocuri monolitice, instalate în filtre cu fluxuri încrucișate.

Majoritatea elementelor instalațiilor de filtrare cu fluxuri încrucișate sunt realizate din materiale ceramice, dispuse sub forma unor straturi nervurate. Elementele mono-

litice se obțin prin sinterizarea acestora. Dificultățile de ordin tehnologic, în realizarea acestor straturi, sunt, actualmente, depășite de către noile tehnologii, de realizare a elementelor filtrante monobloc, de forma celui prezentat în figura 4.75 [4.2]. Aceste elemente filtrante se obțin prin polimerizarea unor monomeri, în prezența unor substanțe de activare și a unor catalizatori. Evident, dificultatea majoră, în realizarea acestor elemente, constă în alegerea tehnicii optime de formare a porilor, în masa de material ceramic. De obicei, pentru formarea porilor, se utilizează substanțe organice, ce se descompun, în etapa finală, de sinterizare a elementelor filtrante monolitice.

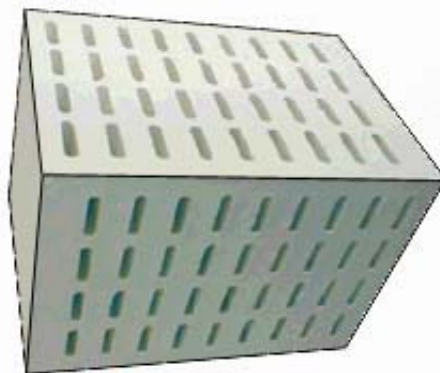


Fig. 4.75. Element filtrant monolitic pentru instalații de filtrare cu fluxuri încrucișate.

Majoritatea sistemelor aflate în exploatare sunt de tipul celor cu elemente filtrante cilindrice (figura 4.76) realizate din granule de carbură de siliciu și liant din argilă. Din punct de vedere constructiv, granulele, utilizate în corpul elementului filtrant, sunt grosiere, la exterior realizându-se un strat subțire, din granule fine de SiC sau fibre de silicat de aluminiu. Tendința actuală este, însă, aceea de înlocuire a granulelor de SiC, cu materiale ceramice compozite, armate cu fibre metalice, sinterizate.

Reprezentarea, schematică, a unui sistem filtrant, cu elemente cilindrice, este dată în figura 4.77 [4.17]. Tuburile filtrante realizează retenția externă a particulelor, fiind etanșate, la partea superioară, prin intermediul unor piese cilindrice metalice (figura 4.77,a). Mai multe astfel de elemente filtrante, cilindrice, sunt montate, într-o matrice (figurile 4.76,c, 4.76,d și 4.77,b), având un dom comun, pentru colectarea gazului epurat. Mai multe astfel de matrice, de elemente filtrante, sunt dispuse, pe un suport comun, formând un așa-numit “mănunchi” (figura 4.77,c). Suportul tubular al fiecărui mănunchi este realizat din oțel, înalt aliat. Aceste suporturi traversează diafragma, care separă “zona contaminată” de “zona curată” a instalației. Mănunchiul de elemente filtrante este închis într-o anvelopă comună (figurile 4.76,c, 4.76,d).

Gazul filtrat este colectat, inițial, în domul fiecărei matrice de elemente filtrante. Tubulatura, dintre domurile matricelor de elemente filtrante și domul comun al întregii instalații, este dispusă în interiorul suportului central, al fiecărui mănunchi.

Matricele de elemente filtrante sunt curățate, separat, fiecare dintre ele fiind prevăzută cu o conductă de aer comprimat, conectată la propria conductă de evacuare a

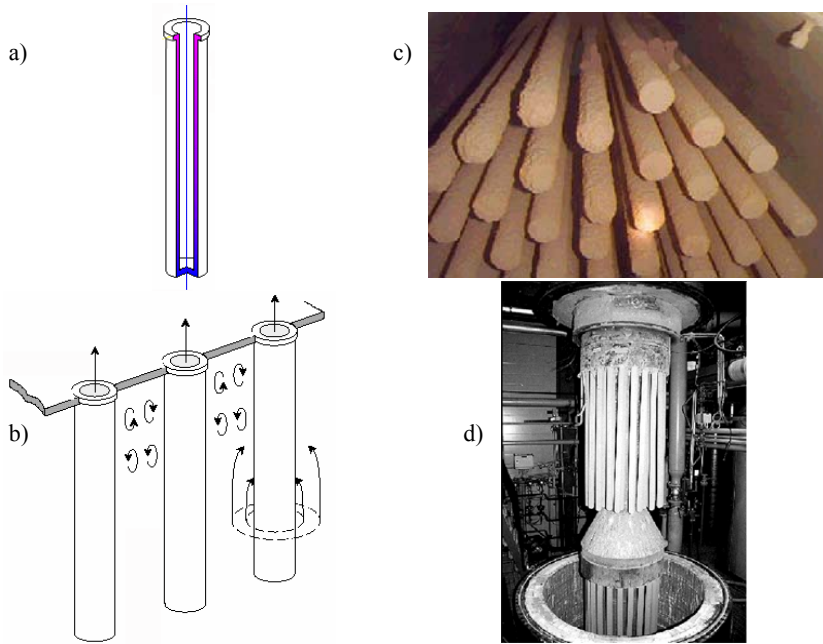


Fig. 4.76. Elemente filtrante cilindrice și dispunerea lor în interiorul instalațiilor

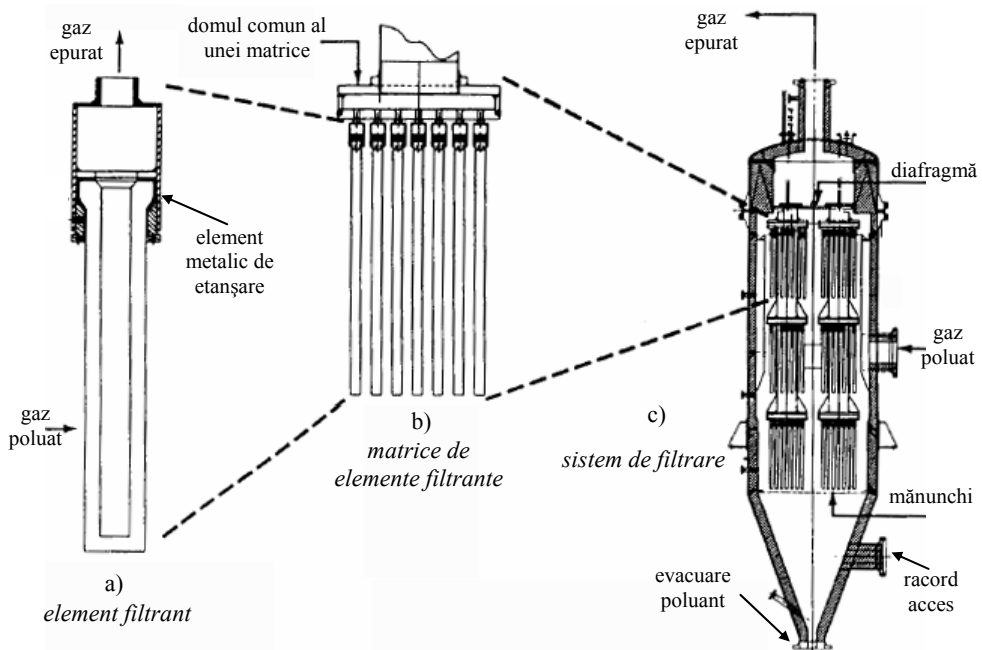


Fig. 4.77. Reprezentarea schematică a unui sistem filtrant cu elemente ceramice cilindrice:
a) – element filtrant; b) – matrice de elemente filtrante; c) – sistemul filtrant.

gazului epurat. În acest fel, se presurizează, pentru scurt timp, numai domul colector al matricei de elemente filtrante aflate în regim de curățare.

Așa cum se poate observa, atât din figura 4.77,c, cât și din figura 4.76,d, mănunchiurile de elemente filtrante sunt fixate, în diafragma superioară, la partea inferioară fiind libere. În acest fel, este permisă dilatarea longitudinală a mănunchiurilor de elemente filtrante.

Reprezentarea, schematică, a unei secțiuni transversale, realizate în zona contaminată a unui sistem filtrant, cu patru mănunchiuri, este dată în figura 4.78 [4.17], săgețile indicând sensul de rotire al mănunchiurilor, în timpul operațiunii de schimbare a elementelor filtrante, ale fiecărei matrice, în parte.

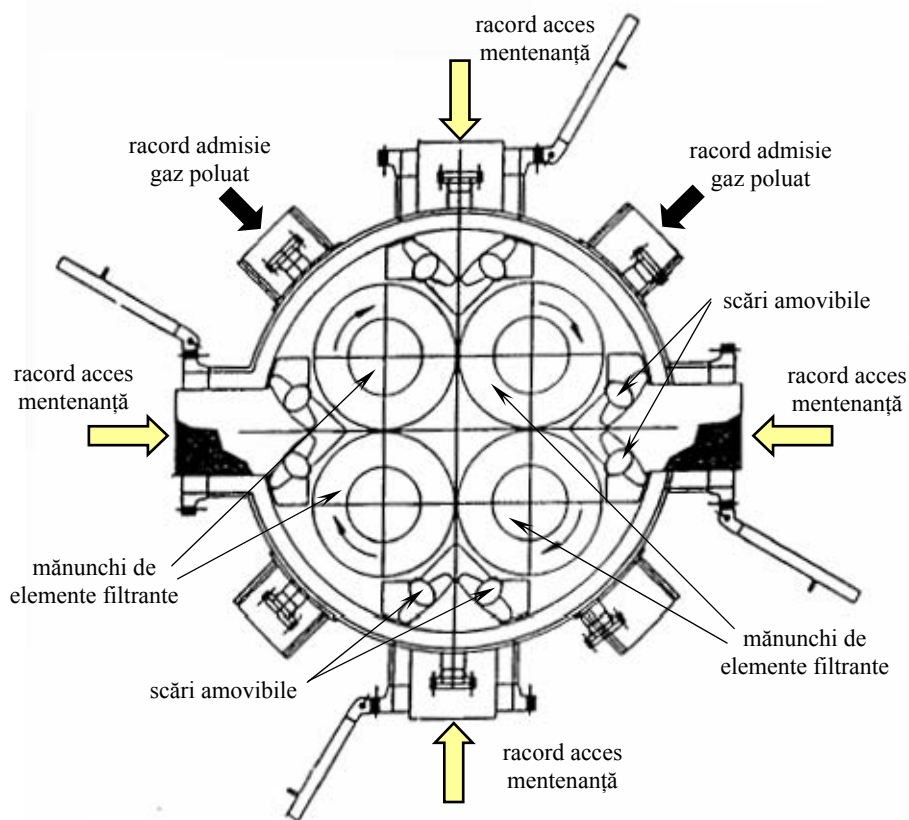


Fig. 4.78. Secțiune transversală prin zona de gaz contaminat a unui sistem de filtrare cu patru mănunchiuri de elemente filtrante, cilindrice [4.17]

Bibliografie

- 4.1. ALVIN M.A., LIPPERT T.E., SMELTZER E.E., BRUCK G.J., *Advanced Hot Gas Filter Performance and Characterization*, U.S. Department of Energy, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems '98 Conference, Morgantown, West Virginia, 1998.
- 4.2. BARRA C., LIMAYE S., VAUBERT V., STINTON D., *Advanced Ceramic Hot Gas Filters*, U.S. Department of Energy, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems '98 Conference, Morgantown, West Virginia, 1998.
- 4.3. BIOCCHI S., *Les polluantes et les techniques d'épuration des fumées*, Lavoisier, TECHNIQUE & DOCUMENTATION, 1998.
- 4.4. BLANCHARD J.M., POPESCU M., CARRE J., *Analyse et traitement des rejets atmosphériques industriels*, INSA Lyon, Département de Génie Énergétique, UTC București, Faculté d'Installations, 1996-1997.
- 4.5. BRNA T.G., KILGORE J.D., *The impact of particulate emissions control on the control of others MWC air emissions*, Journal of the Air & Waste Management Association, **40**, 9, 1997.
- 4.6. COOPER C.D., ALLEY F.C., *Air Pollution Control: A Design Approach*, Waveland Press, Prospect Heights, III, 1986.
- 4.7. CRAWFORD M., *Air Pollution Control Technology*, New York, McGraw Hill, 1976.
- 4.8. CRISTESCU D., MACARIE R., BOTA M., GHEORGHE N., *Realizări moderne în tehnica desprăfuirii electrostatice în centralele termoelectrice*, a XXII-a Conferință națională de termoenenergetică și termoficare, 1995.
- 4.9. DAVIDSON J.H., *Electrostatic precipitation*, ME 515, Fall Semester, 2000.
- 4.10. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.
- 4.11. DURHAM M., BUSTARD J., BALDREY K., EBNER T., SLYE R., *Flue Gas Conditioning for Improved Electrostatic Precipitator and Fabric Filter Performance*, ENERGEX 2000, ADA-ES Publication, No.00001.
- 4.12. FELDMAN P.L., *Effects of Particle Size Distribution on The Performance of The Electrostatic Precipitators*, Research-Cotrell, Inc., Presented at APCA annual Meeting, Boston, 1975.
- 4.13. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenenergetica și mediul*, Editura Tehnică, București, 1996.
- 4.14. ISTRATE M., GUȘĂ M., *Impactul producerii, transportului și distribuției energiei electrice asupra mediului*, Editura AGIR, București, 2000.
- 4.15. LAPPLE C.E., *Processes Use Many Collection Types*, Chemical Engineering, 58, May, 1951.
- 4.16. LEDBETTER J.O., *Electrostatic Precipitators Efficiency Calculations*, Journal of Air Pollution Control Association, **28**, 12, 1978.
- 4.17. LIPPERT T.E., BRUCK G.J., SANJANA Z.N., ALVIN M.A., NEWBY R.A., *Performance of the Westinghouse APF in Pilot Scale Test Facilities*, U.S. Department of Energy, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems '98 Conference, Morgantown, West Virginia, 1998.
- 4.18. MACARIE R., *Cercetări privind optimizarea instalațiilor de electrofiltre*, Teză de doctorat, Universitatea Politehnică București, 1996.
- 4.19. McCAIN J.D., GOOCH J.P., SMITH W.B., *Results of Field Measurements of Industrial Particulate, Sources and Electrostatic Precipitators Performance*, Journal of Air Pollution Control Association, **25**, 2, 1975.
- 4.20. MCCONELL L., TAYLOR B., LIJAP O., LITKE H., *The Electrostatic Precipitator to Baghouse Conversion - An Analysis of Concept, Engineering, Implementation, and Successes*, BHA Group, Inc. Technical Papers, June, 2000.
- 4.21. MOON J.D., GEUM S.T., LEE G.T., PARK D.K., *Corona Discharge and Ozone Generation Characteristics of a Point-Plate Type Nonthermal Plasma Reactor with Ferroelectric Pellet Barrier*, Journal of the Korean Physical Society, Vol.38, No. 6, June, 2001.

-
- 4.22. MUIR D.M., ed., *Dust and Fume Control – A user guide*, Institution of Chemical Engineering, Rugby, Warwickshire, 1992.
 - 4.23. NIBELEANU Șt., ARTINO A., NAPU S., *Instalații de separare a prafului cu electrofiltre*, Editura Tehnică, București, 1984.
 - 4.24. OJANPERA R., HEIN A., *Skewed Gas Flow Technology - A Method to Improve Precipitator Performance*, Babcock & Wilcox Technical Papers - BR-1671, Presented to Canadian Pulp and Paper Association, January, 1999.
 - 4.25. PEASE B., SRINIVASACHAR S., PORLE K., HAYTHORNTHWAITHE S., RUHL J., *Ultra-High Efficiency ESP Development for Fine Particulate and Air Toxics Control – Phase I and II Mercury Removal Investigations*, U.S. Department of Energy, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems '98 Conference, Morgantown, West Virginia, 1998.
 - 4.26. PEAVY H.S., ROWE D.R., TCHOBANOGLIOUS G., *Environmental engineering*, McGraw-Hill, 1985.
 - 4.27. RAMET P., *Filtration de poussières fines*, Journée technique Uniclimate, 5, 1995.
 - 4.28. SINCERO A.P., SINCERO G.A., *Environmental Engineering—A Design Approach*, Prentice-Hall Inc., 1996.
 - 4.29. TĂNĂSESCU F., CRAMARIUC R., *Electrostatica în tehnică*, Editura Tehnică, București, 1977.
 - 4.30. TOBOLCEA V., CREȚU V., *Elemente de protecție a mediului – protecția calității aerului și a apelor subterane*, Universitatea tehnică “Gh.Asachi Iași”, 1995.
 - 4.31. TUMANOV S., *Calitatea aerului*, Editura Tehnică, București, 1989.
 - 4.32. TURNER D.B., *Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates*, Washington D.C., HEW, 1969.
 - 4.33. VESILING P.A., PIERCE J.J., WEINER R.F., *Environmental engineering – Third Edition*, McGraw Hill, 1993.
 - 4.34. WARK K., WARNER C.F., *Air pollution—Its origin and control*-Second Edition, Harper Collins Publishers, 1981.
 - 4.35. WHITE H.J., *Industrial Electrostatic Precipitation*, Reading Mass., Addison-Wesley, 1973.
 - 4.36. WHITE H.J., *Resistivity Problems in Electrostatic Precipitators*, Journal of Air Pollution Control Association, **24**, 4, 1974.
 - 4.37. ZEVENHOVEN C.A.P., *Uni-polar Field Charging of particles Effect of Particle Conductivity and Rotation*, Journal of Electrostatics, 46 (1999), 1-12.
 - 4.38. ***, *Ammonia Conditioning of Flue Gases*, Allied Environmental Technologies, Inc. – Technical Papers, www.alliedenvironmental.com
 - 4.39. ***, *Cleaning the Air*, U.S. Environmental Protection Agency, **0-204-335**, Washington, D.C., 1979.
 - 4.40. ***, *Fișă tehnologică de revizii și reparații la electrofiltrele de 1240000 m³/h, care echipează cazanele CR-1244*.
-

CAPITOLUL 5

TRATAREA REZIDUURILOR LICHIDE ȘI SOLIDE ALE CENTRALELOR TERMoeLECTRICE

Dacă se analizează bilanțul masic al procesului de producere a energiei electrice, se constată că acest proces nu este eficient, în mare măsură. Cel mai defavorabil bilanț masic este acela al centralelor termoelectrice care ard combustibili fosili. Conform reprezentării grafice din figura 1.1, intrările într-un asemenea contur sunt: combustibilii; calcarul necesar controlului emisiei de dioxid de sulf; apa folosită în circuitul de apă-abur, în circuitul de răcire și în activitățile anexe; diferite substanțe chimice, utilizate pentru tratarea apei, condiționare, mentenanță și activități auxiliare.

Cărbunele conține, pe lângă carbonul combustibil, anumite cantități de compuși ai sulfului, precum și o gamă largă de substanțe organice și anorganice, printre care și metale grele. Calcarul conține, pe lângă carbonatul de calciu, utilizat ca reactiv pentru reținerea oxizilor de sulf, și anumite cantități de alte substanțe anorganice.

În funcție de sursa de prelevare, apa conține o serie de substanțe dizolvate și în suspensie, majoritatea lor fiind de origine anorganică. Substanțele chimice, frecvent utilizate în fluxul tehnologic al unor centrale electrice clasice, sunt: coagulanți, pentru pretratarea apei; acid sulfuric; acid clorhidric; sodă caustică; amoniac; fosfați de sodiu și inhibitori de coroziune. Pe lângă aceste substanțe, se mai utilizează diferiți acizi, baze și substanțe organice, pentru efectuarea operațiunilor de mentenanță periodică, incluzând spălarea schimbătoarelor de căldură, pe partea de circulație a apei, a preîncălzitoarelor de aer, în ipoteza în care riscul de depunere a sulfatului de amoniu este mare, a electrozilor de depunere din electrofiltre etc. [5.5].

Ieșirile utile din conturul bilanțului global al unei centrale termoelectrice sunt, evident, energia electrică și, eventual, energia termică, la care se pot adăuga anumite cantități de săruri ale amoniului, utilizabile ca îngrășămintă chimice, de ghips și de diverse aglomerate, utilizabile în industria materialelor de construcție, precum și anumite cantități de sulf și acid sulfuric, dacă recuperarea este mai complexă. Pe lângă acestea, rezultă, însă, o mare cantitate de deșeuri, care reprezintă surse de poluare, pentru toți factorii de mediu, indiferent dacă aceste substanțe sunt deversate, în atmosferă sau în emisari, sau stocate, in-situ.

Așa cum s-a arătat în capitolul 1, principalul proces din centrală, acela al arderii combustibilului, se constituie într-o sursă majoră de poluare a atmosferei. Pe lângă poluarea atmosferei, arderea combustibilului, precum și toate procesele care contribuie la desfășurarea procesului principal, se constituie în importante surse de deșeuri lichide și solide, care pot polua, sever, apa și solul.

Cantitativ, cele mai importante deșeuri solide, ale unei centrale, sunt zgura și cenușa, rezultate în urma arderii combustibilului și sărurile de calciu, rezultate din procesul de reducere a emisiilor de oxizi de sulf [5.5]. Chiar dacă aceste substanțe nu sunt considerate ca fiind foarte agresive, depozitarea lor implică o serie de precauții, astfel încât amplasamentul trebuie să respecte condiții, precum:

- ✓ terenul trebuie să fie ferit de riscul inundațiilor, pentru o perioadă de timp de cel puțin 100 de ani;
- ✓ amplasamentul trebuie să fie compatibil cu utilizarea care i se dă;
- ✓ amplasamentul trebuie să prezinte zone tampon suficient de mari, în raport cu construcțiile sau amenajările existente;
- ✓ trebuie să existe o zonă minimă de separare între baza amplasamentului de stocare a deșeurilor și pânza de apă freatică;
- ✓ apele de suprafață, din zona depozitului, trebuie deviate sau foarte bine controlate;
- ✓ înainte luării deciziei de stabilire a amplasamentului, trebuie făcută o expertiză topografică, a acestuia și a zonelor învecinate, precum și studii hidrologice și geologice, incluzând descrierea acviferului, analiza nivelului și calității apei și descrierea parametrilor geotehnici ai materialelor substratului.

Amenajarea amplasamentului depozitului de deșeuri solide trebuie să prevadă, încă din stadiul de proiectare, următoarele:

- ✓ proceduri pentru controlul apelor pluviale;
- ✓ proceduri pentru controlul pulberilor fine, care sunt antrenate de către curenții de aer;
- ✓ metodele de transport a deșeurilor și, dacă este cazul, rețeaua de drumuri necesare;
- ✓ procedeele de filtrare și evacuare a infiltrațiilor;
- ✓ programe de monitorizare a calității pânzei freactice;
- ✓ modul de dispunere și de compactare a deșeurilor, pe toată durata utilizării depozitului;
- ✓ împrejmuirea și securizarea zonei de stocare a deșeurilor;
- ✓ măsurile de asigurare a securității personalului;
- ✓ procedurile de acțiune, în cazul producerii unor accidente;
- ✓ programele de pregătire și documentare a personalului.

Chiar dacă depozitarea zgurii și cenușii implică un efort economic considerabil, nu trebuie neglijată poluarea solului, generată de instalațiile de preparare a combustibilului, de depozitele de combustibil, carburanți, lubrifianți, substanțe chimice diverse. De asemenea, nu trebuie neglijate reziduurile rezultate din instalațiile electrice ale centralelor. Solul poate fi poluat prin scurgerile de ulei de transformator, prin depozita-

rea materialelor ceramice și a unor deșeuri de metale, mai mult sau mai puțin oxidate.

O sursă importantă de deșeuri lichide o reprezintă procesul de tratare a apei utilizate în circuitul termic. Astfel, apa uzată, rezultată din acest proces, conține urme ale reactivilor utilizați, precum și demineralizatori acizi și bazici. O altă sursă importantă de apă poluată o reprezintă circuitul de răcire, precum și scurgerile din circuitul principal. O a treia sursă importantă de poluare a apei o reprezintă instalațiile de tratare a emisiilor gazoase, în special de tratare a emisiei de oxizi de sulf, precum și instalațiile de transport a zgurii și cenușii.

Din punct de vedere cantitativ, apa de răcire, vehiculată prin condensator, reprezintă cel mai important flux de apă, din întreaga centrală. Astfel, dacă se presupune că temperatura apei de răcire crește cu 10 °C, la nivelul condensatorului, pentru o centrală având puterea de 400 MW este necesar un debit de apă de răcire de 760 m³/min [5.5]. În cazul în care circuitul de răcire este deschis, datorită debitelor foarte mari de apă, nu este indicat ca apa de răcire să fie recirculată, ea trebuind evacuată, cel mai probabil în emisarul ce constituie sursa de apă de răcire. Pericolul creșterii excesive a temperaturii apei emisarului, poate face necesară utilizarea unor lacuri de răcire sau răcirea în circuit închis. În cazul centralelor cu circuit închis, la nivelul turnurilor de răcire, apa caldă, de la ieșirea condensatorului, este răcită prin evaporarea, permanentă, a unui debit de apă. Vaporii de apă, precum și picăturile de apă, antrenate de fluxul de vapori, se constituie într-o sursă de poluare, locală, a atmosferei. Continua evaporare a unui debit de apă, face să crească concentrația sărurilor din lichidul de răcire. Atunci când soluția ajunge la saturație, sărurile se pot sedimenta pe tubulatura condensatorului și a pe celelalte echipamente ale circuitului de răcire. Sedimentarea poate fi evitată prin introducerea unor inhibitori chimici sau prin purjarea, periodică, a unei cantități din apa de răcire. Debitul de apă purjată, cu concentrație ridicată de săruri, reprezintă un al doilea reziduu poluant, rezultat din circuitul de răcire.

Indiferent dacă răcirea se realizează în circuit deschis sau închis, temperatura apei de răcire favorizează dezvoltarea unor microorganisme, care pot colmata țevile condensatorului. Pentru a evita dezvoltarea exagerată a acestor microorganisme, apa de răcire este clorinată, o anumită cantitate de clor putându-se regăsi în apa dirijată către emisar sau în purjă. Datorită toxicității ridicate a clorului, cel puțin în cazul centralelor cu circuit deschis, este necesară declorinarea apei de răcire.

Cantități relativ mari de apă reziduală contaminată rezultă din instalațiile de transport a cenușii și zgurii, evident, în cazul arderii combustibililor solizi. Cantitatea de cenușă și zgură este strict dependentă, la o aceeași cantitate de energie furnizată, de concentrația sterilului din cărbune. Se poate aprecia, totuși, că aproximativ 20 %, din totalul substanței solide, este reținută, sub formă de zgură, la baza focarului, 4 %, sub formă de cenușă zburătoare, la ieșirea gazelor din economizor, restul de 76 % fiind reținut de electrofiltru sau de filtrul cu saci. Cenușa reținută din gazele de ardere poate fi transportată hidraulic, sub formă de șlam, sau pneumatic, în cazul centralelor noi fiind preferată această ultimă variantă. Zgura, reținută la baza focarului, este răcită cu un flux continuu de apă. Periodic, șlamul, astfel format, este transportat către depozitul final sau către o zonă de stocare intermediară.

În aceste condiții, apa rezultată este intens poluată cu substanță solidă în suspensie, cu săruri dizolvate și cu metale grele, pH-ul apei reziduală putând varia în limite foarte largi. O parte dintre impurificatorii apelor reziduale, utilizate în procesul de transport a zgurii și cenușii, sunt enumerați în tabelul 5.1 [5.5].

Tabelul 5.1. Conținutul de substanțe poluante în apa utilizată pentru transportul zgurii și cenușii

Substanța	În apa de transport a zgurii de la baza focarului		În apa de transport a cenușii zburătoare	
	minim	maxim	minim	maxim
Debit de apă	17 m ³ /min	87 m ³ /min	11,7 m ³ /min	33,3 m ³ /min
pH	4,1	7,9	3,6	6,3
Substanță solidă dizolvată	69 mg/l	404 mg/l	141 mg/l	820 mg/l
Substanță solidă în suspensie	5,0 mg/l	657 mg/l	2,0 mg/l	256 mg/l
Aluminiu	0,5 mg/l	8,0 mg/l	3,6 mg/l	8,8 mg/l
Amoniac (în echivalent azot)	0,04 mg/l	0,34 mg/l	0,02 mg/l	0,43 mg/l
Arsenic	0,002 mg/l	0,15 mg/l	0,005 mg/l	0,023 mg/l
Cadmiu	0,001 mg/l	0,002 mg/l	0,023 mg/l	0,052 mg/l
Calciu	23 mg/l	67 mg/l	94 mg/l	180 mg/l
Clor	5 mg/l	15 mg/l	5 mg/l	14 mg/l
Cupru	0,01 mg/l	0,14 mg/l	0,16 mg/l	0,45 mg/l
Cianuri	0,01 mg/l	0,01 mg/l	0,01 mg/l	0,01 mg/l
Fier	1,7 mg/l	11 mg/l	0,33 mg/l	6,6 mg/l
Plumb	0,01 mg/l	0,031 mg/l	0,01 mg/l	0,2 mg/l
Magneziu	0,3 mg/l	9,3 mg/l	9,4 mg/l	20 mg/l
Mercur	0,0002 mg/l	0,0026 mg/l	0,0002 mg/l	0,0006 mg/l
Siliciu	6,1 mg/l	8,6 mg/l	10 mg/l	15 mg/l
Sulfati	41 mg/l	80 mg/l	240 mg/l	440 mg/l
Zinc	0,02 mg/l	0,16 mg/l	1,1 mg/l	2,7 mg/l

Concentrația ridicată a suspensiilor solide, impune, pentru majoritatea centralelor, în care se arde cărbune, realizarea unor lacuri artificiale, în care substanța solidă să se decanteze, apa rezultată putând fi reutilizată sau deversată.

Instalațiile de reducere a emisiei de oxizi de sulf, indiferent dacă au la bază tehnologiile de tip umed sau uscat, sunt generatoare de apă reziduală poluată. Cantitatea de apă reziduală este semnificativ mai mare în cazul tehnologiilor umede, însă și tehnologiile uscate și cvasiuscate pot fi considerate generatoare de apă reziduală, poluată, atâta timp cât sub-produsele de reacție sunt transportate, la locul de depozitare, prin intermediul unui flux de apă. În mod frecvent, apa rezultată din procesele de desulfurare, mai ales din cele umede, are un conținut ridicat de substanță solidă dizolvată și în suspensie și sunt saturate cu sulfat de calciu. Deoarece cărbunii conțin și anumite cantități de clor și fluor, rapid reținute în timpul procesului de desulfurare umedă, apa reziduală va conține și combinații chimice ale acestor substanțe. De asemenea, nu este de neglijat conținutul de aditiv nereacționat, de obicei carbonat de calciu, precum și un anumit conținut de metale grele.

Concentrațiile tipice de poluanți, în apa rezultată din procesul de deulfurare secundară umedă, sunt date în tabelul 5.2 [5.5].

Tabelul 5.2. Concentrații tipice de poluanți în apa rezultată din sistemele de desulfurare umedă

Substanța	Concentrația (mg/l)	Substanța	Concentrația (mg/l)	Substanța	Concentrația (mg/l)
Aluminiu	0,03 ÷ 2,0	Plumb	0,01 ÷ ,52	Clor	420 ÷ 33000
Arsenic	0,004 ÷ 1,8	Magneziu	4,0 ÷ 750	Fluor	0,5 ÷ 58
Calciu	180 ÷ 2600	Mercur	0,0004 ÷ 0,07	Sulfați	600 ÷ 35000
Crom	0,015 ÷ 0,5	Sodiu	10 ÷ 29000	Sulfizi	0,9 ÷ 3500
Cupru	0,002 ÷ 0,56	Zinc	0,01 ÷ 0,59	Total substanță solidă dizolvată	2800 ÷ 92500

Dacă la observațiile anterioare se adaugă și cele referitoare la cantitățile relativ mari de apă uzată, rezultate din procesul de preparare a combustibilului, în mod direct sau indirect, precum și cele rezultate din operațiunile de mentenanță, care se scurg prin sistemele de drenare, rezultă necesitatea realizării unui control stric al apelor reziduale, la nivelul întregii centrale.

5.1. Tratarea reziduurilor lichide

Pentru tratarea reziduurilor lichide ale centralelor termoelectrice pot fi utilizate numeroase tehnologii, urmărindu-se eliminarea substanței solide aflate în suspensie, separarea și reținerea reziduurilor petroliere, provenite din pierderile de combustibil sau de lubrifianți, neutralizarea, declorinarea, reținerea reziduurilor de metale grele. O parte dintre tehnicile frecvent utilizate sunt prezentate în secțiunile următoare.

5.1.1. Eliminarea suspensiilor solide din apa reziduală

Metoda cea mai veche și cea mai răspândită pentru eliminarea suspensiilor solide este aceea a decantării apei reziduale, în bazine de decantare. Evident, aceste bazine trebuie astfel dimensionate încât să asigure durata de rezidență necesară desfășurării fenomenului fizic de decantare gravitațională. În instalațiile actuale, procesului de decantare îi sunt asociate procese de coagulare și floculare, atât pentru reducerea timpului de staționare a reactivului, în apa brută, cât și pentru reducerea dimensiunilor instalațiilor de tratare. În foarte multe situații, coagularea și flocularea nu sunt procese tehnologice independente, ci sunt înglobate în structura constructivă și în fluxul tehnologic al decantorului [5.3, 5.9, 5.11, 5.14].

Particulele fine crează suspensii coloidale, în apă. Cinetica dispersiei coloidale este influențată de o serie de parametri, precum [5.3]:

- ✓ natura mediului bifazic,

- ✓ temperatura la care au loc procesele de decantare, coagulare, floclare,
- ✓ concentrația de coloizi,
- ✓ prezența unor substanțe cu rol de inhibitor,
- ✓ intensitatea agitației,
- ✓ timpul de rezidență a amestecului de apă și reactiv, în bazinele de tratare.

Declanșarea și desfășurarea proceselor de decantare, coagulare și floclare poate fi caracterizată printr-un parametru adimensional, numit numărul lui Camp [5.3]

$$K = G \cdot t, \quad (5.1)$$

în care, G este gradientul de viteză, iar t reprezintă timpul de rezidență.

Gradientul de viteză este definit ca diferența dintre vitezele a două straturi de lichid adiacente, este dependent de temperatură, prin intermediul coeficientului de vâscozitate dinamică, și este unul dintre cei mai importanți parametri ai proceselor de coagulare și floclare. Gradientul de viteză mediu, corespunzător regimului turbulent, poate fi calculat cu relația [5.3]

$$G = \sqrt{\frac{P}{V \cdot \mu}} \quad (\text{s}^{-1}) \quad (5.2)$$

în care, P este puterea disipată pentru agitarea unui volum, V , de apă, iar μ este coeficientul de vâscozitate dinamică.

Floclarea este un proces cu cinetică lentă, astfel încât agitația nu trebuie să fie violentă, pentru a permite formarea microfloculelor și apoi creșterea volumului acestora. Spre deosebire de floclare, coagularea este un proces ireversibil, care necesită timpi mici, pentru ca reacția să fie completă, în condițiile unei agitații intense.

În aceste condiții, adoptarea unei anumite valori pentru numărul Camp depinde de tipul reacției, de timpul de desfășurare a acesteia, de consumul de energie, de natura agentului coagulant și de cantitatea de substanță coagulantă. Timpul de staționare și numărul Camp se aleg și în funcție de tehnologia de limpezire, folosită ulterior.

Coagulanții pot fi clasificați, după natura lor, astfel [5.3]:

- ✓ săruri de aluminiu: sulfat de aluminiu, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$; clorură de aluminiu, AlCl_3 ; sulfat de aluminiu în combinație cu var stins, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{Ca}(\text{OH})_2$; sulfat de aluminiu și carbonat de sodiu, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{Na}_2\text{CO}_3$; aluminat de sodiu, NaAlO_2 ; compuși de aluminiu polimerizați, PAX, PAC, Aqualenc, Alpoclar;
- ✓ săruri de fier: clorură ferică, FeCl_3 , cu sau fără adaos de var; sulfat feric, $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$, cu sau fără adaos de var; clorosulfat feric, FeClSO_4 ; sulfat feros, FeSO_4 , cu sau fără adaos de var;
- ✓ sulfat de cupru, CuSO_4 ;
- ✓ coagulanți organici de sinteză: melaminformaldehide, epiclorhidrină dimetilamină (EPIDMA), policlorură de dialildimetilamoniu (POLYDADMAC);
- ✓ ozon și clor, care nu sunt coagulanți propriu-ziși ci doar favorizează procesul.

Sărurile de fier reacționează mai rapid decât cele de aluminiu, astfel încât, în ca-

zul utilizării sărurilor de fier se recomandă un număr Camp mai mare [5.3].

Adoptarea unei soluții optime de tratare trebuie să aibă în vedere și utilizarea unor adjuvanți, cu rol de acceleratori ai procesului de floculare, pe lângă unii agenți de oxidare și alcalini, necesari desfășurării normale a procesului [5.3, 5.5, 5.15].

Din punct de vedere constructiv, există mai multe tipuri de instalații de coagulare – floculare – decantare, cu contact între nămol și apă, în etapa finală, de calmare. Reprezentarea schematică a unei astfel de instalații este dată în figura 5.1 [5.5].

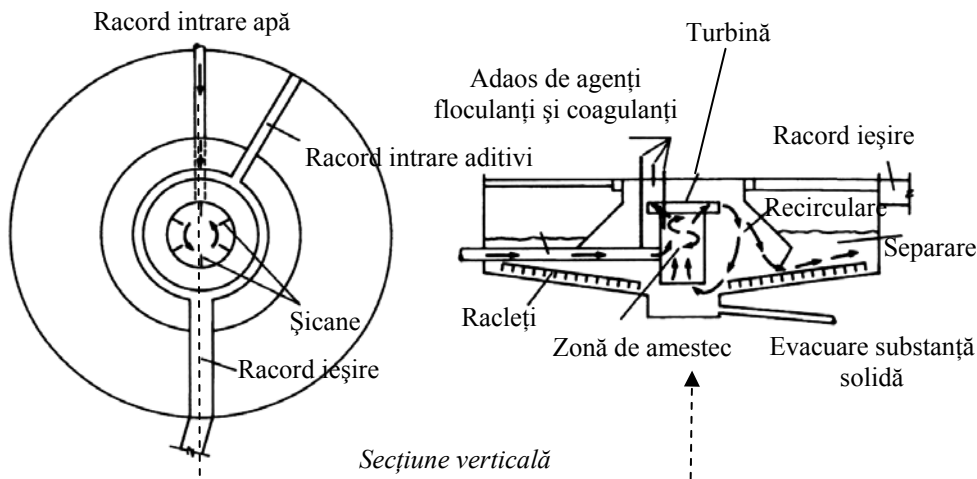


Fig. 5.1. Bazin de decantare – floculare - coagulare, cu contact între nămol și apă, în etapa finală

Acest tip de instalații prezintă o serie de avantaje, importante, în raport cu bazinele clasice sau camerele de decantare. Astfel, echipamentul de tratare este mult mai compact, fapt care se reflectă în reducerea spațiului ocupat și, în multe situații, în reducerea costului investiției. De asemenea, reprezintă un avantaj și faptul că aceste instalații pot fi integrate în procese tehnologice cu funcționare continuă, spre deosebire de instalațiile clasice, care sunt scoase din funcțiune, periodic, pentru decolmatare.

Cele mai des utilizate tipuri de astfel de decantoare sunt: radial flocculator, Turbo-circulator, Circulator, Accelerator, Precipitator Spaulding, Claricontact, Densadeg [5.3].

Un exemplu de astfel de decantor, în construcție mai compactă decât anteriorul, este decantorul de tip tubular sau cu lamele înclinate, a cărui reprezentare schematică este dată în figura 5.2 [5.5]. Lamelele decantorului sau tuburile paralele ale acestuia îmbunătățesc separarea, în zona de sedimentare a instalației. Aceste lamele sunt suficient de lungi încât să ajungă de la suprafața apei, până în zona de calmare. Unghiul de înclinare al lamelelor și spațiul dintre acestea depinde de caracteristicile suspensiilor, de regimul de funcționare al instalației (continuu sau discontinuu) și de dimensiunile impuse acesteia, funcție de spațiul disponibil [5.5].

Atunci când cantitatea de suspensii solide, în apa reziduală, este relativ mică sau

atunci când nu este necesar un foarte înalt grad de reținere a suspensiilor, pot fi utilizate instalații de filtrare. De multe ori, însă, filtrele se instalează în aval de o instalație de decantare.

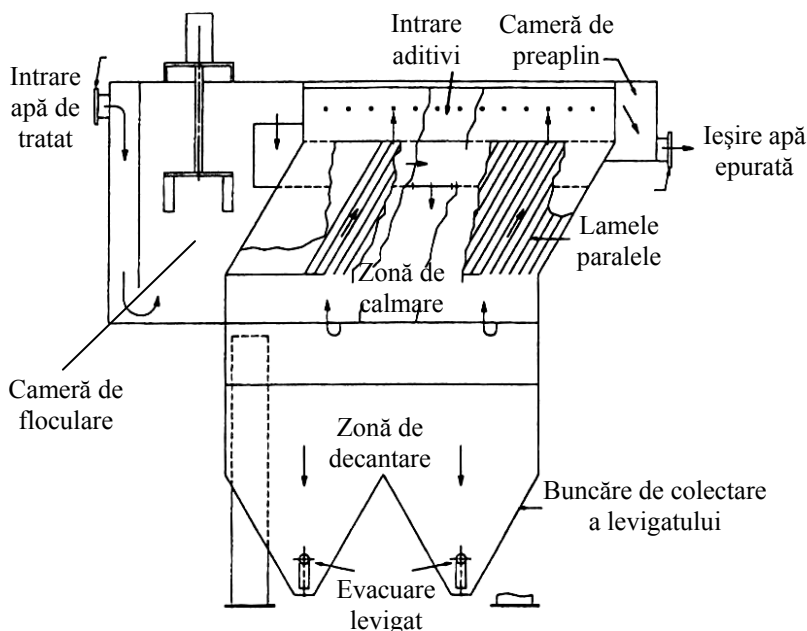


Fig. 5.2. Instalație de decantare cu lamele înclinate

În tabelul 5.3 sunt enumerate avantajele și dezavantajele principalelor patru tipuri de filtre, utilizate pentru reținerea suspensiilor solide din apele reziduale [5.5].

Tabelul 5.3. Filtre pentru tratarea apelor reziduale

Tipul filtrului	Avantaje	Dezavantaje
cu cartuș filtrant	grad bun de reținere a particulelor, de o anumită dimensiune; construcție compactă; cost de investiție relativ mic.	capacitate relativ mică de încărcare a cartușului filtrant, cu material solid; cost ridicat al înlocuirii cartușului filtrant.
presurizat	reține particule având dimensiunile cuprinse într-un domeniu larg; nu este necesară pomparea lichidului la ieșirea din filtru; mai ieftin decât filtrul gravitațional.	nu poate fi observat patul de filtrare; apa utilizată pentru spălarea în contracurent trebuie deversată; cost relativ ridicat al investiției.
gravitațional	reține particule având dimensiunile cuprinse într-un domeniu larg; capacitate mare de reținere; exploatare și mentenanță ușoare; poate fi observat patul filtrant.	este necesară o pompare secundară; apa utilizată pentru spălarea contracurent trebuie deversată; cost relativ ridicat al investiției.

Tabelul 5.3. Continuare

cu flux vertical	coagulantul poate fi folosit în amonte, pentru a mări gradul de reținere; are cea mai mare capacitate de reținere a suspensiilor, funcționând până când întregul volum al mediului filtrant este uzat.	nu este utilizabil în multe dintre aplicațiile practice; număr redus de furnizori; apa, utilizată pentru spălarea contracurent a elementului filtrant, trebuie deversată; cost relativ ridicat al investiției.
------------------	--	--

În figura 5.3 sunt date reprezentările schematice ale unui filtru presurizat (a) și a unui filtru gravitațional (b) [5.5]. Elementul filtrant, al ambelor categorii de filtre, îl reprezintă straturile de nisip, de diverse granulații, și de pietriș. În cazul filtrelor presurizate, aceste straturi filtrante sunt dispuse într-o anvelopă etanșă, fluxul de apă fiind forțat să se deplaseze, sub influența presiunii aplicate, către straturile de nisip, din ce în ce mai fin, situate la partea inferioară a anvelopei. Atunci când căderea de presiune, pe straturile filtrante, depășește o anumită valoare, filtrul este curățat, prin trecerea unui flux de apă, în sens invers circulației normale a acesteia. Evident, această operațiune implică scoaterea din funcțiune a filtrului. În mod obișnuit, secțiunea transversală a zonei filtrante se dimensionează funcție de capacitatea de filtrare specifică a acestui tip de instalații, capacitate cuprinsă între 1,05 l/min și 1,76 l/min, pe fiecare metru pătrat.

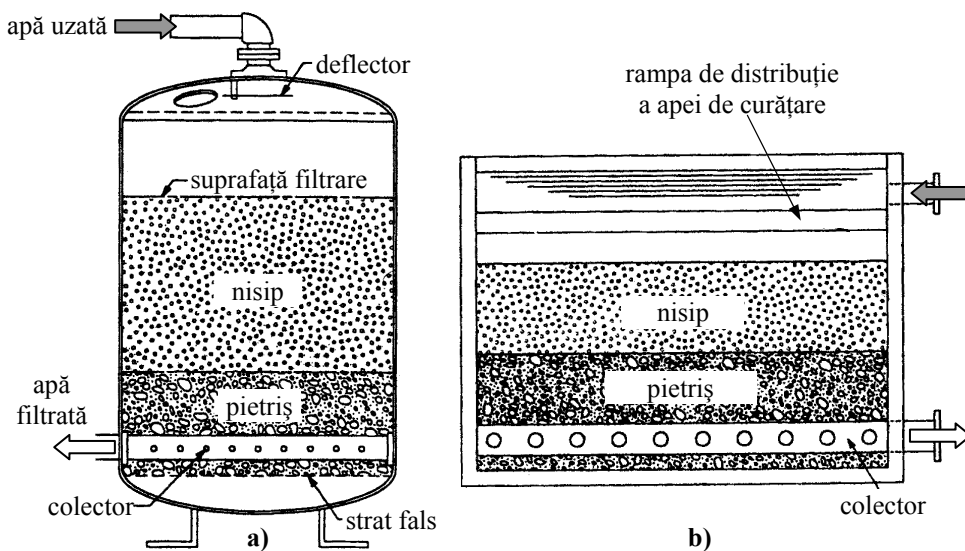


Fig. 5.3. Filtru presurizat (a) și filtru gravitațional (b)

Filtrele gravitaționale sunt similare cu cele presurizate, cu excepția faptului că partea superioară a instalației are doar rol de a menține materialul filtrant, în anvelopa lui, fără a permite presurizarea conținutului. Aceste filtre pot fi separate în mai multe celule, fiecare dintre ele putând fi curățată separat de celelalte. În acest fel, nu este scoasă din funcțiune întreaga instalație, iar puterea pompelor din circuitul apei de spă-

lare este mai mică decât în cazul filtrelor presurizate. Există și posibilitatea utilizării apei filtrate, rezultate din unele celule, pentru curățarea celorlalte celule filtrante. Realizarea modulară, permite tratarea unor debite mari de apă reziduală, în condițiile în care costurile de investiție sunt relativ mici [5.5].

5.1.2. Separarea uleiurilor

Uleiurile lubrifiante și vaselinele, utilizate pentru întreținerea echipamentelor mecanice ale unei centrale, pot polua apa din rețeaua generală de drenare și canalizare. Alte surse de poluare, de acest tip, sunt și instalațiile de stocare a combustibililor lichizi, ca și transformatoarele din stația de evacuare a puterii din centrală. Toate scurgerile, care pot fi contaminate cu astfel de reziduuri, trebuie colectate și tratate, într-o instalație de separare.

Deoarece majoritatea uleiurilor au greutate specifică mai mică decât aceea a apei, separarea constă, de fapt, în retenția, temporară, a apei contaminate, în niște bazine de separare. În figura 5.4 este dată reprezentarea schematică a unui separator de uleiuri, în construcție de tip gravitațional. Pentru a preveni scurgerea reziduurilor de uleiuri, simultan cu apa, atunci când aceasta este evacuată din separator, separatorul este prevăzut cu diafragme și cu posibilitatea descărcării parțiale.

Uleiul colectat este pompat, în exterior, la anumite intervale de timp, prin intermediul unor pompe portabile.

Atunci când uleiul rezidual este fin dispersat în apă, formând emulsii, iar limitele impuse nivelului poluării efluenților sunt foarte drastice, se pot utiliza separatoare de ulei cu fuzionare. Aceste separatoare sunt tot de tip gravitațional, numai că se utilizează și anumite elemente, care determină aglomerarea micilor particule de ulei. Procesul de aglomerare continuă până când dimensiunile particulelor sunt suficient de mari încât să se obțină o separare gravitațională eficientă [5.5].

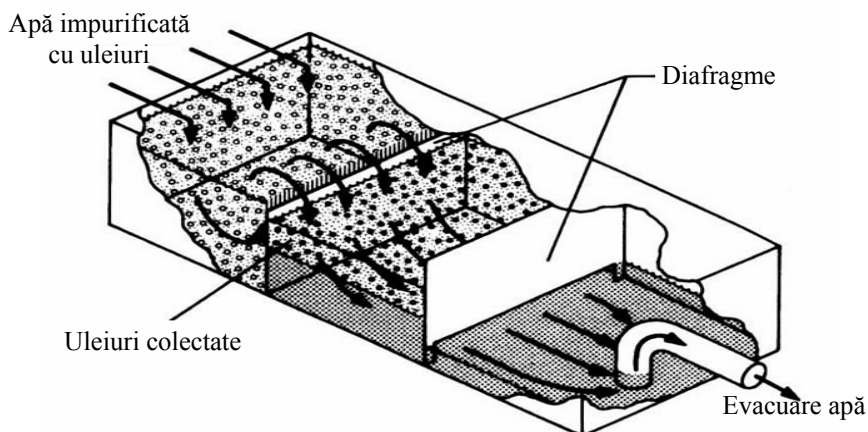


Fig. 5.4. Principiul separării gravitaționale a uleiurilor din apele reziduale

5.1.3. Neutralizarea apelor reziduale

Apele reziduale rezultate din diferite fluxuri tehnologice ale centralelor electrice sunt mult prea încărcate cu substanțe periculoase, pentru a fi deversate sau utilizate în alte procese din centrală, ca atare sau în amestec, motiv pentru care ele sunt supuse unor procese de neutralizare. Apele reziduale, care trebuie procesate astfel, provin din instalațiile de tratare a apei, dar și ca scurgeri, în vecinătatea coșurilor de fum, a depozitelor de substanțe chimice, a laboratoarelor și atelierelor de formare a bateriilor de acumuloare.

Apele reziduale, având un pH diferit de cel neutru, se pot auto-neutraliza, datorită conținutului de acizi, pe de o parte, și de baze, pe de altă parte. Pentru a folosi acest avantaj al auto-neutralizării diferitelor fluxuri de apă, este necesară colectarea acestora în bazine de neutralizare, astfel construite încât să permită colectarea gravitațională. Volumul acestor bazine este astfel dimensionat încât să permită colectarea volumului de apă reziduală corespunzător unui ciclu complet de regenerare a substanțelor demineralizante. Există și situații în care volumul acestor bazine se dimensionează la de două ori volumul apei din cazan, rezultând, evident, bazine de mari dimensiuni. Totuși, chiar dacă dimensiunile bazinului sunt mari, cel de-al doilea mod de dimensionare are avantajul posibilității utilizării bazinului de neutralizare, pe durata de efectuare a operațiunii de curățare chimică a cazanului.

Bazinele de neutralizare sunt echipate cu sisteme de agitare a conținutului și de introducere de acizi sau baze, pentru corectarea valorii pH -ului, precum și cu sisteme de evacuare a apei reziduale neutralizate (figura 5.5) [5.5].

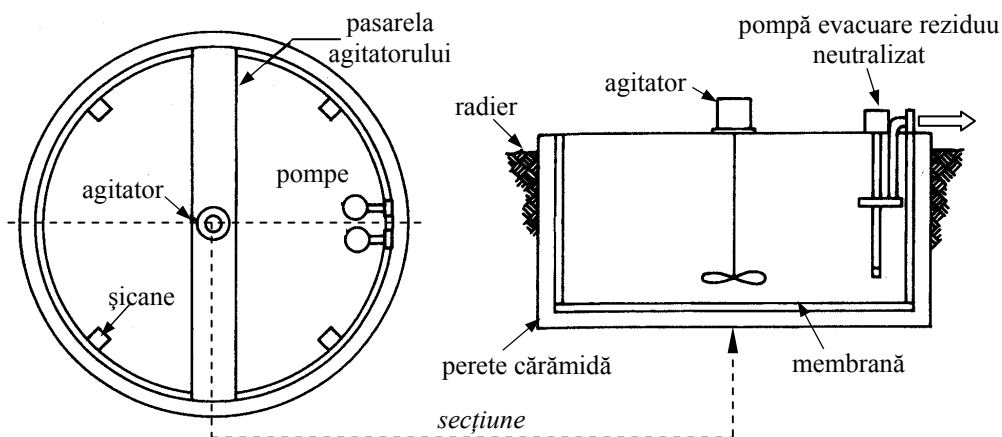
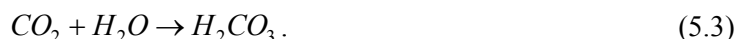


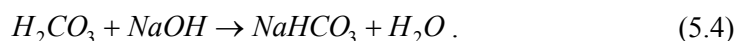
Fig. 5.5. Reprezentarea schematică a unui bazin de neutralizare cu decantare

În cazul centralelor în care combustibilul principal este cărbunele, apa utilizată pentru transportul cenușii și zgurii poate avea caracter acid sau bazic, în funcție de ca-

racteristicile combustibilului și de tehnologiile folosite pentru tratarea emisiilor gazoase. În multe cazuri, în cenușa transportată se află compuși alcalini, solubili în apă, așa cum este CaO, și care fac ca valoarea pH -ului să fie mai mare decât aceea admisibilă deversării. În aceste cazuri, pentru neutralizare se utilizează acidul sulfuric. Această metodă de neutralizare este potențial periculoasă pentru personalul de exploatare a instalației. O alternativă a tratării cu H_2SO_4 este aceea a neutralizării cu CO_2 . Dioxidul de carbon lichefiat este vaporizat, parțial, și dirijat în fluxul de apă uzată. Pentru început, CO_2 se dizolvă în apa reziduală, formându-se, astfel, o cantitate de acid carbonic:



Acidul carbonic neutralizează agenții alcalini, existenți în apa reziduală, conform reacției de principiu

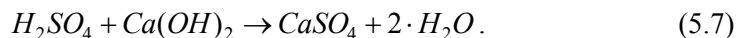
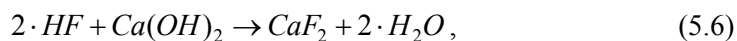
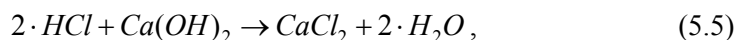


Avantajul esențial al utilizării CO_2 , ca și agent neutralizant, este acela că valoarea pH -ului nu scade sub 6,0, chiar și atunci când cantitatea de substanță neutralizantă este mai mare decât aceea necesară. Ori, valoarea 6,5, pentru pH , este limita inferioară admisă, în România, pentru deversarea apelor uzate în apele de suprafață [5.16]. În SUA, această limită inferioară este de doar 6 unități pH [5.5].

5.1.4. Tratarea apelor rezultate din procesele de desulfurare umedă

În treapta de spălare a proceselor de desulfurare umedă se separă, în afară de SO_2 , și alte substanțe nocive, așa cum sunt HCl, HF, SO_3 și cenușă.

Componentele acide, existente în gazele de ardere, reacționează cu ionii de calciu (Ca^{2+}) și formează săruri neutre, conform reacțiilor chimice:



Înainte de desfășurării reacției (5.7), anhidra sulfurică (SO_3) a reacționat cu apa, transformându-se în acid sulfuric. La rândul său, H_2SO_4 reacționează cu hidroxidul de calciu, formând ghipsul, produs final de reacție care este greu solubil și care se separă.

Fluorura de calciu este, de asemenea, greu solubilă în apă. Ea se depune, constituind, astfel, o parte a produsului final. Împreună cu ghipsul, aceasta formează un compus inert, fără a avea o influență negativă asupra prelucrării ulterioare a ghipsului.

Clorura de calciu este ușor solubilă în apă și se acumulează, îmbogățind, astfel, faza lichidă. Deoarece oțelurile obișnuite nu rezistă la acțiunea clorurii de calciu, dizolvate în apă, în construcția instalațiilor de desulfurare umedă se utilizează oțeluri aliate cu crom.

În producții finali de reacție se găsește și o anumită cantitate de metale grele, provenite fie din dizolvarea cenușii, fie din impuritățile absorbantului. De asemenea, apa reziduală se caracterizează prin pH ridicat.

În figura 5.6 este prezentată schema unei instalații de tratare a apelor reziduale provenite dintr-un proces de desulfurare umedă a gazelor de ardere [5.7, 5.8].

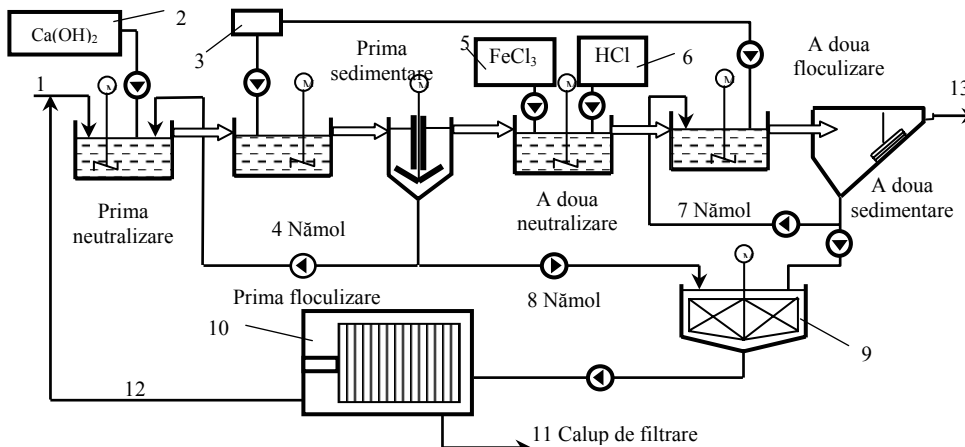


Fig. 5.6. Schema unei instalații de tratare a apelor reziduale provenite dintr-un proces de tratare umedă a gazelor de ardere: 1 - alimentator; 2 - rezervor $\text{Ca}(\text{OH})_2$; 3 - rezervor agent floculant; 4,7,8 - levigat; 5 - FeCl_3 ; 6 - HCl ; 9 - bazin de decantare; 10 - camera filtrului presă; 11 - calup de filtrare; 12 - recirculare agent filtrant; 13 - evacuare apă neutralizată.

Prima neutralizare se realizează cu lapte de var, dozat în cantitatea necesară desfășurării procesului de precipitare a metalelor grele, sub formă de hidroxizi. Ulterior, se introduc agenți floculanți, care au rolul de a separa, cu foarte mare eficiență, substanța solidă aflată în suspensie. După aceste etape de tratare, pH -ul apei uzate crește, până la o valoare cuprinsă între 6 și 9. Cea de a treia componentă a primei etape de tratare este una de sedimentare gravitațională. Urmează o a doua etapă de tratare, formată, la rândul ei, tot din trei componente: neutralizare, floculare și sedimentare. În faza neutralizării, din cea de a doua etapă, nu se mai utilizează $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ci clorură ferică și acid clorhidric.

În fiecare dintre cele două etape, levigatul este separat, prin sedimentare gravitațională. Deoarece nămolul mai conține o cantitate de substanță activă în exces, el este, parțial, reintrodus în circuitul de tratare, restul fiind dirijat către bazinul final de decantare. Nămolul decantat, având o densitate relativ ridicată, este dirijat către ultima etapă a tratării, ce se desfășoară la nivelul unui filtru presă (figura 5.7 [5.5]). Agentul filtrant, lichid, este recirculat, iar calupul de filtrare, având un conținut redus de apă, poate fi depozitat.

În urma unei astfel de tratări, apa de proces este limpede și neutră, dar conține sulfați, cloruri de calciu și cantități foarte mici de metale grele [5.8].

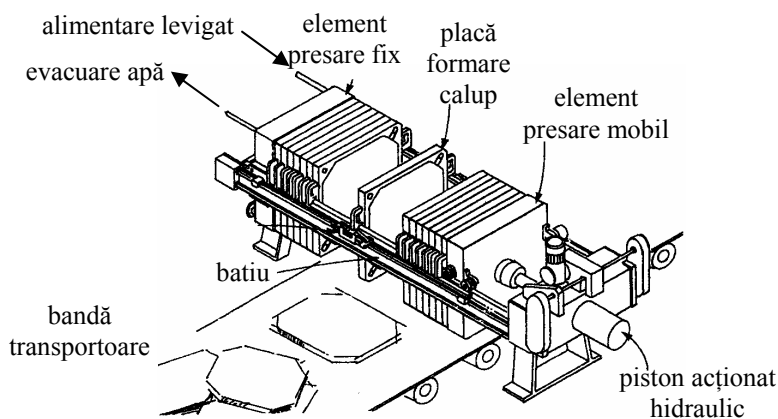


Fig. 5.7. Reprezentare schematică a unui filtru presă

O schemă de neutralizare similară, este parte componentă a procedurii de desulfurare secundară umedă, de tip NIRO și a celui de tip Von Roll. Schema procedurii Von Roll este redată în figura 2.23 (§ 2.3.3.5) [2.4].

5.1.5. Declorinarea și reducerea conținutului de metale grele

În afara procedurilor descrise mai sus, apele reziduale din centralele electrice mai pot parcurge etape tehnologice de declorinare, evaporare și distilare, cristalizare și de eliminare a metalelor grele [5.5, 5.6, 5.7, 5.10, 5.13].

Standardele actuale de calitate a apei impun limite reduse ale compușilor clorurați, astfel încât este necesar controlul strict al prezenței acestor compuși, în apele uzate, ce urmează a fi deversate în emisari. În centralele electrice, clor rezidual poate exista atât în apa din circuitul de răcire, fie el închis sau deschis, cât și în apa reziduală rezultată din procesele de tratare a agentului termic și de transport a poluanților solizi.

Declorinarea se poate realiza prin adaosul de dioxid de sulf, sulfid de sodiu sau metabisulfid de sodiu. Datorită debitelor mari de apă, din circuitul de răcire, este preferabilă utilizarea celui mai ieftin aditiv, așa cum este SO_2 . În anumite situații se poate utiliza și carbonul activ [5.5].

Reacțiile chimice, specifice procesului de declorinare, sunt următoarele:



Toate aceste reacții au o cinetică foarte rapidă. Din punct de vedere stoichiometric, pentru a reține 1 ppm clor, sunt necesare 0.9 ppm SO_2 .

Echipamentul utilizat pentru alimentarea instalației cu SO_2 este similar celui utilizat pentru alimentarea cu clor lichid. Menținerea containerelor de stocare la o temperatură de $22 \div 28 \text{ }^\circ\text{C}$ evită relichefierea gazului, în conductele instalației (temperatura de fierbere a SO_2 este de $-7 \text{ }^\circ\text{C}$, la presiune atmosferică). În cazul în care consumul de gaz este mare, pot fi utilizate, simultan, mai multe containere, reducerea presiunii în acestea nemaifiind suficient de mare încât să apară fenomenul de relichefiere.

Schema de principiu a unei instalații de declorinare cu SO_2 este dată în figura 5.8 [5.5].

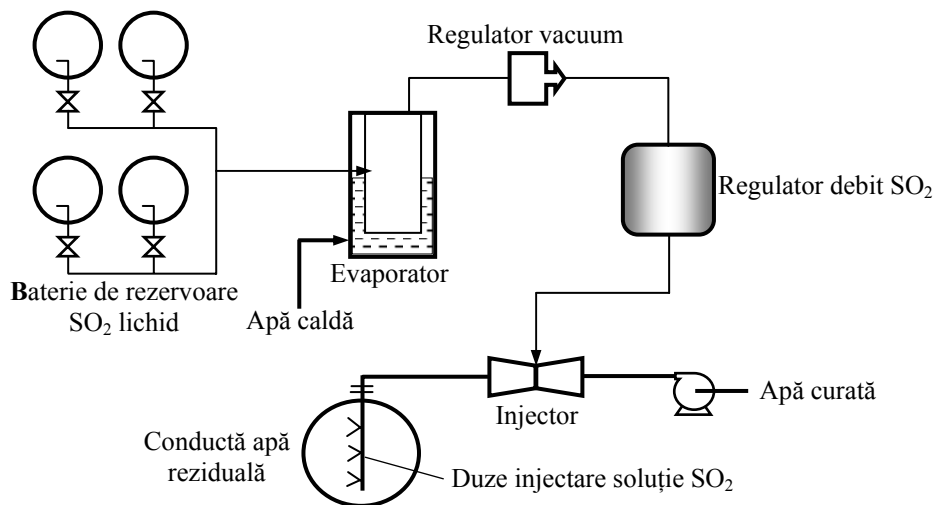


Fig. 5.8. Schema de principiu a unei instalații de declorinare cu SO_2

Din bateria de recipiente de stocare, dioxidul de sulf este dirijat către un evaporator, etapă necesară mai ales atunci când operațiunea de declorinare este de tip continuu. Vaporii de SO_2 trec printr-un regulator de depresiune, prin intermediul căruia se menține presiunea suficient de mare încât să nu apară condens de SO_2 , și printr-un regulator de debit, prin intermediul căruia este controlat gradul de declorinare a apei uzate. Prin intermediul unui injector se crează o oarecare depresiune, pentru a extrage un flux de SO_2 , din regulator, și a-l amesteca cu un flux de apă curată. Soluția, astfel obținută, este injectată în conducta de apă reziduală. Analizoarele de clor, instalate în amonte și în aval de grila de injectare a SO_2 , fac parte din bucla de control a debitului de SO_2 .

Datorită toxicității dioxidului de sulf, trebuie luate o serie de măsuri, prin intermediul cărora să se evite contaminarea incintelor în care se află instalația. În primul rând, este preferabilă instalarea, în camere separate, a părții presurizate și a părții vacuumatice a instalației. Camerele trebuie prevăzute cu exhaustoare, instalate aproape de pardoseală, deoarece dioxidul de sulf este mai greu decât aerul. De asemenea, este preferabilă instalarea unor detectoare de SO_2 , ale căror traductoare sunt instalate, de asemenea, lângă pardoseala camerei.

Metalele grele pot proveni din cărbune, din calcar sau chiar din apa de alimentare a centralei. De asemenea, anumite cantități de metale grele pot contamina apa și în procesele de curățare a țevelor sistemului vaporizator sau a părții externe a preîncălzitoarelor de aer.

Metalele pot fi eliminate din apa reziduală prin diferite procedee, precum precipitare alcalină, precipitare cu sulf sau în schimbătoare de ioni. Precipitarea alcalină utilizează reactivi, precum CaO sau NaOH, conducând la formarea unor hidroxizi ai metalelor grele. Deoarece în astfel de reacții intră relativ puține metale, precipitarea alcalină este mai rar utilizată în fluxul tehnologic de tratare a apelor reziduale ale centralelor electrice. Este preferabilă utilizarea procedeeului de coprecipitare cu fier [5.5]. Într-o primă etapă a procesului este corectat *pH*-ul apei reziduale, până la acea valoare la care reacția dintre metalele, ce se urmărește a fi eliminate, și sărurile fierului are o bună cinetică. După adaosul de clorură ferică și după un proces de oxidare se formează sulfat feros, care precipită, în prezența unor agenți de floclurare. Metalele dizolvate și cele aflate în suspensie sunt reținute de flocoanele de sulfat feros, ce pot fi evacuate, pe la partea inferioară a camerei de reacție și de decantare.

5.2. Tratarea reziduurilor solide

Majoritatea reziduurilor solide, generate de o centrală termoelectrică clasică, provin din procesele de ardere a cărbunelui și de desulfurare a gazelor de ardere. Astfel, mai mult de 10 % din cantitatea de cărbune, introdusă în proces, se regăsește, la ieșirea din proces, sub formă de cenușă și zgură. Acest tip de reziduu nu intră în categoria reziduurilor cu risc ecologic major. Dina acest motiv, cenușa și zgura pot fi depozitate pe sol, dacă, în plus, se adoptă măsuri pentru evitarea contaminării apelor freactice și de suprafață, prin scurgeri și infiltrații [5.5].

În urma desulfurării gazelor de ardere rezultă compuși ai sulfului și calciului, care, după o operațiune de uscare, pot fi depozitați pe sol. Ca și în cazul zgurii și cenușii, riscul ecologic al stocării la suprafață nu este major.

O altă categorie de deșeuri solide o reprezintă nămolurile, rezultate din procesele de tratare a apelor reziduale, în ipoteza în care acestea sunt uscate, în prealabil. Și acest tip de reziduuri solide, la fel ca și anterioarele, nu prezintă risc ecologic major.

În consecință, practic, toate reziduurile solide ale centralelor electrice pot fi considerate cu risc ecologic scăzut și pot fi, astfel, depozitate la suprafața solului, dar numai în condițiile în care se iau măsurile necesare minimizării scurgerilor și infiltrațiilor. Această ultimă condiție este satisfăcută dacă depozitele de astfel de reziduuri solide sunt amplasate în zone în care terenul a fost impermeabilizat [5.5].

Adoptarea unui anumit sistem sau a unei anumite tehnologii de tratare, evacuare și stocare a reziduurilor solide trebuie să țină seama de următorii factori: volumul și tipul reziduurilor, proprietățile acestora, restricțiile posibile dintre substanțele reziduale și cele ale amplasamentului, impactul la mediu al depozitului, normativele de mediu aflate în vigoare, dar și factori de prognoză, precum evoluția probabilă a centralei, a

volumului reziduurilor generate de aceasta, a posibilităților de tratare și chiar a limitelor impuse, prin normativele de mediu [5.4, 5.5, 5.12].

Evaluarea factorilor de natură operațională se referă la următoarele aspecte:

- ✓ tipurile de reziduuri solide generate; acestea se pot schimba, pe durata exploatării centralei, în special datorită adoptării unor noi tehnologii de tratare a gazelor de ardere, dar și datorită schimbării tehnicii de ardere sau a tipului combustibilului;
- ✓ ponderea fiecărui tip de reziduuri solide; aceste ponderi se pot schimba, în timp, datorită utilizării unor combustibili calitativ diferiți sau a unor amestecuri de combustibili și datorită modificării tehnicilor de desulfurare; dacă aceste modificări sunt modificări pe termen lung, ponderea fiecărui tip de reziduu poate diferi și pe termen scurt, efect al caracterului dinamic al sarcinii;
- ✓ localizarea punctelor de evacuare și de depozitare, temporară, a fiecărui tip de reziduu solid;
- ✓ procedurile operative ale centralei și curba de sarcină a acesteia;
- ✓ durata de viață proiectată a centralei.

În ceea ce privește proprietățile reziduurilor solide, interesează o serie întreagă de proprietăți fizice și chimice, pornind de la higroscopicitate, toxicitate și până la posibilitatea emisiei de gaze, prin eliberarea spontană a acestora sau prin procese generatoare de gaze. Adoptarea unor soluții tehnice trebuie să țină seama de toate aceste proprietăți și, în plus, de faptul că acestea se pot schimba, în timp.

Restricțiile impuse amplasamentului de depozitare a reziduurilor solide sunt în legătură cu următoarele aspecte:

- ✓ utilizarea actuală a terenului respectiv;
- ✓ posibilitatea de inundare, de drenare sau de stagnare a apei;
- ✓ apropierea de habitatul natural al diverselor specii de animale, precum și riscul pe care îl poate prezenta depozitul pentru fiecare specie în parte;
- ✓ capacitatea de stocare a depozitului;
- ✓ topografia locului și cât de propice este acesta pentru o dezvoltare ulterioară, eventual alta decât aceea de realizare a unui depozit de reziduuri solide;
- ✓ condițiile climatice existente și modul în care acestea pot fi schimbate, la nivel local, prin amplasarea depozitului de reziduuri;
- ✓ modul și gradul în care pot fi afectate apele subterane;
- ✓ costurile transportului reziduurilor, până la locul de depozitare a acestora;
- ✓ condițiile impuse pentru protejarea depozitului și posibilitățile închidere a acestuia;
- ✓ impactul estetic al depozitului de reziduuri.

La proiectarea unui depozit de reziduuri solide trebuie avute în vedere, în plus, unele aspecte de ordin geotehnic, hidrotehnic și de drept civil. Prezintă importanță deosebită aspectele legate de drenarea apelor pluviale, precum și controlul și monitorizarea scurgerilor, din depozitul de reziduuri [5.5, 5.6].

Depozitele pot fi realizate, din punct de vedere constructiv, prin îndiguirea unei văi naturale sau prin excavare. Controlul cantității de ape pluviale este mai facil în ca-

zul îndiguirilor complet supraterane, deoarece depozitul este afectat numai de apele pluviale directe. În cazul excavărilor sau al utilizării unor depresiuni naturale, trebuie să se țină seama de apele pluviale care se scurg de pe versanți, către depozit.

Modul de realizare a depozitului de zgură și cenușă depinde de tipul sistemului de transport a acesteia, în stare umedă, sub formă de șlam, sau în stare uscată. În multe centrale, pe plan mondial, și în majoritatea centralelor din România, zgura și cenușa sunt transportate hidraulic, la haldele de depozitare [5.1]. În acest caz, trebuie create condiții ca zgura și cenușa să se decanteze, apa de hidrotransport putând fi recirculată. Astfel, un sistem de evacuare, în stare umedă, a reziduurilor solide este format din elementele de transport a suspensiei dense, de decantare a reziduului solid, de evacuare a apei, din decantoare, și de recirculare a apei, către instalația de ardere.

Astfel de depozite de cenușă și zgură funcționează, de obicei, pe trei compartimente [5.1]:

- ✓ un compartiment de exploatare, acoperit cu apă;
- ✓ un al doilea compartiment, de supraînălțare;
- ✓ al treilea compartiment fiind compartimentul de rezervă.

În cazul în care amplasamentul depozitului definitiv se află la distanță mare de centrală, este necesară realizarea unor depozite de rezervă, cu funcționare temporară, în vecinătatea centralei, aceste depozite fiind, în cea mai mare parte a timpului, uscate.

Compartimentele depozitului intră în funcțiune după o perioadă de așteptare de 6 ÷ 8 luni, iar depozitele de avarie intră în funcțiune, pentru perioade relativ scurte, la un interval de 1 ÷ 2 ani [5.1].

După decantare, nămolul este depozitat la una dintre extremitățile amenajării. Lacul artificial de decantare trebuie astfel dimensionat încât să rețină o cantitate suficient de mare de apă, corespunzătoare puterii centralei și timpului de rezidență necesar desfășurării procesului fizic de decantare. Dacă vitezele de sedimentare ale diverselor reziduuri solide sunt similare, atunci nămolul poate fi depozitat, pentru început, într-un depozit temporar, situat deasupra nivelului apei [5.5]. Utilizarea unor astfel de depozite intermediare, determină creșterea densității materialului stocat, prin scurgerea apei, reducându-se, astfel, volumul compartimentului de decantare. De asemenea, un astfel de sistem are o comportare flexibilă, în raport cu debitul de șlam, putând prelua, cel puțin temporar, și deversările altor instalații. Volumul de apă, care se evaporă dintr-un asemenea depozit intermediar, este relativ redus.

Pentru reducerea consumului de apă și a costurilor determinate de necesitatea epurării apei reziduale, centralele termoelectrice moderne preferă evacuarea și depozitarea deșeurilor solide în stare uscată. Sistemele de stocare a reziduurilor solide, în stare uscată, presupun amenajări supraterane, în totalitate sau doar parțial, foarte bine controlate în ceea ce privește sistemul de drenare.

Dacă amplasamentul unui depozit de reziduuri solide uscate este corect ales, iar depozitul este corect construit și exploatat, impactul potențial la mediu al acestuia este mai redus decât acela al depozitelor umede. Acest fapt se explică, în principal, prin nivelul mult mai redus al scurgerilor și infiltrațiilor poluante.

Avantajele pe care le prezintă sistemele de evacuare și stocare a reziduurilor, în stare uscată, și care se concretizează, în final, prin reducerea importantă a scurgerilor poluante, sunt [5.4, 5.5]:

- ✓ depozitul este mai puțin permeabil la apele pluviale, datorită posibilității obținerii unui grad înalt de compactare a reziduurilor solide;
- ✓ cantitatea de apă introdusă în depozit este mai mică, deoarece reziduul este transportat în stare uscată, conținând până la 85 % substanță uscată;
- ✓ drenarea superficială a apelor pluviale este rapidă, viteza de drenare depinzând de dimensiunile pantelor de scurgere;
- ✓ scurgerile pot fi reduce, ulterior, prin fixarea, compactarea sau stabilizarea reziduurilor solide; trebuie menționat faptul că atunci când cenușa zburătoare este amestecată cu reziduurile calcice și sulfuroase ale procesului de desulfurare, crește capacitatea de comprimare a stratului, scăzând, astfel, permeabilitatea acestuia.

Reprezentarea schematică a unui depozit uscat, de suprafață, este redată în figura 5.9 [5.5].

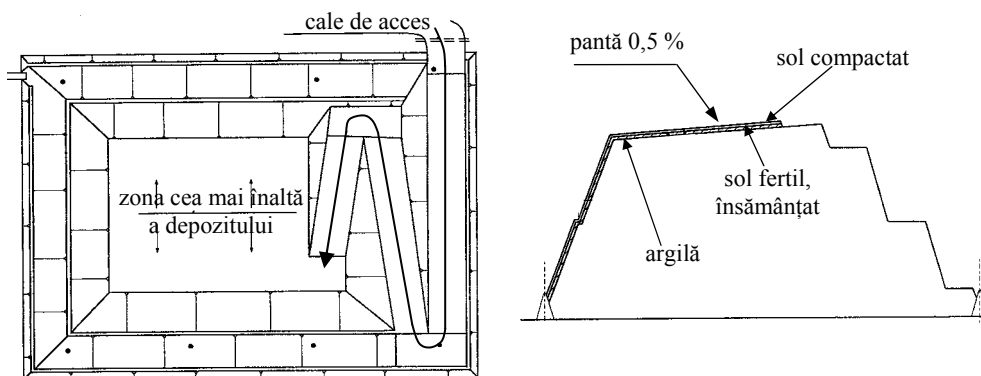


Fig. 5.9. Vedere de sus și în secțiune verticală a unui depozit uscat de reziduuri solide

Indiferent dacă depozitul este de suprafață sau amplasat într-o depresiune naturală, înaintea depozitării deșeurile trebuie uscate, conținutul de substanță solidă trebuind să fie mai mare de 85 %. Uscarea simplifică transportul reziduurilor, permite o mai ușoară distribuție a acestora, în depozit, și o compactare mai fermă, densitatea materialului depozitat putând ajunge la 85 ÷ 95 % din densitatea maximă a deșeurilor solide [5.5].

În întreg sistemul de operare cu deșeurile solide și de depozitare a acestora, trebuie să se urmărească:

- ✓ maximizarea volumului de depozitare, în suprafața disponibilă a amplasamentului;
- ✓ optimizarea rutelor și căilor de acces la locul de stocare, cu dimensionarea corespunzătoare a pantelor;
- ✓ compactarea straturilor de deșeu solid, astfel încât să fie asigurată stabilitatea structurală a depozitului;
- ✓ controlul reantrenării particulelor de către curenții de aer;

- ✓ minimizarea cheltuielilor de exploatare a sistemului de evacuare și stocare;
- ✓ minimizarea costurilor aferente dezvoltării depozitului.

Acolo unde riscul poluării apelor subterane este mare, se pot realiza lucrări de impermeabilizare a depozitului. În acest scop, se pot utiliza straturi de argilă compactată, precum și geomembrane sau membrane flexibile, realizate din materiale sintetice (polietilenă clorinată, clorosulfonată, de înaltă densitate sau de densitate redusă, și, chiar, policlorură de vinil) [5.5].

Una dintre problemele de impact agresiv este aceea a spulberărilor, ce pot să apară nu numai în zona de exploatare curentă ci și în zonele în care depozitul este ajuns în stadiul final de încărcare. Soluțiile tehnice de stabilizare a suprafețelor depozitelor pot fi clasificate în [5.1]:

- ✓ realizarea de acoperiri care să împiedice spulberarea, utilizând materiale locale, geotextil biodegradabil, cenușă, sub formă de fluid dens;
- ✓ udarea depozitului cu rețea de stropire cu apă;
- ✓ inundarea, prin intermediul sistemului de hidrotransport;
- ✓ tratarea suprafețelor pentru formarea unei cruste stabile.

În vederea stabilizării, suprafața uscată a depozitului poate fi acoperită cu agregate, provenite din albiile râurilor, steril, provenit de la exploatările miniere, sau, chiar, turbă. Stratul are grosimea de $20 \div 30$ cm, este, inițial, nivel și, apoi, compactat [5.1].

Prin menținerea suprafeței în stare umedă, se evită, de asemenea, spulberările. Grosimea stratului umectat trebuie să fie de aproximativ 20 cm, intervalul de udare fiind de 3 ÷ 4 zile. Udarea poate fi realizată printr-o rețea de conducte și aspersoare, dispuse pe coronamentul depozitului, dar și printr-o rețea de conducte dispuse în teren sănătos, la baza depozitului de cenușă. La această rețea de distribuție a apei sunt racordate ștuțuri verticale și aspersoare. Atunci când crește grosimea stratului de cenușă, se prelungesc ștuțurile verticale, cu tronsoane de țevă având lungimea de $3,5 \div 4$ m [5.1].

În perioadele în care centrala este oprită (sezonul cald, dacă este o centrală de termoficare) sau când un bloc energetic este în rezervă, pot fi utilizate conductele de hidrotransport a cenușii, pentru a uda suprafața depozitului, prin intermediul a două sau trei guri de deversare. Exploatarea sistemului de inundare trebuie să fie efectuată cu atenție, prin schimbarea permanentă a poziției gurilor de deversare, pentru a evita formarea ochiurilor de apă, ce pot pune în pericol stabilitatea depozitului.

Utilizarea tehnicilor de udare și de inundare implică costuri permanente de exploatare, tehnica udării implicând, în plus, și o investiție relativ importantă.

Suprafața compartimentului uscat poate fi acoperită cu materiale textile, biodegradabile. În condițiile în care compartimentul nu este utilizat un interval de timp de 2 ÷ 3 luni (pe perioada de vară), este utilă însămânțarea suprafeței.

O parte din cenușa fină, separată de electrofiltre, poate fi amestecată cu apă, în proporție de 1:1, fluidul dens, astfel obținut, putând fi dispus pe suprafața depozitului. Se formează, astfel, straturi întărite, a căror grosime este de ordinul a $15 \div 20$ cm, și care se caracterizează prin bună stabilitate [5.1].

Cruste stabile, al suprafața depozitului uscat, se pot obține și prin stropire cu soluție de silicat de sodiu, cu polimeri sintetici, de tipul poliacațailor de vinil, sau cu emulsie bituminoasă.

Atunci când încărcarea unui depozit ajunge la valoarea sa maximă, stabilită prin proiect, acesta trebuie închis. În această etapă, finală, sunt realizate trei tipuri de operațiuni: compactarea și nivelarea finală, pentru asigurarea drenajului; plasarea barierelor de infiltrație; acoperirea cu un strat de sol vegetal și însămânțarea antierozivă.

Bibliografie

- 5.1. BRÜLL A., CHRISTEA C., *Posibilități de reducere a poluării mediului înconjurător*, CNR-CME - Mesagerul Energetic, anul III, nr. 22, august, 2003.
 - 5.2. BLANCHARD J.M., POPESCU M., CARRE J., *Analyse et traitement des rejets atmospheriques industriels*, INSA Lyon, Département de Génie Energétique, UTC București, Faculté d'Installations, 1996-1997.
 - 5.3. BLĂGOI O., PUȘCAȘ E.L., *Tratarea apelor de suprafață - metode chimice*, Editura Dosoitei, Iași, 1997.
 - 5.4. BROWN M.D., WENCE T.D., REILLY T.C., *Solid Waste Transfer Fundamentals*, Ann Arbor Science, Ann Arbor, Michigan, 1980.
 - 5.5. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.
 - 5.6. FREEMAN H.M., ed., *Standard Handbook of Hazardous Waste Treatment and Disposal*, McGraw-Hill, New York, 1989.
 - 5.7. HALLER E.J., *Simplified Wastewater Treatment Plant Operations*, Technomic Publishing Company, Lancaster, Pennsylvania, 1995.
 - 5.8. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenergetica și mediul*, Editura Tehnică, București, 1996.
 - 5.9. MASTERS G.M., *Introduction to Environmental Engineering and Science*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1991.
 - 5.10. PEAVY H.S., ROWE D.R., TCHOBANOGLOUS G., *Environmental engineering*, McGraw-Hill, 1985.
 - 5.11. RAY B.T., *Environmental Engineering*, PWS Publishing Company, An International Thomson Publishing Company, Boston, 1995.
 - 5.12. SINCERO A.P., SINCERO G.A., *Environmental Engineering—A Design Approach*, Prentice-Hall Inc., 1996.
 - 5.13. VESILING P.A., PIERCE J.J., WEINER R.F., *Environmental engineering—Third Edition*, McGraw Hill, 1993.
 - 5.14. WENTZ C.A., *Hazardous Waste Management*, McGraw-Hill, New York, 1989.
 - 5.15. WILSON D.C., *Waste Management: Planning, Evaluation, Technologies*, Clarendon Press, Oxford, England, 1981.
 - 5.16. ***, *Normativul privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanți a apelor uzate industriale și orășenești la evacuarea în receptorii naturali*, NTPA – 001/2002 și STAS 8619/3-90 - *Concentrația ionilor de hidrogen în apele uzate, la evacuarea în resursele de apă*.
-

Lista abrevierilor și acronimelor

AMDE	Amină de metildietanol
AOFA	Advanced OverFire Air – tehnica modernizată aerului secundar superior
ASRO	Asociația Română de Standardizare
BET	Suprafață specifică de contact de tip Brunauer, Emmet și Teller
CE15	Actualul Grup al celor 15
CEE	Comunitatea Economică Europeană
CEN	Comitetul European pentru Standardizare
CORINAIR	CORe Inventories AIR – metodologie europeană de evaluare a emisiilor poluante, în atmosferă
COV	Compuși organici volatili
DENOX	Denumire generică a tehnicilor secundare de control a emisiei de NO _x
EDTA	Acid etilen-diamină tetraacetic
EDV	Electrodynamic Venturi – tehnică integrată de desulfurare și desprăfuire
HCN	Radical cianid
HCNO	Radical oxicianid
HDSCR	High Dust SCR – variantă constructivă de sistem SCR
HG	Hotărâre de Guvern
INFR	In Furnace NO _x Reduction – tehnica post-arderii
ISO	International Organization for Standardization
LAP	Limestone Additive Process - procedeul aditivării cu calcar
LDSCR	Low Dust SCR – variantă constructivă de sistem SCR Tehnologie hibridă de desulfurare - Limestone Injected into the Furnace with
LIFAC	Activation of Untreated Calcium Oxide – licență a companiei Tampella Oy Power Corporation
LNB	Low NO _x Burners – arzătoare cu emisie redusă de NO _x
LNCB	Low NO _x Cell Burner Technology – arzătoare celulare cu emisie redusă de NO _x
LNCFS	Low NO _x Concentric Firing System – tehnică de ardere în trepte la focarele tangențiale
NAPFUE	Nomenclature for Air Pollution of FUEls – codurile europene ale combustibililor
NO _x	Oxizi de azot, sumă a emisiilor de NO și de NO ₂
NSCR	Nonselective Catalytic reduction - Reducerea catalitică neselectivă
OFA	OverFire Air – tehnica aerului secundar superior
OMS	Organizația Mondială a Sănătății
OUG	Ordonanță de urgență a Guvernului României
PE	Prescripție energetică
PM	Pollution Minimum System – tehnică de ardere în trepte asociată cu metoda aerului secundar superior
SCR	Selective Catalytic Reduction - Reducerea catalitică selectivă

SHU	Procedeu de desulfurare secundară, umedă, licență a companiei Saarberg-Hölter Umwelttechnik GmbH
SNAP	System of Nomenclature for Air Pollution
SNCR	Selectrive Noncatalytic Reduction - Reducerea selectivă non-catalitică
SO _x	Total oxizi de azot emiși în atmosferă (SO ₂ și SO ₃)
SR	Norme elaborate de Asociația Română de Standardizare (ASRO)
SR EN	Norme elaborate de ASRO, perfect corelate cu normele elaborate de CEN
SR ISO	Norme elaborate de ASRO, perfect corelate cu standardele ISO
STAS	Standard de Stat
SUA	Statele Unite ale Americii
TGSCR	Tail Gas SCR – variantă constructivă de sistem SCR
TLN	Tangential Low NO _x – metodă de ardere tangențială, asociată cu metoda aerului secundar superior
USD (\$)	Unități monetare SUA
