

CERCETĂRI PRIVIND ARDEREA COMBINATĂ A BIOMASEI CU CĂRBUNE

Teză destinată obținerii
titlului științific de doctor inginer
la
Universitatea "Politehnica" din Timișoara
în domeniul INGINERIE MECANICĂ
de către

Ing. Gavrilă Trif-Tordai

Conducător științific: Prof. dr. ing. habil Ioana Ionel

Referenți științifici: Prof. dr. ing. Ion Ioniță
Prof. dr. ing. Tudor Prisecaru
Conf. dr. ing. Ioan Laza

Ziua susținerii tezei: 26.09.2008

Seriile Teze de doctorat ale UPT sunt:

- | | |
|------------------------|---|
| 1. Automatică | 7. Inginerie Electronică și Telecomunicații |
| 2. Chimie | 8. Inginerie Industrială |
| 3. Energetică | 9. Inginerie Mecanică |
| 4. Ingineria Chimică | 10. Știința Calculatoarelor |
| 5. Inginerie Civilă | 11. Știința și Ingineria Materialelor |
| 6. Inginerie Electrică | |

Universitatea „Politehnica” din Timișoara a inițiat seriile de mai sus în scopul diseminării expertizei, cunoștințelor și rezultatelor cercetărilor întreprinse în cadrul școlii doctorale a universității. Seriile conțin, potrivit H.B.Ex.S Nr. 14 / 14.07.2006, tezele de doctorat susținute în universitate începând cu 1 octombrie 2006.

Copyright © Editura Politehnica – Timișoara, 2008

Această publicație este supusă prevederilor legii dreptului de autor. Multiplicarea acestei publicații, în mod integral sau în parte, traducerea, tipărirea, reutilizarea ilustrațiilor, expunerea, radiodifuzarea, reproducerea pe microfilme sau în orice altă formă este permisă numai cu respectarea prevederilor Legii române a dreptului de autor în vigoare și permisiunea pentru utilizare obținută în scris din partea Universității „Politehnica” din Timișoara. Toate încălcările acestor drepturi vor fi penalizate potrivit Legii române a drepturilor de autor.

România, 300159 Timișoara, Bd. Republicii 9,
tel. 0256 403823, fax. 0256 403221
e-mail: editura@edipol.upt.ro

Cuvânt înainte

Teza de doctorat a fost elaborată pe parcursul activității mele în cadrul Catedrei de Termotehnică, Mașini Termice și Autovehicule Rutiere (TMTAR) a Universității „Politehnica” din Timișoara, Departamentul de Mașini Mecanice, Utilaje și Transporturi, pe perioada octombrie 2004 – septembrie 2008. Activitatea s-a desfășurat în cadrul Laboratorului de Analize de Combustibili și Investigații Ecologice și Laboratorului Multifuncțional de Mașini Termice și Energii Neconvenționale.

Lucrarea răspunde scopului general al societății moderne de a dezvolta tehnologii noi de valorificare a resurselor energetice complementare celor fosile, de a gestiona în mod corespunzător resursele deșeu, conform posibilităților și de a crește ponderea resurselor regenerabile sau neutre în emisia de dioxid de carbon în balanța energetică națională.

Ca și concluzie majoră a lucrării se conturează ideea că valorificarea biomasei alături de cărbune prin ardere simultană – co-incinerare - este cu certitudine fezabilă, deoarece tehnologiile de incinerare precum și cele legate de epurarea gazelor de ardere sunt, în majoritatea lor, realizabile. Demonstrațiile s-au efectuat experimental pe un focar pilot, rezultând o serie de parametri care influențează tehnologia de co-incinerare, atât din punct de vedere al eficienței energetice, a fezabilității, a stabilității și repetabilității fenomenelor, cât și a optimizării-reglării proceselor de ardere și de epurare a gazelor de ardere. Co-incinerarea are șanse sporite, având în vedere costurile specifice de investiții mai reduse pentru a re tehnologiza instalațiile pe cărbune spre arderea combinată biomasă-cărbune.

De foarte multe ori, rezultatele obținute și prezentate în cadrul unei teze de doctorat nu ilustrează decât în mică măsură efortul științific, tehnic, activitatea și strădania depusă de autor pentru a obține finalizarea ei. Am speranța că efortul pe care l-am depus va fi apreciat de distinsa comunitate academică și își va găsi utilitate în practica cotidiană.

Mulțumiri deosebite se cuvin doamnei Prof. dr. ing. habil Ioana IONEL, care, în calitate de conducător de doctorat mi-a oferit cu generozitate și profesionalism sprijin și condiții optime pentru a finaliza lucrarea, de asemenea pentru coordonarea competentă și îndrumarea deosebită, care mi-au fost model și sprijin științific.

Mulțumesc în aceeași măsură și distinsului domn Prof. dr. ing. Corneliu UNGUREANU, care mi-a oferit sprijin și îndrumare ori de câte ori am avut nevoie.

De asemenea, menționez cu recunoștință numele celor trei referenți științifici, domnul Prof. dr. ing. Ion Ioniță de la Universitatea "Dunărea de Jos" din Galați, domnul Prof. dr. ing. Tudor PRISECARU de la Universitatea "Politehnica" din București și domnul Conf. dr. ing. Ioan LAZA de la Universitatea "Politehnica" din Timișoara. Domniile lor mi-au revizuit lucrarea cu atenție și competență și mi-au oferit astfel șansa de a o perfecționa. Le rămân profund recunoscător.

Curajul abordării unei teme noi, devotamentul față de activitatea de cercetare și puterea de a o finaliza mi-au fost susținute și inspirate și de colegii din catedra de Termotehnică, Mașini Termice și Autovehicule Rutiere, sub a căror îndrumare m-am format și am reușit să ating un nivel profesional competent. Pe această cale îmi exprim recunoștința și îi asigur, la rândul meu, de sprijin.

Autorul aduce mulțumiri și Ministerului Educației și Cercetării – Consiliului Național al Cercetării Științifice din Învățământul Superior pentru suportului financiar acordat prin finanțarea grantului TD pe anul 2007.

Nu în ultimul rând, recunoștința mea se îndreaptă spre familia mea ce mi-a oferit dragoste, înțelegere și suport de-a lungul acestor ani.

Timișoara, 26 septembrie 2008

Ing. Gavrilă Trif-Tordai

Dedic această lucrare

Familiei și prietenilor mei,

Tuturor colaboratorilor pentru sprijinul acordat.

Trif-Tordai, Gavrilă

Cercetări privind arderea combinată a biomasei cu cărbune

Teze de doctorat ale UPT, Seria 9, Nr. 37, Editura Politehnica, 2008, 222 pagini, 171 figuri, 73 tabele.

ISSN: 1842-4937

ISBN: 978-973-625-713-1

Cuvinte cheie:

Biomasă, Cărbune, Strat fluidizat, Ardere combinată, Instalație de co-incinerare, Prevenirea formării și reținerea poluanților din gazele de ardere, Surse regenerabile de energie.

Rezumat,

Tematica generală a acestei teze o constituie studiul unei tehnologii viabile atât din punct de vedere tehnic, cât și economic, de co-incinerare a biomasei cu cărbune. Scopul este de a cerceta și diferitele posibilități de variație a aportului biomasei în fluxul termic emis pe cale fosilă, de a studia implicațiile variației caracteristicilor de biomasă specifice țării.

Lucrarea abordează interdisciplinar o cercetare legată de dezvoltarea cunoașterii într-un domeniu prioritar pe plan European și anume cel al valorificării surselor complementare și regenerabile de energie, în particular al biomasei. Tehnologia propusă este curată, în sensul limitării emisiilor poluante, concomitent cu generarea controlată și neutră de CO₂. S-a realizat sistematizarea stadiului actual al cunoașterii și evaluarea practicilor actuale, în scopul identificării soluțiilor optime de aplicare a co-incinerării biomasei în instalații energetice cu funcționare exclusivă pe cărbune. Sunt descrise efectele principalelor noxe și gaze cu efect de seră emise de instalațiile staționare de ardere ce prezintă risc semnificativ pentru om și mediu, precum și metode primare și secundare pentru diminuarea lor. Teoria a fost aplicată și valorificată spre un stand experimental: pilotul de ardere în strat fluidizat a combustibililor solizi. Astfel, s-au experimentat comparativ mai multe sorturi de biomasă cu cărbune autohton, pentru fiecare set de măsurători fiind întocmite tabele și grafice cu regimul de temperaturi din focar și de pe traseul gazelor de ardere, evoluția poluanților CO, SO₂, NO_x și particule. Pe lângă prezentarea în detaliu a stației pilot sunt descrise aparatele folosite la determinarea concentrației noxelor gazoase și a prafului, echipamente de măsură și control pentru temperaturi, presiuni și debite, respectiv diferite dispozitive anexe.

CUPRINS

Lista de tabele	7
Lista de figuri	9
Introducere	15
Cap. 1. Aspecte generale privind co-incinerarea biomasei cu cărbune	17
1.1. Proprietățile biomasei	17
1.2. Potențialul biomasei ca sursă regenerabilă de energie	21
1.3. Impactul co-incinerării asupra emisiilor de noxe	23
Cap. 2. Efectele nocive ale poluanților și măsuri pentru diminuarea lor	29
2.1. Poluarea și echilibrul biologic	29
2.2. Efectele nocive ale poluanților	30
2.2.1. Efectele nocive ale oxizilor de sulf	30
2.2.2. Acțiunea toxică și corozivă a oxizilor de azot	32
2.2.3. Acțiunea toxică a oxizilor de carbon	35
2.2.4. Acțiunea toxică a clorului și fluorului	35
2.2.5. Efectele nocive ale prafului de cenușă	35
2.3. Reducerea emisiilor de noxe	36
2.3.1. Reducerea emisiilor de CO	36
2.3.2. Măsuri de reducere a emisiilor de SO ₂	38
2.3.3. Măsuri de reducere a emisiilor de NO _x	43
2.3.4. Desprăfuirea gazelor de ardere	50
Cap. 3. Arderea combinată a biomasei cu cărbune	59
3.1. Introducere	59
3.2. Concepte privind organizarea arderii	60
3.3. Instalații pentru co-incinerarea biomasei cu cărbune	66
3.3.1. Instalații de ardere. Criterii de clasificare	66
3.3.2. Instalații de ardere în strat fluidizat	69
3.3.2.1. Hidrodinamica stratului fluidizat	70
3.3.2.2. Focare cu ardere în strat fluidizat staționar	78
3.3.2.3. Focare cu ardere în strat fluidizat circulant	79
3.3.2.4. Avantaje ale arderii combustibililor în strat fluidizat	81
3.3.3. Schema unei instalații pentru co-incinerarea biomasei cu cărbune în stare pulverizată	83
3.3.4. Exemple de instalații energetice care aplică tehnologia co-incinerării biomasei cu cărbune	86
3.3.4.1. Co-incinerarea directă a deșeurilor din lemn în centrala Gelderland din Olanda	86
3.3.4.2. Co-incinerarea directă a rumegușului și așchiilor în centrala Wallerawang din Australia	90
3.3.4.3. Co-incinerarea directă a paielor în centrala Studstrup din Danemarca	92

3.4. Pregătirea biomasei și cărbunelui în vederea arderii	96
3.4.1. Tehnologii de reducere a dimensiunilor	97
3.4.1.1. Granule și peleți de biomasă	97
3.4.1.2. Baloturi de biomasă	97
3.4.1.3. Reducerea secundară a dimensiunilor	98
3.4.2. Transportul și depozitarea	98
3.4.2.1. Biomasă lemnoasă	98
3.4.2.2. Biomasă agricolă	99
3.4.3. Depozitarea pe termen lung	99
3.4.3.1. Biomasă lemnoasă	99
3.4.3.2. Biomasă agricolă	100
3.4.4. Uscarea biomasei	100
Cap. 4. Descrierea instalației experimentale și a echipamentelor conexe	101
4.1. Descrierea instalației experimentale	101
4.1.1. Sistemul de ardere	103
4.1.2. Sistemul de transfer termic	107
4.1.3. Sistemul de desprăfuire mecanică	109
4.1.4. Sistemul de epurare a gazelor de ardere	110
4.1.5. Sistemul de alimentare cu aer	112
4.2. Echipamente de măsură, control și dispozitive anexe	113
4.2.1. Măsurarea concentrației noxelor gazoase	114
4.2.2. Măsurarea concentrației prafului	117
4.2.3. Măsurarea temperaturilor	118
4.2.4. Măsurarea presiunilor și diferențelor de presiune în instalație	122
4.2.5. Etalonarea șnecurilor pentru combustibili solizi	124
4.3. Sinteza operațiilor necesare punerii în funcțiune a instalației de ardere	126
4.3.1. Pregătirea instalației pentru experimente	126
4.3.2. Pornirea/oprirea instalației experimentale de ardere	127
Cap. 5. Măsurători și rezultate experimentale	129
5.1. Pregătirea combustibililor	130
5.2. Calculul parametrilor procesului de ardere	135
5.3. Măsurători și rezultate	142
Cap. 6. Concluzii generale	199
6.1. Concluzii privind investigațiile experimentale	199
6.2. Concluzii privind cercetările teoretice și experimentale	209
6.3. Contribuții teoretice și experimentale	211
Bibliografie	213

LISTA DE TABELE

Tab. 1.1. Compoziția unor sorturi de biomasă și cărbuni exprimată în procente masice din masa anhidră	19
Tab. 1.2. Date caracteristice referitoare la compoziția diferitelor sorturi de biomasă și a unor cărbuni	20
Tab. 2.1. Efectele nocive ale SO ₂ în aer, la diferite concentrații	31
Tab. 2.2. Efectele unor poluanți asupra omului	32
Tab. 2.3. Valori orientative ale gardului de separare	51
Tab. 3.1. Caracteristicile fizico-chimice ale deșeurii lemnoase măcinat	87
Tab. 3.2. Caracteristicile deșeurii lemnoase final	88
Tab. 4.1. Principalele caracteristici tehnice ale instalației experimentale	101
Tab. 5.1. Analiza elementară pentru huiă	131
Tab. 5.2. Analiza elementară pentru lignit	131
Tab. 5.3. Analiza elementară pentru coceni de porumb	131
Tab. 5.4. Analiza elementară pentru rumeguș	132
Tab. 5.5. Valori calculate pentru parametrii procesului de ardere	138
Tab. 5.6. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	144
Tab. 5.7. Valori măsurate între scrubber și reactor (PM2)	144
Tab. 5.8. Valori măsurate după SEGA (PM3)	145
Tab. 5.9. Valori raportate la O _{2 ref} înainte de SEGA (PM1)	145
Tab. 5.10. Valori raportate la O _{2 ref} între scrubber și reactor (PM2)	146
Tab. 5.11. Valori raportate la O _{2 ref} după SEGA (PM3)	146
Tab. 5.12. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	151
Tab. 5.13. Valori măsurate între scrubber și reactor (PM2)	151
Tab. 5.14. Valori măsurate după SEGA (PM3)	152
Tab. 5.15. Valori raportate la O _{2 ref} înainte de SEGA (PM1)	152
Tab. 5.16. Valori raportate la O _{2 ref} între scrubber și reactor (PM2)	153
Tab. 5.17. Valori raportate la O _{2 ref} după SEGA (PM3)	153
Tab. 5.18. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	158
Tab. 5.19. Valori raportate la O _{2 ref} înainte de SEGA (PM1)	158
Tab. 5.20. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	161
Tab. 5.21. Valori raportate la O _{2 ref} înainte de SEGA (PM1)	161
Tab. 5.22. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	164
Tab. 5.23. Valori raportate la O _{2 ref} înainte de SEGA (PM1)	164
Tab. 5.24. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	167
Tab. 5.25. Valori raportate la O _{2 ref} înainte de SEGA (PM1)	167
Tab. 5.26. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	170

8 Cercetări privind arderea combinată a biomasei cu cărbune

Tab. 5.27. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ înainte de SEGA (PM1)	170
Tab. 5.28. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	173
Tab. 5.29. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ înainte de SEGA (PM1)	173
Tab. 5.30. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	176
Tab. 5.31. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ înainte de SEGA (PM1)	176
Tab. 5.32. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	179
Tab. 5.33. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ înainte de SEGA (PM1)	179
Tab. 5.34. Valori măsurate după SEGA (PM3)	182
Tab. 5.35. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ după SEGA (PM3)	182
Tab. 5.36. Valori măsurate după SEGA (PM3)	184
Tab. 5.37. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ după SEGA (PM3)	184
Tab. 5.38. Valori măsurate după SEGA (PM3)	186
Tab. 5.39. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ după SEGA (PM3)	186
Tab. 5.40. Valori măsurate după SEGA (PM3)	188
Tab. 5.41. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ după SEGA (PM3)	188
Tab. 5.42. Valori măsurate după SEGA (PM3)	190
Tab. 5.43. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ după SEGA (PM3)	190
Tab. 5.44. Valori măsurate după SEGA (PM3)	192
Tab. 5.45. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ după SEGA (PM3)	192
Tab. 5.46. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)	194
Tab. 5.47. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ după SEGA (PM3)	194
Tab. 5.48. Valori măsurate după SEGA (PM3)	196
Tab. 5.49. Valori raportate la $O_{2\text{ ref}}$ după SEGA (PM3)	196
Tab. 5.64. Valori măsurate după SEGA (PM3)	198
Tab. 5.65. Valori măsurate după SEGA (PM3)	198

LISTA DE FIGURI

Fig. 1.1. Compoziția a două sorturi de cărbune și biomasă exprimată în procente masice din masa anhidră	18
Fig. 1.2. Comparație între densitatea și dimensiunea particulei de combustibil	18
Fig. 1.3. Ponderea resurselor energetice primare pentru EU-27	22
Fig. 1.4. Conținutul de sulf pentru cărbune și diferite sorturi de biomasă	23
Fig. 1.5. Influența co-incinerării biomasei asupra emisiilor de SO ₂	24
Fig. 1.6. Conținutul de azot pentru cărbune și diferite sorturi de biomasă	25
Fig. 1.7. Influența co-incinerării paielor asupra emisiilor de NO _x	25
Fig. 1.8. Influența co-incinerării rumegușului asupra emisiilor de NO _x	26
Fig. 1.9. Influența co-incinerării deșeurilor lemnoase asupra emisiilor de N ₂ O	26
Fig. 1.10. Conținutul de cenușă pentru diferite sorturi de biomasă și cărbuni	27
Fig. 1.11. Depuneri de cenușă părute la incinerare / co-incinerare	28
Fig. 2.1. Dependența concentrației monoxidului de carbon în funcție de temperatura de ardere	37
Fig. 2.2 Dependența concentrației monoxidului de carbon în funcție de coeficientul excesului de aer λ	37
Fig. 2.3. Clasificarea procedeelelor secundare de desulfurare a gazelor de ardere	40
Fig. 2.4 Schema de principiu a procedeeului semiuscat pentru desulfurarea gazelor de ardere	41
Fig. 2.5. Schema de principiu a procedeeului umed cu carbonat de calciu pentru desulfurarea gazelor de ardere	42
Fig. 2.6. Caracterul dependenței dintre temperatura din flacără și formarea de NO _x , conform celor trei mecanisme	46
Fig. 2.7. Schema de principiu a introducerii aerului în trepte	47
Fig. 2.8. Schema de principiu a introducerii combustibilului în trepte	47
Fig. 2.9. Schema asamblării catalizatorului sub formă de module tip fagure	48
Fig. 2.10. Poziționarea stației DeNO _x (variante Tail/End)	50
Fig. 2.11. Schema unui electrofiltru orizontal cu un câmp	52
Fig. 2.12. Sistemul de electrozi dispuși într-un câmp al unui electrofiltru	53
Fig. 2.13. Schema funcțională a unui ciclon	55
Fig. 2.14. Dimensiunile generale și curba gradului de separare ale unui ciclon de eficiență medie	56
Fig. 2.15. Dimensiunile generale și curba gradului de separare ale unui ciclon de eficiență înaltă	56
Fig. 2.16. Element de multiciclon cu intrare axială a gazului brut	57
Fig. 2.17. Schema unui separator de praf multiciclon	58
Fig. 3.1. Distribuția geografică a instalațiilor de ardere care au experimentat co-incinerarea biomasei cu cărbune	60

10 Cercetări privind arderea combinată a biomasei cu cărbune

Fig. 3.2. Scheme folosite la arderea simultană a biomasei cu cărbune	63
Fig. 3.3. Variația raportului debitelor volumice ale combustibililor în funcție de calitatea și cota parte din puterea termică ce revine biomasei	64
Fig. 3.4. Modificarea debitului volumic al gazelor	65
Fig. 3.5. Dependența dintre căderea de presiune în stratul de combustibil și viteza de insuflare de jos în sus a aerului	67
Fig. 3.6. Vectorul viteză	72
Fig. 3.7. Secțiunea transversală A-B	73
Fig. 3.8. Schema unui focar cu ardere în strat fluidizat staționar	78
Fig. 3.9. Schema unui cazan dotat cu focar pentru arderea combustibililor solizi în strat fluidizat circulant	80
Fig. 3.10. Schema instalației de co-incinerare a biomasei cu cărbune în stare pulverizată	84
Fig. 3.11. Centrala electrică Gelderland din Olanda	87
Fig. 3.12. Schema de co-incinerare directă a lemnului aplicată în centrala Gelderland, Olanda	89
Fig. 3.13. Centrala electrică Wallerawang din Australia	91
Fig. 3.14. Centrala electrică Studstrup din Danemarca	93
Fig. 3.15. Baloturi Hesston	93
Fig. 3.16. Tocător de paie la centrala Studstrup, Olanda	94
Fig. 3.17. Schema instalația de procesare a paielor a centralei Studstrup	95
Fig. 3.18. Instalație de mixare a biomasei cu cărbune	96
Fig. 3.19. Amestecul de biomasă cu cărbune pe banda transportoare	97
Fig. 3.20. Descărcarea așchiilor din camioane	97
Fig. 4.1. Instalația experimentală de ardere combinată în strat fluidizat	102
Fig. 4.2. Focarul cu răcitorul de cenușă și racordurile la buncăre	103
Fig. 4.3. Distribuitorul de aer cu grătar cu duze	104
Fig. 4.4. Duză grătar	104
Fig. 4.5. Racordurile tubulaturii de aer la distribuitor	104
Fig. 4.6. Șnec cu ax	104
Fig. 4.7. Variator de turație	105
Fig. 4.8. Buncăre de combustibil și motoare de c.a.	105
Fig. 4.9. Distribuitor de aer cu duze (16 duze)	105
Fig. 4.10. Răcitorul de cenușă	105
Fig. 4.11. Controler de temperatură Pixsys ATR141	106
Fig. 4.12. Arzător Riello 40 GS3	106
Fig. 4.13. Preîncălzitor de aer cu arzător de pornire Riello 40 GS3	106
Fig. 4.14. Corp convectiv	107
Fig. 4.15. Pompa de circulație Raider Jet 80	107
Fig. 4.16. Detaliu racord serpentine	107
Fig. 4.17. Termocuplu și contor de apă Zenner	108
Fig. 4.18. Serpentină	108
Fig. 4.19. Racord focar-corp convectiv, respectiv corp convectiv-ciclon	108
Fig. 4.20. Racord corp convectiv-ciclon, respectiv ciclon-scruber	109

Fig. 4.21. Ciclon	109
Fig. 4.22. Inele de sticlă Rasching	110
Fig. 4.23. Scruber	110
Fig. 4.24. Reactor	111
Fig. 4.25. Compresor Einhell AirTech 2200	111
Fig. 4.26. Pompă Verderair VA 8	111
Fig. 4.27. Șicane verticale	112
Fig. 4.28. Separator de picături	112
Fig. 4.29. Ventilator Cole-Parmer	112
Fig. 4.30. Unitatea de control	115
Fig. 4.31. Unitatea de analiză	115
Fig. 4.32. Sonda de prelevare a gazelor	115
Fig. 4.33. Prezentarea tabelară a valorilor înregistrate	116
Fig. 4.34. Prezentarea numerică a valorilor înregistrate	116
Fig. 4.35. Aparatul STRÖHLEIN STE 4 și accesorii	117
Fig. 4.36. Schema de montaj a aparatului de măsurat noxe solide Ströhlein STE 4	118
Fig. 4.37. Termocuplu TTC	119
Fig. 4.38. Termocuplu tip K	119
Fig. 4.39. Conexiune termocuplu tip K	120
Fig. 4.40. Placă NI USB-6218	120
Fig. 4.41. Interfața de meniu principal	121
Fig. 4.42. Interfața pentru vizualizarea temperaturilor	122
Fig. 4.43. Panou cu manometre cu tub U	123
Fig. 4.44. Racordarea furtunurilor la prizele de presiune	123
Fig. 4.45. Termo-anemometrul TESTO 425	124
Fig. 4.46. Variația debitului de lignit în funcție de turație	125
Fig. 4.47. Moara Retsch SM 2000	125
Fig. 4.48. Site cu ochiuri pătrate	125
Fig. 5.1. Poziționarea punctelor de măsurare pentru emisiile de poluanți	129
Fig. 5.2. Sorturi de combustibili în stare măcinată	132
Fig. 5.3. Amestecuri de biomasă-cărbune	133
Fig. 5.4. Debitul pentru ulei în funcție de poziția variatorului	134
Fig. 5.5. Debitul pentru lignit în funcție de poziția variatorului	134
Fig. 5.6. Debitul pentru coceni de porumb în funcție de poziția variatorului	135
Fig. 5.7. Debitul pentru rumeguș în funcție de poziția variatorului	135
Fig. 5.8. Diagrama I-t pentru cazul arderii singulare a uleiului	139
Fig. 5.9. Diagrama I-t pentru cazul arderii singulare a lignitului	139
Fig. 5.10. Diagrama I-t pentru cazul arderii singulare a cocenilor de porumb	140
Fig. 5.11. Diagrama I-t pentru cazul arderii singulare a rumegușului	140
Fig. 5.12. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	147
Fig. 5.13. Variația concentrației dioxidului de sulf în timp	148

12 Cercetări privind arderea combinată a biomasei cu cărbune

Fig. 5.14. Variația concentrației oxizilor de azot în timp	148
Fig. 5.15. Variația concentrației monoxidului de carbon în timp	149
Fig. 5.16. Concentrația medie a dioxidului de sulf	149
Fig. 5.17. Gradul de reducere a dioxidului de sulf	150
Fig. 5.18. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	154
Fig. 5.19. Variația concentrației dioxidului de sulf în timp	155
Fig. 5.20. Variația concentrației oxizilor de azot în timp	155
Fig. 5.21. Variația concentrației monoxidului de carbon în timp	156
Fig. 5.22. Concentrația medie a dioxidului de sulf	156
Fig. 5.23. Gradul de reducere a dioxidului de sulf	157
Fig. 5.24. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	159
Fig. 5.25. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	160
Fig. 5.26. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	160
Fig. 5.27. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	162
Fig. 5.28. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	163
Fig. 5.29. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	163
Fig. 5.30. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	165
Fig. 5.31. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	166
Fig. 5.32. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	166
Fig. 5.33. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	168
Fig. 5.34. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	169
Fig. 5.35. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	169
Fig. 5.36. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	171
Fig. 5.37. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	172
Fig. 5.38. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	172
Fig. 5.39. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	174
Fig. 5.40. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și	

monoxidului de carbon în timp	175
Fig. 5.41. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	175
Fig. 5.42. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	177
Fig. 5.43. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	178
Fig. 5.44. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	178
Fig. 5.45. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat	180
Fig. 5.46. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	181
Fig. 5.47. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	181
Fig. 5.48. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	183
Fig. 5.49. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	183
Fig. 5.50. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	185
Fig. 5.51. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	185
Fig. 5.52. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	187
Fig. 5.53. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	187
Fig. 5.54. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	189
Fig. 5.55. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	189
Fig. 5.56. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	191
Fig. 5.57. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	191
Fig. 5.58. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	193
Fig. 5.59. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	193
Fig. 5.60. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp	195
Fig. 5.61. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	195
Fig. 5.62. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și	

14 Cercetări privind arderea combinată a biomasei cu cărbune

monoxidului de carbon în timp	197
Fig. 5.63. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon	197
Fig. 6.1. Valori medii pentru dioxidul de sulf și oxizii de azot la co-incinerarea biomasei cu lignit fără epurarea gazelor de ardere	199
Fig. 6.2. Gradul de reducere a dioxidul de sulf la co-incinerarea biomasei cu lignit fără epurarea gazelor de ardere	200
Fig. 6.3. Gradul de reținere a dioxidul de sulf la co-incinerarea biomasei cu lignit cu epurarea gazelor de ardere	201
Fig. 6.4. Concentrația medie a monoxidului de carbon	202
Fig. 6.5. Concentrația masică a prafului în gazele de ardere	203
Fig. 6.6. Gradul de reducere a prafului din gazele de ardere	203
Fig. 6.7. Valori medii pentru dioxidul de sulf și oxizii de azot la co-incinerarea biomasei cu uleiă fără epurarea gazelor de ardere	204
Fig. 6.8. Gradul de reducere a dioxidul de sulf la co-incinerarea biomasei cu uleiă fără epurarea gazelor de ardere	205
Fig. 6.9. Gradul de reținere a dioxidul de sulf la co-incinerarea biomasei cu uleiă cu epurarea gazelor de ardere	206
Fig. 6.10. Concentrația medie a monoxidului de carbon	207
Fig. 6.11. Concentrația masică a prafului în gazele de ardere	208
Fig. 6.12. Gradul de reducere a prafului din gazele de ardere	208

INTRODUCERE

Amplificarea consumului specific de energie fosilă, limitarea surselor naturale cunoscute de combustibil fosil și implicațiile dezastruoase ale valorificării lor prin procedee clasice, neeficientizarea proceselor de transformare a energiei sau neadoptarea unor tehnologii curate și cicluri termodinamice avansate, continua expansiune naturală a populației pe glob, neimplementarea din motive economice a surselor alternative de energie la potențial convenit și posibil, comoditatea sau complacerea în starea actuală, guvernate doar de goana după câștiguri economice oferită de starea actuală impun cu prisosință re tehnologizarea sectorului energetic și aplicarea conceptelor de dezvoltare durabilă. Progresul trebuie conceput și aplicat în armonie cu păstrarea echilibrului ecosistemului natural, în care omul, ca ființă inteligentă, este actorul principal.

Creșterea prețului petrolului, recente probleme legate de dependența livrărilor de gaz din Rusia, costul în continuă și necontrolată creștere și estimările potrivit cărora rezervele cunoscute de combustibil fosil se vor reduce în următorii ani, sunt argumente pertinente și de netăgăduit care obligă statele comunitare, și nu numai, să-și reconsidere și modifice alternativele energetice, pentru a le implementa asigurând un caracter de independență națională, bazat pe specific și bioenergie. România și-a propus în acest context ca până în 2010 și după aceea, să-și valorifice mai intens resursele regenerabile, sperând ca 33 % din energia electrică să provină din astfel de resurse. În prezent cifra caracteristică este de circa 28 % datorată majoritar energiei produse de hidrocentrale, în condițiile în care aplicațiile sunt doar sporadice la capitolele de valorificare a energiei eoliene, solare, biomasei, etc., deși potențialul există. Totodată se impune și eficientizarea proceselor de generare în sensul de reducere a consumurilor energetice fosile, de a economisi energie și de a valorifica potențialul resurselor regenerabile, deoarece, pe lângă autonomie energetică se realizează și dezideratul global de a preveni emisii de gaze cu efect de seră, în speță CO₂.

În contextul măririi necesarului de energie pe cap de locuitor și a dinamicii accentuate de creștere a populației globului, coroborat cu dezvoltarea industrială și creșterea nivelului de civilizație și confort alături de sursele clasice de energie devine tot mai atractivă și valorificarea resurselor neconvenționale de energie, fie alternative, fie deșeu. Concomitent, omenirea conștientizând și suferind din cauza modificărilor climatice ireversibile și de epuizare a resurselor energetice fosile, fără a mai aminti spectrul dinamic de creștere a prețurilor, trebuie să găsească soluții tehnice și rezolvări care să permită dezvoltarea durabilă. Astfel, România trebuie să-

și aleagă structura energetică de resurse conform posibilităților și resurselor naturale. Între combustibilii importați, care emit prin ardere CO₂ și resursele regenerabile potențiale din România trebuie să se creeze un echilibru, care să fie constant și realizabil. Dat fiind că România dispune de resurse hidrotehnice bune, în context cu ceea ce se prevede în CE cu referire la dezvoltarea energiei regenerabile, se indică, în dependență cu tradiția și bogăția naturală a țării, că biomasa, energia solară și energie geotermală trebuie să-și crească simțitor ponderea în balanța națională [16].

Utilizarea biomasei deșeu ca sursă de energie are avantaje certe pentru România, atât în plan economic, cât și pentru sporirea independenței energetice naționale, generând crearea unei mixturi de sorturi de combustibili energetici, precum și în plan social, oferind locuri de muncă unei clase defavorizate de locuitori din zone rurale, agricole și forestiere, dar și specialiștilor și sectorului de comerț aferent [22].

Schema de comercializare a emisiilor, incluzând și piața de comercializare a certificatelor verzi, a creat un cadru flexibil din punct de vedere al costurilor și susține producerea de energie curată. Este de necontestat, că și la nivel național, se poate produce mai mult, mai curat și, promovând eficiența termodinamică sporită a ciclurilor termodinamice de generare, să existe șansa de a obține prețuri mai reduse pentru unitatea de putere termoelectrică.

1. ASPECTE GENERALE PRIVIND CO-INCINERAREA BIOMASEI CU CĂRBUNE

1.1. Proprietățile biomasei

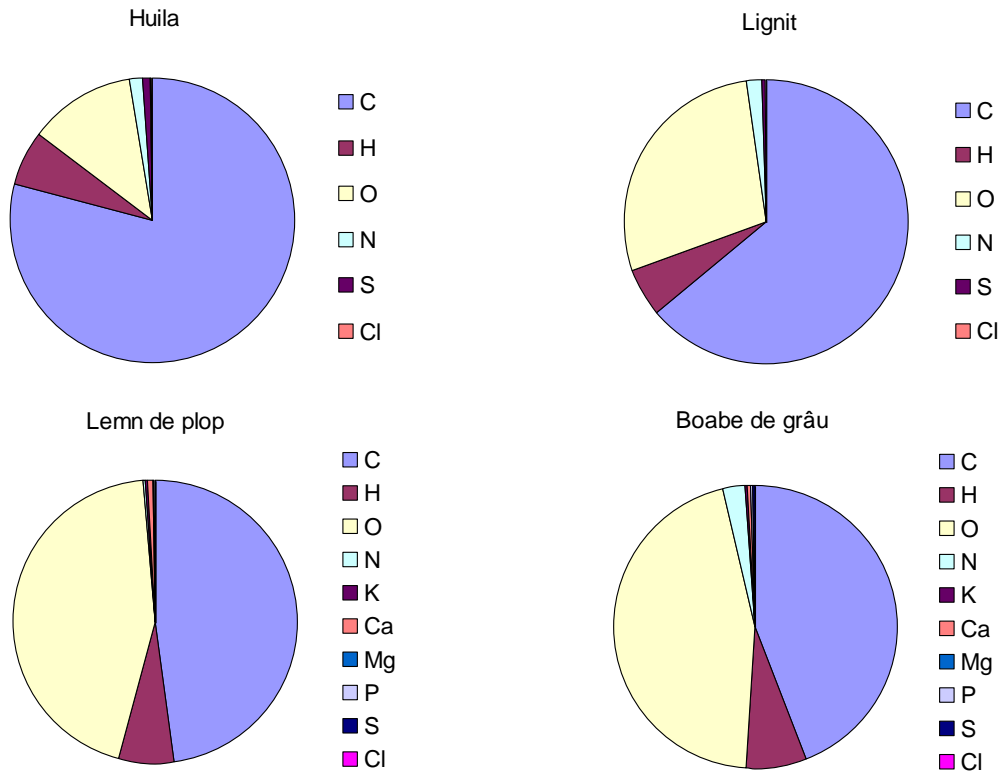
În Hotărârea de Guvern 54/2003 biomasa este definită drept un produs compus parțial sau în totalitate dintr-o materie vegetală agricolă sau forestieră, ce poate fi utilizat drept combustibil cu scopul recuperării conținutului energetic. Tot biomasă sunt considerate și următoarele deșeuri utilizate drept combustibil:

- deșeuri vegetale, agricole sau forestiere;
- deșeuri vegetale provenite din sectorul industrial de prelucrare a produselor alimentare, dacă energia termică rezultată din procesul de ardere este valorificată;
- deșeuri vegetale fibroase rezultate din producția de paste celulozice naturale și din producția de hârtie fabricată din pastă celulozică, dacă acestea sunt incinerate la locul de fabricație și dacă energia produsă de instalația de incinerare este valorificată;
- deșeuri de plută;
- deșeuri de lemn, cu excepția celor care pot conține compuși organici halogeni sau metale grele, în urma aplicării unor tratamente de protecție ori de conservare a lemnului, care includ în mod special și deșeuri provenite din construcții sau demolări.

Proprietățile fizico-chimice ale biomasei diferă față de cele ale cărbunilor. Următoarele aspecte sunt relevante în acest sens:

- conținutul de umiditate și cenușă al biomasei variază semnificativ;
- biomasa are un conținut mai mare de volatile comparativ cu cărbunele;
- conținutul de carbon și de cenușă este mai mare în cazul cărbunilor;
- conținutul de azot și sulf este în general mai mic decât al cărbunilor;
- în comparație cu cărbunii, biomasa are un conținut ridicat de clor;
- conținutul de oxigen este mai mare în cazul biomasei;
- valorile densității și densității energetice ale biomasei sunt mai mici comparativ cu cărbunele.

O parte din caracteristicile enumerate sunt prezentate în Fig. 1.1, Fig. 1.2, și în tabelele Tab. 1.1, Tab. 1.2 [7], [43]. Datele din tabelele 1.1 și 1.2 reprezintă valori medii probabile cu o certitudine mai mică sau mai mare determinate experimental așa cum rezultă din lucrarea [43].



* - în sensul acelor de ceasornic

Fig. 1.1. Compoziția a două sorturi de cărbune și biomasă exprimată în procente masice din masa anhidră

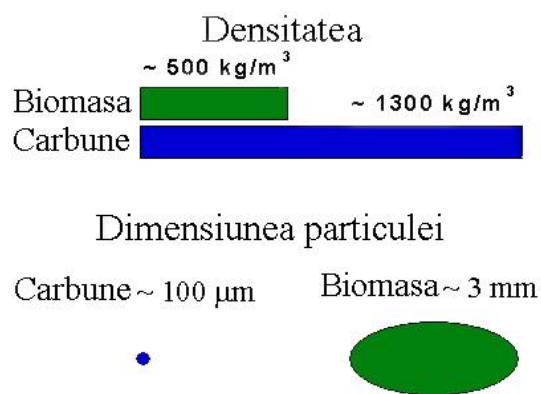


Fig. 1.2. Comparație între densitatea și dimensiunea particulei de combustibil [90]

Tab. 1.1. Compoziția unor sorturi de biomasă și cărbuni exprimată în procente masice din masa anhidră [7], [43]

Denumirea combustibilului	C [%]	H [%]	O [%]	N [%]	K [%]	Ca [%]	Mg [%]	P [%]	S [%]	Cl [%]
Huilă	72,5	5,6	11,1	1,3	-	-	-	-	0,94	<0,13
Cărbune brun	65,9	4,9	23,0	0,7	-	-	-	-	0,39	<0,1
Lignit Rovinari	52,95	4,77	23,46	1,44	-	-	-	-	0,43	-
Lemn de molid (cu coajă)	49,8	6,3	43,2	0,13	0,13	0,70	0,08	0,03	0,015	0,005
Lemn de fag (cu coajă)	47,9	6,2	45,2	0,22	0,15	0,29	0,04	0,04	0,015	0,006
Lemn de plop	47,5	6,2	44,1	0,42	0,35	0,51	0,05	0,10	0,031	0,004
Coajă (rășinoase)	51,4	5,7	38,7	0,48	0,24	1,27	0,14	0,05	0,085	0,019
Paie de secară	46,6	6,0	42,1	0,55	1,68	0,36	0,06	0,15	0,085	0,40
Paie de grâu	45,6	5,8	42,4	0,48	1,01	0,31	0,10	0,10	0,082	0,19
Paie de triticale ¹⁾	43,9	5,9	43,8	0,42	1,05	0,31	0,05	0,08	0,056	0,27
Paie de orz	47,5	5,8	41,4	0,46	1,38	0,49	0,07	0,21	0,089	0,40
Paie de rapiță	47,1	5,9	40,0	0,84	0,79	1,70	0,22	0,13	0,27	0,47
Tuleie de porumb	45,7	5,3	41,7	0,65	-	-	-	-	0,12	0,35
Tulpini de floarea soarelui	42,5	5,1	39,1	1,11	5,00	1,90	0,21	0,20	0,15	0,81
Tulpini de cânepă	46,1	5,9	42,5	0,74	1,54	1,34	0,20	0,25	0,10	0,20
Planta întreagă de secară	48,0	5,8	40,9	1,14	1,11	-	0,07	0,28	0,11	0,34
Planta întreagă de grâu	45,2	6,4	42,9	1,41	0,71	0,21	0,12	0,24	0,12	0,09
Planta întreagă de triticale	44,0	6,0	44,6	1,08	0,90	0,19	0,09	0,22	0,18	0,14
Boabe de secară	45,7	6,4	44,0	1,91	0,66	-	0,17	0,49	0,11	0,16
Boabe de grâu	43,6	6,5	44,9	2,28	0,46	0,05	0,13	0,39	0,12	0,04
Boabe de triticale	43,5	6,4	46,4	1,68	0,62	0,06	0,10	0,35	0,11	0,07
Semințe de rapiță	60,5	7,2	23,8	3,94	-	-	-	-	0,10	-
Miscantus ²⁾	47,5	6,2	41,7	0,73	0,72	0,16	0,06	0,07	0,15	0,22
Iarbă de pășune	46,1	5,6	38,1	1,34	-	-	-	-	0,14	1,39
Iarbă din marginea străzii	37,1	5,1	33,2	1,49	1,30	2,38	0,63	0,19	0,19	0,88

¹⁾ Triticale – Plantă obținută din încrucișarea artificială dintre grâu și secară,

²⁾ Miscantus – Plantă energetică, cunoscută sub denumirea de "iarba elefantului" sau "trestia chinezească", care poate atinge până la 3,8 m înălțime și crește foarte repede.

Tab. 1.2. Date caracteristice referitoare la compoziția diferitelor sorturi de biomasă și a unor cărbuni [7]

Denumirea combustibilului	Puterea calorifică		Cenușă A^{anh} [%]	Volatile V [%]	Temperaturi caracteristice ale cenușii			
	H_i	H_s			$t_{agl.}$ [°C]	$t_{inm.}$ [°C]	$t_{top.}$ [°C]	$t_{curg.}$ [°C]
	[MJ/kg]							
Huilă	29,7 ^{*)}	-	8,3	34,7	-	1250	-	-
Cărbune brun	20,6 ^{**)}	-	5,1	52,1	-	1050	-	-
Lignit de Rovinari	20,3 ^{***)}	-	16,97	59,5	-	1200	1340	1355
Lemn de molid (cu coajă)	18,8	20,2	0,6	82,9	1188	1426	1500	1583
Lemn de fag (cu coajă)	18,4	19,7	0,5	84,0	-	-	-	-
Lemn de plop	18,5	19,8	1,8	81,2	1277	1335	-	1475
Coajă (rășinoase)	19,2	20,4	3,8	77,2	1292	1440	1460	1490
Paie de secară	17,4	18,5	4,8	76,4	935	1002	1147	1188
Paie de grâu	17,2	18,5	5,7	77,0	998	1008	1246	1302
Paie de triticale	17,1	18,3	5,9	75,2	891	911	1125	1167
Paie de orz	17,5	18,5	4,8	77,3	720	980	1113	1173
Paie de rapiță	17,1	18,1	6,2	75,8	1120	1273	1460	1403
Tuleie (tulpini) de porumb	17,7	18,9	6,7	76,8	930	1050	1120	1140
Tuleie (tulpini) de floarea soarelui	15,8	16,9	12,2	72,7	798	839	1178	1270
Tulpini de cânepă	17,0	18,2	4,8	81,4	1336	1347	1420	1456
Planta întreagă de secară	17,7	19,0	4,2	79,1	-	-	-	-
Planta întreagă de grâu	17,1	18,7	4,1	77,6	949	977	1155	1207
Planta întreagă de triticale	17,0	18,4	4,4	78,2	810	833	982	1019
Boabe de secară	17,1	18,4	2,0	80,9	-	710	-	810
Boabe de grâu	17,0	18,4	2,7	80,0	662	687	887	933
Boabe de triticale	16,9	18,2	2,1	81,0	706	730	795	840
Semințe de rapiță	26,5	-	4,6	85,2	-	-	-	-
Miscantus	17,6	19,1	3,9	77,6	861	973	1097	1170
Iarbă de pășune	16,5	18,0	8,8	74,0	-	-	-	-
Iarbă din marginea străzii	14,1	15,2	23,1	61,7	1181	1200	1270	1286

*) conținut de umiditate 5,1 %;

**) conținut de umiditate 5,04 %;

***) raportat la starea anhidră.

1.2. Potențialul biomasei ca sursă regenerabilă de energie

România are un potențial energetic de biomasă ridicat, evaluat la circa 7594 mii tep/an ($318 \text{ PJ/an} = 318 \cdot 10^{15} \text{ J/an}$), ceea ce reprezenta aproape 19 % din consumul total de resurse primare la nivelul anului 2000. Rezervele potențiale sunt deșeurile de lemn, deșeurile agricole (animale și vegetale), deșeurile menajere și culturile energetice. Acest potențial este împărțit pe următoarele categorii de combustibil:

- a) reziduuri din exploatarea forestieră și lemn de foc: 1175 mii tep;
- b) deșeuri de lemn – rumeguș și alte resturi de lemn: 487 mii tep;
- c) deșeuri agricole rezultate din cereale, tulpini de porumb, resturi vegetale de viță de vie: 4799 mii tep;
- d) biogaz: 588 mii tep;
- e) deșeuri și reziduuri menajere urbane: 545 mii tep.

La arderea biomasei (pe lângă energia termică degajată) se emite o cantitate de CO_2 mai mică sau egală cu cea consumată în procesul de formare a acesteia. Datorită acestui fapt biomasa reprezintă un combustibil regenerabil, încadrat în categoria așa numitului „combustibil verde”, care prin ardere nu contribuie la amplificarea „efectului de seră”.

Un alt aspect care trebuie luat în considerare în favoarea utilizării biomasei ca și combustibil este acela legat de faptul că prin descompunerea pe cale naturală produce gaze cu efect de seră, ca de exemplu CO_2 și CH_4 .

Cantitatea de căldură rezultată din valorificarea energetică a biomasei în România deține ponderi diferite în balanța resurselor primare, în funcție de tipul de deșeuri utilizat sau după destinația consumului final. Astfel, 54 % din căldura generată pe bază de biomasă se obține din arderea de reziduuri forestiere. De asemenea 89 % din căldura necesară încălzirii locuințelor și preparării hranei este considerată a fi rezultatul consumului de reziduuri și deșeuri vegetale în mediul rural.

În consumul curent de biomasă din România, în regim de exploatare energetică, se folosesc diferite tipuri de combustibili, cu următoarea destinație:

- circa 550 cazane industriale de abur și apă fierbinte pentru încălzire industrială (combustibil pe bază de lemn);
- circa 10 cazane de apă caldă, cu puteri instalate între 0,7 MW și 7,0 MW, pentru încălzire urbană (combustibil pe bază de deșeuri din lemn);
- aproximativ 14 milioane sobe sau cuptoare pe lemne și/sau deșeuri agricole destinate încălzirii locuințelor individuale sau preparării hranei ș.a.

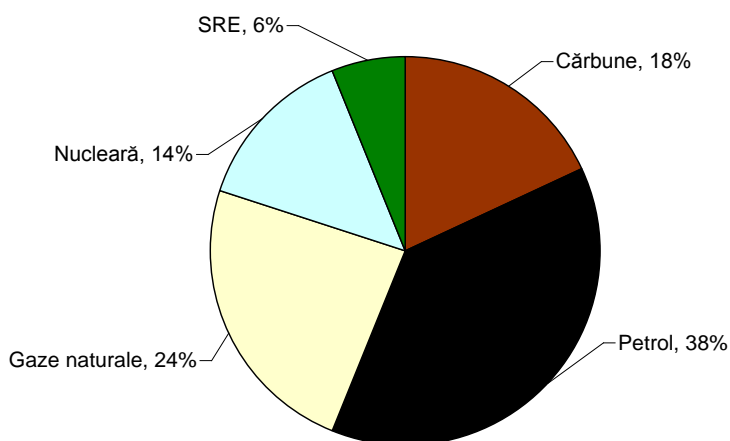
Cultivarea intensivă a „plantelor energetice”, deși practică în multe țări, nu este recomandată deoarece în acest caz se folosesc îngrășăminte chimice la

fabricarea cărora se emite indirect CO_2 . Este de preferat să se utilizeze resurse biogene și plante energetice care se dezvoltă pe cale naturală, fără folosirea îngrășămintelor chimice.

O posibilitate des întâlnită în practică este utilizarea biomasei compactate sub formă de peleți, aceștia având avantajul îmbunătățirii procesului de aprindere și stabilitate a arderii [74]. Tehnologia de fabricare a peletilor constă în uscarea prealabilă, măcinarea (dacă este cazul) și apoi presarea cu sau fără liant. De exemplu, cei fabricați din deșeuri de lemn în Germania se prezintă sub forma unor mici cilindrii cu diametrul de 6 mm și lungimea de 24 mm, au densitatea $\delta_{\text{pel}} = 650 \text{ kg/m}^3$, puterea calorică de circa $H = 18 \text{ MJ/kg}$ la un conținut de umiditate $W_{\text{pel}} = 8 \%$. Peletizarea contribuie la micșorarea cheltuielilor de transport și depozitare. Astfel, densitate energetică este mai mare decât a biomasei din care provin.

Conform statisticilor CE pe anul 2007, ponderea utilizării biomasei în cele 27 de țări ale UE în balanța resurselor energetice primare este destul de scăzută (Fig.1.3) [73]. Valorificarea potențialului existent la nivelul UE este estimată a crește în jurul anului 2010, sperând într-o creștere a producției de la 69 mil. tep în 2003 la 150 mil. tep în 2010.

În România, ponderea mai redusă a biomasei în balanța resurselor energetice primare se datorează în principal extinderii rețelei de distribuție și a consumului de gaze naturale sau de gaze petroliere lichefiate (GPL) [72]. Ca urmare, îndeplinirea angajamentului României de a crește ponderea biomasei în balanța energetică a țării este o țintă dificilă de atins și depinde atât de tehnologia conversiei energetice a biomasei cât și de aspectele economice și sociale.



SRE - Surse Regenerabile de Energie (60 % Biomasă, 30 % Hidro, 10 % Alte surse)

Fig. 1.3. Ponderea resurselor energetice primare pentru EU-27 [30]

1.3. Impactul co-incinerării asupra emisiilor de noxe

În acest subcapitol se prezintă stadiul actual al cunoașterii referitor la impactul asupra mediului generat de tehnologia co-incinerării biomasei cu cărbune.

În procesul de conversie a energiei primare a combustibililor în energie termică se produc inerent și substanțe poluante. De regulă, acestea se formează în procesul de ardere din substanțele conținute în combustibil sau preluate din aerul introdus în procesul de ardere.

Cele mai importante substanțe poluante sunt: monoxidul de carbon (CO), oxizii de azot (NO_x), dioxidul de sulf (SO_2) și praful. Tot în procesul de ardere a combustibililor se mai formează acidul clorhidric (HCl), acidul fluorhidric (HF), componente organice volatile (COV), hidrocarburi aromatice policiclice (HAP), dioxine și furani.

Concentrația dioxidului de sulf în gazele de ardere depinde în primul rând de conținutul de sulf al combustibilului, care variază în limite foarte largi (Fig. 1.4). Deoarece biomasa are un conținut scăzut de sulf (mai mic de 0,5 %), emisiile de SO_2 scad liniar cu rata de mixare biomasă-cărbune (Fig. 1.5). O reducere suplimentară a SO_2 se datorează componentelor alcaline din cenușa biomasei care rețin sulfurul din cărbune.

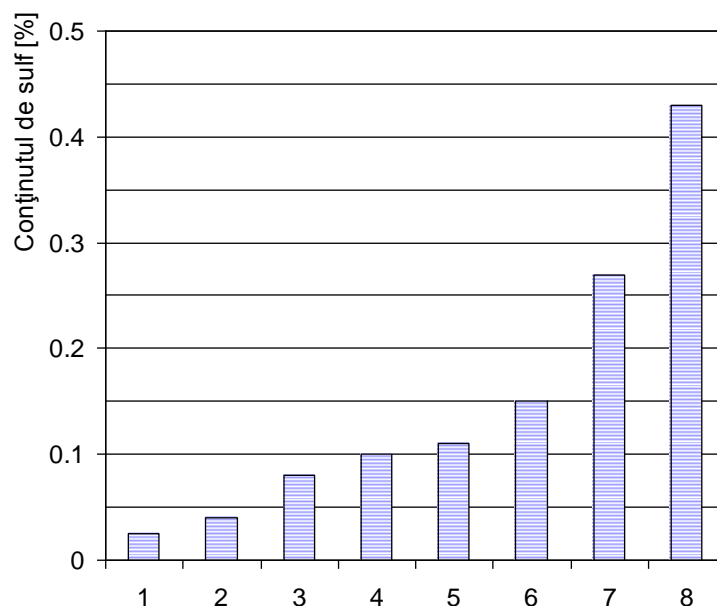


Fig. 1.4. Conținutul de sulf pentru cărbune și diferite sorturi de biomasă [7]

1-Lemn de molid, 2-Lemn de plop, 3-Paie de seară, 4-Tulpini de cânepă,
5-Boabe de grâu, 6-Tulpini de floarea soarelui, 7-Paie de rapiță, 8-Lignit

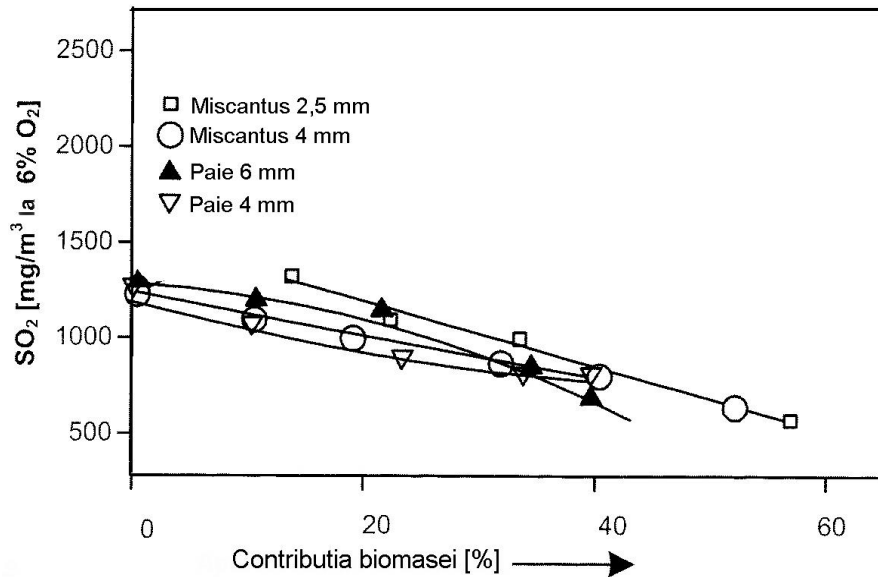


Fig. 1.5. Influența co-incinerării biomasei asupra emisiilor de SO_2 [47]

În general, conținutul de azot din biomasă este mai mic de 1 %, majoritatea sorturilor de biomasă având un conținut de azot în proporție mai mică de 0,5 % fapt care poate prezice o scădere a emisiilor de NO_x . În Fig. 1.6 s-a reprezentat conținutul de azot pentru diferiți combustibili.

Cercetările experimentale au arătat că la co-incinerarea biomasei cu cărbune emisiile de NO_x rezultate pot fi mai mari sau mai mici decât în cazul incinerării cărbunelui (Fig. 1.7 și Fig. 1.8) [1]. În plus emisiile de N_2O pot fi reduse semnificativ prin co-incinerarea biomasei cu cărbune în instalații de ardere în strat fluidizat (Fig. 1.9).

Emisiile de CO sunt dependente de o multitudine de factori, dintre care principali sunt calitatea combustibilului și organizarea procesului de ardere. Asigurarea unei temperaturi corespunzătoare și a unei cantități necesare de aer în zona de ardere reprezintă cele două condiții necesare unei arderi eficiente și stabile, apropiate de cea perfectă.

În comparație cu cărbunii, biomasa are un conținut ridicat de clor (Cl) a cărui prezență provoacă coroziunea suprafețelor metalice. Practic se produce condensarea vaporilor de apă făcând posibilă formarea acidului clorhidric (HCl).

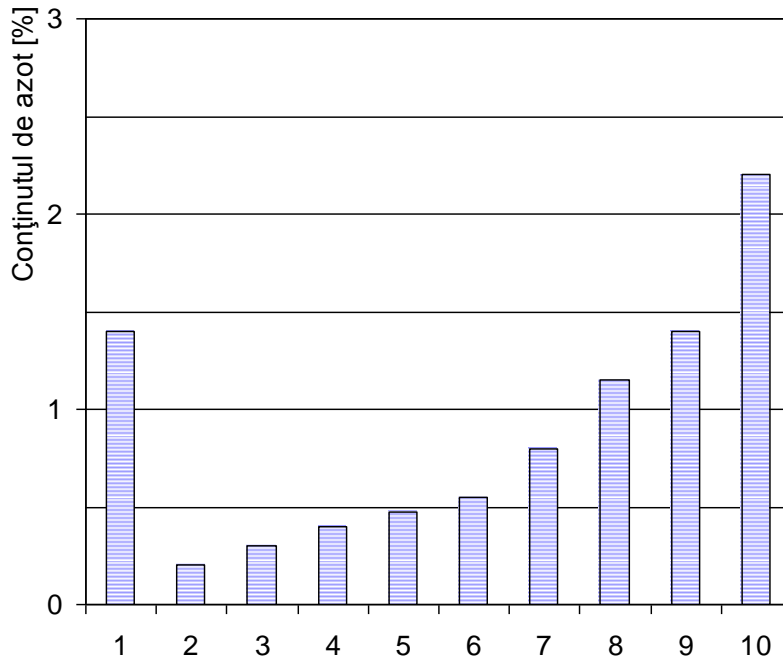


Fig. 1.6. Conținutul de azot pentru cărbune și diferite sorturi de biomasă [7]

1-Lignit, 2-Lemn de molid, 3-Lemn de fag, 4-Lemn de plop, 5-Coajă rășinoase, 6-Paie de secară, 7-Paie de rapiță, 8-Tulpini de floarea soarelui, 9-Iarbă din marginea străzii,10-Boabe de grâu

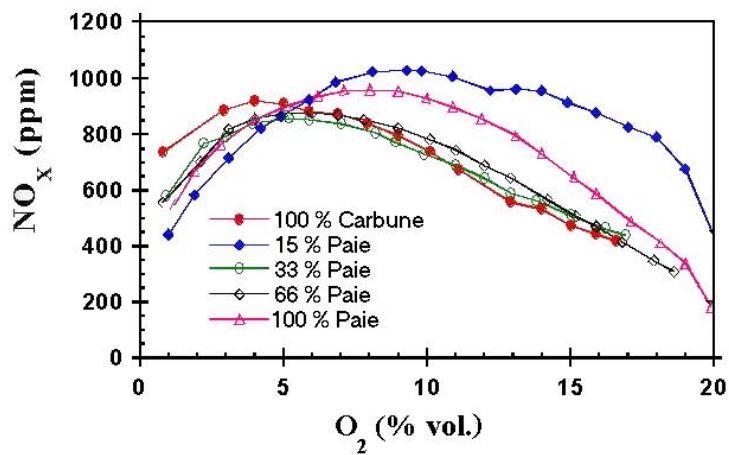


Fig. 1.7. Influența co-incinerării paielor asupra emisiilor de NO_x [90]

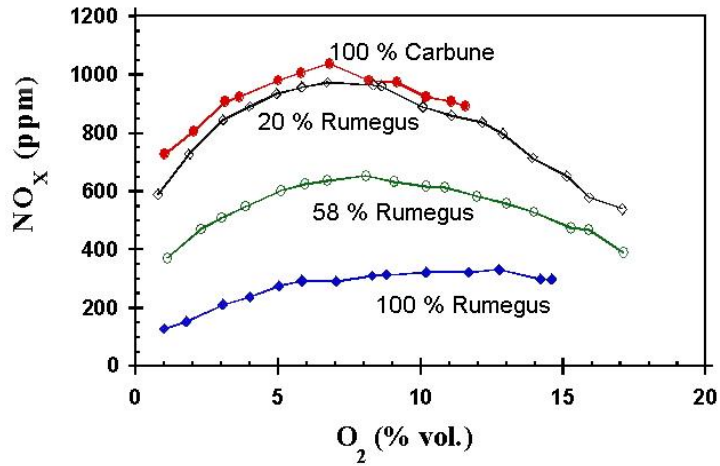


Fig. 1.8. Influența co-incinerării rumegușului asupra emisiilor de NO_x [90]

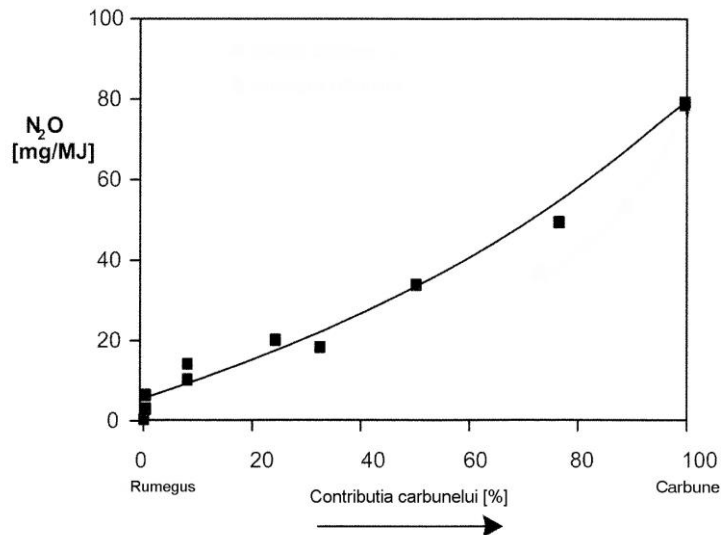


Fig. 1.9. Influența co-incinerării deșeurilor lemnoase asupra emisiilor de N₂O

În Fig. 1.10 este prezentat conținutul de cenușă pentru diferite sorturi de biomasă și cărbuni. Se observă că în general cărbunii au un conținut mai ridicat de cenușă decât biomasă. Pe de altă parte, temperaturile caracteristice ale cenușii provenite din arderea biomasei au valori mai scăzute decât în cazul cărbunilor. Conținutul de cenușă cât și temperaturile caracteristice ale acestora reprezintă doi factori importanți de care trebuie să se țină seama la alegerea tehnologiei de ardere a combustibililor solizi în general, respectiv a biomasei.

Gradul de depunere al cenușii, rezultate din arderea biomasei, diferă semnificativ de cazul arderii individuale a cărbunilor. Pentru biomasă vegetală s-a

observat că gradul de depunere depășește semnificativ pe cel al cărbunilor, în schimb pentru biomasa lemnoasă această valoare este mai mică.

Literatura de specialitate semnalează următoarele tendințe generale:

- gradul de depunere nu este afectat semnificativ în cazul co-incinerării lemnului sau a combustibililor cu un conținut scăzut de cenușă, substanțe alcaline și clor; tendința se menține și la un raport de amestec biomasă-cărbune mai ridicat, de peste 10 % aport masic;

- gradul de depunere crește semnificativ la co-incinerarea biomasei vegetale și agricole sau a combustibililor cu un conținut ridicat de cenușă, substanțe alcaline și clor;

- gradul de depunere este strâns legat de proprietățile fiecărui combustibil și de interacțiunea acestora în cazul co-incinerării.

În Fig. 1.11 se prezintă gradul de depunere al cenușii la incinerarea / co-incinerarea biomasei cu cărbune. Se observă că la arderea cărbunelui și rumegușului depunerile de cenușă sunt mici. În cazul paielor cu conținut scăzut de clor și amestecului cărbune cu paie de grâu cu conținut ridicat de clor depunerile de cenușă sunt semnificative. Cilindrii de probă au fost imersați în zonele cu temperatura de 540 °C (stânga) și 460 °C (dreapta).

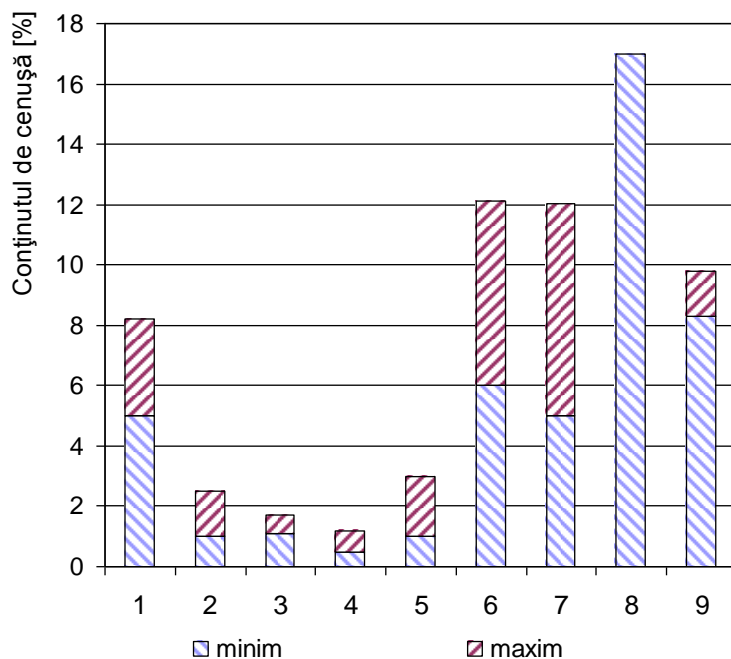


Fig. 1.10. Conținutul de cenușă pentru diferite sorturi de biomasă și cărbuni

1-Scoarță, 2-Butuci cu scoarță, 3-Butuci fără scoarță, 4-Rumeguș,
5-Lemn (foioase,rășinoase), 6-Lemne vechi amestecate, 7-Paie și tulpini,
8-Cărbune brun, 9-Huilă

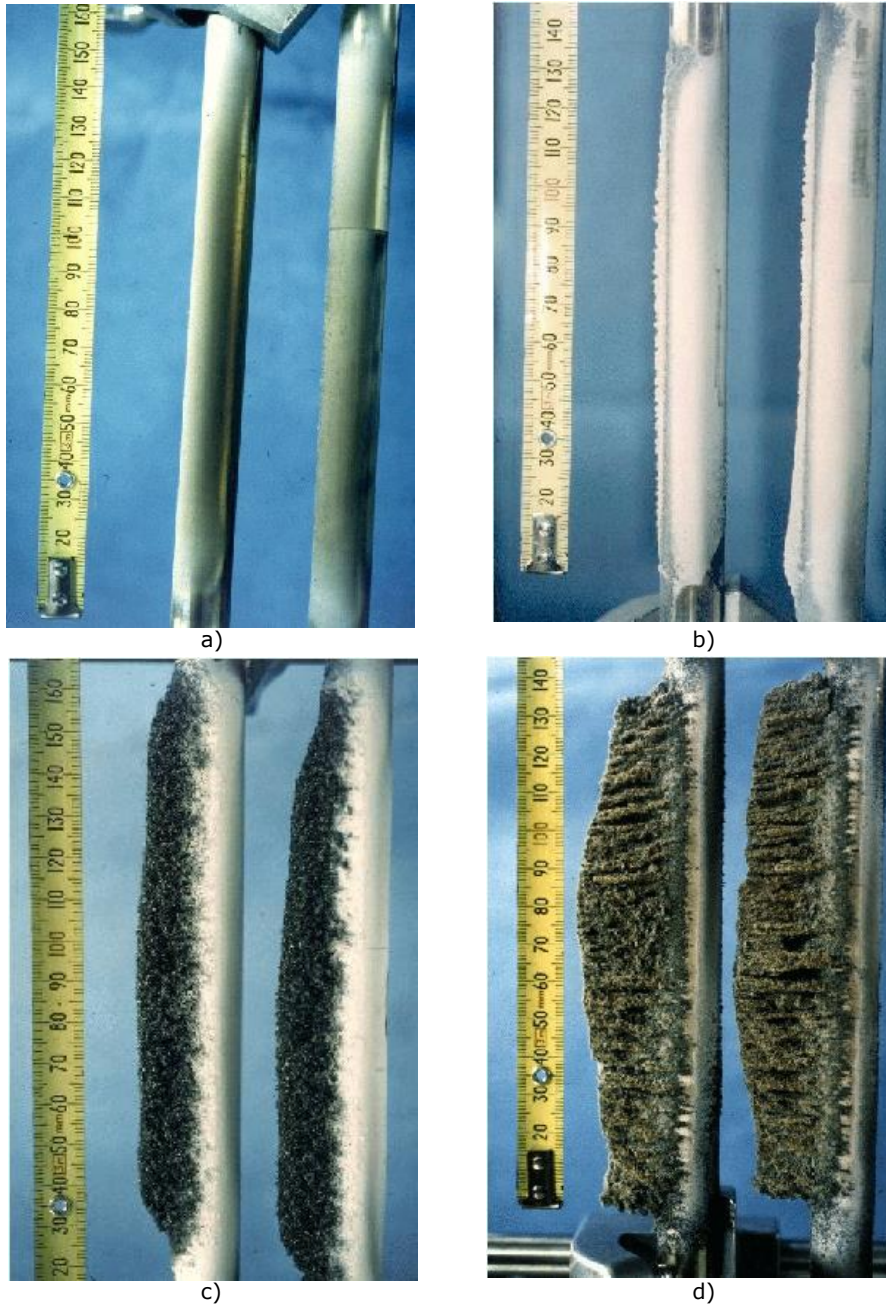


Fig. 1.11. Depuneri de cenușă păruțe la incinerare / co-incinerare [53]

- a) 100 % cărbune, b) 100 % rumeguș, c) 100 % paie cu conținut scăzut de clor, d) amestec de cărbune cu paie de grâu cu conținut ridicat de clor.

2. EFECTELE NOCIVE ALE POLUANȚILOR ȘI MĂSURI PENTRU DIMINUAREA LOR

2.1. Poluarea și echilibrul biologic

Mediul înconjurător reprezintă totalitatea factorilor naturali și a celor artificiali creați prin acțiuni umane care, în strânsă interacțiune, influențează echilibrul ecologic, determinând condițiile de viață pentru om și dezvoltarea societății.

Progresul tehnic aduce cu sine, alături de atâtea minunate realizări, numeroase neajunsuri și o multitudine de substanțe poluante, care amenință cu distrugerea mediului înconjurător.

Orice substanță rezultată din procese chimice, fizice și biologice care, răspândită în mediul ambiant, dăunează organismelor vii, bunurilor materiale, operelor de artă și peisajului se numește substanță poluantă.

Poluantul este deci o substanță solidă, lichidă, gazoasă sau sub formă de energie (radiație electromagnetică, ionizantă, termică, fonică sau vibrații) care, introdusă în mediu, modifică echilibrul constituenților acestuia și a organismelor vii și aduce daune bunurilor materiale. Cuantificarea efectelor activității umane și a proceselor naturale asupra mediului, a sănătății și securității omului, precum și a bunurilor de orice fel se realizează prin evaluarea impactului asupra mediului.

În urma deteriorării mediului se produce alterarea caracteristicilor fizico-chimice și structurale ale componentelor naturale ale mediului, reducerea diversității și productivității biologice a ecosistemelor naturale și antropizate, afectarea echilibrului ecologic și a calității vieții cauzate, în principal, de poluarea apei, atmosferei și solului, supraexploatarea resurselor, gospodărirea și valorificarea lor deficitară, ca și prin amenajări necorespunzătoare ale teritoriului [63].

Sursele poluării permanente sunt foarte diversificate și numai simpla lor înșiruire arată pericolul la care este supusă și expusă omenirea.

Gazele, evacuate pe coșurile de fum ale instalațiilor de ardere conțin, importante cantități de oxizi de sulf, oxizi de azot, monoxid și dioxid de carbon, praf de cenușă etc. Chiar și prin canalul de fum al coșurilor imobilelor de locuit sunt emise importante substanțe poluante. Amploarea și pericolul acestor emisii se explică, pe de o parte, prin aceea că emisiile de fum se fac la mică înălțime și deci dispersia lor în aer este slabă iar, pe de alta parte, prin conținutul relativ ridicat de hidrocarburi grele și gudroane, explicabil prin temperaturile mici la care se desfășoară procesele de ardere.

La toate acestea se adaugă noxele evacuate în aer odată cu gazele eşapate de autovehicule, și anume: monoxid și dioxid de carbon, oxizi de azot, aldehide, acid clorhidric și bromhidric, acid sulfuric și azotic, combinații ale plumbului etc. Cantitatea acestora este deosebit de mare, în acest secol al civilizației și depășește, în multe regiuni, pe cea emisă de instalațiile de ardere staționare.

2.2. Efectele nocive ale poluanților

Orice substanță sau produs care, folosit în cantități, concentrații sau condiții aparent nepericuloase, prezintă risc semnificativ pentru om, mediu sau bunurile materiale (deci pot fi explozive, oxidante, inflamabile, toxice, nocive, corozive, iritante, mutagene sau radioactive) se desemnează drept substanță periculoasă.

Din punct de vedere ecologic, există deosebiri destul de importante între diverse categorii de poluanți. Astfel se deosebesc:

- noxe care dăunează direct organismului uman, ca de exemplu oxizii de azot (NO_x), oxizii de sulf (SO_x), monoxidul de carbon (CO), precum și unele metale grele;

- noxe care acționează direct asupra vegetației, ca de exemplu dioxidul de sulf (SO_2) și combinațiile dintre Cl și H_2 ;

- noxe care stau la baza formării de acizi, ca de exemplu SO_2 , SO_3 , NO și NO_2 , ce determină formarea ploilor acide și distrugerea pădurilor;

- noxe persistente în soluri, care, în cadrul lanțului biologic plantă-animal-om, se acumulează și devin astfel nocive organismului uman, așa cum este cazul metalelor grele;

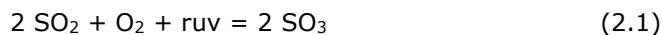
- noxe care devin factori de influență ai climei, ca de exemplu CO_2 și N_2O , precum și factori importanți în declanșarea efectului de seră al pământului sau contribuie la distrugerea stratului natural de ozon.

Se face observația că prin atmosferă se înțelege masa de aer care înconjoară suprafața terestră, incluzând și stratul de ozon.

2.2.1. Efectele nocive ale oxizilor de sulf

Din oxidarea sulfurului combustibil, cea mai mare parte (peste 95%) se transformă în SO_2 , restul în SO_3 . Conversia SO_2 în SO_3 are loc în flacără, în cazul unui exces mare de oxigen, dar și pe traseul gazelor, în prezența oxizilor de vanadiu și chiar de fier, care joacă rol de catalizator, mai ales la temperaturi de peste 800°C (1073 K).

Evacuat în atmosferă, dioxidul de sulf (SO_2) reacționează în proporție de 1-2 ‰/h cu oxigenul, sub acțiunea radiațiilor ultraviolete solare (ruv), dând naștere anhidridei sulfuroase (SO_3), conform relației:



Aceasta, la rândul ei, se combină cu vaporii de apă din atmosferă și formează acidul sulfuric.



În perioadele de ceață și în zilele foarte umede se atinge un grad de transformare de până la 15,7 %.

Dioxidul de sulf reprezintă o substanță toxică, care atrage atenția prin mirosul și acțiunea iritantă asupra mucoaselor, provocând spasm și contracția mușchilor căilor respiratorii superioare. În concentrații ridicate, SO_2 provoacă iritație și senzație de arsură asupra mucoaselor respiratorii și conjunctivale, tuse, tulburări ale respirației, senzație de sufocare etc.

Efectele nocive ale diferiților poluanți în aer, la diferite concentrații, sunt prezentate în Tab. 2.1 și Tab.2.2 [52].

Prezența oxizilor de sulf în mediul ambiant se manifestă atât prin leziuni directe ale plantelor, cât și prin modificarea compoziției apei și solului. Astfel SO_2 , în concentrație mare, distruge clorofila din frunze, acțiunea sa amplificându-se prin sinergism cu NO_2 [58].

Tab. 2.1. Efectele nocive ale SO_2 în aer, la diferite concentrații

Concentrația [ppm]	Efecte fiziologice	Observații
0,3 - 1,0	Se face simțită prin miros.	Concentrații tolerabile în ateliere și zone de lucru.
1,0 - 10	Este posibilă iritarea nasului și ochilor.	Posibilități de suportare scăzând până la o oră cu creșterea concentrației.
10 - 100	Iritarea accentuată la aceleași organe, ca mai sus.	Posibilități de suportare scăzând până la o oră cu creșterea concentrației.
150 - 650	Atac al aparatului respirator.	O jumătate de oră până la o oră de expunere poate pune viața în pericol, funcție de individ.
10 000 sau 1 %	Paralizie respiratorie progresivă.	Concentrație rapid mortală. O iritare vie a părților umede ale pielii, ce apare după câteva minute, este un indiciu.

Oxizii de sulf, respectiv acizii sulfuros și sulfuric, care rezultă prin hidratarea acestora, determină fenomene de coroziune, decolorarea materialelor colorate, reducerea elasticității și rezistenței pentru unii compuși organici (amine, polimeri, textile etc.), unele materiale de construcție și unele tipuri de cabluri electrice.

Tab. 2.2. Efectele unor poluanți asupra omului

Poluantul	Efectul	Concentrația [ppm]
SO ₂	Suportabile o oră.	200
	Concentrație pentru 8 ore.	5 - 15
	Pragul perceptibil mirosit.	2 - 5
	Concentrația maximă pentru ședere permanentă.	0,1 - 0,2
H ₂ SO ₄	Moarte rapidă.	1500
	Tulburări după 2-3 ore.	150
	Tulburări după 8 ore.	20
	Măsurabil.	2
CO	Simptome grave după o oră.	2000
	Tulburări după 8 ore.	100
	Neglijabil la ședere permanentă.	20
NH ₃	Mortal după 30 minute.	4000
	Tulburări după 8 ore.	100
	Sesizabil olfactiv.	26
Hidrocarburi	Tulburări după 8 ore.	500
CO ₂	Tulburări după 8 ore.	5000

Oxizii de sulf, alături de cei de azot, sunt astăzi considerați principalele cauze ale ploilor acide, care cauzează distrugerea pădurilor, pe suprafețe îngrijorător de mari. Modificările în compoziția apei și a solului au ca rezultat tulburări de dezvoltare a plantelor, o scădere a producției de masă lemnoasă, respectiv a producției și calității fructelor, cu întregul ansamblu de consecințe economice și de altă natură, ultimele manifestate prin lanțul trofic plantă - animal - om.

2.2.2. Acțiunea toxică și corozivă a oxizilor de azot

Din cantitatea totală de NO_x, peste 95 % este sub formă de monoxid de azot (NO) și doar restul sub formă de dioxid de azot (NO₂). Eliminat în atmosferă, NO, în prezența oxigenului din aer și sub acțiunea razelor ultraviolete (ruv), se transformă, destul de repede, în NO₂, care este foarte toxic. În anumite condiții, NO₂ împreună cu H₂O formează acidul azotic, HNO₃ [57].

Prin agresivitatea și toxicitatea lor, oxizii de azot și acidul azotic sunt extrem de periculoși pentru mecanismul biologic uman. Ei afectează căile respiratorii, mucoasele, transformă oxihemoglobina în methemoglobină, ceea ce poate duce 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 față de infecțiile bacteriene. Această influență este mai evidentă asupra sănătății copiilor.

Toxicitatea oxizilor de azot crește foarte mult prin sinergism cu alte substanțe toxice, așa cum s-a precizat anterior.

Acidul azotic, determină apariția mai multor tipuri de coroziune. El atacă construcțiile metalice, provocând distrugerea lor. El formează azotați cu diferiți cationi, prezenți în atmosferă. Aceștia au o acțiune corozivă asupra cuprului, alamei, aluminiului, nichelului etc., distrugând rețele electrice, telefonice etc. Astfel de procese pot avea loc chiar la concentrații foarte mici ale oxizilor de azot în atmosferă (0,08 ppm).

Caracterul puternic oxidant și nitrurat al oxizilor de azot și acidului azotic este principala cauză a distrugerii de către aceștia a maselor plastice, lacurilor, vopselelor, utilizate ca materiale de protecție la instalații și construcții industriale.

Este dovedită acțiunea NO_x asupra unor materiale speciale de construcție din grupa carbonaților, ca de exemplu marmura. Oxizii de azot pătrund prin microfisurile din aceste materiale, formează acolo nitrați, care, prin cristalizare, măresc fisurile, provocând distrugerea construcției [60].

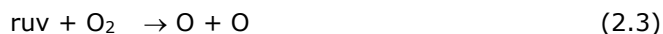
Recent se acordă deosebită atenție și compusului N_2O (protoxidul de azot). Deși se cunosc efectele sale nocive, nu s-a promulgat încă, în nici o țară, o legislație privind emisiile de N_2O , pentru protejarea mediului ambiant. N_2O este un gaz stabil care se descompune de abia la 600 °C în elementele N_2 și O_2 . În troposferă, deci până la circa 10 km deasupra pământului, se comportă ca și un gaz inert.

Experimental s-a dovedit însă că măsurile primare și secundare, aplicate industrial pentru scăderea concentrației de NO_x în gazele de ardere, sunt totdeauna însoțite de o producție de emisii secundare, nedorite, ca CO , N_2O , NH_3 [25]. Acest fenomen este un semnal de alarmă și își aduce o contribuție de până la 10 % la creșterea anuală a concentrației de N_2O (protoxidul de azot) în troposferă (circa 0,2 %). Alte surse generatoare de N_2O sunt: fenomenele naturale din pădurile tropicale și apele oceanelor, procesele de nitrificare-denitrificare determinate de îngrășămintele chimice, industria chimică și vehiculele rutiere.

Efectul nociv al N_2O este dublu. Întâi se amintește contribuția N_2O la efectul de seră. N_2O absoarbe spectre caracteristice în domeniul razelor ultraviolete (ruv), emise de pământ. Spectrul în domeniul 16–18 μm se suprapune peste spectrul de

absorbție al CO_2 . În general, contribuția noxei N_2O la încălzirea atmosferei terestre este de circa 4%.

Al doilea, și de fapt cel mai nociv efect al N_2O , este contribuția sa la distrugerea păturii protectoare de ozon din stratosferă (10–50 km deasupra pământului). N_2O face parte din categoria gazelor inerte în troposferă, dar nocive în stratosfera, datorită efectului său catalitic în cadrul unor reacții fotochimice, ce dezvoltă radicali activi care atacă pătura de ozon. Fenomenul este puternic accentuat de faptul că durata de viață a N_2O este deosebit de mare (până la 180 ani) [52]. În stratosferă se absorb ruv cu lungimea de undă între 200 nm și 242 nm de către moleculele de O_2 . Rezultă disocierea acestora și producerea de ozon O_3 .



unde M este un partener de activare. Ozonul astfel format absoarbe ruv în domeniul 200–340 nm și se descompune în oxigen molecular și atomic, în cadrul fotolizelor. Dacă însă lungimile de undă sunt mai mici decât 310 nm, se formează oxigenul singular, în stare activată (O^*):



O^* ataca apoi N_2O , rezultând protoxidul de azot activat (NO^*):



Urmează reacția catalitică în care NO^* atacă ozonul:



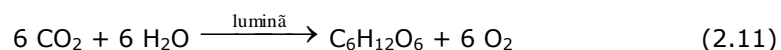
Acesta este ciclul Johnston–Crutzen de distrugere a stratului de ozon. Ozonul este atacat și de alți radicali ca de exemplu hidrocarburi pe bază de fluor și/sau clor. Cel mai important catalizator, ce contribuie cu aproximativ 25% la distrugerea stratului de ozon este radicalul NO^* , produs din descompunerea protoxidului de azot (N_2O).

2.2.3. Acțiunea toxică a oxizilor de carbon

Oxidul de carbon este unul dintre toxicii cu mare răspândire, atât în mediul industrial, cât și în mediul urban. Oxidul de carbon pătrunde în sânge datorită următoarelor proprietăți fizico-chimice: densitate apropiată de cea a aerului, difuzibilitate mare și afinitate ridicată a hemoglobinei pentru CO (de 210 ori mai mare comparativ cu O₂). Efectul principal este intoxicația. Primele semne de intoxicație cu oxid de carbon sunt cefaleea, oboseala și amețeala. Alte simptome sunt: anorexia, greața, apatia, insomnia, tulburări de memorie și personalitate.

Dioxidul de carbon este toxic numai în concentrații foarte mari (peste 5000 ppm). CO₂ influențează clima prin efectul de seră creat asupra pământului, contribuția care-i revine fiind apreciată la circa 50%. Până în prezent nu există soluții tehnico-economice de combatere a emisiilor de CO₂. Singura soluție fezabilă este accentuarea creșterii eficienței la producerea, transformarea și utilizarea energiei termice sau exploatarea energiei nucleare și a altor surse de energie neconvențională [4].

Din fericire, procesul de asimilare clorofiliană (fotosinteza) folosește CO₂ expirat de ființele vii sau eliminat de industrie, dând naștere la glucide și oxigen:



2.2.4 Acțiunea toxică a clorului și fluorului

Clorul și fluorul reacționează de asemenea cu vaporii de apă din aer, formând acid clorhidric, respectiv fluorhidric. Aceste produse, în cazul în care depășesc concentrațiile limită, devin un pericol iminent, care poate da naștere la calamități de mari proporții.

Clorul are acțiune nocivă datorită proprietății sale iritante. El acționează de obicei împreună sau prin intermediul acidului clorhidric, care se prezintă fie în stare lichidă, fie în stare de vapori. Aceștia exercită o acțiune puternic iritantă asupra mucoaselor, putând provoca hemoragii, bronhospasm marcant sau edem pulmonar. Fluorul contribuie și el la distrugerea stratului de ozon din jurul pământului.

2.2.5. Efectele nocive ale prafului de cenușă

Cenușa zburătoare, eliminată prin coșul de fum al instalațiilor de ardere, praful de cenușă fin, antrenat de vânt din haldele de depozitare a cenușii, și praful de cărbune provenit din haldele de cărbune sau din transportul și prepararea

acestui, constituie împreună o noxă solidă, care se găsește și sub formă de aerosoli.

În cazul în care cenușa are un conținut foarte redus de metale grele (Cr, Ni, Cd, As, Pb), aerosolii formați sunt netoxici. Sub aspect nociv, aceștia prezintă importanță numai atunci când particulele au dimensiuni mari. În acest caz, ele pot irita mucoasele oculare și cele ale căilor respiratorii.

Mai importantă este activitatea de vehiculare a gazelor nocive și de înlesnire a exercitării efectelor periculoase ale acestora, la distanțe foarte mari de locul de emisie. Un asemenea exemplu îl constituie cazul monoxidului de carbon, care poate să ajungă la distanțe foarte mari de locul unde a fost emis, numai purtat de praful de cenușă. Dacă nu ar fi fost purtat de praf, ar fi reacționat ușor în apropierea sursei de emisie.

Aerosolii toxici constituie categoria de poluanți care au cele mai nocive efecte. Din fericire, cenușile conțin rareori Pb, Fl, As. Aerosolii toxici sunt constituiți din hidrocarburile policiclice aromatice, rezultate ca produse ale arderii incomplete și imperfecte a combustibililor. Acestea se condensează sub formă de picături foarte fine și plutesc în aer. Asemenea aerosoli sunt foarte periculoși datorită acțiunii cancerigene a hidrocarburilor.

2.3. Reducerea emisiilor de noxe

2.3.1. Reducerea emisiilor de CO

Emisia de CO este dependentă de o mulțime de factori dintre care principali sunt calitatea combustibilului și organizarea procesului de ardere. Asigurarea unei temperaturi corespunzătoare și a unei cantități necesare de aer în zona de ardere reprezintă cele două condiții necesare unei arderi bune, apropiată sau chiar identică cu cea perfectă.

Dependența concentrației monoxidului de carbon în funcție de temperatura de ardere, respectiv de coeficientul excesului de aer, este prezentată în Fig. 2.1 și 2.2 pentru un focar cu funcționare pe rumeguș presat [7], [81].

Pe aceste două figuri s-a marcat, printr-o linie orizontală, valoarea limită a concentrației monoxidului de carbon în gazele de ardere uscate cu un conținut de oxigen $O_{2,ref} = 11\%$. Intersecția acestei orizontale cu cele două ramuri ale curbelor $CO = f(t)$, respectiv $CO = f(\lambda)$ delimitează domeniul de funcționare.

Se constată că domeniul de funcționare bună a focarului este cuprins în intervalul de temperaturi între 760-920 °C, respectiv al coeficientului excesului de aer $1,6 < \lambda < 2,25$. În afara acestor intervale cresc valorile concentrației monoxidului de carbon, întrucât în focar nu se mai întrunesc condițiile necesare unui proces de oxidare completă și perfectă a carbonului.

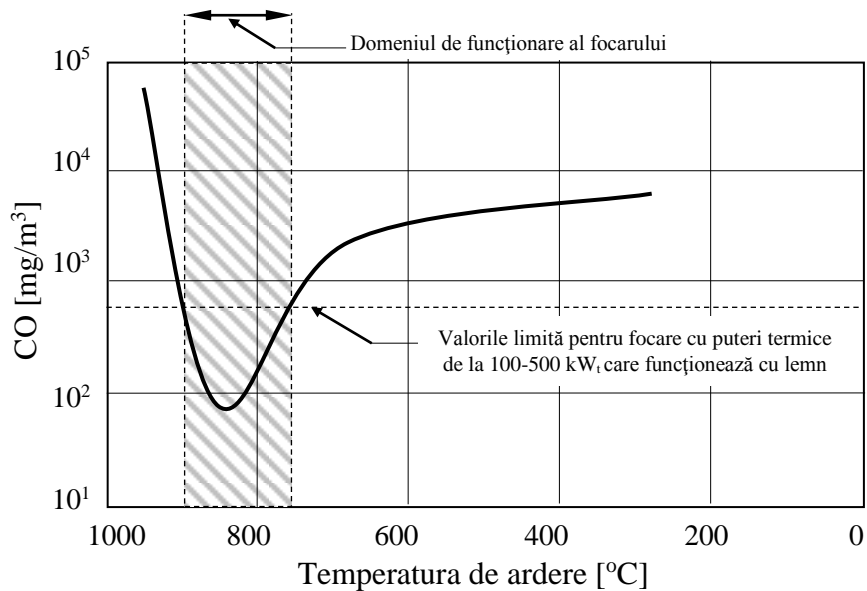


Fig. 2.1. Dependența concentrației monoxidului de carbon în funcție de temperatura de ardere pentru un focar cu grătar cu împingere, care a funcționat pe rumeguș presat [7], [81]

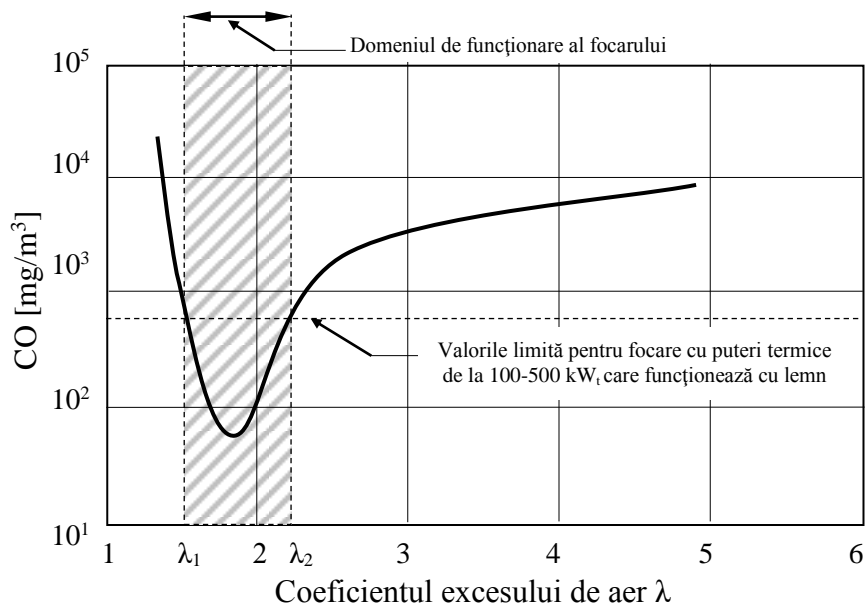


Fig. 2.2 Dependența concentrației monoxidului de carbon în funcție de coeficientul excesului de aer λ pentru un focar cu grătar cu împingere, care a funcționat pe rumeguș presat [7] [81]

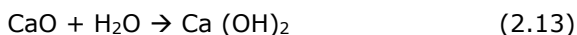
La un exces de aer în cantități mari crește cantitatea de CO deoarece scade temperatura în zona de ardere și odată cu aceasta se micșorează și viteza de ardere ne mai fiind posibilă reacția de oxidare completă a carbonului în timpul dat. Din acest motiv, focarul trebuie optimizat din punct de vedere al excesului de aer, cu ajutorul unei sonde Lamda, care dă impulsul necesar pentru reglarea debitului de aer, respectiv a procesului de ardere.

2.3.2. Măsurile de reducere a emisiilor de SO₂

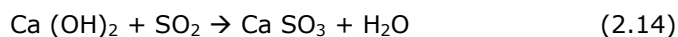
Pentru instalații cu puteri termice mici (până la 1 MW_t), legislația românească, și nici cea europeană nu prevăd limitări în privința concentrației la emisie a dioxidului de sulf în gazele provenite din arderea biomasei. Acest lucru se explică în principal prin conținutul redus de sulf al biomasei. În plus trebuie semnalat și efectul de reținere a dioxidului de sulf datorită prezenței în masa minerală a combustibililor biogeni a unor cantități, mai mari sau mai mici, de carbonat de calciu (CaCO₃). Acesta, la temperaturi de peste 700 °C se descompune în oxid de calciu și dioxid de carbon, conform relației:



În prezența vaporilor de apă din gazele de ardere, oxidul de calciu se hidratează:



iar hidratul de calciu reacționează cu SO₂-ul și formează sulfitul de calciu:



care prin oxidare se transformă în sulfat de calciu:



Sulfatul de calciu în stare solidă sub formă de praf se regăsește în cenușă alături de alți componenți ai acesteia și este reținut în filtrele de praf (electrofiltre sau filtre tip sac).

Ca urmare, instalațiile de puteri termice mici care folosesc combustibili biogeni nu necesită a fi înzestrate cu echipamente pentru desulfurarea gazelor de ardere, ceea ce reprezintă un avantaj, atât din punct de vedere al investițiilor cât și al cheltuielilor de exploatare [14].

Pentru instalațiile mari, în funcție de combustibilul biogen folosit, dar mai ales pentru cele care utilizează co-incinerarea biomasei împreună cu cărbuni, menținerea concentrației la emisie a SO₂-ului sub valorile limită impuse de normele românești și europene, se realizează apelându-se la măsurile primare și secundare cunoscute și folosite la arderea cărbunilor [18].

Măsuri primare cuprind procedee aplicate în timpul arderii prin care se reține o parte din SO₂-ul format. Măsurile secundare constau în desulfurarea post-combustie a gazelor de ardere prin diferite procedee tehnologice.

Datorită conținutului ridicat al sulfului în cărbuni (mai ales în cazul celor inferiori) precum și de ponderea predominantă pe care aceștia o au în cazul co-incinerării cu biomasa, în cazurile cele mai frecvente se apelează la procedeele secundare de desulfurare umedă sau semiuscată [6].

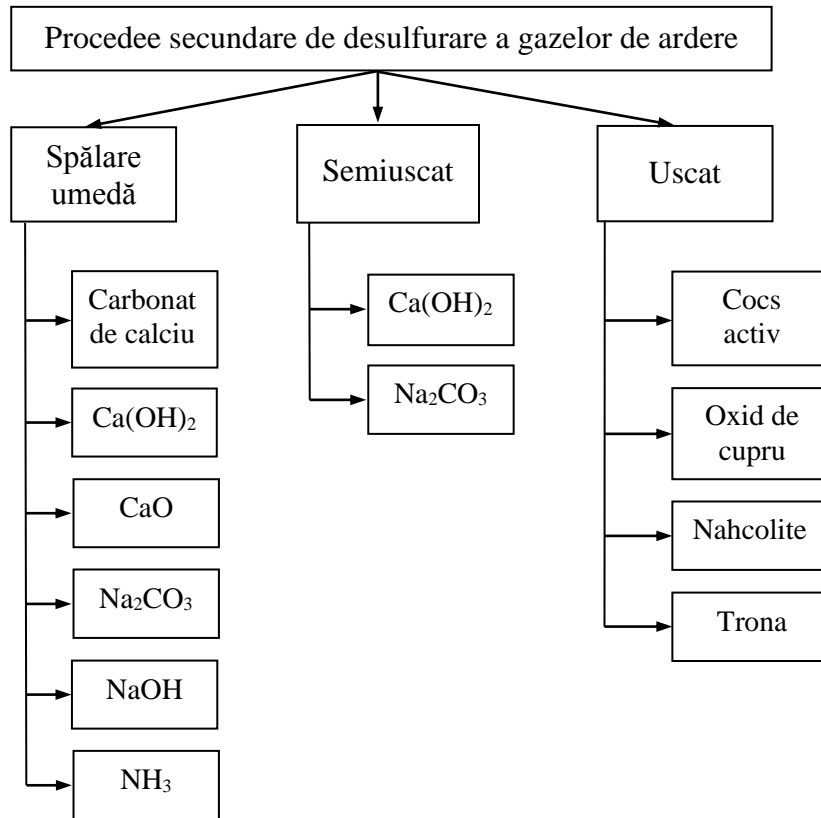
Clasificarea procedeelelor secundare de desulfurare a gazelor de ardere și reacțanții cei mai folosiți este redată în Fig. 2.3.

În cazul procedeelelor uscate se realizează o legare fizică (adsorbție) a dioxidului de sulf pe un reactant (coals activ, oxid de cupru, nahcolite, trona). După un anumit timp de funcționare reactantul "se consumă" și trebuie înlocuit cu altul proaspăt sau regenerat, atunci când această operație este economică.

În cazul procedeelelor umede, gazele de ardere sunt "spălate" cu o soluție apoasă sau în suspensie care conține un reactant (carbonat de calciu, hidroxid de calciu, oxid de calciu, carbonat de sodiu, hidroxid de sodiu, amoniac), care realizează o legare chimică (absorbție) a dioxidului de sulf. Spălarea gazelor de ardere se face într-un reactor unde se pulverizează soluția care conține reactantul, în contracurent cu direcția gazelor ce urmează a fi desulfurate.

Între cele două procedee, precizate mai sus, se situează procedeul semiuscat. Într-un reactor de evaporare se pulverizează o soluție alcalină, care conține fie hidroxid de calciu în suspensie în apă, fie carbonat de sodiu dizolvat în apă. Dioxidul de sulf se leagă de absorbantul folosit și formează un produs, care în urma evaporării se evacuează sub forma unor cristale fine, reținute în instalația de filtrare.

Procedeul umed asigură gradul de desulfurare cel mai mare (până la 94 % și chiar peste), dar este cel mai scump atât din punct de vedere al investiției, cât și al exploatarei. De aceea uneori se apelează la procedeele semiuscate, care sunt ceva mai ieftine, dar asigură un grad de desulfurare ceva mai redus (circa 82 %).



Notă:

1. Nahcolite - mineral ce însoțește șaisturile petrolifere și care conține până la 80 % NaHCO_3 ;
2. Trona - mineral cu compoziția $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{Na}_4\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$.

Fig. 2.3. Clasificarea procedeeleor secundare de desulfurare a gazelor de ardere [7]

În ultimul timp tot mai des sunt semnalate cazuri de folosire a unor procedee hibride pentru desulfurarea gazelor de ardere, care constau în principal din combinarea procedeeleor primare (mai ieftine) cu cele secundare. Dintre acestea se menționează procedeele LIFAC și ARA [52].

Referitor la substanțele reactante se menționează că în prezent se preferă carbonatul de calciu, care este cel mai ieftin în comparație cu celelalte.

Schema de principiu a procedeeleor de desulfurare semiuscat este prezentată în Fig. 2.4. Reactantul folosit este hidroxidul de calciu cu concentrație de 2,5 % în apă, care se pulverizează în contracurent cu gazele de ardere. Procedeele necesită o reglare foarte bună între debitul reactantului și debitul de SO_2 conținut în gazele de ardere care pătrund în reactor, astfel încât să se producă vaporizarea apei, iar CaSO_4 sub formă de particule solide să fie antrenate de curentul de gaze spre

electrofiltru unde să fie reținute. De menționat că în urma contactului dintre picăturile soluției reactante și gazele de ardere se rețin și componenți ca SO_3 , HCl și HF .

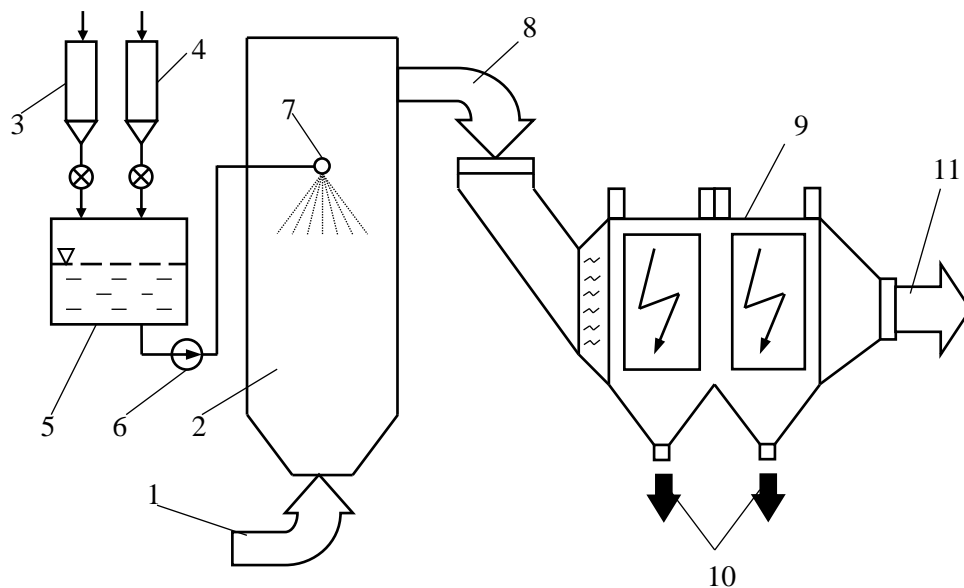


Fig. 2.4 Schema de principiu a procedurii semiuscate pentru desulfurarea gazelor de ardere [7]

1-Gaze evacuate din cazan, 2-Reactor, 3 și 4-Rezervor de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ respectiv H_2O ,
5-Rezervor amestec, 6-Pompă dozatoare, 7-Pulverizator, 8-Gaze desulfurate încărcate cu praf,
9-Electrofiltru, 10-Evacuare praf, 11-Gaze epurate

În Fig. 2.5 se prezintă o schemă de principiu a procedurii umede pentru desulfurarea gazelor de ardere folosind ca reactant carbonatul de calciu.

Gazele de ardere, după ce în prealabil au fost desprăfuite în electrofiltru, sunt introduse de către un ventilator într-un preîncălzitor regenerativ de tip Gavo și apoi în turnul de absorbție. La intrare în sistemul absorbant se găsește o zonă de răcire a gazelor, unde se injectează apă de proces până ce acestea ajung la temperatura de saturație.

În continuare, gazele de ardere pătrund în zona principală de spălare unde sunt amplasate dispozitivele de pulverizare a soluției ce conține absorbantul. Înainte de a fi evacuate din turnul de absorbție, gazele trec printr-un separator fin, unde se rețin picăturile sub formă de aerosoli. Reîncălzirea gazelor în schimbătorul de căldură până la o temperatură de circa $100\text{ }^\circ\text{C}$ este necesară pentru asigurarea unei dispersii acceptabile la ieșirea lor din coșul de fum.

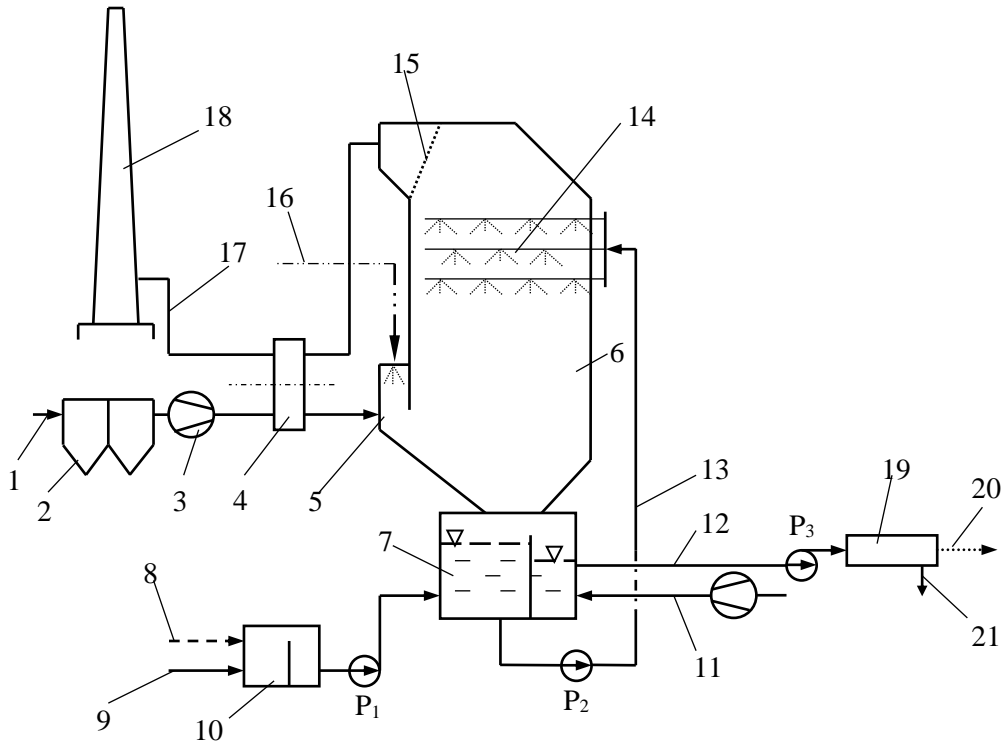


Fig. 2.5. Schema de principiu a procedurii umed cu carbonat de calciu pentru desulfurarea gazelor de ardere [6]

- 1-Gazul brut, 2-Electrofiltru, 3-Ventilator axial, 4-Schimbător de căldură,
 5-Compartiment de răcire a gazelor, 6-Turn de absorbție, 7-Bazinul turnului,
 8-Carbonat de calciu, 9-Apă, 10-Stația pentru pregătirea absorbantului,
 11-Aer, 12-Suspensie de ghips în apă, 13-Soluție absorbantă, 14-Pulverizatoare,
 15-Separator de picături, 16-Apă pentru răcirea gazelor, 17-Gaze curățite,
 18.Coș de fum, 19-Stație pentru separare ghips, 20-Ghips, 21-Apă reziduală

Piatra de var sub formă de pulbere fină este introdusă cu ajutorul unui dozator celular într-un rezervor în care se aduce și apă. Amestecul format este în permanență agitat pentru a nu se forma depuneri, apoi este pompat în bazinul turnului de absorbție, de unde este aspirat de pompa P_2 și trimis spre pulverizatoarele dispuse în partea superioară a turnului. Gazele desulfurate trec prin separatorul de picături, părăsesc turnul, intră în schimbătorul de căldură GAVO și prin coșul de fum sunt emise în mediul ambiant.

Procesul desulfurării gazelor de ardere este complex și se desfășoară în mai multe etape, dintre care, pentru simplificare, se evidențiază:

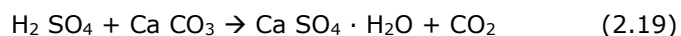
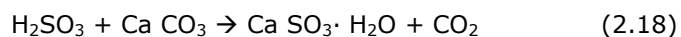
- absorbția SO₂-ului și formarea acidului sulfuros:



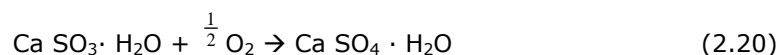
- oxidarea parțială a acidului sulfuros în acid sulfuric:



- neutralizarea și formarea concomitentă a sulfitului și sulfatului de calciu:



- oxidarea sulfitului de calciu în sulfat de calciu (gips):



O prezentare mult mai completă a procesului desulfurării umede cu carbonat de calciu a gazelor de ardere este prezentată în lucrarea [62].

Oxidarea sulfitului de calciu în sulfat de calciu se petrece în zona de oxidare integrată în bazinul turnului unde, cu ajutorul unui compresor, se insuflă aer. Suspensia de gips este vehiculată cu ajutorul pompei de circulație P₃ spre stația de separare a gipsului formată dintr-un hidrociclon și filtru bandă pe care se face simultan și spălarea gipsului cu apă pentru a se obține scăderea conținutului de clor în vederea unei mai bune comercializări.

Apele reziduale sunt colectate, depolate și reintroduse în proces.

2.3.3. Măsuri de reducere a emisiilor de NO_x

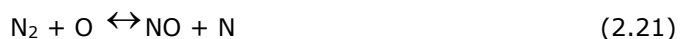
Respectarea normelor privind nivelul maxim admis al emisiilor oxizilor de azot se poate obține pe două căi și anume:

- 1) Controlul mecanismului de formare a oxizilor de azot prin măsuri primare și
- 2) Curățirea gazelor de ardere (denoxarea) prin măsuri secundare.

Literatura de specialitate indică trei posibilități de formare a oxizilor de azot: mecanismul termic, mecanismul prompt și din azotul existent în combustibil. După modul de formare se deosebesc următoarele tipuri de oxizi de azot:

- 1) NO_x termic, care se formează la temperaturi ridicate (peste 1300 °C) din azotul molecular și oxigenul proveniți din aerul de ardere;
- 2) NO_x prompt, care se formează din azotul și oxigenul din aerul de ardere în prezența radicalilor de hidrocarburi;
- 3) NO_x formați din azotul existent în combustibil.

NO_x termic se formează în zona aflată după frontul flăcării, la temperaturi ridicate care favorizează desfășurarea reacțiilor:



alături de care, în condiții substoichiometrice, apare suplimentar reacția:



Viteza de formare a monoxidului de azot dată de relația:

$$\frac{d\text{NO}}{dt} = 5,74 \exp\left(\frac{-561000}{T}\right) \text{N}_2 (\text{O}_2)^{0,5} \quad (2.24)$$

arată influența puternică a temperaturii din zona de reacție.

NO_x prompt se formează ca urmare a reacției unui radical de hidrocarburi și azotul atomic:



Atomul de azot reacționează în continuare cu o moleculă de oxigen, conform relației 2.22, iar radicalul HCN se oxidează și formează NO_x.

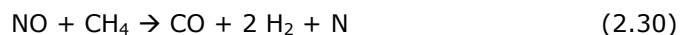
Formarea NO_x-ului prompt se desfășoară în domeniul de ordinul milisecundelor și la temperaturi ridicate (peste 1400 °C). În focarele care folosesc biomasa nu se formează NO_x prompt.

NO_x-ul format din azotul existent în combustibil decurge prin formarea de radicali (NH₂, NH, CN, N), care apar în zona flăcării într-o milisecundă, astfel:



Atomul de azot, ca și mai înainte, reacționează în continuare cu o moleculă de oxigen conform relației 2.22, iar radicalul OH reacționează cu azotul atomic conform relației 2.23 și dă naștere la NO.

În zonele sărace în oxigen se produc reacțiile de reducere:



care conduc la micșorarea concentrației monoxidului de azot în gazele de ardere.

Dependența concentrației oxizilor de azot în gazele de ardere în funcție de temperatura pune totodată în evidență cele trei mecanisme de generare a NO_x-ului (Fig. 2.6). La temperaturi în zona de ardere sub 1300 °C formarea NO_x-ului se datorează numai conținutului de azot din combustibil, influența temperaturii fiind nesemnificativă.

La temperaturi peste 1300 °C, alături de formarea NO_x-ului din azotul existent în combustibil se generează oxizi de azot preponderent prin mecanismul termic și în măsură mult mai mică prin mecanismul prompt.

Rezumând cele de mai înainte se poate concluziona că factorii care influențează formarea oxizilor de azot sunt:

- conținutul de azot din combustibil,
- conținutul de oxigen în zona de ardere,
- temperatura în zona de ardere, care influențează direct calitatea procesului, respectiv conținutul de CO,
- gradul de încărcare a focarului,
- gradul de omogenizare a gazelor de ardere în zona grătarului, respectiv arzătoarelor.

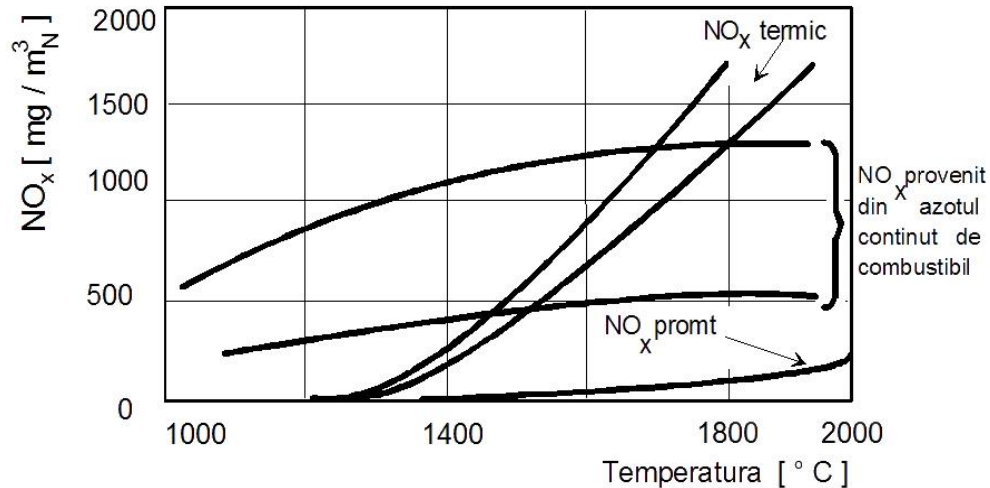


Fig. 2.6. Caracterul dependenței dintre temperatura din flacără și formarea de NO_x, conform celor trei mecanisme [44]

Întrucât asupra conținutului de azot al combustibilului, încărcării focarului și a gradului de amestecare a gazelor de ardere posibilitățile de intervenție sunt reduse din punct de vedere tehnic și economic, proiectantului instalațiilor de ardere îi rămân următoarele posibilități:

- recircularea gazelor reziduale,
- introducerea aerului în trepte,
- introducerea combustibilului în trepte.

1) Recircularea gazelor reziduale constă în aspirarea unui debit de gaze care părăsesc instalația și reintroducerea lor în focar. Prin recircularea gazelor se obține o scădere a temperaturii și concentrației oxigenului în zona flăcării, ceea ce are drept urmare micșorarea producției de NO_x în comparație cu cea rezultată în absența recirculării gazelor de ardere.

2) Introducerea aerului în trepte (Fig. 2.7.) presupune existența a cel puțin două camere de ardere. În prima cameră se introduce combustibil și aer primar într-o cantitate mai mică decât cel minim necesar arderii perfecte. Procesul de ardere decurge în regim substoichiometric, are loc o ardere imperfectă cu degajare de CO, NH₂, CH₄, H₂, care reacționează cu monoxidul de azot format și reduce concentrația acestuia în gazele de ardere. Pentru definitivarea arderii se insuflă aer secundar sub formă de jeturi, care ies din orificii cu viteză mare pentru a pătrunde și turbiona masa de gaze provenită din camera de ardere substoichiometrică.

Folosind metoda introducerii aerului în trepte se obține o reducere cu 50% a emisiilor de NO_x pentru combustibilii cu conținut redus de azot și cu 75% pentru combustibilii cu conținut mare de azot.

În cazul arderii combustibililor în stare de praf, se pot folosi arzătoare "sărace în NO_x ", caracterizate prin faptul că sunt astfel gândite și realizate încât permit introducerea aerului secundar în două trepte simultan cu recircularea internă a gazelor de ardere [52].

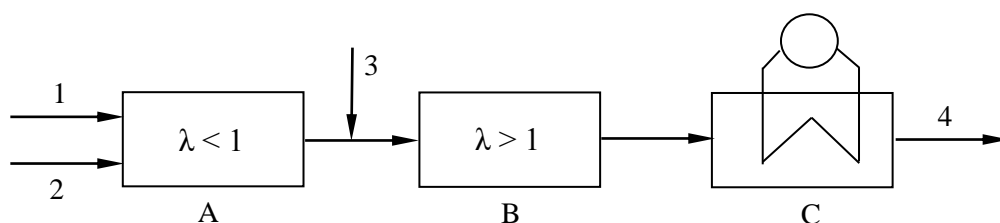


Fig. 2.7. Schema de principiu a introducerii aerului în trepte

1-Combustibil, 2-Aer primar, 3-Aer secundar, 4-Gaze reziduale, A-Camera de ardere substoichiometrică, B-Camera de post ardere, C-Zona schimbătorului de căldură

3) Introducerea combustibilului în trepte este reprezentată principal în Fig.2.8.

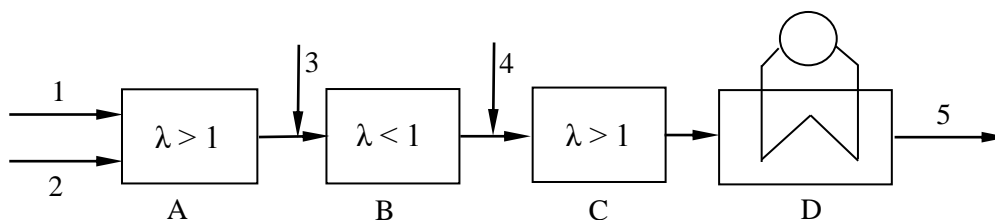


Fig. 2.8. Schema de principiu a introducerii combustibilului în trepte

1-Combustibil principal, 2-Aer primar, 3-Combustibil secundar, 4-Aer secundar, 5-Gaze reziduale, A-Zona de ardere, B-Zona de reducere, C-Camera de postardere, D-Zona schimbătorului de căldură

Combustibilul principal arde perfect (sau aproape perfect) cu $\lambda > 1$ în camera A, iar combustibilul secundar se injectează în gazele fierbinți provenite din zona de ardere. În zona B are loc arderea imperfectă cu degajare de CO , NH_2 , CH_4 , H_2 , care reacționează cu NO -ul format anterior în zona principală de ardere și astfel se reduce concentrația acestuia în gazele de ardere. Definitivarea arderii se face în camera C în urma injectării de aer secundar. După cedarea căldurii agentului termic, care circulă prin schimbătoarele de căldură din zona D, gazele de ardere se răcesc și sunt eliminate din instalație.

Dacă aplicarea măsurilor primare nu conduce la scăderea concentrației NO_x -ului în gazele de ardere sub valorile limită admise de lege, atunci se apelează și la folosirea măsurilor secundare. Acestea s-au dezvoltat având la bază diverse procedee de reducere catalitică selectivă (SCR - Selective Catalytic Reduction) sau de reducere selectivă necatalitică (SNCR - Selective Non Catalytic Reduction).

Prezența catalizatorului folosit în cazul procedurii SCR determină micșorarea energiei de activare, deci reacțiile chimice privind denoxarea gazelor de ardere se pot desfășura la temperaturi mai scăzute (300-420 °C) față de cazul procedurii SNCR care necesită temperaturi mult mai înalte (930-960 °C).

Agentul reducător cel mai folosit este amoniacul pentru procedeul SCR, iar pentru SNCR se folosește amoniacul sau ureea (mult mai ieftină decât amoniacul), care se descompune termic formând amoniac și acid izocianic:



Catalizatorul folosit în procedeul SCR se prezintă sub formă de module tip fagure, fabricate dintr-un material ceramic, care conține catalizatorul activ (TiO_2 - V_2O_5) sau (TiO_2 - V_2O_5 - WO_3) (Fig. 2.9).

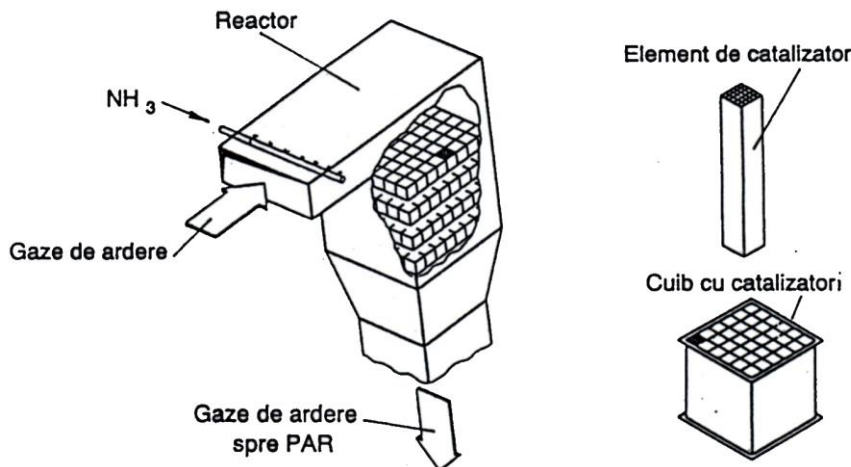


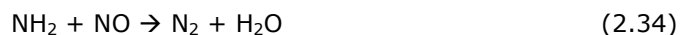
Fig. 2.9. Schema asamblării catalizatorului sub formă de module tip fagure [51]

Reacțiile chimice care se petrec la injectarea amoniacului într-un curent de gaze care conține NO_x sunt multe și complicate. Rosenberg [52] a identificat nu mai puțin de 25 reacții elementare pentru reducerea monoxidului de azot. Dacă la acestea se adaugă și cele referitoare la reducerea dioxidului de azot, problema se

complică și mai mult. Un lucru trebuie însă reținut, că amoniacul, introdus în curentul de gaze, prin combinare cu radicalul oxidril (OH) formează radicalul NH_2 :



care este factorul activ în reducerea monoxidului de azot și formarea a doi produși netoxici, azotul și vaporii de apă, conform relației:



Procedeul SCR este cel mai răspândit în țări ca Germania, Japonia și SUA, țări care dețin și brevetul de fabricație a catalizatorului. Cercetările teoretice și experimentale au arătat că eficiența maximă a procedeeului SCR se obține pentru raportul molar NH_3/NO_x egal cu 1. Pentru a evita scăderea de NH_3 în mediul ambiant, situație deosebit de periculoasă, în practică se folosește un raport molar NH_3/NO_x aproximativ egal cu 0,8.

Dezactivarea catalizatorului din cauza procesului de "îmbătrânire" apare în mod normal după circa 5 ani de funcționare, dar durata de viață poate fi prelungită și până la 10 ani, dacă se iau măsuri de evitare a înfundării canalelor elementare cu cenușă sau mai grav cu sulfat hidrogenat de amoniu sau cu metale alcaline prezente în cenușă [51].

Reactorul catalitic poate fi amplasat:

- a) imediat după economizor, configurație High Dust,
- b) după electrofiltru - configurație Low Dust ,
- c) după instalația de desulfurare - configurația Tail/End, reprezentată schematic în Fig. 2.10 pentru un cazan de abur care funcționează cu praf de cărbune și biomasă [51], [59].

Din rezervorul de depozitare, în care amoniacul se găsește în stare lichidă, acesta intră într-un schimbător de căldură cu abur unde se vaporizează. În continuare se amestecă cu aerul livrat de ventilatorul principal, iar amestecul aer-amoniac este introdus în stația de denoxare și participă la reacțiile chimice de reducere a oxizilor de azot. După ieșirea din preîncălzitorul de aer regenerativ (PAR) gazele de ardere sunt desprăfuite în electrofiltru, desulfurate în stația DeSO_x , reîncălzite într-un schimbător de căldură tip Gavo și altul cu abur, iar apoi intră în stația de denoxare DeNO_x .

Denoxarea gazelor de ardere se poate realiza și prin folosirea procedeeului SNCR. Ca agent reducător se folosește amoniacul, dar este posibil să se utilizeze și ureea, care, față de amoniac, oferă mai multe avantaje: grad de nocivitate mult mai mic, o mai bună manevrabilitate și un preț mai redus [78]. Dezavantajul principal

constă în necesitatea de a instala mai multe puncte de injecție a reactantului pentru a putea interveni eficient în cazul variațiilor de sarcină când se modifică și temperatura gazelor de ardere.

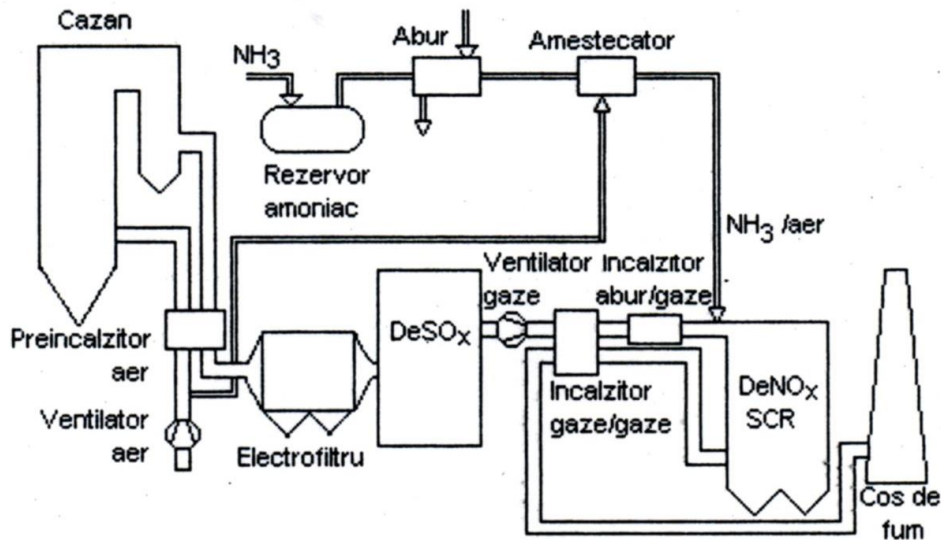


Fig. 2.10. Poziționarea stației DeNO_x (variante Tail/End) [51]

2.3.4. Desprăfuirea gazelor de ardere

Emisiile de praf reprezintă o cotă parte din cenușa rezultată din arderea combustibililor solizi. Concentrația prafului în gazele de ardere care părăsesc focarul este dependentă de conținutul de masă minerală (cenușă) al combustibilului și de tehnologia de ardere.

În cazul focarelor cu ardere în strat pe grătar 85-90 % din cenușă este reținută în focar și eliminată mecanic sau chiar manual din cenușarul acestuia. La arderea combustibililor sub formă pulverulentă sau în strat fluidizat, procentul de cenușă antrenată în afara focarului depășește 90% din cea rezultată în urma arderii.

Reținerea prafului de cenușă din gazele de ardere se poate face în:

- separatoare gravitaționale: cameră de depunere simplă, cameră de depunere cu deflector,
- separatoare centrifugale: ciclon, multiciclon sau baterii de cicloane,
- separatoare umede, care realizează reținerea particulelor solide dintr-un curent bifazic prin fixarea acestora de către un lichid de spălare (filtre Modav, scrubere),

- separatoare electrice, se bazează pe ionizarea particulelor de praf care străbat un câmp electric de înaltă tensiune și depunerea acestora pe electrozii electrofiltrului,

- separatoare cu medii filtrante, care rețin particulele de praf atunci când sunt străbătute de gazul brut.

Gradul de separare în funcție de mărimea particulelor de praf și tipul separatorului este prezentat în Tab. 2.3.

Tab. 2.3. Valori orientative ale gradului de separare [52]

Tipul separatorului	Mărimea particulelor [μm]	Grad de separare [%]
Cameră de depunere simplă	150-5000	40-60
Cameră de depunere cu deflector	80-5000	60-80
Ciclone	50-5000	70-95
Multiciclone	5-2000	80-97
Separator umed	0,5-500	80-98
Separator cu saci	0,2-100	92-99
Separator electric	0,01-50	90-99,8

Instalațiile mici de ardere a combustibililor în strat pe grătar de regulă nu sunt dotate cu separator de cenușă. Pentru instalațiile de putere ceva mai mare se folosesc cicloane sau baterii de cicloane, care sunt relativ simple și de cele mai multe ori suficiente pentru realizarea gradului de desprăfuire cerut de legislația de mediu. În cazul instalațiilor de ardere în strat fluidizat sau sub formă de praf este nevoie de filtre sac sau de filtre electrice, mai ales dacă biomasa este co-incinerată cu cărbune inferior. Aceste instalații sunt masive, ocupă un spațiu destul de mare, necesită costuri ridicate de investiție și pentru exploatare.

Schema de principiu a unui electrofiltru orizontal este prezentată în Fig. 2.11.

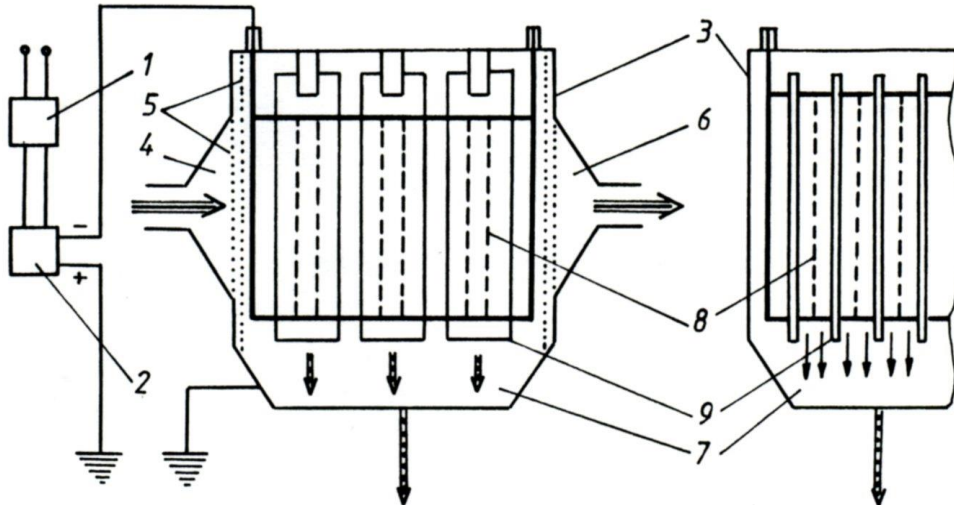


Fig. 2.11. Schema unui electrofiltru orizontal cu un câmp [7]

- 1-Sursă de alimentare cu energie electrică, 2-Redresor de înaltă tensiune, 3-Carcasă,
4-Racord de intrare, 5- Dispozitiv de uniformizare a curgerii, 6-Racord de ieșire,
7-Buncăr de cenușă, 8-Electrod de emisie, 9-Electrod de depunere

Principalele părți componente ale electrofiltrului sunt:

- sistemul de alimentare cu energie electrică format din agregatul de alimentare și redresorul de înaltă tensiune;
- carcasa, care mărginește secțiunile prin care curge mediul bifazic, formată din: racordul de intrare a gazului brut, dispozitivul de uniformizare a curgerii acestuia pe întreaga secțiune, camera în care se amplasează electrozii de emisie și de depunere, racordul de ieșire a gazului desprăfuit, buncărul pentru colectarea prafului, sistemul de susținere format din stâlpi, grinzi, etc.;
- echipamentul interior format în principal din electrozii de depunere, electrozii de emisie și sistemul de scuturare pentru îndepărtarea prafului depus.

În Fig. 2.12 este prezentat modul de așezare a electrozilor de depunere, sub formă de panouri din tablă ambutisată, legate electric la masă și ramele cu electrozi de emisie, formați din bare sau fire (sârme), legate electric la polul negativ.

Datorită diferenței mari de tensiune (75-100 kV c.c.) dintre electrozii de emisie (de polaritate negativă) și electrozii de depunere (de polaritate pozitivă), se formează un câmp electrostatic. În imediata apropiere a electrodului de emisie se stabilește o cădere puternică de potențial, care produce ionizarea gazului din această zonă. La atingerea tensiunii de străpungere a gazului dielectric încep descărcările prin ioni (efectul Corona) în jurul electrodului de emisie apare o

luminescență, însoțită de un sunet caracteristic (fluiert sau pocnituri repetate). Moleculele gazului din apropierea electrodului de emisie se descompun în ioni pozitivi și electroni.

Ionii pozitivi rămân la electrodul de emisie, iar electronii se deplasează spre electrozii de depunere. În drumul lor electronii întâlnesc particulele de praf pe care le ionizează negativ și astfel, încărcate cu sarcini electrice negative, particulele de praf se îndreaptă spre electrozii de depunere unde se descarcă electric și se depun. Stratul de praf depus poate atinge grosimi de până la 10 mm. El se îndepărtează prin scuturarea electrozilor de depunere, cu ajutorul unor dispozitive cu ciocane. Praful se colectează în buncărele dispuse în partea inferioară a electrofiltrului, din care se evacuează, de regulă hidraulic.

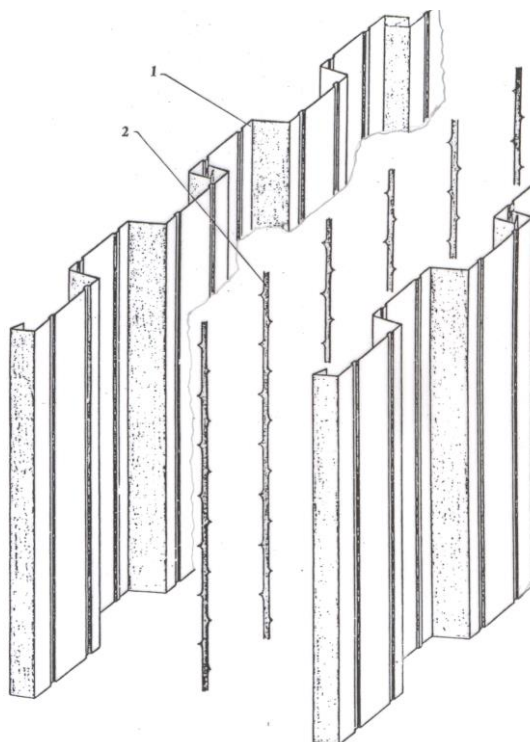


Fig. 2.12. Sistemul de electrozi dispuși într-un câmp al unui electrofiltru [51]

1-Electrod de depunere CSH2, 2-Electrod de emisie Izodyn B5

Viteza de deplasare a particulelor de praf spre electrodul de depunere, sub influența forțelor electrice și a forțelor de viscozitate ale mediului bifazic, este denumită viteză de migrare. Aceasta are valori cuprinse în intervalul $1,5 < w < 30$ cm/s, în timp ce viteza w a mediului bifazic prin canalele electrofiltrului este cu mult mai mare ($1,5 < w < 4$ m/s).

Randamentul electrofiltrului, reprezentând raportul dintre debitul masic de praf reținut (depus) și debitul masic de praf intrat în electrofiltru poate fi estimat cu relația lui Deutsch:

$$\eta_{EF} = 1 - \frac{\dot{m}_{praf\ e}}{\dot{m}_{praf\ i}} = 1 - \exp\left(-\frac{A w}{\dot{V}}\right) \quad (2.35)$$

în care:

$\dot{m}_{praf\ i}$ și $\dot{m}_{praf\ e}$ este debitul masic de praf intrat și ieșit din electrofiltru, în kg/s;

A – suprafața de depunere, în m²;

w – viteza de migrare, în m/s;

\dot{V} – debitul gazelor de ardere, în m³/s.

Relația (2.35) poate fi folosită pentru o pre-dimensionare a electrofiltrului, atunci când se cunosc \dot{V} , w și η_{EF} . Suprafața A, rezultată din calcul, fiind de regulă foarte mare, electrofiltrul se divide în mai multe module, cunoscute sub denumirea de "câmpuri". Fiecare modul (câmp) dispune de o instalație independentă de alimentare cu energie electrică și un sistem individual de scuturare a prafului. În felul acesta este posibilă funcționarea independentă a fiecărui modul (câmp) la nivel optim de tensiune, realizat de către agregatul de reglare comandat automat de microprocesorul instalației în funcție de condițiile de exploatare: debitul, temperatura și umiditatea gazelor, respectiv de natura (rezistivitatea electrică) prafului.

Separatoarele centrifugale, cunoscute în special sub denumirea de cicloane, folosesc accelerația centrifugă pentru separarea prafului din gaze. Cicloanele au o construcție simplă, prezintă siguranță în exploatare, sunt robuste și ieftine.

În Fig. 2.13 este redată schema funcțională a unui ciclon. Ciclonul constă dintr-un racord de intrare tangențială a gazului brut înspre carcasa cilindrică exterioară. Aceasta se continuă, la partea inferioară, cu un con. La interiorul carcasei se află montată țeava centrală pentru evacuarea gazului desprăfuit. Gazul brut intră în partea cilindrică a carcasei cu viteze w_1 cuprinse între 15 și 25 m/s. Pătrunde apoi cu viteze crescânde spre interior, pe o traiectorie spirală.

Gazul brut efectuează în partea cilindrică a ciclonului circa 1,5 rotații, cu viteze periferice cuprinse între 10 și 30 m/s. Viteza periferică maximă este atinsă pe

o zonă puțin mai îngustă decât tubul central. Particulele de praf sunt aruncate pe perețele mantalei exterioare a ciclonului și se scurg de-a lungul acestuia, spre orificiul de evacuare, respectiv buncărul de praf. Gazele desprăfuite circulă spre centru, înspre partea interioară a tubului și se alătură vârtejului central ascendent. Evacuarea gazelor desprăfuite decurge prin tubul central superior.

Fenomenele de curgere a mediului bifazic în ciclon sunt deosebit de complicate și nu pot fi rediate matematic, decât cu ajutorul unor ipoteze simplificatoare.

Dimensionarea ciclonului se face prin alegerea unor mărimi constructive, pe bază de experiență. Apoi se calculează în mod estimativ gradul de separare, folosind relații empirice. Certificarea performanțelor ciclonului impune însă efectuarea de măsurători pe modelul construit.

În Fig. 2.14 și 2.15 sunt prezentate două exemple cuprinzând recomandări constructive și dependența gradului de separare de dimensiunea particulelor, pentru un ciclon de eficiență medie, respectiv ridicată. După cum se observă din analiza curbelor ce prezintă gradul de separare, pentru particule de $5 \mu\text{m}$, ciclonul din Fig. 2.14 are o eficiență de circa 27 %, pe când ciclonul din Fig. 2.15 are o eficiență de 73 %, pentru aceleași condiții.

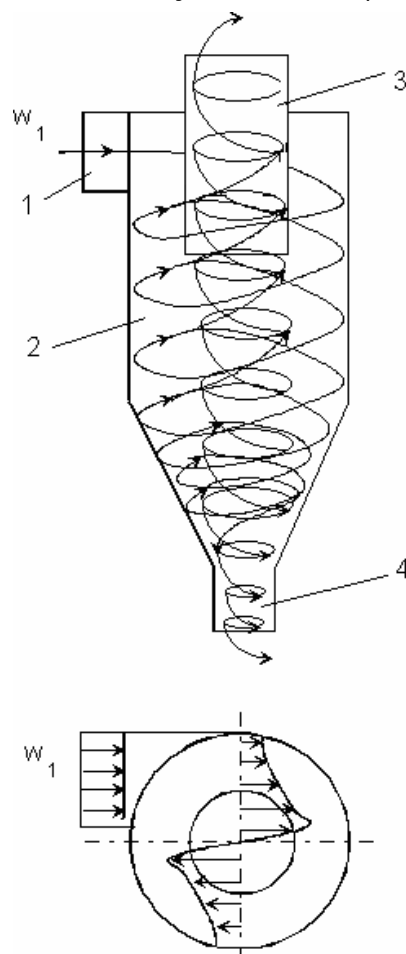


Fig. 2.13. Schema funcțională a unui ciclon

- 1-Racord de intrare a gazului brut,
- 2-Carcasa cilindrică,
- 3-Tub de evacuare a gazului curățat,
- 4-Tub de evacuare a prafului.

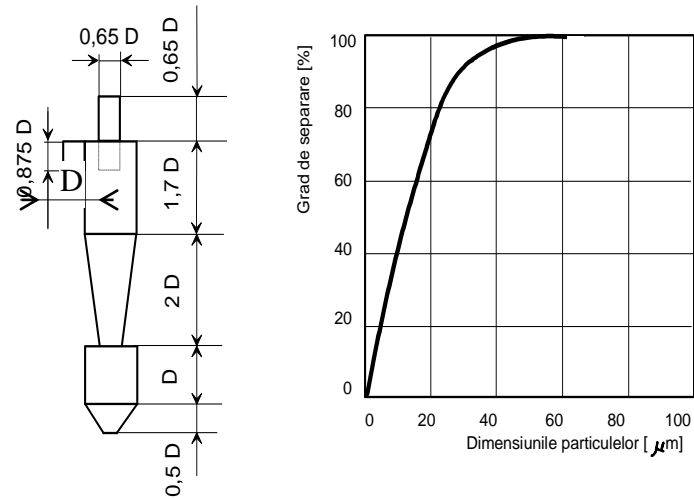


Fig. 2.14. Dimensiunile generale și curba gradului de separare ale unui ciclon de eficiență medie [52]

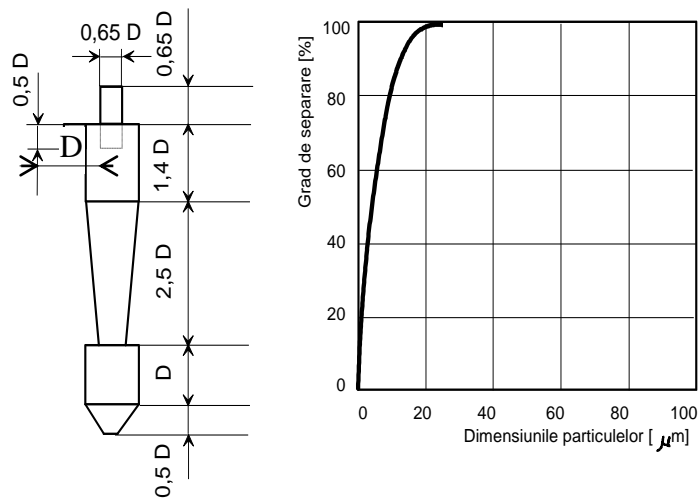


Fig. 2.15. Dimensiunile generale și curba gradului de separare ale unui ciclon de eficiență înaltă [52]

Cicloanele standard se construiesc cu diametre D cuprinse între 700 și 6000 mm (de preferat sub 1000 mm) și au debitul unitar cuprins între 0,6 și 22 m³/s. Căderea de presiune este de 400 până la 1300 Pa. Gradul de separare variază între

70 și 95 %, în funcție de particularitățile constructive și funcționale ale ciclonului. Un rol important îl joacă dimensiunea particulelor de praf.

Odată cu micșorarea diametrului ciclonului crește forța centrifugă și, implicit, se mărește puterea de separare. Acest fapt a determinat dezvoltarea multicicloanelor. Acestea sunt constituite dintr-un număr mare de cicloane cu diametrul mic, cuprinse într-o carcasă, care se racordează la conducta de admisie a gazului brut și la conductele de evacuare a prafului și gazului desprăfuit.

În Fig. 2.16. este prezentat elementul unui multiciclon cu intrare axială a gazului brut.

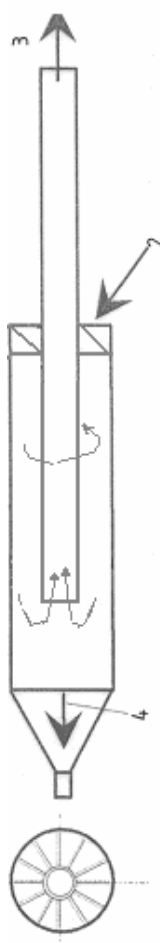


Fig. 2.16. Element de multiciclon cu intrare axială a gazului brut [52]

1-Coroană cu palete, 2-Gaz brut, 3-Gaz epurat, 4-Praf colectat.

Pentru acest tip de ciclon cu intrare axială a gazului, mișcarea de turbionare a gazului brut se realizează cu ajutorul unei coroane de palete de dirijare.

Fig. 2.17 prezintă schema unui separator de praf de tip multiciclon. În carcasa comună sunt cuprinse între 10 și 100 de cicloane elementare, având diametre între 100 și 300 mm.

Debitul de gaz care trece printr-un ciclon elementar este de 0,03 până la 0,1 m³/s. Pierderea de presiune este cuprinsă între 300 și 800 Pa.

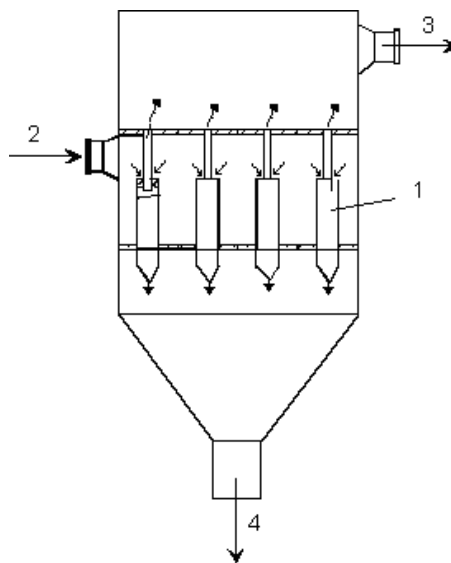


Fig. 2.17. Schema unui separator de praf multiciclon [52]
1-Ciclon elementar, 2-Gaz brut, 3-Gaz desprăfuit, 4-Praf colectat.

3. ARDEREA COMBINATĂ A BIOMASEI CU CĂRBUNE

3.1. Introducere

Creșterea interesului în ceea ce privește reducerea impactului asupra mediului prin utilizarea combustibililor fosili ca și sursa de energie, determină și dezvoltarea simultană a unor mijloace eficiente pentru producerea ei. Totodată a contribuit și la creșterea ponderii surselor de energie regenerabile în sistemul energetic. Această substituție implică depășirea unor bariere tehnice și netehnice, în condițiile unor costuri comparativ mai ridicate [71].

Co-incinerarea biomasei în instalațiile de ardere pe cărbune asigură o alternativă acceptabilă pentru valorificarea biomasei în producerea de energie electrică și termică. Pentru co-incinerarea biomasei cu cărbune se folosesc cu precădere centralele energetice existente funcționând pe combustibil solid, cu investiții relativ modeste de capital. În majoritatea țărilor, co-incinerarea biomasei este una din cele mai avantajoase tehnologii din punct de vedere economic, contribuind și la reducerea semnificativă a emisiilor de CO₂.

În decembrie 2005 Comisia Europeană a publicat un plan de acțiune privind biomasa, care urmărește creșterea ponderii utilizării biomasei de la 69 Mtep în 2003 la aproximativ 150 Mtep în 2010. Acest plan stabilește măsuri pentru creșterea cantității de energie obținute din valorificarea energetică a biomasei (lemn, deșeuri și culturi agricole etc.), prin crearea unor stimulente de piață pentru utilizarea acestora și prin îndepărtarea barierelor care împiedică dezvoltarea pieței. Astfel, Europa își poate reduce dependența de combustibilii fosili, poate reduce emisiile gazelor cu efect de seră și poate stimula activitatea în mediul rural.

Una dintre cele mai importante bariere în calea dezvoltării unei piețe puternice de bioenergie în Europa, este lipsa implicării sectorului agro-forestier, motiv pentru care potențialul de biomasă existent nu a putut fi valorificat până acum [65].

În ultimii 5-10 ani au fost înregistrate progrese remarcabile privind utilizarea biomasei în instalațiile de ardere cu funcționare exclusivă pe cărbune, ca și combustibil auxiliar. Tehnologia co-incinerării biomasei cu un combustibil fosil este în prezent aplicată cu succes la scară industrială, în țări ca SUA, Finlanda, Danemarca, Germania, Belgia, Olanda, Polonia, Austria, Spania, Australia, Japonia, Anglia etc. [17].

În Fig. 3.1 este prezentat un inventar la nivelul anului 2007 cu centralele funcționând în co-incinerare. Se constată că un număr mai mare de 240 de centrale

cu funcționare pe cărbune au experimentat co-incinerarea biomasei sau deșeurilor. Studiul se referă în principal la instalațiile energetice din domeniul de 50-700 MWe, dar au fost luate în considerare și câteva instalații mai mici (5-50 MWe). În testele de co-incinerare s-au folosit sorturi variate de combustibili fosili solizi, incluzând cărbuni bituminoși (hulă și antracit), cărbuni bruni (cărbune brun sub-bituminos și lignit) și cocs de petrol. Acești combustibili sunt co-incinerați cu o gamă largă de biomasă, cuprinzând deșeuri vegetale, agricole sau forestiere, umede sau uscate, respectiv plante energetice.

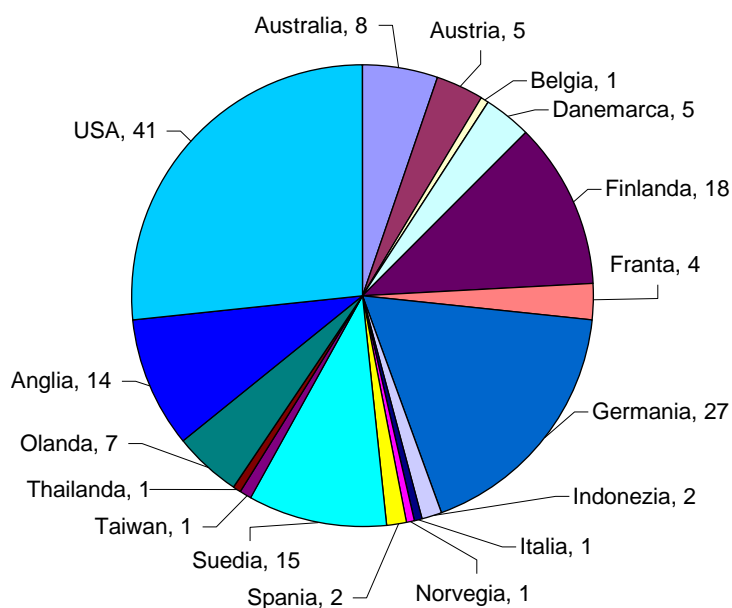


Fig. 3.1. Distribuția geografică a instalațiilor de ardere care au experimentat co-incinerarea biomasei cu cărbune [82]

3.2. Concepte privind organizarea arderii

Datorită proprietăților fizico-chimice și energetice, biomasa se încadrează în categoria combustibililor solizi, cu un conținut mic de cenușă, un conținut ridicat de umiditate și o putere calorică inferioară medie. Ca urmare, biomasa poate fi utilizată drept combustibil, care poate fi ars folosind tehnici și instalații similare sau chiar identice cu cele utilizate la arderea cărbunilor, în special a celor inferiori [13].

Densitatea energetică a biomasei este mult mai redusă decât a combustibililor clasici. Astfel transportul se face neeconomic și ca urmare, se

recomandă folosirea ei la locul de producere. De multe ori sunt preferate instalații individuale mici, situate în apropierea locației sursei de biomasă.

Instalațiile de ardere destinate să producă apă caldă menajeră și pentru încălzire în perioada rece a anului necesită puteri termice modeste, de regulă 20-40 kW_t și mai rar 40-100 kW_t pentru locuințele mai mari (vile). Aceste instalații pot folosi drept combustibil numai biomasa, dar din motive de siguranță sau chiar economice, ele sunt dotate și cu posibilitatea folosirii unui combustibil fosil: cărbune, combustibil lichid sau gaze naturale [66].

Dacă puterea termică nominală necesară este de ordinul câtorva sute de kW_t sau chiar de ordinul MW_t, este posibil să se folosească drept combustibil numai biomasă, incinerarea acesteia făcându-se în instalații similare cu cele folosite pentru arderea cărbunilor. În acest caz consumul de combustibil (orar, zilnic, anual) crește foarte mult, punând sub semnul întrebării posibilitatea asigurării în permanență a acestuia și deci siguranța în funcționare a instalației.

Din această cauză, și nu numai, se recomandă co-incinerarea biomasei cu unul din combustibilii fosili. Cea mai eficientă tehnologie de ardere combinată, care permite folosirea unor cantități mari de biomasă, cu randament ridicat, constă în folosirea acesteia împreună cu cărbunele, în centrale energetice producătoare de căldură (CT), electricitate (CTE) sau de co-generare (CET) [26].

În asemenea instalații, care folosesc arderea simultană a cărbunelui și biomasei, participarea combustibilului alternativ poate ajunge să suplinească până la 20% din puterea termică nominală a grupului energetic.

Principalele concepte întâlnite la co-incinerarea biomasei pot fi clasificate conform schemelor din Fig. 3.2 [15]:

I) Co-incinerare directă

Are la bază ideea arderii biomasei și cărbunelui în același focar. Gazele de ardere rezultate cedează căldura unui fluid de lucru, de regulă apa, care se transformă în abur (adesea supraîncălzit). Acesta este destinat într-o turbină cu abur, care antrenează un generator electric sau este folosit pentru termoficare.

Co-incinerarea directă poate fi realizată în mai multe moduri. Prima opțiune implică amestecarea biomasei cu cărbune înainte de buncărele de alimentare, în principal pe instalația de transport a combustibilului solid. Combustibilul rezultat este procesat prin sistemul de măcinare existent ce deservește instalația de ardere. Aceasta metodă este cea mai simplă variantă pentru co-incinerarea biomasei, ea având în general formă de granule, peleți și praf. Soluția implică cele mai mici costuri de capital.

A doua opțiune implică prelucrarea (sortare, măcinare etc.), mărunțirea (până la nivel de pulbere/praf), dozarea separată a biomasei și introducerea ei în conductele de alimentare cu cărbune din amonte de arzătoare sau chiar în arzătoare.

A treia opțiune implică aceleași operații ca precedentă, dar introducerea biomasei se face în arzătoare dedicate. Această abordare implică modificări semnificative ale sistemului de ardere, respectiv focarului și implică cele mai mari costuri de capital privind co-incinerarea directă.

Particularitatea acestui concept o reprezintă transformarea termochimică comună a combustibililor clasici și biomasei care decurge în același focar. Astfel de sisteme sunt specifice instalațiilor energetice de putere mare, folosite de exemplu la co-incinerarea unui combustibil fosil (cărbune, păcură, gaz natural) cu deșeuri de lemn (rumeguș, așchii, bucăți de lemn, coajă etc.).

II) Co-incinerare indirectă

Are la bază ideea gazificării biomasei, gazul rezultat din acest proces fiind introdus direct în focarul pentru cărbune. Produsul principal al procesului de gazificare este un gaz combustibil cu putere calorică scăzută, în funcție de conținutul de umiditate al biomasei. De multe ori, gazul rezultat trebuie răcit și epurat, lucru care implică costuri de exploatare mai ridicate. Energia termică conținută de gazele de ardere este valorificată așa cum s-a precizat mai înainte. Particularitatea acestei tehnologii constă în gazificarea separată a biomasei, ceea ce permite o siguranță crescută în exploatare. Spre exemplu, acest concept este aplicat în instalații energetice mari ca cele de la Zeltweg în Austria, Lahti în Finlanda și AMER-8 în Olanda [32].

III) Co-incinerare paralelă

Se caracterizează prin aceea că atât biomasa cât și cărbunele sunt utilizați în două instalații energetice separate, care funcționează în paralel, iar produsele finale, energia electrică și/sau energia termică, sunt livrate împreună. Desigur costul investiției este mai mare decât în celelalte două cazuri analizate mai înainte, dar această variantă oferă posibilitatea funcționării simultane sau pe rând a celor două instalații energetice în funcție de necesarul de energie electrică și termică care trebuie livrată consumatorilor, precum și a fluctuației pe piața liberă a prețului de cost al combustibililor fosili, respectiv biomasei.

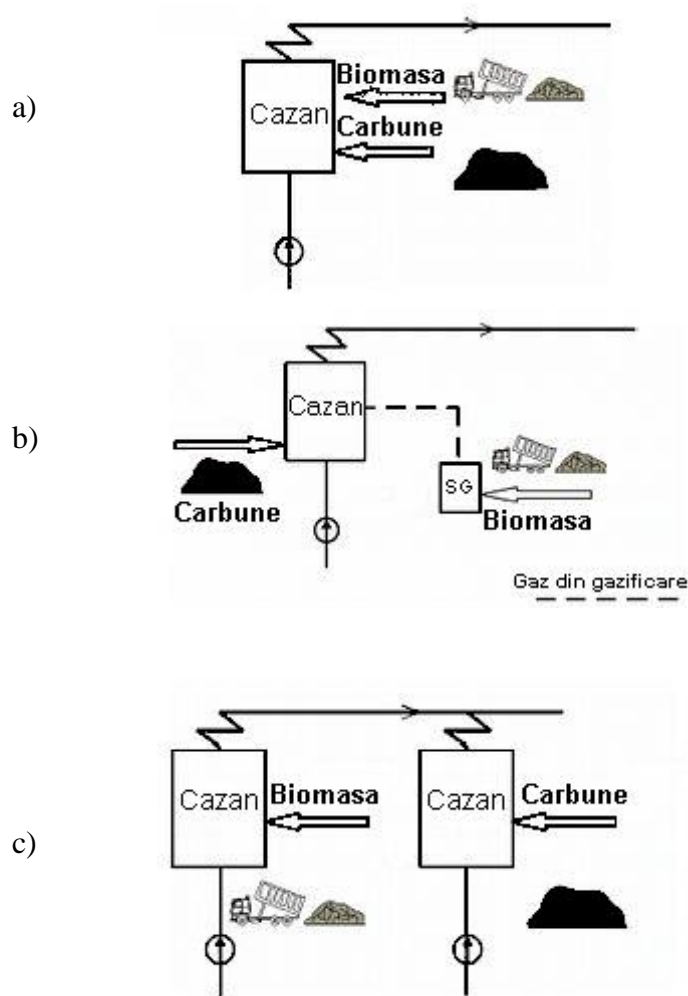


Fig. 3.2. Scheme folosite la arderea simultană a biomasei cu cărbune [70]

a) co-incinerare directă, b) co-incinerare indirectă, c) co-incinerare paralelă

La co-incinerarea cărbunilor cu biomasă, debitul volumic al combustibilului cât și cel al gazelor de ardere se modifică în comparație cu situația când, pentru producerea aceluiași flux termic, s-ar folosi exclusiv cărbune. Această problemă a fost studiată de Spliethoff [33] pentru cazurile incinerării huilei ($H_i = 28 \text{ MJ/kg}$, $W_t = 9 \%$, $A = 7,5 \%$, $\rho = 150 \text{ kg/m}^3$), respectiv a cărbunelui brun ($H_i = 8,7 \text{ MJ/kg}$, $W_t = 55 \%$, $A = 8 \%$, $\rho = 740 \text{ kg/m}^3$), cu baloturi de paie ($W_t = 15\%$, $\rho = 150 \text{ kg/m}^3$) sau cu

lemn mai umed ($W_t = 50\%$) ori mai uscat ($W_t = 30\%$). Rezultatele acestui studiu sunt prezentate sub formă grafică în Fig. 3.3.

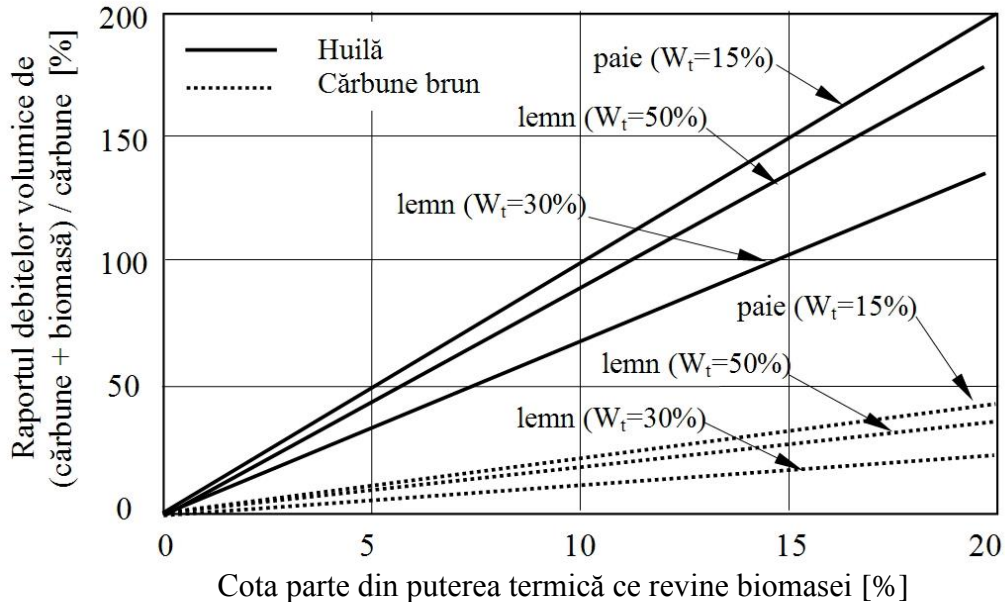


Fig. 3.3. Variația raportului debitelor volumice ale combustibililor în funcție de calitatea și cota parte din puterea termică ce revine biomasei [7]

Se constată că în cazul când cota parte din puterea termică ce revine biomasei este de 10 %, la co-incinerarea huilei cu paie sau lemn mai umed ($u = 50\%$) debitul volumic al combustibilului practic se dublează, pe câtă vreme la folosirea cărbunelui brun se mărește doar cu circa 20 %. Uscarea lemnului are un efect benefic întrucât conduce la micșorarea raportului dintre debitul volumic al combustibilului necesar co-incinerării (cărbune și lemn) și debitul volumic de cărbune, ceea ce determină o reducere a dimensiunilor căilor de transport. La alegerea utilajelor și dimensionarea căilor de transport ale combustibilului trebuie să se țină seama de aceste constatări.

Rezultatele studiului cu privire la modificarea debitului volumic al gazelor de ardere în condițiile funcționării instalației de ardere în aceleași condiții, așa cum au fost precizate mai înainte, sunt prezentate grafic în Fig. 3.4.

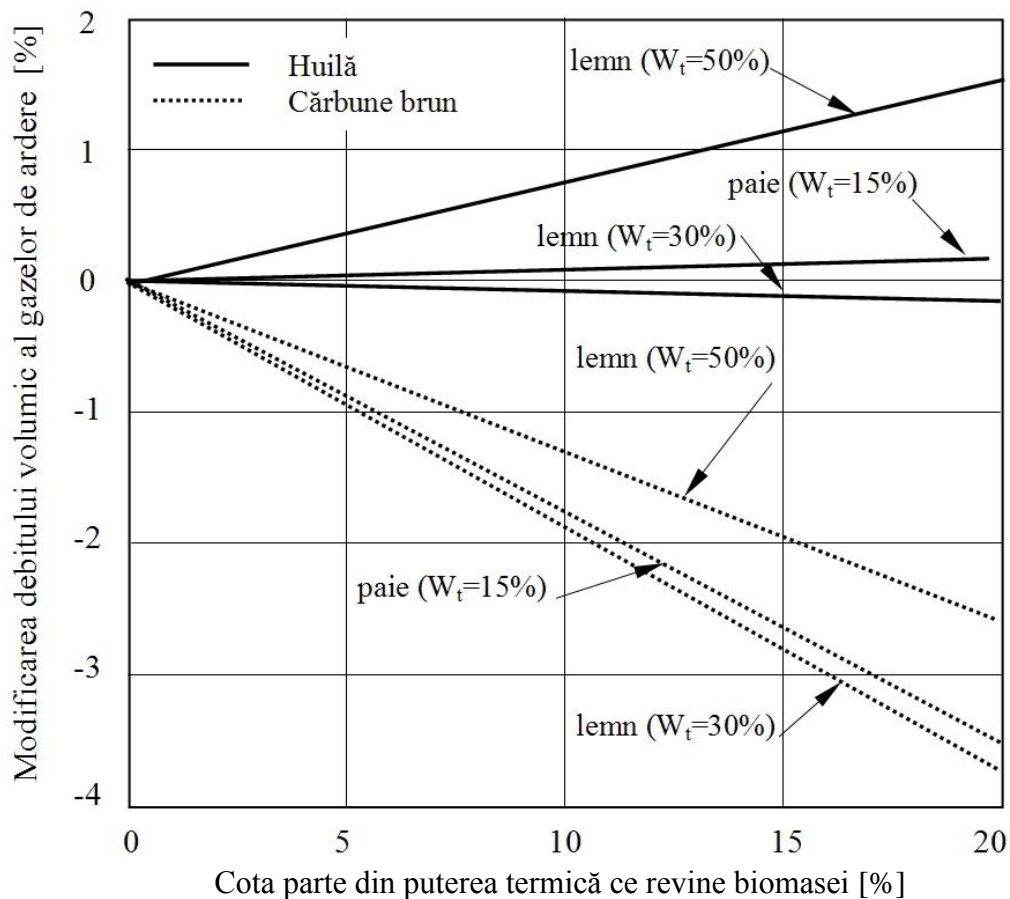


Fig. 3.4. Modificarea debitului volumic al gazelor [7]

Se remarcă faptul că debitul volumic al gazelor de ardere în cazul co-incinerării crește nesemnificativ în cazul folosirii huilei și scade puțin dacă se utilizează cărbunele brun. Această concluzie are o mare însemnătate practică. La trecerea de la arderea individuală a cărbunelui la sistemul de co-incinerare cu biomasă (lemn, paie) nu este nevoie să se modifice dimensiunile canalelor de gaze ale generatorului de abur, respectiv ale canalelor de legătură dintre acesta și coșul de fum. La fel, nu trebuie modificate dimensiunile canalelor de gaze aferente utilajelor și instalațiilor care concură la desprăfuirea, desulfurarea și denoxarea gazelor reziduale.

3.3. Instalații pentru co-incinerarea biomasei cu cărbune

3.3.1. Instalații de ardere. Criterii de clasificare

Arderea biomasei, ca și combustibil principal sau auxiliar, se desfășoară în instalații de ardere adecvate, mai simple sau mai complicate. În componența lor intră în mod obligatoriu focarul și instalațiile anexe care asigură introducerea combustibilului și evacuarea cenușii, precum și introducerea aerului și evacuarea gazelor de ardere.

Focarul reprezintă spațiul în care are loc procesul de ardere. Forma, dimensiunile și echipamentele cu care sunt înzestrate focarele depind de starea de agregare a combustibilului și puterea termică nominală. De regulă, literatura de specialitate clasifică instalațiile de ardere după starea de agregare a combustibilului în trei categorii, și anume: instalații de ardere pentru combustibili gazoși, lichizi și solizi [35], [45]. La rândul lor, fiecare dintre aceste categorii se poate clasifica în continuare pe baza unuia sau chiar mai multor criterii, ca de exemplu:

- puterea termică nominală (instalații de ardere mici, mijlocii și mari);
- modul de alimentare cu combustibil și de evacuare a cenușii (manual, mecanizat);
- modul în care se introduce aerul și se evacuează gazele de ardere din focar (cu tiraj natural, cu tiraj forțat);
- starea de agregare a cenușii la evacuare (solidă - pulverulentă sau lichidă);
- tipul de grătar folosit (plan orizontal, plan înclinat, în trepte, înclinat cu bare mobile, rulant, circular etc.).

Desigur, fiecare dintre criteriile de clasificare precizate mai sus, are importanța sa și servește unui anumit scop. Din punct de vedere al poziției relative dintre particula de combustibil și curentul de oxidant se deosebesc trei domenii, și anume: arderea în strat fix, în strat fluidizat (staționar sau circulant) și în suspensie. Acest mod de clasificare poate fi evidențiat relativ ușor dacă se reprezintă grafic variația căderii de presiune în stratul de combustibil Δp_{str} și viteza aerului w_a care circulă de jos în sus (Fig. 3.5).

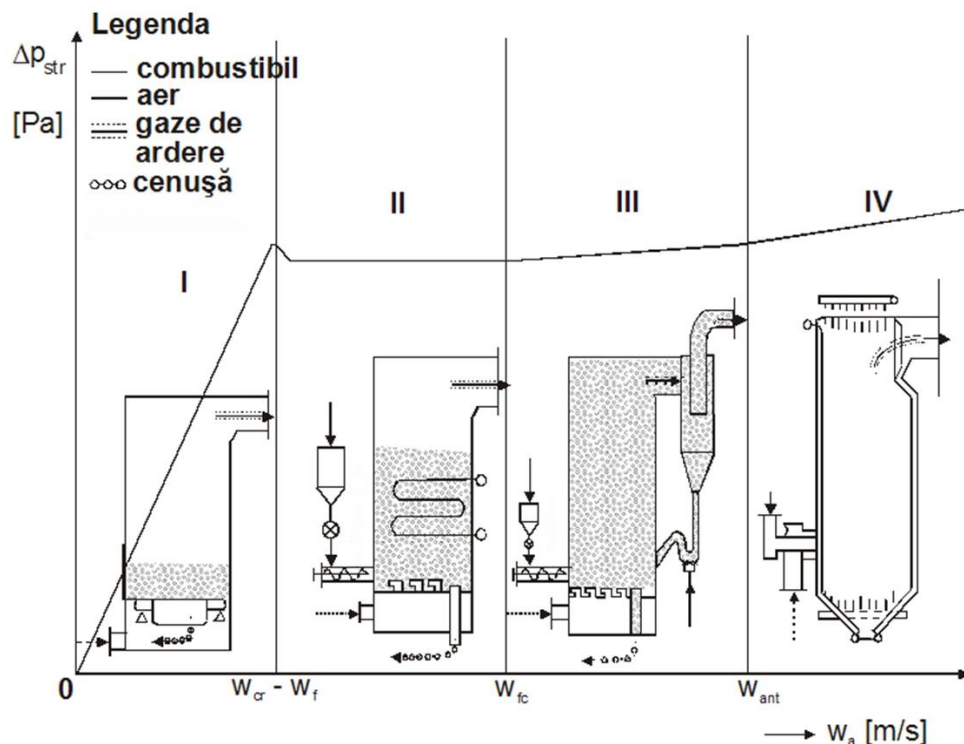


Fig. 3.5. Dependența dintre căderea de presiune în stratul de combustibil și viteza de insuflare de jos în sus a aerului [52]

I - ardere pe grătar în strat fix, II - ardere în strat fluidizat staționar, III - ardere în strat fluidizat circulant, IV - ardere în suspensie a particulelor de combustibil

Se disting mai multe domenii de ardere ce caracterizează tot atâtea tipuri de focare:

Domeniul I este caracteristic focarelor cu ardere în strat fix. Particulele de combustibil cu dimensiuni până la circa 30 mm (uneori chiar mai mari) se sprijină pe suprafața grătarului, formată din bare de grătar așezate unele lângă altele la distanța de 2 - 3 mm, printre care trece aerul necesar arderii. Acesta este fie aspirat datorită tirajului natural, fie insuflat de către un ventilator. La creșterea vitezei aerului, de la valoarea $w_a = 0$ până la viteza de fluidizare $w_a = w_f$, pierderea de presiune în strat crește practic liniar, porozitatea ε_0 și înălțimea h_0 ale stratului nu se modifică. Particulele de combustibil rămân practic nemișcate în strat. Excepție fac cele cu dimensiuni foarte mici care pot fi antrenate de curentul de aer.

Dacă se întrunesc condițiile aprinderii și arderii, fazele constând din uscare, degajarea volatilelor și formarea cocsului, aprinderea și arderea acestora se desfășoară succesiv, într-un mod caracteristic, specific arderii combustibililor în strat

fix pe grătar. Viteza de ardere este relativ mică și depinde în special de caracteristicile fizico-chimice și energetice ale combustibilului, precum și de temperatura și viteza aerului, respectiv a coeficientului excesului de aer. Intensificarea arderii se obține de regulă prin mărirea debitului de aer, respectiv a vitezei de trecere a acestuia prin stratul de combustibil aflat pe grătar.

Domeniul II începe în momentul în care viteza aerului w_a atinge viteza de fluidizare w_f . În acest moment stratul de combustibil expandează, înălțimea stratului crește de circa 1,2-1,8 ori, porozitatea stratului se mărește de la $\varepsilon_0 = 0,4$ la circa $\varepsilon = 0,8$. Concentrația fazei solide scade, iar particulele de combustibil se mișcă haotic, similar cu bulele de vapori la fierberea unui lichid. De aici denumirea de strat fierbător sau strat fluidizat.

În stratul fluidizat se disting două tipuri de mișcări permanente [38], [39], [41]:

- o mișcare locală dezordonată a particulelor individuale sau a ansamblurilor de particule, mișcare determinată de un complex de factori: ciocnirea particulelor, viteze diferite ale acestora, rezistențe gazodinamice locale diferite, geometria spațiului etc.;

- o mișcare de ansamblu a mediului bifazic, cu precizarea că mediul gazos circulă preponderent ascendent, iar particulele solide se deplasează ascendent în zone cu viteze mari ale gazului (zona centrală) fie descendent în zone cu viteze mai mici care nu mai asigură portanța particulelor (spre peretele focarului).

Dacă procesul de fluidizare se petrece într-un focar în care se introduc în proporție corespunzătoare combustibilul și aerul, iar condițiile de aprindere și ardere sunt îndeplinite, combustia se petrece în mod intens, iar procesul este cunoscut sub denumirea de ardere în strat fluidizat staționar (ASFS).

După atingerea stării de fluidizare, mărirea vitezei peste valoarea w_f determină o ușoară scădere a valorii Δp_{str} , după care, se menține constantă până când se atinge viteza w_{fc} când apar în structura stratului fluidizat pistoane de gaz și chiar canale verticale prin care agentul de fluidizare trece liber în partea superioară a stratului. Acest domeniu, marcat pe Fig. 3.5 cu cifra romană III, se caracterizează prin aceea că la ieșirea din strat agentul de fluidizare antrenează o cantitate din ce în ce mai mare de particule, care crește pe măsură ce viteza w_a se apropie de valoarea vitezei de antrenare w_{ant} , când particulele solide sunt antrenate în totalitate.

În domeniul III, în care are loc o fluidizare turbulentă, căderea de presiune Δp_{str} crește foarte puțin odată cu creșterea vitezei agentului de fluidizare. Dacă fluidizarea turbulentă are loc într-un focar în care se întrunesc condițiile pentru aprinderea și arderea combustibilului solid, pe măsură ce crește viteza agentului de

fluidizare peste valoarea w_{fc} se mărește cantitatea de particule antrenate din strat și expulzate din focar nearese complet, deci cresc așa numitele pierderi relative de căldură, datorate arderii incomplete. Pentru a limita aceste pierderi la valori rezonabile (sub 5 %) este nevoie să se prevadă o instalație tip ciclon în care să se separe faza solidă formată din particulele de combustibil arse incomplet și particulele de cenușă de faza gazoasă reprezentată prin gazele de ardere. Particulele solide sunt reintroduse în partea inferioară a focarului, iar gazele de ardere sunt dirijate spre schimbătoarele de căldură ale instalației energetice, în principal generatorul de abur sau de apă fierbinte. Procesul de ardere dintr-un asemenea focar este cunoscut sub denumirea de ardere în strat fluidizat circulant (ASFC).

Când viteza agentului de fluidizare atinge și depășește valoarea w_{ant} , particulele solide sunt antrenate în totalitatea lor. Curgerea mediului bifazic se încadrează în domeniul transportului pneumatic, notat pe figura 3.5 cu cifra romană IV. Căderea de presiune crește sensibil odată cu mărirea vitezei fluidului antrenant. În tehnică acest domeniu este specific transportului pneumatic al materialelor granulare. Un caz particular îl reprezintă arderea în suspensie a prafului unui combustibil solid, ca de exemplu cărbune sau biomasă.

În lucrările [36], [38], sunt prezentate relații pentru calculul vitezei de fluidizare w_f și a căderilor de presiune Δp_{str} valabile pentru un strat omogen constituit din particule sferice de același diametru. Dacă stratul este neomogen, compus din particule cu formă și dimensiuni diferite, relațiile de calcul conduc la obținerea unor valori cel mult orientative pentru w_f și Δp_{str} . De aceea se recomandă ca valorile acestor mărimi să fie determinate experimental pentru fiecare situație distinctă urmărită.

În concluzie, se consideră ca instalațiile pentru arderea biomasei, singură sau împreună cu un combustibil fosil, să se clasifice și respectiv să fie prezentate în trei categorii: instalații de ardere în strat fix, în strat fluidizat și în suspensie.

3.3.2. Instalații de ardere în strat fluidizat

Teoria arderii în strat fluidizat a fost elaborată în 1922 de către cercetătorii Winkler (Germania) și Cidell (S.U.A.), dar s-a aplicat la arderea combustibililor solizi în focarele unor generatoare de abur abia după anul 1970 [40], [41], [42].

3.3.2.1. Hidrodinamica stratului fluidizat

După teoriile actuale, stratul fluidizat este o stare intermediară între următoarele stări limită:

- starea unui strat fix poros prin care trece un fluid;
- starea stratului solid antrenat de un fluid, corespunzătoare transportului pneumatic sau hidraulic.

Între aceste două stări extreme se poate considera o stare intermediară când un curent gazos, a cărui viteză rămâne în orice punct al sistemului inferioară vitezei limită de antrenare a particulelor solide, poate conferi acestor particule o anumită energie cinetică. În consecință, stratul nu va rămâne fix și va fi afectat de o agitație dezordonată, comparabilă întrucâtva cu agitația moleculară. Bineînțeles că această agitație se produce odată cu dilatarea stratului [38].

În interiorul stratului fluidizat se stabilește un echilibru dinamic, în care fiecare particulă este supusă la două forțe de sens invers: greutatea particulei și rezultanta ascendentă a forțelor de frecare.

Dacă se neglijează frecarea cu peretele recipientului, se poate arăta ușor că scăderea de presiune a fluidului care traversează stratul fluidizat este egală cu greutatea materialului solid raportată la unitatea de suprafață a secțiunii transversale.

Scăderea de presiune în stratul fluidizat este deci independentă de viteză și egală cu greutatea masei solide pe unitatea de suprafață a secțiunii recipientului. O creștere a vitezei gazului se traduce numai printr-o dilatare suplimentară a stratului fluidizat. Această concluzie este valabilă în măsura în care forțele tangențiale la contactul cu pereții recipientului sunt neglijabile.

Ținându-se seama de faptul că în literatura de specialitate s-a scris foarte mult despre fluidizare, în cele ce urmează se prezintă date teoretice cu caracter general privitoare la acest subiect.

1) Omogenitatea stratului fluidizat

În cazul când un material granular este fluidizat cu ajutorul unui curent ascendent de gaz apar de obicei neomogenități în interiorul stratului fluidizat.

Datorită faptului că deseori faza solidă este formată din particule care nu sunt perfect sferice, așa cum s-a presupus, se pot forma asociații sau grupuri de particule mai compacte decât altele, care oferă o rezistență mai mare la trecerea fluidului și curentul gazos va fi silit să creeze în masa solidă canale de trecere care practic nu opun o rezistență curentului [21].

În afară de formarea canalelor de trecere, în procesul de fluidizare propriu-zisă, o parte din gazul care traversează stratul fluidizat se constituie în bule de gaz ascendente, de dimensiuni mici și conferă stratului fluidizat aspectul unui lichid care fierbe. Aceste bule, de obicei, nu cuprind numai gaz pur ci și o proporție extrem de mică de particule extrem de fine în stare de suspensie.

Pe măsură ce traversează stratul fluidizat, bulele tind să se unească, formând bule mai mari, care treptat se transformă în dopuri de gaze care separă aglomerațiuni mai mari de particule.

În altă ordine de idei, particulele care constituie stratul solid nu sunt întotdeauna de dimensiuni riguros egale, se întâmplă ca viteza gazului să devină superioară vitezei limite de antrenare a particulelor mai fine și, în consecință, acestea să fie antrenate de către curentul gazos în afara stratului fluidizat. Acest fenomen se produce chiar dacă toate particulele au dimensiuni egale, datorită faptului că în masa fluidizată domnește o turbulență intensă, viteza gazului în spațiile dintre particule este extrem de neregulat distribuită și poate atinge în unele puncte valori foarte ridicate.

Aproape întotdeauna, deasupra stratului fluidizat, gazul care părăsește stratul conține o cantitate foarte mică de particule solide în suspensie. Din acest punct de vedere se disting două faze: o fază densă formată dintr-o masă cuprinsă între grătar și suprafața liberă a stratului fluidizat și o fază diluată deasupra suprafeței libere [23].

2) Viteza medie

Viteza inițială a fluidului la trecerea sa prin stratul fix va suferi o micșorare treptată în funcție de mărimea spațiului liber din strat.

Într-un punct oarecare M (Fig. 3.6) al spațiului liber dintre granulele solide, vectorul vitează V face un unghi oarecare θ cu direcția axială a recipientului cilindric și viteza de curgere V_s componenta longitudinală a lui V este:

$$V_s = V \cdot \cos \theta \quad (3.1)$$

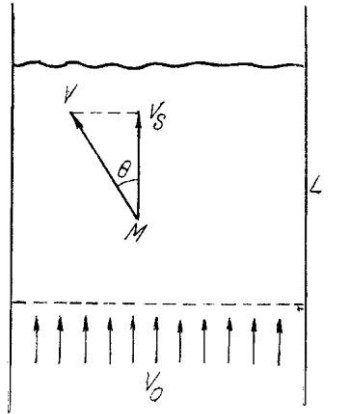


Fig. 3.6. Vectorul viteză

Viteza V_s și unghiul θ sunt valori necunoscute; se poate cunoaște doar viteza la intrare a fluidului V_0 . Într-o secțiune transversală oarecare a recipientului cilindric, suprafața S nu este în întregime liberă pentru trecerea fluidului, ci numai o parte egală în medie cu εS (ε fiind spațiul liber din strat), ecuația de continuitate a fluidului exprimându-se prin egalitatea:

$$V_0 \cdot S = V_s \cdot \varepsilon \cdot S \quad (3.2)$$

Din relațiile 3.1 și 3.2 rezultă
$$V = \frac{V_s}{\cos \theta} = \frac{V_0}{\varepsilon \cdot \cos \theta}$$

Pentru $\cos \theta$ se consideră valoarea medie 0,5 ($\theta = 30^\circ$) și viteza medie de curgere devine:

$$V = \frac{2 \cdot V_0}{\varepsilon} \quad (3.3)$$

3) Diametrul hidraulic mediu

Se consideră o secțiune transversală oarecare A-B a stratului fix și o particulă sferică cu centrul în O , care pătrunde în secțiunea transversală amintită, în modul arătat în Fig. 3.7.

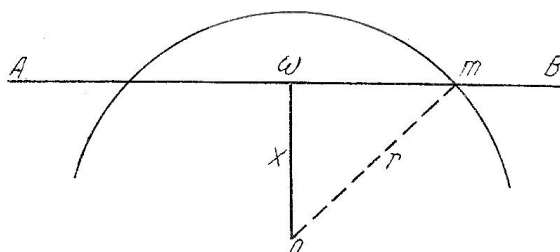


Fig. 3.7. Secțiunea transversală A-B

În această secțiune transversală, perimetrul ud al particulelor sferice cu centrul în O este: $2 \cdot n \cdot \sqrt{r^2 - x^2}$

Numărul de particule având centrul lor la distanțe cuprinse între x și $x + dx$ deasupra și dedesubtul secțiunii A-B este: $2 \cdot n \cdot S \cdot dx$, n fiind numărul particulelor sferice pe unitatea de volum.

Perimetrul total udat va fi: $P = \pi^2 \cdot d^2 \cdot n \cdot S / 4$.

Numărul de particule sferice pe unitatea de volum este legat de fracțiunea spațiului liber prin relația:

$$n = \frac{1 - \varepsilon}{\frac{\pi}{6} \cdot d^3} \quad (3.4)$$

Se introduce valoarea lui n în formula obținută pentru perimetrul P și ținând seama că diametrul hidraulic este în general de patru ori secțiunea de curgere împărțită la perimetru udat, se deduce relația diametrului hidraulic mediu:

$$D_h = \frac{8 \cdot \varepsilon \cdot d}{3 \cdot \pi \cdot (1 - \varepsilon)} \quad (3.5)$$

4) Diametrul mediu al particulelor

În cazul unei mase solide în particule foarte diferite este necesar să se stabilească o mărime fictivă în ceea ce privește mărimea granulelor. Această mărime se numește diametrul mediu și intervine după cum s-a arătat în calculul diametrului hidraulic mediu.

De obicei, atunci când se definește granulometria unei mase solide granulate, nu se dă numărul de particule n_i cu diametrul d_i pe unitatea de volum, ci se dă fracțiunea în greutate x_i de particule care au diametrul d_i .

Diametrul mediu al granulelor în cazul unui interval granulometric larg este dat de relația:

$$d = \sum x_i \cdot d_i \quad (3.6)$$

5) Lungimea reală a unui fir de fluid

Pentru o lungime dL parcursă în mod real de un fluid într-un punct oarecare, corespunde o lungime verticală dL' inferioară, dată de relația:

$$dL' = dL \cdot \cos \theta \quad (3.7)$$

Adoptând de asemenea pentru $\cos \theta$ valoarea medie 0,5 se va obține traiectoria reală:

$$L = 2 \cdot L' \quad (3.8)$$

6) Factorul de formă

În formule, cel mai adesea trebuie să se țină seama de forma granulelor masei solide în special când nu sunt sferice. În asemenea cazuri se folosește factorul de formă definit de relația:

$$\varphi = 4,87 \cdot \frac{V^{2/3}}{F} \quad (3.9)$$

în care V este volumul unei particule, iar F suprafața ei.

Se poate deduce ușor că acest factor este egal cu 1 pentru o sferă. Sfera fiind corpul care pentru un volum anumit prezintă cea mai mică suprafață exterioară, factorul φ , pentru o particulă de formă oarecare va fi $\varphi < 1$.

Factorul de formă nu se poate determina prin calcul, ci numai pe cale experimentală și anume se stabilește căderea de presiune într-un strat fix, în funcție de viteză și de factorul de formă, iar acestea din urmă se determină cu ajutorul unei relații matematice corespunzătoare.

În formule se folosește produsul φd care reprezintă diametrul aparent al unei particule de formă oarecare. Pentru amestecuri industriale de granule, φ este cuprins între 0,7...0,8 [38].

7) Căderea de presiune în regim de curgere laminară

Căderea de presiune a fluidului ascendent la traversarea unui strat fix de particule solide este dată de formula:

$$\Delta p = 32 \cdot \frac{\mu \cdot V \cdot L}{D_h^2} \quad (3.10)$$

Dacă în această formulă se introduc valorile medii ale vitezei, înălțimii reale și diametrul hidraulic, se obține:

$$\frac{\Delta p}{L} = 18 \cdot \pi^2 \cdot \frac{\mu \cdot V_o}{d^2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \quad (3.11)$$

în care:

Δp – este diferența dintre presiunea la intrare și presiunea la ieșirea fluidului ascendent,

L – înălțimea stratului,

μ – vâscozitatea dinamică a fluidului,

d – diametrul unei particule sferice,

ε – fracțiunea spațiului liber din stratul fix (raportul dintre volumul liber și volumul total al stratului).

Această relație 3.11 exprimă căderea de presiune pe înălțimea stratului fix în regim laminar la traversarea unui strat format din particule sferice, în funcție de vâscozitatea dinamică a fluidului, de viteza sa inițială, de diametrul particulelor sferice și de fracțiunea spațiului liber din stratul fix.

În cazul particulelor de formă diferită formula se modifică prin introducerea factorului de formă în:

$$\frac{\Delta p}{L} = A \cdot \frac{\mu \cdot V_o}{\varphi^2 \cdot d^2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \quad (3.12)$$

Coeficientul A este o valoare constantă și din considerații semiteoretice a fost găsit egal cu $18 \cdot \pi^2$. După unele lucrări experimentale cu granule de formă sferică, cilindrică sau inelară coeficientul A variază în limitele 180...200 [38].

8) Căderea de presiune în regim de curgere turbulentă

Pentru a stabili căderea de presiune în cazul curgerii turbulente se pornește de la formula căderii de presiune a unui fluid (fără particule solide) în cazul când se folosește un recipient cu secțiune oarecare (3.13), în care se introduc valorile medii ale vitezei, diametrului hidraulic și valoarea înălțimii reale de curgere a fluidului.

$$\Delta p = f \cdot \frac{V^2 \cdot \rho_f \cdot g}{2 \cdot g} \cdot \frac{4 \cdot L}{D_h} \quad (3.13)$$

în care: f – este coeficient de frecare, ρ_f – masa specifică a fluidului, g – accelerația gravitațională.

Astfel rezultă:

$$\Delta p = f \cdot \rho_f \cdot g \cdot \frac{4 \cdot V_o^2}{\varepsilon^2 \cdot 2 \cdot g} \cdot \frac{3 \cdot \pi \cdot (1 - \varepsilon)}{8 \cdot \varepsilon \cdot d} \cdot 8 \cdot L \quad (3.14)$$

Formula 3.14 mai poate fi scrisă sub forma:

$$\Delta p = 2 \cdot f' \cdot \frac{\rho_f \cdot V_o^2}{d} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot L \quad (3.15)$$

Apare astfel un nou coeficient de frecare f' care de asemenea este o funcție de Re . Se introduc în numărul lui Reynolds valorile medii pentru viteză și diametrul hidraulic:

$$Re = \frac{V \cdot D_h \cdot \rho_f}{\mu} \quad (3.16)$$

$$Re = \frac{16 \cdot V_o \cdot d \cdot \rho_f}{\mu \cdot (1 - \varepsilon)} \quad (3.17)$$

Această cifră poate fi scrisă și astfel:

$$Re' = \frac{V_o \cdot d \cdot \rho_f}{\mu \cdot (1 - \varepsilon)} \quad (3.18)$$

care poartă denumirea de numărul lui Reynolds modificat.

Într-un anumit domeniu al lui Re' , funcția f' (Re') poate fi asimilată cu o funcție de putere care se scrie în general sub forma:

$$f' = K \cdot Re'^{n-2} \quad (3.19)$$

n și K pot de altfel varia cu domeniul considerat pentru Re .

Expresia de cădere a presiunii se poate scrie astfel:

$$\Delta p = 2 \cdot K \cdot \left(\frac{V_o \cdot d \cdot \rho_f}{\mu} \right)^{n-2} \cdot \frac{\rho_f \cdot V_o^2 \cdot (1-\varepsilon)^{3-n}}{\varepsilon^3} \quad (3.20)$$

Grupul $V_o \cdot d \cdot \rho_f / \mu$ nu este decât numărul Reynolds nemodificat, astfel că se poate scrie relația:

$$f = K \cdot Re^{n-2} \quad (3.21)$$

iar expresia căderii de presiune în regim turbulent la traversarea unui strat de particule sferice va fi:

$$\frac{\Delta p}{L} = 2 \cdot f \cdot \frac{\rho_f \cdot V_o^2}{\varphi \cdot d} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^{3-n}}{\varepsilon^3} \quad (3.22)$$

În cazul unui strat format din particule de formă oarecare trebuie să se țină seama de factorul de formă, și astfel se obține:

$$\frac{\Delta p}{L} = 2 \cdot f \cdot \frac{\rho_f \cdot V_o^2 \cdot (1-\varepsilon)^{3-n}}{\varphi^2 \cdot d^2 \cdot \varepsilon^3} \quad (3.23)$$

Criteriul după care se stabilește regimul de curgere este numărul lui Reynolds. Astfel pentru $Re < 10$, regimul de curgere este laminar, iar $Re > 10$ regimul de curgere este turbulent.

Majoritatea lucrărilor de verificare experimentală a formulelor de cădere a presiunii într-un strat fix s-au deosebit numai în ceea ce privește valoarea constantei A (180 de către Kozeny și Carman, 200 de către Leva și 160 de către Lewis, Gilliland și Bauer).

Formula 3.23 este o expresie cu caracter general care include și regimul laminar, cu condiția de a face pe $n = 1$.

3.3.2.2. Focare cu ardere în strat fluidizat staționar

Schema de principiu a unui focar cu ardere în strat fluidizat staționar este prezentată în Fig. 3.8.

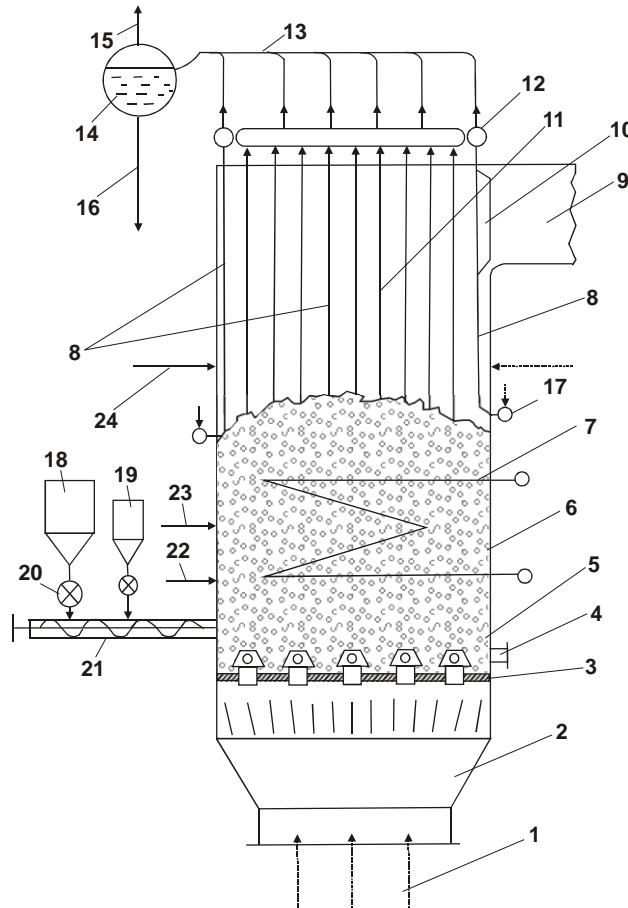


Fig. 3.8. Schema unui focar cu ardere în strat fluidizat staționar [37]

- 1-Aer primar, 2-Camera de aer cu sistem de distribuție pentru aer, 3-Placa suport, 4-Evacuare cenușă, 5-Duze, 6-Strat fluidizat, 7-Schimbător de căldură imersat, 8 și 11-Țevi de ecran, 9-Canal de evacuare gaze, 10-Fereastră de evacuare, 12 și 17-Colector superior și inferior, 13-Țevi de legătură, 14-Tambur, 15-Țevi pentru abur, 16-Țevi coborâtoare, 18 și 19-Buncăr de combustibil, 20-Dozator, 21-Transportor melc, 22-Arzător de pornire, 23 și 24-Insuflare aer secundar și terțiar

În partea inferioară, unde are loc fluidizarea stratului de combustibil, focarul are formă cilindrică, care se continuă apoi cu una paralelipipedică cu secțiune pătrată, mărginită de pereți membrană prin țevile cărora circulă apa din cazan.

Combustibilul cu o granulație sub 10 mm este introdus în focar cu ajutorul unui sau mai multor transportoare melc. Debitul combustibilului se reglează prin modificarea turației dozatorului celular și respectiv a melcului.

Suprafața de sprijin a combustibilului este constituită dintr-o placă metalică, prevăzută cu duze speciale prin care se insuflă aerul primar, sub formă de jeturi cu viteza de circa 2-4 m/s. Ca urmare a impactului dintre jeturile de aer și particulele de combustibil se produce fluidizarea stratului de combustibil. În unele cazuri duzele de insuflare a aerului sunt înlocuite cu un strat de nisip de cuarț, care asigură o bună distribuție și o uniformizare a vitezei aerului primar.

Pentru pornire, focarul este prevăzut cu unul sau mai multe arzătoare pe hidrocarburi, care pot fi aprinse automat în vederea furnizării energiei termice necesare aprinderii particulelor de combustibil solid. Aprinderea și arderea acestora se propagă din aproape, în aproape în tot stratul fluidizat, arderea devine autotermă și la un moment dat nu mai este necesară menținerea în funcțiune a arzătoarelor pe hidrocarburi.

Debitul aerului primar, necesar fluidizării stratului de combustibil, este mai mic decât cel minim necesar arderii, de aceea focarul este prevăzut cu posibilitatea de insuflare a aerului secundar și chiar terțiar pentru definitivarea arderii. Coeficientul excesului de aer se situează în intervalul $\lambda=1,1-1,3$. Se recomandă ca aerul să fie preîncălzit în jur de 200-250 °C.

O mare importanță pentru funcționarea focarelor cu ardere în strat fluidizat se acordă temperaturii din interiorul stratului, care trebuie menținută suficient de ridicată (700-900 °C), dar întotdeauna mai mică cu cel puțin 50-100 °C decât temperatura de înmuiere a cenușii. Reglarea temperaturii din interiorul stratului fierbător se realizează prin varierea corespunzătoare a debitului de combustibil de bază și suport, a debitului și temperaturii aerului primar, secundar și terțiar, precum și prin prevederea unui schimbător de căldură imersat, prin țevile căruia trece apa din circuitul cazanului.

3.3.2.3. Focare cu ardere în strat fluidizat circulant

Schema de principiu a unui cazan dotat cu focar pentru arderea combustibililor solizi în strat fluidizat circulant este prezentată în Fig. 3.9 [7].

Particulele de combustibil introduse în focar intră sub incidența aerului primar, se amestecă cu gazele fierbinți și cu particulele aprinse de combustibil, primesc căldura necesară și se aprind. În partea inferioară a focarului arderea are loc în regim substoichiometric, deoarece aerul primar introdus reprezintă circa 70-

80 % din cel minim necesar arderii. Restul aerului, necesar completării și definitivării procesului de ardere, se insuflă sub formă de aer secundar și terțiar în zona de mijloc și superioară a camerei focarului, prin orificii, denumite duze în literatura de specialitate, dispuse la mai multe nivele.

Particulele de combustibil ard în mare parte în intervalul de timp în care se mișcă haotic în focar, dar la părăsirea acestuia au încă un conținut apreciabil de nărsă, ceea ce pe de o parte micșorează eficiența energetică a procesului și economicitatea sa, iar pe de altă parte, constituie o sursă importantă de eroziune și murdărire a suprafețelor de încălzire ale cazanului și nu în ultimul rând, o sursă importantă de poluare a mediului înconjurător. De aceea, după părăsirea focarului, gazele de ardere încărcate cu particule antrenate (cenușă, cocs zburător) intră într-un ciclon unde are loc separarea în mare măsură a fazei solide de faza gazoasă, în proporție de circa 80 % și chiar peste.

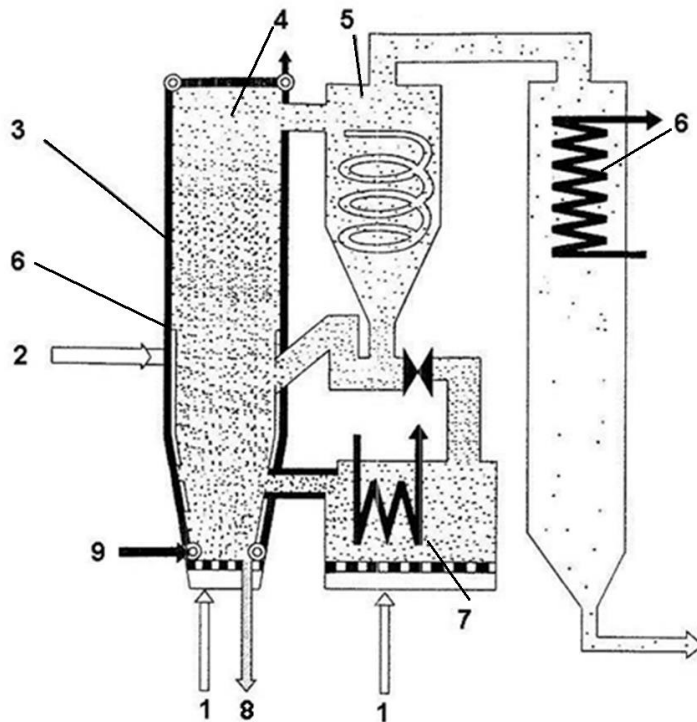


Fig. 3.9. Schema unui cazan dotat cu focar pentru arderea combustibililor solizi în strat fluidizat circulant [7]

- 1 și 2-Sistem de insuflare al aerului primar și secundar, 3-Perete membrană, 4-Focar,
5-Ciclon, 6-Suprafețe de încălzire ale cazanului, 7-Răcitor cenușă,
8-Evacuarea cenușii grosiere, 9-Sistem de introducere al combustibilului

Faza gazoasă, cu un conținut mult mai redus de particule solide, este condusă în zona suprafețelor de încălzire ale generatorului de abur unde, în urma

schimbului de căldură către apa sau aburul din cazan, se răcesc și sunt evacuate în mediul ambiant, nu înainte de a fi depoluate.

Faza solidă, formată din cenușa și nearsele evacuate din ciclon, este reintrodusă în focar, fie direct în stare fierbinte, fie răcită într-un schimbător de căldură exterior denumit răcitor de cenușă. Ca agenți de răcire se utilizează atât aerul care fluidizează stratul de cenușă, cât și apa din cazan care circulă prin țevile schimbătoarelor de căldură.

Eliminarea cenușii din spațiul focarului are loc prin una sau mai multe guri de evacuare, prevăzute în placa de susținere, de preferat în zona unde curenții descendenți ai mediului bifazic se întâlnesc cu aceasta.

Controlul, atât asupra temperaturii mediului bifazic din focar, cât și asupra concentrației oxigenului în diverse zone ale acestuia, se face prin recircularea permanentă a cenușii și prin modificarea raportului dintre debitul de aer primar și secundar.

3.3.2.4. Avantaje ale arderii combustibililor în strat fluidizat

Tehnica arderii cărbunilor, în strat fluidizat staționar sau circulant, s-a dezvoltat foarte rapid în ultimul sfert de secol, atât pe plan european cât și mondial. Dacă la început s-au folosit cărbuni de calitate superioară (mai ales huilă), în ultimul timp sfera de cuprindere a inclus și cărbuni de calitate inferioară, ca de exemplu lignitul. Mai mult decât atât, tehnica arderii în strat fluidizat s-a extins, cu rezultate remarcabile, și în domeniul incinerării deșeurilor municipale, respectiv a deșeurilor agricole și industriale de biomasă. Explicația proliferării rapide a acestei tehnici rezidă dintr-o serie de avantaje pe care le oferă în comparație cu celelalte procedee și anume: arderea în strat și respectiv în stare de praf. Dintre aceste avantaje mai importante se consideră:

1. Prepararea mai sumară a combustibilului. Pentru focarele ASFC dimensiunea maximă a particulelor poate ajunge la 15-20 mm (pentru focarele ASF la circa 7 mm), pe câtă vreme în cazul focarelor cu ardere în stare pulverizată dimensiunea maximă a prafului rareori depășește 0,1 mm. În primul caz granularea combustibilului se poate realiza printr-o simplă concasare, pe când, în al doilea caz, prepararea prafului necesită atât concasare cât și măcinare. Ca atare, consumul specific de energie pentru prepararea combustibilului este mult mai mic în primul caz decât în al doilea și se evită în același timp problemele ridicate de uzura rapidă a elementelor de măcinare ale morilor.

2. Flexibilitate ridicată în raport cu schimbarea calității combustibilului. Se poate menține stabilitatea procesului de ardere la modificarea inerentă, în timpul

exploatării, a compoziției combustibilului, ca urmare a variației conținutului de umiditate sau de cenușă, implicit a puterii calorifice. Această însușire a focarelor ASFC se datorează separării zonei de combustie față de zona de convecție, prin controlul cantității de cenușă recirculată și prin modificarea raportului debitelor de aer primar, secundar și terțiar.

3. Randamentul de ardere este mult îmbunătățit. Datele din literatura de specialitate indică valori de 98-99 % pentru ASFC, 95-96 % pentru ASFS, 92-96 % pentru arderea în suspensie a prafului de combustibil și 80-85 % pentru arderea în strat pe grătar. Această situație se datorează în principal unei intense turbionari a mediului din focar, cu numeroase ciocniri ale particulelor de combustibil între ele și cu pereții focarului. Toate acestea fac ca stratul de cenușă, format în timpul arderii la suprafața particulelor, să fie îndepărtat, ușurând astfel accesul oxigenului spre suprafața de reacție. Acest proces este mai intens în cazul stratului fluidizat, deoarece viteza relativă aer-particulă este mai mare decât în cazul celorlalte tehnici de ardere, în strat sau în suspensie.

4. Emisii poluante minime, în comparație cu celelalte tehnici de ardere, în strat sau praf în suspensie, care ar folosi același combustibil.

Emisiile de NO_x sunt reduse datorită temperaturilor scăzute din focar 700-900 °C care nu permit formarea de NO_x termic, precum și atmosferei puternic reducătoare din partea inferioară a focarului unde practic are loc o ardere substoichiometrică.

Emisiile de SO_2 pot fi micșorate prin adăugarea, în cantitate potrivită, a carbonatului de calciu în focar. Din cauza conținutului redus de sulf din biomasă, la arderea acesteia de regulă nu este necesar să se apeleze la acest procedeu.

5. Arderea autotermă, fără suport de hidrocarburi pentru combustibili cu puterea calorifică $H_i > 5000$ kJ/kg. Hidrocarburile sunt folosite doar pentru pornire.

Focarele cu ardere în strat fluidizat oferă posibilitatea arderii simultane a biomasei împreună cu cărbuni, ceea ce prezintă importanță deosebită pentru instalațiile de putere termică medie și mare. Desigur, în asemenea situații, este de așteptat să crească debitul de noxe (mai ales la arderea cărbunilor inferiori) față de cel care s-ar obține din arderea biomasei. În stadiul actual al tehnicii aceasta nu constituie însă o problemă de nerezolvat, întrucât se cunosc procedeele primare și secundare prin care se reușește epurarea gazelor reziduale înainte de eliberarea lor în mediul ambiant.

3.3.3. Schema unei instalații pentru co-incinerarea biomasei cu cărbune în stare pulverizată

Biomasa poate fi folosită în centralele convenționale care funcționează pe cărbune ars în stare pulverizată. Cota parte din puterea termică ce revine biomasei este însă limitată: maxim 10 % în cazul focarelor cu praf de huiă și până la 20 % în cazul celor care funcționează pe lignit [43].

Principial, focarele pentru arderea cărbunilor pot fi folosite și pentru arderea biomasei, dar nu fără unele modificări constructive și funcționale. În ce privește instalațiile de transport precum și schemele de preparare a prafului de combustibil, acestea trebuie să sufere modificări mult mai mari și unele chiar de esență. Mai potrivit se consideră folosirea doar a aerului cald pentru uscarea biomasei.

Morile pentru prepararea prafului se aleg ținând seama de calitatea și modul de prezentare a biomasei. Astfel pentru măcinarea așchiilor de lemn se folosesc mori cu ciocane, iar pentru peleți de lemn sau boabe de grâu, porumb sunt potrivite morile lente cu role sau valțuri. Baloturile de paie sunt măcinate cu ajutorul unor tocătoare.

Ca urmare, este rațional ca prepararea prafului de cărbune și a celui din biomasă să se facă separat, în instalații individuale, înzestrate cu agregate de măcinare potrivite fiecărui combustibil.

Finețea de măcinare, umiditatea finală și capacitatea de autoaprindere sunt principalele caracteristici ale prafului de biomasă, care se impun a fi studiate și cunoscute pentru ca proiectarea, realizarea și exploatarea instalațiilor de ardere să corespundă exigențelor actuale.

Schema de principiu a unei instalații pentru co-incinerarea biomasei cu cărbune este prezentată în Fig. 3.10 [7]. Se remarcă existența separată a liniilor de transport și preparare a prafului de cărbune, respectiv de biomasă. Arzătorul bloc este constituit din cele patru arzătoare elementare, trei pentru praf de cărbune și unul pentru biomasă, inclusiv gurile pentru insuflarea aerului secundar. În schemă, arzătorul bloc este plasat pe peretele frontal al focarului, dar pentru cazanele cu debite mari și foarte mari, se folosesc mai multe arzătoare bloc, plasate față în față pe pereții focarului sau în cele patru colțuri ale acestuia, la un nivel sau chiar la două niveluri diferite [44], [45].

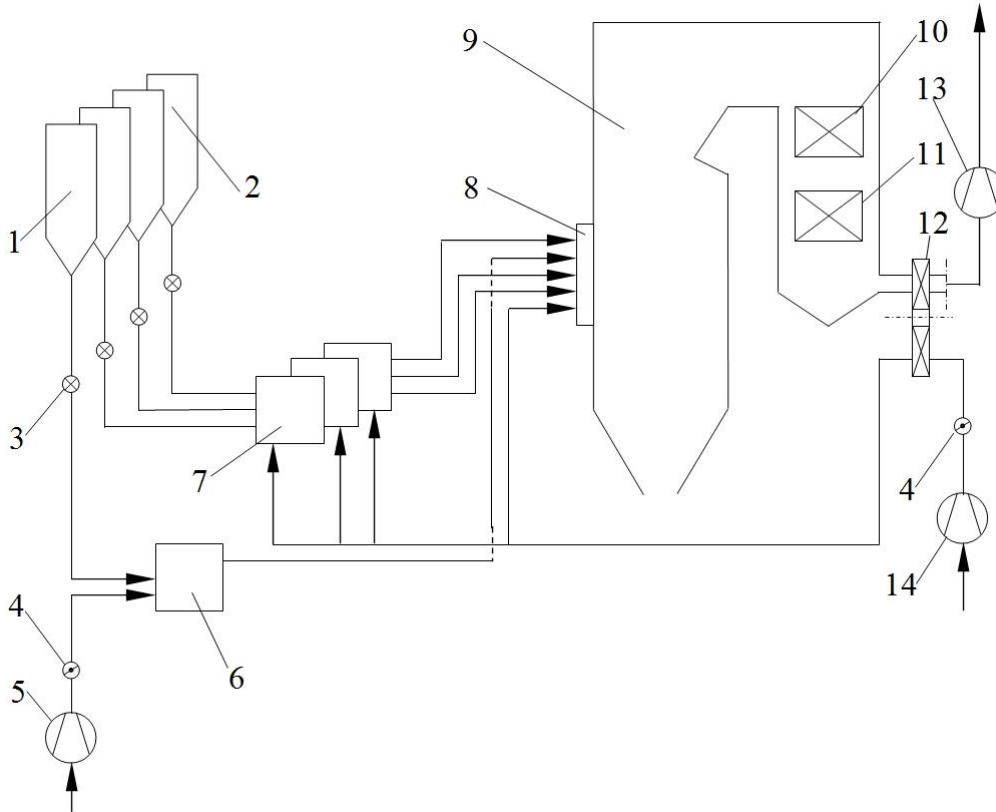


Fig. 3.10. Schema instalației de co-incinerare a biomasei cu cărbune în stare pulverizată [7]

- 1-Buncăr pentru biomasă, 2-Buncăr pentru cărbune, 3-Alimentator – Dozator celular,
 4-Reglare debit aer, 5 și 14-Ventilatoare aer,
 6 și 7-Instalație pentru prepararea prafului de biomasă, respectiv cărbune,
 8-Arzător bloc, 9-Focar, 10-Supraîncălzitor, 11-Economizor,
 12-Preîncălzitor de aer regenerativ, 13-Exhaustor gaze reziduale

Atât pentru pornire cât și pentru menținerea aprinderii și arderii prafului de combustibil la sarcini reduse ale generatorului de abur sunt prevăzute arzătoare pe hidrocarburi, pe păcură sau gaze naturale.

Capacitatea redusă de măcinare a unor combustibili biogeni afectează calitatea arderii. Este cunoscut faptul că lignina, care intră în compoziția multor combustibili biogeni, nu se sfărâmă sub formă de praf în procesul de măcinare. Ea se transformă în particule sub formă de așchii plate. Acestea, de regulă, înfundă separatorul morii, scoțând din funcțiune instalația de preparare a prafului. Dacă ajung în focar, în funcție de poziția pe care o au în raport cu direcția curentului de gaze din acesta, plutesc o durată de timp insuficientă pentru a arde complet, se

desprind din curent și cad în pâlnia rece a focarului. Aici, procesul de ardere încetează din cauza temperaturii scăzute și se ajunge la o funcționare neeconomică a focarului, din cauza pierderilor mari de căldură prin nearse. În asemenea situații se poate apela la soluția prevederii unui grătar de post-ardere, plasat în pâlnia focarului principal. Se folosesc fie grătare rulante, fie grătare înclinate cu bare mobile, pe care se poate definitiva procesul de ardere completă a așchiilor. Aerul necesar acestui scop se insuflă sub grătar, preîncălzit la 160-180 °C.

Particulele fine de cenușă, rezultate în urma arderii prafului, se înmoaie sau chiar se topesc la temperaturile ridicate din zona de ardere. În această stare, dacă vin în contact cu suprafețe mai reci, determină depuneri de zgură, care împiedică desfășurarea normală a schimbului de căldură în focar. Pot chiar conduce la "înfundarea" acestuia, mai ales dacă depunerile au loc pe suprafețele de încălzire din tavanul focarului.

Pentru a se evita asemenea situații, focarele se ecranează, adică se acoperă parțial sau total cu panouri de țevi de ecran, care fac parte integrantă din vaporizatorul cazanului și uneori chiar din supraîncălzitorul acestuia. Această soluție este de altfel adoptată și în cazul generatoarelor de abur moderne, cu debite mari și temperaturi de supraîncălzire ridicate. Mărimea suprafețelor ecranelor se calculează astfel încât în urma schimbului de căldură prin radiație dintre mediul din focar, format din gaze triatomice și particule incandescente și apa sau aburul din țevile de ecran, temperatura gazelor la părăsirea focarului să fie cu circa 100 °C mai mică decât temperatura de înmuiere a cenușii. Asemenea focare sunt denumite focare cu evacuarea cenușii în stare solidă sau pulverulentă.

Există și focare cu evacuarea cenușii în stare lichidă. Acestea au o construcție specială, care include prezența unei camere de topire deschise sau închise, cu baie de zgură și racord de scurgere a acesteia spre rezervorul de granulare [34].

3.3.4. Exemple de instalații energetice care aplică tehnologia co-incinerării biomasei cu cărbune

3.3.4.1. Co-incinerarea directă a deșeurilor din lemn în centrala Gelderland din Olanda

Una din primele și cele mai importante demonstrații ale co-incinerării directe a fost proiectul de co-incinerare a deșeurilor din lemn la centrala Gelderland din Olanda (Fig. 3.11) [46]. Justificarea proiectului se bazează pe faptul că la nivelul anului 1992 circa 240.000 tone de deșeuri și material lemnos, provenit din demolări, s-au depozitat la groapa de gunoi. Astfel, deșeurile de lemn s-au descompus și au eliberat în atmosferă metan, CO₂ și alte gaze cu efect de seră. Dacă acest material s-ar fi folosit drept combustibil, atunci acest fapt ar fi determinat logic substituirea semnificativă de combustibil fosil, beneficiile asupra mediului înconjurător fiind evidente.

Luând aceste aspecte majore în considerare, s-a propus conversia unei centrale cu funcționare pe cărbune pentru a arde 60.000 tone pe an din deșeul lemnos produs în zonă. Cazanul folosit a fost unul de 635 MW_e cu funcționare pe cărbune în stare pulverizată din centrala Gelderland care a fost dată în funcțiune în anul 1981. Între anii 1985-1988, instalația a fost echipată cu un sistem de desulfurare umedă pe bază de carbonat de calciu, iar în anul 1994 cu un sistem SCR (Selective Catalytic Reduction) pentru reducerea emisiilor de NO_x.

S-au impus anumite condiții limită pentru ca procesul de co-incinerare a deșeurilor să fie aplicat, și anume:

- riscurile privind funcționarea instalației să fie minime;
- emisiile de noxe să rămână în limitele stabilite de legislația în vigoare;
- posibilitatea utilizării integrale cenușii zburătoare, în special ca produs pentru materiale de construcții.

Deșeurile din lemn au fost colectate și procesate în materie primă în trei locații din Olanda. La procesare deșeurilor au fost îndepărtate manual materialele amorfe ca de exemplu piatra, metalele, etc. Deșeurile mici, cu densitate ridicată, au fost eliminate prin cernere și sortare cu jet de aer. Lemnul a fost apoi mărunțit pentru a îndeplini specificațiile menționate în Tab. 3.1.



Fig. 3.11. Centrala electrică Gelderland din Olanda [89]

Tab. 3.1. Caracteristicile fizico-chimice ale deșeurii lemnos măcinat [47]

Caracteristică	Valoare	U.M.
Densitatea în vrac	165-185	kg/m ³
Granulația	0-3	cm
Conținut de umiditate	< 20 (în stare uscată)	%
Putere calorică superioară	> 16	MJ/kg
Conținut de plumb	< 1500	mg/kg
Conținut de zinc	< 1400	mg/kg
Conținut de clor	< 400	mg/kg

Lemnul mărunțit, sub formă de așchii, a fost livrat centralei prin intermediul unui sistem, prezentat schematic în Fig. 3.12 [89]. Descărcarea lor s-a dispus în zona de recepție de unde au fost apoi transportate în zona de măcinare. Pentru curățarea adițională a așchiilor au fost folosite separatoarele magnetice și cele cu jet de aer. Ulterior s-a procedat la introducerea lor în mori cu ciocane, unde au fost reduse la dimensiunea maximă de 4 mm. După separarea materialului cu granulație mică, restul rezultat a fost trimis la o a doua instalație de măcinat. Astfel, produsul final, rezultat din a doua măcinare și cel fin rezultat de la prima moară cu ciocane au fost amestecate într-o instalație de procesare a lemnului. Cele două mori existente

au o capacitate de producție de 1,8 t/h fiecare. Caracteristicile deșeurii lemnoase sub formă de pulbere / praf, așa cum s-a folosit, sunt prezentate în Tab. 3.2.

Tab. 3.2. Caracteristicile deșeurii lemnoase finale [47]

Caracteristică	Valoare
Distribuția granulometrică	90 % < 0,80 mm
	99 % < 1,00 mm
	100 % < 1,50 mm
Conținut de umiditate	< 8 % (în stare uscată)

Lemnul sub formă de praf este transportat pneumatic într-un siloz cu capacitatea de 1000 m³, localizat în apropierea cazanului. Printr-un sistem de dozare s-a introdus praful de lemn în conductele de alimentare ale arzătoarelor pe cărbune. Focarul cazanului este echipat cu trei rânduri de arzătoare a câte șase bucăți pe pereții frontal și pe cel posterior.

Inițial lemnul a fost ars în patru sisteme de arzătoare separate, localizate în pereții laterali ai focarului, fiecare estimat la 20 MW_t cu capacitatea de a asigura 1,1-3,5 t/h de combustibil. Astfel s-a reușit funcționarea independentă a celor două sisteme de ardere ale cărbunelui și lemnului, păstrând capacitatea cazanului de a arde cărbune la sarcină maximă. Din experiența în exploatare a rezultat că la arzătoarele dedicate apar uzuri erozive excesive, fiind mult mai practică soluția cu amestecarea combustibililor pe linia de transport înainte de arzătoarele existente.

Debitul de lemn co-incinerat a fost în jurul valorii de 10 t/h ceea ce este echivalent cu un aport termic de 3-4 %. La acest raport de co-incinerare, în condițiile utilizării unui combustibil superior calitativ, nu au existat modificări semnificative în ceea ce privește funcționarea, emisiile de noxe și performanțele cazanului. Sistemul de co-incinerare a fost pus în aplicare în anul 1995 și, în pofida problemelor inițiale apărute cu sistemele de procesare și măcinare, instalația a funcționat mai mulți ani. În medie, astfel au fost co-incinerate pe an în jur de 60.000 tone de lemn uscat, înlocuind aproximativ 45.000 tone de cărbune pe an prin echivalare termică. De asemenea, s-a redus cu aproximativ 4.000 tone pe an și cenușa zburătoare rezultată, datorită conținutului scăzut de cenușă al lemnului.

Proiectul Gelderland a fost unul foarte important, deoarece a fost prima aplicație practică la nivel industrial pentru a demonstra co-incinerarea directă a biomasei într-o instalație mare de ardere, cu rezultate experimentale importante. Puterea electrică generată din co-incinerarea lemnului de aproximativ 20 MW_e a reprezentat un punct de referință pentru viitoarele proiecte privind co-incinerarea.

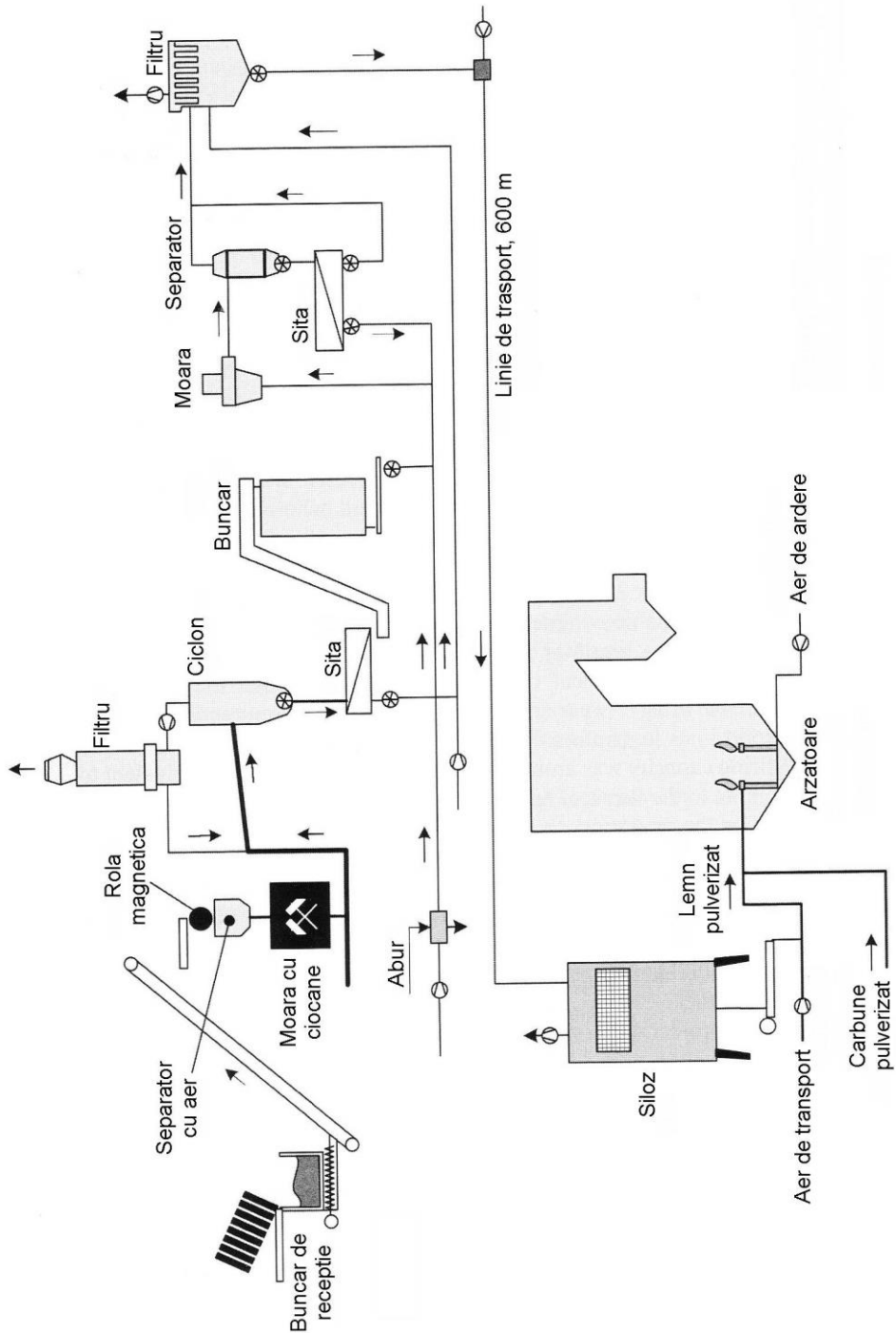


Fig. 3.12. Schema de co-incinerare directă a lemnului aplicată în centrala Gelderland, Olanda [89]

3.3.4.2. Co-incinerarea directă a rumegușului și așchiilor în centrala Wallerawang din Australia

Conform statisticilor recente 84 % din electricitatea generată în Australia este produsă în centrale cu funcționare pe cărbune [47]. Creșterea interesului în ceea ce privește reducerea emisiilor de CO₂ și efectul lor asupra încălzirii globale au forțat Guvernul Federal, producătorii de cărbune și energie să găsească noi metode de a reduce dependența de combustibilii fosili. Co-incinerarea cărbunelui cu biomasa a fost recunoscută ca o soluție atractivă, pe termen scurt, de către toți actorii angrenați în procesul de generare a energiei. Guvernul a impus utilizarea surselor regenerabile de energie în producerea de energie la 1 Aprilie 2001 prin "Mandatory Renewable Energy Target", care prevedea acțiuni privind utilizarea surselor de energie regenerabile. Pragul a fost stabilit la 9500 GWh pe an până în 2010, în creștere față de valoarea inițială de 300 GWh pe an, la nivelul anului 2001.

În anul 2000, compania Delta Electricity, a inițiat un program pentru experimentarea co-incinerării la centrala electrică Wallerawang (Fig. 3.13) [48].

Centrala este echipată cu 2 cazane de 500 MW_e fiecare, cu funcționare pe cărbune în stare pulverizată (grupurile 7 și 8). Presiunea aburului este de 15860 kPa, temperatura de 538 °C și debitul de 441 kg/s. Cărbunele folosit, aproximativ 2,2 milioane tone pe an, este furnizat în principal de exploatarea minieră Angus Place și în proporție mai mică de alte exploatări miniere private.

Testele preliminare au fost realizate de către cercetătorii Universității Newcastle la începutul anului 2000, urmate apoi de încercări experimentale la grupul numărul 7 al centralei Wallerawang, în august 2000. Obiectivele testelor au vizat:

- studiul procesului de co-incinerare cu privire la performanța grupului și identificare ratei optime de mixare;
- urmărirea emisiilor de noxe în procesul de co-incinerare;
- furnizarea datelor către Agenția de Mediu (NSW-EPA).

Primele teste au fost realizate la grupul 7, prin amestecarea biomasei cu cărbune în procent masic de 3, 5, 7 % pe banda transportoare, înainte de echipamentele de măcinare. Cele 6 mori ale grupului 7 au funcționat continuu pe timpul încercărilor. Performanțele morilor au fost înregistrate pentru fiecare raport de mixare, și a fost colectat câte un eșantion de la fiecare dintre ele pentru a efectua analiza granulometrică. Viteza mecanismului de alimentare a morii a fost stabilit la 80 % din valoarea maximă, clapeta de aer rece fiind în poziție fixă. Pentru încercări s-au folosit rumeguș și așchii.

Influența rumegușului și așchiilor umede asupra performanțelor centralei și în particular asupra morilor de cărbune s-a dovedit asemănătoare. În cazul unui

raport masic de 3 % biomasă-cărbune au fost înregistrate modificări minore sau aproape imperceptibile în performanțele echipamentului de măcinare. Pentru raportul de 5 % biomasă-cărbune funcționarea morii era încă stabilă, deși presiunea diferențială și energia consumată de moară au crescut. Pentru raportul de 7 % biomasă-cărbune presiunea diferențială și consumul de energie au crescut la un nivel inacceptabil. Viteza mecanismului de alimentare a morii a fost redusă la 75 % din valoarea maximă și astfel parametri urmăriți au revenit la valori normale.

Emisiile de particule au crescut cu 48 % ajungând la 102 mg/m^3 în timpul experimentării co-incinerării, însă sub limita admisă de 400 mg/m^3 de către Agenția de Mediu (NSW-EPA) pentru grupul numărul 7, la acea dată.

În final, adaosul de 5 % biomasă a fost recomandat ca și valoare optimă de amestec pentru co-incinerarea rumegușului și așchiilor umede, în toate centralele companiei Delta Electricity.

După realizarea acestor încercări, Delta Electricity a decis să implementeze tehnologia co-incinerării, în anul 2002, la două dintre instalațiile sale industriale, numite Wallerawang și Vales Point, care funcționează și la ora actuală.



Fig. 3.13. Centrala electrică Wallerawang din Australia [92]

3.3.4.3. Co-incinerarea directă a paielor în centrala Studstrup din Danemarca

Danemarca este țara cu cele mai remarcabile realizări pentru producerea de energie utilizând paiile de cereale și în general biomasa sub formă de baloturi. Acest fapt se datorează unei decizii a guvernului danez din anul 1993, care a impus companiilor producătoare de energie să utilizeze, până în anul 2000, 1,2 milioane tone pe an din surplusul de paie existent.

Concomitent a fost inițiat un amplu program de cercetare și activități demonstrative vizând:

- realizarea unui număr de instalații de co-generare, bazate pe incinerarea sau co-incinerarea paielor, în strat fluidizat sau pe grătar, și proiectarea echipamentelor auxiliare de ardere;

- o platformă de proiectare și cercetare demonstrativă cu scopul implementării tehnologiei de co-incinerare a paielor în instalațiile mari de ardere a prafului de cărbune.

Cea mai reprezentativă realizare a constat în implementarea co-incinerării paielor la grupul numărul 1 din centrala Studstrup în 1995, cu deosebit succes. Aportul termic al paielor a fost de 10 % respectiv 20 %. Experiența acumulată privind influența co-incinerării paielor asupra indicilor de performanță ai cazanului, procesarea paielor, calitatea cenușii, chimia arderii și eficiența echipamentelor de desulfurare și denoxare a dat roade în exploatare.

Grupul numărul 1 de 150 MW_e funcționând pe cărbune sub formă de praf a fost dat în folosință în 1968. Pentru co-incinerare au fost realizate instalații pentru recepția, depozitarea și procesarea paielor cu o capacitate de 20 t/h, ceea ce echivalează cu 20 % din cantitatea de combustibil utilizată pentru a funcționa la sarcină maximă. De asemenea s-au adus modificări la sistemul de ardere a cărbunelui, pentru a permite co-incinerarea biomasei.

Problemele legate de procesarea și transportul mecanizat al paielor umede cu un conținut de umiditate mai mare de 25 % au fost rezolvate în colaborare cu furnizorii de paie, care au îmbunătățit calitatea produsului livrat.

La un aport termic al biomasei de până la 20 % nu au apărut aspecte deosebite legate de depunerile de cenușă, coroziune la temperatura înaltă sau modificări semnificative ale emisiilor de noxe.

În perioada 1998-2001 activitățile de co-incinerare au fost oprite din cauza imposibilității utilizării cenușii zburătoare în industrie. După cercetări îndelungate, standardele naționale au fost revizuite în anul 2001 și astfel s-a permis utilizarea cenușii zburătoare la fabricarea cimentului.



Fig. 3.14. Centrala electrică Studstrup din Danemarca [94]

Rezultatele obținute au contribuit hotărâtor și la trecerea grupului numărul 4 ($824 \text{ MW}_t / 350 \text{ MW}_e$) în anul 2002 spre co-incinerarea paielor în proporție de până la 10 % aport termic. Cazanul produce abur la $540 \text{ }^\circ\text{C}$ și 250 bar, focarul fiind echipat cu 24 de arzătoare sărace în NO_x de tipul Doosan Babcock Mark III, dispuse pe două niveluri. Patru mori de cărbune Deutsche Babcock MPS, câte una la 6 arzătoare, sunt folosite pentru a măcina combustibilului. Patru dintre arzătoarele plasate pe peretele posterior al focarului au fost modificate pentru co-incinerarea combustibililor.

Depozitul de paie de la Studstrup este împărțit în două, fiecare cu o capacitate de 560 baloturi Hesston (Fig. 3.15) cu dimensiunea de $1,2 \times 1,3 \times 2,4 \text{ m}$ și greutatea de 450-600 kg.



Fig. 3.15. Baloturi Hesston [93]

Camioanele care livrează paiile sunt descărcate cu ajutorul unei macarale portal, cu pod rulant, ce descarcă simultan 12 baloturi. În timpul descărcării baloturile sunt cântărite, conținutul de umiditate este măsurat prin echipamente cu microunde, iar datele sunt stocate pe calculator.

În urma încercărilor efectuate la grupul numărul 1 au fost aduse modificări semnificative la echipamentele de tocare a paielor (Fig. 3.16) și la morile cu ciocane. În ansamblu, capacitatea maximă de co-incinerare a paielor este de 20 t/h, ceea ce corespunde cu un aport termic de 10 %, la funcționarea cazanului în sarcină maximă. Debitul de paie este controlat de un șir de benzi transportoare situate înainte de tocător. După ce legăturile baloturilor sunt tăiate, ele sunt zdrobite sau împrăștiate folosind un echipament de separare a gunoaielor pentru regim greu. Paiile sunt apoi aspirate prin separatorul de piatră în moara cu ciocane, unde sunt tăiate la lungimea maximă de 50-100 mm. În continuare paiile trec printr-o ecluză, fiind transportate pneumatic pe o distanță de 300 m până la arzătoarele de cărbune modificate.

Instalația de procesare a paielor se află într-o clădire separată, cuprinzând 4 linii tehnologice paralele, fiecare cu o capacitate de 5 tone paie pe oră. Instalația de procesare a paielor este prezentată schematic în Fig 3. 17 [76].



Fig. 3.16. Tocător de paie la centrala Studstrup, Olanda [76]

Rezultatele co-incinerării paielor cu un aport termic de 10 % au fost foarte bune. Grupul numărul 4 al centralei Studstrup pentru co-incinerarea paielor sau a biomasei sub formă de baloturi este funcțional și în prezent, utilizând aproximativ 160.000 tone de paie pe an.

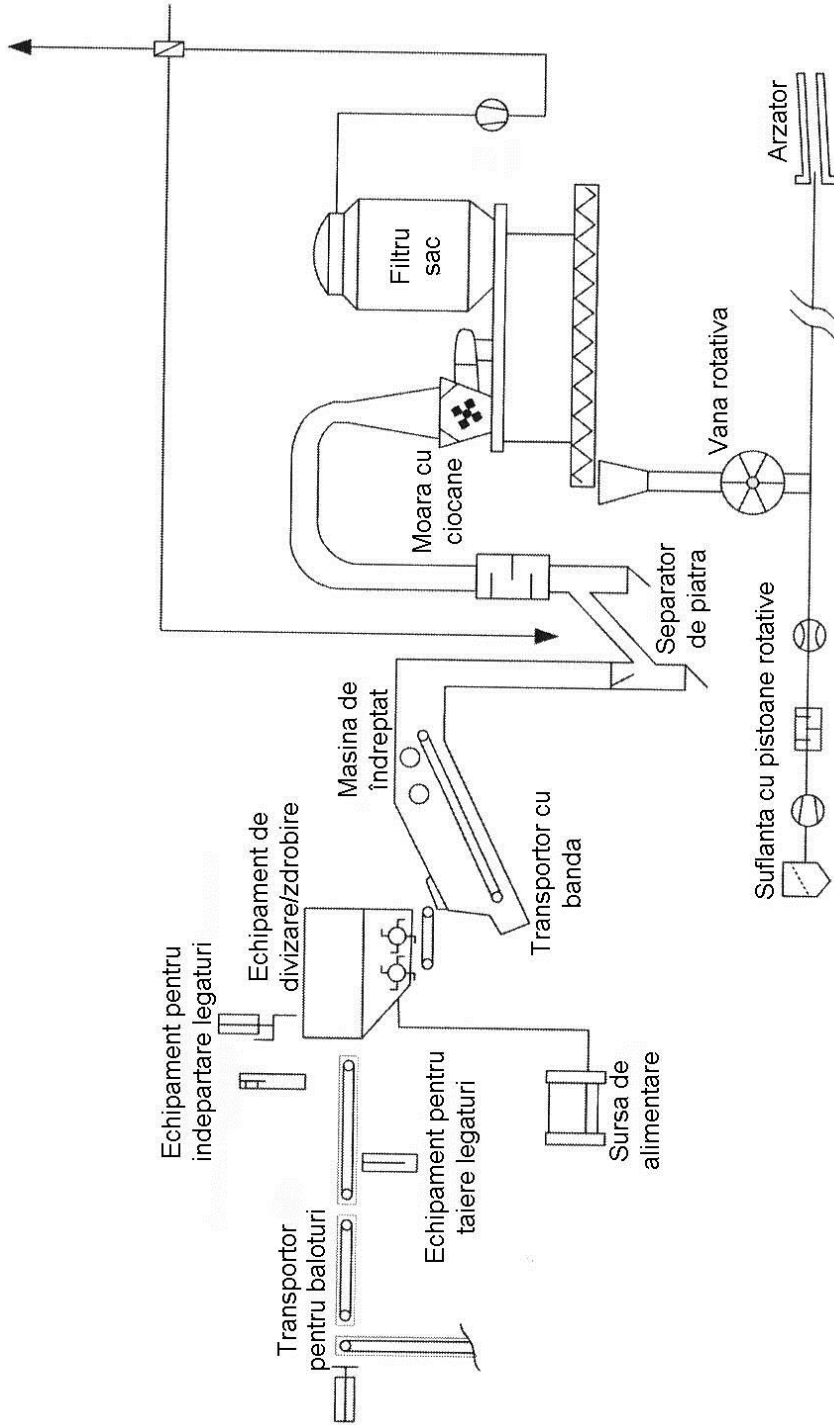


Fig. 3.17. Schema instalația de procesare a paieilor a centralei Studstrup [47]

3.4. Pregătirea biomasei și cărbunelui în vederea arderii

Toți combustibilii solizi trebuie stocați în diverse halde de unde sunt preluați pentru operații de pre-procesare, înainte de a fi incinerați/co-incinerați în centralele energetice.

În cazul combustibililor solizi, cele mai importante operații constau din:

- reducerea preliminară a dimensiunilor;
- transportul și depozitarea;
- eliminarea materialele nedorite, iar în unele cazuri reducerea conținutului de cenușă;
- uscarea totală sau parțială;
- reducerea secundară a dimensiunilor înainte de incinerare.

Cerințele de preparare a biomasei sunt dictate de sursele ei de proveniență, deoarece calitatea materiei prime poate varia în limite largi în ceea ce privește caracteristicile fizico-chimice, și implicit cele energetice.

În Fig. 3.18 și Fig. 3.19 se prezintă o instalație de mixare a biomasei cu cărbune, direct pe benzile transportoare. Fig. 3.20 prezintă un mod de a descărca așchiile de lemn din camioane.



Fig. 3. 18. Instalație de mixare a biomasei cu cărbune [75]



Fig. 3.19. Amestecul de biomasă cu cărbune pe banda transportoare [95]



Fig. 3.20. Descărcarea așchiilor din camioane[91]

În continuare se vor prezenta aspecte generale privind procesarea biomasei și amestecului de biomasă cu cărbune în instalațiile de ardere a cărbunilor în stare pulverulentă

3.4.1. Tehnologii de reducere a dimensiunilor

3.4.1.1. Granule și peleți de biomasă

Modul de co-incinerare este hotărâtor pentru alegerea tehnologiilor de reducere a dimensiunilor. Astfel, pentru co-incinerarea directă, cu pre-mixarea și măcinarea biomasei cu cărbune, se prevede ca biomasa să fie formă de granule, peleți și praf, deoarece este necesară reducerea dimensiunilor la mai puțin de 4-5 mm. Morile convenționale utilizate în agricultură se pot folosi cu succes pentru anumite sorturi de biomasă, deși costurile de întreținere și consumul de energie cresc [12].

3.4.1.2. Baloturi de biomasă

Procesarea materialului agricol sub formă de baloturi în centralele care utilizează combustibil pulverizat s-a dovedit a fi relativ dificil de realizat. De aceea s-a procedat la aplicarea unor variante cum ar fi zdrobirea baloturilor de paie și tocarea lor. Un progres esențial a fost realizat de Danemarca. Centralele energetice

Grenaa și Studstrup funcționează cu astfel de material compactat sub formă de baloturi.

Experiența a arătat că o instalație modernă de procesare a paielor pentru co-incinerare în instalații energetice, care utilizează combustibili în stare pulverizată, trebuie să includă:

- o instalație de recepție și depozitare dotată cu o macara portal. Macaraua este folosită pentru a transporta baloturile din camioane la locul de depozitare sau la benzile transportoare ale instalației de procesare. În timpul descărcării se poate realiza cântărirea baloturilor și determinare conținutul de umiditate prin echipamente cu microunde. Halele de depozitare sunt construite astfel încât să ofere protecție împotriva incendiilor și dăunătorilor;

- echipamente speciale pentru tăierea și îndepărtarea legăturilor, respectiv pentru zdrobirea sau împrăștierea baloturilor. Există echipamente special concepute de separare a baloturilor, care smulg baloturile în bucăți, fără a tăia semnificativ paietele. În mod normal dimensiunea paielor este redusă cu ajutorul morilor cu ciocane prevăzute la ieșire cu site cu ochiuri de 50 mm sau asemănător. Astfel paietele tocate pot fi transportate pe cale pneumatică spre arzătoare.

3.4.1.3. Reducerea secundară a dimensiunilor

Instalațiile de măcinare utilizate la prepararea cărbunilor sunt capabile să producă cărbune pulverizat cu dimensiunea maximă a particulelor de 300 μm și mărimea medie a particulelor sub 100 μm . În general, biomasa este mai greu de măcinat decât cărbunele. Cauza este structura sa fibroasă. Totuși, morile de cărbune mai moderne sunt capabile să realizeze măcinarea biomasei la o granulație adecvată pentru a fi folosită în instalațiile de ardere a combustibililor sub formă de praf. Pentru rapoarte masice de până la 10 % biomasa-cărbune impactul asupra capacității de măcinare este minor. Biomasa umedă poate fi măcinată împreună cu cărbunele, dar performanțele morii scad semnificativ.

3.4.2. Transportul și depozitarea

3.4.2.1. Biomasa lemnoasă

Biomasa cu destinație energetică este livrată sub diferite forme. Densitatea relativ mai mică a biomasei, variația conținutului de umiditate și proprietățile de compactare afectează performanțele echipamentelor de alimentare și distribuție. Problema cea mai importantă la depozitarea și transportul biomasei o reprezintă producerea și acumularea prafului generat. Sistemele de reținerea a prafului sunt folosite cu rezultate bune, deși materialul colectat în acestea are caracteristici de

coeziune și poate determina probleme legate de evacuarea prafului colectat, mai ales când se folosesc procedee umede de separare. Umezirea prafului acumulat duce la apariția mucegaiului, un fapt cu totul nedorit și care trebuie evitat.

La transportul și depozitarea biomasei sunt necesare echipamente speciale de protecție împotriva producerii incendiilor sau exploziilor.

Mecanismul fundamental care generează probleme de curgere a biomasei a fost studiat pe larg în cadrul unui proiect inițiat de către un centru de cercetare australian (Collaborative Research Centre for Coal in Sustainable Development) [49]. Astfel, au fost studiate proprietățile de curgere ale cărbunilor și biomasei lemnoase respectiv ale unor amestecuri biomasă-cărbune.

Din studiile efectuate a reieșit faptul că proprietățile de curgere (transport) ale amestecului biomasă-cărbune sunt strâns legate de: proprietățile fizice ale cărbunelui și biomasei, conținutul de umiditate și în particular de natura și conținutul în material mărunț.

Analiza rezultatelor experimentale a arătat că proprietățile de curgere ale amestecului rumeguș-cărbune sunt strâns legate de raportul de mixare, pentru un raport masic maxim de 10 %. În cazul amestecului așchii-cărbune raportul de mixare are o influență mai mică asupra proprietăților de curgere.

Concluzia principală rezultată din acest studiu indică faptul că există puține șanse ca amestecul de rumeguș cu cărbune să ducă la blocaje în echipamentele de transport. În cazul amestecului așchii-cărbune posibilitatea de apariție a blocajelor crește semnificativ.

3.4.2.2. Biomasa agricolă

Biomasa agricolă sub formă de baloturi nu implică probleme deosebite la transport. Pentru manipulare, transport și depozitare sunt disponibile game variate de echipamente competitive.

3.4.3. Depozitarea pe termen lung

3.4.3.1. Biomasa lemnoasă

Depozitarea pe termen lung a biomasei umede este problematică, deoarece la un conținut de umiditate mai mare de 20 % în stare umedă, nivelul crescut al activității biologice în timpul procesului de uscare a lemnului duce la încălzirea spațiului de depozitare, pierderea de material uscat și deteriorarea calității combustibilului. Concentrațiile ridicate de praf și spori produc ulterior probleme de sănătate.

Pentru scăderea activității biologice apărute în urma depozitării pe termen lung se aleg următoarele alternative:

- depozitarea biomasei sub formă de bucăți mai mari pentru a reduce suprafața tăiată disponibilă activității biologice;
- utilizarea substanțelor fungicide sau a altor agenți chimici pentru a suprima activitatea biologică;
- reducerea umidității combustibililor până la un nivel la care activitatea biologică este redusă;
- răcirea combustibilului depozitat la o temperatură la care activitatea biologică este redusă, prin ventilare forțată.

3.4.3.2. Biomasa agricolă

Paiele de cereale și în general biomasa sub formă de baloturi, cu un conținut de umiditate mai mic de 20 % în stare umedă, nu reprezintă un mediu propice pentru dezvoltarea unei activități biologice. Paiele de cereale sunt depozitate și transportate sub formă de baloturi cu greutate între 450-500 kg. Atâta timp cât la balotare paiele au fost inițial uscate, depozitarea lor se poate face pe perioade îndelungate, inclusiv pe timpul iernii, fără pierderi de material uscat și fără deteriorarea calității datorită activității biologice [19].

3.4.4. Uscarea biomasei

Conținutul de umiditate a combustibililor solizi provine din umiditatea de îmbibație sau externă și din umiditatea higroscopică sau internă. Spre exemplu, lemnul crud are o umiditate totală în jur de 45-60 %, umiditatea internă fiind în proporție majoritară.

Conținutul ridicat de umiditate al biomasei conduce la dificultăți tehnologice în procesare și transport și din acest motiv biomasa este de obicei uscată înainte de depozitare pe termen lung sau incinerare. Uscarea biomasei se poate face pe două căi: uscarea artificială (termică) și uscarea naturală.

Uscarea artificială este aplicată la scară largă, în particular pentru a produce peleți din biomasă și pentru pregătirea biomasei în vederea depozitării pe termen lung. În unele țări, conținutul de umiditate al biomasei poate fi redus sub valoare de 20 % prin uscare naturală.

Uscarea biomasei pe cale naturală la scară industrială, pe perioadele de vară și iarnă, a fost studiată și de Bauer [50]. Rezultatele obținute la uscarea pe cale naturală a așchiilor în aer liber sunt notabile. Bauer, a realizat scăderea conținutului de umiditate de 44 % în perioada verii, la 25 %, în numai 14 săptămâni în depozite de construcție specială.

4. DESCRIEREA INSTALAȚIEI EXPERIMENTALE ȘI A ECHIPAMENTELOR CONEXE

4.1. Descrierea instalației experimentale

Cercetările experimentale au fost efectuate pe stația pilot amplasată în Laboratorul Multifuncțional de Mașini Termice și Energii Neconvenționale din cadrul Universității "Politehnica" din Timișoara. Proiectarea și construcția ei se bazează pe un brevet de invenție [54].

În principal, acesta se compune dintr-un focar cu ardere în strat fluidizat staționar, corp convectiv, ciclon, scruber, reactor de neutralizare, sistem de alimentare cu aer, cu apă și de evacuare a gazelor de ardere, la care se adaugă aparatura de măsură și control. Toate aceste echipamente sunt montate pe un cadru metalic format din corniere sau profiluri rectangulare din oțel OL 37. Cotele de gabarit ale instalației sunt: L=6000mm, l=1300 mm și H=2600 mm.

În Fig. 4.1 se prezintă schema instalației experimentale, iar în Tab. 4.1 sunt cuprinse principalele caracteristici tehnice ale acesteia [10].

Tab. 4.1. Principalele caracteristici tehnice ale instalației experimentale

Caracteristica	U.M.	Valoare
Putere termică	kWt	45 – 90
Debit de apă sistem de transfer termic	m ³ /h	2 – 4
Debit maxim de aer ardere, fluidizare	m ³ /h	270
Debit de aer comprimat pentru acționarea pompelor cu membrană	m ³ /h	0,5 – 1,0
Debit de combustibil solid (cărbune)	kg/h	25 – 50
Debit de combustibil solid (biomasă)	kg/h	15 – 30
Debit de lichid pentru spălarea gazelor de ardere	m ³ /h	0,2 – 0,6
Debit de cenușă rezultată	kg/h	10 – 20
Temperaturi în focar	°C	800 – 1200
Temperaturi în sistemul convectiv	°C	300 – 1200
Temperaturi în ciclon	°C	150 – 300
Temperaturi în scruber	°C	90 – 150
Temperaturi în reactor	°C	70 – 90
Consum de energie electrică	kWh	2 – 4
Eficiența epurării gazelor de ardere	%	> 90

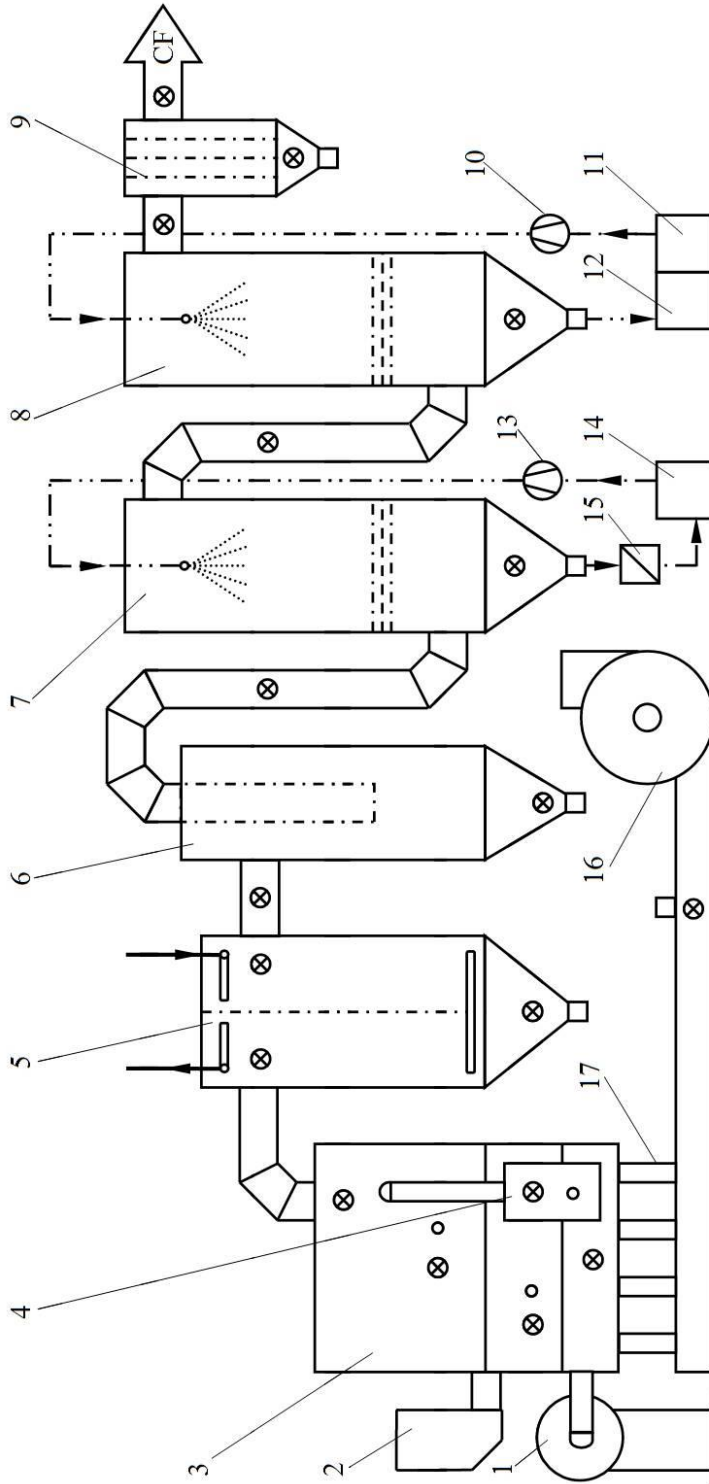


Fig. 4.1. Instalația experimentală de ardere combinată în strat fluidizat

- 1-Arzător de pornire, 2-Două buncăre pentru combustibil solid, 3-Focar cu ardere în strat fluidizat, 4-Răcitor de cenușă,
- 5-Corp convectiv, 6-Ciclon, 7-Scrubber, 8-Reactor, 9-Separator de picături, 10,13-Pompe cu membrană,
- 11-Rezervor de aditiv proaspăt, 12-Rezervor de aditiv uzat, 14-Rezervor lichid de spălare, 15-Filtru mecanic,
- 16-Ventilator, 17- Distribuitor de aer

4.1.1. Sistemul de ardere

Este compus în principal din:

1. Focarul cu ardere în strat fluidizat, este de formă paralelipipedică (1000x500x1000 mm) cu baza trunchi de piramidă răsturnată. Este realizat din oțel inoxidabil refractar W4841 cu grosimea de 3 mm. Focarul prezentat în Fig. 4.2 este prevăzut cu: distribuitor de aer din oțel la partea inferioară, capac focar din oțel inoxidabil cu grosimea de 3 mm cu racord tip cot la 90° (D=200 mm) pentru evacuarea gazelor de ardere spre corpul convectiv, răcitor de cenușă amplasat la finele focarului și echipamente de măsură și control. Pentru siguranță, pe capacul focarului s-a dispus o clapetă de explozie cu membrană de cupru cu grosimea de 0,15 mm. Izolația exterioară, aplicată focarului, corpului convectiv și răcitorului de cenușă, este formată dintr-un strat de fibră ceramică ALSIFLEX-1600 și de un strat de vată minerală bazaltică. Astfel, la exteriorul echipamentelor izolate se asigură o temperatură de maxim 40 °C.

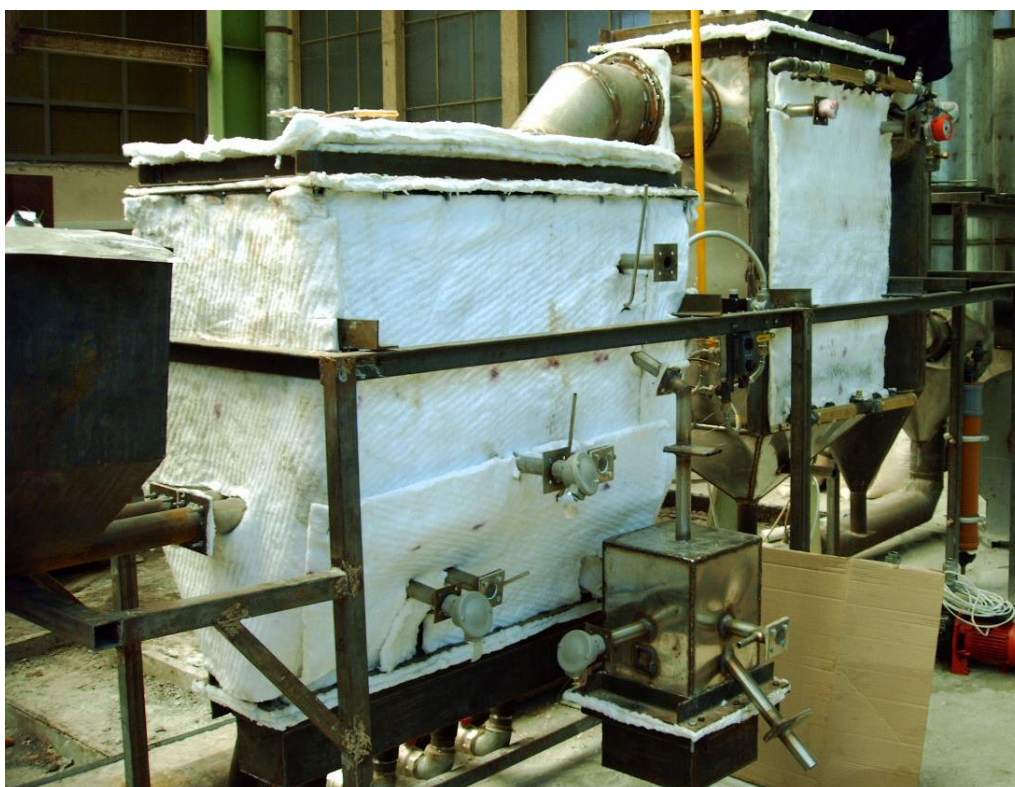


Fig. 4.2. Focarul cu răcitorul de cenușă și racordurile la buncăre

2. Distribuitorul de aer, din oțel OL 37 (1000x150x150 mm), este compartimentat și cuprinde grătarul din inox cu grosimea de 2 mm. Aerul necesar fluidizării stratului și arderii particulelor de combustibil este introdus în focar prin grătarul cu 37 de duze, care se montează pe distribuitorul de aer prin culisare pe profiluri U (10x10x2 mm) de ghidare.



Fig. 4.3. Distribuitorul de aer cu grătar cu duze

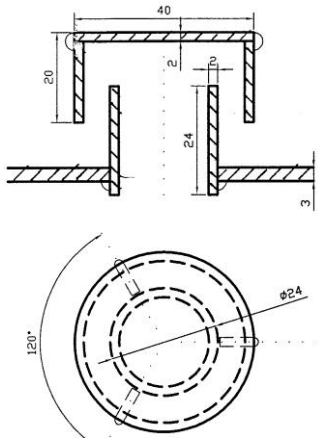


Fig. 4.4. Duză grătar



Fig. 4.5. Racordurile tubulaturii de aer la distribuitor

3. Buncărele de alimentare cu combustibili solizi, realizate din oțel OL 37 (300x300x400mm), sunt prevăzute la bază cu șnecuri din inox refractar (\varnothing 48 mm, L 520 mm, pas spiră șnec 20 mm) acționate cu motoare Motovario de curent alternativ (echipate cu variator și reductor) cu turație variabilă pentru reglarea debitelor [96].



Fig. 4.6. Șnec cu ax

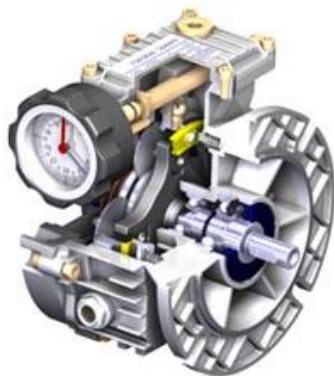


Fig. 4.7. Variator de turație



Fig. 4.8. Buncăre de combustibil și motoare de c.a.

4. Răcitorul de cenușă, confecționat din oțel inoxidabil refractar W4841 (200x200x200 mm) este amplasat la finele focarului. Este prevăzut la bază cu un distribuitor de aer pentru răcirea cenușii, cu rol de a prelua cenușa din strat. După răcire, cu trimiterea aerului cald ca aer secundar în partea superioară a focarului, cenușa este evacuată printr-un sistem care asigură menținerea sub presiune a focarului).



Fig. 4.9. Distribuitor de aer cu duze (16 duze)



Fig. 4.10. Răcitorul de cenușă

5. Arzătorul de pornire, funcționând cu gaz metan, este amplasat în preîncălzitorul de aer (\varnothing 400 mm, L 1000 mm) care se racordează la baza focarului în partea inferioară, pentru aprinderea stratului fluidizat. Arzătorul este produs de firma Riello, model 40 GS3 cod 551T1 [97].

În timpul funcționării instalației arzătorul este răcit cu aer, cu rol de aer de ardere (când nu este pornit arzătorul). Oprirea arzătorului se face automat de către un controler reglabil de temperatură când se atinge temperatura prestabilită a aerului (500-600 °C).



Fig. 4.11. Controler de temperatură Pixsys ATR141 [98]



Fig. 4.12. Arzător Riello 40 GS3



Fig. 4.13. Preîncălzitor de aer cu arzător de pornire Riello 40 GS3

6. Racordul focar – sistem de transfer termic (corp convectiv), cu flanșe de prindere și etanșare (cu garnituri termorezistente și șuruburi).

7. Echipamentele de măsură pentru temperaturi, debite, presiuni și vizualizare a arderii (vizoare suflate cu aer).

4.1.2. Sistemul de transfer termic

Este compus în principal din:

1. Corpul convectiv are formă paralelipipedică (600x500x1000 mm) și este realizat din oțel inoxidabil refractar W4841. Este despărțit în două printr-un perete vertical din inox cu grosimea de 2 mm, fixat la partea superioară. Corpul convectiv este echipat cu 8 serpentine din oțel tras, iar la partea inferioară este prevăzut cu un buncăr piramidal pentru colectarea cenușii.



Fig. 4.14. Corp convectiv



Fig. 4.15. Pompa de circulație Raider Jet 80

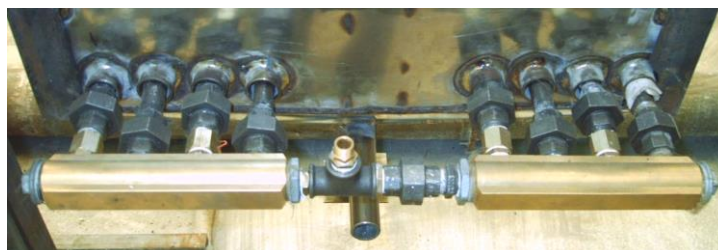


Fig. 4.16. Detaliu racord serpentine

2. Serpentinele verticale din țeava de oțel tras ($d_e=22$ mm, $d_i=16$ mm), în număr de opt, sunt amplasate în ambele compartimente ale corpului convectiv și racordate la câte un distribuitor, atât pe intrare cât și pe ieșire. Există posibilitatea de racordare la apa de răcire, atât în contracurent cât și în echicurent, față de fluxul de gaze arse. Apa de răcire provine dintr-un rezervor deschis cu volumul de 2000 l. Circulația apei de răcire prin serpentine se realizează cu ajutorul unei pompe de apă model Raider Jet 80 [99].



Fig. 4.17. Termocuplu și contor de apă Zenner



Fig. 4.18. Serpentină

3. Racordul corp convectiv – sistem de desprăfuire, cu flanșe de prindere și etanșare (cu garnituri termorezistente și șuruburi).



Fig. 4.19. Racord focar-corp convectiv, respectiv corp convectiv-ciclon

4. Echipamentele de măsură pentru temperaturi și debite.

4.1.3. Sistemul de desprăfuire mecanică

Este compus în principal din:

1. Ciclonul constă dintr-un corp cilindric în poziție verticală (\varnothing 450 mm, H 1000 mm). Este realizat din oțel OL 37 cu grosimea de 1,5 mm, având un tronson cilindric amplasat central (\varnothing 160 mm, H 700 mm) pentru evacuarea gazelor de ardere prin capac. La bază este prevăzut cu un buncăr conic pentru evacuarea periodică a cenușii acumulate.



Fig. 4.21. Ciclon



Fig. 4.20. Racord corp convectiv-ciclon, respectiv ciclon-scruber

2. Racordul pentru ansamblul corp convectiv – ciclon, este amplasat tangențial la partea superioară a ciclonului și **racordul ciclon – sistemul de epurare a gazelor de ardere** care face legătura etanșă cu tubul central de evacuare a gazelor desprăfuite.

3. Priză măsurători pulberi, amplasată pe racordul de intrare în ciclon și echipamente de măsură pentru temperaturi, debite și presiuni.

4. Prize pentru analiza gazelor de ardere și pentru prelevare pulberi, amplasate pe racordul de ieșire din ciclon.

4.1.4. Sistemul de epurare a gazelor de ardere

Este compus în principal din:

1. Scruberul este un corp cilindric plasat în poziție verticală (\varnothing 600 mm, H 1500 mm), realizat din oțel inoxidabil W3004 cu grosimea de 1,5 mm. La bază este prevăzut cu un tronson conic în care se acumulează lichidul de spălare. Acesta este pulverizat în partea superioară prin 6 duze amplasate pe capac. Izolația folosită este vata minerală bazaltică.

Lichidul de spălare este trecut printr-un filtru mecanic pentru reținerea șlamului format de cenușa fină nereținută în ciclon, și apoi este recirculat cu o pompă cu membrană Verderair VA 8 [100] rezistentă la coroziunea mediului de lucru. În scruber, la partea inferioară, este montat un taler perforat, pe care se află un strat cu grosimea de 100 mm de inele Raschig din sticlă (\varnothing 8 mm, H 12 mm) pentru a crește timpul de rezidență a gazelor de ardere, strat udat de sistemul de pulverizare. Se utilizează metode chimice de blocare/îndepărtare a poluanților prezentate în Capitolul 2. După o perioadă de timp se îmbospătează lichidul de spălare, cel încărcat chimic se neutralizează, iar dacă se încadrează în normele de mediu poate fi deversat la canalizare cu sau fără diluție.

Acționarea pompei cu membrană se face cu aer comprimat furnizat de un compresor de aer Einhell AirTech 2200 [101]. Reglarea debitului de lichid de spălare se realizează prin modificarea presiunii aerului comprimat. Practic se modifică frecvența curselor membranei.



Fig. 4.23. Scruber



Fig. 4.22. Inele de sticlă Raschig

2. Reactorul de neutralizare este un corp cilindric plasat în poziție verticală (\varnothing 600 mm, H 1500 mm), realizat din oțel inoxidabil W3004 cu grosimea de 1,5 mm. La bază este prevăzut cu un tronson conic în care se colectează lichidul de spălare ce urmează a fi pulverizat în partea superioară prin 6 duze amplasate pe capac. Izolația folosită este vata minerală bazaltică.

Lichidul de spălare este recirculat cu o pompă cu membrană Verderair VA 8 [100] care este rezistentă la coroziunea mediului de lucru. În reactor, la partea inferioară, este montat un taler perforat, pe care se află un strat cu grosimea de 100 mm de inele Raschig din sticlă (\varnothing 8 mm, H 12 mm) pentru a crește timpul de rezidență a gazelor de ardere, strat udat de sistemul de pulverizare. Se utilizează metode chimice de reținere a poluanților, ce sunt prezentate în detaliu în Capitolul 2.



Fig. 4.24. Reactor

După o perioadă de timp de funcționare este necesar a se împrospăta lichidul de spălare, cel încărcat chimic se neutralizează, iar dacă se încadrează în normele de mediu poate fi deversat la canalizare cu sau fără diluție.

Acționarea pompei se face cu aer comprimat furnizat de un compresor de aer tip Einhell AirTech 2200 [101]. Reglarea debitului de lichid de spălare se realizează prin modificarea presiunii aerului comprimat, astfel modificându-se frecvența curselor membranei.



Fig. 4.25. Compresor Einhell AirTech 2200 [101]



Fig. 4.26. Pompă Verderair VA 8

3. Separatorul de picături, de formă paralelipipedică (400x400x600 mm), este realizat din oțel inoxidabil W3004 cu grosimea de 1,5 mm și prevăzut la bază cu un tronson piramidal pentru acumularea condensului format din umiditatea excesivă a gazelor epurate. Separatorul de picături este prevăzut cu șicane verticale intercalate, de forma unor corniere, amplasate cu deschiderea în direcția de intrare a gazelor de ardere. Prin impactul cu aceste șicane are loc reținerea condensului care se scurge apoi în colectorul de condens. După reținerea condensului, gazele de ardere sunt evacuate în atmosferă prin coșul de fum.

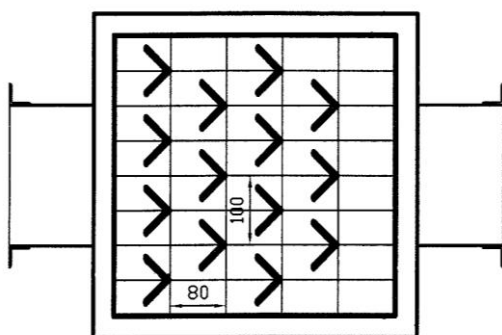


Fig. 4.27. Șicane verticale



Fig. 4.28. Separator de picături

4.1.5. Sistemul de alimentare cu aer

Sistemul de alimentare cu aer este format din sursa de aer - ventilator Cole-Parmer model A-0704745 [102], pentru alimentarea cu aer de: fluidizare și ardere în focar, răcire cenușa, răcire arzător și suflare vizoare. Ventilatorul este racordat, printr-un compensator de vibrație, la tubulatura de aer (\varnothing 160 mm, L 4000 mm) confecționată din tablă de oțel cu grosimea de 1,5 mm, prevăzută cu ștuțuri de racord (3 buc. pentru suflare vizoare) și robinete cu sferă (7 robinete D 2") pentru aer: fluidizare/ardere focar (5 buc.), răcire cenușă (1 buc) și răcire arzător de pornire (1 buc.).



Fig. 4.29. Ventilator Cole-Parmer

4.2. Echipamente de măsură, control și dispozitive anexe

Prin proiectare, instalația a fost prevăzută și dotată cu echipamente și dispozitive pentru măsurarea și reglarea mai multor parametri. Pentru amplasarea și funcționarea corectă a echipamentelor sunt prevăzute diverse sisteme auxiliare:

- teci pentru termometre sau termocupluri, amplasate atât la intrarea cât și la ieșirea din fiecare subansamblu;
- prize pentru măsurarea presiunii, racordate la manometre cu tub U amplasate pe un panou lângă instalației;
- prize pentru analiza gazelor de ardere, compoziția și umiditatea acestora, amplasate înainte și după echipamentele de epurare chimică și mecanică a gazelor;
- prize și dispozitive de prelevare a probelor de pulberi, pentru măsurarea concentrației de praf în gazele de ardere, amplasate înainte și după echipamentele de desprăfuire;
- aparate/echipamente pentru măsurarea debitelor de combustibil, apei sau aerului de ardere/fluidizare, gazelor naturale, prevăzute pe circuitele respective cu elemente de reglare sau închidere-deschidere.

Măsurarea concentrației noxelor precum și a altor componente ale gazelor de ardere poate fi continuă, respectiv discontinuă, în funcție de puterea termică a instalației de ardere precum și a altor considerente. În cazul măsurătorilor continue, obligatorii pentru instalațiile mari de ardere, se înregistrează dependența de timp a valorilor măsurate. Pentru măsurătorile discontinue se determină valori medii, reprezentative pentru intervalul de timp scurs între două măsurători succesive.

Măsurătorile se pot executa on-line, situație în care analiza decurge direct, la fața locului, respectiv off-line, când mostra colectată la locul de analiză este prelevată, păstrată și transportată pentru a fi investigată ulterior într-un laborator specializat [2].

Analizele de gaze de ardere, concentrații de pulberi în gaze s-au efectuat periodic, în timpul experimentărilor, cu aparate corespunzătoare, etalonate sau calibrate înainte de fiecare set de măsurători.

Principalele metode de măsurare a concentrației noxelor gazoase sunt:

- fotometria în UV (NO, NO₂, SO₂, Cl₂);
- fotometria în domeniul vizibil (NO₂, Cl₂);
- fluorescență în UV (SO₂);
- chemiluminescență (NO, NO₂, NO_x);
- fotometrie a flăcării (SO₂);
- conductometrie (SO₂, Cl₂, HCl, CO₂);
- amperometrie (NO₂, CO, SO₂);

- columbometrie (SO_2 , Cl_2);
- potențiometrie (HF, HCl, O_2);
- cromatografie (gamă largă de componente individuale);
- calorimetrie (SO_2 , NO_2 , HCl, Cl_2);
- titrare pH-metrică (SO_2 , SO_3 , NO_x , CO);
- conductivitate termică (CO_2).

Metodele de măsurare au fost materializate prin concepția și construcția unei game largi de aparate, care se realizează în producție de serie în țări industrializate (Germania, Franța, SUA, ș.a.).

4.2.1. Măsurarea concentrației noxelor gazoase

Măsurarea emisiilor poluante, înainte și după sistemul de epurare a gazelor de ardere s-a realizat cu trei gazo-analizoare TESTO 300 XXL, echipamente performante de determinare a emisiilor gazoase din gazele de ardere, determinarea acestora realizându-se în celule speciale, în urma unor reacții electro-chimice.

Aparatul este format din trei subansambluri principale: unitatea de control, unitatea de analiză și sonda de prelevare a gazelor de ardere prezentate în Fig. 4.30, 4.31 și 4.32. Opțional se pot atașa diferiți senzori (temperatură, umiditate, debit) precum și o sondă Pitot-Prandtl. Principiul de analiză se bazează pe modificarea intensității curentului galvanic generat de o pilă galvanică al cărei electrolit își modifică proprietățile în urma reacției sale cu componenta gazoasă ce trebuie detectată și a cărei concentrație trebuie măsurată [103].

Celulele de măsură sunt niște elemente galvanice. Acestea generează un curent proporțional cu numărul ionilor, ce disociază în soluția de electrolit, ca urmare a interacțiunii cu gazul în cauză. Important este ca numai componenta gazoasă respectivă din întregul amestec gazos analizat să producă acest efect.

Se pot determina concentrații pentru următoarele gaze: O_2 , CO, NO, SO_2 , și H_2 . Gazele de ardere, a căror compoziție urmează a fi determinată, se extrag din canalele de gaze ale instalației de ardere, cu ajutorul unei sonde. Sonda este prevăzută cu un senzor pentru măsurarea temperaturii probei de gaze prelevate.

Odată cu prelevarea și determinarea concentrației noxelor gazoase (în ppm sau mg/m_N^3 , după cum este reglat aparatul) din gazele de ardere, aparatul calculează conținutul de CO_2 , coeficientul excesului de aer λ și NO_x în baza unui program de calcul implementat în calculatorul gazo-analizorului.



Fig. 4.30. Unitatea de control [103]



Fig. 4.31. Unitatea de analiză [103]

Fig. 4.30 1-imprimantă, 2-touch-pen (creion de contact), 3-bară pentru informații de sistem, 4-afișare valori măsurate, 5-bară pentru informații legate de funcționare, 6-taste operare funcțiuni, 7-taste operare meniu, 8-conectare sondă presiune, 9-conectare probă, 10-conectare unitate de analiză, 11-interfață serială RS 232.

Fig.4.31 1-contacte electrice, 2-led-uri de control, 3-filtru particule solide, 4-filte reținere particule din aerul aspirat, 5-colectare condens, 6-celule de analiză, 7-sistem integrat de determinare a vitezei și presiunii gazelor, 8-conexiunii.



Fig. 4.32. Sonda de prelevare a gazelor [103]

4.2.2. Măsurarea concentrației prafului

Principiul de măsurare constă în reținerea prin filtrare a particulelor de praf conținute de un anumit debit de gaze extrase în condiții de izocinetism din canalul de fum.

Aparatul STRÖHLEIN STE 4, prezentat în Fig. 4.35, care servește la determinarea concentrației prafului din gazele de ardere, cuprinde următoarele componente:

- sonda de prelevare cu duza calibrată, cartușul filtrant și manșonul încălzit electric;
- rezervorul de condensat și turnul de uscare cu silicagel pentru reținerea umidității;
- elementele pentru stabilirea debitului de gaze: rotametrul, contorul pompei de vid, termometru și manometru;
- pompa de vid, care extrage gazele din canal și asigură circulația acestora până la evacuare.



Fig. 4.35. Aparatul STRÖHLEIN STE 4 și accesorii [105]

În Fig. 4.36 se prezintă schema de montaj a aparatului STRÖHLEIN STE 4 în canalul de gaze, împreună cu tubul Pitot-Prandtl, care servește la determinarea vitezei curentului de gaze w_g și sonda gazo-analizorului TESTO cu ajutorul căruia se măsoară compoziția gazelor și prin calcul se determină densitatea acestora.

Printr-o succesiune de calcule se determină în final diametrul duzei calibrate care asigură izocinetismul și se alege această duză din trusa cu care este dotat aparatul Ströhlein [55].

Înainte de începerea măsurărilor propriu-zise, cartușul filtrant încărcat cu vată de sticlă și filtrul din hârtie sunt supuse unui proces repetat de uscare în etuvă

și în final cântărite. După efectuarea măsurătorii, filtrele împreună cu praful colectat sunt cântărite și prin diferență se stabilește masa prafului. Raportând această valoare la debitul de gaze vehiculat în perioada măsurătorilor se obține valoarea concentrației prafului în gazele de ardere.

Cântărirea elementelor filtrante (înainte și după utilizare) se face cu o balanță electronică de precizie ridicată (μg). Cartușele utilizate pot fi supuse și unei analize chimice pentru determinarea elementelor chimice din care se compune pulberea.

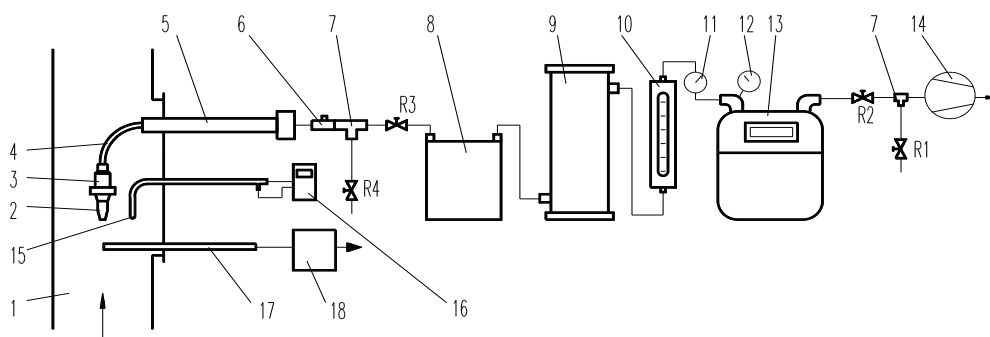


Fig. 4.36. Schema de montaj a aparatului de măsurat noxe solide STRÖHLEIN STE 4 [55]

- 1-Canal gaze, 2-Duză calibrată, 3-Carcasa cartușului filtrant, 4-Racord, 5-Manșon de încălzire electrică, 6-Termoelement, 7-Racord T, 8-Rezervor de condensat, 9-Turn de uscare cu silicagel, 10-Debitmetru (rotametr), 11-Manometru, 12-Termometru, 13-Contor pompa de vacuum, 14-Pompa de vacuum, 15-Tub Pitot-Prandtl, 16-Micromanometru electronic, 17-Sondă, 18-Gazoanalizor, R₁-R₄-Robinete

4.2.3. Măsurarea temperaturilor

Pentru controlul procesului în instalație, precum și pentru interpretarea rezultatelor, este foarte important să se cunoască, în timp real, regimul termic. În acest sens sunt prevăzute și montate pe instalație, în locașuri specifice, termocupluri și/sau termometre, putându-se asigura la montaj atât adâncimea de imersie cât și etanșarea printr-o flanșă suplimentară și o garnitură termorezistentă din hârtie ceramică.

Termocuplurile sunt conectate la sistemul de achiziție a datelor cu ajutorul unor conductori adecvați, prevăzuți cu manta de cupru pentru protecția semnalului transmis de termocupluri.

Au fost stabilite puncte de măsură în următoarele locații:

- T 01 – strat fluidizat focar (inferior);
- T 02 – strat fluidizat focar (mijloc);
- T 03 – strat fluidizat focar (superior);
- T 04 – strat fluidizat răcitor cenușă;
- T 05 – intrare corp convectiv;
- T 06 – ieșire corp convectiv;
- T 07 – intrare ciclon;
- T 08 – ieșire ciclon/intrare scrubber;
- T 09 – ieșire scrubber/intrare reactor;
- T 10 – ieșire reactor/intrare separator de picături;
- T 11 – ieșire separator de picături/coș de fum;
- T 12 – temperatură apă de răcire (intrare);
- T 13 – temperatură apă de răcire (mijloc);
- T 14 – temperatură apă de răcire (ieșire).

Termocuplurile pentru punctele T 01 – T 07 (Fig. 4.38), sunt de tipul Cromel–Alumel, tip K [106], temperatura maximă de lucru 1372 °C, prevăzute cu teaca din oțel inoxidabil refractar (Ø 25 mm, L 500 mm). S-a ales această lungime de termocupluri deoarece se poate asigura măsurarea temperaturilor chiar în mijlocul focarului, corpului convectiv etc. Protecția termocuplurilor este utilă și pentru rezistența la abraziunea cauzată de stratul fluidizat.

Deoarece temperaturile pentru punctele T 08 – T 11 sunt sub 300 °C se utilizează termocupluri TTC din Cromel–Alumel (Fig. 4.37), temperatura maximă de lucru 400 °C, prevăzute cu teaca din oțel inoxidabil (Ø 60 mm, L 50 mm) și conductor electric de 2 m.

Pentru temperaturile din punctele T 12 – T 14 (temperatura apei în circuitul de răcire) se utilizează termocupluri TTC din Cromel–Alumel, temperatura maximă de lucru 100 °C, prevăzute cu teaca din oțel inoxidabil (Ø 60 mm, L 50 mm) și conductor electric de 2 m.



Fig. 4.37. Termocuplu TTC



Fig. 4.38. Termocuplu tip K ($t_{\max}=1372$ °C)

Sistemul de achiziție a datelor (temperaturi) este format din următoarele componente:

- sistem de calcul Pentium IV;
- placa de achiziție National Instruments model USB-6218 [107];
- senzori de temperatură: termocupluri tip K Cr-Al;
- program de achiziție a datelor LabVIEW 8.2 [108].



Fig. 4.39. Conexiune termocuplu tip K



Fig. 4.40. Placă NI USB-6218

Programul de achiziție a datelor LabVIEW 8.2 rulează sub platforma Windows XP și are 2 interfețe:

- interfața de meniu principal;
- interfața pentru vizualizarea temperaturilor.

1) Interfața de meniu principal (Fig. 4.41)

La pornirea programului din Windows se accesează fereastra de meniu principal. Rularea programului din LabVIEW se face prin apăsarea cu ajutorul mouse-ului a butonului "Run" după care se trece la completarea celor două câmpuri.

Primul câmp "Locația fișierului date" reprezintă calea fișierului unde se salvează datele măsurate de către senzorii de temperatură. Aceasta locație este introdusă de către operator la fiecare pornire a programului conform procedurii anterioare.

Câmpul "Nr. secunde după care se salvează datele" reprezintă timpul în secunde după care programul face media temperaturilor și le scrie în fișierul de date. Acest timp se poate modifica de către operator în funcție de condițiile impuse.

Începerea înregistrării datelor se face prin apăsarea butonului START. Din acest meniu se poate opri programul prin apăsarea butonului STOP, cu posibilitatea de a-l relua ulterior prin apăsarea butonului "Run", sau se poate ieși complet din program prin acționarea butonului IEȘIRE. Odată apăsat butonul de START calea fișierului și numărul de secunde nu mai pot fi modificate.



Fig. 4.41. Interfața de meniu principal

2) Interfața pentru vizualizarea temperaturilor (Fig. 4.42)

După ce se acționează butonul START din meniul principal, se trece automat în interfața a 2-a, de vizualizare a temperaturilor în timpul funcționării. Temperaturile sunt simbolizate prin termometre ce afișează valori cuprinse între 0 – 1300 °C, domeniu ce se încadrează în parametrii furnizați de către instalație.

Pentru oprirea citirii temperaturilor se acționează butonul STOP. De aici programul va închide fereastra vizualizării temperaturilor revenind în meniul principal.

Dacă se dorește o re-măsurare a temperaturilor se re-apasă butonul START, dacă se dorește oprirea programului se apăsă butonul de STOP, iar dacă se dorește ieșirea din program se apasă butonul IEȘIRE.

Salvarea datelor în memoria sistemului de calcul se face sub forma unor fișiere text (extensie .txt) care ulterior pot fi transformate în tabele.

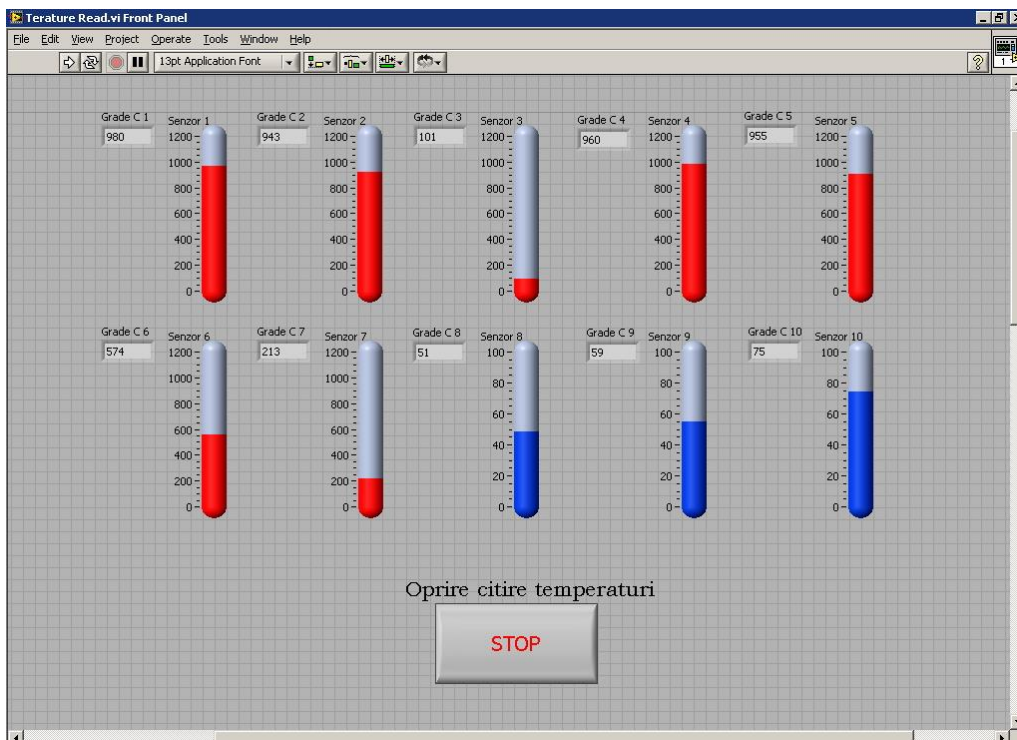


Fig. 4.42. Interfața pentru vizualizarea temperaturilor

4.2.4. Măsurarea presiunilor și diferențelor de presiune în instalație

Pe instalație au fost prevăzute și montate prize de presiune și în urma racordurilor realizate au fost stabilite puncte de măsură în următoarele locații:

- M 01 – presiune ventilator;
- M 02 – pierderea de presiune pe diafragmă;
- M 03 – pierderea de presiune în grătar;
- M 04 – pierderea de presiune în focar (inferior);
- M 05 – pierderea de presiune în focar (superior);

- M 06 – pierderea de presiune la ieșirea din corpul convectiv/intrarea în ciclon;
- M 07 – pierderea de presiune la ieșirea din ciclon/intrarea în scrubber;
- M 08 – pierderea de presiune la ieșirea din scrubber/intrarea în reactor;
- M 09 – pierderea de presiune la ieșirea din reactor/intrarea în separatorul de picături;
- M 10 – pierderea de presiune la ieșirea din separatorul de picături/coș de fum;
- M 11 – pierderea de presiune în ciclon(între intrare și ieșire);
- M 12 – pierderea de presiune în scrubber(între intrare și ieșire);
- M 13 – pierderea de presiune în reactor(între intrare și ieșire);
- M 14 – pierderea de presiune în separatorul de picături (între intrare și ieșire).

Pe panoul prezentat în Fig. 4.43 au fost amplasate manometre cu tub U, din sticlă ce conțin apă colorată. La acestea se racordează prizele de măsurare a presiunilor prin intermediul unor furtunuri din polietilenă ca în Fig. 4.44.



Fig. 4.43. Panou cu manometre cu tub U



Fig. 4.44. Racordarea furtunurilor la prizele de presiune

În Fig. 4.45 se prezintă termo-anemometrul TESTO 425 echipat cu sondă cu mâner telescopic (max. 820 mm). Cu ajutorul acestui aparat se măsoară viteza, temperatura și debitul de aer din sistemul de alimentare cu aer. Valorile măsurate sunt afișate direct pe ecran, cu posibilitatea înregistrării, pentru a prezenta valori maxime, minime și medii de pe parcursul măsurătorilor.

Domeniul de măsurare pentru viteze este de 0 – 20 m/s iar cel de temperatură este de -20 – 70 °C [109].



Fig. 4.45. Termo-anemometrul TESTO 425 [109]

4.2.5. Etalonarea șnecurilor pentru combustibili solizi

Instalația este dotată cu 2 șnecuri cu turație variabilă/reglabilă pentru alimentarea cu combustibili solizi (detalii în Cap. 4.1.1)

Se realizează etalonarea șnecurilor, de fapt măsurarea debitului de combustibil funcție de turație. Pentru fiecare tip de combustibil se efectuează măsurători de debite (evacuare material o perioadă de 5-10 minute, cântărire și raportare la timp). În Fig. 4.46 este prezentată variația de debit (kg/min) în funcție de turație (rot/min) la etalonarea șnecurilor de alimentare pentru lignit cu granulația 0-4 mm.

De remarcat este faptul că aceste etalonări sunt valabile doar pentru sortul respectiv de cărbune/biomasă, deoarece la alte granulații și umidități debitele vor fi diferite.

Combustibilul solid (cărbune și biomasă) este adus la granulația necesară, pentru a arde în strat fluidizat, cu ajutorul unei mori pentru regim greu de lucru Retsch model SM 2000 prezentată în Fig. 4.47 [110].

Moara cu cuțite tăietoare este destinată reducerii dimensiunilor particulelor de la mărimea maximă inițială de 60x80 mm până la granulația finală de 0,25 – 20 mm, în funcție de sitele folosite. Sitele cu care este echipată moara, prezentate în Fig. 4.48, sunt cu ochiuri pătrate de 4 și 8 mm. Volumul maxim de măcinare este de 50 kg/h.

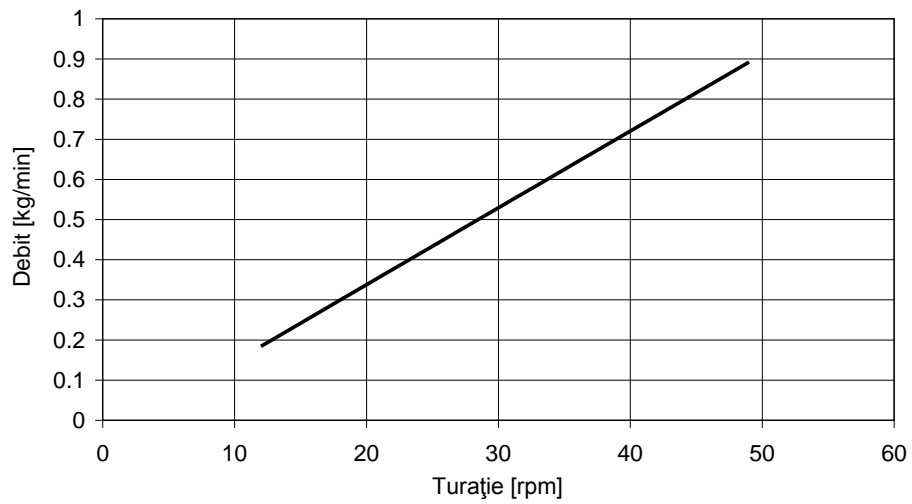


Fig. 4.46. Variația debitului de lignit în funcție de turație



Fig. 4.47. Moara Retsch SM 2000 [110]



Fig. 4.48. Site cu ochiuri pătrate

4.3. Sinteza operațiilor necesare punerii în funcțiune a instalației de ardere

4.3.1. Pregătirea instalației pentru experimente

Pentru punerea în funcțiune a instalației experimentale este necesar să se asigure utilitățile adecvate, echipamentele conexe și sistemele de măsură și control a parametrilor de funcționare.

Utilitățile necesare funcționării instalației experimentale sunt:

- energia electrică;
- gazul metan;
- apa pentru sistemul de răcire;
- combustibilii solizi;
- reactivi pentru epurarea gazelor de ardere.

Echipamente auxiliare care fac practic parte integrantă din instalație și pot fi schimbate/prevăzute cu rezervă sunt, în principal:

- ventilator;
- pompe;
- termocupluri;
- motoare pentru acționarea șnecurilor;
- compresor pentru acționarea pompelor cu membrană;
- echipamente de măsură pentru debite, presiuni, umiditate etc.

Sisteme de măsură și reglare a parametrilor de funcționare:

- sistem achiziție date-temperaturi;
- contor gaz natural;
- contor apă de răcire;
- manometre cu tub U racordate la prizele de presiune;
- termocupluri, termometre, manometre;
- robinete/ventile pentru reglarea debitelor de aer, apă și reactant pentru sistemul de epurare a gazelor de ardere.

Pentru funcționare este important să se cunoască performanțele echipamentelor și să se realizeze etalonarea unde este cazul.

4.3.2. Pornirea/oprirea instalației experimentale de ardere

Înainte de pornirea instalației se verifică integritatea acesteia și existența utilităților (energie electrică, apă, gaz natural) apoi se încarcă buncărele cu sorturile de combustibili ce vor fi testate.

S-au identificat că pentru punerea în funcțiune trebuie să se parcurgă următoarele etape:

- citirea și notarea valorilor de pe contoarele de gaz și apă la pornire, pe parcursul funcționării cât și la oprire,
- punerea în funcțiune a arzătorului de pornire pentru încălzirea aerului din preîncălzitorul de aer la temperatura prestabilită (500-600 °C),
- pornirea pompei de apă și reglarea debitului apei de răcire,
- se urmărește evoluția temperaturii în focar și când se ajunge la o temperatură de 250-300 °C, se începe alimentarea cu combustibil solid,
- se introduce combustibil solid pentru a forma un strat de circa 50 mm, acționând șnecurile de alimentare,
- la atingerea temperaturii de 600 °C se oprește automat arzătorul și se verifică dacă procesul este autoterm,
- vizualizarea aprinderii combustibilului prin vizoarele de pe focar,
- închiderea ventilului de pe conducta de alimentare cu gaz a arzătorului de pornire,
- pornirea ventilatorului de aer și reglarea debitelor de aer: fluidizare/ardere, răcitor cenușă și răcire arzător de pornire. Se reglează debitul de combustibil/aer astfel încât să se realizeze o ardere bună (se urmărește valoarea coeficientului excesului de aer/oxigenului pe analizorul de gaze Testo 300 XXL),
- punerea în funcțiune a compresorului de aer pentru alimentarea pompelor cu membrană,
- pornirea pompei cu membrană pentru spălarea gazelor din scrubber și reactor, cu reglarea debitelor de reactant prin acționarea ventilului pompei de circulație și/sau compresorului de aer. Se urmărește eficiența proceselor de reducere a substanțelor poluante din gazele de ardere și dacă e cazul se completează/reîmprospătează cu reactant,
- verificarea temperaturii apei la ieșirea din sistemul de transfer termic și reglarea debitului astfel încât să nu depășească la ieșire temperatura de 70 °C.

Pe toată durata funcționării, începând cu manevrele de pornire, se monitorizează toți parametrii de funcționare ai instalației. În timpul funcționării se verifică nivelul combustibilului din buncăre și se completează dacă este necesar.

Pentru terminarea experimentărilor este important să se parcurgă următoarele etape:

- oprirea alimentării cu combustibili solizi (oprirea șnecuri),
- mărirea debitului de aer: fluidizare/ardere, răcitor cenușă și răcire arzător de pornire (dar nu foarte mult deoarece se poate antrena cenușă),
- oprirea pompelor de spălare și a compresorului de aer,
- pornirea șnecurile (câteva rotații) pentru a nu se aprinde combustibilul în capul șnecurilor,
- verificarea temperaturilor din focar iar când acestea au scăzut sub 100 °C se poate opri apa de răcire și ventilatorul,
- verificarea închiderii robinetelor de apă și gaz natural,
- oprirea alimentării cu energie electrică a echipamentelor auxiliare.

5. MĂSURĂTORI ȘI REZULTATE EXPERIMENTALE

Cercetările experimentale au fost efectuate pe stația pilot existentă în cadrul Laboratorului Multifuncțional de Mașini Termice și Energii Neconvenționale din cadrul Universității "Politehnica" Timișoara, descrisă detaliat în capitoul anterior.

În timpul testelor s-au efectuat, în regim stabilizat de funcționare a instalației, măsurători legate de:

- regimul de temperaturi din focar și de pe traseul gazelor de ardere,
- compoziția gazelor de ardere înainte și după SEGA (Sistem de Epurare a Gazelor de Ardere, Fig. 5.1),
- determinarea concentrației particulelor solide,
- debitele de combustibil, aer de ardere și reactivi de epurare,
- regimul pH-ului în scrubber și reactor.

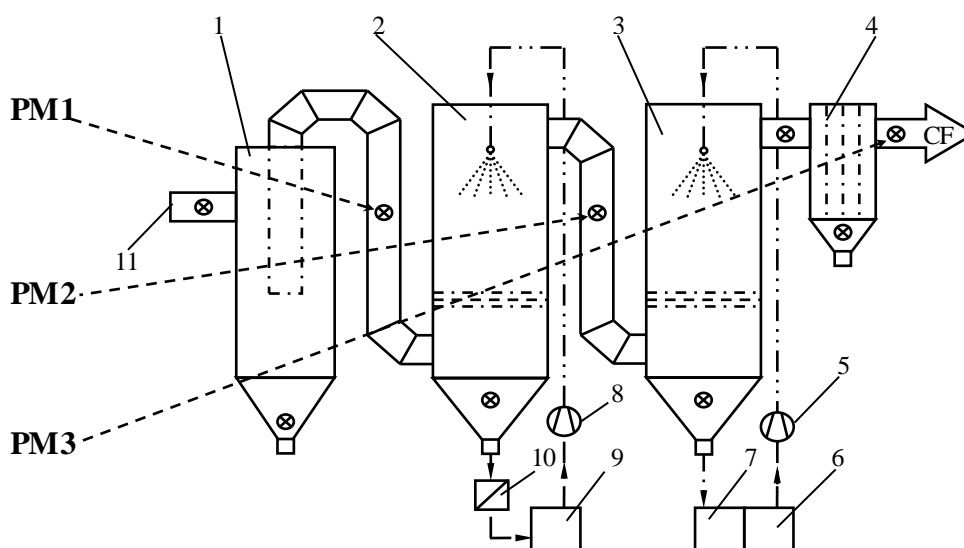


Fig. 5.1. Poziționarea punctelor de măsurare pentru emisiile de poluanți

- 1-Ciclon, 2-Scrubber, 3-Reactor, 4-Separator de picături, 5,8-Pompe cu membrană,
6-Rezervor de aditiv proaspăt, 7-Rezervor de aditiv uzat,
9-Rezervor lichid de spălare, 10-Filtru mecanic, 11-Racord cu corpul convectiv,
CP-Coș de fum, PM1- Punct de măsurare "Înainte de SEGA",
PM2- Punct de măsurare "Mijloc SEGA", PM3- Punct de măsurare "După SEGA"

5.1. Pregătirea combustibililor

Pentru testele de co-incinerare au fost alese următoarele sorturi de combustibil:

- ulei energetic superior din bazinul Valea Jiului,
- lignit din bazinul Olteniei,
- amestec de rumeguș,
- coceni de porumb (fără boabe de porumb).

S-au ales aceste două sorturi de biomasă deoarece pentru România sunt extrem de răspândite, deșeurile fiind în prezent nevalorificate superior din punct de vedere energetic, în special în zona așezărilor rurale [24].

Combustibilii utilizați (atât fosil cât și biomasa) au fost măcinați în moara cu cuțite la granulația de 0-4 mm (Fig. 5.2). Din cauza umidității ridicate, sorturile de combustibil au fost uscate timp de câteva săptămâni la temperatura ambiantă în spațiul deschis pentru a permite măcinarea și a nu periclita alimentarea cu combustibil a instalației de ardere.

S-au stabilit următoarele rapoarte masice de biomasă-cărbune pentru testele de co-incinerare (Fig. 5.3):

- 15 % coceni de porumb cu 85 % ulei (15 % Cp 85 % H),
- 15 % rumeguș cu 85 % ulei (15 % R 85 % H),
- 15 % coceni de porumb cu 85 % lignit (15 % Cp 85 % L),
- 15 % rumeguș cu 85 % lignit (15 % R 85 % L),
- 30 % coceni de porumb cu 70 % ulei (30 % Cp 70 % H),
- 30 % rumeguș cu 70 % ulei (30 % R 70 % H),
- 30 % coceni de porumb cu 70 % lignit (30 % Cp 70 % L),
- 30 % rumeguș cu 70 % lignit (30 % R 70 % L).

În Tab. 5.1-5.4 se prezintă analiza elementară a combustibililor utilizați, pentru care se remarcă:

- conținutul de carbon mai ridicat al biomasei care generează CO₂ neutru comparativ cu lignitul,
- conținutul de hidrogen și oxigen este mai mare în cazul biomasei,
- conținutul redus de sulf în biomasă,
- valoarea redusă a cenușii din biomasă,
- puterea calorică inferioară a biomasei care este mai mică decât a uleiului, dar mai mare ca a lignitului.

Tab. 5.1. Analiza elementară pentru huiă

Nr. Crt.	Caracteristica determinată	Simbol	U.M.	Valoare
1	Carbon	C ⁱ	%	58.84
2	Hidrogen	H ⁱ	%	2.24
3	Oxigen	O ⁱ	%	10.64
4	Azot	N ⁱ	%	2.26
5	Sulf	S ⁱ	%	1.80
6	Umiditate	W _t ⁱ	%	8.00
7	Cenușă	A ⁱ	%	16.22
8	Putere calorifică inferioară	H _i ⁱ	kJ/kg	21089

Tab. 5.2. Analiza elementară pentru lignit

Nr. Crt.	Caracteristica determinată	Simbol	U.M.	Valoare
1	Carbon	C ⁱ	%	23.48
2	Hidrogen	H ⁱ	%	2.24
3	Oxigen	O ⁱ	%	11.35
4	Azot	N ⁱ	%	0.59
5	Sulf	S ⁱ	%	0.85
6	Umiditate	W _t ⁱ	%	43.29
7	Cenușă	A ⁱ	%	18.20
8	Putere calorifică inferioară	H _i ⁱ	kJ/kg	8035

Tab. 5.3. Analiza elementară pentru coceni de porumb

Nr. Crt.	Caracteristica determinată	Simbol	U.M.	Valoare
1	Carbon	C ⁱ	%	43.62
2	Hidrogen	H ⁱ	%	4.64
3	Oxigen	O ⁱ	%	21.11
4	Azot	N ⁱ	%	0.44
5	Sulf	S ⁱ	%	0.01
6	Umiditate	W _t ⁱ	%	29.87
7	Cenușă	A ⁱ	%	0.31
8	Putere calorifică inferioară	H _i ⁱ	kJ/kg	16516

Tab. 5.4. Analiza elementară pentru rumeguș

Nr. Crt.	Caracteristica determinată	Simbol	U.M.	Valoare
1	Carbon	C ⁱ	%	35.97
2	Hidrogen	H ⁱ	%	4.60
3	Oxigen	O ⁱ	%	28.96
4	Azot	N ⁱ	%	0.35
5	Sulf	S ⁱ	%	0.01
6	Umiditate	W ^t	%	30.00
7	Cenușă	A ⁱ	%	0.12
8	Putere calorifică inferioară	H ⁱ	kJ/kg	13023



a)



b)



c)



d)

Fig. 5.2. Sorturi de combustibili în stare măcinată
a) huiă, b) coceni de porumb, c) rumeguș, d) lignit

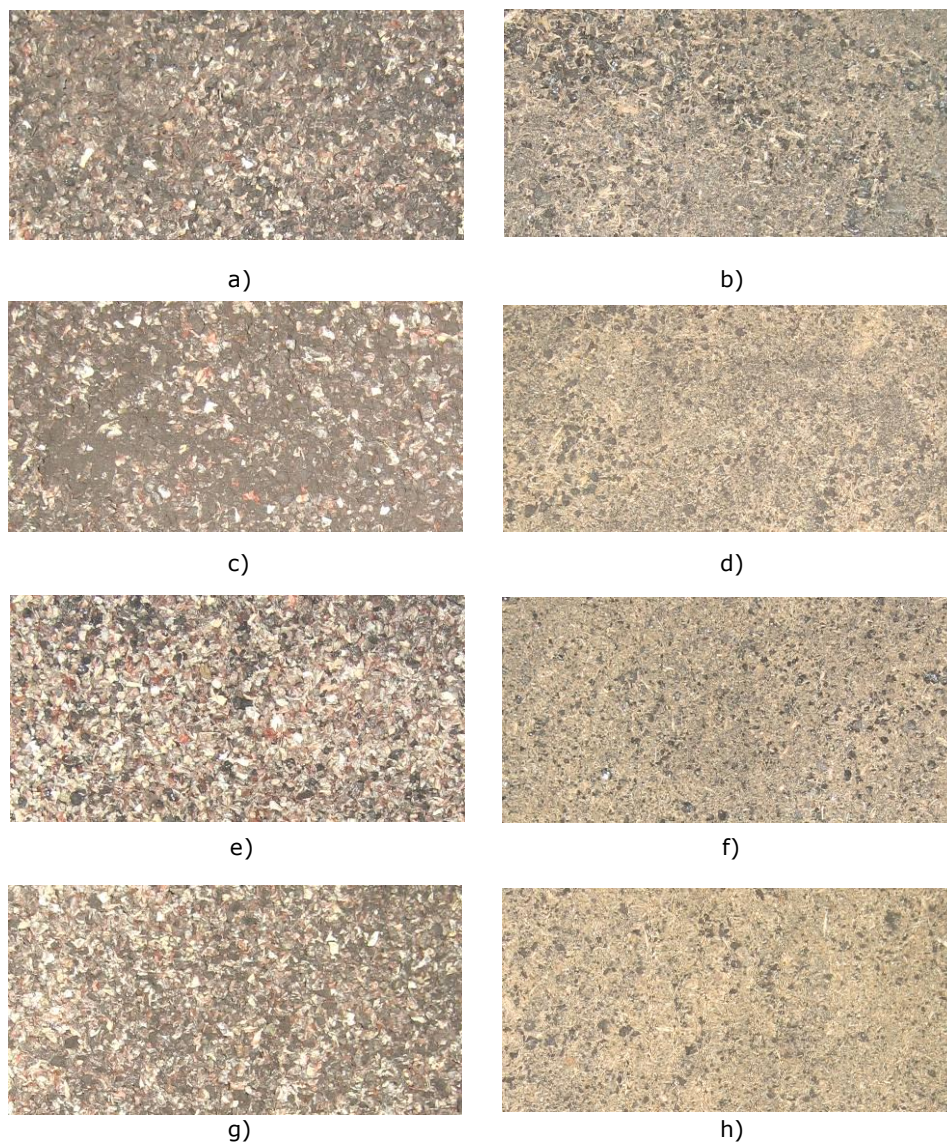


Fig. 5.3. Amestecuri de biomasă-cărbune

- a) 15 % coceni de porumb cu 85 % huilă, b) 15 % rumeguș cu 85 % huilă,
 c) 15 % coceni de porumb cu 85 % lignit, d) 15 % rumeguș cu 85 % lignit,
 e) 30 % coceni de porumb cu 70 % huilă, f) 30 % rumeguș cu 70 % huilă,
 g) 30 % coceni de porumb cu 70 % lignit, h) 30 % rumeguș cu 70 % lignit.

În Fig. 5.3 au fost prezentate amestecurile de biomasă-cărbune utilizate. Inițial s-a încercat alimentarea din buncăre separate, cu biomasă și cărbune, dar rezultatele obținute nu au fost satisfăcătoare, deoarece arderea nu era stabilă, rezultând un regim termic variabil și, astfel amestecarea sorturilor de combustibil s-a făcut manual înainte de a alimenta instalația de ardere.

Pentru cunoașterea cantității de combustibil introdusă în focar au fost realizate măsurători de debite funcție de turația șneului pentru fiecare sort de combustibil. În figurile Fig. 5.4 – 5.7 sunt prezentate rezultatele măsurătorilor de debite pentru combustibilii utilizați.

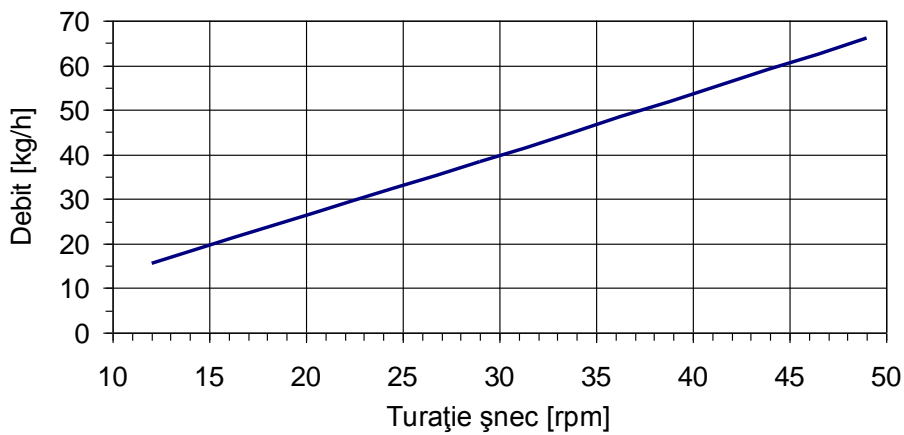


Fig. 5.4. Debitul pentru huilă funcție de poziția variatorului

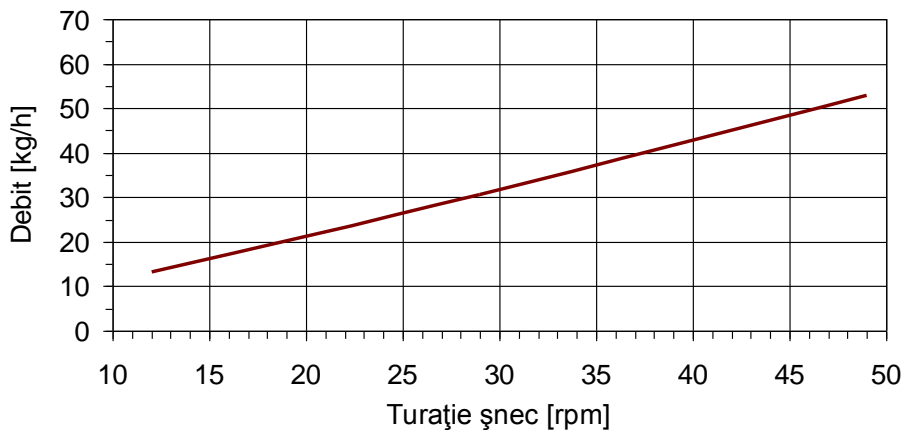


Fig. 5.5. Debitul pentru lignit funcție de poziția variatorului

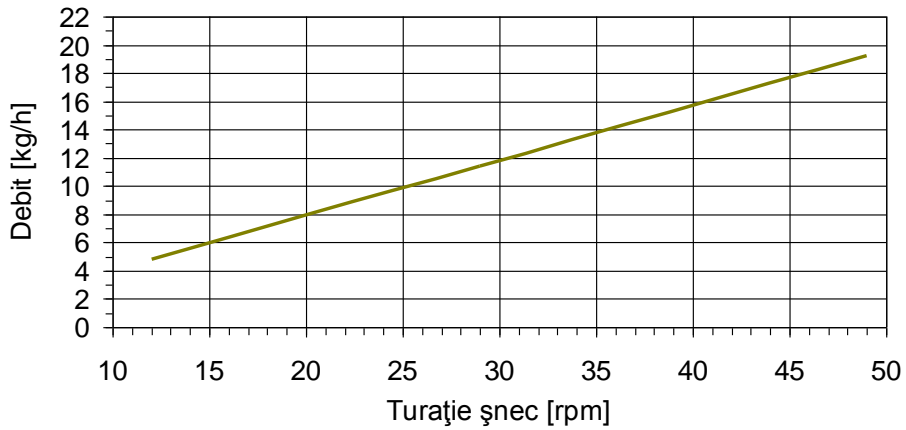


Fig. 5.6. Debitul pentru coceni de porumb funcție de poziția variatorului

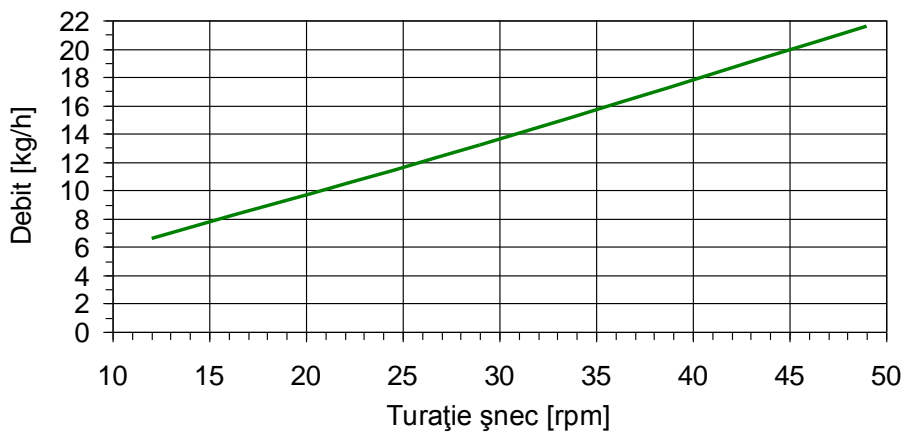


Fig. 5.7. Debitul pentru rumeguș funcție de poziția variatorului

5.2. Calculul parametrilor procesului de ardere

Punând condiția egalității dintre fluxul de căldură dezvoltat prin ardere plus cel introdus cu aerul rece și fluxul de căldură evacuat din focar se poate scrie [61]:

$$\eta_f \cdot H_1 + \lambda_f \cdot L_{\min} \cdot i_a = V_{\text{RO}_2} \cdot i_{\text{RO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} \cdot i_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2} \cdot i_{\text{N}_2} + x_a \cdot A \cdot i_{\text{cen}} \quad (5.1)$$

$$\eta_f = 100 - (q_3 + q_4 + q_{5f}) \quad (5.2)$$

în care:

- η_f – este randamentul focarului [%],
- H_i – puterea calorică inferioară a combustibilului [kJ/kg],
- λ_f – coeficientul excesului de aer [-],
- L_{\min} – aerul minim necesar arderii [m³N/kg],
- V_{RO_2} – cantitatea de gaze triatomice, $V_{CO_2} + V_{SO_2}$, [m³N/kg],
- V_{H_2O} – cantitatea de vapori de apă [m³N/kg],
- V_{N_2} – cantitatea de azot [m³N/kg],
- x_A – partea de cenușă antrenată de gazele de ardere [%],
- A – participarea masică a cenușii în combustibil [kg/kg_c],
- $i_{RO_2}, i_{H_2O}, i_{N_2}, i_{cen}, i_a$ – entalpia gazelor de ardere, cenușii și aerului [kJ/m³N],
- q_3 – pierderea de căldură datorită arderii imperfecte [%],
- q_4 – pierderea de căldură datorită arderii incomplete [%],
- q_{5f} – pierderea de căldură în mediul exterior prin pereții focarului [%].

Astfel se aproximează valorile pierderilor $q_3 - q_5$ și se calculează randamentul focarului folosind relația 5.2 [34]:

$$\eta_f = 100 - (0,5 + 1 + 2,5) = 96\% \quad (5.2')$$

Consumul de combustibil orar este:

$$B = \frac{P_{tn} \cdot 3600}{\eta_f \cdot H_i} \quad [\text{kg/h}] \quad (5.3)$$

în care:

P_{tn} – este puterea termică nominală a focarului [kWt].

Debitul orar de aer pentru fluidizare și ardere:

$$\dot{V} = B \cdot \lambda_f \cdot L_{\min} \quad [\text{m}^3\text{N/h}] \quad (5.4)$$

Încărcarea termică volumică a focarului:

$$q_f = \frac{B \cdot H_i}{V_f} \quad [\text{kWt/m}^3] \quad (5.5)$$

în care:

$V_f = 0,45 \text{ m}^3$ este volumul focarului.

Încărcarea termică a suprafeței grătarului:

$$q_s = \frac{B \cdot H_i}{S_g} \quad [\text{kW}_t/\text{m}^2] \quad (5.6)$$

în care:

$S_g = 0,15 \text{ m}^2$ este suprafața grătarului.

Viteza gazelor la ieșirea din focar:

$$W_g = \frac{\frac{B}{3600} \cdot \left(V_{gt} \right)_{\lambda_f} \cdot \frac{t_g + 273}{273}}{\pi \cdot (d)^2 / 4} \quad [\text{m/s}] \quad (5.7)$$

în care:

V_{gt} – este volumul total de gaze [m^3/kg],

t_g – temperatura gazelor de ardere [$^{\circ}\text{C}$],

d – diametrul secțiunii de racord [m].

Fluxul de căldură transmis apei de răcire în corpul convectiv:

$$Q_w = \frac{B}{3600} \cdot [I_o - I_1] \quad [\text{kW}_t] \quad (5.8)$$

în care:

I_o, I_1 – este entalpia gazelor de ardere la intrarea, respectiv la ieșirea din corpul convectiv [kJ/kg].

În Tab. 5.5 sunt prezentate valorile calculate cu ajutorul relațiilor 5.1 – 5.8 pentru fiecare amestec de combustibil biomasă-cărbune, iar în Fig. 5.8 – 5.11 sunt trasate diagramele I-t pentru coeficientul excesului de aer calculat.

Tab. 5.5. Valori calculate pentru parametrul procesului de ardere

Valori calculate	Huică	Lignit	Coceni de porumb	Rumeguş	15 % Cp 85 % H	15 % R 85 % H	15 % Cp 85 % L	15 % R 85 % L	30 % Cp 70 % H	30 % R 70 % H	30 % Cp 70 % L	30 % R 70 % L
λ [-]	3,21	2,40	2,99	2,90	3,18	3,18	2,55	2,50	3,15	3,14	2,66	2,60
B [kg/h]	15,00	44,00	19,00	21,00	15,00	15,00	38,00	38,00	15,00	15,00	32,00	32,00
L [m ³ /h]	266,58	246,67	250,76	210,78	256,05	249,24	256,56	237,95	245,68	231,44	251,90	222,43
P tm [kW _t]	84,36	94,28	83,68	72,93	81,61	79,52	94,31	89,00	78,87	74,68	90,28	81,33
q _f [kW _t /m ³]	195,27	218,23	193,71	168,81	188,92	184,07	218,32	206,02	182,57	172,86	208,97	188,27
q _s [kW _t /m ²]	585,82	654,70	581,12	506,44	566,76	552,21	654,95	618,07	547,71	518,59	626,92	564,82
W ^g [m/s]	9,01	9,63	8,92	7,71	8,71	8,49	9,75	9,15	8,41	7,95	9,40	8,44
Q ^w [kW _t]	59,54	66,42	59,06	51,37	57,56	56,13	66,53	62,64	55,61	52,62	63,59	57,40

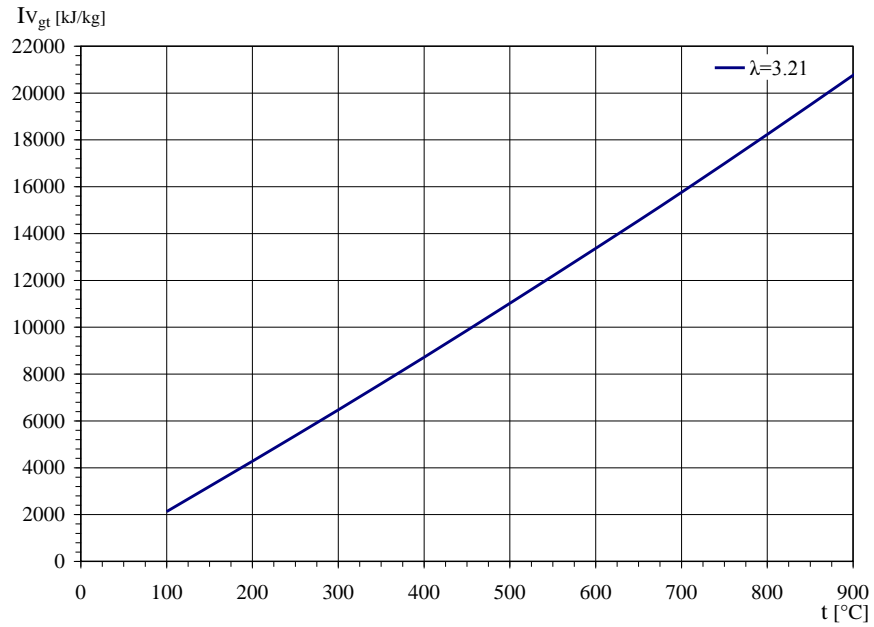


Fig. 5.8. Diagrama I-t pentru cazul arderii singulare a huilei

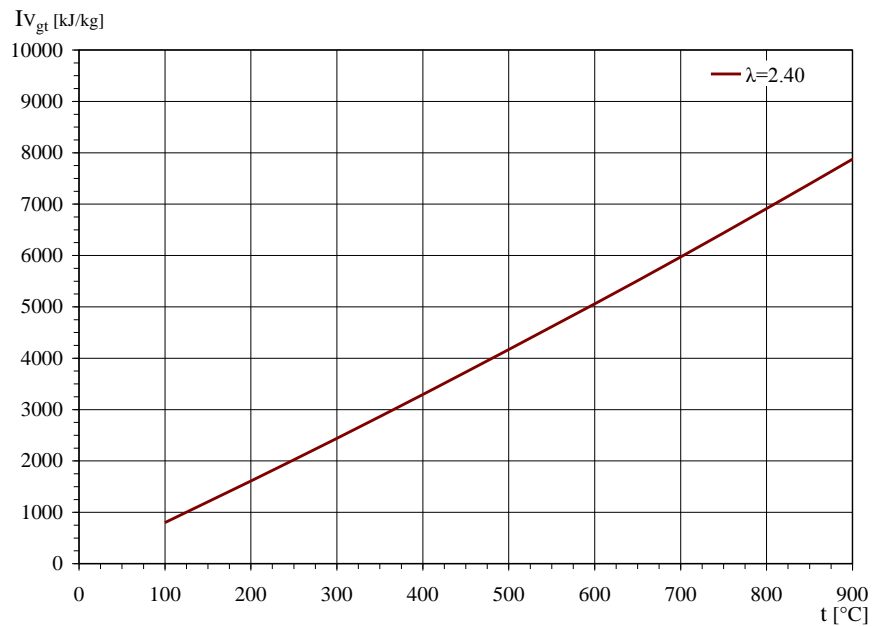


Fig. 5.9. Diagrama I-t pentru cazul arderii singulare a lignitului

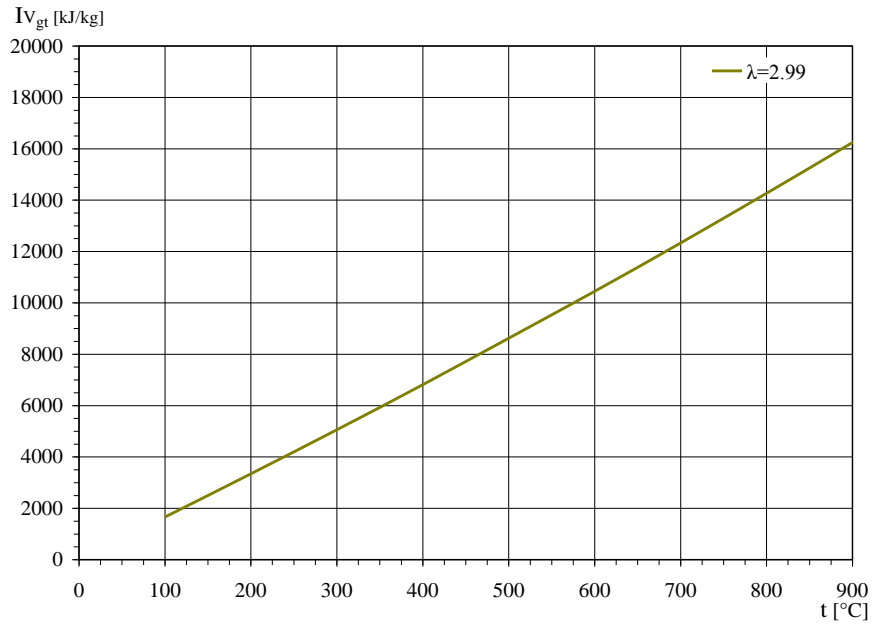


Fig. 5.10. Diagrama I-t pentru cazul arderii singulare a cocenilor de porumb

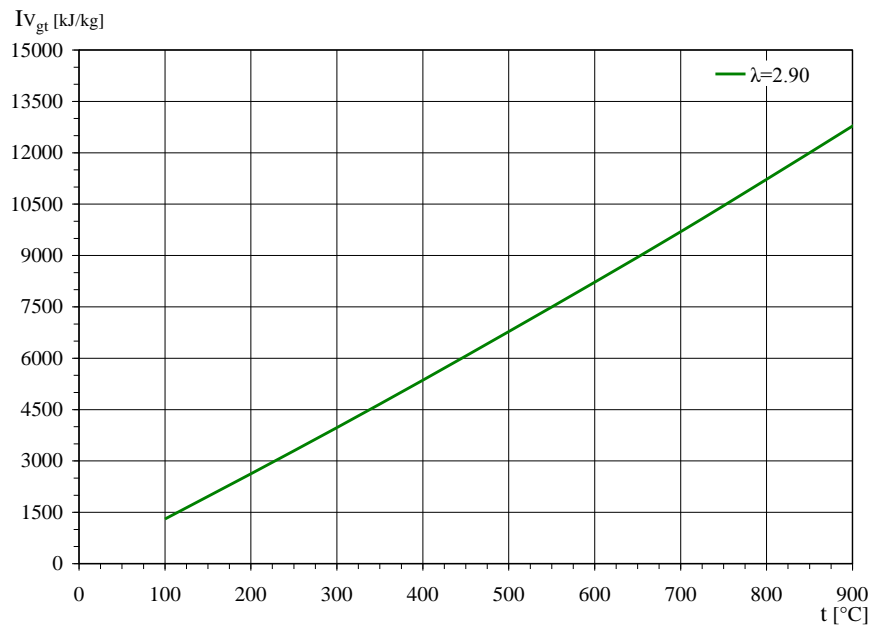


Fig. 5.11. Diagrama I-t pentru cazul arderii singulare a rumegușului

În cazul co-incinerării a doi combustibili, de exemplu biomasă și cărbune, determinarea valorii concentrației limită de emisie se face cu relația [5]:

$$C = \frac{\dot{V}_b \cdot C_b + \dot{V}_c \cdot C_c}{\dot{V}_b + \dot{V}_c} = \frac{B_b \cdot V_{gu}^b \cdot C_b + B_c \cdot V_{gu}^c \cdot C_c}{B_b \cdot V_{gu}^b + B_c \cdot V_{gu}^c} \quad [\text{mg}/\text{m}^3\text{N}] \quad (5.9)$$

în care:

\dot{V}_b și \dot{V}_c – este debitul de gaze uscate provenit din arderea biomasei, respectiv cărbunelui, în m^3/s ;

C_b și C_c – concentrația limită la emisie stabilită prin norme pentru biomasă și pentru cărbune, în mg/m^3 ;

B_b și B_c – consumul orar de biomasă și de cărbune, în kg/h ;

V_{gu}^b și V_{gu}^c – cantitățile de gaze uscate provenite din arderea biomasei și a cărbunelui, în m^3/kg .

Valorile concentrației de referință (standard) a oxigenului în gazele de ardere uscate, pentru care au fost fixate limitele concentrației maxime a noxelor, depind de tipul focarului și combustibilului.

Pentru calcularea conținutului de referință al oxigenului, în situația co-incinerării biomasei cu un cărbune, se folosește relația [5]:

$$O_{2,\text{ref},\text{coinc}} = \frac{\dot{V}_b \cdot O_{2,\text{ref},b} + \dot{V}_c \cdot O_{2,\text{ref},c}}{\dot{V}_b + \dot{V}_c} \quad [\%] \quad (5.10)$$

în care $O_{2,\text{ref},b}$ și $O_{2,\text{ref},c}$ reprezintă concentrația de referință a oxigenului în gazele de ardere uscate, provenite din arderea biomasei ($O_{2,\text{ref}} = 11 \%$), respectiv cărbunelui ($O_{2,\text{ref}} = 6 \%$).

5.3. Măsurători și rezultate

Punerea în funcțiune a stației pilot s-a făcut conform instrucțiunilor elaborate în acest scop, care prevăd în principal următoarele faze: verificarea integrității instalației și funcționalitatea utilităților (energie electrică, apă, gaz natural, cărbune, reactivi pentru epurarea gazelor de ardere), punerea în funcțiune a arzătorului de gaze naturale, demararea operațiunilor de alimentare a focarului cu combustibil și aer, pornirea pompei de la sistemul de răcire și a compresorului de aer necesar pompelor cu membrană care introduc lichidul de spălare în scrubler și reactor etc. Când temperatura în focar ajunge la 500 °C se impune reducerea flăcării arzătorului, mărindu-se treptat debitul aerului pentru fluidizarea stratului de combustibil, în vederea aprinderii și stabilizării arderii acestuia.

După realizarea unui regim stabilizat s-au efectuat analize de gaze și particule, prelevate în punctele P1, P2 și P3 conform Fig. 5.1.

Au fost efectuate următoarele seturi de măsurători:

- SET 1: arderea lignitului cu spălarea gazelor de ardere în scrubler cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.6 – 5.11, Fig. 5.12 – 5.17),

- SET 2: arderea huilei cu spălarea gazelor de ardere în scrubler cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.12 – 5.17, Fig. 5.18 – 5.23),

- SET 3: co-incinerarea cocenilor de porumb în raport masic de 15 % cu 85 % uilă fără epurarea gazelor de ardere (Tab. 5.18 – 5.19 și Fig. 5.24 – 5.26),

- SET 4: co-incinerarea cocenilor de porumb în raport masic de 15 % cu 85 % lignit fără epurarea gazelor de ardere (Tab. 5.20 – 5.21 și Fig. 5.27 – 5.29),

- SET 5: co-incinerarea rumegușului în raport masic de 15 % cu 85 % uilă fără epurarea gazelor de ardere (Tab. 5.22 – 5.23 și Fig. 5.30 – 5.32),

- SET 6: co-incinerarea rumegușului în raport masic de 15 % cu 85 % lignit fără epurarea gazelor de ardere (Tab. 5.24 – 5.25 și Fig. 5.33 – 5.35),

- SET 7: co-incinerarea cocenilor de porumb în raport masic de 30 % cu 70 % uilă fără epurarea gazelor de ardere (Tab. 5.26 – 5.27 și Fig. 5.36 – 5.38),

- SET 8: co-incinerarea cocenilor de porumb în raport masic de 30 % cu 70 % lignit fără epurarea gazelor de ardere (Tab. 5.28 – 5.29 și Fig. 5.39 – 5.41),

- SET 9: co-incinerarea rumegușului în raport masic de 30 % cu 70 % uilă fără epurarea gazelor de ardere (Tab. 5.30 – 5.31 și Fig. 5.42 – 5.44),

- SET 10: co-incinerarea rumegușului în raport masic de 30 % cu 70 % lignit fără epurarea gazelor de ardere (Tab. 5.32 – 5.33 și Fig. 5.45 – 5.47),

- SET 11: co-incinerarea cocenilor de porumb în raport masic de 15 % cu 85 % uilă cu spălarea gazelor de ardere în scrubber cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.34 – 5.35 și Fig. 5.48 – 5.49),
- SET 12: co-incinerarea cocenilor de porumb în raport masic de 15 % cu 85 % lignit cu spălarea gazelor de ardere în scrubber cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.36 – 5.37 și Fig. 5.50 – 5.51),
- SET 13: co-incinerarea rumegușului în raport masic de 15 % cu 85 % uilă cu spălarea gazelor de ardere în scrubber cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.38 – 5.39 și Fig. 5.52 – 5.53),
- SET 14: co-incinerarea rumegușului în raport masic de 15 % cu 85 % lignit cu spălarea gazelor de ardere în scrubber cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.40 – 5.41 și Fig. 5.54 – 5.55),
- SET 15: co-incinerarea cocenilor de porumb în raport masic de 30 % cu 70 % uilă cu spălarea gazelor de ardere în scrubber cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.42 – 5.43 și Fig. 5.56 – 5.57),
- SET 16: co-incinerarea cocenilor de porumb în raport masic de 30 % cu 70 % lignit cu spălarea gazelor de ardere în scrubber cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.44 – 5.45 și Fig. 5.58 – 5.59),
- SET 17: co-incinerarea rumegușului în raport masic de 30 % cu 70 % uilă cu spălarea gazelor de ardere în scrubber cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.46 – 5.47 și Fig. 5.60 – 5.61),
- SET 18: co-incinerarea rumegușului în raport masic de 30 % cu 70 % lignit cu spălarea gazelor de ardere în scrubber cu apă, iar în reactor cu o soluție de hidroxid de sodiu la o concentrație de 1,5 % NaOH (Tab. 5.48 – 5.49 și Fig. 5.62 – 5.63).

În Tab. 5.64 sunt prezentate valorile măsurate și calculate pentru concentrația masică a prafului la arderea lignitului și amestecului biomasă-lignit.

În Tab. 5.65 sunt prezentate valorile măsurate și calculate pentru concentrația masică a prafului la arderea huilei și amestecului biomasă-huilă.

Valorile măsurate și înregistrate au fost prelucrate iar prezentarea lor este făcută în următoarele tabele și grafice.

SET 1

Combustibil: 100 % Lignit
 Scruber: Injecție H₂O
 Reactor: Injecție soluție cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.6. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	312.1	7.27	174	12.95	210	220	1077	1.53
2	312.4	7.31	170	12.91	209	219	1043	1.53
3	312.6	7.52	168	12.71	207	217	1026	1.56
4	312.8	7.40	167	12.82	212	222	1014	1.54
5	312.9	7.12	167	13.09	215	225	1017	1.51
6	312.9	7.19	166	13.02	214	224	1028	1.52
7	313.5	7.15	164	13.06	213	223	1032	1.52
8	313.4	6.83	161	13.36	215	225	1037	1.48
9	313.7	6.53	159	13.65	217	229	1062	1.45
10	314.8	6.62	158	13.55	220	231	1102	1.46
11	314.2	6.41	158	13.75	225	235	1114	1.44
12	315.1	6.13	158	14.02	228	238	1132	1.41
Media	313.4	7.0	164.2	13.2	215.4	225.7	1057.0	1.50

Tab. 5.7. Valori măsurate între scruber și reactor (PM2)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	165.2	7.42	194	12.81	210	220	891	1.55
2	165.2	7.39	192	12.84	210	221	871	1.54
3	165.3	7.55	188	12.69	208	218	861	1.56
4	165.3	7.57	186	12.66	210	221	855	1.56
5	165.6	7.31	187	12.91	214	225	857	1.53
6	165.4	7.21	186	13.00	215	226	868	1.52
7	165.4	7.28	186	12.94	214	224	867	1.53
8	165.6	7.03	183	13.17	214	225	867	1.50
9	165.8	6.69	180	13.50	218	229	897	1.47
10	165.8	6.72	178	13.46	219	230	921	1.47
11	165.7	6.58	178	13.60	225	236	925	1.46
12	166.6	6.27	178	13.89	228	239	939	1.43
Media	165.6	7.1	184.7	13.1	215.4	226.2	884.9	1.51

Tab. 5.8. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	73.3	8.68	160	11.61	192	201	127	1.70
2	73.2	8.75	160	11.55	192	201	117	1.71
3	73.0	8.84	158	11.46	191	200	113	1.73
4	72.9	8.86	156	11.45	192	202	111	1.73
5	72.8	8.76	156	11.54	195	204	111	1.72
6	72.9	8.60	155	11.70	196	205	115	1.69
7	73.1	8.62	155	11.68	195	205	121	1.70
8	73.0	8.57	153	11.72	195	205	127	1.69
9	73.1	8.31	150	11.96	196	205	140	1.66
10	73.2	8.26	148	12.01	197	206	162	1.65
11	73.0	8.13	147	12.13	201	211	176	1.63
12	73.0	7.85	147	12.40	206	216	190	1.60
Media	73.0	8.5	153.8	11.8	195.7	205.1	134.2	1.68

Tab. 5.9. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	312.1	7.27	238	277.3	305	493	3353	1.53
2	312.4	7.31	233	277.2	305	492	3257	1.53
3	312.6	7.52	234	277.2	306	495	3254	1.56
4	312.8	7.40	230	277.1	311	502	3187	1.54
5	312.9	7.12	226	277.3	309	498	3132	1.51
6	312.9	7.19	225	277.2	309	499	3182	1.52
7	313.5	7.15	222	277.2	307	495	3185	1.52
8	313.4	6.83	213	277.2	303	488	3129	1.48
9	313.7	6.53	206	277.3	299	487	3138	1.45
10	314.8	6.62	206	277.0	305	494	3276	1.46
11	314.2	6.41	203	277.1	308	495	3264	1.44
12	315.1	6.13	199	277.2	306	492	3254	1.41
Media	313.4	7.0	219.6	277.2	306.1	494.2	3217.7	1.50

*) O_{2 ref}= 6 %

Tab. 5.10. Valori raportate la O_{2 ref} între scrubber și reactor (PM2)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	165.2	7.42	268	277.3	309	498	2805	1.55
2	165.2	7.39	265	277.4	308	499	2736	1.54
3	165.3	7.55	262	277.4	309	498	2737	1.56
4	165.3	7.57	260	277.1	312	506	2722	1.56
5	165.6	7.31	256	277.2	312	505	2676	1.53
6	165.4	7.21	253	277.2	311	504	2691	1.52
7	165.4	7.28	254	277.3	311	502	2701	1.53
8	165.6	7.03	246	277.2	306	495	2653	1.50
9	165.8	6.69	236	277.4	304	492	2680	1.47
10	165.8	6.72	234	277.1	306	495	2757	1.47
11	165.7	6.58	231	277.3	311	503	2742	1.46
12	166.6	6.27	227	277.2	309	499	2725	1.43
Media	165.6	7.1	249.2	277.3	308.9	499.8	2718.8	1.51

*) O_{2 ref}= 6 %Tab. 5.11. Valori raportate la O_{2 ref} după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	73.3	8.68	244	277.1	311	502	441	1.70
2	73.2	8.75	245	277.2	313	505	408	1.71
3	73.0	8.84	244	277.1	313	506	397	1.73
4	72.9	8.86	241	277.3	316	512	391	1.73
5	72.8	8.76	239	277.2	318	513	388	1.72
6	72.9	8.60	234	277.4	315	508	396	1.69
7	73.1	8.62	235	277.4	314	509	418	1.70
8	73.0	8.57	231	277.2	313	507	437	1.69
9	73.1	8.31	222	277.1	308	497	472	1.66
10	73.2	8.26	218	277.2	308	497	544	1.65
11	73.0	8.13	214	277.1	312	504	585	1.63
12	73.0	7.85	210	277.2	313	505	618	1.60
Media	73.0	8.5	231.3	277.2	312.8	505.3	457.8	1.68

*) O_{2 ref}= 6 %

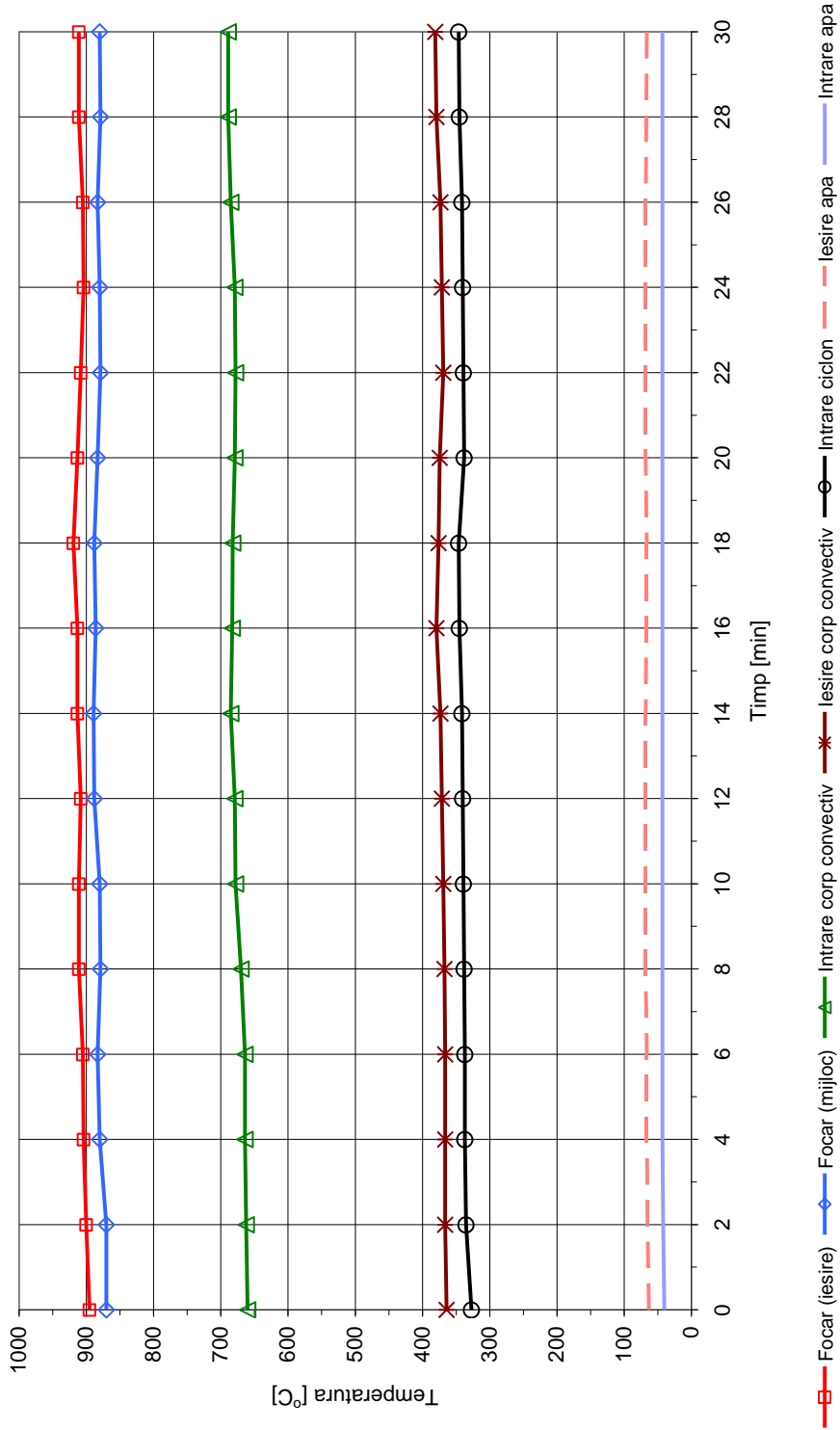


Fig. 5.12. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

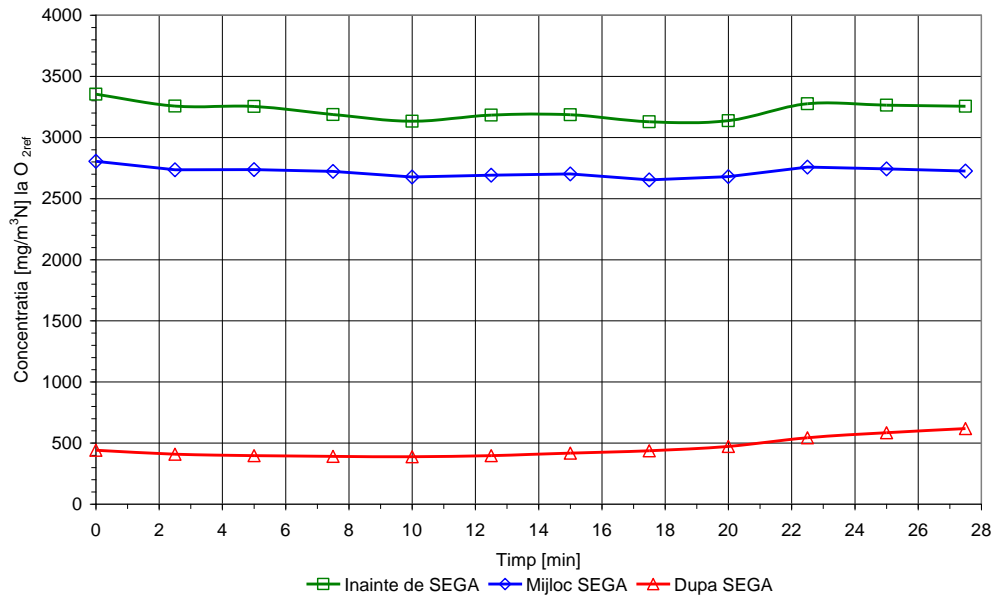


Fig. 5.13. Variația concentrației dioxidului de sulf în timp

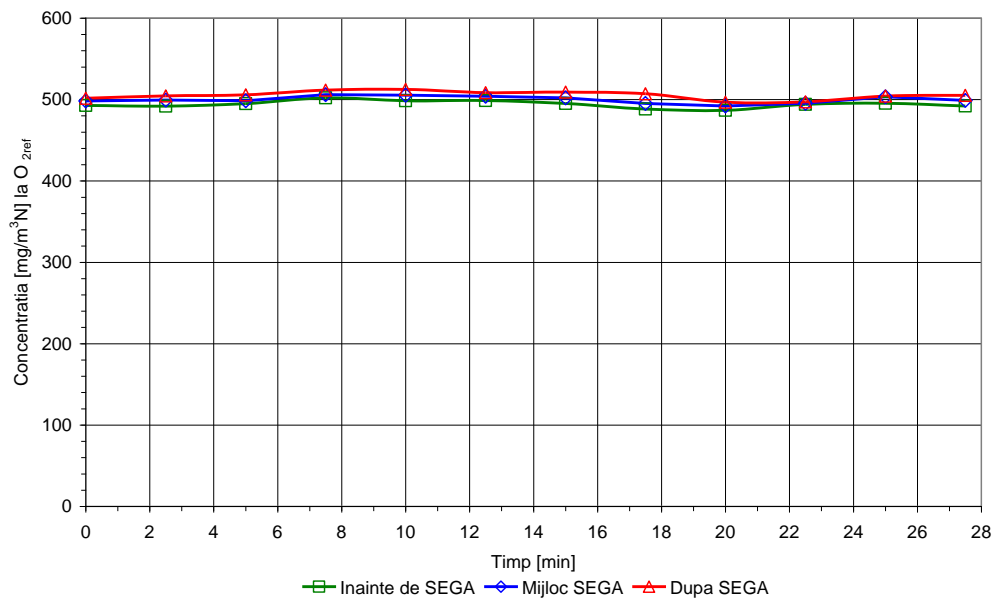


Fig. 5.14. Variația concentrației oxizilor de azot în timp

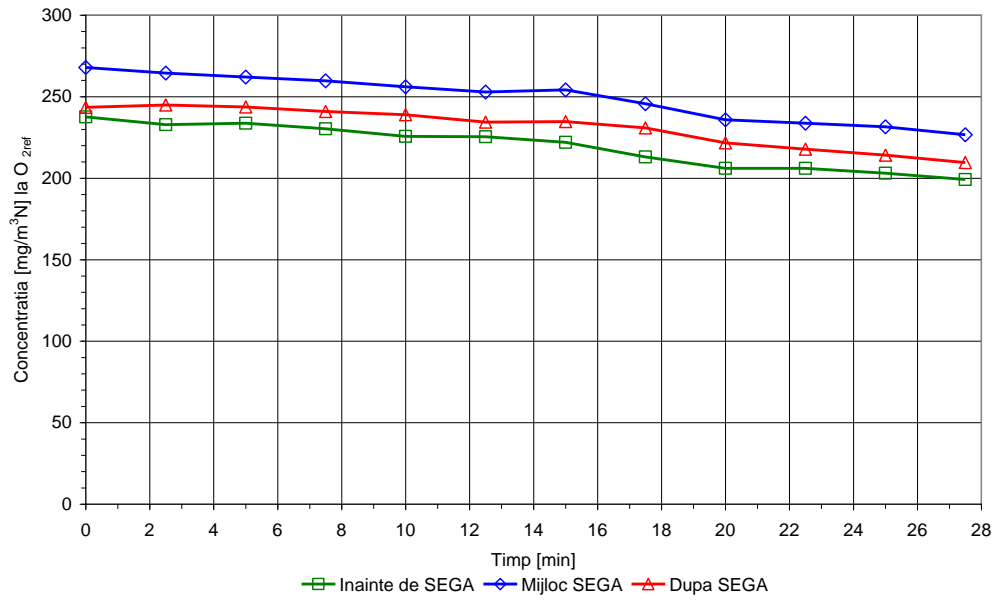


Fig. 5.15. Variația concentrației monoxidului de carbon în timp

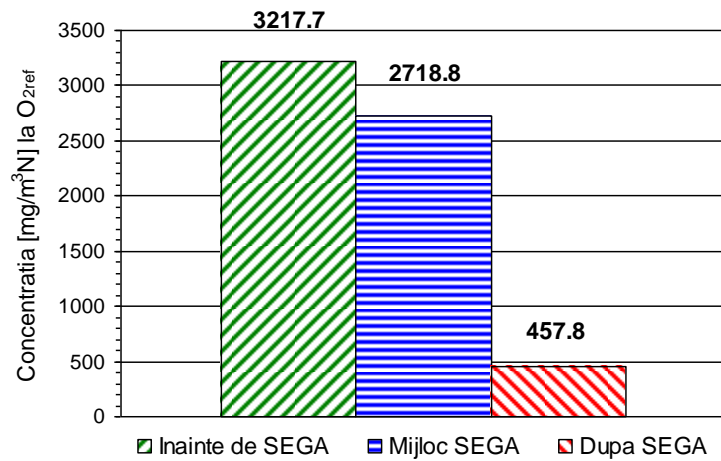


Fig. 5.16. Concentrația medie a dioxidului de sulf

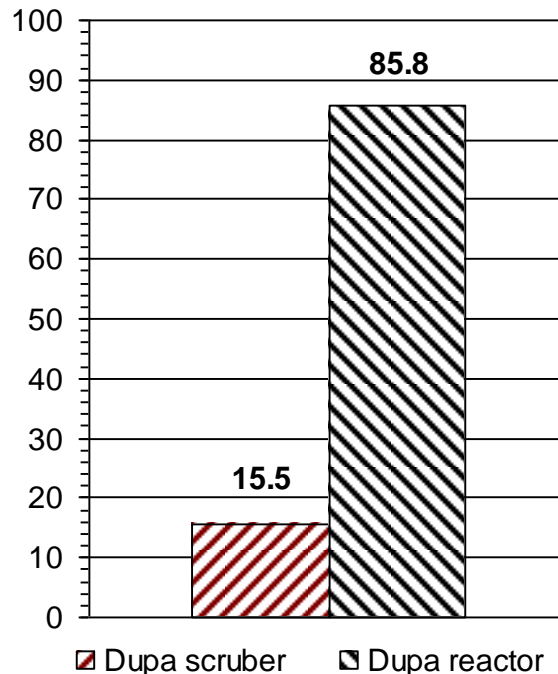


Fig. 5.17. Gradul de reducere a dioxidului de sulf

Pentru procesul de ardere s-a stabilit menținerea temperaturii din focar în jurul valorii de 900 °C pentru toate sorturile de combustibil. După cum se observă în Fig. 5.12 temperatura la ieșirea din spațiul de ardere a fost apropiată de valoarea prestabilită. Acest lucru a fost realizat prin reglarea manuală a debitelor de combustibil și aer în funcție de valorile indicate de analizorul de gaze și valorile temperaturilor afișate de programul de achiziție a datelor.

În Fig. 5.13 se prezintă variația concentrației dioxidului de sulf în timp, în cele trei puncte de măsurare PM1, PM2 și PM3. Pentru lignitul din bazinul Olteniei s-au încercat următoarele procedee, obținându-se următoarele grade de reducere a SO₂-ului (Fig. 5.16 și Fig. 5.17):

- spălare cu apă în scruber– grad de reducere 15,5 %,
- spălare cu apă în scruber și cu soluție de 1,5 % NaOH în reactor– grad de reducere 85,8%.

Fig. 5.14 prezintă variația NO_x-ului în cele trei puncte de măsurare. Diferențele care apar între cele trei curbe sunt cauzate de timpul de reacție al celulelor de măsură (20-40 s) cu care este echipat analizorul și de metoda de măsurare (diferența de timp în care gazele ajung de la PM1 la PM3). Pe același motiv se observă diferențe ceva mai mari în cazul CO (Fig. 5.15).

SET 2

Combustibil: 100 % Huilă
 Scruber: Injecție H₂O
 Reactor: Injecție soluție cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.12. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	299.9	2.62	357	17.33	261	271	1374	1.14
2	303.4	2.39	377	17.54	256	265	1363	1.13
3	304.3	2.46	364	17.48	260	270	1365	1.13
4	305.8	2.56	355	17.39	266	277	1365	1.14
5	306.4	2.87	332	17.09	274	284	1353	1.16
6	307.7	3.02	324	16.96	279	290	1332	1.17
7	308.0	2.92	317	17.05	278	289	1319	1.16
8	308.5	2.66	327	17.29	273	283	1325	1.15
9	308.1	2.49	338	17.45	267	277	1336	1.13
10	309.3	2.45	344	17.49	264	274	1346	1.13
11	309.2	2.48	349	17.46	258	268	1349	1.13
12	310.0	2.23	370	17.69	252	262	1347	1.12
Media	306.7	2.6	346.2	17.4	265.7	275.8	1347.8	1.14

Tab. 5.13. Valori măsurate între scruber și reactor (PM2)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	149.2	2.60	378	17.34	268	279	1113	1.14
2	151.4	2.52	387	17.42	263	274	1111	1.14
3	150.5	2.44	376	17.50	265	276	1113	1.13
4	149.4	2.55	365	17.39	271	282	1111	1.14
5	150.1	2.78	349	17.18	280	291	1094	1.15
6	153.5	3.04	337	16.93	286	297	1074	1.17
7	151.9	3.02	331	16.95	287	298	1066	1.17
8	151.2	2.77	340	17.19	283	294	1072	1.15
9	153.3	2.63	357	17.32	277	288	1080	1.14
10	154.3	2.49	361	17.45	273	285	1087	1.13
11	152.2	2.52	375	17.43	268	279	1092	1.14
12	155.7	2.36	398	17.57	262	272	1093	1.13
Media	151.9	2.6	362.8	17.3	273.6	284.6	1092.2	1.14

Tab. 5.14. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	64.4	4.56	294	15.50	247	256	180	1.28
2	63.9	4.50	308	15.56	244	254	173	1.27
3	63.9	4.21	308	15.83	244	254	168	1.25
4	63.5	3.98	308	16.05	251	260	162	1.23
5	63.3	4.08	299	15.96	256	266	155	1.24
6	63.2	4.33	288	15.71	262	272	147	1.26
7	63.1	4.37	275	15.68	266	277	141	1.26
8	63.0	4.28	283	15.76	267	277	139	1.26
9	62.8	4.18	284	15.86	262	272	139	1.25
10	62.7	4.17	289	15.87	256	265	136	1.25
11	62.6	4.12	296	15.91	252	262	134	1.24
12	62.6	4.00	303	16.03	246	255	133	1.24
Media	63.3	4.2	294.7	15.8	254.4	264.2	150.6	1.25

Tab. 5.15. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	299.9	2.62	364	277.2	283	453	3196	1.14
2	303.4	2.39	380	277.1	274	438	3131	1.13
3	304.3	2.46	368	277.2	280	448	3147	1.13
4	305.8	2.56	361	277.3	288	462	3165	1.14
5	306.4	2.87	343	277.1	302	482	3190	1.16
6	307.7	3.02	338	277.3	310	496	3167	1.17
7	308.0	2.92	329	277.3	307	492	3119	1.16
8	308.5	2.66	334	277.2	297	474	3089	1.15
9	308.1	2.49	342	277.2	288	460	3086	1.13
10	309.3	2.45	348	277.2	284	454	3102	1.13
11	309.2	2.48	354	277.2	278	445	3114	1.13
12	310.0	2.23	370	277.1	268	429	3068	1.12
Media	306.7	2.6	352.6	277.2	288.1	461.1	3131.1	1.14

*) O_{2 ref} = 6 %

Tab. 5.16. Valori raportate la O_2 ref între scrubber și reactor (PM2)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	149.2	2.60	385	277.1	291	466	2586	1.14
2	151.4	2.52	393	277.1	284	456	2570	1.14
3	150.5	2.44	380	277.2	285	457	2564	1.13
4	149.4	2.55	371	277.1	293	470	2574	1.14
5	150.1	2.78	359	277.2	307	491	2567	1.15
6	153.5	3.04	352	277.1	318	509	2556	1.17
7	151.9	3.02	345	277.2	318	510	2535	1.17
8	151.2	2.77	349	277.2	310	496	2514	1.15
9	153.3	2.63	365	277.2	301	482	2513	1.14
10	154.3	2.49	366	277.2	294	473	2510	1.13
11	152.2	2.52	380	277.3	289	464	2526	1.14
12	155.7	2.36	400	277.1	280	449	2507	1.13
Media	151.9	2.6	370.5	277.2	297.5	476.9	2543.5	1.14

*) O_2 ref= 6 %Tab. 5.17. Valori raportate la O_2 ref după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	64.4	4.56	336	277.2	300	479	468	1.28
2	63.9	4.50	350	277.3	295	473	448	1.27
3	63.9	4.21	344	277.2	290	465	428	1.25
4	63.5	3.98	340	277.2	294	470	407	1.23
5	63.3	4.08	332	277.3	302	483	392	1.24
6	63.2	4.33	324	277.1	314	502	377	1.26
7	63.1	4.37	310	277.2	319	512	362	1.26
8	63.0	4.28	317	277.1	319	509	355	1.26
9	62.8	4.18	317	277.2	311	497	353	1.25
10	62.7	4.17	322	277.2	303	484	345	1.25
11	62.6	4.12	329	277.1	298	477	339	1.24
12	62.6	4.00	334	277.2	289	461	334	1.24
Media	63.3	4.2	329.5	277.2	302.7	484.5	384.2	1.25

*) O_2 ref= 6 %

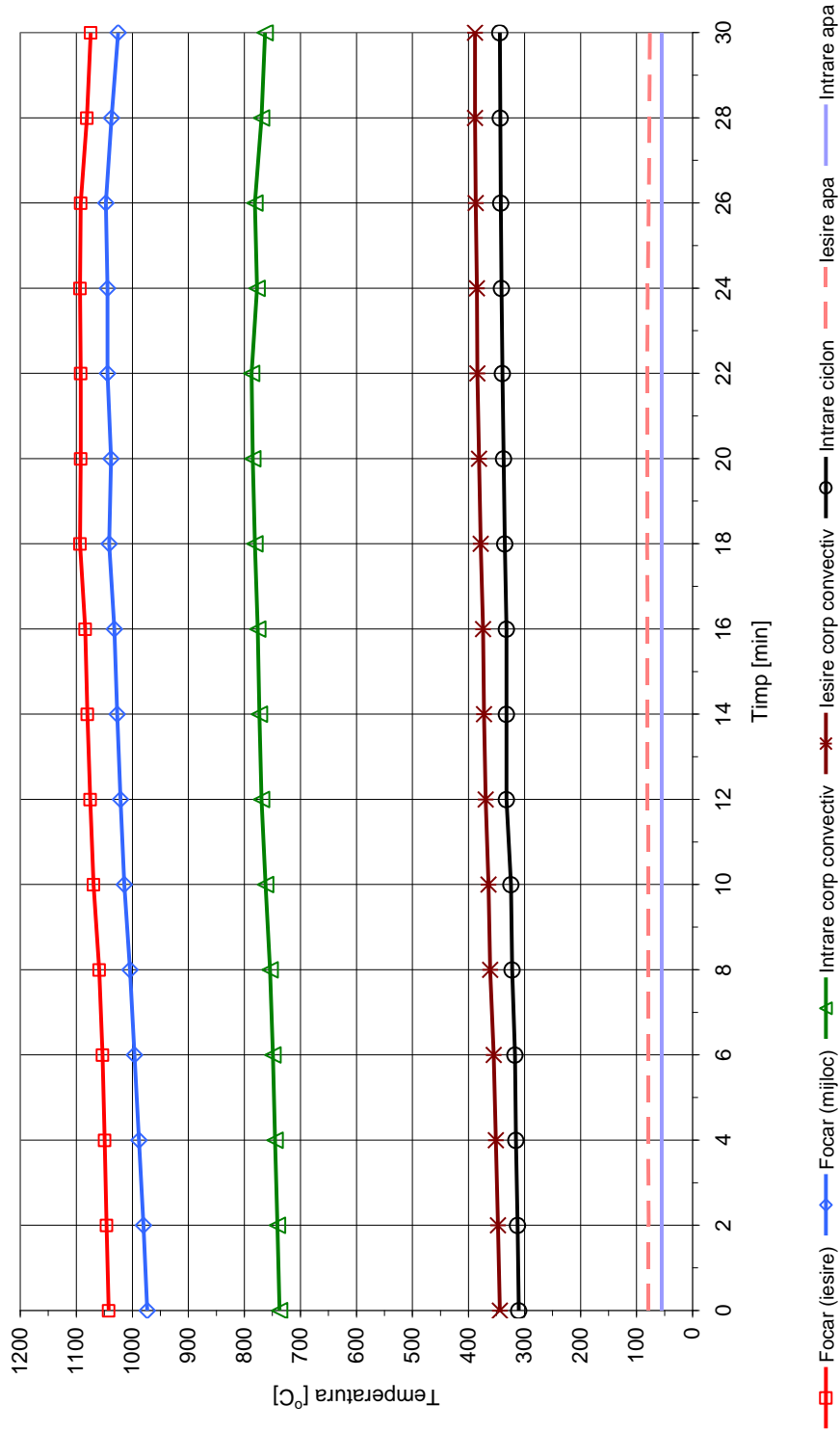


Fig. 5.18. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

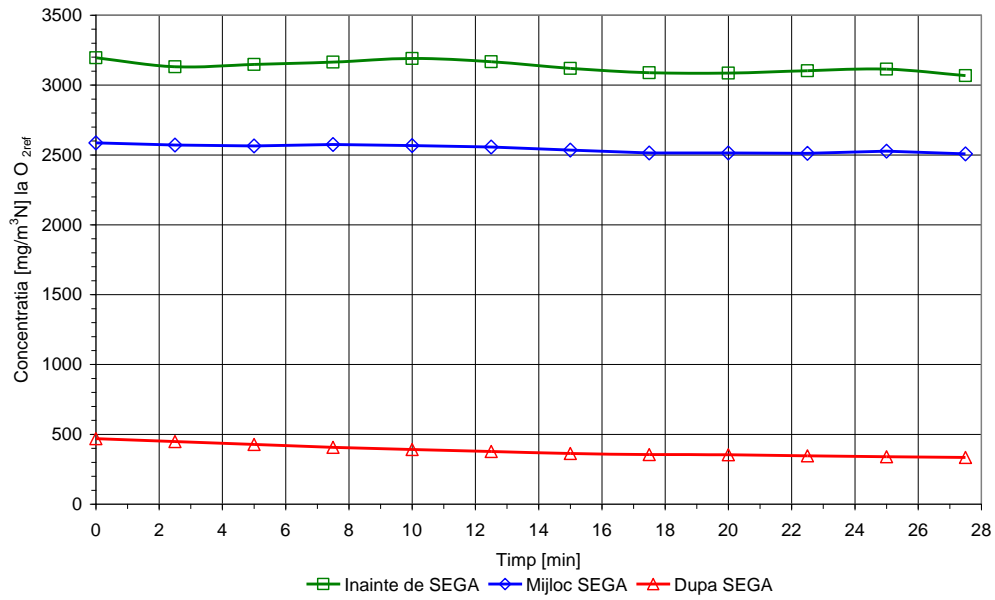


Fig. 5.19. Variația concentrației dioxidului de sulf în timp

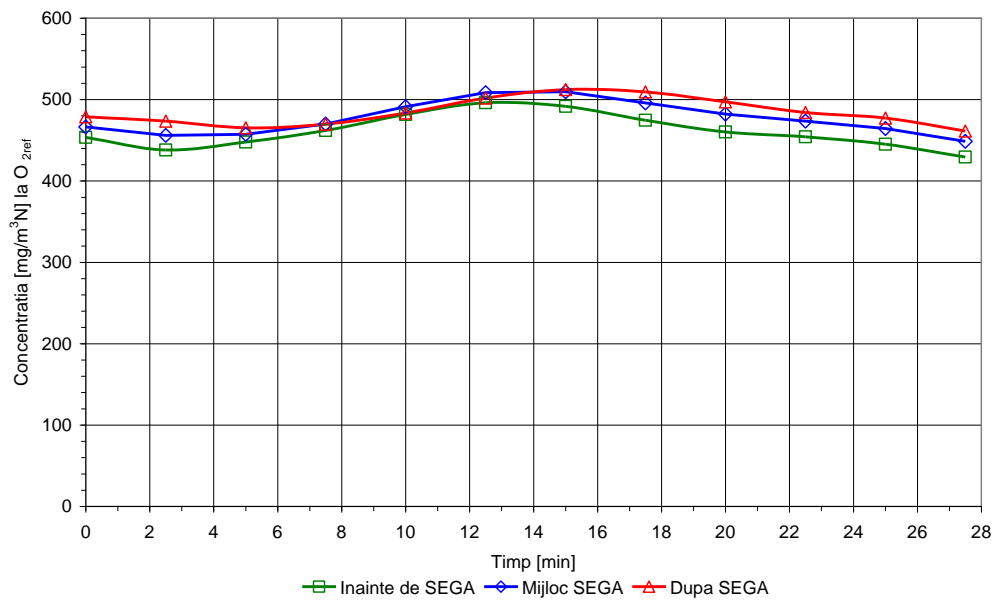


Fig. 5.20. Variația concentrației oxizilor de azot în timp

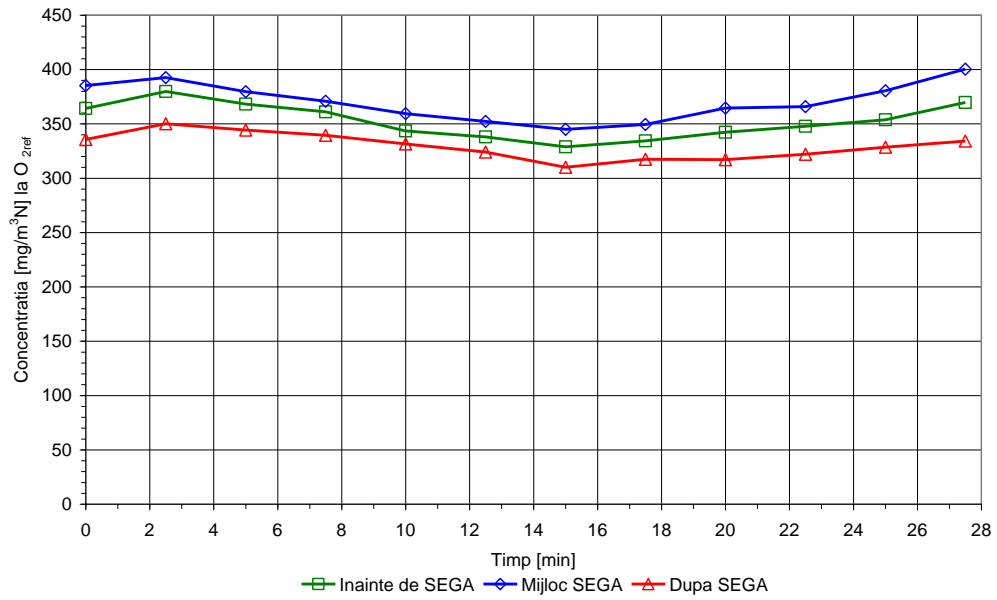


Fig. 5.21. Variația concentrației monoxidului de carbon în timp

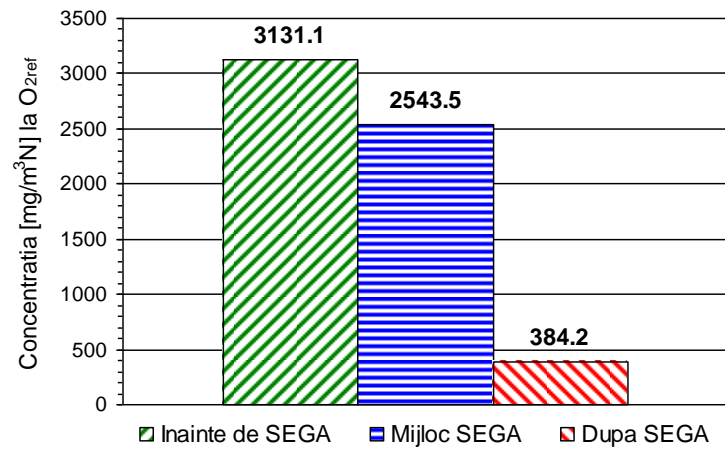


Fig. 5.22. Concentrația medie a dioxidului de sulf

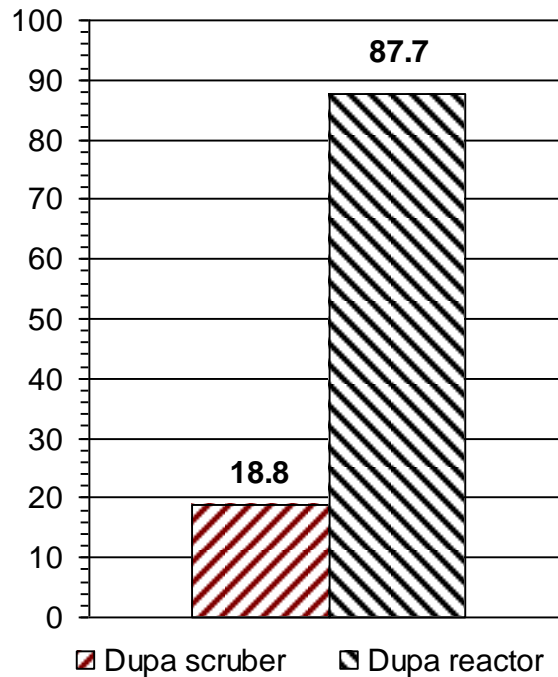


Fig. 5.23. Gradul de reducere a dioxidului de sulf

După cum reiese din Fig. 5.18, temperatura gazelor la ieșirea din focar a fost în jurul valorii de 1100 °C. Menținerea temperaturii în jurul valorii prestabilite nu a fost realizabilă, datorită imposibilității micșorării debitului de combustibil (poziția variatorului a fost la minim). În Fig. 5.21 se observă variația concentrației CO, în creștere față de cazul arderii singulare a lignitului, fapt ce indică o ardere mai puțin eficientă.

În Fig. 5.19 se prezintă variația concentrației dioxidului de sulf în timp, în cele trei puncte de măsurare PM1, PM2 și PM3. Pentru huila din bazinul Valea Jiului s-au încercat următoarele procedee, obținându-se următoarele grade de rețineră a SO₂-ului (Fig. 5.22 și Fig. 5.23):

- spălare cu apă în scruber– grad de reducere 18,8 %,
- spălarea cu apă în scruber și cu soluție de 1,5 % NaOH în reactor– grad de reducere 87,7%.

Diferențele între valorile NO_x-ului și CO-ului așa cum reies din Fig. 5.20, respectiv Fig. 5.21 apar pe motivele anterior amintite. Precizia de măsurare a analizorului de gaze Testo 300 XXL este prezentată în [103].

SET 3

Combustibil: 15 % Coceni de porumb cu 85 % Huilă
Fără epurarea gazelor de ardere

Tab. 5.18. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	288.6	13.32	35	7.24	119	123	506	2.73
2	288.5	13.43	36	7.14	119	123	496	2.77
3	289.1	13.46	38	7.11	119	123	493	2.78
4	289.2	13.54	41	7.04	119	123	489	2.81
5	289.2	13.67	42	6.92	118	122	476	2.86
6	289.0	13.73	42	6.85	118	122	465	2.89
7	289.3	13.45	40	7.12	121	125	477	2.78
8	289.1	13.29	38	7.27	120	124	476	2.72
9	289.5	13.15	36	7.40	119	123	486	2.67
10	289.4	13.03	35	7.51	120	126	490	2.63
11	289.8	12.80	35	7.73	120	126	513	2.56
12	289.4	12.52	34	7.99	119	125	538	2.48
Media	289.2	13.3	37.7	7.3	119.3	123.8	492.1	2.72

Tab. 5.19. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	288.6	13.32	82	266.1	297	473	2706	2.73
2	288.5	13.43	86	266.2	301	480	2687	2.77
3	289.1	13.46	91	266.1	302	482	2682	2.78
4	289.2	13.54	99	266.3	306	487	2690	2.81
5	289.2	13.67	103	266.5	308	491	2665	2.86
6	289.0	13.73	104	265.9	311	495	2625	2.89
7	289.3	13.45	95	266.2	307	489	2594	2.78
8	289.1	13.29	89	266.1	298	475	2534	2.72
9	289.5	13.15	83	266.1	290	463	2542	2.67
10	289.4	13.03	79	266.0	288	467	2525	2.63
11	289.8	12.80	77	266.1	280	454	2567	2.56
12	289.4	12.52	72	265.9	269	435	2605	2.48
Media	289.2	13.3	88.3	266.1	296.5	474.1	2618.5	2.72

*) O_{2 ref} = 6,60 % conform relației 5.10

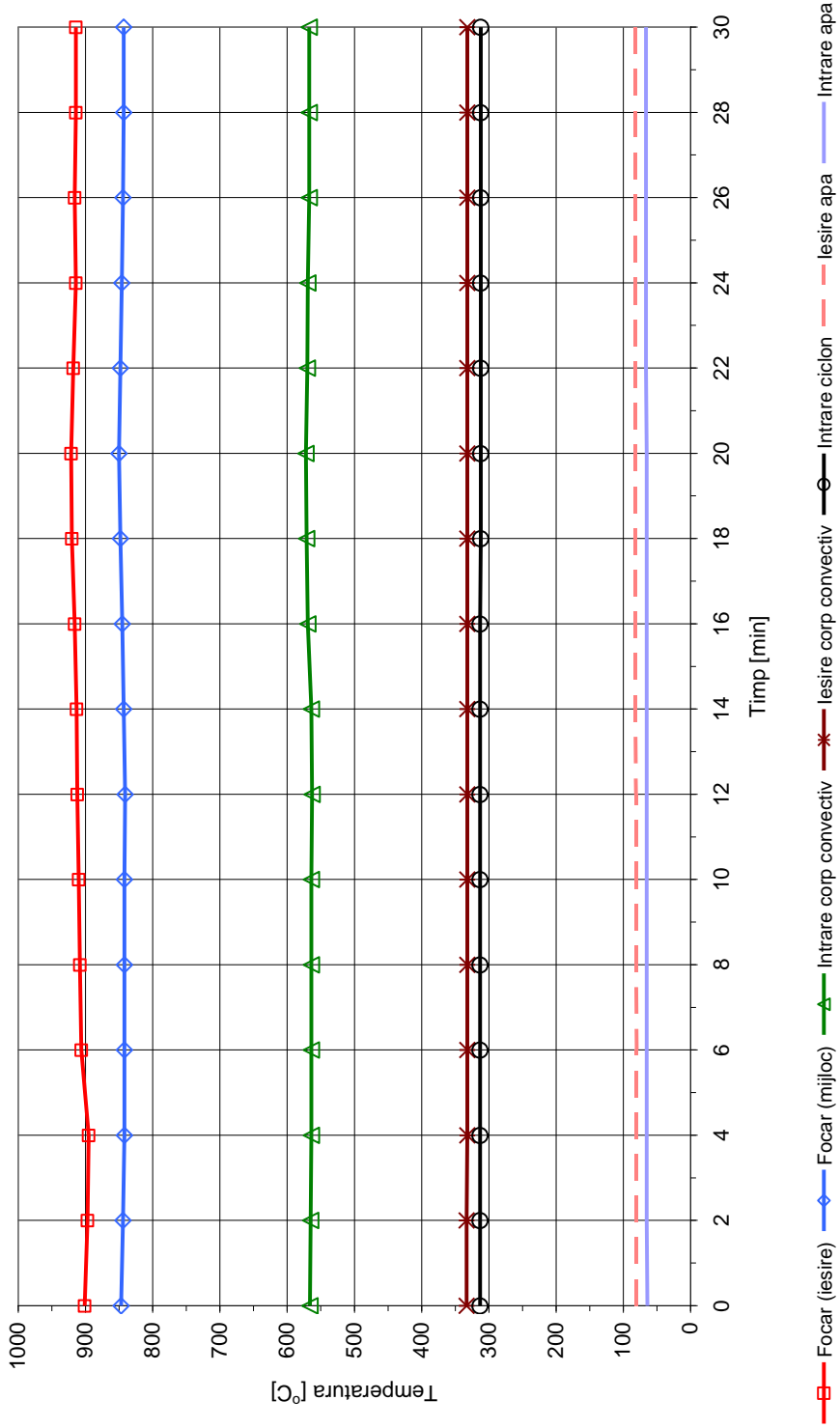


Fig. 5.24. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

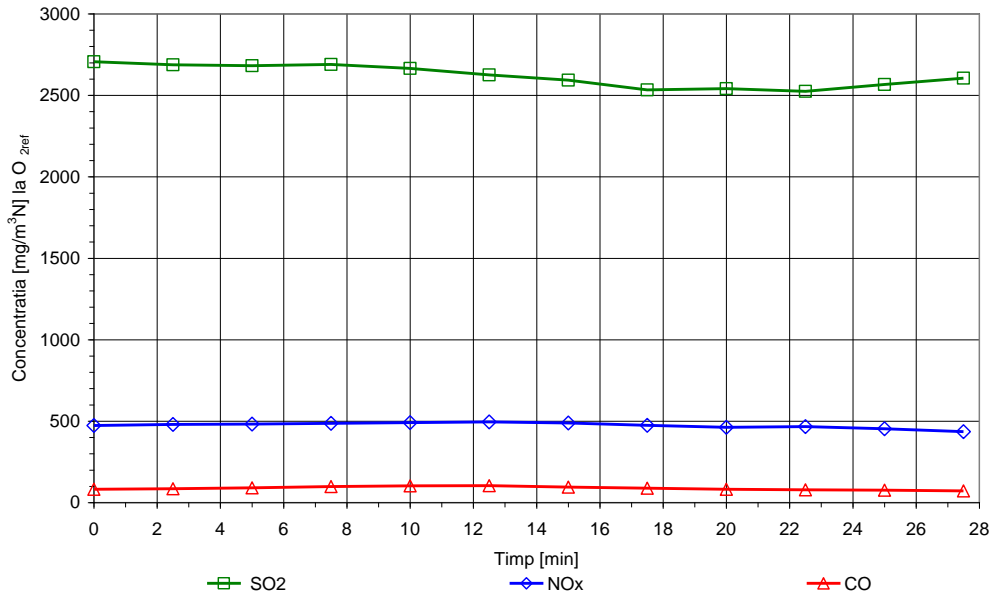


Fig. 5.25. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

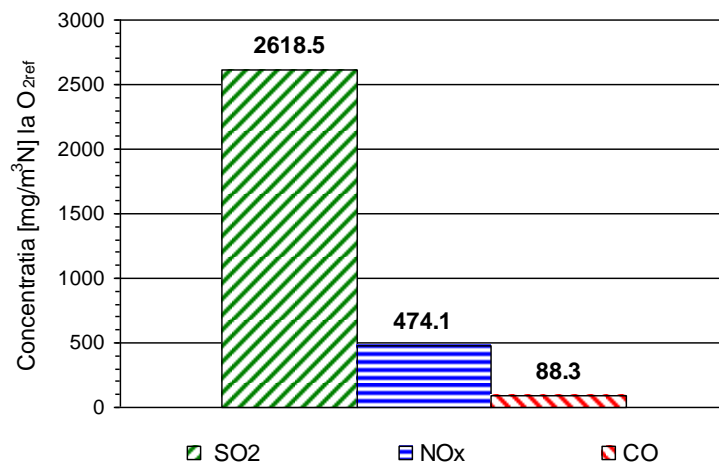


Fig. 5.26. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.25 și Fig. 5.26 se observă o scădere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3131 mg/m³N, în cazul arderii singulare a huilei, la 2618,5 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 16,37 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea huilei.

SET 4

Combustibil: 15 % Coceni de porumb cu 85 % Lignit
Fără epurarea gazelor de ardere

Tab. 5.20. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	275.4	12.19	140	8.31	140	147	584	2.38
2	275.2	12.14	138	8.35	140	148	592	2.37
3	275.4	12.12	136	8.37	141	149	601	2.36
4	275.3	12.14	135	8.35	142	149	609	2.37
5	275.3	12.15	134	8.35	141	149	616	2.37
6	275.3	12.13	133	8.36	142	149	623	2.37
7	275.0	12.11	133	8.38	143	151	625	2.36
8	275.3	12.10	132	8.40	144	152	627	2.36
9	275.4	12.10	131	8.40	145	152	630	2.36
10	275.1	12.17	131	8.33	144	152	632	2.38
11	275.5	12.20	133	8.30	142	150	632	2.39
12	275.5	12.25	135	8.25	143	150	631	2.40
Media	275.3	12.2	134.3	8.3	142.3	149.8	616.8	2.37

Tab. 5.21. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	275.4	12.19	273	254.4	291	471	2600	2.38
2	275.2	12.14	268	254.2	289	471	2620	2.37
3	275.4	12.12	263	254.2	291	473	2654	2.36
4	275.3	12.14	262	254.2	293	474	2696	2.37
5	275.3	12.15	260	254.5	292	475	2730	2.37
6	275.3	12.13	258	254.2	293	474	2754	2.37
7	275.0	12.11	257	254.2	294	479	2757	2.36
8	275.3	12.10	255	254.5	296	482	2763	2.36
9	275.4	12.10	253	254.5	298	482	2776	2.36
10	275.1	12.17	255	254.4	298	486	2807	2.38
11	275.5	12.20	260	254.4	295	481	2816	2.39
12	275.5	12.25	265	254.3	299	484	2828	2.40
Media	275.3	12.2	260.9	254.3	294.2	477.6	2733.4	2.37

*) O_{2 ref} = 7,24 % conform relației 5.10

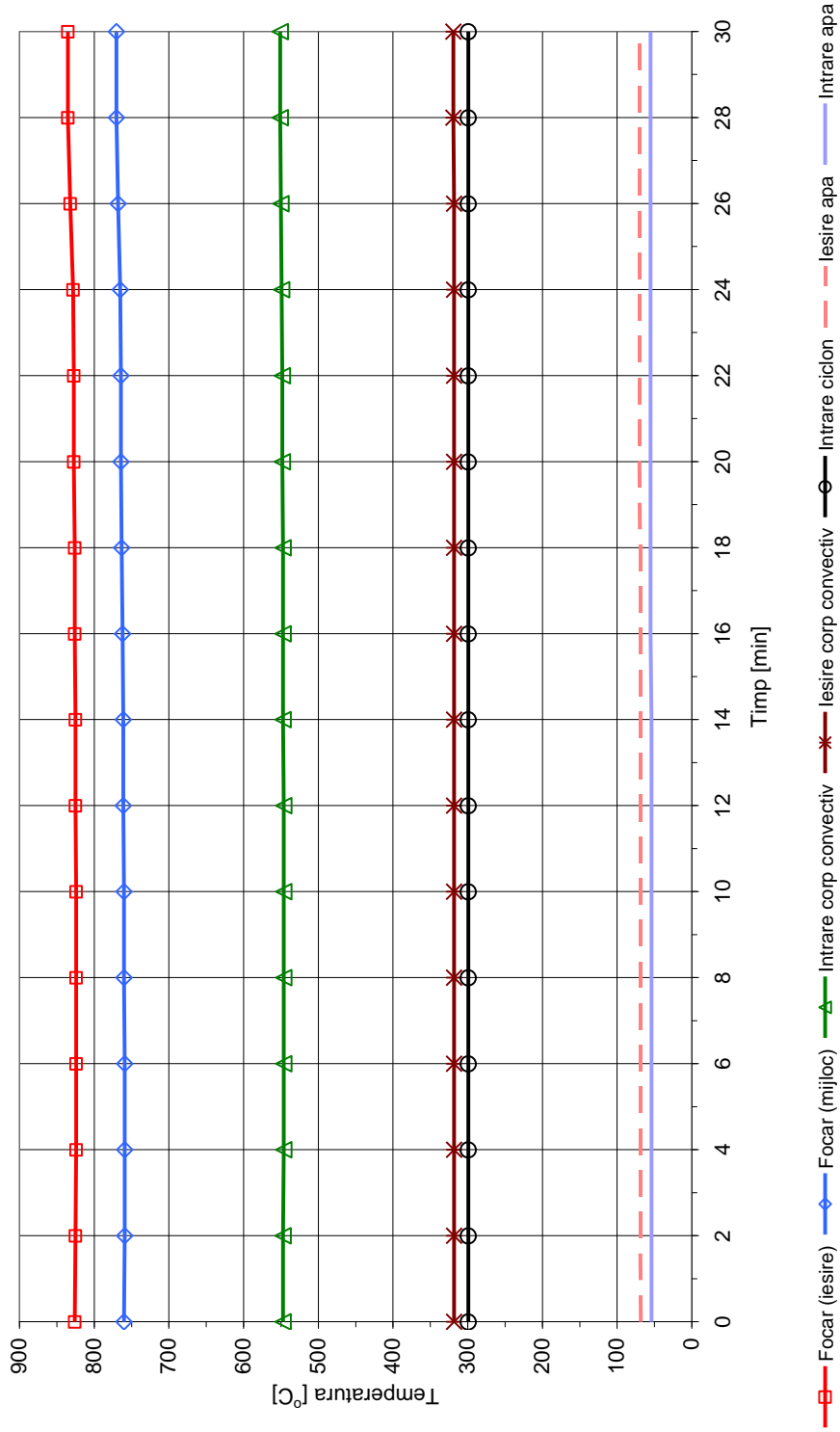


Fig. 5.27. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

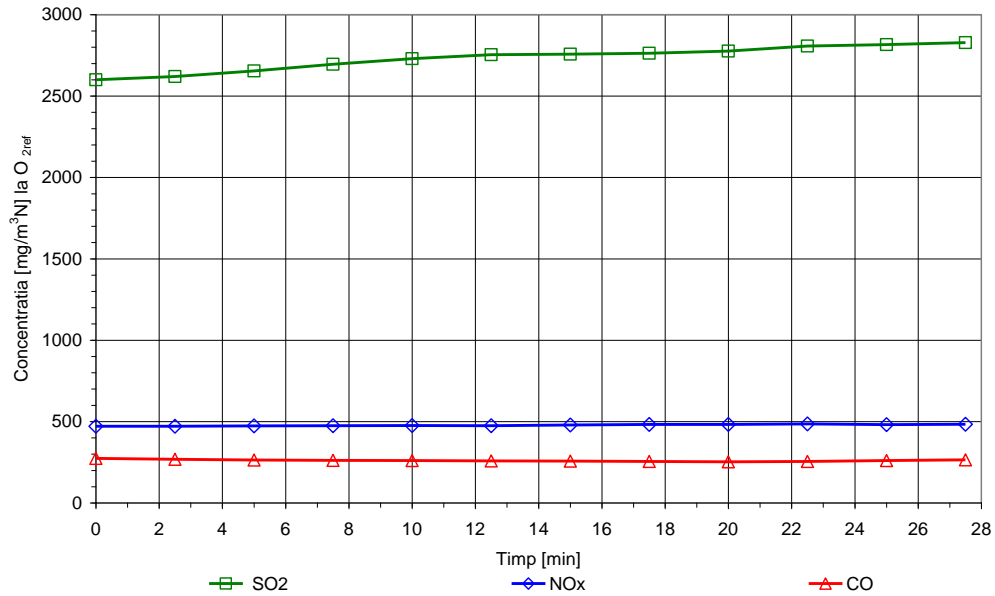


Fig. 5.28. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

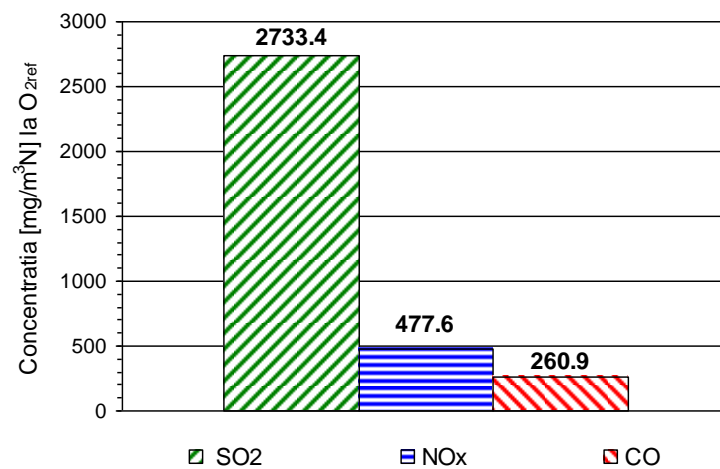


Fig. 5.29. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.28 și Fig. 5.29 se observă o scădere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3217 mg/m³N, în cazul arderii singulare a lignitului, la 2733,4 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 15,05 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea lignitului.

SET 5

Combustibil: 15 % Rumeșuș cu 85 % Huilă
Fără epurarea gazelor de ardere

Tab. 5.22. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	298.3	11.62	80	8.85	142	152	607	2.24
2	298.0	11.51	79	8.95	145	155	604	2.21
3	298.2	11.44	77	9.01	147	157	604	2.20
4	297.7	11.40	76	9.05	148	158	604	2.19
5	297.8	11.40	75	9.05	145	156	604	2.19
6	297.7	11.39	75	9.06	143	154	606	2.19
7	297.5	11.29	75	9.15	141	151	608	2.16
8	297.3	11.30	76	9.15	137	147	612	2.16
9	297.2	11.37	76	9.08	133	143	614	2.18
10	297.5	11.52	77	8.94	130	139	616	2.21
11	297.6	11.68	78	8.79	127	136	616	2.25
12	297.4	11.72	78	8.75	123	132	614	2.26
Media	297.7	11.5	76.8	9.0	138.4	148.3	609.1	2.20

Tab. 5.23. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	298.3	11.62	155	268.3	292	482	2676	2.24
2	298.0	11.51	151	268.2	295	486	2632	2.21
3	298.2	11.44	146	268.0	297	488	2613	2.20
4	297.7	11.40	144	268.1	298	490	2602	2.19
5	297.8	11.40	142	268.1	291	483	2602	2.19
6	297.7	11.39	142	268.1	287	477	2608	2.19
7	297.5	11.29	140	268.0	280	463	2589	2.16
8	297.3	11.30	142	268.3	273	451	2609	2.16
9	297.2	11.37	143	268.2	267	442	2637	2.18
10	297.5	11.52	147	268.2	265	436	2687	2.21
11	297.6	11.68	152	268.2	263	434	2733	2.25
12	297.4	11.72	152	268.2	256	423	2736	2.26
Media	297.7	11.5	146.3	268.2	280.2	462.9	2643.6	2.20

*) O_{2 ref} = 6,49 % conform relației 5.10

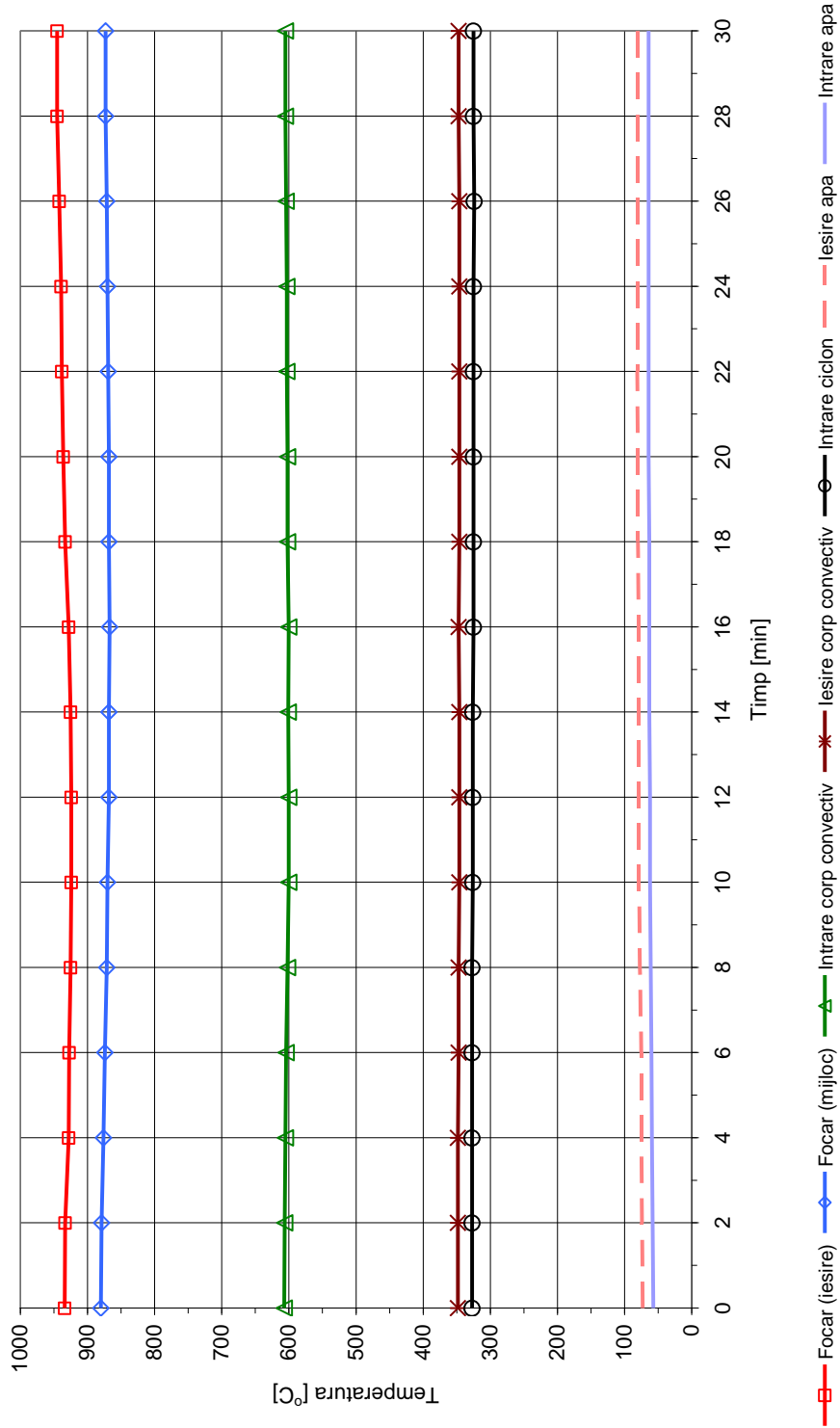


Fig. 5.30. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

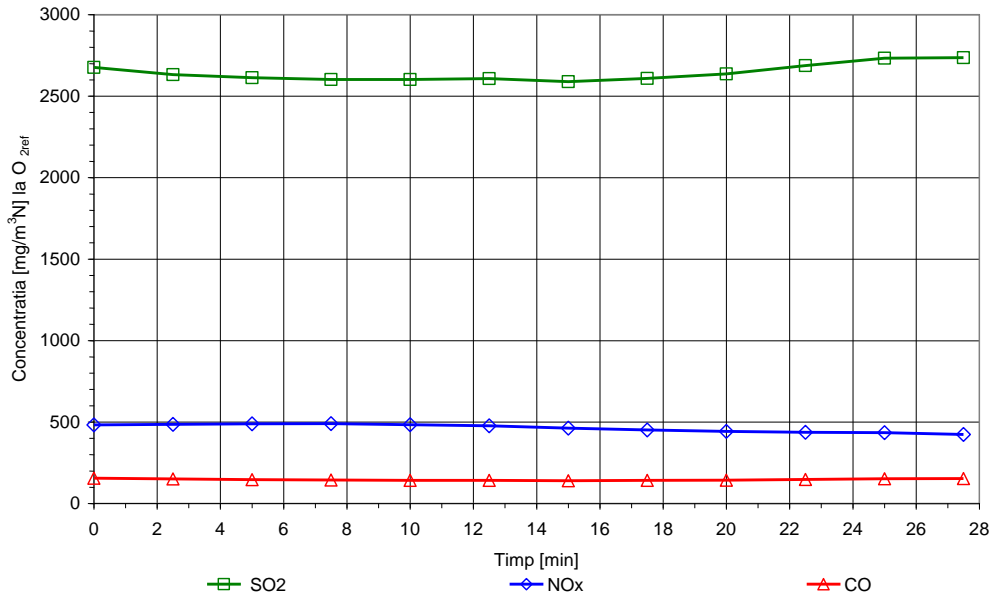


Fig. 5.31. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

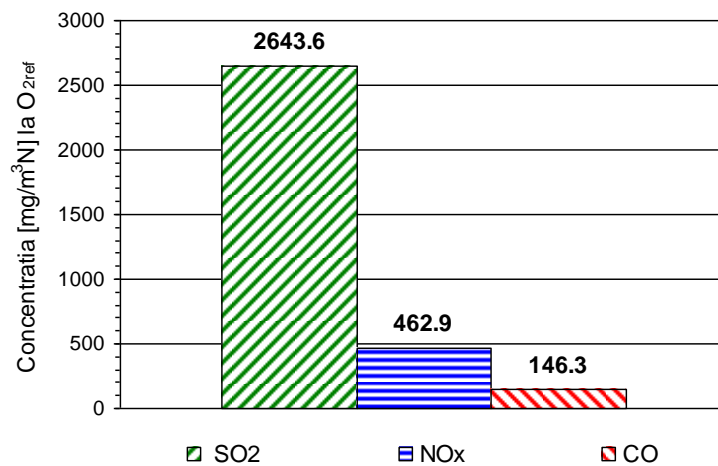


Fig. 5.32. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.31 și Fig. 5.32 se observă o scădere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3131 mg/m³N, în cazul arderii singulare a huilei, la 2643,6 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 15,57 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea huilei.

SET 6

Combustibil: 15 % Rumeșuș cu 85 % Lignit
Fără epurarea gazelor de ardere

Tab. 5.24. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	280.5	10.80	154	9.61	164	178	705	2.06
2	280.5	10.72	153	9.69	166	180	705	2.04
3	280.8	10.61	152	9.80	167	182	706	2.02
4	280.4	10.60	152	9.81	168	183	708	2.02
5	280.9	10.55	151	9.85	170	185	711	2.01
6	280.9	10.54	150	9.86	171	185	714	2.01
7	281.0	10.52	150	9.88	172	187	716	2.00
8	280.7	10.46	149	9.94	174	188	719	1.99
9	280.7	10.40	149	9.99	176	191	721	1.98
10	281.3	10.32	149	10.07	178	193	724	1.97
11	281.3	10.25	149	10.14	179	194	727	1.95
12	281.0	10.22	149	10.16	177	192	730	1.95
Media	280.8	10.5	150.6	9.9	171.8	186.5	715.5	2.00

Tab. 5.25. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	280.5	10.80	263	257.8	299	499	2750	2.06
2	280.5	10.72	260	257.9	300	501	2729	2.04
3	280.8	10.61	255	258.1	298	501	2703	2.02
4	280.4	10.60	255	258.1	300	504	2709	2.02
5	280.9	10.55	252	257.9	302	507	2707	2.01
6	280.9	10.54	250	257.9	304	506	2716	2.01
7	281.0	10.52	250	258.0	305	511	2718	2.00
8	280.7	10.46	247	258.0	307	510	2714	1.99
9	280.7	10.40	245	257.9	308	516	2706	1.98
10	281.3	10.32	243	258.0	309	517	2697	1.97
11	281.3	10.25	242	258.1	309	516	2691	1.95
12	281.0	10.22	241	257.9	305	510	2694	1.95
Media	280.8	10.5	250.3	258.0	303.8	508.2	2711.1	2.00

*) O_{2 ref} = 7,04 % conform relației 5.10

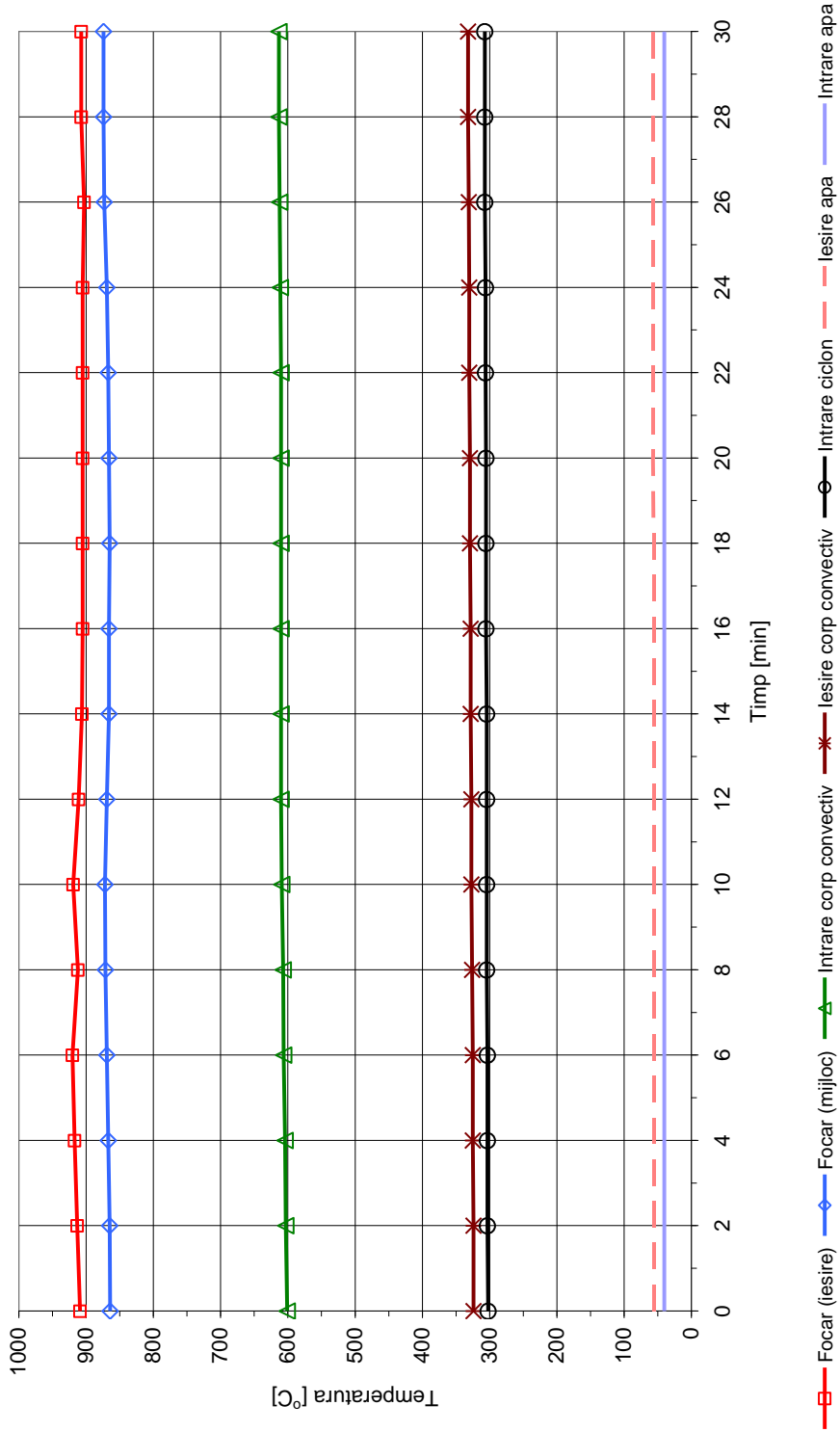


Fig. 5.33. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

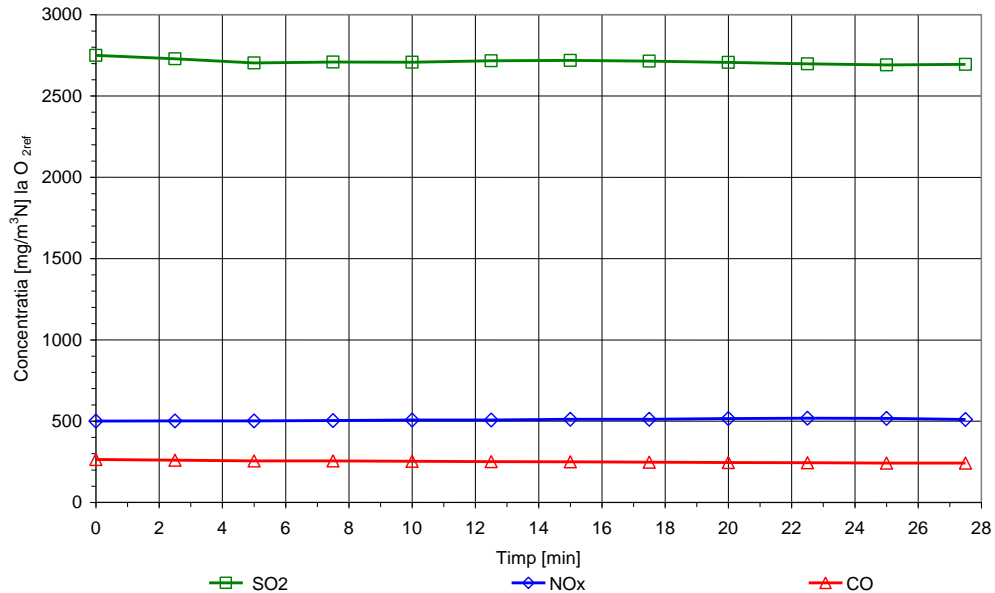


Fig. 5.34. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

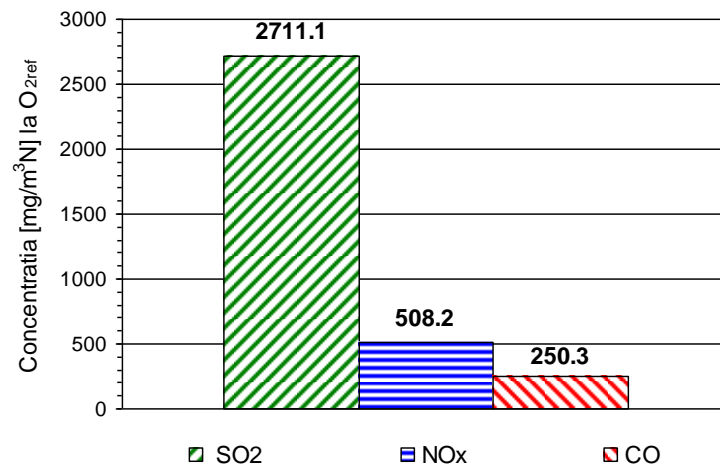


Fig. 5.35. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.34 și Fig. 5.35 se observă o scădere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3217 mg/m³N, în cazul arderii singulare a lignitului, la 2711,1 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 15,74 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea lignitului.

SET 7

Combustibil: 30 % Coceni de porumb cu 70 % Huilă
Fără epurarea gazelor de ardere

Tab. 5.26. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	270.3	14.54	145	6.09	107	111	358	3.25
2	269.9	14.51	143	6.12	107	112	363	3.24
3	270.3	14.5	137	6.13	107	112	366	3.23
4	270.0	14.60	127	6.04	106	110	367	3.28
5	269.6	14.75	118	5.89	103	108	368	3.36
6	269.7	14.84	110	5.81	102	106	366	3.41
7	269.9	14.84	107	5.81	101	105	362	3.41
8	269.1	14.97	105	5.68	100	104	360	3.49
9	268.9	15.13	103	5.53	96	100	358	3.58
10	268.9	15.09	105	5.58	96	100	355	3.55
11	269.4	14.84	110	5.81	95	99	352	3.41
12	269.6	14.73	112	5.91	95	99	352	3.35
Media	269.6	14.8	118.5	5.9	101.3	105.5	360.6	3.38

Tab. 5.27. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	270.3	14.54	386	254.1	303	484	2172	3.25
2	269.9	14.51	379	254.1	302	486	2192	3.24
3	270.3	14.5	362	254.2	301	486	2207	3.23
4	270.0	14.60	341	254.3	303	484	2247	3.28
5	269.6	14.75	325	254.0	301	487	2307	3.36
6	269.7	14.84	307	254.2	303	485	2328	3.41
7	269.9	14.84	299	254.2	300	480	2303	3.41
8	269.1	14.97	299	253.9	303	486	2340	3.49
9	268.9	15.13	302	253.9	299	480	2390	3.58
10	268.9	15.09	305	254.5	297	477	2354	3.55
11	269.4	14.84	307	254.2	282	453	2239	3.41
12	269.6	14.73	307	254.0	277	445	2200	3.35
Media	269.6	14.8	326.5	254.1	297.6	477.9	2273.2	3.38

*) O_{2 ref} = 7,25 % conform relației 5.10

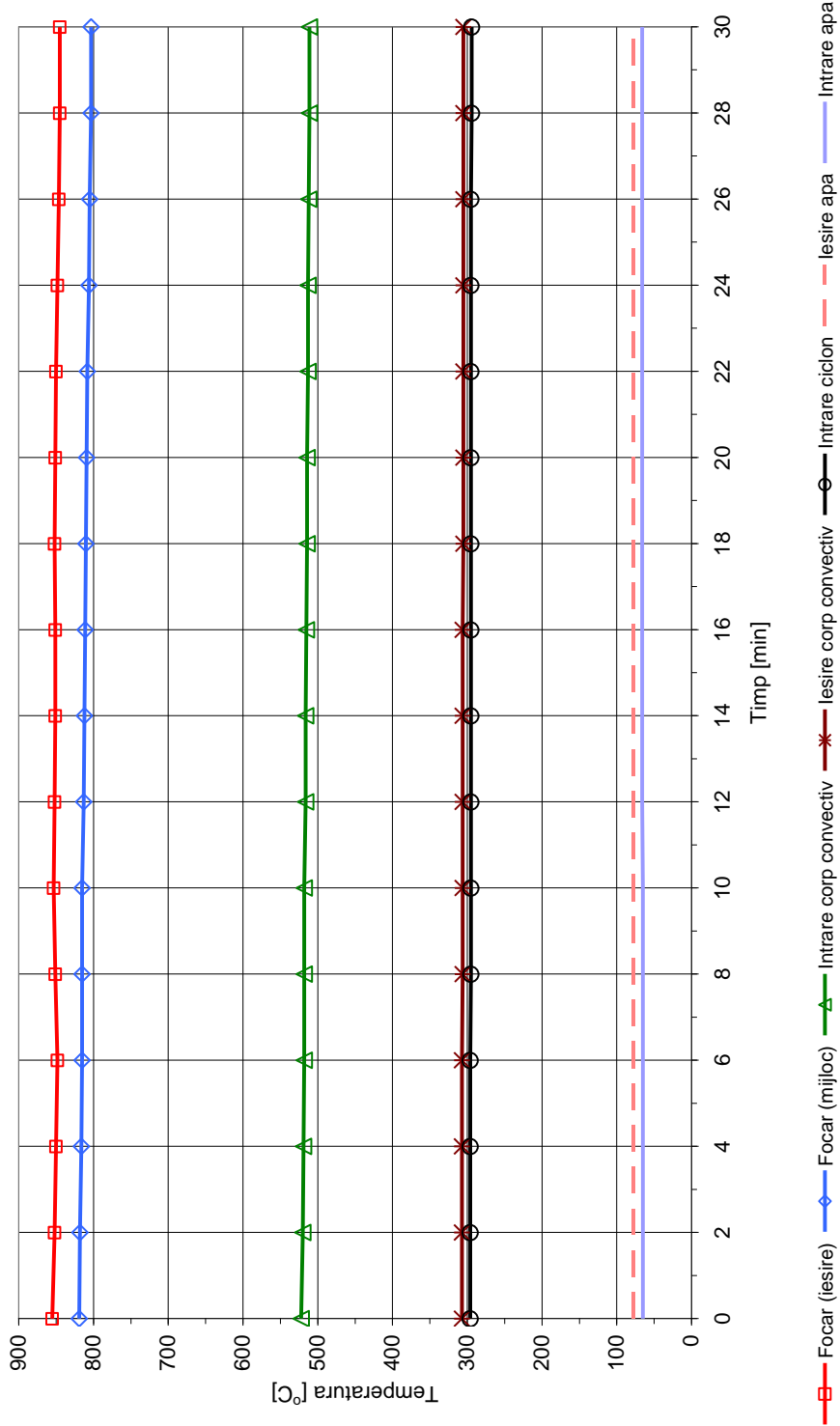


Fig. 5.36. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

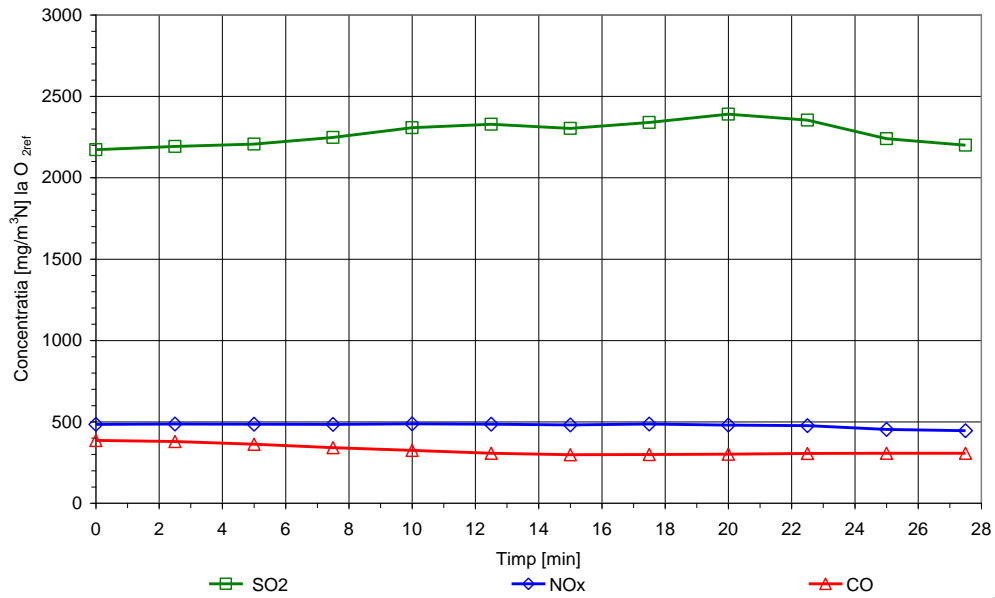


Fig. 5.37. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

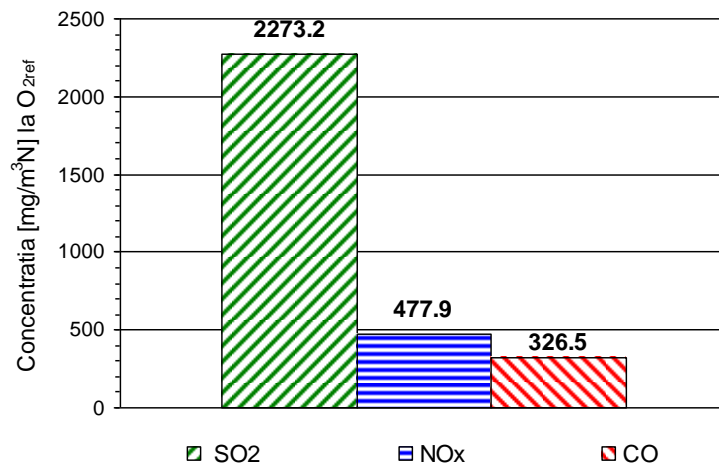


Fig. 5.38. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.37 și Fig. 5.38 se observă o scădere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3131 mg/m³N, în cazul arderii singulare a huilei, la 2273,2 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 27,40 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea huilei.

SET 8

Combustibil: 30 % Coceni de porumb cu 70 % Lignit
Fără epurarea gazelor de ardere

Tab. 5.28. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	271.7	13.37	162	7.19	138	144	485	2.75
2	271.7	13.38	171	7.18	137	144	478	2.76
3	271.8	13.40	180	7.16	137	144	475	2.76
4	272.2	13.43	182	7.14	137	143	472	2.77
5	272.4	13.43	178	7.14	137	143	469	2.77
6	272.2	13.31	177	7.25	139	146	470	2.73
7	272.5	13.04	178	7.51	143	150	475	2.64
8	272.3	12.80	175	7.73	146	154	479	2.56
9	272.0	12.70	155	7.83	146	153	482	2.53
10	272.2	12.68	134	7.85	144	151	481	2.52
11	272.0	12.66	128	7.86	142	149	490	2.52
12	272.6	12.68	126	7.85	142	149	494	2.52
Media	272.1	13.1	162.2	7.5	140.7	147.5	479.2	2.65

Tab. 5.29. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	271.7	13.37	339	235.9	307	494	2313	2.75
2	271.7	13.38	358	235.8	305	495	2283	2.76
3	271.8	13.40	378	235.8	306	496	2275	2.76
4	272.2	13.43	384	236.1	307	495	2269	2.77
5	272.4	13.43	376	236.1	307	495	2255	2.77
6	272.2	13.31	368	236.0	307	497	2224	2.73
7	272.5	13.04	356	236.1	305	493	2172	2.64
8	272.3	12.80	341	235.9	302	492	2126	2.56
9	272.0	12.70	298	236.1	299	483	2114	2.53
10	272.2	12.68	257	236.2	294	475	2104	2.52
11	272.0	12.66	245	235.9	289	468	2138	2.52
12	272.6	12.68	242	236.2	290	469	2161	2.52
Media	272.1	13.1	328.5	236.0	301.6	487.5	2202.8	2.65

*) O_{2 ref} = 8,23 % conform relației 5.10

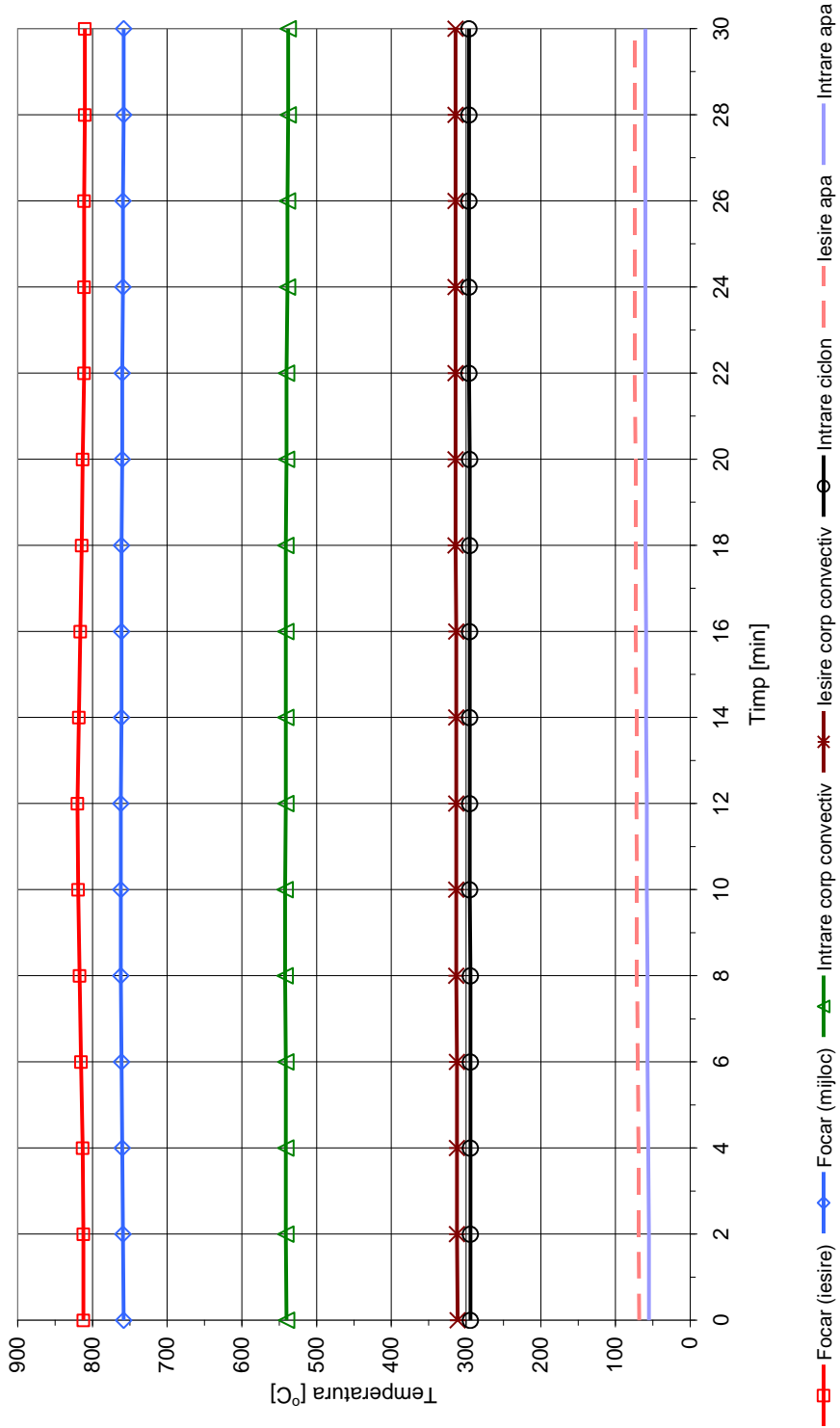


Fig. 5.39. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

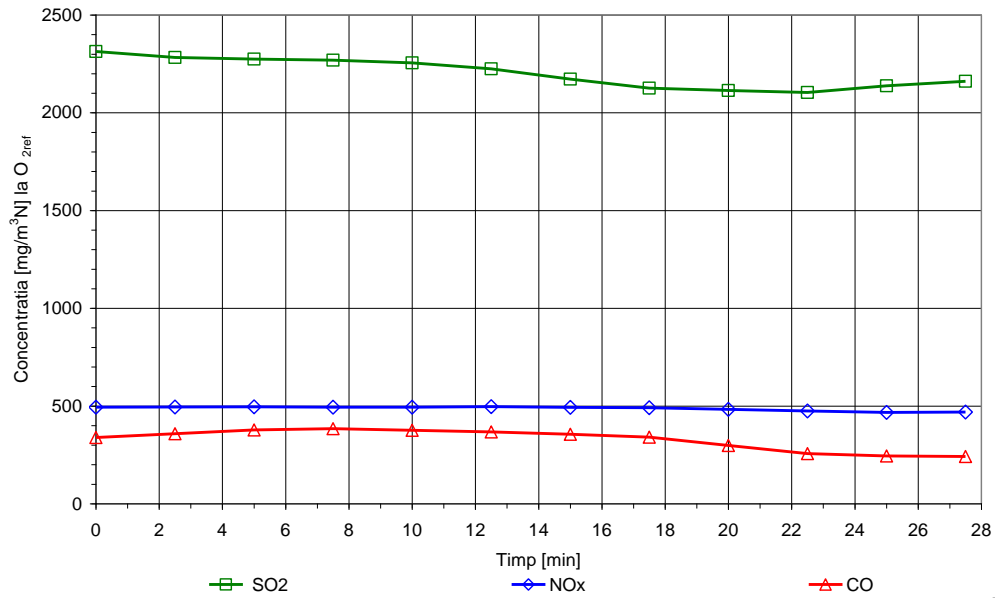


Fig. 5.40. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

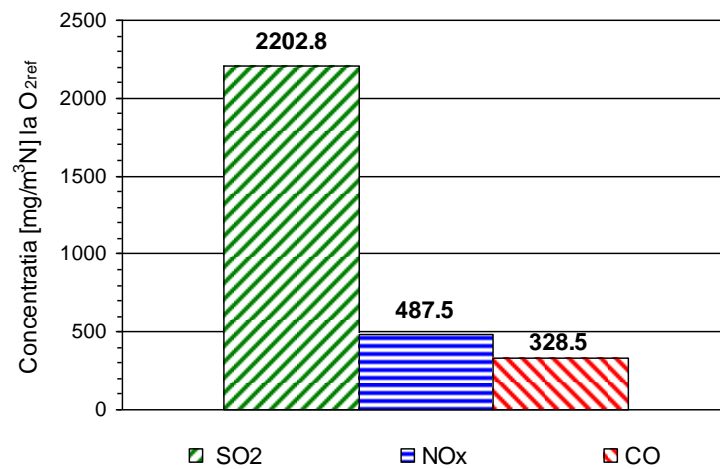


Fig. 5.41. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.40 și Fig. 5.41 se observă o scădere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3217 mg/m³N, în cazul arderii singulare a lignitului, la 2202,8 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 31,54 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea lignitului.

SET 9

Combustibil: 30 % Rumeș cu 70 % Huilă
Fără epurarea gazelor de ardere

Tab. 5.30. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	259.8	12.75	137	7.78	135	139	456	2.54
2	260.3	12.96	128	7.58	132	136	451	2.61
3	259.8	13.26	121	7.30	129	134	433	2.71
4	259.7	13.21	114	7.34	127	132	431	2.70
5	259.5	12.74	114	7.79	131	136	452	2.54
6	259.6	12.37	113	8.14	132	137	466	2.43
7	259.0	12.31	110	8.19	132	137	467	2.42
8	259.3	12.43	107	8.08	130	135	462	2.45
9	259.0	12.82	104	7.71	128	133	442	2.57
10	258.9	13.09	101	7.46	125	130	426	2.66
11	259.0	13.35	102	7.22	123	127	417	2.74
12	259.2	13.59	104	6.98	121	125	413	2.84
Media	259.4	12.9	112.9	7.6	128.8	133.4	443.1	2.60

Tab. 5.31. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	259.8	12.75	290	258.0	304	482	2199	2.54
2	260.3	12.96	278	258.0	305	484	2232	2.61
3	259.8	13.26	273	258.1	309	495	2227	2.71
4	259.7	13.21	255	257.8	303	485	2203	2.70
5	259.5	12.74	241	258.0	294	471	2177	2.54
6	259.6	12.37	228	258.1	284	454	2150	2.43
7	259.0	12.31	221	257.9	282	451	2136	2.42
8	259.3	12.43	218	258.0	282	451	2145	2.45
9	259.0	12.82	222	257.9	291	465	2152	2.57
10	258.9	13.09	223	258.0	293	470	2144	2.66
11	259.0	13.35	233	258.2	299	475	2168	2.74
12	259.2	13.59	245	257.7	303	483	2218	2.84
Media	259.4	12.9	243.8	258.0	295.7	472.3	2179.2	2.60

*) O_{2 ref} = 7,04 % conform relației 5.10

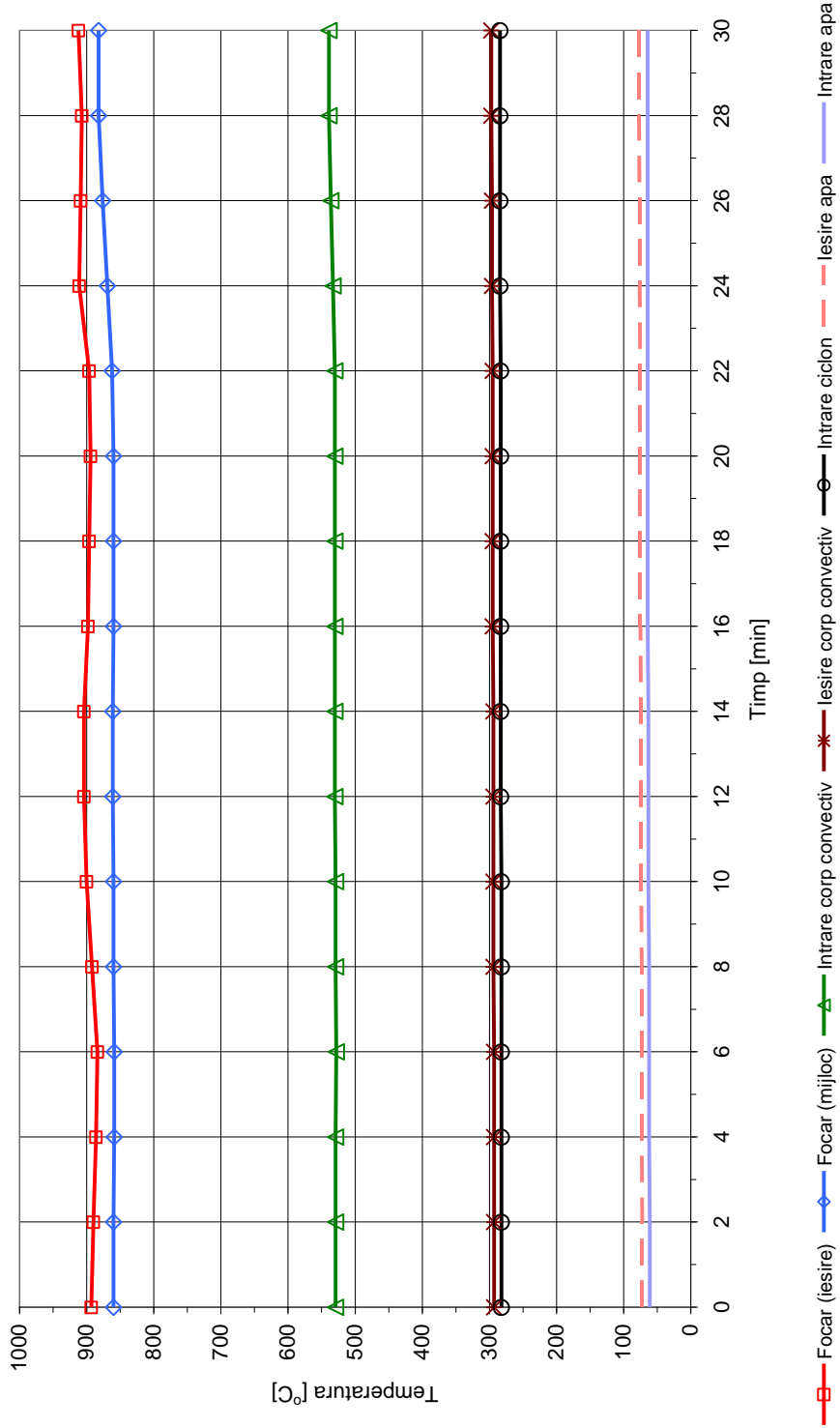


Fig. 5. 42. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

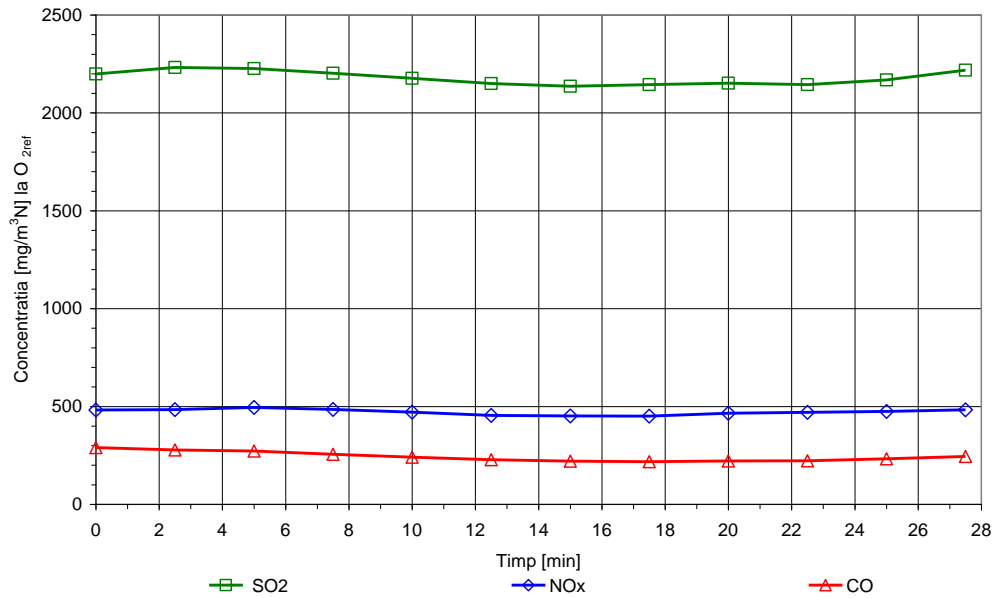


Fig. 5.43. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

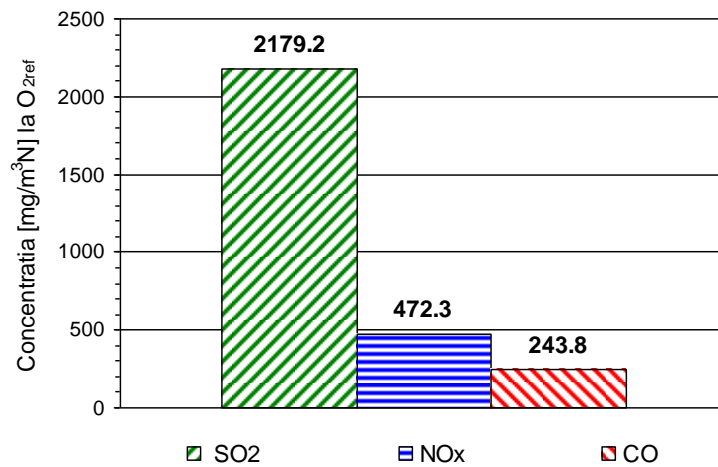


Fig. 5.44. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.43 și Fig. 5.44 se observă o scădere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3131 mg/m³N, în cazul arderii singulare a huilei, la 2179,2 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 30,40 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea huilei.

SET 10

Combustibil: 30 % Rumeșuș cu 70 % Lignit
Fără epurarea gazelor de ardere

Tab. 5.32. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	283.2	13.23	48	7.33	138	147	468	2.70
2	283.1	13.23	48	7.32	138	147	468	2.70
3	282.8	13.26	47	7.29	138	147	468	2.71
4	282.9	13.25	48	7.31	138	148	468	2.71
5	282.7	13.26	48	7.30	138	147	467	2.71
6	282.9	13.27	50	7.29	137	146	467	2.72
7	282.7	13.27	51	7.29	135	145	466	2.72
8	282.5	13.26	51	7.29	136	145	466	2.71
9	282.5	13.27	51	7.29	136	145	465	2.72
10	282.3	13.27	51	7.29	135	145	464	2.72
11	282.4	13.30	51	7.26	135	144	464	2.73
12	282.7	13.31	52	7.25	134	143	463	2.73
Media	282.7	13.3	49.7	7.3	136.5	145.8	466.2	2.72

Tab. 5.33. Valori raportate la O_{2 ref} înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	283.2	13.23	101	241.5	308	507	2242	2.70
2	283.1	13.23	101	241.2	308	507	2242	2.70
3	282.8	13.26	99	241.1	310	508	2251	2.71
4	282.9	13.25	101	241.4	309	511	2248	2.71
5	282.7	13.26	101	241.4	310	508	2246	2.71
6	282.9	13.27	106	241.4	308	506	2249	2.72
7	282.7	13.27	108	241.4	303	502	2244	2.72
8	282.5	13.26	108	241.1	305	502	2241	2.71
9	282.5	13.27	108	241.4	306	502	2239	2.72
10	282.3	13.27	108	241.4	303	502	2234	2.72
11	282.4	13.30	108	241.3	305	501	2243	2.73
12	282.7	13.31	110	241.3	303	498	2241	2.73
Media	282.7	13.3	104.8	241.3	306.5	504.5	2243.2	2.72

*) O_{2 ref} = 7,94 % conform relației 5.10

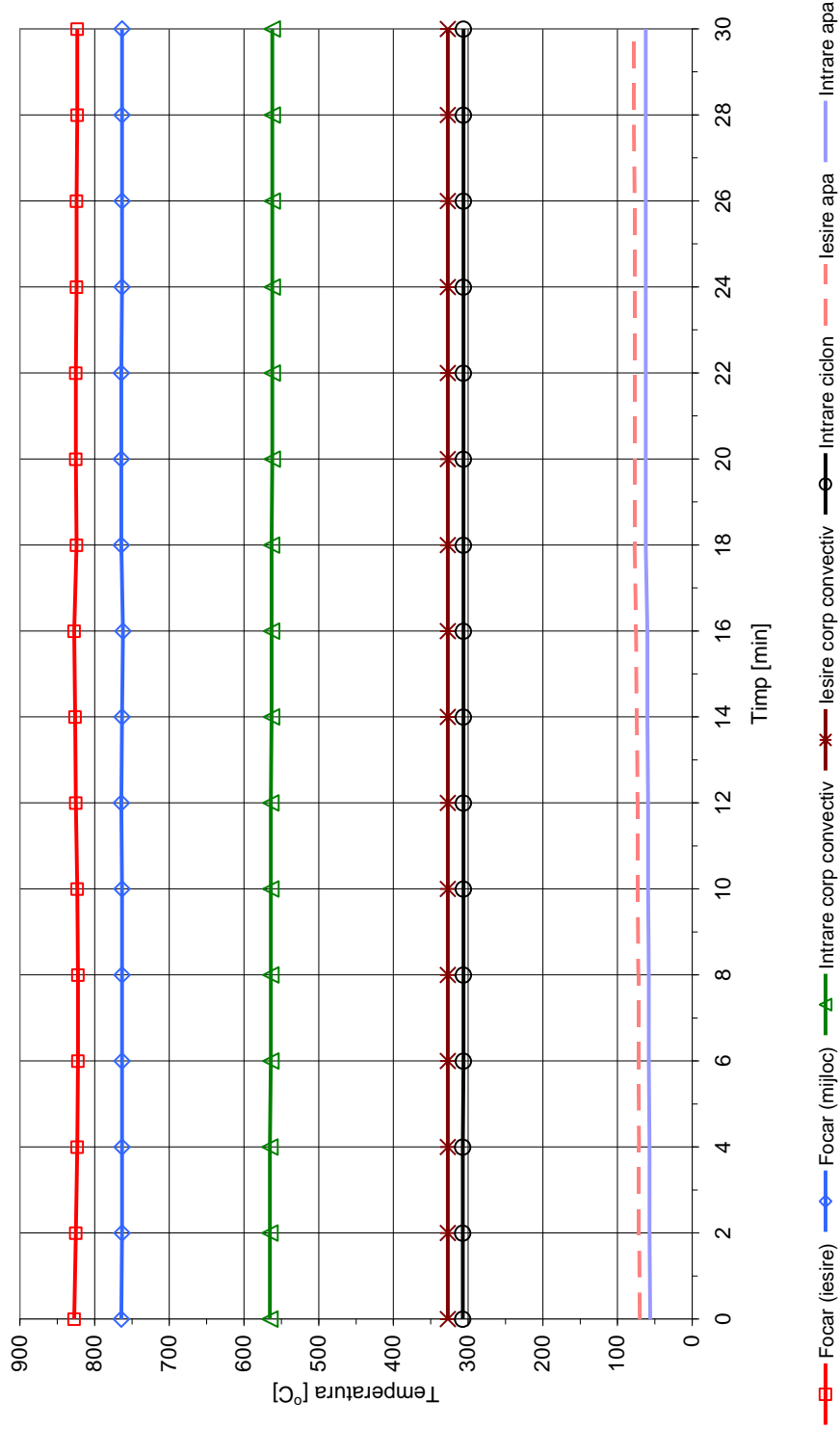


Fig. 5.45. Variația temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere în regim stabilizat

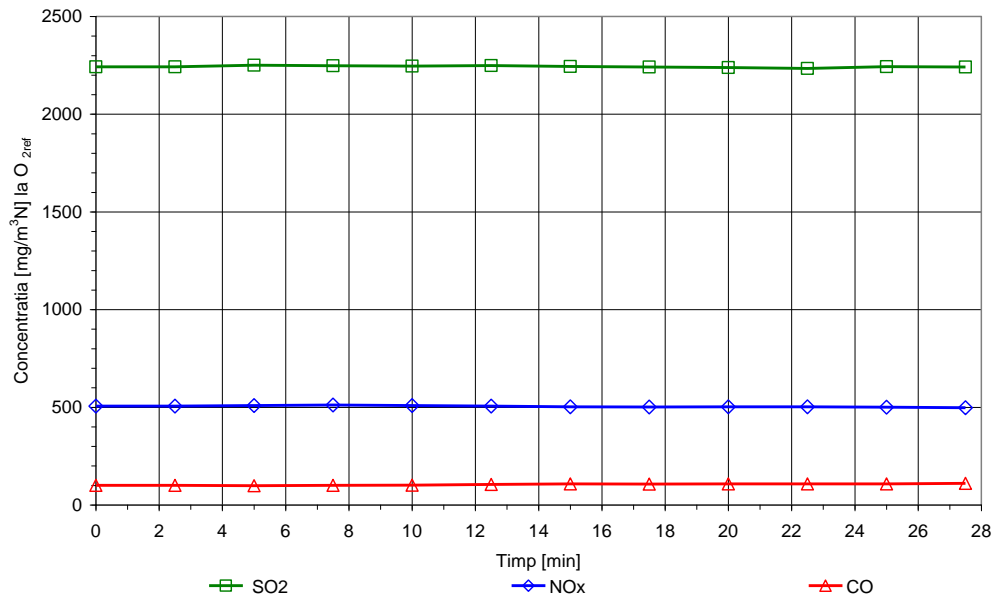


Fig. 5.46. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

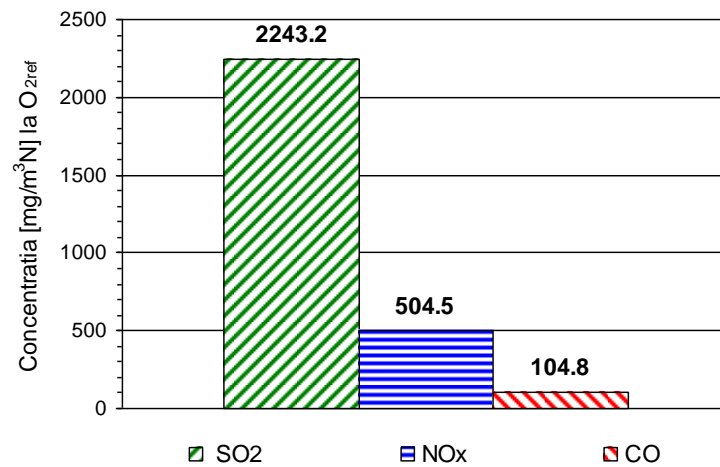


Fig. 5.47. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.46 și Fig. 5.47 se observă o scădere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3217 mg/m³N, în cazul arderii singulare a lignitului, la 2243,2 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 30,29 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea lignitului.

SET 11

Combustibil: 15 % Coceni de porumb cu 85 % Huilă
 Scruber: Injecție H₂O
 Reactor: Injecție soluție cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.34. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	288.6	13.32	35	7.24	119	123	506	2.73
2	288.5	13.43	36	7.14	119	123	496	2.77
3	289.1	13.46	38	7.11	119	123	493	2.78
4	289.2	13.54	41	7.04	119	123	489	2.81
5	289.2	13.67	42	6.92	118	122	476	2.86
6	289.0	13.73	42	6.85	118	122	465	2.89
7	289.3	13.45	40	7.12	121	125	477	2.78
8	289.1	13.29	38	7.27	120	124	476	2.72
9	289.5	13.15	36	7.40	119	123	486	2.67
10	289.4	13.03	35	7.51	120	126	490	2.63
11	289.8	12.80	35	7.73	120	126	513	2.56
12	289.4	12.52	34	7.99	119	125	538	2.48
Media	289.2	13.3	37.7	7.3	119.3	123.8	492.1	2.72

Tab. 5.35. Valori raportate la O_{2 ref} după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	288.6	13.32	82	266.1	297	473	2706	2.73
2	288.5	13.43	86	266.2	301	480	2687	2.77
3	289.1	13.46	91	266.1	302	482	2682	2.78
4	289.2	13.54	99	266.3	306	487	2690	2.81
5	289.2	13.67	103	266.5	308	491	2665	2.86
6	289.0	13.73	104	265.9	311	495	2625	2.89
7	289.3	13.45	95	266.2	307	489	2594	2.78
8	289.1	13.29	89	266.1	298	475	2534	2.72
9	289.5	13.15	83	266.1	290	463	2542	2.67
10	289.4	13.03	79	266.0	288	467	2525	2.63
11	289.8	12.80	77	266.1	280	454	2567	2.56
12	289.4	12.52	72	265.9	269	435	2605	2.48
Media	289.2	13.3	88.3	266.1	296.5	474.1	2618.5	2.72

*) O_{2 ref} = 6,60 % conform relației 5.10

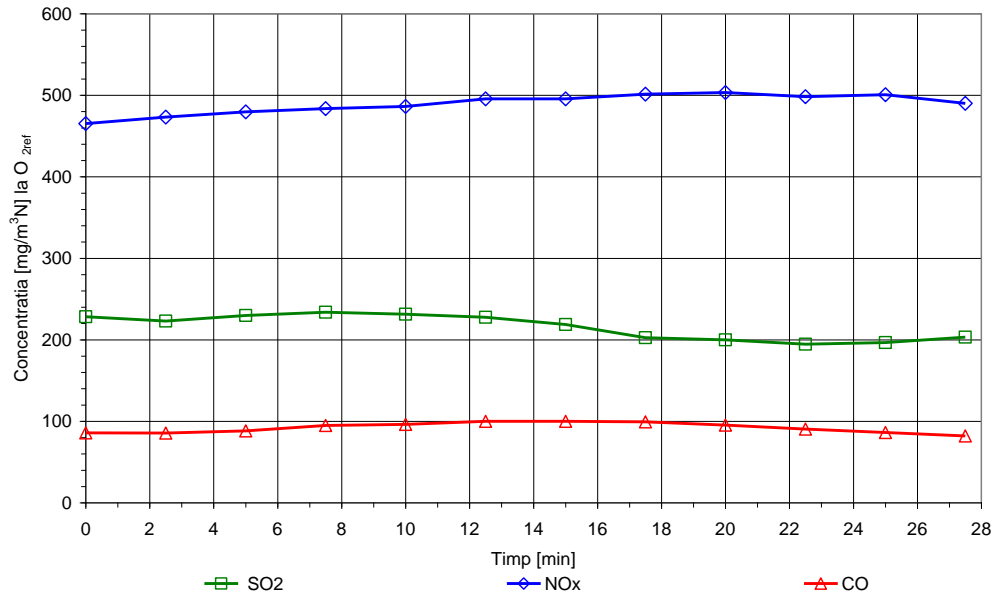


Fig. 5.48. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

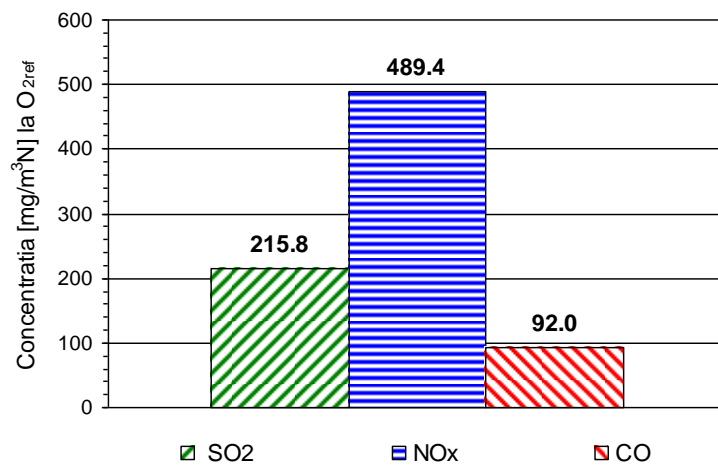


Fig. 5.49. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.48 și Fig. 5.49 se observă o reducere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3131 mg/m³N, în cazul arderii singulare a huilei, la 215,8 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 93,11 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare, cu epurarea gazelor de ardere, sunt comparabile cu cele rezultate la arderea huilei.

SET 12

Combustibil: 15 % Coceni de porumb cu 85 % Lignit
 Scruber: Injecție H₂O
 Reactor: Injecție soluție cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.36. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	275.4	12.19	140	8.31	140	147	584	2.38
2	275.2	12.14	138	8.35	140	148	592	2.37
3	275.4	12.12	136	8.37	141	149	601	2.36
4	275.3	12.14	135	8.35	142	149	609	2.37
5	275.3	12.15	134	8.35	141	149	616	2.37
6	275.3	12.13	133	8.36	142	149	623	2.37
7	275.0	12.11	133	8.38	143	151	625	2.36
8	275.3	12.10	132	8.40	144	152	627	2.36
9	275.4	12.10	131	8.40	145	152	630	2.36
10	275.1	12.17	131	8.33	144	152	632	2.38
11	275.5	12.20	133	8.30	142	150	632	2.39
12	275.5	12.25	135	8.25	143	150	631	2.40
Media	275.3	12.2	134.3	8.3	142.3	149.8	616.8	2.37

Tab. 5.37. Valori raportate la O₂ ref după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	275.4	12.19	273	254.4	291	471	2600	2.38
2	275.2	12.14	268	254.2	289	471	2620	2.37
3	275.4	12.12	263	254.2	291	473	2654	2.36
4	275.3	12.14	262	254.2	293	474	2696	2.37
5	275.3	12.15	260	254.5	292	475	2730	2.37
6	275.3	12.13	258	254.2	293	474	2754	2.37
7	275.0	12.11	257	254.2	294	479	2757	2.36
8	275.3	12.10	255	254.5	296	482	2763	2.36
9	275.4	12.10	253	254.5	298	482	2776	2.36
10	275.1	12.17	255	254.4	298	486	2807	2.38
11	275.5	12.20	260	254.4	295	481	2816	2.39
12	275.5	12.25	265	254.3	299	484	2828	2.40
Media	275.3	12.2	260.9	254.3	294.2	477.6	2733.4	2.37

*) O₂ ref = 7,24 % conform relației 5.10

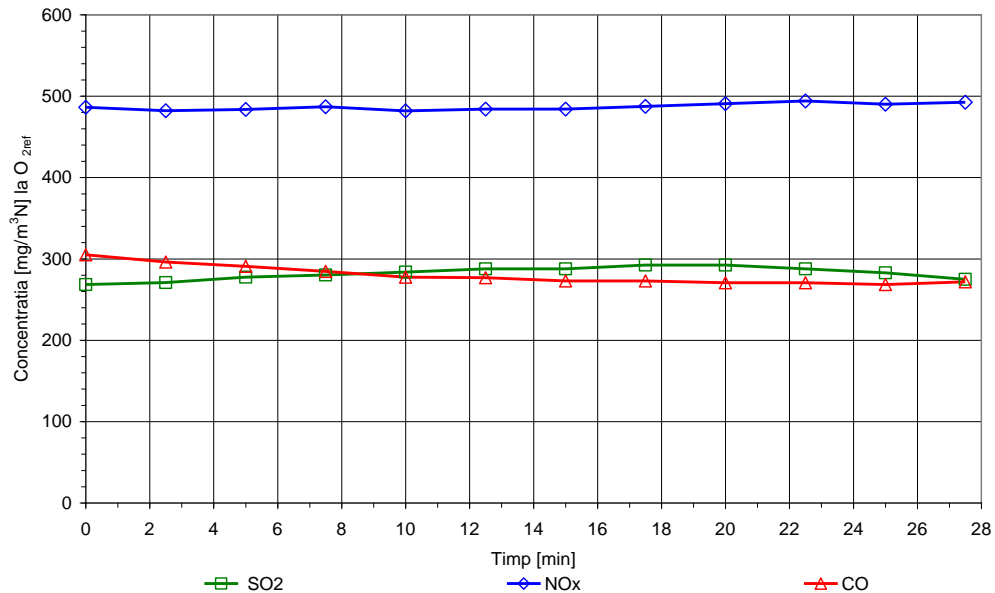


Fig. 5.50. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

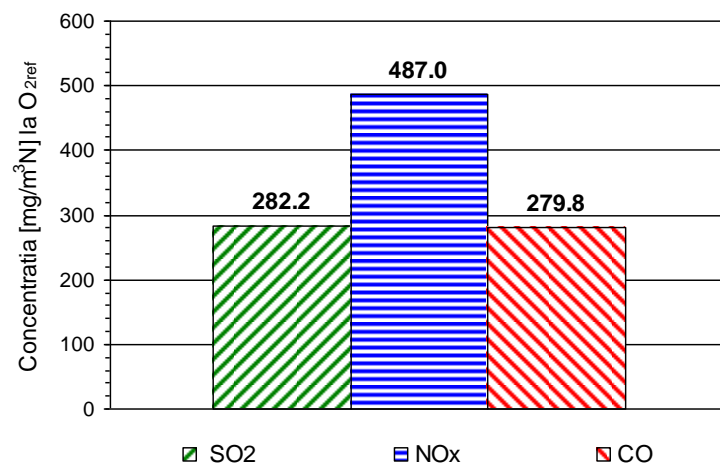


Fig. 5.51. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.50 și Fig. 5.51 se observă o reducere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3217 mg/m³N, în cazul arderii singulare a lignitului, la 282,2 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 91,23 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare, cu epurarea gazelor de ardere, sunt comparabile cu cele rezultate la arderea lignitului.

SET 13

Combustibil: 15 % Rumeuş cu 85 % Huilă
 Scruber: Injecție H₂O
 Reactor: Injecție soluție cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.38. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	298.3	11.62	80	8.85	142	152	607	2.24
2	298.0	11.51	79	8.95	145	155	604	2.21
3	298.2	11.44	77	9.01	147	157	604	2.20
4	297.7	11.40	76	9.05	148	158	604	2.19
5	297.8	11.40	75	9.05	145	156	604	2.19
6	297.7	11.39	75	9.06	143	154	606	2.19
7	297.5	11.29	75	9.15	141	151	608	2.16
8	297.3	11.30	76	9.15	137	147	612	2.16
9	297.2	11.37	76	9.08	133	143	614	2.18
10	297.5	11.52	77	8.94	130	139	616	2.21
11	297.6	11.68	78	8.79	127	136	616	2.25
12	297.4	11.72	78	8.75	123	132	614	2.26
Media	297.7	11.5	76.8	9.0	138.4	148.3	609.1	2.20

Tab. 5.39. Valori raportate la O_{2 ref} după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	298.3	11.62	155	268.3	292	482	2676	2.24
2	298.0	11.51	151	268.2	295	486	2632	2.21
3	298.2	11.44	146	268.0	297	488	2613	2.20
4	297.7	11.40	144	268.1	298	490	2602	2.19
5	297.8	11.40	142	268.1	291	483	2602	2.19
6	297.7	11.39	142	268.1	287	477	2608	2.19
7	297.5	11.29	140	268.0	280	463	2589	2.16
8	297.3	11.30	142	268.3	273	451	2609	2.16
9	297.2	11.37	143	268.2	267	442	2637	2.18
10	297.5	11.52	147	268.2	265	436	2687	2.21
11	297.6	11.68	152	268.2	263	434	2733	2.25
12	297.4	11.72	152	268.2	256	423	2736	2.26
Media	297.7	11.5	146.3	268.2	280.2	462.9	2643.6	2.20

*) O_{2 ref} = 6,49 % conform relației 5.10

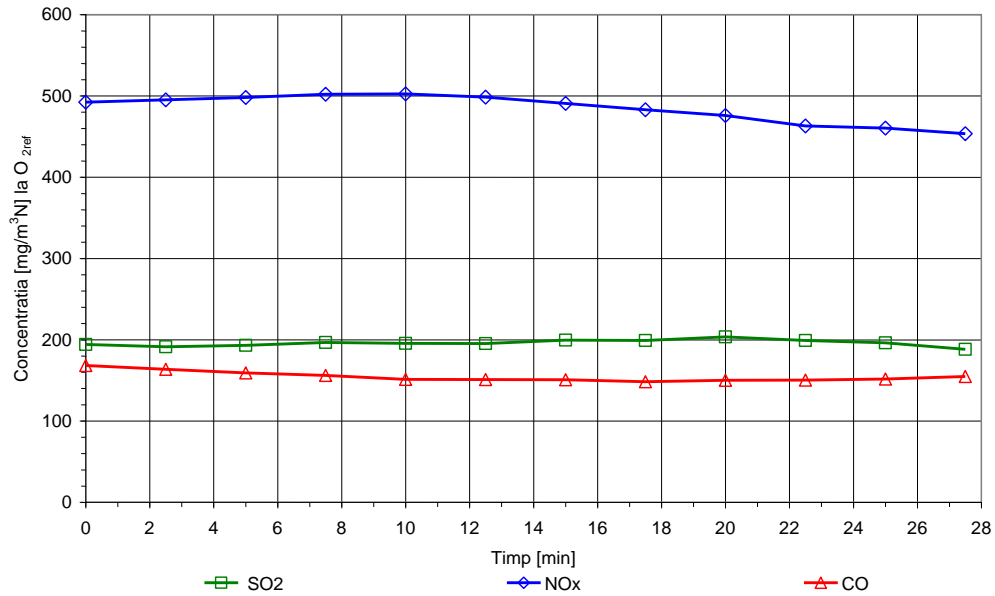


Fig. 5.52. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

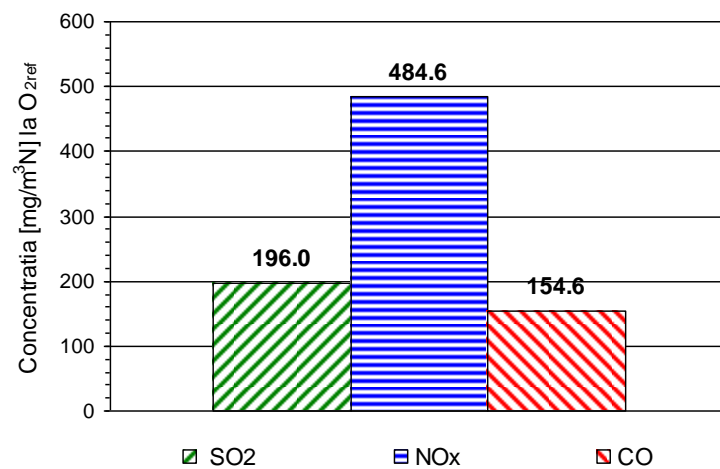


Fig. 5.53. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.52 și Fig. 5.53 se observă o reducere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3131 mg/m³N, în cazul arderii singulare a huilei, la 196,0 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 93,74 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare, cu epurarea gazelor de ardere, sunt comparabile cu cele rezultate la arderea huilei.

SET 14

Combustibil: 15 % Rumeșuș cu 85 % Lignit
 Scruber: Injecție H₂O
 Reactor: Injecție soluție cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.40. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	280.5	10.80	154	9.61	164	178	705	2.06
2	280.5	10.72	153	9.69	166	180	705	2.04
3	280.8	10.61	152	9.80	167	182	706	2.02
4	280.4	10.60	152	9.81	168	183	708	2.02
5	280.9	10.55	151	9.85	170	185	711	2.01
6	280.9	10.54	150	9.86	171	185	714	2.01
7	281.0	10.52	150	9.88	172	187	716	2.00
8	280.7	10.46	149	9.94	174	188	719	1.99
9	280.7	10.40	149	9.99	176	191	721	1.98
10	281.3	10.32	149	10.07	178	193	724	1.97
11	281.3	10.25	149	10.14	179	194	727	1.95
12	281.0	10.22	149	10.16	177	192	730	1.95
Media	280.8	10.5	150.6	9.9	171.8	186.5	715.5	2.00

Tab. 5.41. Valori raportate la O_{2 ref} după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	280.5	10.80	263	257.8	299	499	2750	2.06
2	280.5	10.72	260	257.9	300	501	2729	2.04
3	280.8	10.61	255	258.1	298	501	2703	2.02
4	280.4	10.60	255	258.1	300	504	2709	2.02
5	280.9	10.55	252	257.9	302	507	2707	2.01
6	280.9	10.54	250	257.9	304	506	2716	2.01
7	281.0	10.52	250	258.0	305	511	2718	2.00
8	280.7	10.46	247	258.0	307	510	2714	1.99
9	280.7	10.40	245	257.9	308	516	2706	1.98
10	281.3	10.32	243	258.0	309	517	2697	1.97
11	281.3	10.25	242	258.1	309	516	2691	1.95
12	281.0	10.22	241	257.9	305	510	2694	1.95
Media	280.8	10.5	250.3	258.0	303.8	508.2	2711.1	2.00

*) O_{2 ref} = 7,04 % conform relației 5.10

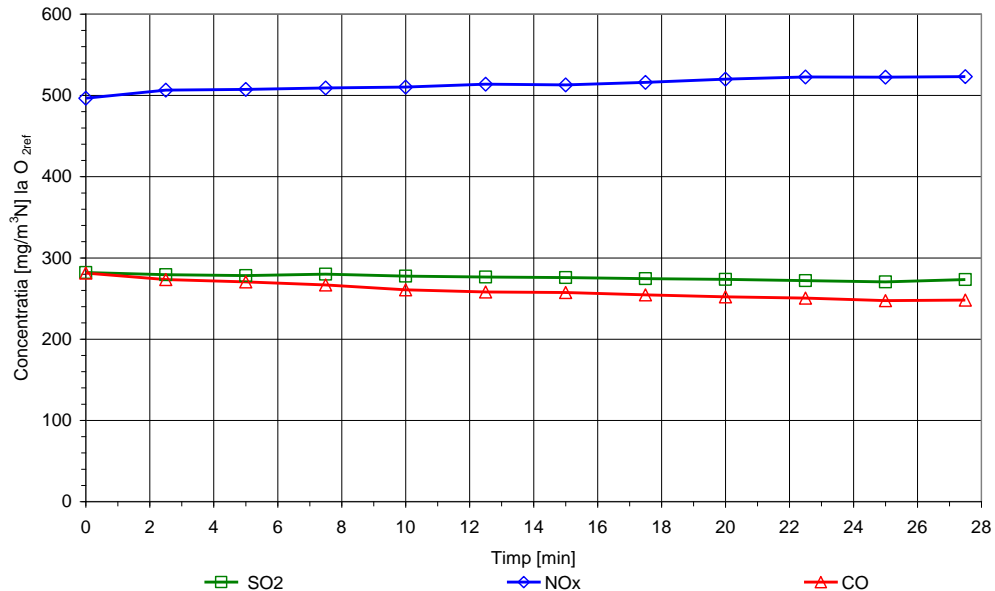


Fig. 5.54. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

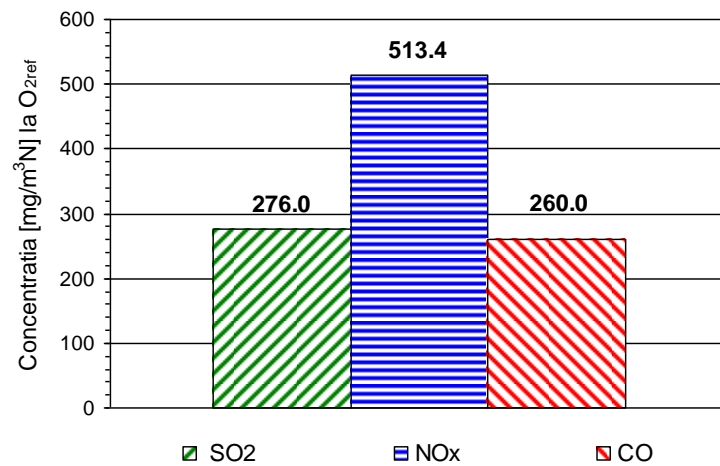


Fig. 5.55. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.54 și Fig. 5.55 se observă o reducere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3217 mg/m³N, în cazul arderii singulare a lignitului, la 276,0 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 91,42 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare, cu epurarea gazelor de ardere, sunt comparabile cu cele rezultate la arderea lignitului.

SET 15

Combustibil: 30 % Coceni de porumb cu 70 % Huilă
 Scruber: Injecție H₂O
 Reactor: Injecție soluție cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.42. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	270.3	14.54	145	6.09	107	111	358	3.25
2	269.9	14.51	143	6.12	107	112	363	3.24
3	270.3	14.5	137	6.13	107	112	366	3.23
4	270.0	14.60	127	6.04	106	110	367	3.28
5	269.6	14.75	118	5.89	103	108	368	3.36
6	269.7	14.84	110	5.81	102	106	366	3.41
7	269.9	14.84	107	5.81	101	105	362	3.41
8	269.1	14.97	105	5.68	100	104	360	3.49
9	268.9	15.13	103	5.53	96	100	358	3.58
10	268.9	15.09	105	5.58	96	100	355	3.55
11	269.4	14.84	110	5.81	95	99	352	3.41
12	269.6	14.73	112	5.91	95	99	352	3.35
Media	269.6	14.8	118.5	5.9	101.3	105.5	360.6	3.38

Tab. 5.43. Valori raportate la O_{2 ref} după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O ₂	CO	CO ₂	NO	NO _x	SO ₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	270.3	14.54	386	254.1	303	484	2172	3.25
2	269.9	14.51	379	254.1	302	486	2192	3.24
3	270.3	14.5	362	254.2	301	486	2207	3.23
4	270.0	14.60	341	254.3	303	484	2247	3.28
5	269.6	14.75	325	254.0	301	487	2307	3.36
6	269.7	14.84	307	254.2	303	485	2328	3.41
7	269.9	14.84	299	254.2	300	480	2303	3.41
8	269.1	14.97	299	253.9	303	486	2340	3.49
9	268.9	15.13	302	253.9	299	480	2390	3.58
10	268.9	15.09	305	254.5	297	477	2354	3.55
11	269.4	14.84	307	254.2	282	453	2239	3.41
12	269.6	14.73	307	254.0	277	445	2200	3.35
Media	269.6	14.8	326.5	254.1	297.6	477.9	2273.2	3.38

*) O_{2 ref} = 7,25 % conform relației 5.10

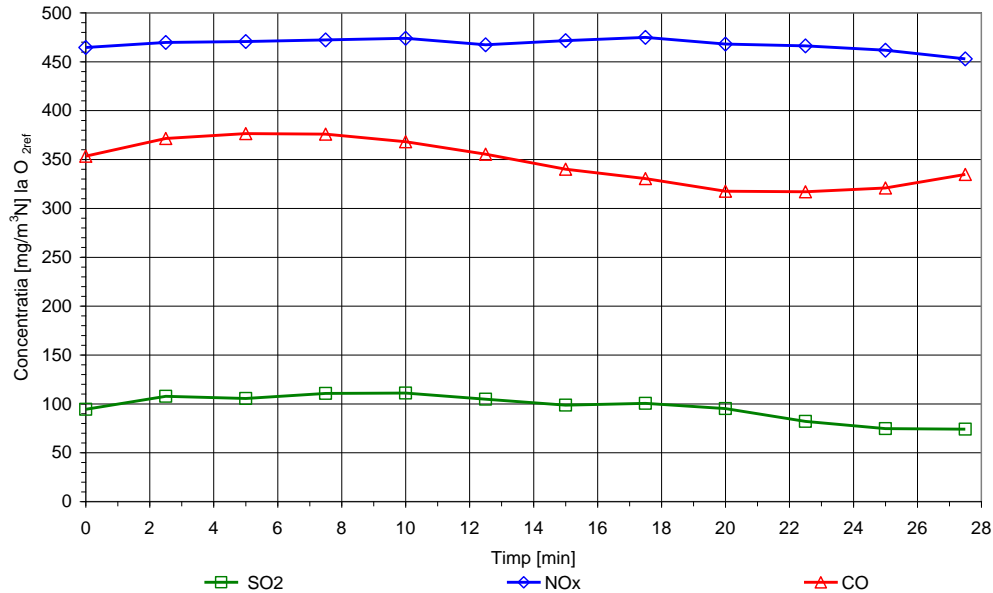


Fig. 5.56. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

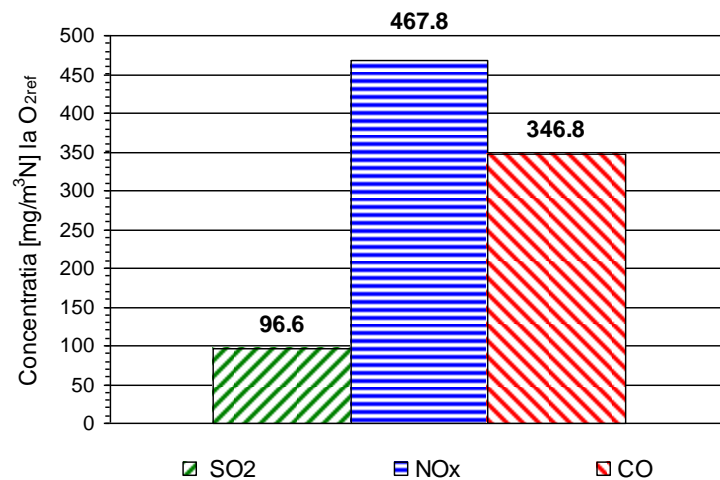


Fig. 5.57. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.56 și Fig. 5.57 se observă o reducere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3131 mg/m³N, în cazul arderii singulare a huilei, la 96,6 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 96,92 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare, cu epurarea gazelor de ardere, sunt comparabile cu cele rezultate la arderea huilei.

SET 16

Combustibil: 30 % Coceni de porumb cu 70 % Lignit
 Scruber: Injecție H₂O
 Reactor: Injecție soluție cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.44. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	271.7	13.37	162	7.19	138	144	485	2.75
2	271.7	13.38	171	7.18	137	144	478	2.76
3	271.8	13.40	180	7.16	137	144	475	2.76
4	272.2	13.43	182	7.14	137	143	472	2.77
5	272.4	13.43	178	7.14	137	143	469	2.77
6	272.2	13.31	177	7.25	139	146	470	2.73
7	272.5	13.04	178	7.51	143	150	475	2.64
8	272.3	12.80	175	7.73	146	154	479	2.56
9	272.0	12.70	155	7.83	146	153	482	2.53
10	272.2	12.68	134	7.85	144	151	481	2.52
11	272.0	12.66	128	7.86	142	149	490	2.52
12	272.6	12.68	126	7.85	142	149	494	2.52
Media	272.1	13.1	162.2	7.5	140.7	147.5	479.2	2.65

Tab. 5.45. Valori raportate la O_{2 ref} după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	271.7	13.37	339	235.9	307	494	2313	2.75
2	271.7	13.38	358	235.8	305	495	2283	2.76
3	271.8	13.40	378	235.8	306	496	2275	2.76
4	272.2	13.43	384	236.1	307	495	2269	2.77
5	272.4	13.43	376	236.1	307	495	2255	2.77
6	272.2	13.31	368	236.0	307	497	2224	2.73
7	272.5	13.04	356	236.1	305	493	2172	2.64
8	272.3	12.80	341	235.9	302	492	2126	2.56
9	272.0	12.70	298	236.1	299	483	2114	2.53
10	272.2	12.68	257	236.2	294	475	2104	2.52
11	272.0	12.66	245	235.9	289	468	2138	2.52
12	272.6	12.68	242	236.2	290	469	2161	2.52
Media	272.1	13.1	328.5	236.0	301.6	487.5	2202.8	2.65

^{*)} O_{2 ref} = 8,23 % conform relației 5.10

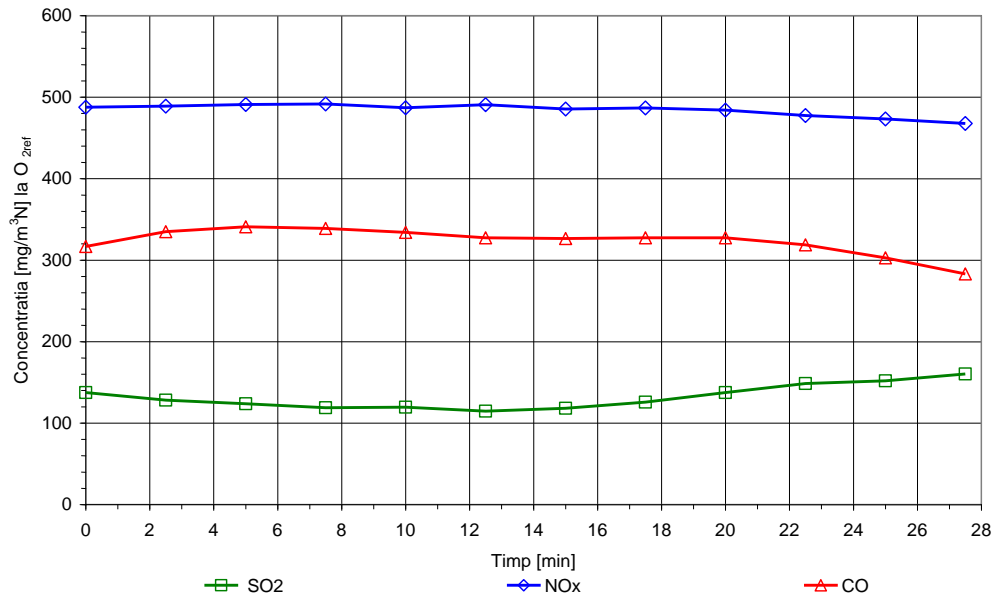


Fig. 5.58. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

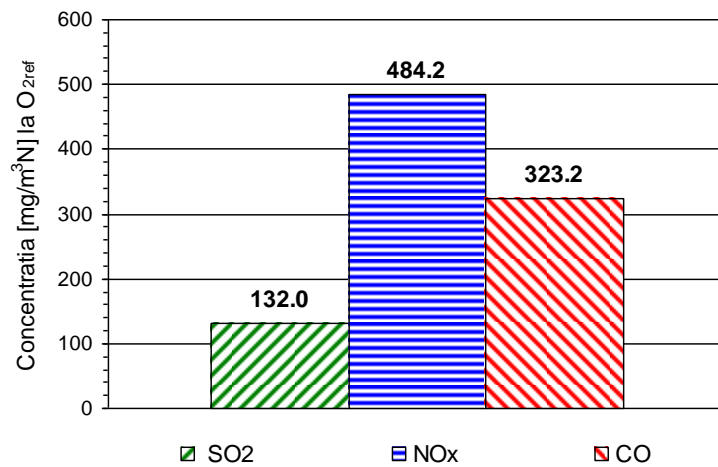


Fig. 5.59. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.58 și Fig. 5.59 se observă o reducere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3217 mg/m³N, în cazul arderii singulare a lignitului, la 132,0 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 95,90 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare, cu epurarea gazelor de ardere, sunt comparabile cu cele rezultate la arderea lignitului.

SET 17

Combustibil: 30 % Rumeuş cu 70 % Huilă
 Scruber: Injecție H₂O
 Reactor: Injecție soluție cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.46. Valori măsurate înainte de SEGA (PM1)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	259.8	12.75	137	7.78	135	139	456	2.54
2	260.3	12.96	128	7.58	132	136	451	2.61
3	259.8	13.26	121	7.30	129	134	433	2.71
4	259.7	13.21	114	7.34	127	132	431	2.70
5	259.5	12.74	114	7.79	131	136	452	2.54
6	259.6	12.37	113	8.14	132	137	466	2.43
7	259.0	12.31	110	8.19	132	137	467	2.42
8	259.3	12.43	107	8.08	130	135	462	2.45
9	259.0	12.82	104	7.71	128	133	442	2.57
10	258.9	13.09	101	7.46	125	130	426	2.66
11	259.0	13.35	102	7.22	123	127	417	2.74
12	259.2	13.59	104	6.98	121	125	413	2.84
Media	259.4	12.9	112.9	7.6	128.8	133.4	443.1	2.60

Tab. 5.47. Valori raportate la O₂ ref după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	259.8	12.75	290	258.0	304	482	2199	2.54
2	260.3	12.96	278	258.0	305	484	2232	2.61
3	259.8	13.26	273	258.1	309	495	2227	2.71
4	259.7	13.21	255	257.8	303	485	2203	2.70
5	259.5	12.74	241	258.0	294	471	2177	2.54
6	259.6	12.37	228	258.1	284	454	2150	2.43
7	259.0	12.31	221	257.9	282	451	2136	2.42
8	259.3	12.43	218	258.0	282	451	2145	2.45
9	259.0	12.82	222	257.9	291	465	2152	2.57
10	258.9	13.09	223	258.0	293	470	2144	2.66
11	259.0	13.35	233	258.2	299	475	2168	2.74
12	259.2	13.59	245	257.7	303	483	2218	2.84
Media	259.4	12.9	243.8	258.0	295.7	472.3	2179.2	2.60

^{*)} O₂ ref = 7,04 % conform relației 5.10

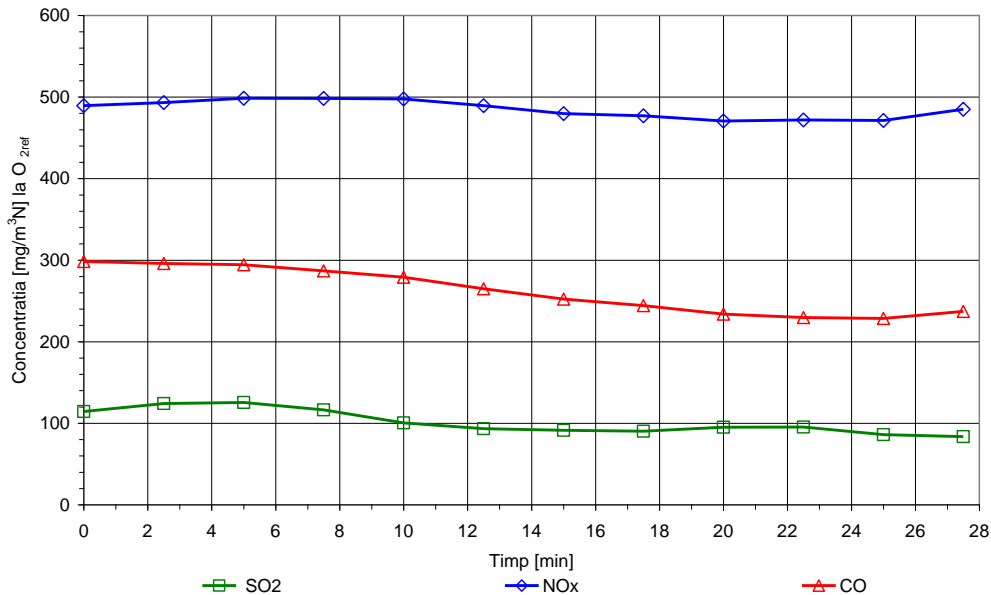


Fig. 5.60. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

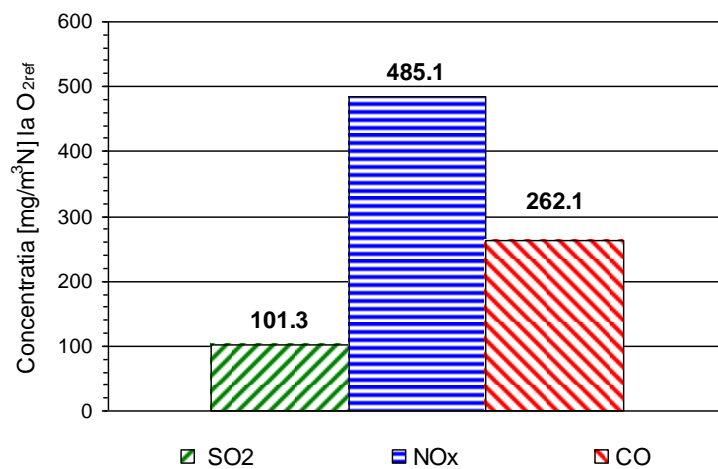


Fig. 5.61. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.60 și Fig. 5.61 se observă o reducere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3131 mg/m³N, în cazul arderii singulare a huilei, la 101,3 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 96,77 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare, cu epurarea gazelor de ardere, sunt comparabile cu cele rezultate la arderea huilei.

SET 18

Combustibil: 30 % Rumeuş cu 70 % Lignit
 Scruber: Injecţie H₂O
 Reactor: Injecţie soluţie cu 1,5 % NaOH

Tab. 5.48. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	ppm	%	ppm	ppm	ppm	-
1	283.2	13.23	48	7.33	138	147	468	2.70
2	283.1	13.23	48	7.32	138	147	468	2.70
3	282.8	13.26	47	7.29	138	147	468	2.71
4	282.9	13.25	48	7.31	138	148	468	2.71
5	282.7	13.26	48	7.30	138	147	467	2.71
6	282.9	13.27	50	7.29	137	146	467	2.72
7	282.7	13.27	51	7.29	135	145	466	2.72
8	282.5	13.26	51	7.29	136	145	466	2.71
9	282.5	13.27	51	7.29	136	145	465	2.72
10	282.3	13.27	51	7.29	135	145	464	2.72
11	282.4	13.30	51	7.26	135	144	464	2.73
12	282.7	13.31	52	7.25	134	143	463	2.73
Media	282.7	13.3	49.7	7.3	136.5	145.8	466.2	2.72

Tab. 5.49. Valori raportate la O₂ ref după SEGA (PM3)

Nr. Crt.	T	O₂	CO	CO₂	NO	NO_x	SO₂	λ
	°C	%	mg/m ³ N	g/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	mg/m ³ N	-
1	283.2	13.23	101	241.5	308	507	2242	2.70
2	283.1	13.23	101	241.2	308	507	2242	2.70
3	282.8	13.26	99	241.1	310	508	2251	2.71
4	282.9	13.25	101	241.4	309	511	2248	2.71
5	282.7	13.26	101	241.4	310	508	2246	2.71
6	282.9	13.27	106	241.4	308	506	2249	2.72
7	282.7	13.27	108	241.4	303	502	2244	2.72
8	282.5	13.26	108	241.1	305	502	2241	2.71
9	282.5	13.27	108	241.4	306	502	2239	2.72
10	282.3	13.27	108	241.4	303	502	2234	2.72
11	282.4	13.30	108	241.3	305	501	2243	2.73
12	282.7	13.31	110	241.3	303	498	2241	2.73
Media	282.7	13.3	104.8	241.3	306.5	504.5	2243.2	2.72

^{*)} O₂ ref = 7,94 % conform relaţiei 5.10

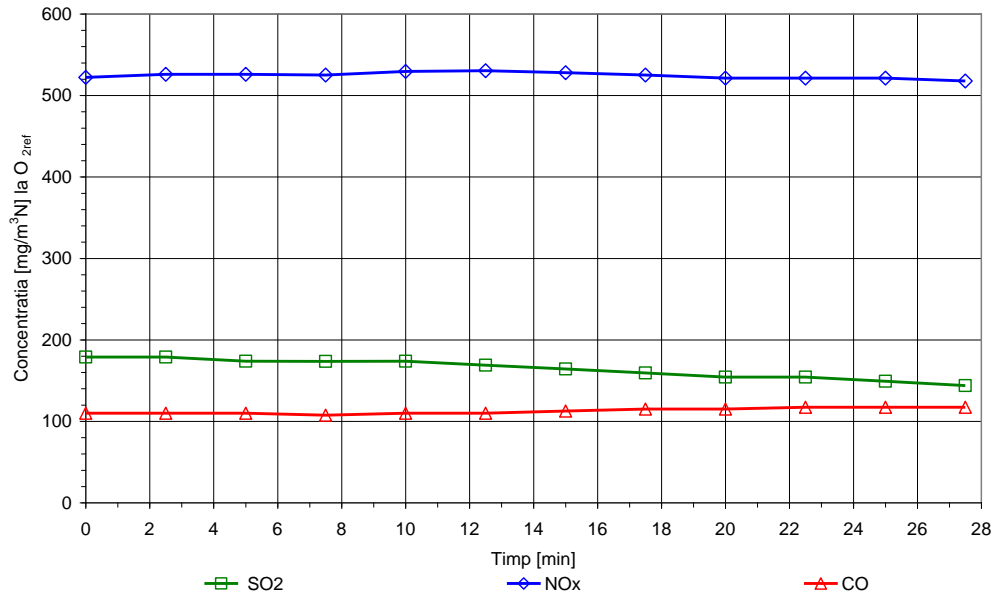


Fig. 5.62. Variația concentrației dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon în timp

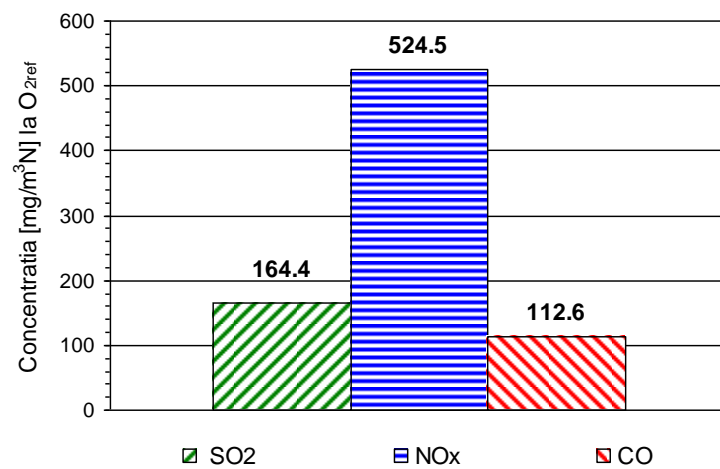


Fig. 5.63. Concentrația medie a dioxidului de sulf, oxizilor de azot și monoxidului de carbon

Din Fig. 5.62 și Fig. 5.63 se observă o reducere a emisiilor de SO₂ de la valoarea inițială de 3217 mg/m³N, în cazul arderii singulare a lignitului, la 164,4 mg/m³N, rezultând un grad de reducere de 94,89 %. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare, cu epurarea gazelor de ardere, sunt comparabile cu cele rezultate la arderea lignitului.

În Tab. 5.64 și Tab. 5.65 sunt prezentate valorile măsurate și calculate pentru concentrația masică a prafului în gazele de ardere. Valorile înregistrate sunt cele din PM3, neexistând posibilitatea de a efectua măsurători și înainte de separatorul centrifugal.

Tab. 5.64. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Denumire	U.M.	Lignit	15 % Cp 85 % L	15 % R 85 % L	30 % Cp 70 % L	30 % R 70 % L
Masa inițială filtru vată	g	25,2168	21,4629	22,5660	24,2568	25,2141
Masa inițială filtru hârtie+cutie	g	8,4576	8,4300	8,3591	8,3452	8,5102
Masa finală filtru vată	g	25,2332	21,4732	22,5740	24,2619	25,2200
Masa finală filtru hârtie+cutie	g	8,4638	8,4358	8,3695	8,3550	8,5201
Contor inițial	m ³	377,250	379,250	380,250	383,250	384,250
Contor final	m ³	378,250	380,250	381,250	384,250	385,250
Temperatura	°C	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0
Masa prafului colectat	g	0,0226	0,0161	0,0184	0,0149	0,0158
Volumul de gaz scurs prin contor	m ³	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Concentrația prafului în gazele de ardere	mg/m ³ _N	25,08	17,87	20,42	16,54	17,53
Concentrația prafului raportată la O _{2ref}	mg/m ³ _N	30,10	27,11	27,15	23,72	23,61

Tab. 5.65. Valori măsurate după SEGA (PM3)

Denumire	U.M.	Huilă	15 % Cp 85 % H	15 % R 85 % H	30 % Cp 70 % H	30 % R 70 % H
Masa inițială filtru vată	g	25,0223	24,2238	24,1135	23,9126	23,2238
Masa inițială filtru hârtie+cutie	g	8,5230	8,2916	8,3591	8,6459	8,4576
Masa finală filtru vată	g	25,0343	24,2302	24,1190	23,9146	23,2253
Masa finală filtru hârtie+cutie	g	8,5250	8,2955	8,3649	8,6533	8,4656
Contor inițial	m ³	378,250	381,250	382,250	385,250	386,250
Contor final	m ³	379,250	382,250	383,250	386,250	387,250
Temperatura	°C	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0
Masa prafului colectat	g	0,0140	0,0103	0,0113	0,0094	0,0095
Volumul de gaz scurs prin contor	m ³	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Concentrația prafului în gazele de ardere	mg/m ³ _N	15,54	11,41	12,54	10,43	10,54
Concentrația prafului raportată la O _{2ref}	mg/m ³ _N	18,22	16,49	16,71	14,67	14,57

6. CONCLUZII GENERALE

6.1. Concluzii privind investigațiile experimentale

Pentru a vizualiza rezultatele experimentale obținute la co-incinerarea biomasei cu cărbune, în Fig. 6.1 – 6.12 se prezintă comparativ valorile măsurate, după cum urmează:

În Fig. 6.1 sunt prezentate valorile medii pentru emisiile de dioxid de sulf și oxizi de azot provenite din co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu lignit, în proporții masice de 15 % și 30 % fără epurarea gazelor de ardere.

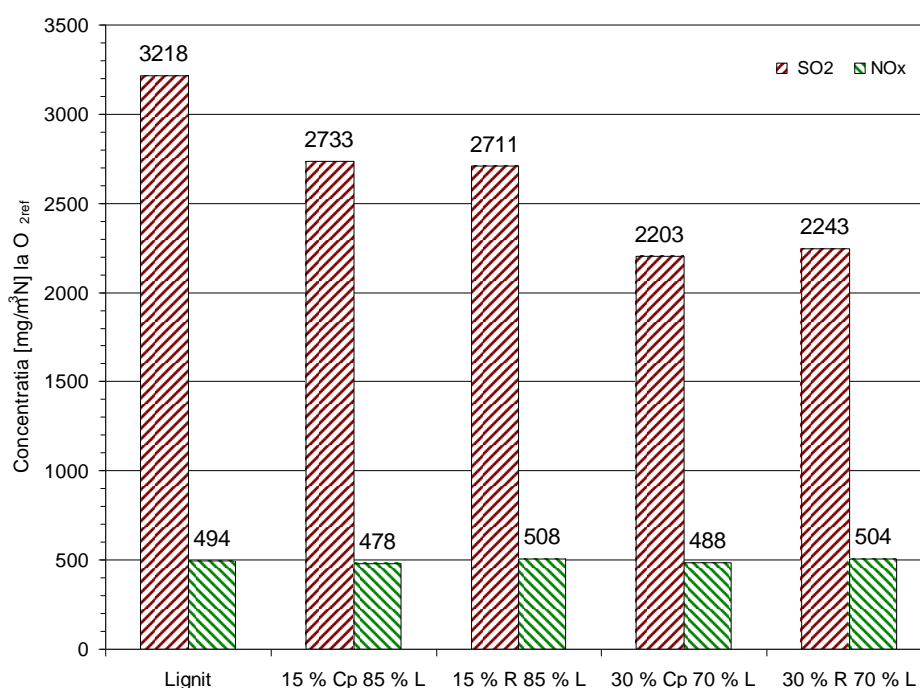


Fig. 6.1. Valori medii pentru dioxidul de sulf și oxizii de azot la co-incinerarea biomasei cu lignit fără epurarea gazelor de ardere

Din Fig. 6.1 și Fig. 6.2 se observă că emisiile de SO₂ scad, aproape liniar, cu creșterea ratei de mixare biomasă-cărbune. Acest fapt se datorează în principal conținutului scăzut de sulf din biomasă. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea singulară a lignitului.

În Fig. 6.2 este prezentat gradul de reducere a dioxidul de sulf la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu lignit fără epurarea gazelor de ardere.

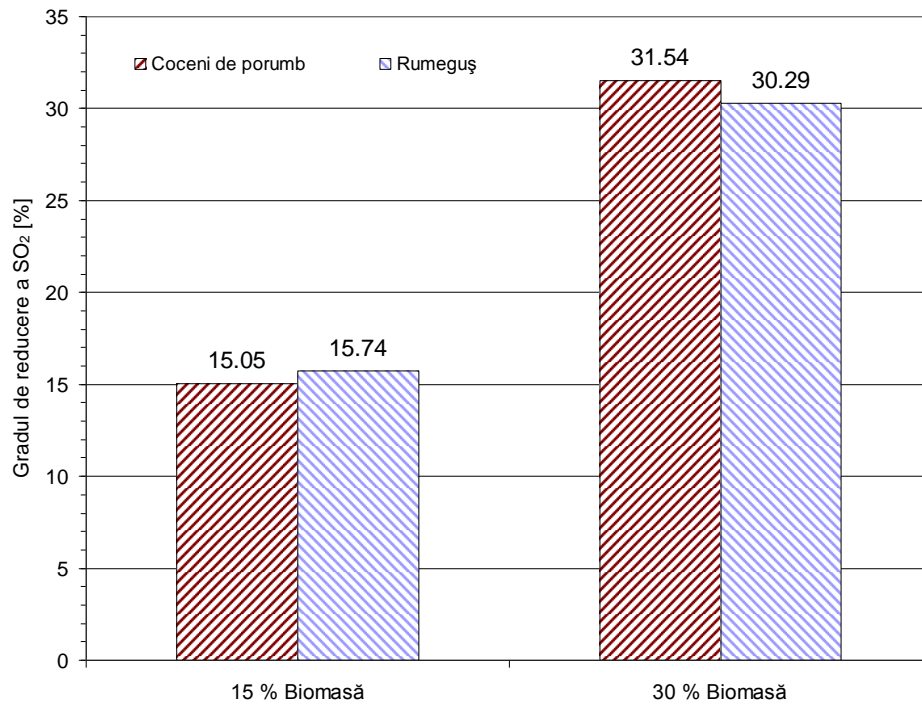


Fig. 6.2. Gradul de reducere a dioxidul de sulf la co-incinerarea biomasei cu lignit fără epurarea gazelor de ardere

În Fig. 6.3 este prezentat gradul de reținere a dioxidul de sulf la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu lignit cu epurarea gazelor de ardere.

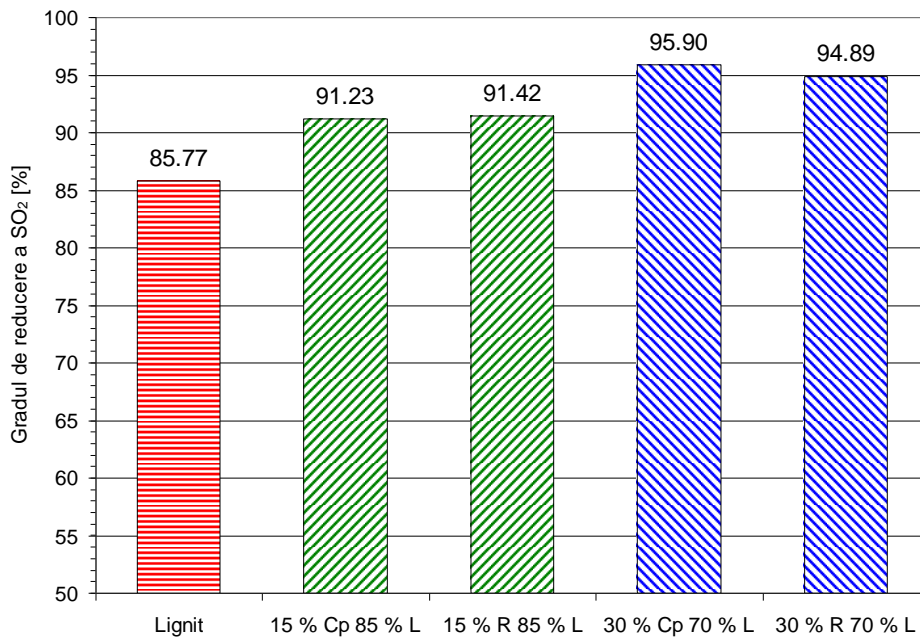


Fig. 6.3. Gradul de reținere a dioxidul de sulf la co-incinerarea biomasei cu lignit cu epurarea gazelor de ardere

Pentru co-incinerarea sorturilor de biomasă cu lignit s-a procedat la spălarea gazelor de ardere cu apă curată, pulverizată în scrubber, iar în reactor cu soluție având concentrația de 1,5 % NaOH. Rezultatele obținute sunt prezentate comparativ cu valorile măsurate la arderea lignitului prin aplicarea aceluiași procedeu de epurare.

În Fig. 6.4 este prezentată concentrația medie a monoxidului de carbon la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu lignit.

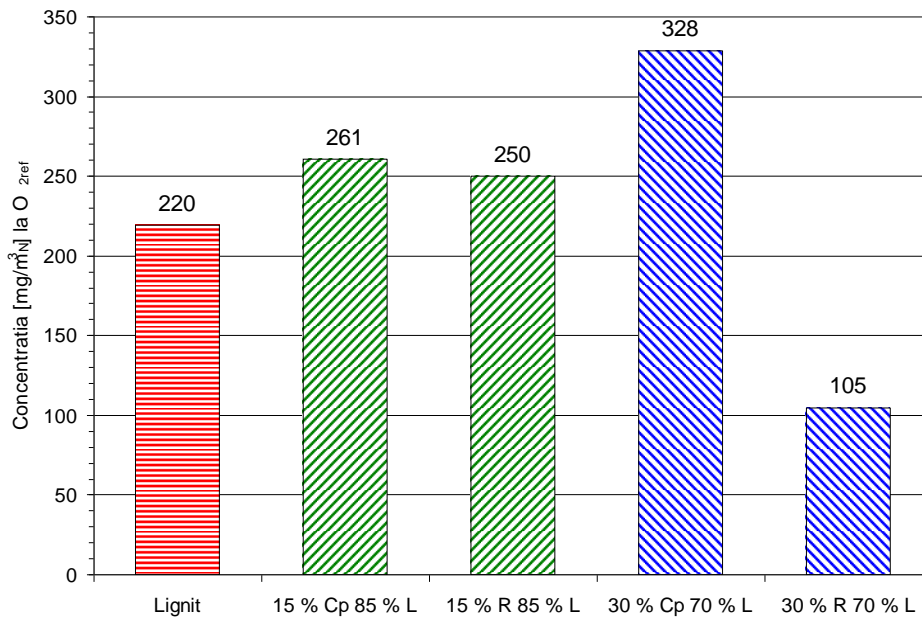


Fig. 6.4. Concentrația medie a monoxidului de carbon

Din Fig. 6.4 se observă diferențe destul de mari în ceea ce privește valorile măsurate ale CO-ului, datorită faptului că instalația de ardere experimentală nu este echipată cu un sistem automatizat de control al procesului de ardere. Reglarea debitelor de combustibil și aer se face, manual, în funcție de valorile indicate de analizorul de gaze și valorile temperaturilor afișate de programul de achiziție a datelor.

În Fig. 6.5 este prezentată concentrația masică a prafului în gazele de ardere la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu lignit.

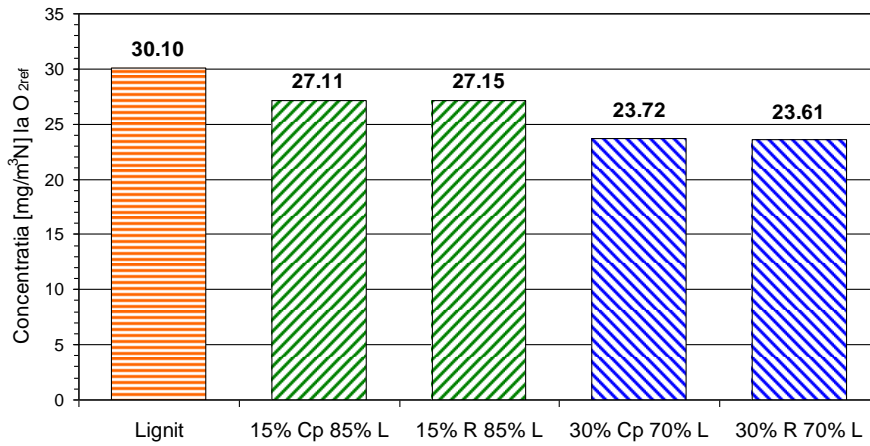


Fig. 6.5. Concentrația masică a prafului în gazele de ardere

În Fig. 6.6 este prezentat gradul de reducere a prafului din gazele de ardere la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu lignit.

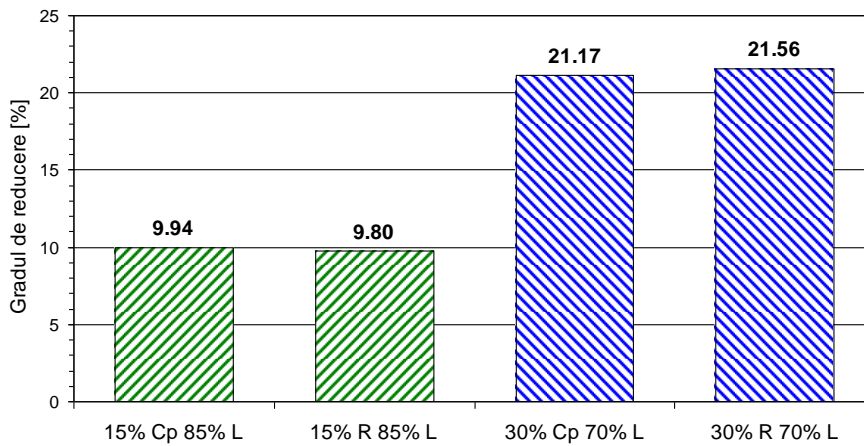


Fig. 6.6. Gradul de reducere a prafului din gazele de ardere

Din Fig. 6.5 se observă o scădere a concentrației prafului în gazele de ardere la co-incinerarea biomasei cu lignit, față de cazul arderii singulare a lignitului. În Fig. 6.6 valorile sunt prezentate procentual, fiind raportate la valoarea rezultată din arderea lignitului.

În Fig. 6.7 sunt prezentate valorile medii pentru emisiile de dioxid de sulf și oxizi de azot provenite din co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu huilă, în proporții masice de 15 % și 30 % fără epurarea gazelor de ardere.

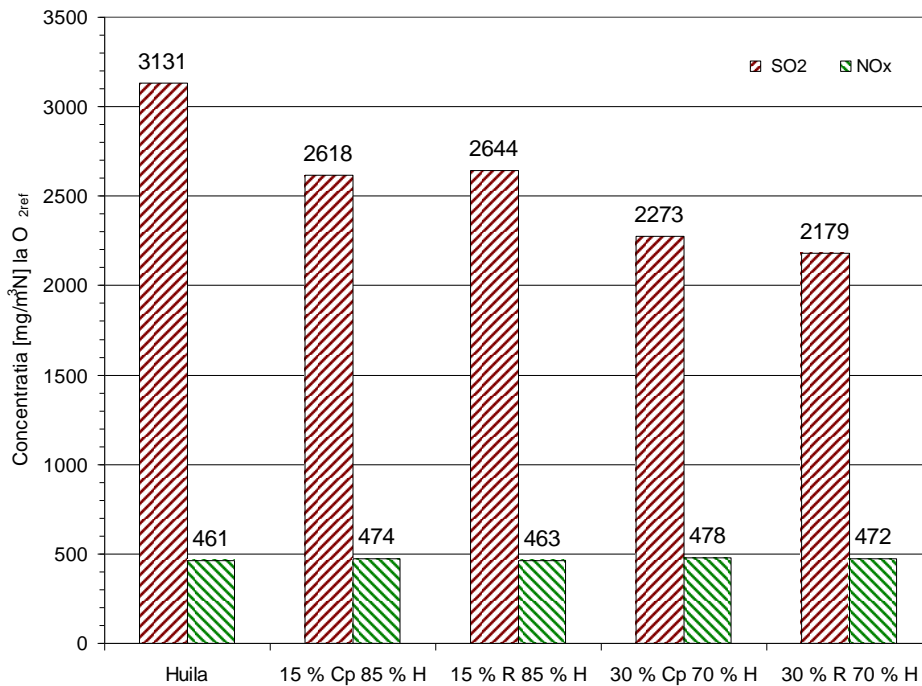


Fig. 6.7. Valori medii pentru dioxidul de sulf și oxizii de azot la co-incinerarea biomasei cu huilă fără epurarea gazelor de ardere

Din Fig. 6.7 și Fig. 6.8 se observă că emisiile de SO₂ scad, aproape liniar, cu creșterea ratei de mixare biomasă-cărbune. Acest fapt se datorează în principal conținutului scăzut de sulf din biomasă. În ceea ce privește emisiile de NO_x, valorile rezultate din co-incinerare sunt comparabile cu cele rezultate la arderea singulară a huilei.

În Fig. 6.8 este prezentat gradul de reducere a dioxidul de sulf la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu huiă fără epurarea gazelor de ardere.

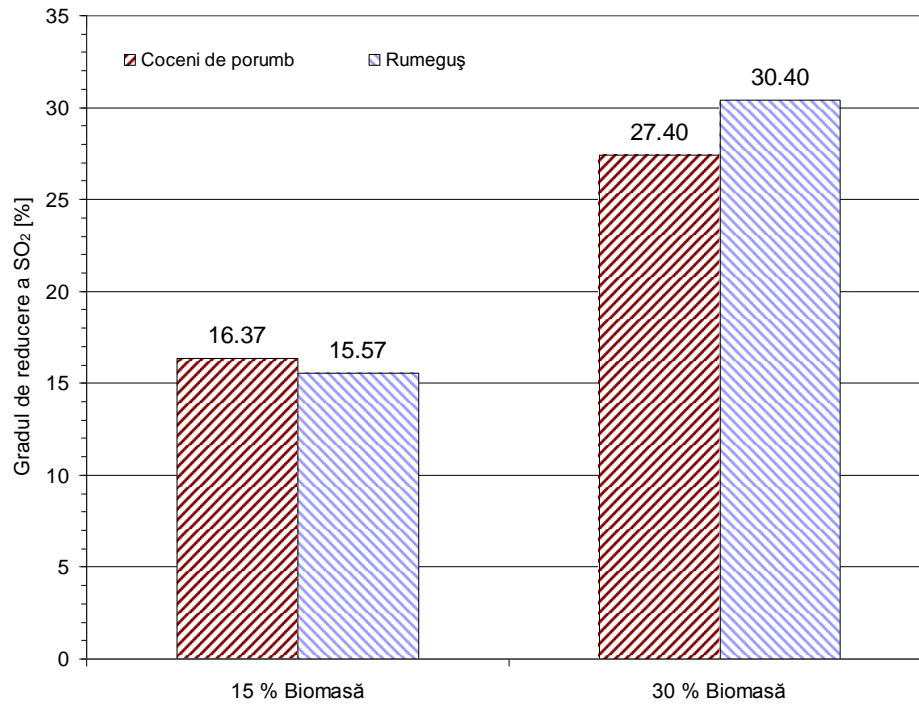


Fig. 6.8. Gradul de reducere a dioxidul de sulf la co-incinerarea biomasei cu huiă fără epurarea gazelor de ardere

În Fig. 6.9 este prezentat gradul de reținere a dioxidul de sulf la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu huilă cu epurarea gazelor de ardere.

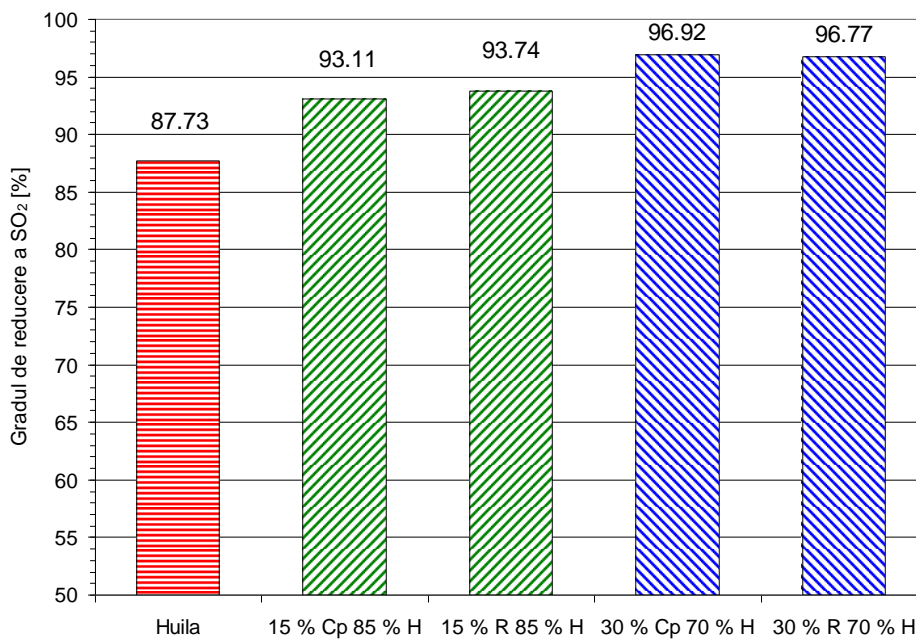


Fig. 6.9. Gradul de reținere a dioxidul de sulf la co-incinerarea biomasei cu huilă cu epurarea gazelor de ardere

Pentru co-incinerarea sorturilor de biomasă cu huilă s-a procedat la spălarea gazelor de ardere cu apă curată, pulverizată în scrubber, iar în reactor cu soluție având concentrația de 1,5 % NaOH. Rezultatele obținute sunt prezentate comparativ cu valorile măsurate la arderea huilei prin aplicarea aceluiași procedeu de epurare.

În Fig. 6.10 este prezentată concentrația medie a monoxidului de carbon la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu huiă.

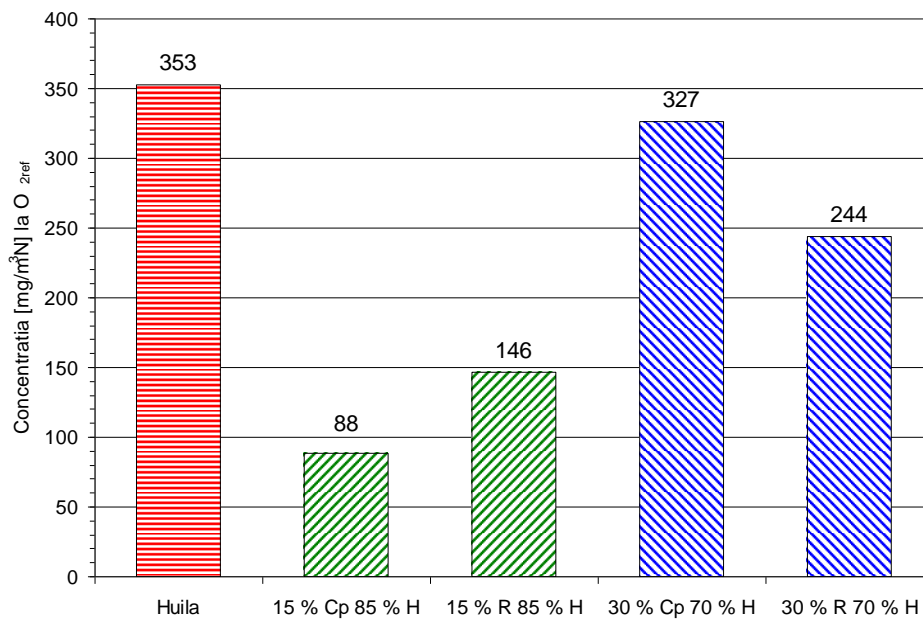


Fig. 6.10. Concentrația medie a monoxidului de carbon

Diferențele între valorile CO-ului, așa cum reies din Fig. 6.10, apar pe motivele anterior amintite (Fig.6.4).

În Fig. 6.11 este prezentată concentrația masică a prafului în gazele de ardere la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu huilă.

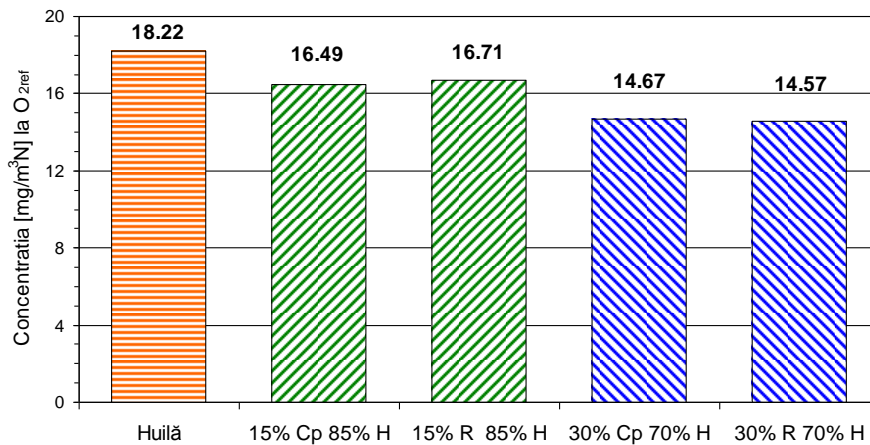


Fig. 6.11. Concentrația masică a prafului în gazele de ardere

În Fig. 6.12 este prezentat gradul de reducere a prafului din gazele de ardere la co-incinerarea cocenilor de porumb, respectiv a rumegușului cu huilă.

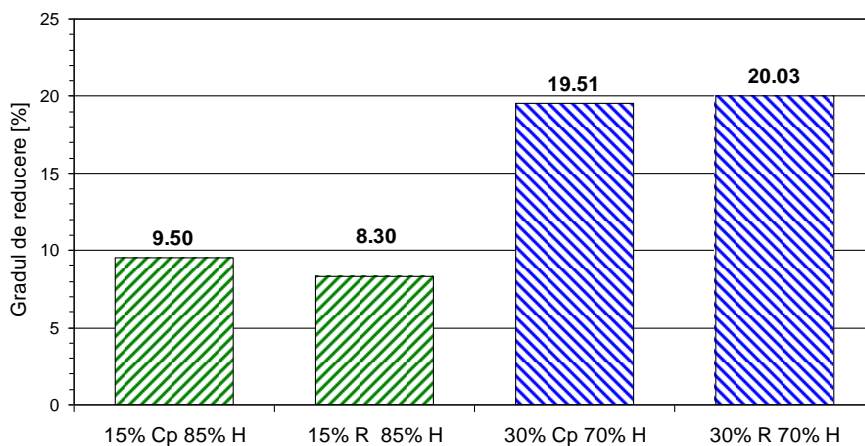


Fig. 6.12. Gradul de reducere a prafului din gazele de ardere

Din Fig. 6.11 se observă o scădere a concentrației prafului în gazele de ardere la co-incinerarea biomasei cu huilă, față de cazul arderii singulare a huilei. În Fig. 6.12 valorile sunt prezentate procentual, fiind raportate la valoarea rezultată din arderea huilei.

6.2. Concluzii privind cercetările teoretice și experimentale

Prin parcurgerea literaturii de specialitate și din experiența practică acumulată pe parcursul programului doctoral au rezultat următoarele concluzii:

1) Co-incinerarea biomasei cu cărbune constituie o soluție accesibilă de valorificare energetică a biomasei. Deoarece conținutul de sulf al biomasei este foarte mic, iar emisia de CO₂ este considerată neutră în conformitate cu acordul de la Kyoto, co-incinerarea biomasei cu cărbune conduce la o tehnologie de valorificare energetică cu emisii poluante scăzute;

2) Pentru co-incinerarea biomasei cu cărbune se pot folosi centrale energetice existente utilizate la arderea cărbunilor, cu investiții relativ modeste de capital. În majoritatea țărilor, co-incinerarea biomasei este una din cele mai avantajoase tehnologii din punct de vedere economic pentru reducerea semnificativă a emisiilor de dioxid de carbon;

3) În ultimii ani au fost înregistrate progrese remarcabile privind valorificarea biomasei ca sursă regenerabilă de energie în instalațiile de ardere cu funcționare exclusivă pe cărbune. Tehnologia co-incinerării biomasei cu un combustibil fosil este în prezent aplicată cu succes, la scară industrială, în țări ca SUA, Finlanda, Danemarca, Germania, Belgia, Olanda, Polonia, Austria etc. România are un potențial energetic de biomasă ridicat pentru a adopta această tehnologie, în baza argumentelor științifice aduse;

4) Densitatea energetică a biomasei, mult mai redusă decât a combustibililor clasici face neeconomic transportul și, ca urmare, se recomandă folosirea ei la locul de producere sau în instalații individuale mici sau medii situate în apropiere;

5) În general, biomasa este mai greu de măcinat decât cărbunele. Totuși, morile de cărbune mai moderne sunt capabile să realizeze măcinarea biomasei la o granulație adecvată pentru a fi folosită în instalațiile de ardere a combustibililor sub formă de praf;

6) Cerințele de preparare a biomasei sunt dictate de sursele ei de proveniență, deoarece calitatea materiei prime poate varia în limite largi în ceea ce privește caracteristicile fizico-chimice și implicit cele energetice. Cele mai importante operații constau în: reducerea preliminară a dimensiunilor, transportul și depozitarea, eliminarea materialelor nedorite, iar în unele cazuri reducerea conținutului de cenușă, uscarea totală sau parțială și reducerea secundară a dimensiunilor înainte de incinerare;

7) Randamentul de ardere pentru instalațiile care utilizează tehnologia arderii combustibililor solizi în strat fluidizat este de 98-99 % pentru ASFC și 95-96 % pentru ASFS;

8) La arderea în strat fluidizat emisiile de NO_x sunt reduse datorită temperaturilor scăzute din focar 700-900 °C, care nu permit formarea de NO_x termic;

9) La co-incinerarea biomasei, cu un conținut scăzut de cenușă, substanțe alcaline și clor, gradul de depunere al cenușii nu este afectat semnificativ. Tendința se menține și la un raport de mixare biomasă-cărbune mai ridicat;

10) Gradul de depunere al cenușii este strâns legat de proprietățile fiecărui combustibil și de interacțiunea acestora în cazul co-incinerării;

11) Emisiile de CO sunt dependente de o multitudine de factori, dintre care principali sunt calitatea combustibilului și organizarea procesului de ardere. Asigurarea unei temperaturi corespunzătoare și a unei cantități necesare de aer în zona de ardere reprezintă cele două condiții necesare unei arderi eficiente și stabile, apropiate de cea perfectă;

12) La utilizarea NaOH ca reactiv pentru desulfurarea gazelor de ardere se obține o soluție de spălare limpede cu o solubilitate bună în apă. Din punct de vedere economic, hidroxidului de sodiu este un reactiv scump, procedeele cu var sau calcar fiind mai ieftine. Gradul de desulfurare depinde de: concentrația soluției, suprafața de contact dintre acesta și gazele de ardere și timpul de rezidență a gazelor.

6.3. Contribuții teoretice și experimentale

În tematica studiată se subliniază următoarele contribuții ale autorului:

- 1) Parcurgerea literaturii de specialitate, ce a permis sistematizarea stadiului actual al cunoașterii în domeniul arderii biomasei cu cărbune, în cadrul echipei de cercetare a Laboratorului de Combustibili și Investigații Ecologice al Facultății de Mecanică din Timișoara;
- 2) Implicarea în activitatea de cercetare a catedrei în diverse proiecte, granturi și contracte cu terții;
- 3) Dezvoltarea bazei materiale necesare cercetării ca director de proiect în cadrul grantului CNCISIS tip TD " Simularea numerică a procesului de ardere a biomasei cu un cărbune inferior într-o instalație de ardere în strat fluidizat ";
- 4) Studiul producerii poluanților rezultați din arderea combustibililor, precum și metode pentru reținerea poluanților gazoși și solizi;
- 5) Montajul și efectuarea testelor preliminare pentru punerea în funcțiune a stației pilot de ardere în strat fluidizat;
- 6) Analize de laborator a diferitelor sorturi de combustibili;
- 7) Adaptarea instalației experimentale scopului cercetării, pentru monitorizarea simultană a mai multor parametri;
- 8) Îmbunătățirea sistemului de alimentare cu combustibil solid și refacerea focarului, lucru care a permis continuarea experimentărilor;
- 9) Întreținerea instalației și a aparaturii auxiliare;
- 10) Realizarea unui sistem de achiziție și prelucrare a datelor;
- 11) Monitorizarea și înregistrarea temperaturilor din focar și de pe traseul gazelor de ardere cu ajutorul programului LabView și a unei plăci de achiziție a datelor;
- 12) Realizarea măsurătorilor experimentale pe instalație în diverse regimuri de lucru cu măsurători de noxe pe traseul gazelor de ardere;
- 13) Monitorizarea și înregistrarea concentrațiilor de noxe gazoase cu ajutorul a trei analizoare de gaze Testo 300 XXL;
- 14) Prelucrarea, prezentarea și analiza rezultatelor obținute în urma măsurătorilor efectuate pe instalația de ardere;

15) Studiul comparativ al rezultatelor și interpretarea lor în funcție de diverși parametri;

16) Abordarea interdisciplinară a cercetării, prin preluarea de metode de lucru specifice domeniului mecanic, chimic și al prelucrării datelor;

17) Perfecționarea unei metode de studiu a evoluției parametrilor termodinamici în procesul de ardere combinată a opt amestecuri biomasă-cărbune;

18) Conturarea unei tehnologii viabile care prin aplicare poate determina reducerea emisiilor de CO₂ concomitent cu generarea de energie din resurse energetice regenerabile.

BIBLIOGRAFIE

- [1] **Trif-Tordai G.**, Gruescu V., Jenchea A. - Operational and design variables affecting the biomass combustion process, Buletinul Științific UPT, seria Mecanica, Tom 49 (63), Fascicola 1-2, ISSN: 1224-6077, Timișoara, 2004.
- [2] **Trif-Tordai G.**, Ionel Ioana, Gruescu V., Jenchea A. - Instalație demonstrativă în cogenerare de ardere a biomasei. Stadiu actual și perspective, A XIV-a Conferință Națională de Termotehnica, București, 2004.
- [3] **Trif-Tordai G.**, Ioana Ionel, Goblirsch B., Gruescu V. - Biomass combustion system in cogeneration, Revista „Termotehnica”, An VIII, nr. 1-2, ISSN: 1222-4057, București, 2004.
- [4] **Trif-Tordai G.**, Jenchea A. - Co-firing of biomass/domestic wastes with coal and flue gas cleaning, “Politehnica” Publishing House, , Ed. Politehnica, ISBN: 973-625-204-3, Timișoara, 2005.
- [5] **Trif-Tordai G.**, Ioana Ionel, Gruescu V., Jenchea A., Ungureanu C. - Experimental results with a novel concept for biomass co-firing, 1st Conference of the European Biomass Co-firing Network, ISBN: 978-963-9364-86-8, Budapesta, Ungaria, 2007.
- [6] **Trif-Tordai G.**, Jenchea A. - Reduction of SO₂ resulted from pit coal combustion using NaOH reagent, Bul. Științific UPT, seria Mecanica, Tom 52 (66), Fascicola 4, ISSN: 1224-6077, Timișoara, 2007.
- [7] Ionel Ioana, Ungureanu C., **Trif-Tordai G.**, Jenchea A., Silaghi Diana, Constantin Carmencita - Managementul valorificării energetice a biomasei. Monografie, Ed. Politehnica, ISBN: 978-973-625-541-0, Timișoara, 2007.
- [8] Gruescu V., **Trif-Tordai G.**, Jenchea A., Ionel Ioana - Oxy-fuel combustion as a method for reducing of CO₂ from flue gases. Experimental investigation, Buletinul Științific UPT, seria Mecanica, Tom 49 (63), Fascicola 1-2, ISSN: 1224-6077, Timișoara, 2004.
- [9] Gruescu V., **Trif-Tordai G.**, Jenchea A., Ionel Ioana - CO₂ sequestration via oxy fuel combustion. Experimental investigation, A XIV-a Conferință Națională de Termotehnica, București, 2004.
- [10] Ungureanu C., Ionel Ioana, **Trif-Tordai G.**, Savu Al., Gruescu V., Jenchea A. - Instalație pentru arderea combinată a deșeurilor, Simpozionul Omul și Mediul, Ed. Politehnica, ISBN: 973-625-176-4, Timișoara, 2004.
- [11] Savu Al., Ionel Ioana, Gruescu C., **Trif-Tordai G.**, Savu Monica - Tehnologie de epurare a gazelor de ardere rezultate din incinerarea combinată, Simpozionul Omul și Mediul, Zilele Academice Timișene, Ed. a IX-a, Ed. Politehnica, ISBN: 973-625-225-6, Timișoara, 2005.
- [12] Ioana Ionel, **Trif-Tordai G.**, Gruescu V., Jenchea A. - Biomass utilization in Romania, Buletinul Științific al UPT, seria Mecanica, Tom 51 (65), Fascicola 2, ISSN: 1224-6077, Timișoara, 2006.

- [13] Ioana Ionel, Popescu Fr., Ungureanu C., **Trif-Tordai G.** - Biomass as a renewable energy resource in Romania, Revista „Termotehnica”, An X, nr. 1-2, ISSN: 1222-4057, București, 2006.
- [14] Ioana Ionel, Savu Al., Gruescu V., **Trif-Tordai G.**, Țenchea A., Ungureanu C. - Co-combustion of biomass in a Romanian fluidized bed combustion facility, Buletinul Științific al UPT, seria Mecanica, Tom 51 (65), Fascicola 2, ISSN: 1224-6077, Timișoara, 2006.
- [15] Ioana Ionel, **Trif-Tordai G.**, Lontș N., Carmencita Constantin, Mădălina Anastasiu, Dobrin M., Gîrjoabă M. - Identification of successful experiences and best practice potential in Romania, Renewable Energy Resources: Workshop in the Sixth Framework Programme Integrated European Network for Biomass Co-firing (NETBIOCOF), Ed. Politehnica, ISBN: (10) 973-625-326-0, Timișoara, 2006.
- [16] Ioana Ionel, Savu Al., Ungureanu C., **Trif-Tordai G.**, Gruescu V. - Co-combustion of biomass in a Romanian fluidized bed combustion facility, Fluidised bed combustion Vol.1, ISBN: 3-200-00645-5, Vienna, 2006.
- [17] Ioana Ionel, Savu Al., Ungureanu C., **Trif-Tordai G.**, Țenchea A., Lontș N. - Co-combustion of waste in a Romanian fluidized bed combustion facility, World Renewable Energy Congress IX Florence, ISBN: (13) 978-0-08-045056-8, Italy, 2006.
- [18] Ioana Ionel, Savu A., Țenchea A., Ungureanu C., **Trif-Tordai G.** - Experimental achievements concerning the biomass co-combustion in an experimental test facility, The Sixth World Energy System Conference (WESC), ISBN: (10) 88-87380-51-1, Torino, Italy, 2006.
- [19] Laurențiu Călin, Jădăneanț Al., **Trif-Tordai G.** - Ecological method for storage grains by cooling systems, Annals of the University of Petroșani, Mechanical Engineering Vol. 9, “Universitas” Publishing House, ISSN: 1454-9166, Petroșani, 2007.
- [20] Ioana Ionel, Savu Al., Lelea D., Ungureanu C., **Trif-Tordai G.**, Țenchea A. - Novel achievement regarding experimental research of waste agricultural biomass in Romania, 20 Kongres o procesnoj indstriji Procesing, Beograd Sava Center, Belgrad, 2007.
- [21] Oprișă Paul-Dan, Ioana Ionel, **Trif-Tordai G.** - Practical aspects concerning modeling of biomass co-firing processes in a fluidized bed combustor, 1st Conference of the European Biomass Co-firing Network, ISBN: 978-963-9364-86-8, Budapesta, Ungaria, 2007.
- [22] Ioana Ionel, Apascariței Maria, **Trif-Tordai G.**, Dungan Luisa Izabel, Brateanu G., Popescu Fr. - Relevant non-technical barriers concerning small and large scale applications of biomass co-combustion technologies, 1st Conference of the European Biomass Co-firing Network, ISBN: 978-963-9364-86-8, Budapesta, Ungaria, 2007.

- [23] Oprisa Paul-Dan, Ioana Ionel, Gruescu V., **Trif-Tordai G.**, Ungureanu C. - Computational case study of biomass co-combustion in a pilot fluidized bed reactor, 3rd International Conference on Energy and Environment, U. P. B. Sci. Bull., Series C, Vol. 69, No. 4, ISSN: 1454-234x, București, 2007.
- [24] Ioana Ionel, **Trif-Tordai G.**, Țenchea A., Cebrucean D. - Experimental research on co-combustion process of pit coal with agricultural biomass, 3rd International Conference on Energy and Environment, U. P. B. Sci. Bull., Series C, Vol. 69, No. 4, ISSN: 1454-234x, București, 2007.
- [25] Ioana Ionel, Popescu Fr, **Trif-Tordai G.**, Ungureanu C. - Experimental results concerning flue gas cleaning technologies applying SNCR and combined methods, 3rd International Conference on Energy and Environment, U. P. B. Sci. Bull., Series C, Vol. 69, No. 4, ISSN: 1454-234x, București, 2007.
- [26] Ioana Ionel, Ungureanu C., **Trif-Tordai G.**, Țenchea A. - Stație pilot pentru arderea în strat fluidizat, Conferința "Instalațiile pentru Construcții și Confort Ambiental", Ediția a XVII-a, Timișoara, 2008.
- [27] Ioana Ionel, Dobjanschi Lelia, Ungureanu C., Țenchea A., **Trif-Tordai G.** - Cercetări privind desulfurarea gazelor de ardere emise la CET Halânga, Revista "Energetica", București, 2008.
- [28] Ioana Ionel, Popescu Fr., Padure G., Gruescu C., **Trif-Tordai G.** - Removal of mercury from municipal solid waste combustion gases, "Management and Sustainable Marine Development" B.E.N.A, JEPE Ref. No. 1309/24.06.08, Constanța, 2008.
- [29] Ioana Ionel, Padurean I., Cebrucean D., Popescu Fr., Viorica Cebrucean, **Trif-Tordai G.**, Luiza Dungan - Post-combustion removal of carbon dioxide from flue gases, Revista Metalurgia International, Ed. Științifică F.M.R, ISSN 1582-2214, Categoria A Cotate ISI, Pg.36., Nr. 1/2009.
- [30] Schmitz Bruno - Biomass co-firing in the context of Eu Renewable Energy Strategy, Budapesta, 2007.
- [31] Eldup A. - Bioenergy for electricity and heat - Experiences from biomass-fired CHP plants in Denmark, Dong Energy, Denmark, 2007.
- [32] *** - European Biomass Industry Association, www.eubia.org, 2008.
- [33] Spliethoff H. - Verbrennung fester Brennstoffe zur Strom - und Wärmeerzeugung, Habilitationsschrift, Universität Stuttgart, 1999.
- [34] Ungureanu C. - Generatoare de abur pentru instalații energetice clasice și nucleare, E.D.P., București, 1977.
- [35] Pănoiu N. - Cazane de abur, E.D.P., București, 1982.
- [36] Neaga C. - Tratat de generatoare de abur Vol. I, Ed. AGIR, ISBN: 973-8130-67-0, București, 2001.

- [37] Ionel Ioana, Ungureanu C. - Centrale termoelectrice. Cicluri termodinamice avansate, Ed. Politehnica, ISBN: 973-625-162-4, Timișoara, 2004.
- [38] Basu P., Fraser S. - Circulating Fluidized Bed Boilers - Design and Operations, Publisher Stoneham MA, ISBN: 0-7506-9226-X, SUA, 1991.
- [39] Ivănuș Gh. - Ingineria fluidizării, Ed. Tehnică, București, 1996.
- [40] Pănoiu N., Cazacu C. - Contribuții la studiul arderii ligniților în strat fluidizat, Studii și cercetări de energetică, vol. XI, nr. 3, 1961.
- [41] Nistor I., ș.a. - Cercetări privind arderea combustibililor solizi în strat fluidizat, Construcția de mașini, nr. 10, 1975.
- [42] Nistor I., ș.a. - Researches and experiments concerning the parameters influencing the application of the fluidized bed as burning technique of low-grade lignite, *Révue Roumaine des Sciences Techniques, Serie électrotechnique et énergétique*, Tom 23, Nr. 2, 1978.
- [43] Kaltschmitt M., Hartmann H. - Energie aus Biomasse, Grundlagen, Techniken und Verfahren, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, ISBN: 3-540-64853-4, New-York, 2001.
- [44] Ungureanu C., Pănoiu N., Zubcu V., Ioana Ionel - Combustibili, instalații de ardere, cazane, Ed. Politehnica, ISBN: 973-9389-21-0, Timișoara, 2006.
- [45] Pănoiu N., ș.a. - Instalații de ardere a combustibililor solizi, Ed. Tehnică, București, 1985.
- [46] Penninks F. W. M. - Coal and wood fuel for electricity production, Proceedings of the EU seminar on the use of coal in mixture with waste and residues II, Cottbus, 2000.
- [47] Sjaak L., Loppejan J. - The handbook of biomass combustion and co-firing, Earthscan London, ISBN: 978-1-84407-249-1, Sterling VA, 2007.
- [48] Moghtaderi B., Doroodchi E. - Co-firing biomass with coal at Mt. Piper and Wallerawang power station, Report prepared for delta Electricity, 1999.
- [49] Zulfiquar M. H., Moghtaderi B., Wall T. F. - Flow properties of biomass and coal blends, *Journal of fuel processing technology*, Vol. 87, 2006.
- [50] Bauer F. - Combined combustion of biomass/sewage sludge and coal of high and low rank in different systems of semi-industrial and industrial scale, Bemtgen, Vol. II, Germany, 1995.
- [51] Ungureanu C., Ionel I., Oprea P. D. - Gestionarea integrată a deșeurilor municipale, Ed. Politehnica, ISBN: (11) 973-625-386-4, Timișoara, 2006.
- [52] Ionel I., Ungureanu C., ș.a. - Termoenergetica și mediul, Ed. 2^a, Ed. Politehnica, ISBN: (10) 973-625-387-2, Timișoara, 2006.
- [53] Kaufmann H., Nussbaumer T., Baxter L. - Deposit formation on a single cylinder during combustion of herbaceous biomass, Bringam Young University, 2000.

- [54] Ionel Ioana, Savu A., Ungureanu C., ș.a. - Procedeu și instalație pentru arderea combinată a deșeurilor de biomasă sau urbane cu cărbune și epurarea gazelor de ardere, Brevet nr. 121352B1-A/1085/27.12.2005.
- [55] Ionel Ioana, Popescu Fr., Oprișu P. D., ș.a. - Energoecologia combustibililor fosili, Ed. Politehnica, ISBN: 973-625-186-1, Timișoara, 2004.
- [56] Pătrașcu Roxana, Ungureanu Marilena - Tehnologii curate, Ed. Agir, ISBN: 973-99295-6-7, București, 2000.
- [57] Ghia V., Gaba A. - Poluarea aerului prin arderea combustibililor fosili. Depoluarea primară, ISBN: 973-8130-06-9, Ed. Agir, București, 2000.
- [58] Lăzăroiu Gheorghe - Soluții moderne de depoluare a aerului, Ed. Agir, ISBN: 973-720-053-5, București, 2006.
- [59] Ion V. Ion - Protecția mediului în energetică, Ed. Arionda, ISBN: 973-99515-6-2, Galați, 2000.
- [60] Dalea Viorica - Chimia și tehnologia combustibililor, Ed. Politehnica, ISBN: 973-8247-83-7, Timișoara, 2002.
- [61] Ungureanu C., Ioana Ionel - Generatoare de abur. Calcul termic, Ed. U.T.T., Timișoara, 1993.
- [62] Miller G. Bruce - Coal energy systems, Elsevier Academic Press, ISBN: 0-12-497451-1, SUA, 2005.
- [63] Dițoiu Valeria, Holban Nina - Modificări antropice ale mediului, Ed. Orizonturi Universitare, ISBN: 973-638-194-3, Timișoara, 2005.
- [64] Cogălniceanu Al., Cogălniceanu D. - Energie economie ecologie, Ed. Tehnică, ISBN: 973-31-1174-0, București, 1998.
- [65] Badea Adrian, Vodă Irina - Dezvoltarea energetică durabilă, Ed. Agir, ISBN: 973-720-061-6, București, 2006.
- [66] *** - Planning and installing bioenergy systems, A guide for installers, architects and engineers, James & James/Earthscan, ISBN: 978-1-84407-132-6, London, UK, 2007.
- [67] Scarlat Nicolae, Dallemand J. F., Domac J. - Workshop Data Gathering on Renewable Energies for New Member States and Candidate Countries, ISSN: 1018-5593, EUR 22551 EN, Luxembourg, 2007.
- [68] Dallemand Jean Francois - Cereals straw resources for bioenergy in the European Union, ISSN: 1018-5593, EUR 22626 EN, Luxembourg, 2007.
- [69] *** - European Environment Agency, Sustainable Bioenergy Cropping Systems for the Mediterranean, Madrid, 2006.
- [70] *** - www.eubionet.net, EuBioNet, Biomass fuel supply chains for solid biofuels.

- [71] Mitchell C. P., Overend R. P. - Biomass and bioenergy, Volume 32, Elsevier, ISSN: 0961-9534, 2008.
- [72] Pătrașcu Adrian, Apostol I., Zamfir I. - Access to clean energy. Case study, Terra Mileniul III, Ed. Azero, 2007.
- [73] *** - 7 report EurObserv`ER, State of Renewable Energies in Europe, Paris, 2007.
- [74] Kazmerski L. Lawrence - Renewable & Sustainable Energy Reviews, Volume 12, Elsevier, ISSN: 1364-0321, 2008.
- [75] Zuwala Jaroslaw - State of the art of biomass co-firing & successful experiences in Europe, Budapesta, 2007.
- [76] Sander Bo - Full scale investigations on co-firing of straw, IEA Workshop, Rome, 2004.
- [77] Dobjanschi Lelia - Contribuții privind aportul centralei pe cărbune ROMAG TERMO la poluarea aerului și măsuri pentru reducerea acesteia, Teză de doctorat, U. Politehnica Timișoara, 2007.
- [78] Ghergheleş V. - Energia viitorului, surse regenerabile, Ed. Mediamira, ISBN: (10) 973-713-146-0, Cluj-Napoca, 2006.
- [79] Gruescu Claudiu - Contribuții la reducerea concentrațiilor emisiilor poluante de mercur provenite din incinerarea deșeurilor, Teză de doctorat, U. Politehnica Timișoara, 2006.
- [80] Ciolea Daniela Ionela - Studiul reducerii noxelor atmosferice degajate prin arderea combustibililor solizi în centralele electrotermice, cu aplicație la C.E.T. Paroșeni, Teză de doctorat, U. Petroșani, 2007.
- [81] Karl J. - Dezentrale Energiesysteme, Oldenburg Verlag München Wien, ISBN: 3-486-27505-4, 2004.
- [82] Ivanov I., Kaleychev P. - Environmental issues by biomass energy production-legal framework and some recommendations, 1st Conference of the European Biomass Co-firing Network, ISBN: 978-963-9364-86-8, Budapesta, Ungaria, 2007.
- [83] *** - European Commission - Biomass Conversion Technologies, Achievements and Prospect for Heat and Power Generation, European Communities, 2006.
- [84] *** - www.europa.eu/index_ro.htm, Portalul Uniunii Europene.
- [85] *** - www.treepower.org, Planet Power energy and the environment.
- [86] *** - www.nrel.gov, National Renewable Energy Laboratory.
- [87] *** - www.alternative-energy-resources.net, Alternative Energy Resources.
- [88] *** - www.geocities.com/dieret/re/Biomass/biomass.html.
- [89] *** - www.ieabcc.nl, Gelderland Power Station.

-
- [90] *** - www.et.byu.edu, Larry Baxter, Energy Laboratory Home Page.
- [91] *** - www.ucdavis.edu, The California Biomass Collaborative.
- [92] *** - www.wikimedia.org, Wallerawang Power Station.
- [93] *** - www.derbyshirehaylage.co.uk, Hesston Bale.
- [94] *** - www.dongenergy.com, Studstrup Power Plant.
- [95] *** - www.wrighttech.ca, Cofiring biomass with coal.
- [96] *** - www.motovario.com, Motovario TXF-NMRV, Manual de utilizare.
- [97] *** - www.rielloburners.com, Riello 40 GS 3, Manual de utilizare.
- [98] *** - www.pixsys.net, Pixsys ATR 141, Manual de utilizare.
- [99] *** - www.raider.bg, Raider Jet 80, Manual de utilizare.
- [100] *** - www.verder.co.uk, Verderair VA 8, Manual de utilizare.
- [101] *** - www.einhell.com, Einhell AirTech 2200, Manual de utilizare.
- [102] *** - www.coleparmer.com, Cole-Parmer A0704745, Manual de utilizare.
- [103] *** - www.testo.com, Testo 300 XXL, Manual de utilizare.
- [104] *** - www.testo.com, Comfort V 3.4, Manual de utilizare.
- [105] *** - www.juwe.de, Ströhline STE 4, Manual de utilizare.
- [106] *** - www.ack.ro, Termocupluri Cr-Al, Manual de utilizare.
- [107] *** - www.ni.com, NI-USB 6218, Manual de utilizare.
- [108] *** - www.ni.com/labview, LabVIEW 8.2, Manual de utilizare.
- [109] *** - www.testo.com, Testo 425, Manual de utilizare.
- [110] *** - www.retsch.com, Retsch SM 2000, Manual de utilizare.