

Universitatea “Dunărea de Jos” din Galați



Facultatea de Mecanică



TEZĂ DE DOCTORAT

GAZEIFICAREA BIOMASEI ÎN SCOPUL RECUPERĂRII ENERGETICE ȘI PROTECȚIEI MEDIULUI

- REZUMAT -

Doctorand:
Ing. Elena STRATULAT

Conducător științific:
Prof.Dr.Ing. Tănase PANAIT

GALAȚI

2011

ROMÂNIA
MINISTERUL EDUCAȚIEI, CERCETĂRII, TINERETULUI ȘI SPORTULUI
UNIVERSITATEA DUNĂREA DE JOS DIN GALAȚI

Strada Domnească nr. 47, cod poștal 800008
Galați, România
E-mail: rectorat@ugal.ro



Tel.: (+4) 0336-130.109; 0336-130.108; 336-130.104
Fax: (+4) 0236 - 461.353
www.ugal.ro

C.12309/23.11.2011

Către

Universitatea "Dunărea de Jos" din Galați vă face cunoscut că în data de 16.12.2011, ora 9.00, în sala G102 a Facultății de Mecanică, va avea loc susținerea publică a tezei de doctorat intitulată : "GAZEIFICAREA BIOMASEI ÎN SCOPUL RECUPERĂRII ENERGETICE ȘI PROTECȚIEI MEDIULUI", elaborată de domnul/doamna ing. CÂMPEANU ELENA(STRATULAT), în vederea conferirii titlului științific de doctor în Domeniul de doctorat - Inginerie mecanică.

Comisia de doctorat are următoarea componență :

- 1. Președinte:** Prof.univ.dr.ing. Elena SCUTELNICU
Universitatea "Dunărea de Jos" din Galați
- 2. Conducător de doctorat:** Prof.univ.dr.ing. Tănase PANAIT
Universitatea "Dunărea de Jos" din Galați
- 3. Referent oficial:** Prof.univ.dr.ing. Lucian MIHĂESCU
Universitatea "Dunărea de Jos" din Galați
- 4. Referent oficial:** Prof.univ.dr.ing. Tudor SAJIN
Universitatea "Vasile Alecsandri" din Bacău
- 5. Referent oficial:** Prof.univ.dr.ing. Valeriu DAMIAN
Universitatea "Dunărea de Jos" din Galați

Cu această ocazie vă transmitem rezumatul tezei de doctorat și vă invităm să participați la susținerea publică. În cazul în care doriți să faceți eventuale aprecieri sau observații asupra conținutului lucrării, vă rugăm să le transmiteți în scris pe adresa Universității, str. Domnească nr. 47, 800008 - Galați, Fax - 0236 / 461353.

RECTOR,
Prof.dr.ing. Viorel MINZU

SECRETAR DOCTORAT,

Ing. Luiza AXINTE

CUPRINS

Pag. Pag.
Tez Rezumat

CAPITOLUL 1

1. BIOMASA SURS[DE ENERGIE REGENERABIL	7	5
1.1 INTRODUCERE	7	5
1.7 CONVERSIA ENERGETIC A BIOMASEI	22	5
1.8 PUTEREA CALORIFIC A BIOMASEI	25	6

CAPITOLUL 2

2. CONSIDERAȚII GENERALE PRIVIND GAZEIFICAREA COMBUSTIBILILOR SOLIZI		
2.2 REACȚIILE CARACTERISTICE PROCESULUI DE GAZEIFICARE	31	7
2.2.1 Echilibrul termodinamic	33	8

CAPITOLUL 3

3. COJILE DE SEMINȚE DE FLOAREA-SOARELUI – SURS REGENERABIL DE ENERGIE	48	10
3.2. FLUXUL TEHNOLOGIC AL PROCESULUI DE FABRICARE A ULEIULUI VEGETAL	49	10

CAPITOLUL 4

4. CERCET RI PRIVIND GAZEIFICAREA COJILOR DE SEMINȚE DE FLOAREA-SOARELUI	57	12
4.1 INSTALAȚIA EXPERIMENTAL	57	12
4.6 CALCULUL ENERGETIC AL INSTALAȚIEI	68	13
4.6.1 C ldura introdus în sistem prin gazeificarea cojilor de semințe de floarea-soarelui.....	69	15
4.6.2 Fluxul termic pierdut prin evacuarea cenu ii	70	15
4.6.3 Fluxul termic pierdut prin convecție prin izolația instalației de gazeificare	70	15
4.6.4 Bilanțul instalației de gazeificare	70	15
4.6.5 Calculul fluxului introdus prin arderea gazului natural	70	15

CAPITOLUL 5

5. ANALIZA COMPARATIV A PERFORMANȚELOR INSTALAȚIEI DE GAZEIFICARE ȘI A INSTALAȚIEI DE ARDERE DIRECT	79	20
5.1 VALORIFICAREA ENERGETIC A COJILOR DE SEMINȚE DE FLOAREA-SOARELUI PRIN ARDEREA CLASIC ÎN CAZAN.....	79	20
5.2 CALCULUL FLUXULUI INTRODUS PRIN ADREREA GAZULUI NATURAL	81	21
5.3 BILANȚUL ENERGETIC PENTRU ARDEREA DIRECT	82	22
5.3.1 Fluxul termic introdus prin arderea cojilor de semințe	84	23
5.3.2 Fluxul termic pierdut de gazele arse aferent cojilor de semințe arse	84	23
5.3.4 Fluxul termic pierdut cu evacuarea cenu ii	85	24

5.3.5 Fluxul termic pierdut datorit arderii fizic incomplete	85.....	24
5.3.6 Bilanțul energetic pe întreaga instalație	85	24
5.4 BILANȚUL ENERGETIC PENTRU GAZEIFICARE	86	25
5.4.1 C ildura introdus în sistem prin gazeificarea cojilor de semințe de floarea-soarelui	86	25
5.4.2 Fluxul de c ildur pierdut prin evacuarea rezidului solid	86	25
5.4.3 Fluxul de c ildur pierdut prin izolația instalației de gazeificare	87	25
5.4.4 Bilanțul instalației de gazeificare	87	26
5.4.5 Fluxul termic evacuat la co , provenit din gazul de sintez	87	26
5.4.6 Fluxul termic pierdut prin pereții boilerului	89	28
5.4.7 Bilanțul termic pe întreaga instalație	90	28

CAPITOLUL 6

6. ANALIZA METODELOR DE CREȘTERE A PERFORMANȚELOR PROCESELOR DE GAZEIFICARE	103.....	30
6.1 ÎMBUN T ȚIRI ADUSE PROCESULUI DE GAZEIFICARE	103	30

CAPITOLUL 7

7. CONCLUZII ȘI CONTRIBUȚII PERSONALE	130 ...	37
---	---------	----

BIBLIOGRAFIE SELECTIV	137	40
-----------------------------	-----------	----

LUCR RI PUBLICATE DE DRD.ING ELENA STRATULAT	147	42
--	-----------	----

CAPITOLUL 1 – BIOMASA SURS DE ENERGIE REGENERABIL

1.1 Introducere

Sectorul energetic, prin conversia resurselor de energie primar , are efecte importante, directe sau indirecte, la scar local , regional sau global asupra aerului, apelor, solului și subsolului.

Transformarea energiei combustibililor fosili în energie utilă este însoțită întotdeauna de modificarea structurii materiei, cu eliberarea de componente nocive având efect negativ asupra mediului.

Studiul privind efectul noxelor asupra mediului a apărut foarte târziu, după 1980. Din păcate, unele dintre aceste noxe au acționat asupra solului, apelor și pădurilor. La început nu s-a pus problema reducerii noxelor ci numai problema producției haotice de energie electrică .

Dimensiunea poluării depinde de combustibilul utilizat pentru generarea energiei electrice pe de o parte, precum și de modalitățile de ardere a combustibililor, pe de altă parte.

Poluantul este o substanță solidă , lichidă , gazoasă sau sub formă de energie (radiație electromagnetică , ionizantă , termică , fonică sau vibrații), care introdus în mediu modifică echilibrul constituenților acestuia și a organismelor vii și aduce daune bunurilor materiale.

Prin emisii se înțelege, conform Legii protecției mediului, "poluanții evacuați în mediu, precum și zgomote, vibrații, radiații electromagnetice, care se manifestă și se măsoră la locul de plecare din sursă ".

Poluarea urbană este dată de rezultanta unor surse și de condițiile particulare de deplasare a noxelor, prin concentrarea acestora sub o altitudine de blocaj, care se interpune ca o barieră în calea răspândirii lor. În aglomerația urbană are loc o concentrare aleatorie și variabilă , apărând direcții preferențiale de transport al noxelor în aer și mai ales deplasări canalizate ale noxelor, cu o dispersie a acestora mult îngreunată la nivelul străzilor.

Factorul determinant al fenomenelor în constituție, în acest caz, cantitatea de noxe emise de surse, iar concentrația locală depinde esențial de înălțimea la care au loc aceste emisii. Substanțele incriminate provin în cea mai mare parte de la autovehicule și sunt constituite, în principal, din dioxid de sulf, oxizi de azot, praf, compuși organici volatili (COV), ozonul format indirect la sol din oxizi de azot (determinând, la rândul lui apariția smogului fotochimic), compuși cu plumb, de curi biodegradabile.

1.7 Biomasa – Conversia energetică a biomasei

Sursele de energie regenerabilă sunt unanim recunoscute în UE ca fiind alternativa prietenoasă din punct de vedere al mediului, la formele de energie convenționale, conducând la reduceri ale emisiilor de CO₂, dependenți redus de importuri, dezvoltarea de noi industrii și crearea de noi locuri de muncă .

Tipurile de conversie energetică a biomasei sunt:

- arderea directă și folosirea energiei termice pentru încălzirea spațiilor și gătit
- arderea biomasei și a produselor derivate din biomasă pentru producerea curentului sau/ și a energiei electrice
- transformarea biochimică și termochimică a biomasei pentru obținerea biogazului și a combustibililor lichizi care pot fi folosiți drept combustibil pentru transport sau pentru încălzirea spațiilor, gătit, producerea de energie electrică .

Întreaga viață de pe pământ se bazează pe plantele verzi, care transformă dioxidul de carbon și apa din mediu în materie organică și oxigen, folosind energia furnizată de soare. Acest proces se numește fotosinteză . Energia solară este acumulată prin fotosinteză în legăturile chimice ale

componentelor structurale ale biomasei. Când biomasa este ars, oxigenul din atmosferă se combină cu carbonul și hidrogenul din plante producând dioxid de carbon și apă. Procesul este ciclic pentru că dioxidul de carbon ajuns în aer este absorbit din nou de plante.

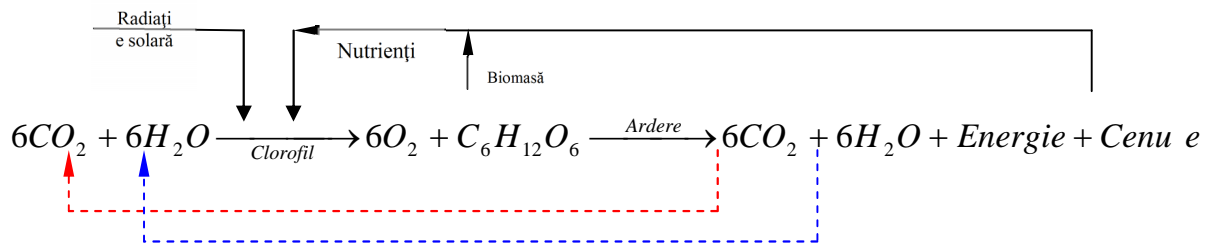


Fig. 1.3 Ciclul carbonului în natură

O comparație între purtătorii de energie produși din biomasă poate fi realizată pe baza abilității acestora de a produce căldură, electricitate și combustibili pentru motoare. Un mijloc util de comparare a biomasei și combustibililor fosili se bazează pe rapoartele lor O:C și H:C, cunoscut ca diagrama Van Krevlen. Cu cât sunt mai mici rapoartele respective, cu atât este mai mare conținutul de energie al materiei respective.

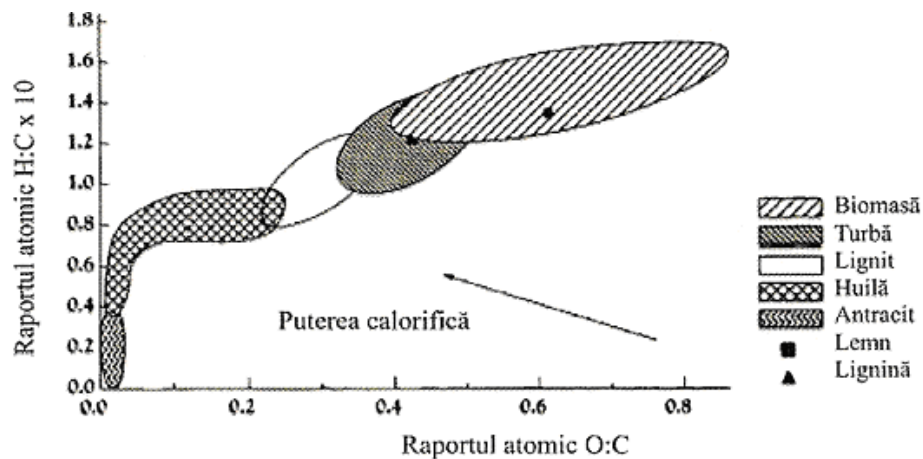


Fig. 1.4. Diagrama Van Krevlen pentru combustibili fosili [37]

Arderea este cea mai veche și cea mai utilizată metodă de transformare a materialelor combustibile în energie. Eficiența de transformare în electricitate este de 20-25%. Biomasă poate fi arsă direct (așa cum este ars lemnul pentru încălzire sau incinerate deeurile) sau arsă simultan cu carbunele (co-ardere). Cazanete moderne sunt proiectate să folosească co-arderea pentru a reduce emisiile de CO₂. La proiectarea sistemului de ardere se ține seama de caracteristicile combustibilului ce urmează să fie folosit, de legislația de mediu, costul și performanțele echipamentelor disponibile. În timpul arderii, o particulă de biomasă trece prin mai multe faze, mai mult sau mai puțin distincte.

1.8 Puterea calorică a biomasei

Puterea calorică a biomasei este strâns legată de conținutul de lignină. Astfel puterea calorică superioară pentru o probă uscată și lipsită de cenușă se poate calcula cu relația: [36], [37]

$$Q_s = 88,9 \cdot (LC) + 16.821,8 \text{ kJ/kg} \quad (1.1)$$

unde (LC) reprezintă conținutul de lignină raportat la starea uscată și lipsită de cenușă.

Puterea calorică superioară a biocombustibililor poate fi calculată funcție de conținutul de carbon fix, C_f cu formula: [117]

$$Q_s = 196C_f + 14.119, \frac{kJ}{kg} \quad (1.2)$$

În literatură au fost dezvoltate formule de estimare a puterii calorifice pentru combustibilii din diferite materiale ligno-celulozice și uleiurile vegetale pe baza analizei lor chimice. Pentru biocombustibilii solizi se poate folosi formula modificată a lui Dulong, ca funcție de conținutul de carbon, C, hidrogen, H₂, oxigen O₂ și azot N₂. [133]

$$Q_s = 33.500C + 142.300H - 15.400O - 14.500N \quad [kJ/kg] \quad (1.3)$$

În literatura de specialitate poate fi găsită și formula [117]:

$$Q_s^{anh} = 349,1 \cdot C^{anh} + 1.178,3 \cdot H^{anh} + 100,5 \cdot S^{anh} - 15,1 \cdot N^{anh} - 103,4 \cdot O^{anh} - 21,1 \cdot A^{anh}, \quad kJ/kg \quad (1.4)$$

unde C^{anh} , H^{anh} , S^{anh} , N^{anh} , O^{anh} , A^{anh} reprezintă conținutul masic de carbon, hidrogen, sulf, azot, oxigen și respectiv cenușă raportate la starea anhidră.

CAPITOLUL 2 - CONSIDERAȚII GENERALE PRIVIND GAZEIFICAREA COMBUSTIBILILOR SOLIZI

Gazeificarea reprezintă procesul termico-chimic prin care materialele combustibile pe bază de carbon sunt transformate într-un gaz de sinteză mult mai ușor și sigur de utilizat în aplicații termice.

Ca agenți de gazeificare (sau agenți oxidanți) se utilizează: oxigenul, aerul, vaporii de apă, dioxidul de carbon, hidrogenul.

Gazeificarea se poate face:

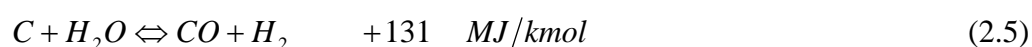
- Exoterm - prin oxidare parțial (agentul de gazeificare este oxigenul)
- Endoterm - prin hidrogazeificare (agentul de gazeificare hidrogenul) și prin reacție cu vapori de apă sau CO₂.

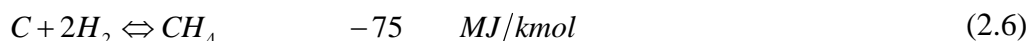
2.2 Reacțiile caracteristice procesului de gazeificare

În procesul de gazeificare a carbonului solid, fie că se găsesc în compoziția carbonului, a cocsului sau a gudronului, reacțiile chimice sunt cele care implică: carbonul, monoxidul de carbon, dioxidul de carbon, hidrogenul, apa (sau aburul) și metanul. Aceste reacții sunt [29]:



Aceste reacții nu trebuie să fie luate în considerare pentru determinarea compoziției gazului de gazogen utilizând echilibrul termodinamic. Următoarele 3 reacții eterogene (în fază solidă și gazoasă) sunt suficiente:





În general, suntem preocupați de situațiile în care conversia carbonului este în mare parte terminată. Astfel vom putea reduce ecuațiile (2.4), (2.5) și (2.6) la următoarele reacții omogene:

Reacția de schimb a CO:



și reacția de reformare a metanului cu abur:



Prin combinarea reacțiilor (2.4) și (2.5) rezultă reacția (2.7) și respectiv din sustragerea reacției (2.6) din reacția (2.5) rezultă reacția (2.8). Deci reacțiile (2.7) și (2.8) sunt rezultate din reacțiile (2.4), (2.5) și (2.6), dar nu este valabil în sens invers deoarece trei reacții independente conțin întotdeauna mai multe informații decât două reacții.

Reacțiile (2.1), (2.4), (2.5) și (2.6) descriu cele patru moduri în care carburile și hidrocarburile pot fi gazeificate. Reacția (2.4) este importantă în producerea de CO pur când este gazeificat carbonul pur cu un amestec de oxigen și monoxid de carbon. Reacția (2.5) are rol important în transformarea apei în gaz. Reacția (2.6) stă la baza tuturor reacțiilor de formare de hidrogen în procesul de gazeificare. Pentru combustibilii reali (inclusiv carbunele care conțin de asemenea și hidrogen) o relație generalizată poate fi scrisă astfel:



unde pentru gaz (metan), $m=4$, $n=1$, deci $m/n=4$ și
 pentru petrol $m/n=2$, deci $m=2$, $n=1$ și
 pentru carbune $m/n=1$, deci $m=1$, $n=1$. [29]

Temperatura de gazeificare este în toate cazurile atât de ridicată încât, atât din punct de vedere termodinamic cât și practic, în afară de metan, nicio altă hidrocarbură nu poate fi prezentă într-o cantitate apreciabilă. [29]

2.2.1 Echilibrul termodinamic

După cum indică săgețile duble din reacțiile (2.4) - (2.8) rezultă că acestea sunt reversibile. În general reacțiile directe și inverse au loc simultan cu diferite viteze de reacție. Pentru orice temperatură dată, aceste viteze de reacție sunt proporționale cu cantitatea reactanților disponibili pentru a conduce reacția în direcția considerată. Dacă se consideră reacția de schimb a monoxidului de carbon, reacția (2.7) viteza de reacție în sens direct, r_d , este proporțională cu concentrația molară a CO și H₂O

$$r_d = k_d [CO] \cdot [H_2O] \quad (2.10)$$

unde constanta de proporționalitate k_d este dependentă de temperatură.

În mod similar se procedează pentru reacția inversă

$$r_i = k_i [CO_2] \cdot [H_2] \quad (2.11)$$

După un timp aceste două viteze de reacție vor tinde să ajungă la o valoare comună și compoziția gazului va ajunge la starea de echilibru. În aceste condiții [29]:

$$K_p = \frac{k_d}{k_i} = \frac{[CO_2] \cdot [H_2]}{[CO] \cdot [H_2O]} \quad (2.12)$$

unde k_p este constanta de echilibru la temperatur constant pentru reac ia de schimb a CO. Presupunând c sunt gaze ideale putem scrie:

$$K_p = \frac{P_{CO_2} \cdot P_{H_2}}{P_{CO} \cdot P_{H_2O}} = \frac{v_{CO_2} \cdot v_{H_2}}{v_{CO} \cdot v_{H_2O}} \quad (2.13)$$

unde P_{CO} , P_{CO_2} , P_{H_2} , P_{H_2O} reprezint presiunile par iale iar v_{CO} , v_{CO_2} , v_{H_2} , v_{H_2O} sunt frac iile volumice ale componen ilor gazo i.

Similar putem scrie pentru celelalte reac ii constantele de echilibru:

- pentru ecua ia (2.4)
$$K_p = \frac{P_{CO}^2}{P_{CO_2}} = \frac{(v_{CO})^2}{v_{CO_2}} \cdot p \quad (2.14)$$

- pentru ecua ia (2.5)
$$K_p = \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}}{P_{H_2O}} = \frac{v_{CO} \cdot v_{H_2}}{v_{H_2O}} \cdot p \quad (2.15),$$

- pentru reac ia (2.8)
$$K_p = \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}^3}{P_{CH_4} \cdot P_{H_2O}} = \frac{v_{CO} \cdot v_{H_2}^3}{v_{CH_4} \cdot v_{H_2O}} \cdot P_{H_2}^2 \quad (2.16),$$

unde p este presiunea total absolut a gazului.

Dependen a de temperatur a acestor constante este exprimat ca o corela ie de tipul :

$$\ln(K_{p,T}) = \ln(K_{p,T_0}) + f(T) \quad (2.17)$$

unde T este temperatura absolut în Kelvin.

Ecua iile scrise mai sus, de i neliniare, (10 - 13) ne furnizeaz modul de determinare a concentra iei relative a componentelor gazoase ale gazului de gazogen cu presupunerea c reac iile au atins echilibrul.

În rela iile scrise anterior s-a presupus c gazele sunt ideale i nicio perturbare nu a fost luat în considerare. Chiar i atunci când calculele folosesc temperaturi mici pentru reac ia de schimb a CO, care se produce la temperaturi de 200-250 °C, aproximarea d rezultate destul de exacte pentru modelul de baz .

Majoritatea combustibililor con in pe lâng carbon, hidrogen i oxigen i alte materiale. Sulful din combustibil este transformat în H₂S i COS, iar azotul în azot elementar, NH₃ i HCN. In general, cantitatea de sulf i de azot din combustibili sunt suficient de mici pentru a nu avea influen asupra principalelor componente ale gazului de gazogen (hidrogen i monoxid de carbon). Totu i este necesar s consider m drumul parcurs de sulf i de azot datorit efectului compu ilor rezulta i în curentul de gaz produs, de exemplu, emisiile în mediul înconjurator, obtur rile catalizatorilor, i a a mai departe. Deoarece cantitatea de sulf i azot transformat în diferite produse moleculare nu este mare, distribu ia sulfului i a azotului, compu i estima i de obicei în prealabil (de exemplu H₂S/COS = 9 - 9,5, NH₃ = 25% i CHN = 10% din sulful combustibil respectiv azotul combustibil) interac iunea lor cu carbonul, hidrogenul i oxigenul este limitat la calculul bilan ului masic i al c ldurii.

În lipsa oxigenului, combustia este limitat i echilibrul chimic i termodinamic al reac iilor de schimb ale sistemului balanseaz spre reducere i nu spre oxidare complet . În consecin elementele frecvent întâlnite în combustibili i materii organice (C, H, N, O, S i Cl) se transform în componente ale gazului de gazogen ca CO, H₂, H₂O, CO₂, N₂, CH₄, H₂S i HCl, i cantit i mici de COS, NH₃, HCN, C elemental i urme ale altor hidrocarburi.

Mediul prezent în reactorul de gazeificare previne formarea unor oxizi cum ar fi SO₂ i NO_x.

Randamentul termic al instala iei de gazeificare este dat de rela ia:

$$\eta_t = \frac{V_g \cdot (Q_g^i + i_g) - V_{ag} \cdot i_{ag}}{Q_c^i + i_c} \quad (2.18)$$

iar randamentul chimic al gazeificării este dat de :

$$\eta_{ch} = \frac{Q_g^i \cdot V_g}{Q_c^i} \quad (2.19)$$

în care:

Q_g^i și Q_c^i - puterea calorică inferioară a gazului de gazogen și cea a carbunelui, kJ/Nm³, respectiv kJ/kg

i_g - entalpia sensibilă a gazului de gazogen, kJ/Nm³

i_{ag} - entalpia sensibilă a agentului de gazeificare, kJ/Nm³

i_c - entalpia sensibilă a carbunelui, kJ/kg

V_g - volumul specific al gazului de gazogen, Nm³/kg

V_{ag} - volumul specific de agent de gazeificare, Nm³/kg.

Randamentul global al unui proces de gazeificare depinde de modul de recuperare a căldurii sensibile a gazului de gazogen deoarece aceasta reprezintă mai mult de 10% din puterea calorică a carbunelui. Gazeificarea este rentabilă atunci când are loc la temperaturi mari, majoritatea instalațiilor de gazeificare lucrând între 1300 și 1600 °C.

CAPITOLUL 3 - COJILE DE SEMINTE DE FLOAREA-SOARELUI – SURSĂ REGENERABILĂ DE ENERGIE

3.2 Fluxul tehnologic al procesului de fabricare a uleiului alimentar

Am considerat pentru analiza cantităților totale de coji de semințe de floarea-soarelui trei zile consecutive în care fabrica de ulei a lucrat la capacitate maximă atât pentru producția cât și pentru rafinarea de uleiului. [Tabel 3.1]

Pentru a afla cantitatea medie de coji de semințe rezultate în urma procesului de fabricare a uleiului de floarea-soarelui am considerat o medie procentuală de coji obținute din procesul de producție. În final am obținut cantitatea de coji de semințe rezultate din procesul de producție în kilograme.

$$Coaja\ totala\ medie = \frac{\sum_{20\ iunie}^{22\ iunie} coaja\ totala}{3} [\%] \quad (3.1)$$

$$m_{semințe\ prelucrate} = \frac{\sum_{20\ iunie}^{22\ iunie} m_{semințe}}{3} [kg] \quad (3.2)$$

$$m_{coaja\ obținuta} = m_{semințe\ prelucrate} \cdot Coaja\ medie [kg] \quad (3.3)$$

Am considerat pentru analiză zilele de 20, 21 și 22 iunie 2009.

Tabel 3.1 Raport de produc ie prese i extrac ie pentru perioada 20-22.06.2009

Date m sur tori	u.m.	20-Jun	21-Jun	22-Jun
Semin e fls înainte de tarare	kg	152.060	135.108	181.642
Corpuri str ine eliminate	%	0.5%	0.8%	2.1%
Semin e fls dup tarare	kg	151.300	134.000	177.900
Con inut ulei in semin e dup tarare	%	39.5%	41.6%	40.0%
Corpuri str ine in fabrica ie		1.5%	1.9%	1.1%
Semin e fls conform cântar	kg	120.027	131.076	177.910
Ulei brut ob inut	kg	57.097	53.368	67.981
Randament ulei brut	%	37.7%	39.8%	38.2%
Broken ob inut	kg	86.000	71.800	93.200
Ulei in bk (extrac ie)	%	28.22%	28.72%	26.17%
Greutate hectolitrica bk	kg/hl	46.0	49.5	50.2
Pâlnii umplute	buc	34	28	35
Extractoare prelucrate	buc	33	29	34
Rezerva	buc	12	13	12
rot fls conform cântar	kg	71.380	65.990	77.330
rot ob inut	kg	68.900	58.000	77.000
Randament rot	%	45.5%	43.3%	43.3%
Ulei in rot	%	2.6%	2.7%	2.6%
Ulei in rot	kg	1.785	1.549	2.002
Ulei in bk (conus) presa 1	%		10.9%	
Ulei in bk (conus) presa 2	%	22.6%		22.4%
Ulei in bk (conus) presa 3	%	21.0%	20.8%	25.2%
Coaja in m cin tura	%	15.45%	13.09%	12.72%
Descojitoare				
boabe întregi	%	23.46%	17.16%	34.55%
coaja libera	%	9.12%	8.45%	3.40%
coaja totala	%	15.45%	13.09%	12.27%

Tabel 3.2 Media produc iei de coji de semin e pentru func ionarea la capacitate maxim a fabricii de ulei

Coaja total medie [%]	Semin e prelucrate [kg]	Coaj ob inut [kg/zi]
13.6	143.000	19.448,136

CAPITOLUL 4 - CERCET RI PRIVIND GAZEIFICAREA COJILOR DE SEMIN E DE FLOAREA-SOARELUI

4.1 INSTALAȚIA EXPERIMENTAL

Procesele de gazeificare a biomasei sunt analizate în continuare la modul concret al gazeific rii cojilor de semin e de floarea-soarelui, în scopul recuper rii energetice i a protec iei mediului.

Pentru aceasta s-a apelat la facilit ile unei fabrici de ulei din Municipiul Gala i la care s-a implementat o instala ie de gazeificare a cojilor de semin e de floarea-soarelui rezultate din produc ie.

Cu acordul conducerii fabricii, am avut posibilitatea să urmăresc fazele de construcție și punere în funcțiune a gazeificatorului și am avut acces la seturile de date experimentale obținute în timpul funcționării.

Instalația amintită poartă denumirea de SUNGAS deoarece ca materie primă pentru gazeificare se utilizează cojile de semințe de floarea-soarelui. Gazul sintetic rezultat va fi ars apoi într-un cazan ce produce abur. Tehnologic acest cazan este dotat cu un arzător special pentru gaz sintetic cu putere calorică mică. Vom descrie în continuare punctele de plecare în proiectarea instalației, principiul de funcționare și normele de siguranță adoptate.

Cojile de semințe de floarea-soarelui sunt introduse în reactorul de gazeificare, împreună cu aerul de gazeificare, nisipul purtător de căldură și gazele de ardere prelevate de la cazanului de abur, unde se amestecă pentru a genera procesul de gazeificare. Gazul de gazogen rezultat trece printr-un ciclon de recirculare ce are ca scop separarea nisipului antrenat cu fluxul de gaze combustibile. Nisipul este apoi reintrodus în reactorul de gazeificare ca material purtător de căldură pentru a continua procesul de gazeificare. Gazul rezultat în urma gazeificării trece apoi printr-un schimbător de căldură tip eav în eav pentru gaze unde preîncălzește aerul ce urmează să fie utilizat ca aer de combustie în cazanul de abur. Gazul de gazogen părăsește reactorul de gazeificare cu temperatura de 800 °C iar după preîncălzirea aerului intră în arzătorul de gaz sintetic cu temperatura de 550 °C.

După ce este răcit în schimbătorul de căldură, gazul este trecut prin trei cicloane de separare a particulelor fine de cenușă, dispuse în serie. Gazul sintetic răcit și curățat trece apoi în cazanul de producere a aburului în care este introdus împreună cu aerul de ardere (preîncălzit inițial în schimbătorul de căldură), unde este ars pentru a produce abur.

Principalul avantaj al gazeificării cojilor de semințe de floarea-soarelui este acela că arderea directă este dificilă datorită punctului de topire al cenușii destul de scăzut. Topirea cenușii este cauza principală a colmatării suprafețelor de schimb de căldură prezente în cazanele ce ard în mod convențional astfel de combustibili. Deci arderea convențională prezintă dezavantajul necesității curățării frecvente a generatoarelor de abur pentru a îndepărta cenușa depusă (topită) pe suprafețele schimbătoare de căldură, la care se adaugă și un nivel ridicat de emisii poluante. Prin gazeificare acest combustibil va fi ars la o temperatură relativ joasă și constantă de aproximativ 800 °C într-un mod controlat. Prin menținerea temperaturii la un nivel controlat se va evita topirea cenușii.

4.6. CALCULUL ENERGETIC AL INSTALAȚIEI

4.6.1. Căldura introdusă în sistem prin gazeificarea cojilor de semințe de floarea-soarelui:

În urma testelor efectuate pe instalația de gazeificare prezentată s-au obținut următoarele date, prezentate în Anexa 2. Debitul de coji de semințe de floarea-soarelui a fost măsurat pe timpul testului și este de 145,1 kg în 350 de secunde, rezultând un debit de 0,4145 kg/s sau 1492,2 kg/h. Compoziția elementală a cojilor de semințe de floarea-soarelui este conform Energy Research Centre of the Netherlands - ECN[113]: C= 49,1%; H=5,9%; O=40,57%; N=0,725%; A=3,705%; W=13,5%

Pentru această compoziție elementală vom calcula puterea calorică superioară de ardere conform ecuației următoare:

$$Q_s^{anh} = 349,1 \cdot C^{anh} + 1.178,3 \cdot H^{anh} + 100,5 \cdot S^{anh} - 15,1 \cdot N^{anh} - 103,4 \cdot O^{anh} - 21,1 \cdot A^{anh}, \quad \text{kJ/kg} \quad (4.1)$$

La fel se va proceda pentru calculul puterii calorifice inferioare

$$Q_i^i = Q_s^{anh} (1 - w_t^i) - 24,42 \cdot w_t^i - 24,42 \cdot h^{anh} \cdot 9 \cdot (1 - w_t^i) \quad [\text{kJ/kg}] \quad (4.2)$$

Ca urmare fluxul total de căldură disponibil în debitul de combustibil utilizat este:

$$\Phi_{coji} = \dot{m} \cdot Q_i^i \quad \text{kW} \quad (4.3)$$

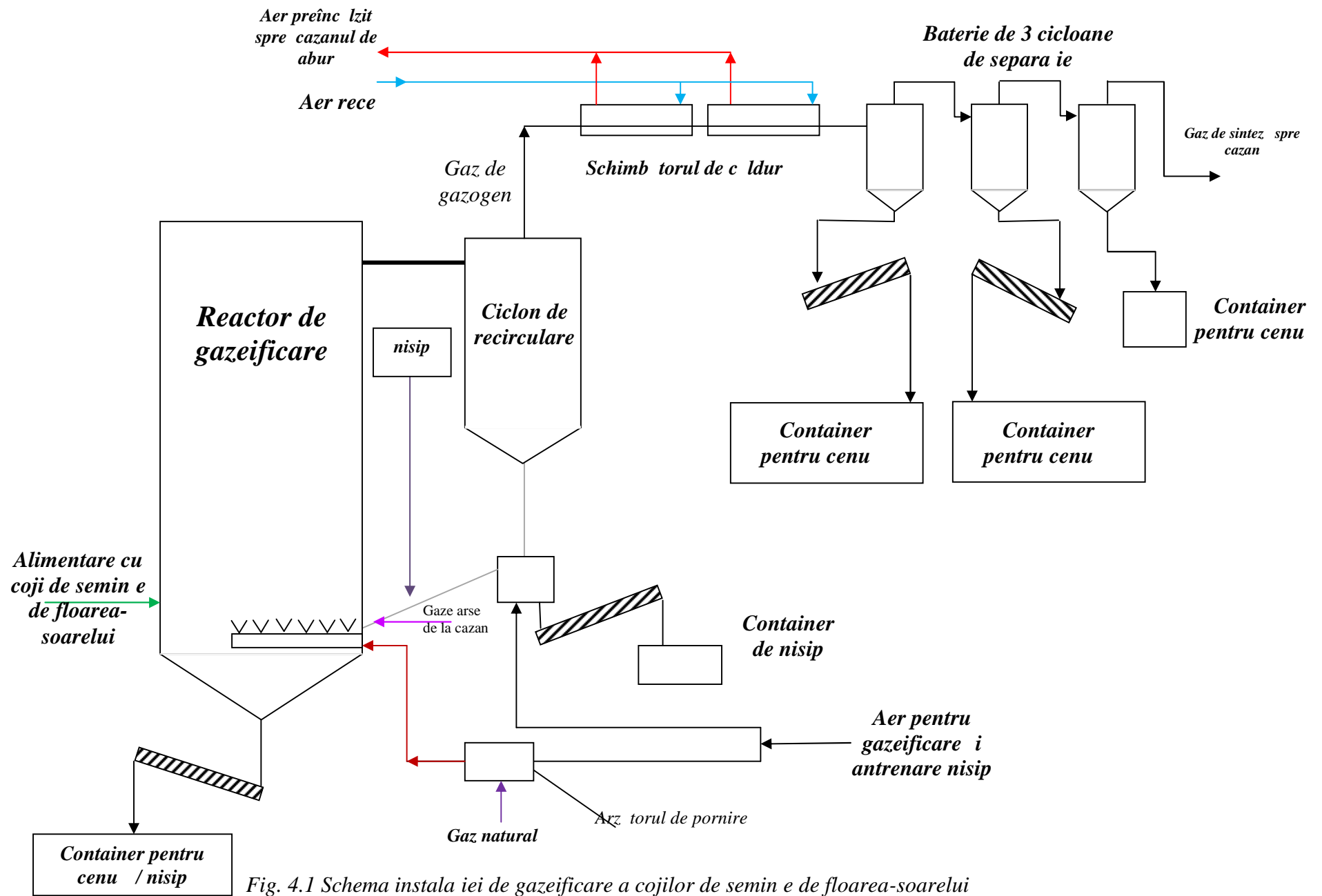


Fig. 4.1 Schema instala iei de gazeificare a cojilor de semin e de floarea-soarelui

4.6.2 Fluxul termic pierdut prin evacuarea cenu ii

În urma m sur torilor efectuate s-a ob inut un volum de cenu scoas din reactorul de gazeificare i din cicloanele de cur are este de $1,345 \text{ m}^3$ într-o perioad de timp de 5700 s [Anexa 3]. Cunoscând aceste date vom calcula volumul orar de cenu scoas din instala ie cu rela ia:

$$\dot{V}_{cen} = \frac{V}{\tau} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right] \quad (4.4)$$

Cunoscând densitatea cenu ii ($\rho = 120 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$), vom afla cantitatea orar de cenu evacuat din system

$$\dot{m} = \dot{V} \cdot \rho \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (4.5)$$

Din totalul cantit ii de cenu evacuat , conform Energy Research Centre of the Netherlands - ECN, 40% reprezint cocsul activ i 60% reprezint materialul inert.

$$m = 40\% \text{ cocs} + 60\% \text{ m.i.} \quad (4.6)$$

Fluxul de energie chimic pierdut odat cu evacuarea cocsului activ este dat de rela ia:

$$\Phi_{ch}^{cocs} = \frac{m_{cocs} \cdot Q_i^i}{3600} \text{ [kW]} \quad (4.7)$$

S-a considerat puterea caloric inferioar a cocsului $Q_i^i \text{ cocs} = 32500 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

Fluxul termic pierdut cu evacuarea cenu ii este:

$$\Phi_t^{cen} = \frac{m_{cen}}{3600} \cdot C_{pcen} \Delta T \text{ [kW]} \quad (4.8)$$

$C_{p \text{ cenu}}$ este c ldura specific a cenu ii, temperatura de evacuare a cenu ii este de $500 \text{ }^\circ\text{C}$ iar temperatura mediului ambiant este de $10 \text{ }^\circ\text{C}$.

Rezult fluxul total pierdut prin evacuarea cenu ii este:

$$\Phi_{cenu e} = \Phi_{ch}^{cocs} + \Phi_t^{cen} \text{ [kW]} \quad (4.9)$$

4.6.3 Fluxul termic pierdut prin convec ie prin izola ia instala iei de gazeificare

$$\Phi_{iz} = \alpha_e \cdot S \cdot (t_p - t_e) \text{ [W}_t\text{]} \quad (4.11)$$

4.6.4 Bilan ul instala iei de gazeificare

F când bilan ul pe instala ia de gazeificare va rezulta fluxul con inut de gazul de gazogen, flux ce este utilizat apoi în cazanul de producere a aburului tehnologic.

$$\Phi_{syngaz} = \Phi_{coji} - \Phi_{cenusa} - \Phi_{izolatie} \text{ [kW]} \quad (4.12)$$

4.6.5 Calculul fluxului introdus prin arderea gazului natural

Pentru producerea aburului tehnologic se utilizeaz ca i combustibil gazul natural i gazul de sintez ob inut în reactorul de gazeificare.

Fluxul de căldură cedat cazanului de abur de gaze naturale este:

$$\Phi_{gaz} = Q_i^j \cdot V_n \quad [kW] \quad (4.16)$$

4.6.6 Fluxul termic evacuat la co , provenit din gazele naturale

Gazele naturale utilizate au următoarea compoziție volumetric [35]

CH₄=92,5%, CO₂=0,4%, O₂+N₂=6,6%

Pentru această compoziție vom calcula necesarul de oxigen pentru arderea gazelor naturale:



$$O_2^{\min} = 2 \left[\frac{Nm^3}{Nm^3 CH_4} \right] \quad (4.18)$$

$$L^{\min} = \frac{O_2^{\min}}{0.21} \left[\frac{Nm^3}{Nm^3 CH_4} \right] \quad (4.19)$$

Pentru arderea gazelor naturale se utilizează arderea excedentară, $\lambda = 1.088$, în aceste condiții volumul gazelor de ardere va fi dat de relația:

$$V_{ga}^{g.n.} = v_{CO_2}^{CH_4} + v_{CO_2} + v_{H_2O}^{CH_4} + v_{N_2+O_2} + N_2 + L_{excedentar} \left[\frac{Nm^3 ga}{Nm^3 gaze naturale} \right] \quad (4.20)$$

Volumul orar de gaze arse provenite din arderea gazelor naturale va fi:

$$\dot{V}_{ga}^* = V_n \cdot V_{ga} \left[\frac{Nm^3 ga}{h} \right] \quad (4.21)$$

Pentru gazele componente am calculat căldura volumică specifică la presiune constantă, prin interpolare din tabelul de căldură volumică a gazelor la presiune constantă [34]. Astfel pentru principalele gaze de ardere evacuate, căldura specifică va fi dată de relația:

$$cp_{ga} = cp_{CO_2}^{125} \cdot v_{CO_2} + cp_{H_2O}^{125} \cdot v_{H_2O} + cp_{N_2}^{125} \cdot v_{N_2} + cp_{O_2}^{125} \cdot v_{O_2} \left[\frac{kJ}{Nm^3 \cdot K} \right] \quad (4.22)$$

Căldurile specifice ale gazelor eliberate în urma procesului de ardere utilizate pentru calculul numeric sunt prezentate în tabelul următor.

Tabel 4.1 Căldurile specifice volumice la presiune constantă

Temperatura °C	cp_{CO_2} $kJ/Nm^3 \cdot K$	cp_{H_2O} $kJ/Nm^3 \cdot K$	cp_{O_2} $kJ/Nm^3 \cdot K$	cp_{N_2} $kJ/Nm^3 \cdot K$
100	1.7936	1.5194	1.3331	1.3025
125	1.83245	1.52955	1.34355	1.30555
200	1.949	1.56	1.3749	1.3147

Astfel vom putea calcula fluxul de căldură evacuat la co cu relația:

$$\Phi_{ga}^{gaznatural} = \frac{V_{ga}}{3.600} \cdot cp_{ga} \cdot \Delta T \quad [kW_t] \quad (4.23)$$

4.6.7 Fluxul termic evacuat la co , provenit din gazul de sintez

Pentru a calcula fluxul de c ldu r pierdut prin evacuarea gazelor de ardere provenite din arderea gaz de sintez pornim de la compozi ia elemental a gazului de sintez i vom afla fluxul de c ldu r pierdut i necesarul de aer pentru o valoare a lui = 1,088.

Compozi ia gazului de sintez rezultat în urma gazeific rii cojilor de semin e de floarea-soarelui este:[Anexa 4]

Tabel 4.2 Compozi ia volumic a gazului de gazogen produs

Compozi ia elemental a gazului de sintez	% din volum
CO	11,73
CO ₂	14,86
CH ₄	5,41
C ₂ H ₄	2,68
H ₂ O	14,93
H ₂	14,67
N ₂	35,55
NH ₃	0,17

Debitul m surat de gaz de sintez este

$$\dot{V}_{syngaz} = 2.873,9 \text{ Nm}^3/h = 0,7983 \text{ Nm}^3/s \quad (4.24)$$

Plecând de la compozi ia elemental a gazului de sintez am calculat debitul de aer necesar pentru arderea stoichiometric astfel:

$$L_{min}^{syngaz} = \dot{V}_{syngaz} \sum v_i \cdot L_{min}^i \quad (4.25)$$

$$L_{min}^{syngaz} = \dot{V}_{syngaz} \left(v_{CO} \cdot L_{min}^{CO} + v_{CH_4} \cdot L_{min}^{CH_4} + v_{C_2H_4} \cdot L_{min}^{C_2H_4} + v_{H_2} \cdot L_{min}^{H_2} + v_{NH_3} \cdot L_{min}^{NH_3} \right) \text{ Nm}^3 L/s \quad (4.26)$$

Dar necesarul de aer pentru arderea excedentar cu randament maxim este dat de rela ia:

$$L_{real}^{syngaz} = L_{min}^{syngaz} \cdot \lambda \left[\text{Nm}^3 L/s \right] \quad (4.28)$$

$$L_{excedentar}^{syngaz} = L_{real}^{syngaz} - L_{min}^{syngaz} \left[\text{Nm}^3 L/s \right] \quad (4.29)$$

Volumul gazelor de ardere se va calcula din rela iile de ardere astfel:

$$V_{ga} = V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{N_2} + O_{2excedentar} \quad (4.30)$$

$$V_{CO_2} = \dot{V}_{syngaz} \cdot \left(v_{CO} + v_{CO_2} + v_{CH_4} + 2 \cdot v_{C_2H_4} \right) \left[\text{Nm}^3 CO_2/s \right] \quad (4.31)$$

$$V_{H_2O} = \dot{V}_{syngaz} \cdot \left(v_{H_2} + 2 \cdot v_{CH_4} + 2 \cdot v_{C_2H_4} + 3 \cdot v_{NH_3} + v_{H_2O} \right) \text{ Nm}^3 H_2O/s \quad (4.32)$$

$$V_{N_2} = V_{N_2}^{syngaz} + V_{N_2}^L + V_{N_2}^{NH_3} \left[\text{Nm}^3 N_2/s \right] \quad (4.33)$$

$$V_{N_2}^{syngaz} = \dot{V}_{syngaz} \cdot v_{N_2} \left[\text{Nm}^3 N_2/s \right] \quad (4.34)$$

$$V_{N_2}^L = 0.79 \cdot L_{real}^{syngaz} \left[\text{Nm}^3 N_2/s \right] \quad (4.35)$$

$$V_{N_2}^{NH_3} = V_{syngaz} \cdot V_{NH_3} \left[\frac{Nm^3 N_2}{s} \right] \quad (4.36)$$

La fel ca în cazul gazelor de ardere rezultate în urma arderii gazelor naturale, am calculat cldura specifică a gazelor de ardere rezultate în urma arderii excedentare a gazului de sinteză. Temperatura gazelor de ardere la evacuare este $t_{ga}=125$ °C, iar temperatura mediului ambiant este de 10 °C. Astfel:

$$cp_{ga} = cp_{CO_2}^{125} \cdot v_{CO_2} + cp_{H_2O}^{125} \cdot v_{H_2O} + cp_{N_2}^{125} \cdot v_{N_2} + cp_{O_2}^{125} \cdot v_{O_2 \text{ excedentar}} \left[\frac{kJ}{Nm^3 \cdot K} \right] \quad (4.37)$$

Unde cp [kJ/Nm³·K]– cldura specifică volumică a gazelor rezultate în urma arderii la temperatura de 125 °C.

Energia pierdută prin fluxul de gaze de ardere rezultate în urma arderii gazului de sinteză este dată de relația :

$$\Phi_{ga}^{syngaz} = \frac{V_{ga}}{3600} \cdot cp_{ga} \cdot \Delta T \quad [kW_t] \quad (4.38)$$

4.6.8 Fluxul termic pierdut prin pereții cazanului de abur

- este adoptat ca fiind 0,5% din fluxul introdus în cazanul de abur de coji și gazul natural.

$$\Phi_{izolatie}^{boiler} = 0,005 \cdot (\Phi_{coji} + \Phi_{gaz \text{ natural}}) \quad [kW_t] \quad (4.39)$$

4.6.9 Bilanul energetic pe întreaga instalație

Când bilanul energetic pe toată instalația (gazeificare + cazan de abur) vom avea următorul flux de cldură cedat aburului tehnologic:

$$\Phi_{ga}^{gaz} + \Phi_{coji} = \Phi_{abur} + \Phi_{ga}^{gaz} + \Phi_{ga}^{syngaz} + \Phi_{cenu e} + \Phi_{izolatie}^{gazeificare} + \Phi_{izolatie}^{boiler} \quad (4.40)$$

Energia provenită din cojile de semințe, transformată în abur va fi :

$$\Phi_{coji \rightarrow abur} = \Phi_{abur} \cdot \frac{\Phi_{syngaz}}{\Phi_{syngaz} + \Phi_{gaz}} \quad [kW_t] \quad (4.42)$$

$$\Phi_{gaz \rightarrow abur} = \Phi_{abur} \cdot \frac{\Phi_{gaz}}{\Phi_{syngaz} + \Phi_{gaz}} \quad [kW_t] \quad (4.43)$$

Randamentul gazeificării cojilor de semințe de floarea-soarelui în gaz de gazogen va fi :

$$\eta_{coji \rightarrow syngaz} = \frac{\Phi_{syngaz}}{\Phi_{coji}} \quad [\%] \quad (4.44)$$

Randamentul cazanului de abur va fi:

$$\eta_{boiler} = \frac{\Phi_{abur}}{\Phi_{syngaz} + \Phi_{gaz}} \quad [\%] \quad (4.45)$$

Randamentul global de transformare a energiei conținute de coji în abur tehnologic va fi:

$$\eta_{coji \rightarrow abur} = \frac{\Phi_{coji \rightarrow abur}}{\Phi_{coji}} \quad \text{sau} \quad \eta_{coji \rightarrow abur} = \eta_{gazeificare} \cdot \eta_{boiler} \quad (4.46)$$

În urma analizei energetice a instalației analizate se observă că valorificarea cojilor de semințe de floarea-soarelui prin gazeificarea acestora este o metodă foarte bună. Acest metodă de

valorificarea energetică este recomandată și din punct de vedere al emisiilor poluante, deoarece datorită temperaturii de gazeificare relativ mici nu se mai produc oxizi de azot.

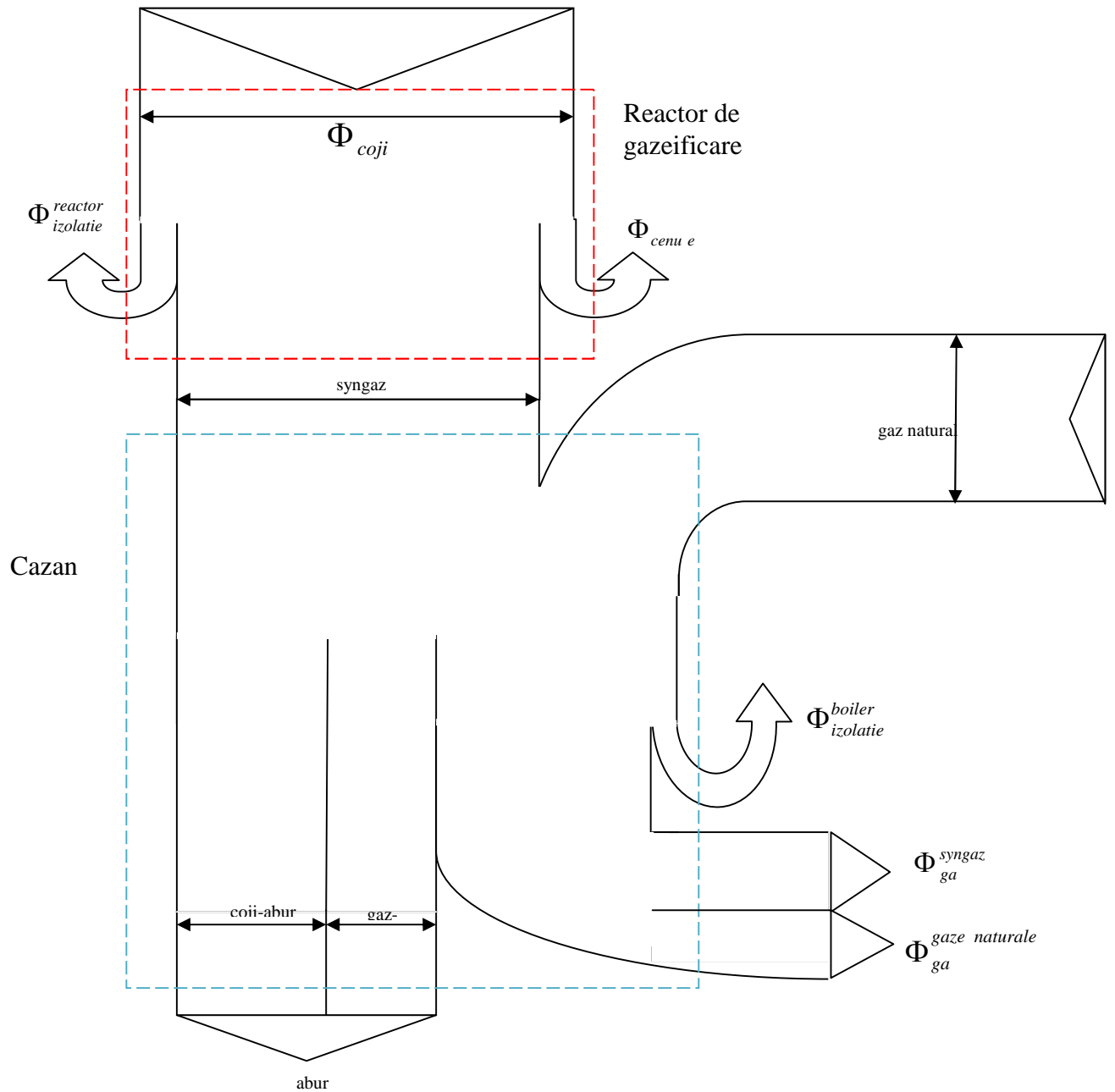


Fig. 4.9 Diagrama fluxurilor din instalație

CAPITOLUL 5 - ANALIZA COMPARATIVĂ A PERFORMANTELOR INSTALAȚIILOR DE GAZEIFICARE ÎN FAZĂ DE ÎNCĂLZIRE ÎN INSTALAȚIILE DE ARDERE DIRECTĂ

5.1 VALORIFICAREA ENERGETICĂ A COJILOR DE SEMINĂ ȘI DE FLOAREAȘOARELUI PRIN ARDEREA CLASICĂ ÎN CAZAN

În fabrica de ulei considerată, se utilizează aburul tehnologic în procesul de rafinare a uleiului. Aburul produs are presiunea de 11 bar și temperatura de 250 °C. Această fabrică utilizează un cazan de abur tip Geka cu puterea de 85 kW ce utilizează drept combustibil gazul natural și cojile de semină.

Ca metodă de desprăvire a gazelor rezultate în urma arderii se utilizează un ciclon de desprăvire care necesită un anumit debit de gaze de ardere. Acest debit de gaze de ardere este mic ceea ce duce la o ardere a cojilor de semină în strat, fapt ce conduce mai departe la o colmatare a cazanului destul de rapid. De fiecare dată când cazanul a suferit o Revizie Capitală majoră, la numai o lună de funcționare la capacitate maximă, acest cazan trebuie să fie închis și decolmatat, neavând un control asupra depunerii de cenușă pe componentele cazanului de producere a aburului tehnologic. Schema de funcționare a cazanului este următoarea:

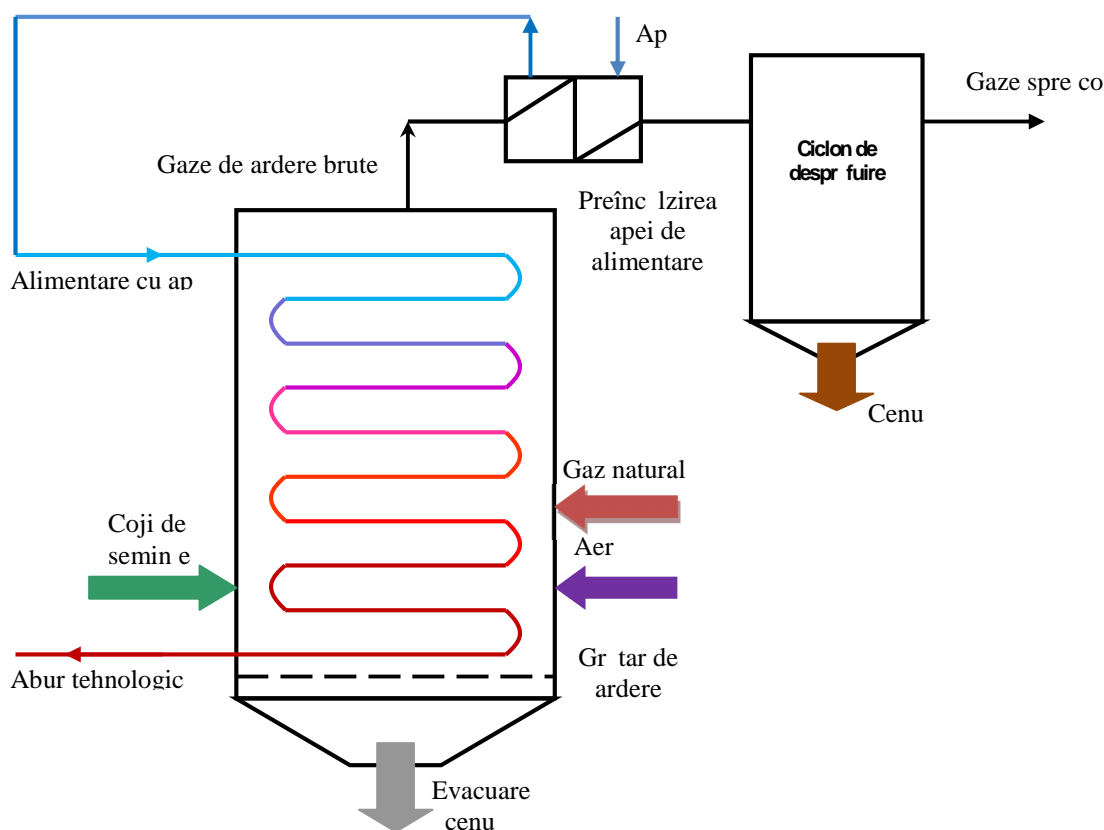


Fig. 5.1 Schema cazanului utilizat pentru producerea de abur tehnologic

$$\dot{Q}_u = \frac{Q_t \cdot \eta_{\text{cazan}}}{24 \cdot 3.600} \quad [kW] \quad (5.1)$$

Aburul produs din c ldura util este

$$D_{abur} = \frac{Q_u}{(i_{as} - i_{aa})} \quad (5.2)$$

Din datele tehnice ale instala iei tim c se produce abur la o presiune de 11 bar i o temperatur de 250 °C, iar apa de alimentare are temperatura de 60 °C.

Introducând aceste date în programul ALLPROPS vom afla entalpia aburului supraînc lzit

$$i_{as} = 2938.1 \text{ [kJ/kg]} \text{ i entalpia apei de alimentare } i_{aa} = 251,33 \text{ [kJ/kg]}$$

Tabel 5.2 Fluxurile din cazanul de ardere a cojilor de semin e de floarea-soarelui

Media consumului de coji de semin e [kg/s]	0,2585
Media consumului de gaz natural [Nm ³ /s]	0,0323
Media c ldurii produse [kJ]	458.330,374
Media c ldurii utile produse [kW]	4.774,2774
Aburul produs [kg/s]	1,7769

Pentru a putea compara cele dou metode de valorificare a cojilor de semin e, vom considera acela i debit de coji de semin e transformat în energie termic .

Debitul adoptat pentru analiza metodelor de valorificare a cojilor de semin e de floarea-soarelui este:

$$\dot{B} = 0,2585 \text{ kg/s}$$

5.2 Calculul fluxului introdus prin arderea gazului natural

Pentru producerea aburului tehnologic se utilizeaz ca i combustibil gazul natural i cojile de semin e de floarea-soarelui. Gazul natural utilizat are urm toarea compozi ie:

$$CH_4=92,5\%, CO_2=0,4\%, O_2+N_2=6,6\%$$

Puterea caloric de ardere a gazului natural este $Q_i^i=33.990 \text{ kJ/kg}$ iar densitatea relativ fa de aer este 0,6.[35]

Vom considera aceea i cantitate de gaz natural consumat în ambele situa ii de valorificare a cojilor de semin e, i anume de

$$\dot{V}_{gn} = 2.79483 \text{ Nm}^3 / \text{zi} = 0,0323 \text{ Nm}^3 / \text{s} \quad (5.3)$$

Fluxul de c ldur cedat de gazul natural cazanului de abur este:

$$\Phi_{gaz} = Q_i^i \cdot V_{gn} \text{ kW} \quad [kW_t] \quad (5.4)$$

5.3 Bilan il energetic pentru arderea direct

Tabel 5.3 Compozi ia elemental a cojilor de semin e este conform Energy Research Centre of the Netherlands -ECN:

Combustibil	C ⁱ	H ⁱ	N ⁱ	O ⁱ	Q _t ⁱ [kJ/kg]	W _t ⁱ	A ⁱ
Coji semin e floarea-soarelui	49,1	5,9	0,7	40,57	17.123,458	13,5	3,705

Volumul gazelor de ardere se va calcula din relațiile de ardere astfel:

$$V_{ga} = V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{N_2} + V_{NO_2} + L_{excedentar} \quad (5.5)$$

$$V_{CO_2} = 22,414 \frac{c}{12} \left[\frac{Nm^3 CO_2}{kg \text{ cb}} \right] \quad (5.6)$$

$$V_{H_2O} = 22,414 \left(\frac{h}{2} + \frac{W_t^i}{18} \right) + d \frac{\rho_{aer}}{\rho_{H_2O}} L_t \left[\frac{Nm^3 H_2O}{kg \text{ cb}} \right] \quad (5.7)$$

d – umiditatea absolută a aerului $d = 10 \frac{g}{kg} = 10 \cdot 10^{-3} \text{ kg/kg}$ aer uscat

$$\rho_{aer} = \frac{M_{aer}}{V_{aer}} \left[\frac{kg_{aer}}{Nm^3 \text{ aer}} \right] \quad (5.8)$$

$$\rho_{H_2O} = \frac{M_{H_2O}}{V_{H_2O}} \left[\frac{kg_{H_2O}}{Nm^3 \text{ H}_2\text{O}} \right] \quad (5.9)$$

$$V_{O_2} = 22,414 \left(\frac{c}{12} + \frac{h}{4} - \frac{o}{16} \right) \frac{Nm^3 O_2}{kg_{comb}} \quad (5.10)$$

$$L_t = \frac{V_{O_2}}{0,21} \frac{Nm^3 \text{ aer}}{kg_{comb}} \quad (5.11)$$

$$V_{N_2} = 22,414 \frac{n}{28} + 0,79 \cdot L_t \left[\frac{Nm^3 N_2}{kg_{comb}} \right] \quad (5.12)$$

Emisia de oxizi de azot la arderea cojilor se poate calcula folosind relația corespunzătoare arderii carbonului pulverizat.

Potrivit acestei metode emisia totală de oxizi de azot (Q_{NO_2}) se compune din emisia de oxizi de azot proveniți din combustibil ($Q_{NO_2}^c$) și emisia de oxizi de azot termici ($Q_{NO_2}^t$).

Emisia $Q_{NO_2}^c$ se poate determina cu ajutorul relației [70]:

$$Q_{NO_2}^c = 0,7 \cdot B_{ef} \cdot N^i \cdot \xi_{\lambda} \cdot \xi_p \cdot \xi_{\theta} \cdot \xi_w \quad [g/s] \quad (5.13)$$

unde: N^i [%] - cantitatea de azot din combustibil;

ξ_{λ} - coeficient de influență a excesului de aer. Pentru arzătoare turbionare se calculează cu relația: $\xi_{\lambda} = (0,35\lambda_i + 0,4)^2$, unde λ_i este coeficientul de exces de aer în arzătoare;

ξ_p - coeficient de influență a proporției de aer primar: $\xi_p = 1,73 \cdot p + 0,48$;

p - proporția de aer primar în arzătoare;

ξ_r - coeficient de influență a gradului de recirculare: $\xi_r = 1 - 0,016 \cdot r^{1/2}$;

r [%] - gradul de recirculare a gazelor de ardere în focar (raportul dintre volumul de gaze recirculate și volumul gazelor de ardere calculat pentru coeficientul de exces de aer din punctul de recirculare: $r = 100 \cdot V_{gr} / V(\lambda_r)$; $r=0$ pentru instalația analizată).

ξ_0 -coeficientul de influen ă a temperaturii fl ă c rilor:

$$\xi_0 = 0,11 \cdot (T_{fl} - 1100)^{1/3}; \quad (5.14)$$

T_{fl} [K] – temperatura fl ă c rii,

$$T_{fl} = 0,925 \cdot (T_a \cdot T_o)^{1/2} \quad (5.15)$$

T_a [K]- temperature teoretic ă de ardere (adiabatic);

T_o [K]- temperatura gazelor la ie ă irea din focar.

Temperatura adiabatic ă este calculat ă prin interpolare ă n diagrama $I_{ga}(T, \lambda)$, pentru gazele de ardere rezultate ă n urma arderii cojilor de semin e de floarea-soarelui. Anexa 5. Temperatura adiabatic ă rezultat ă este

$$T_a = 2020 \text{ }^\circ\text{C} = 2293,15\text{K}.$$

ξ_w - coeficient de influen ă a amestec ă rii jeturilor. Pentru arz ă toare turbionare este dat de rela ă ia: $\xi_w = 0,4(w_2 / w_1)^2 + 0,32$, iar pentru arz ă toare tip fant ă este dat de rela ă ia: $\xi_w = 0,98(w_2 / w_1) - 0,47$, unde w_2 [m/s] este viteza aerului secundar, iar w_1 [m/s] este viteza amestecului aer primar-praf. Pentru instala ă ia considerat ă $w_1 = w_2 = 1$.

Emisia $Q_{NO_2}^t$ se poate determina cu următoarea rela ă ie:

$$Q_{NO_2}^t = 45 \cdot 10^8 \cdot B \cdot Q_i^i \cdot \frac{e^{-\frac{64500}{T_{fl}}}}{T_{fl}^{1/2}} \cdot \left(\frac{\lambda'' - 1}{\lambda''} \right)^{1/2} \text{ [g/s]} \quad (5.16)$$

unde: λ'' - coeficientul de exces de aer de calcul: $\lambda'' = \lambda''_p + 0,5 \cdot \Delta\lambda_f$;

λ''_p - exces de aer introdus organizat ă n focar;

$\Delta\lambda_f$ - infiltra ă ia de aer fals ă n focar.

$$Q_{NO_2} = Q_{NO_2}^c + Q_{NO_2}^t \text{ [g/s]} \quad (5.17)$$

5.3.1 Fluxul termic introdus prin arderea cojilor de semin e:

Puterea caloric ă inferioar ă a cojilor de semin e de floarea-soarelui a fost calculata ă n capitolul anterior ă are valoarea:

$$\cdot Q_i^i = 17.123,458$$

Pentru debitul de coji de semin e de floarea-soarelui considerat, a rezultat un flux termic introdus ă n cazanul de abur prin arderea cojilor de semin e de floarea-soarelui dat de rela ă ia:

$$\Phi_{coji} = \dot{m} \cdot Q_i^i \text{ [kW]} \quad (5.18)$$

5.3.2 Fluxul termic pierdut cu gazele arse aferent cojilor de semin e arse

Urmănd acela ă i procedeu de calcul ca cel din capitolul anterior, am recalculat fluxul termic evacuat o data cu evacuarea gazelor de ardere pentru debitul de coji

$$V_{ga}^{coji} = \dot{B} \cdot (V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{N_2} + V_{NO_2} + L_{excedentar}) \left[\frac{Nm^3 \text{ gaze}}{s} \right] \quad (5.19)$$

C ă ldura specific ă a gazelor de ardere este calculat ă ca ă i ă n cazul anterior cu rela ă ia

$$Cp_{ga} = Cp_{CO_2}^{125} \cdot v_{CO_2} + Cp_{H_2O}^{125} \cdot v_{H_2O} + Cp_{N_2}^{125} \cdot v_{N_2} + Cp_{O_2}^{125} \cdot v_{O_2 \text{ excedentar}} \left[\frac{kJ}{Nm^3 \cdot K} \right]$$

Temperatura gazelor de ardere la evacuare este $t_{ga}=125\text{ }^{\circ}\text{C}$, iar temperatura mediului ambiant este de $10\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Energia pierdut prin fluxul de gaze de ardere rezultate în urma arderii directe este dat de relaia :

$$\Phi_{ga}^{coji} = \dot{V}_{ga} \cdot C_p^{ga} \cdot \Delta T \quad [kW_t] \quad (5.20)$$

5.3.4 Fluxul termic pierdut cu evacuarea cenu ii este:

$$\Phi_{cen} = A^i \cdot B \cdot C_p^{cen} \cdot \Delta T \quad [kW] \quad (5.22)$$

C_p^{cen} este c ldura specific a reziduuului solid, temperatura de evacuare a acestuia fiind de $300\text{ }^{\circ}\text{C}$ iar temperatura mediului ambiant este de $10\text{ }^{\circ}\text{C}$.

5.3.5 Fluxul termic pierdut datorit arderii fizic incomplete

Respectiv fluxul reprezentat de c z tur , antrenat i prin zgur . Se adopt o pierdere relativ de 0,75% din fluxul produs prin arderea cojilor de semin e de floarea-soarelui i de 0,5% din fluxul produs prin arderea gazului natural.

$$\Phi_{ardere\ incomplete} = 0.0075 \cdot \Phi_{coji} + 0.005 \cdot \Phi_{gaze\ naturale} \quad [kW] \quad (5.23)$$

5.3.6 Bilan ul energetic pe întreaga instala ie

F când bilan ul energetic pe conturul cazanului vom avea urm torul flux de c ldur cedat aburului tehnologic:

$$\Phi_{gaz} + \Phi_{coji} = \Phi_{ga}^{gaz} + \Phi_{ga}^{coji} + \Phi_{cen} + \Phi_{izolatie}^{boiler} + \Phi_{ardere\ incomplete} + \Phi_{abur} \quad (5.24)$$

$$\Phi_{abur} = \Phi_{gaz} + \Phi_{coji} - \left(\Phi_{ga}^{gaz} + \Phi_{ga}^{coji} + \Phi_{cen} + \Phi_{izolatie}^{boiler} + \Phi_{ardere\ incomplete} \right) \quad (5.25)$$

Randamentul cazanului de abur va fi:

$$\eta_{boiler} = \frac{\Phi_{abur}}{\Phi_{coji} + \Phi_{gaz}} \quad (5.26)$$

Energia provenit din cojile de semin e, transformat în abur va fi :

$$\Phi_{coji \rightarrow abur} = \Phi_{abur} \cdot \frac{\Phi_{coji}}{\Phi_{coji} + \Phi_{gaz}} \quad [kW_t] \quad (5.27)$$

5.4 Bilan ul energetic pentru gazeificare

5.4.1 C ldura introdus în sistem prin gazeificarea cojilor de semin e de floarea-soarelui:

Pentru procesul de gazeificare se va folosi acela i model de calcul ca în cazul instala iei de gazeificare studiate, adaptând acest model debitului de coji de semin e de floarea-soarelui considerat pentru acest caz.

$$\Phi_{coji} = \dot{m} \cdot Q_i^i \quad [kW_t] \quad (5.28)$$

5.4.2 Fluxul de c l dur pierdut prin evacuarea reziduului solid

Volumul m surat de reziduu solid scos din reactorul de gazeificare i din cicloanele de cur are este de 1,345 m³ în 5700 s de lucru pentru un debit de coji de semin e de floare soarelui de 0.4145 kg/s. Va rezulta astfel un debit de reziduu solid colectat din sistem calculat astfel:

$$\dot{V}_{rez} = \frac{V}{\tau} = \frac{1,345}{5.700} \cdot 3.600 = 0,84947 \quad m^3/h \quad (5.29)$$

Iar pentru debitul considerat de 0,2585 kg/s vom avea urm toarea valoare:

$$\dot{V}_{rez} = \frac{0,84947 \cdot 0,2585}{0,4145} = 0,529 \quad m^3/h \quad (5.30)$$

Cunoscând densitatea reziduului solid vom afla cantitatea orar de reziduu evacuat din sistem

$$\dot{m} = \dot{V} \cdot \rho \quad \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (5.31)$$

Din totalul cantit ii de reziduu evacuat, conform Energy Research Centre of the Netherlands - ECN, 40% reprezint cocsul activ i 60% reprezint materialul inert.

$$m = 40\% cocs + 60\% m.i. \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (5.32)$$

Fluxul de energie chimic pierdut odat cu evacuarea cocsului activ este dat de rela ia:

$$\Phi_{ch}^{cocs} = \frac{m_{cocs} \cdot Q_i^i}{3600} \quad [kW] \quad (5.33)$$

Fluxul termic pierdut cu evacuarea reziduului solid este:

$$\Phi_t^{rez} = \frac{m_{rez}}{3.600} \cdot C_{prez} \Delta T \quad [kW] \quad (5.34)$$

C_p reziduu este c ldura specific a reziduului solid, temperatura de evacuare a acestuia fiind de 300 °C iar temperatura mediului ambiant este de 10 °C.

Rezult fluxul total pierdut prin evacuarea reziduului solid este:

$$\Phi_{rez} = \Phi_{ch}^{cocs} + \Phi_t^{rez} \quad [kW] \quad (5.35)$$

5.4.3 Fluxul de c l dur pierdut prin izola ia instala iei de gazeificare

Deoarece fluxul termic pierdut prin izola ia instala iei de gazeificare nu depinde de debitul de combustibil utilizat, acesta va fi acela i ca în cazul instala iei studiate.

$$\Phi_{iz} = \alpha_e \cdot S \cdot (t_p - t_e) \quad [W_t] \quad (5.36)$$

5.4.4 Bilan ul instala iei de gazeificare

F când bilan ul pe instala ia de gazeificare va rezulta fluxul con inut de gaz de gazogen, flux ce este utilizat apoi în cazanul de producere a aburului tehnologic.

$$\Phi_{syngaz} = \Phi_{coji} - \Phi_{rez} - \Phi_{izolatie} \quad [kW] \quad (5.37)$$

5.4.5 Fluxul termic evacuat la co , provenit din gazul de sintez

Pentru a calcula fluxul de c ldu r pierdut prin evacuarea gazelor de ardere provenite din arderea gazului de gazogen pornim de la compozi ia elementar a gazului de gazogen i vom afla fluxul de c ldu r pierdut i necesarul de aer în cazul unui coeficient de ardere de 1,088.

Debitul m surat de gaz de sintez este $\dot{V}_{syngaz} = 2873.9 \text{ Nm}^3/h = 0.7983 \text{ Nm}^3/s$ pentru un debit de coji supus gazeific rii de 0,4145 kg/s. Astfel pentru un debit de coji de semin e de floarea-soarelui supus gazeific rii de 0,2585 kg/s vom avea urm torul debit de gaz de gazogen produs:

$$\dot{V}_{syngaz} = \frac{2873.9 \cdot 0.2585}{0.4145} = 1792.28 \text{ Nm}^3/h = 0.4978 \text{ Nm}^3/s \quad (5.38)$$

Debitul de aer necesar pentru arderea stoichiometric a gazului de sintez va fi:

$$L_{min}^{syngaz} = \dot{V}_{syngaz} \sum v_i \cdot L_{min}^i \quad (5.39)$$

$$L_{min}^{syngaz} = \dot{V}_{syngaz} (v_{CO} \cdot L_{min}^{CO} + v_{CH_4} \cdot L_{min}^{CH_4} + v_{C_2H_4} \cdot L_{min}^{C_2H_4} + v_{H_2} \cdot L_{min}^{H_2} + v_{NH_3} \cdot L_{min}^{NH_3}) \text{ Nm}^3 L/s$$

L_{min}^{syngaz} - reprezint aerul necesar arderii stoichiometrice a gazului de gazogen, dar în cazanul de ardere a gazului de gazogen avem o ardere excedentar cu un coeficient de ardere de 1,088. Astfel necesarul de aer este dat de rela ia:

$$L_{real}^{syngaz} = L_{min}^{syngaz} \cdot \lambda \left[\text{Nm}^3 L/s \right] \quad (5.40)$$

$$L_{excedentar}^{syngaz} = L_{real}^{syngaz} - L_{min}^{syngaz} \left[\text{Nm}^3 L/s \right] \quad (5.41)$$

Volumul gazelor arse se va calcula din rela iile de ardere astfel:

$$V_{ga} = V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{N_2} + V_{NO_2} + L_{excedentar}^{syngaz} \quad (5.42)$$

$$V_{CO_2} = \dot{V}_{syngaz} \cdot (v_{CO} \cdot V^{CO_2} + v_{CH_4} \cdot V^{CH_4} + v_{C_2H_4} \cdot V^{C_2H_4}) \left[\text{Nm}^3 CO_2/s \right] \quad (5.43)$$

$$V_{H_2O} = \dot{V}_{syngaz} \cdot (v_{H_2} + 2v_{CH_4} + 2v_{C_2H_4} + 3v_{NH_3} + v_{H_2O}) \left[\text{Nm}^3 H_2O/s \right] \quad (5.44)$$

$$V_{N_2} = V_{N_2}^{syngaz} + V_{N_2}^L \left[\text{Nm}^3 N_2/s \right] \quad (5.45)$$

$$V_{N_2}^L = 0.79 \cdot L_{real}^{syngaz} \quad (5.46)$$

$$V_{N_2}^{syngaz} = \dot{V}_{syngaz} \cdot V_{N_2} \left[\text{Nm}^3 N_2/s \right] \quad (5.47)$$

$$V_{ga} = V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{N_2} + O^{ex_2} \left[\text{Nm}^3 ga/s \right] \quad (5.48)$$

C ldu ra specific a gazelor de ardere este :

$$Cp_{ga} = 1,39182 \text{ kJ/kg} \cdot K$$

Temperatura gazelor de ardere la evacuare este $t_{ga} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$, iar temperatura mediului ambiant este de $10 \text{ }^\circ\text{C}$.

Energia pierdută prin fluxul de gaze de ardere rezultate în urma arderii gazului de gazogen este dată de relația :

$$\Phi_{ga}^{syngaz} = V_{ga} \cdot C_p^{ga} \cdot \Delta T \quad [kW_t] \quad (5.49)$$

Calculul emisiei de oxizi de azot

Emisia totală de oxizi de azot la arderea combustibililor gazoși, poate fi calculată cu relația:

$$Q_{NO_2} = 0,034 \cdot \beta_1 \cdot k \cdot B_{am} \cdot Q_{1am} \cdot (1 - \beta_2 \cdot r) \cdot \beta_3 \quad [g/s] \quad (5.50)$$

unde: β_1 - coeficient ce ține seama de natura combustibilului. Pentru gaze naturale: $\beta_1 = 0,85$; pentru combustibili lichizi (cu $\lambda_f \geq 1,05$): $\beta_1 = 0,8$; pentru generatoare de apă fierbinte $\beta_1 = 1$;

β_2 - coeficient ce ține seama de influența recirculării gazelor (tab 5.4);

Tabelul 5.4 Coeficientul ce ține seama de influența recirculării gazelor.

Modul de introducere a gazelor de ardere recirculate	β_2
Prin vatra focarului, la dispunerea arzoarelor pe pereții verticali ai focarului	0,002
Prin fante dispuse sub ambrazuri	0,015
Prin canalul periferic al arzoarelor	0,020
Prin conductele de aer	0,025
Prin jeturi secante cu jeturile de flăcări	0,030

Pentru instalația analizată gradul de recirculare, $r=0$

β_3 - coeficient ce ține seama de influența tipului de arzător. Pentru arzătoarele turbionare $\beta_3 = 1$; pentru cele laminare $\beta_3 = 0,85$;

k - coeficient de sarcină ce are următoarele valori:

- pentru generatoare cu $D_n > 70$ t/h: $k = \frac{12 \cdot D}{200 + D_n}$
- pentru generatoare cu $D_n \leq 70$ t/h: $k = \frac{3,5 \cdot D}{70}$
- pentru generatoare de apă fierbinte: $k = \frac{2,5 \cdot Q}{23,272 + Q_n}$

unde: Q, Q_n [t/h]-debitul curent și nominal de apă fierbinte.

5.4.6 Fluxul termic pierdută prin pereții cazanului de abur

Fluxul pierdută prin pereții cazanului de abur este adoptat ca fiind 0,5% din fluxul introdus în generator de gaz de gazogen și gazul natural.

$$\Phi_{izolatie}^{boiler} = 0,005 \cdot (\Phi_{syngaz} + \Phi_{gaz\ natural}) \quad [kW_t] \quad (5.50)$$

Fluxul pierdută prin arderea fizic incomplet este considerat a fi 0,3% din fluxul introdus în cazanul de abur cu gazul natural și gaz de gazogen

$$\Phi_{ardere\ incmplata} = 0,003 \cdot (\Phi_{gaze\ naturale} + \Phi_{syngaz}) \quad [kW_t] \quad (5.51)$$

5.4.7 Bilanul termic pe întreaga instalație

Când bilanul energetic pe toată instalația (gazeificare + cazanul de abur) vom avea următorul flux de căldură cedat aburului tehnologic:

$$\Phi_{gaz\ natural} + \Phi_{coji} = \Phi_{abur} + \Phi_{ga}^{gaz} + \Phi_{ga}^{syngaz} + \Phi_{rez} + \Phi_{izolatie}^{gazeificare} + \Phi_{izolatie}^{boiler} + \Phi_{ardere\ incompleta} \quad (5.52)$$

Energia provenit din cojile de semin e, transformat în abur va fi :

$$\Phi_{coji \rightarrow abur} = \Phi_{abur} \cdot \frac{\Phi_{syngaz}}{\Phi_{syngaz} + \Phi_{gaz}} \quad [kW_t] \quad (5.53)$$

$$\Phi_{gaz \rightarrow abur} = \Phi_{abur} \cdot \frac{\Phi_{gaz}}{\Phi_{syngaz} + \Phi_{gaz}} \quad [kW_t] \quad (5.54)$$

Randamentul transformării energiei furnizate de coji în gaz de gazogen va fi :

$$\eta_{coji \rightarrow syngaz} = \frac{\Phi_{syngaz}}{\Phi_{coji}} \quad (5.55)$$

Randamentul cazanului de abur va fi:

$$\eta_{boiler} = \frac{\Phi_{abur}}{\Phi_{syngaz} + \Phi_{gaz}} \quad (5.56)$$

Randamentul global de transformare a energiei con inute de coji în abur tehnologic va fi:

$$\eta_{coji \rightarrow abur} = \frac{\Phi_{coji \rightarrow abur}}{\Phi_{coji}} \quad sau \quad \eta_{coji \rightarrow abur} = \eta_{gazeificare} \cdot \eta_{boiler} \quad (5.57)$$

Tabel 5.5 Rezultate comparative ardere - gazeificare

Parametri	Gazeificare	Ardere
$Q_{util} [kJ]$	5107,77	5524,29
$V_{ga} [Nm^3/s]$	1,2648	1,2152
$V_{CO_2} [Nm^3/s]$	0,1859	0,237
$V_{H_2O} [Nm^3/s]$	0,2304	0,2278
$V_{N_2} [Nm^3/s]$	0,8344	0,84258
$V_{NO_x} [g/s]$	0,004044	0,02214
$L_{real} [Nm^3/s]$	0,8323	0,9096
$m_{cen} [kg/h]$	63.48	34.47
$\Phi_{abur} [kW_t]$	4758,367	4.897,65
$\Phi_{cen} [kW_t]$	234,5	220,8
$\Phi_{ga} [kW_t]$	202,44	202,63
$\Phi_{arderei\ incompleta} [kW_t]$	15,603	38,68
$\Phi_{izolatie} [kW_t]$	208	27,62
$\eta_{coji \rightarrow abur} [\%]$	84,39	88,65

Comparând cele două metode de valorificare energetică a coajilor de semințe de floarea-soarelui observăm că emisiile rezultate în urma arderii directe sunt mai mari decât cele rezultate în urma gazeificării. Excepție fac emisiile de N_2 și de cenușă. Cenușă din cazul gazeificării reprezintă o problemă majoră a instalației și impune modificarea procesului de gazeificare. Comparând fluxurile obținute în urma proceselor de ardere directă și de gazeificare observăm că fluxul rezultat în urma arderii este puțin mai mare decât cel obținut în urma gazeificării, de asemenea pierderile din cazanul de ardere sunt mai mici decât pierderile instalației de gazeificare, rezultând în final un randament mai mare al arderii directe.

Cenușă rezultat în urma arderii directe provine numai din masa minerală din compoziția coajilor de semințe de floarea-soarelui. În cazul gazeificării în reactorul cu stat fluidizat circulant, cenușă are trei componente de proveniență: masa minerală din compoziția coajilor de semințe de floarea-soarelui, cocsul nears și o cantitate de nisip antrenat de fluxul de syngaz și eliminat din acesta de cicloanele de curățare. Aceasta explică de ce, cantitatea de cenușă este mult mai mare în cazul gazeificării decât în cazul arderii directe și evident fluxul de căldură pierdut prin evacuarea cenușii este mai mare în primul caz.

CAPITOLUL 6 - ANALIZA METODELOR DE CREATERE A PERFORMANTELOR PROCESELOR DE GAZEIFICARE

6.1 ÎMBUNȚIRI ADUSE PROCESULUI DE GAZEIFICARE

Procesul de gazeificare poate fi îmbunătățit, dacă avem în vedere cantitatea de aer necesar gazeificării. Practic controlând cantitatea de aer necesar gazeificării, controlăm atât temperatura la care are loc gazeificarea cât și calitatea gazului de gazogen obținut. Pentru a demonstra acest lucru am utilizat programul destinat special gazeificării, denumit GASIFY, program pus la dispoziție freeware de către dl Christopher Higman, autor al cărții Gasification apărută în anul 2003 ISBN 0-7506-7707-4.

Programul dispune de o foarte mare plajă de variabile. Primul pas în utilizarea lui este definirea materialului ce urmează să fie gazeificat. În cazul biomasei, aceasta este considerată să fie un criteriu mai târziu și se stabilesc proprietățile. Apoi cu aceste proprietăți definite, se stabilesc celelalte caracteristici specifice procesului de gazeificare. Programul rulează pentru o cantitate de 100 de kg de material supus gazeificării. Cunoscându-se cantitatea de oxigen conținută în compoziția biomasei se va obține raportul combustibil-oxidant utilizat. Se specifică apoi temperaturile și presiunile cu care intră aerul, nisipul, eventual aburul și apoi parametri de ieșire cunoscuți pentru gaz de gazogen, cenușă și eventual carbonul nears. Se stabilesc apoi necunoscutele procesului de gazeificare având deosebită atenție ca numărul necunoscutelor să fie egal cu numărul ecuațiilor care iau parte la procesul de gazeificare specifice materialului supus gazeificării.

Programul va realiza bilanșul material al procesului specificat, căldura produsă în urma procesului de gazeificare (atât căldura sensibilă de formare cât și căldura de ardere). Vor fi făcute specificații clare cu privire la cantitatea și calitatea gazului de gazogen, cât și asupra cantității de carbon din cenușă (carbonul reprezintă o adevărată problemă pentru siguranța muncitorilor).

Am rulat programul pentru condițiile la care a funcționat instalația studiată și s-a dovedit că acesta respectă realitatea fiind o corelare bună a datelor reale cu cele generate de program. Apoi am rulat programul pentru aceleași condiții ca cele reale, modificând doar temperatura de gazeificare, știind de fapt că se modifică cantitatea de aer necesar gazeificării cu influență directă atât asupra temperaturii de gazeificare cât și a compoziției gazului de sinteză rezultat.

Pentru condițiile de operare a reactorului de gazeificare studiat, prin simularea cu ajutorul programului GASIFY au fost obținute următoarele scheme de prezentare a bilanțului masic și cel caloric.

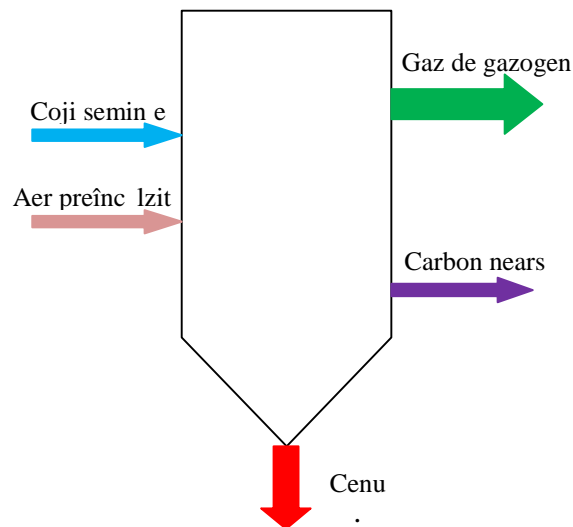


Fig. 6.7 Schema fluxurilor prezente în timpul gazeificării

Tabel 6.1 Bilanțul masic, caloric și analiza elementală pentru procesul de gazeificare

Bilan		Intrari		Ieiri			Ieiri/ Intrari
		Biomasa	Aer	Gaz sintetic	Cenu	Carbon nears	
Masic [kg]		126,45	124,18	230,23	4,69	14,00	0,993
Caloric [MJ]		1988,30	11,87	1485,95	3,17	473,36	0,981
Analiza elementală	CO ₂	-	-	0.2606	-	-	-
	CO	-	-	0.1767	-	-	-
	H ₂	-	-	0.0162	-	-	-
	CH ₄	-	-	0.0323	-	-	-
	N ₂	-	0.7543	0.4092	-	-	-
	O ₂	-	0.2319	-	-	-	-
	NH ₃	-	-	0.0012	-	-	-
	H ₂ O	0.135	-	0.1037	-	-	-
	C	0.17	-	-	-	1	-
	Cenu	0.0371	-	-	1	-	-
Materii volatile	0.6579	-	-	-	-	-	

Am modificat apoi temperatura de ieșire a gazului de gazogen din reactor. Rezultatele au fost reprezentate grafic în figurile 6.8 și 6.9.

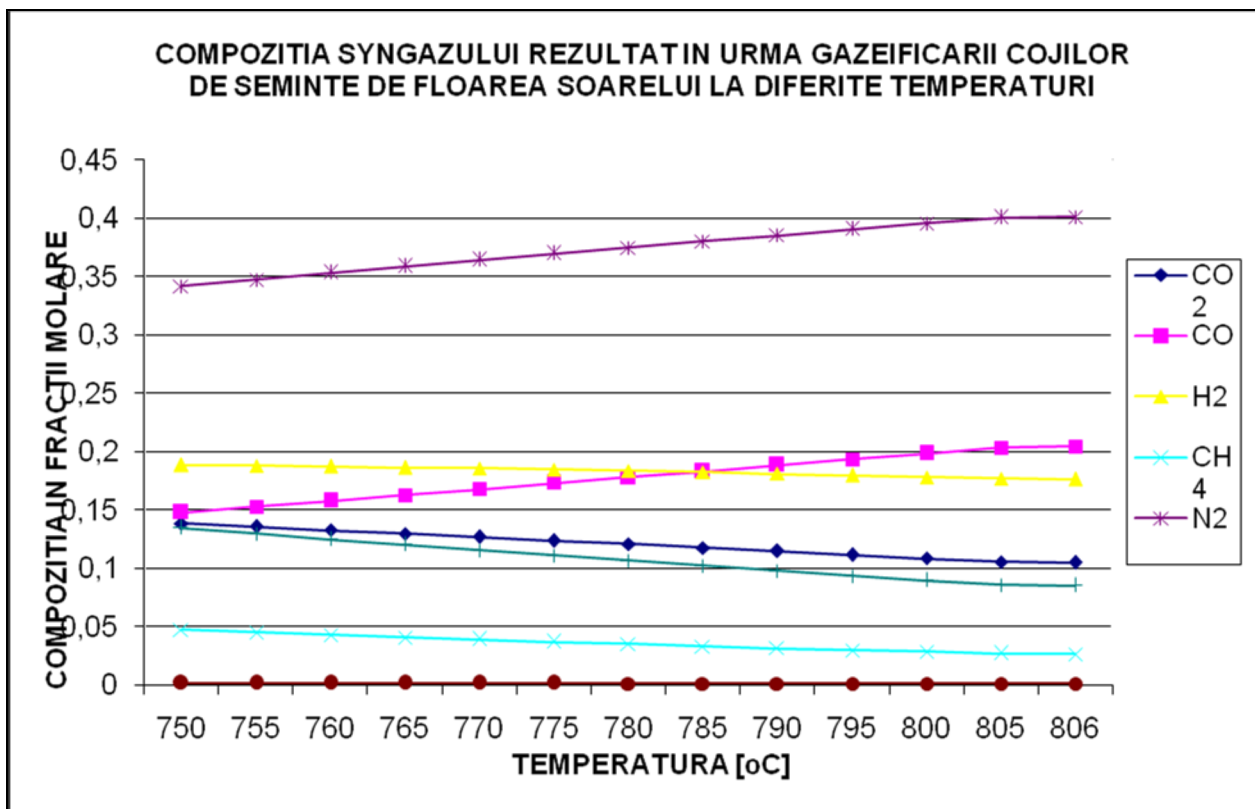


Fig. 6.8 Diagrama evoluției compoziției gazului de gazogen în funcție de temperatura de gazeificare

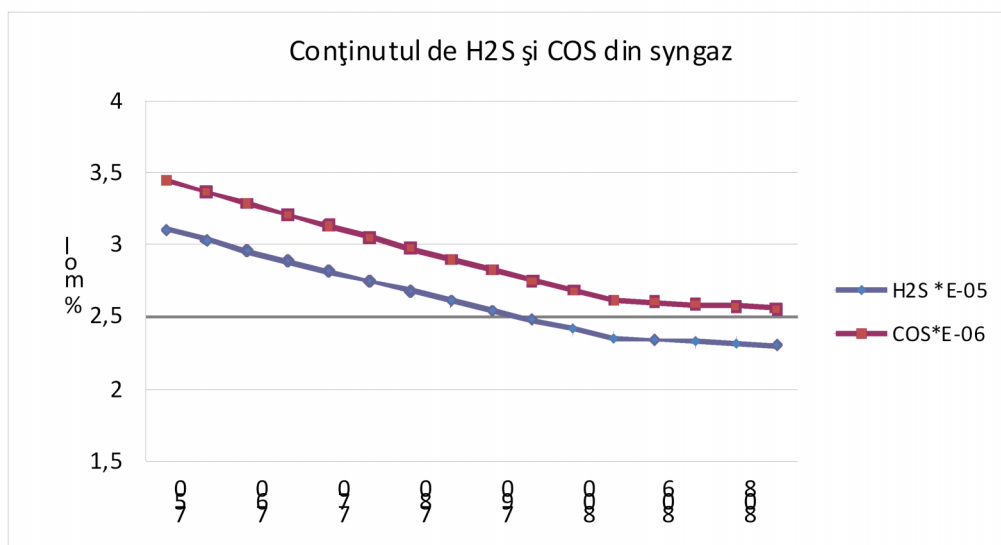


Fig. 6.9 Diagrama evoluției conținutului de H₂S și COS a gaz de gazogen

Pentru a avea o imagine cât mai clar asupra procesului de gazeificare, am centralizat în datele referitoare la fluxurile masice și calorice ce au loc în procesul de gazeificare. Tabelul 6.3

Tabel 6.3 Bilan ul masic i energetic al procesului de gazeificare f r abur

Temperatura °C	Cantitatea de aer kg	Cantitatea de gaz de gazogen obtinut kg	Carbon in cenusa kmol	Caldura sensibil MJ	Caldura produsa prin ardere MJ	Caldura totala obtinuta MJ	Caldura obtinuta MJ/kg
750	124,18	230,23	1,165608	248,91	1237,05	1485,96	6,45
755	129,25	236,16	1,087944	255,83	1262,13	1517,95	6,43
760	134,65	242,47	1,005557	263,13	1288,55	1551,68	6,4
765	140,18	248,95	0,919968	270,64	1316,22	1586,86	6,37
770	145,91	255,68	0,8305157	278,44	1345,2	1623,64	6,35
775	151,85	262,66	0,7370853	286,54	1375,55	1662,09	6,33
780	158,01	269,91	0,6395639	294,94	1407,29	1702,24	6,31
785	164,39	277,43	0,5378411	303,66	1440,48	1744,14	6,29
790	171	285,22	0,4318099	312,71	1475,13	1787,84	6,27
795	177,85	293,3	0,3213667	322,09	1511,28	1833,38	6,25
800	184,94	301,67	0,2064127	331,83	1548,97	1880,8	6,23
805	192,27	310,33	0,0868543	341,92	1588,22	1930,15	6,22
806	193,76	312,1	0,0469124	343,99	1596,26	1940,25	6,22
807	195,27	313,88	0,0377219	346,06	1604,37	1950,43	6,21
808	196,79	315,68	0,0128725	348,16	1612,54	1960,7	6,21
809	198,31	317,48	-0,012167	350,27	1620,77	1971,04	6,21

În urma bilan ului caloric observ m cum c ldura sensibil de formare cre te o dat cu cre terea temperaturii de gazeificare. Aceea i varia ie cresc toare o are i c ldura de ardere a gazului de sintez produs , îns urm rind calitatea syngazului ob inut observ m c aceasta scade o dat cu cre terea temperaturii de gazeificare.

Urm rind evolu ia cantit ii de carbon existent în cenu se observ o diminuare a acestuia o dat cu cre terea temperaturii de gazeificare.

inând cont de temperatura de topire a cenu ii observ m c gazeificarea la temperatura de 809 °C nu este recomandat deoarece exist pericolul de depunere a cenu ii topite pe pere ii reactorului, ducând la colmatarea acestuia. . Pentru a nu permite apari ia cenu ii topite, cu ajutorul programului GASIFY simul m gazeificarea cojilor de semin e de floarea-soarelui, în acelea i condi ii ca cele din timpul testelor, la care vom introduce în plus abur prelevat de la purja de abur viu folosit în procesul de rafinare a uleiului de floarea-soarelui. Acest abur are presiunea de 11 bar i temperatura de 250 °C.

Pentru a alege solu ia optim pentru instala ia experimental studiat , realiz m simularea gazeific rii cojilor de semin e de floarea-soarelui cu abur la diferite temperaturi, considerând c se poate realiza o preînc lzure a apei de alimentare cu aburul prelevat de la purja. Astfel am realizat simularea pentru temperaturile de intrare a aburului de 125, 150, 175, 200, 225 i 250 °C. În urma simul rii au rezultat urm toarele valori reprezentate graphic în urm toarele diagrame:

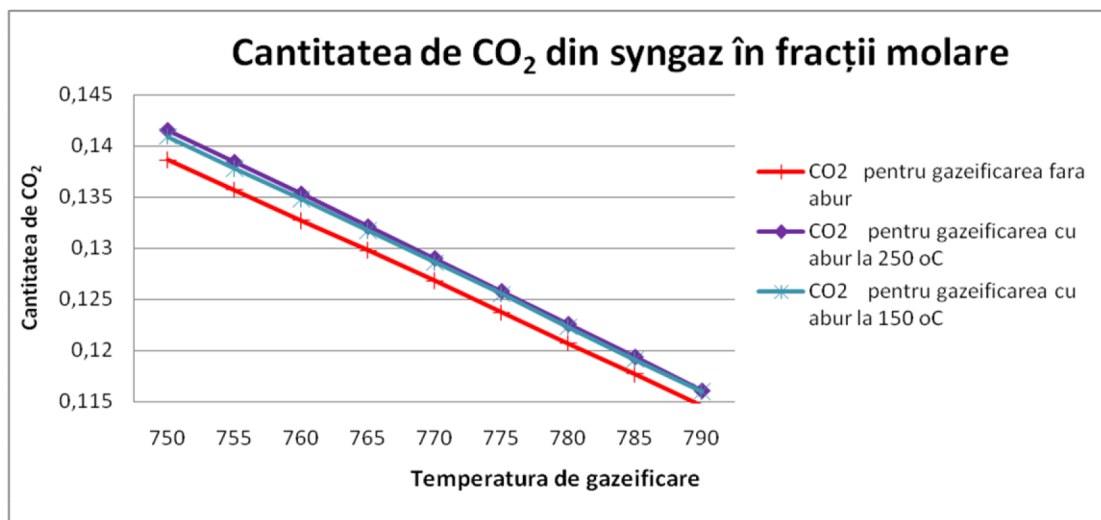


Fig. 6.14 Diagrama evoluției cantității de CO₂ funcție de temperatură și cantitatea de abur din procesul de gazeificare

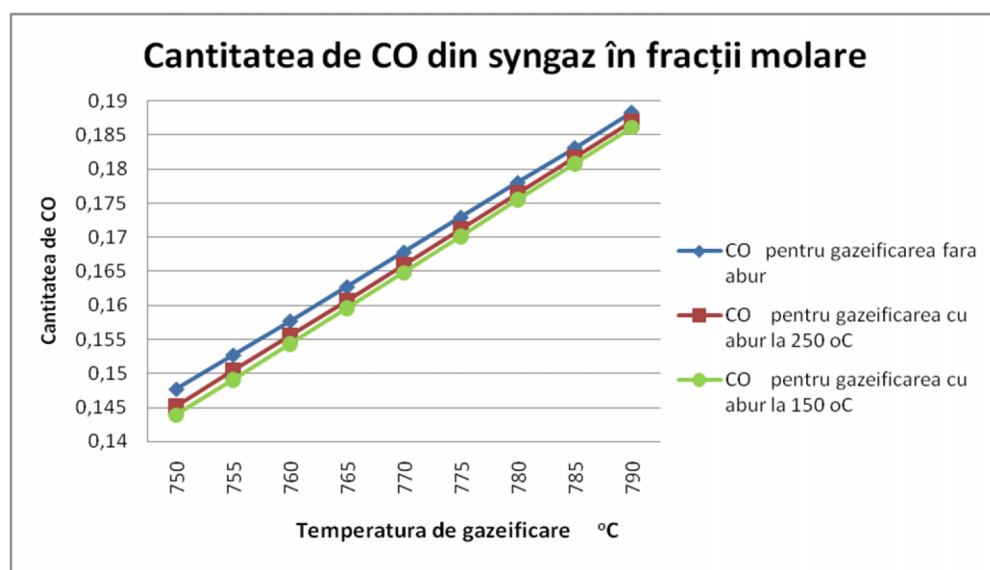


Fig. 6.15 Diagrama evoluției cantității de CO funcție de temperatură și cantitatea de abur din procesul de gazeificare

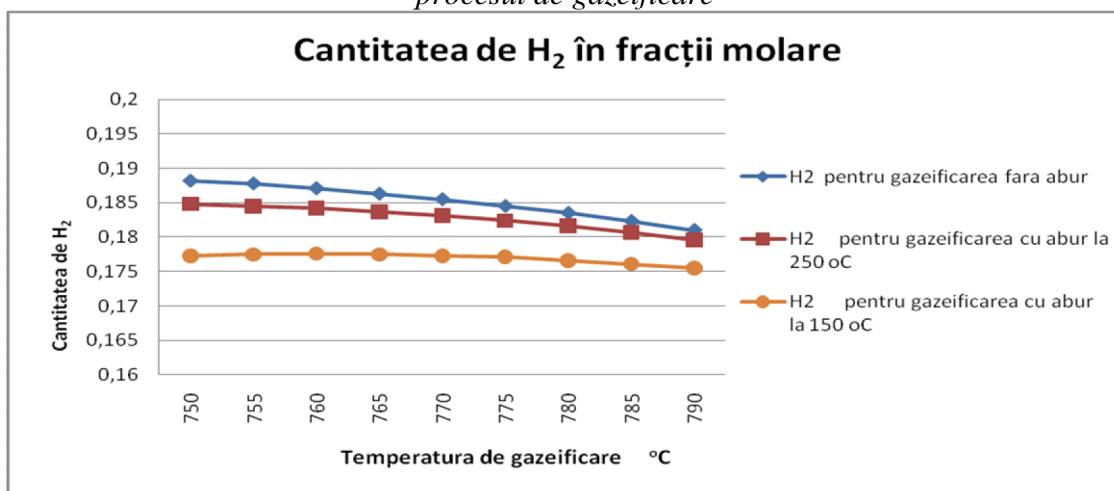


Fig. 6.16 Diagrama evoluției cantității de H₂ funcție de temperatură și cantitatea de abur din procesul de gazeificare

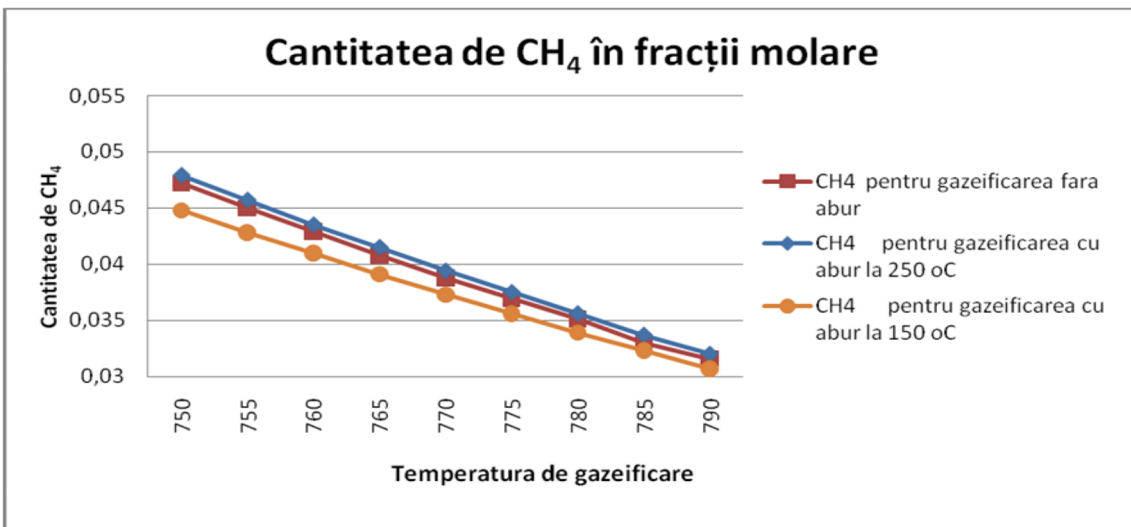


Fig. 6.17 Diagrama evoluției cantității de CH₄ funcție de temperatură și cantitatea de abur din procesul de gazeificare

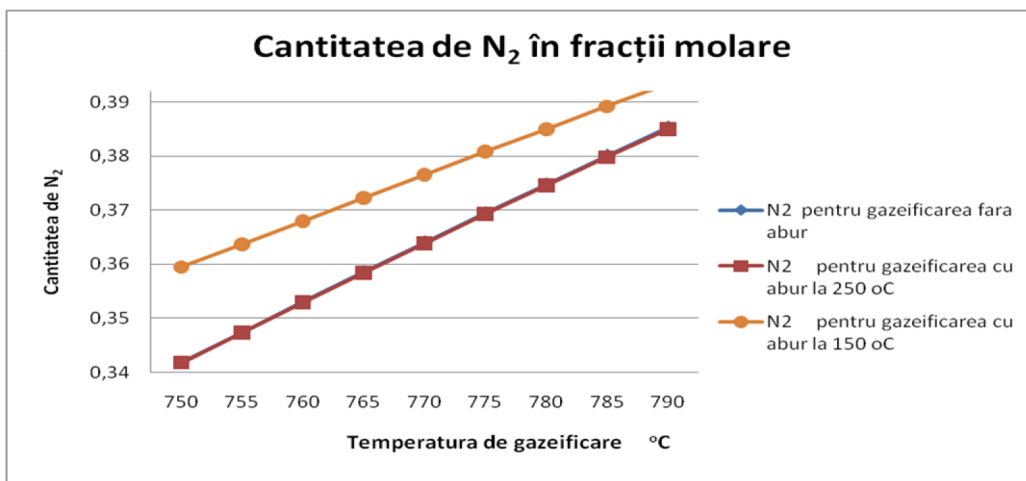


Fig. 6.18 Diagrama evoluției cantității de N₂ funcție de temperatură și cantitatea de abur din procesul de gazeificare

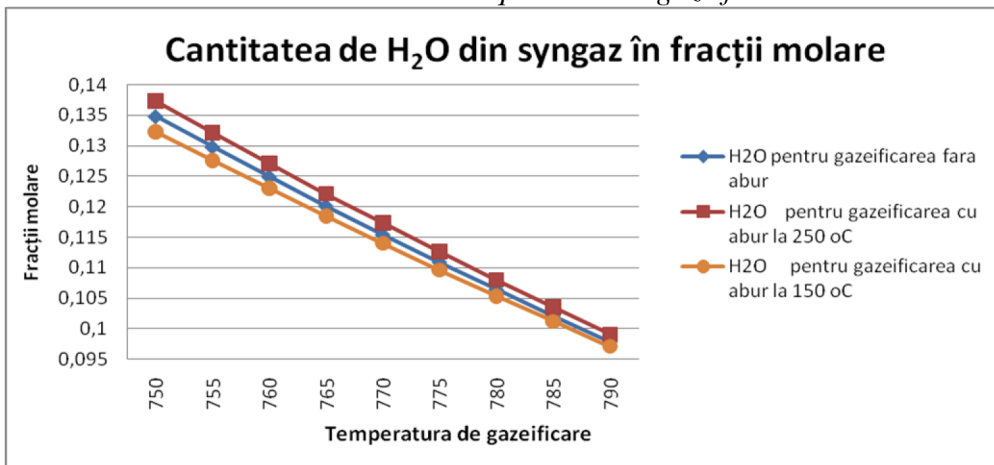


Fig. 6.19 Diagrama evoluției cantității de H₂O funcție de temperatura de gazeificare și temperatura aburului utilizat în procesul de gazeificare

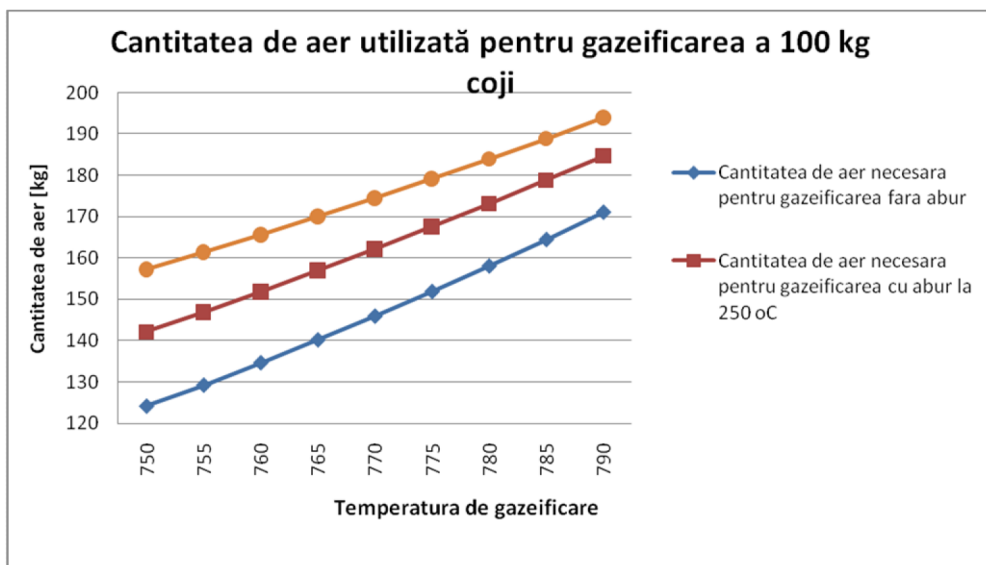


Fig. 6.20 Diagrama evoluției cantității de aer utilizat în procesul de gazeificare

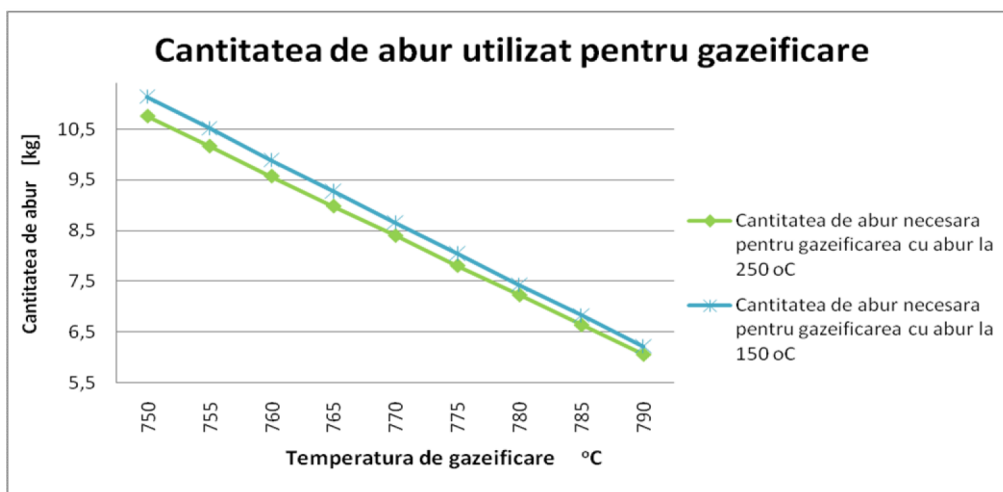


Fig. 6.21 Diagrama evoluției cantității de abur utilizat funcție de temperatură și cantitatea de abur din procesul de gazeificare

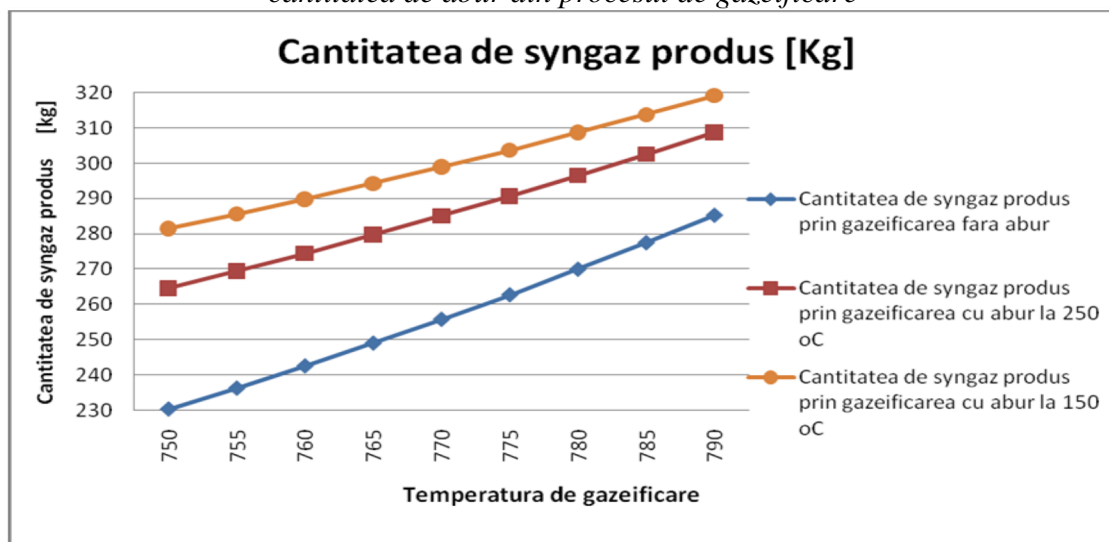


Fig. 6.22 Diagrama evoluției cantității de gaz de gazogen obținut din procesul de gazeificare funcție de temperatură și cantitatea de abur utilizate în procesul de gazeificare

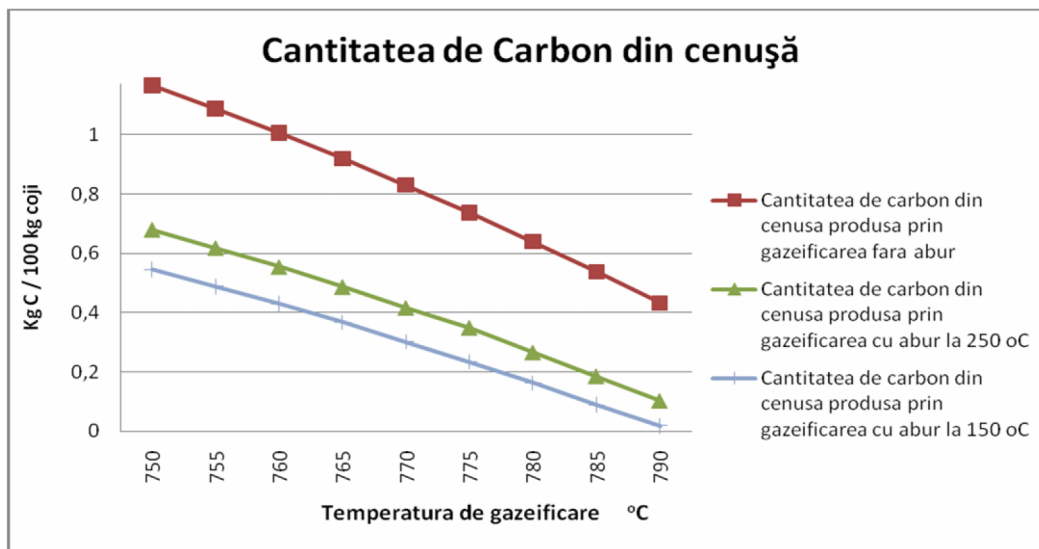


Fig. 6.23 Diagrama evoluției cantității de carbon din cenușă obținut din procesul de gazeificare

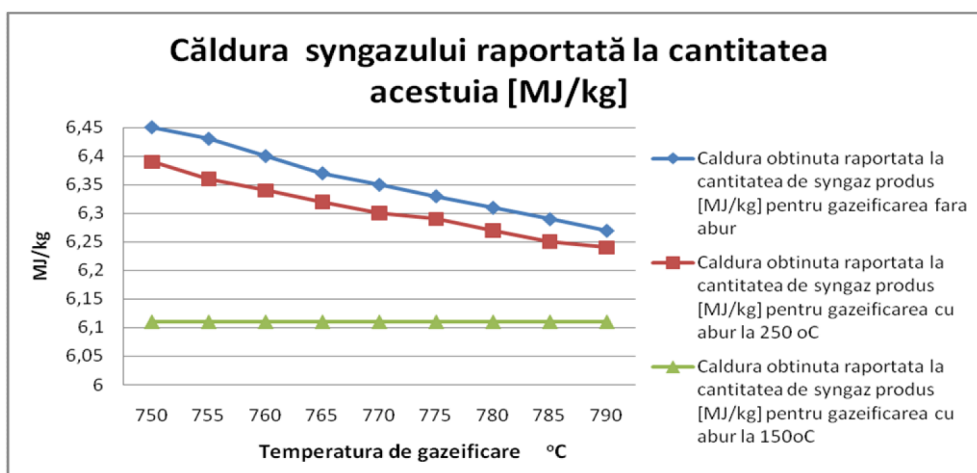


Fig. 6.25 Diagrama evoluției calității gazului de gazogen obținut prin gazeificarea

Modelarea procesului de gazeificare cu ajutorul programului GASIFY ne-a permis să comparăm metodele de valorificare a cojilor de semințe de floarea soarelui și să observăm în funcție de aplicația ce folosește în continuare gazul de sinteză rezultat care dintre metodele studiate este potrivit.

Pentru instalația de gaz de sinteză studiată observăm că cea mai bună metodă de gazeificare o reprezintă gazeificarea cu abur la 125 °C. Am ales această metodă de gazeificare ca fiind cea mai bună în urma studiilor parametrilor gazului de sinteză generat și în special în urma analizei cantității de carbon din cenușă rezultat în urma gazeificării.

Deși calitatea gazului de sinteză rezultat prin gazeificarea cu adaos de abur la 125 °C este mai mică decât în cazul celorlalte metode analizate, faptul că nu mai există (există în cantitate neglijabilă) carbon în cenușă, conferă instalației un plus de siguranță pentru personalul operator. Dacă considerăm și faptul că aburul ce participă la procesul de gazeificare realizează și o preîncălzire a apei de alimentare a cazanului, vom considera această metodă eficientă din punct de vedere al energiei recuperate.

Pentru instalația studiată îmbunătățirea procesului de gazeificare reprezintă soluția viabilă pentru ca această instalație să devină sigură și cu pierderi energetice minime.

1. CONCLUZII I CONTRIBU II PERSONALE

Pentru a îmbunătăți siguranța în alimentarea cu energie și a răspunde în același timp cerințelor de mediu, Carta Verde a Uniunii Europene evidențiază necesitatea ca resursele de energie regenerabile să devină o parte tot mai importantă din structura producției de energie. Minimizarea impactului de mediu are trei direcții principale de acțiune: înlocuirea energiilor poluante cu altele mai puțin poluante, introducerea tehnologiilor de reducere a emisiilor de gaze și creșterea eficienței energetice.

În condițiile mediului topo-geografic existent, se apreciază că România are un potențial energetic ridicat de biomasă, evaluat la circa 7600 mii tep/an, ceea ce reprezintă aproape 19% din consumul total de resurse primare la nivelul anului 2005.

Lucrarea de față a studiat evoluția procesului de gazeificare a biomasei realizând un pas înainte în continuarea cercetărilor anterioare din domeniu.

Din studiile teoretice și experimentale efectuate în cadrul tezei se desprind următoarele concluzii:

- România deține un potențial important de biomasă ce poate fi valorificat energetic și care poate contribui la asigurarea unei cantități importante de energie termică și electrică nepoluantă.
- Structura și caracteristicile fizico-chimice ale biomasei reprezintă argumente importante pentru reevaluarea acesteia ca material combustibil cu potențial poluant redus și ca sursă regenerabilă de energie.
- Este necesară o abordare ecologică a procesului de ardere a combustibililor în general, datorită potențialului poluant al acestora, gazeificarea reprezentând o soluție practică.
- Biomasă considerată pentru valorificare energetică, reprezentată în această instalație de cojile de semințe de floarea-soarelui, este utilizată în locul de unde a fost extras neexistând costuri suplimentare de transport și manipulare. Pe de altă parte dacă această sursă de biomasă nu ar fi fost exploatată energetic în procesul tehnologic de producție, ar fi poluat mediul prin simpla depozitare a acesteia, iar unitatea ar fi trebuit să plătească servicii specializate pentru a o înlătura.
- Gazeificarea reprezintă soluția ideală, din punct de vedere ecologic, de valorificare energetică a biomasei, limitând emisiile poluante și apariția depunerii de cenușe pe aparatele schimbătoare de căldură din interiorul cazanelor.
- În CAPITOLUL IV am realizat analiza energetică a instalației de gazeificare ce utilizează ca materie primă cojile de semințe de floarea-soarelui rezultate în urma procesului tehnologic de producere a uleiului vegetal. Observăm că această instalație are un randament destul de ridicat de valorificare energetică a cojilor de semințe atingând valoarea de 86,73%. Acest randament este considerat a fi un randament foarte bun având în vedere faptul că sunt utilizate două instalații separate: aceea de producere a gazului de sinteză și cea de arderea a acestuia pentru producerea de abur tehnologic.
- În CAPITOLUL V am realizat un studiu comparativ al proceselor de ardere și de gazeificare, scoțând în evidență avantajele utilizării gazeificării ca metodă de valorificare energetică a cojilor de semințe de floarea-soarelui.
- Datorită controlului temperaturii în procesul de gazeificare, apariția oxizilor de azot este mult limitată ducând la o reducere a acestora de până la 20 de ori față de arderea convențională.
- Prin gazeificare se surmontează problemele cauzate de depunerea cenușii topite pe suprafețele schimbătoare de căldură, fenomen care duce la colmatarea cazanelor.
- Superioritatea procesului de gazeificare față de arderea convențională este puțin umbrită de existența unei cantități mari de cenușă eliminată din reactorul de gazeificare. Această cantitate de cenușă este reprezentată atât de cantitatea de masă minerală existentă în combustibil, cât și de o mare parte a nisipului antrenat și evacuat din reactor odată cu

cenu a. Existența carbonului nereacționat în cenua evacuată din reactorul de gazeificare reprezintă un adevărat pericol pentru personalul ce operează această instalație deoarece carbonul în contact cu aerul atmosferic reacționează formând CO, gaz toxic ce poate duce la moarte dacă este inhalat pentru o perioadă lungă de timp.

- Această teză prezintă soluțiile tehnice ce pot fi aplicate diferitelor tipuri de cenușă rezultate în urma proceselor de gazeificare. În cazul instalației analizate cea mai bună metodă de valorificare a cenușei produse o reprezintă reciclarea acesteia cu apariția transformării ei în brichete ce pot fi utilizate ulterior ca material combustibil în alte aplicații.
- În ceea ce privește carbonul nereacționat existent în cenua evacuată în urma procesului de gazeificare, soluția propusă de această teză o reprezintă reorganizarea procesului de gazeificare astfel încât carbonul să fie transformat în proporție de peste 95-98%.
- Prima metodă de limitare a eliminării carbonului nereacționat o dată cu cenua evacuată o reprezintă creșterea temperaturii de gazeificare de la 750 °C până la 809°C, temperatură la care existența carbonului în cenușă este aproape 0. Datorită apariției fenomenului de topire a cenușii și a complicațiilor ce le reprezintă acest fenomen, temperatura de gazeificare trebuie să fie limitată la maxim 790 °C.
- Cea de-a doua metodă luată în considerare în cadrul tezei este introducerea de abur în procesul de gazeificare. Acest abur poate fi prelevat de la purjă de abur cu temperatura de 250 °C și presiunea de 11 bar. Această metodă a dus de asemenea la o creștere a cantității de gaz de sinteză rezultat, dar a limitat calitatea acestuia.
- Pentru a realiza cea mai bună alegere a soluției de gazeificare pentru instalația studiată am simulat gazeificarea cu abur la temperaturile de 250, 225, 200, 175, 150, 125 °C, considerând că aburul prelevat realizează și o preîncălzire a apei de alimentare până la intrarea în reactor.
- Urmărind principalii parametri ai gazului de sinteză produs în raport cu creșterea temperaturii de gazeificare și tipul de gazeificare considerat, constatăm următoarele:
 - CO₂ din gazul de sinteză are o evoluție descrescătoare, dar dacă înțelegem seama că este un gaz puțin dorit în compoziția gazului de sinteză, se recomandă gazeificarea la temperatură superioară.
 - CO din gazul de sinteză are o evoluție crescătoare în raport cu temperatura de gazeificare, recomandată fiind de asemenea gazeificarea la temperatură înaltă.
 - H₂ din gazul de sinteză ne indică că potrivit gazeificarea la temperatură joasă, eventual fără adaos de abur.
 - CH₄ recomandă de asemenea gazeificarea la temperatură mai mică, având o evoluție descrescătoare în raport cu creșterea temperaturii și fiind un element dorit în compoziția gazului produs.
 - N₂ are o evoluție crescătoare, dar fiind un element de balast în compoziția gazului de sinteză, recomandă o gazeificare de joasă temperatură.
 - NH₃ este aproximativ constant pe parcursul simulării la diferite temperaturi și metode de gazeificare. Cantitatea acestuia este foarte mică și nu are o influență prea mare în alegerea metodei de gazeificare.
 - H₂O are o evoluție descendentă în raport cu temperatura de gazeificare și recomandă o gazeificare la temperatură înaltă fiind un element puțin dorit în componența gazului de sinteză.
 - Cantitatea de carbon din cenușă scade o dată cu creșterea temperaturii de gazeificare și cu introducerea aburului în proces. Acest parametru este principalul parametru ce este avut în vedere în alegerea metodei de gazeificare pentru instalația considerată. Acest parametru recomandă gazeificarea la temperatură înaltă cu respectarea limitelor impuse de temperatura de topire a cenușii.

Analizând toate aceste caracteristici ale procesului de gazeificare observăm că pentru instalația cercetată cea mai bună metodă de gazeificare este cea cu abur la temperatura de 150 °C și temperatura de gazeificare de 780-785 °C.

Dacă menținem temperatura de operare a reactorului la 750 °C cum a fost utilizat în timpul testelor observăm că prin introducerea aburului în procesul de gazeificare, cantitatea de carbon din cenușă scade la jumătate față de cazul în care nu se utilizează aburul în procesul de gazeificare. Este observat de asemenea o scădere a calității gazului de sinteză produs, dar pentru siguranța exploatarea instalației acest neajuns poate fi omis.

BIBLIOGRAFIE SELECTIV

18. Bilodeau, J. F., Thérien, N., Proulx, P., Czernik, S., Chornet, E., 1993. A mathematical model of fluidized bed biomass gasification. *The Canadian journal of chemical engineering* 71,549–577.
25. Buekens, A.G., Schoeters, J.G., 1985. Modelling of biomass gasification. In: R.P. Overend, T.A. Milne and K.L. Mudge, Editors, *Fundamentals of thermochemical biomass conversion*, Elsevier Applied Science Publishers, London, UK, 619–689.
28. Chen, G., Andries, J., Spliethoff, H., 2003. Biomass conversion into fuel gas using circulating fluidized bed technology: the concept improvement and modeling discussion. *Renewable Energy* 28, 985-994.
29. Chris Higman - *Gasification 2003*- Elsevier Amsterdam, ISBN 0-7506-7707-4
33. Corella, J., Sanz, A., 2005, Modeling circulating fluidized bed biomass gasifiers. A pseudo-rigorous model for stationary state. *Fuel Processing Technology*, 86, 1021–1053.
35. Damian V. – *Termotehnic* . Ed. Academica, 2005.
37. Demibras A., Combustion characteristics of different biomass fuels, *Progress in Energy and Combustion Science* 30 (2004) pag.219-230
42. Dr gan M., Stratulat E., “Optimizarea exergoeconomic a producerii energiei”, *Lucr rile Conferin ei Na ionale de Echipament Termomecanic Clasic i Nuclear i Energetic Urban i Rural* , Universitatea Politehnica Bucure ti, 2006, pg.51, ISBN 973-7984-49-8.
43. Elena Stratulat, T nase Panait, Marcel Dr gan, “The analysis of biomass gasification technology”*Analele Universit ii “Dun rea de Jos” din Gala i*, 2006, fasc. II, pg. 45, ISSN 1221-4531;
45. European Commission. “Green Paper: Towards a European Strategy for the Security of Energy Supply,” 2001.
51. Gómez-Barea, A., Ollero, P., 2006. An approximate method for solving non-catalytic gas-solid noncatalytic reactions. *Chemical Engineering Science* 61, 3725–3735.
56. Greil, C., Hirschfelder, H., Turna, O., and Obermeier, T. “Operating Results from Gasification of Waste Material and Biomass in Fixed-Bed and Circulating Fluidized-Bed Gasifiers.” *Lucrare prezentat la Gasification Conference, Noordwijk, The Netherlands, April 2002. Prezentat i la IChemE Conference, “Gasification: The Clean Choice for Carbon Management.” Noordwijk, April 2002.*
65. Hofmockel, J., Liebner, W., and Ulber, D. “Lurgi’s Multipurpose Gasification Application and Further Development.” Paper presented at IChemE Conference, “Gasification for the Future,” Noordwijk, The Netherlands, April, 2000.
66. Holt, N. A., and van der Burgt, M. J. "Biomass Conversion: Prospects and Context." Paper presented at 16th EPRI Gasification Technology Conference, San Francisco, 1997.
69. Ion V. Ion - *Energie din biomasa- Revista Energie nr 7 (38)/2006 pag 14-30*
73. Jan R. Pels, Danielle S. De Nie, Jacob H. Kiel Utilization of ashes from biomass combustion and gasification, *Chemrec*. Available at: www.chemrec.se (2002).
- Kersten, S. R. A. *Biomass Gasification in Circulating Fluidized Beds*. Enschede: Twente University Press, 2002.
78. L z roiu Gh. – Impactul poluan ilor asupra atmosferei, al-VII-lea simpozion “Tehnologii, instalatii i echipamente pentru îmbun t irea calit ii mediului”, vol.I, Bucure ti 9-13 noiembrie 1998.
80. Leininger, T. “Design, Fabrication, and Testing of an Infrared Ratio Pyrometer System for the Measurement of Gasifier Reaction Chamber Temperature: A Status Report.” Paper presented at the 19th Annual International Pittsburgh Coal Conference, Pittsburgh, 2002.
83. Maniu M. – *Ecologie i protec ia mediului* – Bucure ti 2004
98. Panait T., Uzuneanu K., Dr gan M., Ciocea Gh., Stratulat E., Teodoru A., Cogenerative plants using the energy from biomass. *Acta Technica Napocensis, Series: Applied Mathematics and Mechanics Nr. 52, Vol. II, 2009, pg. 199-204 (CNCSIS B)*.

100. Panait T., Uzuneanu K., Dragan M., Stratulat E., Balta A., “Asupra instalatiilor de recuperare a cinderii la bordul navelor” Lucrurile Conferinței Naționale de Echipament Termomecanic Clasic și Nuclear și Energetic Urban și Rural, Universitatea Politehnică București, 2006, pg. 149, ISBN 973-7984-49-8.
104. Rdulescu C, Prisecaru T., Mihescu L., Georgescu M.E., Popa E., Boiler endurance and pollutant emissions when burning agricultural biomass, Proceedings of the 3rd International Conferences on Thermal Engines and Environmental Engineering, METIME June 4-6 2009, Galați, Romania, Proceedings, pp 105-108
105. Rdulescu C., Mihescu L., Prisecaru T., Pîlău I., Zamfir S., Vireanu D., Prisecaru M., Popa E., Cercetări asupra coroziunii produse la arderea biomasei, Lucrurile celei de-a VII-a Conferințe Naționale ETCNEUR, Universitatea Politehnică București, 2009, pp 181-186
106. Rdulescu C., Prisecaru T., Mihescu L., Popa E., Prisecaru M., Pîlău I., Zamfir S., Vireanu D., Rezultate privind evaluarea efectelor de zgurificare, murdărie și depuneri la combustia biomasei cu carbune, Lucrurile celei de-a VII-a Conferințe Naționale ETCNEUR, Universitatea Politehnică București, 2009, pp. 187-194
108. Rinne, S., Lindh, T., Isännäinen, S., Järvelä, E., Korpijärvi, K., Paappanen, T., Mursunen, H. & Laitinen, T. 2005. The possibilities to use ashes of biopower plants for forest fertilizer. Bioenergy 2005, International Bioenergy in Wood Industry Conference and Exhibition 12.-15.9.2005. Proceedings p. 451 - 456.
112. Sadaka, S. S., Ghaly, A. E., Sabbah, M. A., 2002b. Two phase biomass air-steam gasification model for fluidized bed reactors: Part II—model sensitivity. Biomass & Bioenergy 22, 463–477.
123. Stratulat E., Panait T., Balta A.I., Uzuneanu K – The energetic use of sunflower husks gasification, COFRET conference – Timisoara, Romania 2006.
124. Stratulat Elena and Panait Tanase - Biomass gasification for energy recovery and environment protection, IGEC-2 The Second International Green Conference 25- 29 June 2006 University of Ontario Institute of Technology Oshawa, Ontario, Canada ISBN 0-9781236-0-3 Paper No. IGEC2-008 pag 13.
125. T. Panait, E. Stratulat, A. I. Balta, K. Uzuneanu - The energetic use of sunflower husks gasification, Bulletin of the „Politehnica” University of Timisoara transactions on mechanics, Fascicola 2, 2006, pag 301
127. T., Panait, K., Uzuneanu, M., Dragan, E., Stratulat, A., Balta, “Asupra ciclului cu turbine cu gaze cu aer umed”, Revista Termotehnica, 2006, ISSN 1222-4057, pg.33;
128. Tanase Panait - Exergoeconomia sistemelor termoelectrice, Editura Fundației Universitare “Dunărea de Jos”, Galați 2003
129. Tanase Panait, Krisztina Uzuneanu, Marcel Dragan, Elena Stratulat, Gheorghe Ciocca, Alexandrina Teodoru,- *Heat production from biomass in cogeneration plants*. Proceedings of 3rd International Conference on Thermal Engines and Environmental Engineering – METIME, June 4-6, Ed. Fundației Universitare Dunărea de Jos Galați, Romania, 2009, ISBN 978-973-627-442-8, pg. 113-116
132. van der Burgt, M. J. “The Role of Biomass as an Energy Carrier for the Future.” *Energy World* 246 (February 1997).
133. van der Burgt, M. J., and van Liere, J. “The Optimal Gasification Combined Cycle (OGCC).” Paper presented at Electric Power Research Institute (EPRI) Conference on New Power Generation Technology, San Francisco, 1994.
134. Van Loo S., Koppejan J., Handbook of biomass and Bioenergy 19, pag 199-208
- White, D. J. “Gasification: The Key to a Cleaner Future.” London: Financial Times Energy, 2000.
138. X.T. Li, J.R. Grace, C.J. Lim, A.P. Watkinson, H.P. Chen, J.R. Kim, Biomass gasification in a circulating fluidized bed, Biomass and Bioenergy 26 (2004) 171 – 193.

LISTA CU LUCRARI PUBLICATE DRD.ING. STRATULAT ELENA

LUCRARI PUBLICATE IN REVISTE INDEXATE IN BDI (B+)

1. T. Panait, M. Dr gan, A. I. Balt , *E. Stratulat*, Analyse des performances des installations cogeneratives. Troisie Edition du Colloque Franco - Roumain sur Energie – Environnement – Economie et Thermodynamique - COFRET'06. Scientific bulletin of the „Politehnica” University of Timisoara, Transactions on mechanics, Tom 51 (65), Fascicola 1, 2006, pg. 235-240.
2. Panait T., Uzuneanu K., Dr gan M., Ciocea Gh., *Stratulat E.*, Teodoru A., The performance criteria of the combustion chambers. Bulletin of the Transilvania University of Brasov Vol. 2(51) Series I, ISSN 2065-2119, Special Issue No.I, Vol 1, 2009 ISBN 978-973- 598-521-9, pg. 73-78 (CNCSIS B+).
3. Panait T., Uzuneanu K., Dr gan M., Ciocea Gh., *Stratulat E.*, Teodoru A., Cogenerative plants using the energy from biomass. Acta Technica Napocensis, Series: Applied Mathematics and Mechanics Nr. 52, Vol. II, 2009, pg. 199-204
4. T., Panait, K., Uzuneanu, M., Dragan, *E.*, *Stratulat*, A., Balta, “Asupra ciclului cu turbine cu gaze cu aer umed”, Revista Termotehnica, 2006, ISSN 1222-4057, pg.33;
5. T. Panait, *E. Stratulat*, A. I. Balta, K. Uzuneanu - The energetic use of sunflower husks gasification, Bulletin of the „Politehnica” University of Timisoara transactions on mechanics, Fascicola 2, 2006, pag 301
6. T nase PANAIT, Krisztina UZUNEANU, Marcel DR GAN, Gheorghe CIOCEA and *Elena STRATULAT*-Exergy Analysis of the Processes of Combustion Chambers , ANALELE Universit ii OVIDIUS, Seria: Inginerie Mecanic , volume XII, Tom I ISSN 1224-1776, Ovidius University Press Constan a 2010, pag. 276
7. *Elena STRATULAT*, T nase PANAIT, Marcel DR GAN, Alexandrina TEODORU - The use of ash resulted from biomass circulating fluidized bed gasification, COFRET 2010, Buletinul Institutului Politehnic din Ia i, editat de Universitatea Tehnic “Gheorghe Asachi” din Ia i, Tomul LVI (LX), Fascicula 3b, 2010
8. *Elena STRATULAT*, T nase PANAIT, Marcel DR GAN - Reactors used for biomass gasification, Acta Technica Napocensis, Series: Applied Mathematics and Mechanics Nr. 52, Vol. II, 2009

LUCRARI PUBLICATE IN REVISTE RECUNOSCUTE CNCSIS

9. Marcel Dr gan, T nase Panait, Krisztina Uzuneanu, *Elena Stratulat Electricity production in Rankine hexane cycle*, Analele Universit ii “Dun rea de Jos” din Gala i, 2009, fasc. IV, pg. 96, ISSN 1221 - 4558
10. Dr gan M, Panait T., *Stratulat E.*, “The exergetic analysis for the steam generator”, Analele Universit tii “Dun rea de Jos”Gala i, 2006, fasc. IV, pg. 76, ISSN 1221- 4558;
11. *Elena Stratulat*, T nase Panait, Marcel Dr gan, “The analysis of biomass gasification technology”Analele Universit ii“Dun rea de Jos” din Gala i, 2006, fasc. II, pg. 45, ISSN 1221-4531;

LUCRARI PUBLICATE IN VOLUMELE CONFERINTELOR INTERNATIONALE

12. Tănase Panait, Krisztina Uzuneanu, Marcel Drăgan, **Elena Stratulat**, Gheorghe Ciocea, Alexandrina Teodoru, - *Heat production from biomass in cogeneration plants*. Proceedings of 3rd International Conference on Thermal Engines and Environmental Engineering – METIME, June 4-6, Ed. Fundaiei Universitare Dunrea de Jos Galati, Romania, 2009, ISBN 978-973-627-442-8, pg. 113-116.
13. Marcel Drăgan, Tănase Panait, Krisztina Uzuneanu, **Elena Stratulat**, - *Electricity production from geothermal sources*. Proceedings of 3rd International Conference on Thermal Engines and Environmental Engineering – METIME, June 4-6, Ed. Fundaiei Universitare Dunrea de Jos Galati, Romania, 2009, ISBN 978-973-627-442-8, pg. 109-112.
14. **Stratulat Elena** and Panait Tanase - Biomass gasification for energy recovery and environment protection, IGEC-2 The Second International Green Conference 25- 29 June 2006 University of Ontario Institute of Technology Oshawa, Ontario, Canada ISBN 0-9781236-0-3 Paper No. IGEC2-008 pag 13.
15. Panait Tănase, Uzuneanu Krisztina, **Stratulat Elena** - Gasification of biomass for energetic use., International Workshop Production Process in Mechanical Engineering and Advanced Machining Technology in Automotive Production, Cracow, Polonia Aprilie 2007, pag. 19 – 23. ISBN 978- 83-7242-428-0.
16. Panait, T., Uzuneanu, K., Drăgan, M., Condrea, A.I., **Stratulat, E.**, Dogrescu, G. Sustainable Development By Using Biomass In Co-Generation Energetic Plants. 2nd International Conference On Thermal Engines And Environmental Engineering – Metime, June7-9, Galati, Romania, ISSN 1843-2794, Vol. 2 Pg.149-154.

LUCRARI PUBLICATE IN VOLUMELE CONFERINTELOR NATIONALE

17. Drăgan M., **Stratulat E.** “The exergetic evaluation for the steam generator in the thermal electric plant” Conferinta Nationala de Energetic Industrial cu Participare Internationala, CNEI 2005, Universitatea de Inginerie din Bacău, pg. 277, ISSN 1224-7480;
18. Drăgan M., **Stratulat E.**, “Optimizarea exergoeconomică a producerii energiei”, Lucrările Conferinței Naționale de Echipament Termomecanic Clasic și Nuclear și Energetic Urban și Rural, Universitatea Politehnica București, 2006, pg.51, ISBN 973-7984-49-8.
19. Panait T., Uzuneanu K., Drăgan M., **Stratulat E.**, Balta A., “Asupra instalațiilor de recuperare a căldurii la bordul navelor” Lucrările Conferinței Naționale de Echipament Termomecanic Clasic și Nuclear și Energetic Urban și Rural, Universitatea Politehnica București, 2006, pg. 149, ISBN 973-7984-49-8.
20. Panait T., Balta A., , Drăgan M., **Stratulat E.**, Uzuneanu K., “Ciclul cu turbine cu gaze cu aer umed”, Lucrările Conferinței Naționale de Echipament Termomecanic Clasic și Nuclear și Energetic Urban și Rural, Universitatea Politehnica București, 2006, pg.153, ISBN 973-7984-49-8.
21. **E. Stratulat**, A. Teodoru- Metode de micșorare a cantității de carbon din cenușă rezultată urma gazeificării biomasei, Lucrările Conferinței Naționale de Echipament Termomecanic Clasic și Nuclear și Energetic Urban și Rural, Universitatea Politehnica București, 2010.



Curriculum vitae Europass



Informații personale

Nume / Prenume

Stratulat Elena

Adres

Str. Brăilei nr 58, bl BR2 sc 3 ap. 108, cod 800090, Galați

Telefon

0236326565

Mobil: 0744630302

E-mail(uri)

estratulat@ugal.ro , elena13st@yahoo.com

Naționalitate

Român

Data nașterii

13.09.1980

Sex

Feminin

Domeniul ocupațional

Ingineria Mediului în Energetic

Experiența profesională

Perioada

2004-2006, 2006-2008 concediu creșterea copilului, 2008-2010

Funcția sau postul ocupat

Asistent universitar, Doctorand cu frecvență

Activități și responsabilități principale

Cercetare și susținerea de laboratoare. Susținerea de lucrări de laborator la disciplinele: Surse de radiații și Tehnici de Protecție, Termotehnica, Exergoeconomie și Ecologie și Evaluarea Impactului de Mediu. Realizarea de cercetare în domeniul gazeificării biomasei - tema de doctorat fiind „Recuperarea energetică prin gazeificarea biomasei”.

Numele și adresa angajatorului

Universitatea Dunărea de Jos din Galați, Str. Domneasca nr 47, cod 800008, Galați

Tipul activității sau sectorul de activitate

Educație, Cercetare, Protecția mediului

Perioada

Octombrie 2011- prezent

Funcția

Operator facturare

Activități și responsabilități principale

Emiterea de facturi fiscale, contabilitate primară, expediere colete

Numele și adresa angajatorului

SC TADIS AGRO SRL, București, Str Hristo Botev nr 28, Sector 3

Tipul activității sau sectorul de activitate

Comercializarea de utilaje agricole și realizarea de operațiuni de mentenanță a acestora.

Educație și formare

Perioada

2004-2011

Calificarea / diploma obținută

Doctorat în Inginerie Mecanică / Doctor inginer

Disciplinele principale studiate / competen e profesionale dobândite Surse de radiații si tehnici de protecție, Energii regenerabile, Combaterea polu rii, Exergoeconomie i ecologie , Termotehnica, Energii neconventionale
 Numele i tipul institu iei de înv mânt / furnizorului de formare Universitatea Dun rea de Jos, Facultatea de Mecanica

Perioada 1999-2004

Calificarea / diploma ob inut Ingineria Mediului în Energetic / Inginer diplomat de mediu

Disciplinele principale studiate / competen e profesionale dobândite Surse de radiații si tehnici de protecție, Energii regenerabile, Combaterea polu rii, Exergoeconomie i ecologie
 Numele i tipul institu iei de înv mânt / furnizorului de formare Universitatea Dun rea de Jos, Facultatea de Mecanica

Perioada 1994-1999

Calificarea / diploma ob inut Diploma de Bacalaureat

Disciplinele principale studiate / competen e profesionale dobândite Uman-Limbi straine
 Numele i tipul institu iei de înv mânt / furnizorului de formare Liceul Teoretic Mihail Kog Iniceanu din Gala i

Limba matern Româna

Limbi str ine cunoscute 1. Englez , 2. Francez

Autoevaluare

Nivel european (*)

Limba

Limba

În alegere				Vorbire				Scriere	
Ascultare		Citire		Participare la conversa ie		Discurs oral		Exprimare scris	
1	B2	1	B1	1	C1	1	B2	1	B2
2	B1	2	B1	2	B1	2	B1	2	B2

(*) [Nivelul Cadrului European Comun de Referin Pentru Limbi Str ine](#)

Competen e i abilit i sociale M integrez repede într-un colectiv i leg repede prietenii de durat .

Competen e i aptitudini de utilizare a calculatorului Sunt o buna utilizatoare a PC-ului. Am invatat sa utilizez computerul din placere si apoi din necesitatea de a prezenta totul la un nivel avansat.
 Stiu sa utilizez urmatoarele programe la un nivel foarte bun: word, excel, power point, outlook, explorer, adobe, photoshop, nero, nitro pdf. De asemeni utilizez la un nivel mediu gambit, autocad
 Stiu sa reinstalez windows-ul si programele aferente unei bune functionari.

Permis de conducere De in permis de conducere categoria B din anul 2001

Informa ii suplimentare Referin ele pot fi furnizate la cerere