

PRODUCEREA ENERGIEI DIN BIOMASA SOLIDĂ PRIN GAZIFICAREA ACESTEIA

Prof. dr.hab. Valentin Arion, Anatol Boșcăneanu
Universitatea Tehnică a Moldovei

INTRODUCERE

Gazificarea biomasei reprezintă un proces termo-chimic de conversie a materiei organice în gaz combustibil (singaz) prin intermediul oxidării parțiale a acesteia. Procesul dat se realizează la temperaturi foarte ridicate, cu cantități foarte mici de aer pentru a nu permite arderea completă, dar care este suficient pentru a asigura realizarea gazificării.

Ca tehnologie de conversie, gazificarea rămâne încă puțin răspândită, fapt datorat în primul rând costurilor ridicate. Cu toate acestea, în prezent tot mai mult se atrage atenție acestei tehnologii datorită avantajelor pe care le prezintă gazul combustibil produs (varietatea largă de materii prime ce pot fi utilizate, emisii reduse la arderea singazului, diversitatea domeniilor de utilizare a gazului combustibil). Singazul poate fi utilizat în mai multe direcții, atât la producerea energiei electrice și termice prin arderea acestuia în instalații de cogenerare, cât și la obținerea biocombustibililor lichizi și a chimicalelor prin intermediul reacțiilor de sinteză a singazului.

În această lucrare sunt prezentate aspectele de dimensionare a unei stații de producere a singazului pornind de la ipoteza că se dorește de a alimenta cu singaz o centrală de cogenerare a energiei electrice și termice, cu puterea instalată de 1000kW.

1. CONCEPȚIA DIMENSIONĂRII STAȚIEI DE PRODUCERE A GAZULUI DE SINTEZĂ

După cum s-a menționat mai sus vom considera o centrală de cogenerare, bazată pe motoare cu ardere internă, cu o putere totală instalată de 1 MW, care utilizează singazul în calitate de combustibil (fig. 1).

Pentru motorul cu ardere internă sunt cunoscuți parametrii tehnici: puterea electrică nominală (P_e), puterea termică maximă (P_t), gradul mediu anual de utilizare a puterii electrice maxime (K_e), randamentul producerii energiei electrice și energiei termice (η_e și η_t).

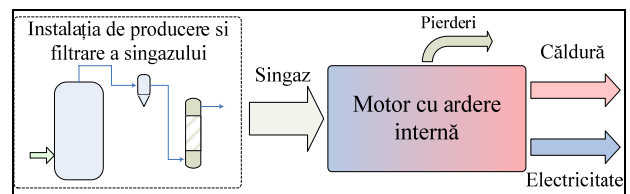


Figura 1. Schema de principiu a centralei de cogenerare pe singaz

Pentru stația menționată, se va dimensiona reactorul de gazificare a biomasei, vor fi calculate puterile compresoarelor de aer și de singaz, precum și sarcinile termice ale schimbătoarelor de căldură. Specificul instalației de gazificare constă în divizarea reactorului în două zone de lucru: camera de gazificare a biomasei și camera de combustie. Între aceste două camere există un canal de comunicare care asigură circulația închisă a materialului de lucru (fig. 2).

Materialul de lucru acționează ca un purtător de căldură de la camera de ardere în cea de gazificare. Cu toate că între aceste două camere există comunicare directă, gazele produse rămân separate de gazele de ardere, datorită aplicării unor măsuri constructive (singazul este extras și introdus în sistemul de filtrare, iar gazele de ardere sunt evacuate în exterior).

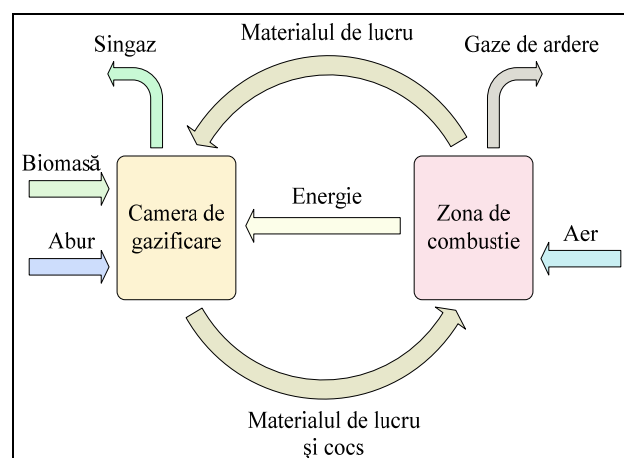


Figura 2. Bilanțul material al gazificatorului

Dimensionarea gazificatorului este bazată pe cunoașterea necesarului de singaz pentru funcționarea instalației de cogenerare a energiei

electrice și termice. Pentru acesta vor fi determinate fluxurile de combustibil și de aer consumate, precum și cantitatea totală de singaz produsă.

2. NECESARUL DE SINGAZ PENTRU O MINI-CET 1 MW

Primul pas la determinarea volumului de singaz constă în calcularea cantităților de energie electrică și termică produse anual de către instalația de cogenerare:

- Energia electrică produsă anual:

$$W_{an} = P_e \cdot T_{an} \cdot K_e, \text{ MWh} \quad (1)$$

- Energia termică produsă anual:

$$Q_{an} = P_{th} \cdot T_{an} \cdot K_e, \text{ MWh.} \quad (2)$$

- Energia totală produsă anual va fi:

$$E_{gen} = (W_{an} + Q_{an}) \cdot 3.6, \text{ GJ.} \quad (3)$$

Fluxurile de energie intrate și ieșite din MAI sunt prezentate în fig. 3.

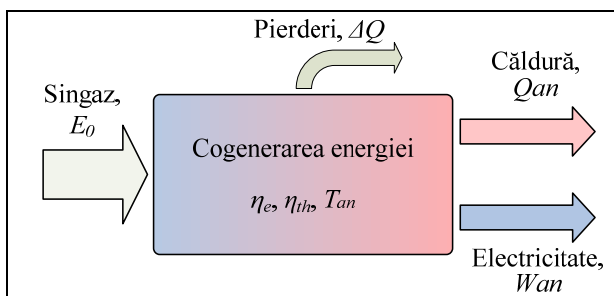


Figura 3. Bilanțul energetic al motorului cu ardere internă

Cunoscând randamentul global al instalației de cogenerare ($\eta_g = \eta_e + \eta_{th}$), se va determina energia necesară a fi injectată în MAI:

$$E_0 = E_{gen} / \eta, \text{ GJ} \quad (4)$$

E_0 constituie energia înglobată în gazul de sinteză introdus în motorul cu ardere internă. Pentru a determina volumul de gaze consumate, este necesar de a cunoaște căldura inferioară de ardere a singazului (LHV_{pg}):

$$V_{pg} = E_0 / LHV_{pg}, \text{ m}^3/\text{an} \quad (5)$$

O valoare estimativă a căldurii de ardere a singazului obținut din biomasa (LHV_{pg} , MJ/m³)

poate fi determinată în baza cunoașterii compoziției chimice a acestuia:

$$LHV_{pg} = u_{H_2} \cdot LHV_{H_2} + u_{CO} \cdot LHV_{CO} + u_{CH_4} \cdot LHV_{CH_4} \quad (6)$$

Volumul de gaz de sinteză necesar de a fi introdus în instalația de motoare cu ardere internă (V_{pg}) în cele din urmă se determină cu formula:

$$V_{pg} = E_0 / LHV_{pg}, \text{ m}^3/\text{an.} \quad (7)$$

3. DIMENSIONAREA GAZIFICATORULUI

Vom considera un gazificator cu ardere în strat fluidizat circulant; în calitate de agent de fluidizare se prevede a fi utilizat aburul injectat în camera gazificatorului. Materia primă este introdusă în camera de gazificare și fluidizată cu abur. În acest mod, gazul de sinteză obținut este lipsit de cantitățile mari de azot care apar în singazul produs în gazificatoarele cu strat fluidizat cu aer. Materialul de lucru (nisipul cuarțos), împreună cu cocsul rămas în urma gazificării trec în camera de combustie. În această cameră este injectat aer care reprezintă un agent de fluidizare pentru materialul de lucru, asigurând în așa mod circulația acestuia în camera de ardere (fig. 4).

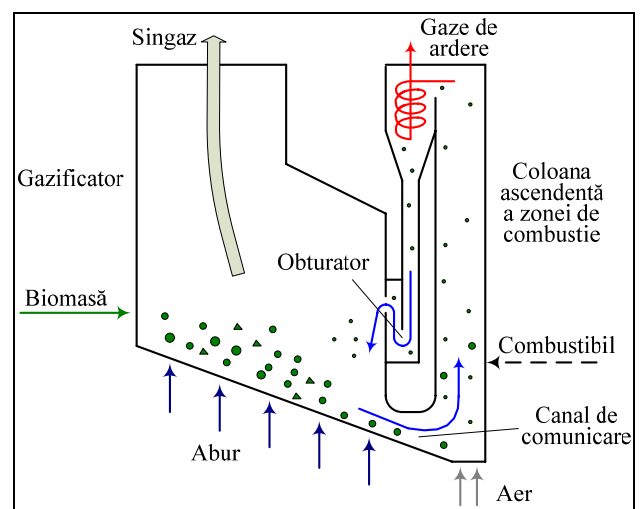


Figura 4. Camerele gazificatorului și principalele fluxuri care străbat gazificatorul

În camera de ardere are loc oxidarea completă a cocsului provenit din camera de gazificare, injectând un debit auxiliar de combustibil. Materialul de lucru intrat în camera de ardere este încălzit și reintrodus în camera de

gazificare, asigurând cu căldură procesele termochimice de descompunere a biomasei. Gazele de ardere din această zonă sunt evacuate fără a avea un contact direct cu gazul de sinteză. În baza instalației descrise, poate fi produs singaz cu o căldură de ardere ridicată (9-16 MJ/m³). Pentru gazificatorul descris, se vor calcula cantitatea de biomasa intrată, necesarul de abur și volumul de aer injectat în camera de combustie (fig.5).

unde T_f este durata anuală de funcționare a instalației, h/an.

La determinarea volumului de aer s-a luat în considerație coeficientul de exces de aer sau raportul aer/combustibil $\alpha = 1.1$ pentru asigurarea arderii complete a combustibilului.

Volumul de aer se calculează cu formula:

$$V_{aer} = \alpha \cdot V_{0gz}, \text{ m}^3/\text{h}. \quad (10)$$

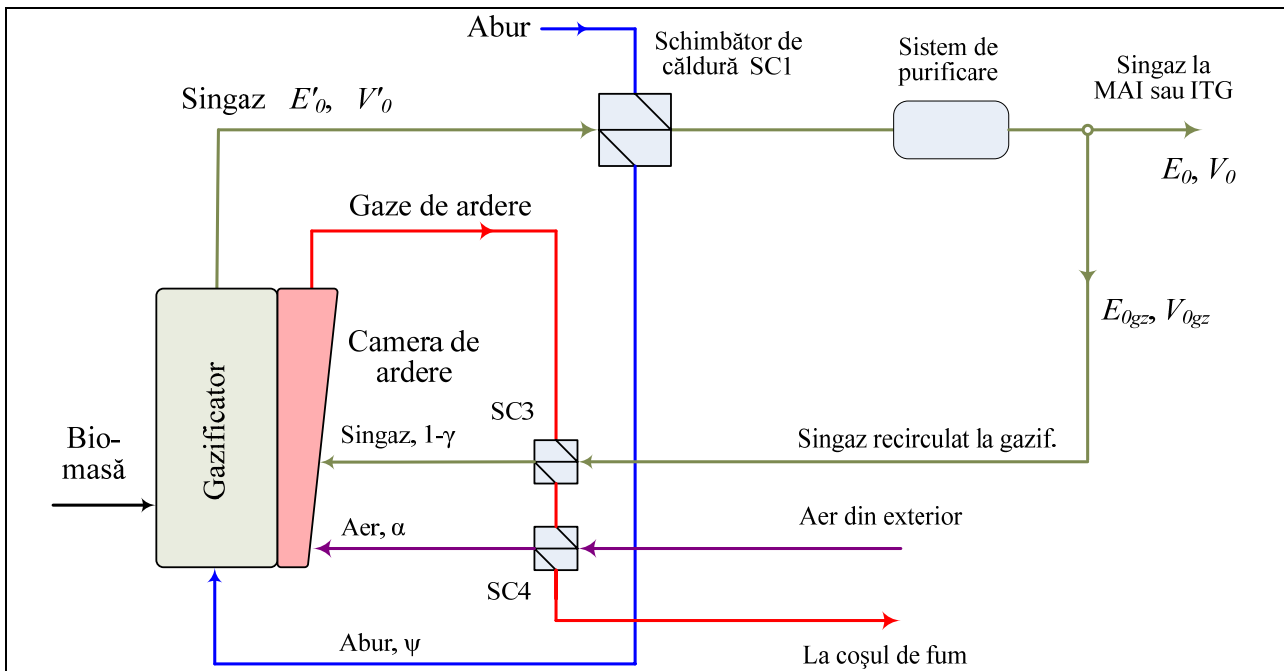


Figura 5. Fluxurile materiale care intră și ies din gazificator

3.1. Determinarea volumului de singaz produs și a consumului intern de singaz

Instalația de gazificare considerată presupune preluarea unei anumite cantități de singaz și arderea acesteia în camera de combustie a gazificatorului. Din studiile efectuate asupra unor stații-pilot care utilizează aceeași tehnologie de gazificare, s-a observat că debitul de singaz ars în camera de combustie constituie 30-45% din totalul de biogaz produs, iar 55-70% va fi utilizat de instalația de cogenerare a energiei ($\gamma = 0.5-0.7$).

Luând în considerație consumul unui debit de singaz în gazificator, cantitatea totală de gaz de sinteză V'_0 , necesară de a fi produsă anual va constitui:

$$V'_0 = E_0 / LHV_{pg} \cdot \gamma, \text{ m}^3/\text{an}; \quad (8)$$

Debitul orar de singaz consumat intern de gazificator se va calcula după expresia:

$$V_{0gz} = V'_0 \cdot (1 - \gamma) / T_{an}, \text{ m}^3/\text{h}, \quad (9)$$

3.2. Determinarea cantității necesare de biomasa

Pentru a calcula cantitatea de biomasa consumată în gazificator, se va utiliza noțiunea de randament al gazificatorului η_{gz} :

$$\eta_{gz} = \frac{LHV_{pg} \cdot \dot{V}_{pg}}{LHV_F \cdot \dot{m}_F} = \frac{E'_0}{LHV_F \cdot \dot{m}_F}, \quad (11)$$

unde \dot{V}_{pg} reprezintă debitul volumetric orar de singaz produs

\dot{m}_F - debitul masic orar de biomasa uscată în gazificator

LHV_F - căldura inferioară de ardere a acesteia.

Randamentul gazificatorului constituie raportul dintre energia ieșită cu gazul de sinteză și cea intrată cu biomasa. Randamentul gazificatoarelor moderne variază între 0.6-0.7.

Din (11) se determină debitul de biomasa \dot{m}_F :

$$\dot{m}_F = E'_0 / (LHV_F \cdot \eta_{gz}), \text{ tone/an.} \quad (12)$$

Biomasa utilizată la gazificare dispune de o umiditate $w\%$ de aprox. 25%, ca urmare a uscării acesteia în aer liber timp de 0.5-1 an.

Consumul anual de biomasă în stare inițială va fi calculată cu expresia:

$$\dot{m}_{FW} = \dot{m}_{FW} / (1 - w\%), \text{ t/an.} \quad (13)$$

3.3. Determinarea cantității de abur injectat în camera de gazificare

Cantitatea de abur ce urmează a fi injectată este determinată prin intermediul raportului abur/biomasă sau coeficientului ψ -

$$\psi = \sum \dot{m}_{apa} / \dot{m}_{FW}, \quad (14)$$

unde $\sum \dot{m}_{apa}$ este cantitatea totală de apă introdusă în gazificator, constituită din debitul masic de abur și apa conținută în biomasă: $\sum \dot{m}_{apa} = \dot{m}_{abur} + W$.

Acest coeficient a fost studiat în detalii de unii savanți, stabilindu-se influența acestuia asupra compoziției gazului de sinteză produs și conținutul de gudron în singazul crud.

În fig. 6 și 7 sunt ilustrate variațiile

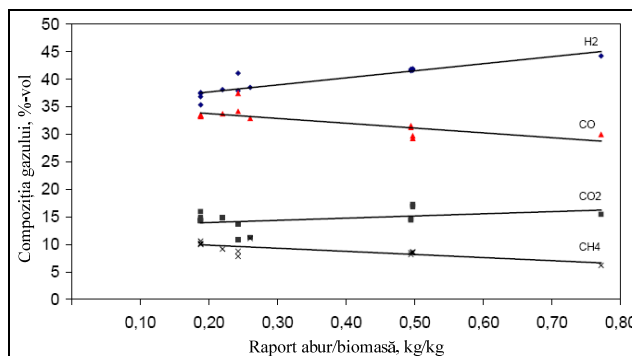


Figura 6. Dependenta compoziției gazului de coeficientul ψ

conținutului de compuși combustibili în singaz și dependența conținutului de gudron în funcție de raportul abur/biomasă. Dependentele respective sunt date pentru temperatura în gazificator de cca 850°C, temperatură tipică la care are loc gazificarea biomasei în contextul tehnologiei analizate. După cum se vede din figuri, raportul optim abur/biomasă este de $\psi = 0.5$, raport la care conținutul de gudron în singaz este minim.

În final, din (14) se va determina debitul de abur necesar de a fi injectat:

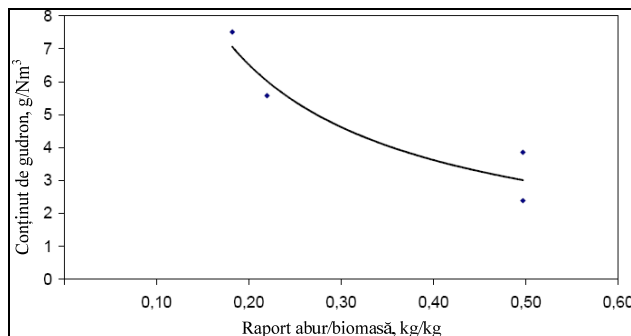


Figura 7. Dependenta conținutului de gudron față de coeficientul ψ

$$\psi = (\dot{m}_{abur} + W) / \dot{m}_{FW} \quad (15)$$

$$\dot{m}_{abur} = \psi \cdot \dot{m}_{FW} - W = \psi \cdot \dot{m}_{FW} - w\% \cdot \dot{m}_{FW} \quad (16)$$

$$\dot{m}_{abur} = \dot{m}_{FW} \cdot (\psi - w\%), \text{ kg/h} \quad (17)$$

4. DIMENSIONAREA COMPRESOARELOR

În schema instalației de gazificare sunt instalate două compresoare: unul pentru comprimarea singazului recirculat (K1) și al doilea – pentru introducerea aerului în camera de gazificare (K2, fig. 8).

Pentru a estima puterea dezvoltată la arborele compresoarelor N_k , se va utiliza următoarea expresie de calcul a puterii compresorului (neglijând pierderile prin frecări, scăpări, etc.):

$$N_k = \dot{m} \cdot l_k = \rho_0 \cdot \dot{V}_0 \cdot l_k, \text{ kW}, \quad (18)$$

unde \dot{m} este debitul masic de gaz care urmează a fi comprimat, în kg/s,

ρ_0 - densitatea gazului la intrare în compresor, în kg/m³;

\dot{V}_0 - debitul volumetric orar de gaz ce trece prin compresor, în m³/h;

l_k - lucrul mecanic efectuat la arborele compresorului, în kJ/kg.

Lucrul mecanic l_k se va calcula cu formula (comprimare adiabată):

$$l_k = \frac{k}{k-1} R_{gaz} \cdot T_1 \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right], \quad (19)$$

unde k reprezintă constanta adiabată a gazului respectiv;

R_{gaz} - constanta universală a gazului, în J/(kg·K);

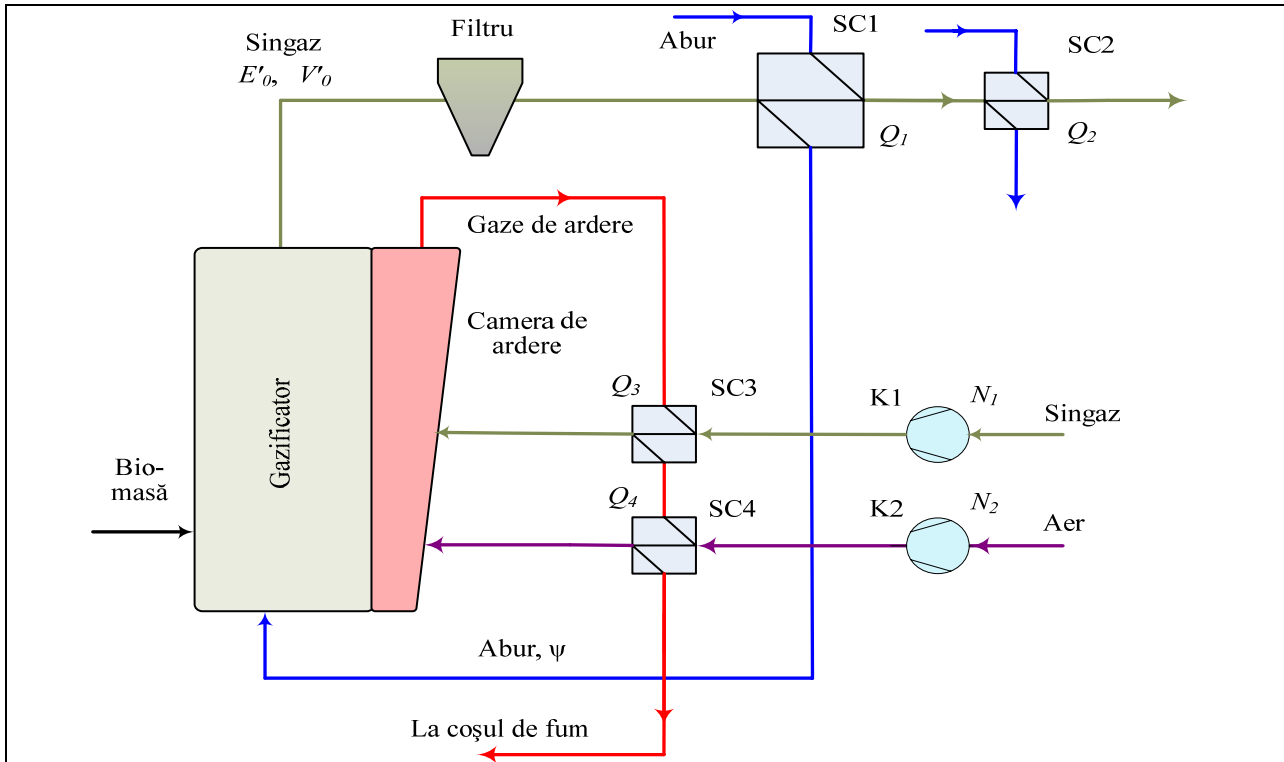


Figura 8. Schema instalației de gazificare

P_2, P_1 – presiunea gazului la ieșire și intrare în compresor;

T_1 – temperatura debitului de gaz la intrare în compresor, în K.

Raportul P_2 / P_1 reprezintă coeficientul de compresie al compresorului, notat cu π .

Constanta singazului va fi calculată cu relația:

$$R_{gaz} = 8314 / M, \text{ J/kgK.} \quad (20)$$

unde M este masa molară a singazului, în kg/kmol. Singazul reprezintă un amestec de gaze.

Cunoscând masele molare a fiecărui gaz (μ_i) și conținutul acestuia în volumul singazului (r_i), poate fi determinată masa molară a amestecului de gaze (singazului):

$$M = \sum_1^n r_i \cdot \mu_i, \text{ kg/kmol} \quad (21)$$

5. DIMENSIONAREA SCHIMBĂTOARELOR DE CĂLDURĂ

Pentru producerea aburului necesar de a fi injectat în gazificator, se utilizează un generator de abur cu o putere termică totală de 330 kW și o capacitate de producție de 400 kg/h abur la presiunea de 1 bar. Puterea generatorului de abur a

fost calculată în baza necesarului de căldură pentru încălzirea și vaporizarea apei luată inițial la 20°C. Pentru încălzirea apei până la punctul de fierbere, cantitatea necesară de căldură este:

$$Q_{apa} = \dot{m}_{apa} \cdot (c''_{p\ apa} \cdot t''_{apa} - c'_{p\ apa} \cdot t'_{apa}), \text{ kW} \quad (22)$$

unde $c'_{p\ apa}$, $c''_{p\ apa}$ - capacitatea termică specifică a apei la temperatura inițială și finală.

$$Q_{apa} = \dot{m}_{apa} \cdot (c''_{p\ apa} \cdot t''_{apa} - c'_{p\ apa} \cdot t'_{apa}), \text{ kW} \quad (23)$$

Căldura consumată pentru vaporizarea completă a debitului de apă:

$$Q_{apa1} = \dot{m}_{apa} \cdot \lambda, \text{ kW} \quad (24)$$

unde λ reprezintă căldura latentă de vaporizare a apei la temperatura 100°C și presiunea 1 bar. Puterea termică totală a generatorului de abur va constitui $Q_{apa} + Q_{apa1}$.

Pentru a putea fi injectat în gazificator, aburul este supraîncălzit în schimbătorul de căldură SC1 până la temperatura de 400°C. Bilanțul termic al SC1 neglijând pierderile de căldură poate fi scris:

$$Q_{0\ sin} = Q_{abur}, \quad (25)$$

unde $Q_{0\ sin}$ este căldura cedată de fluxul de singaz pentru încălzirea aburului;

Q_{abur} - căldura primită de debitul de abur.

Căldura Q_{abur} absorbită de abur va constitui:

$$Q_{abur} = \dot{m}_{abur} \cdot (c''_{p\ abur} \cdot t''_{abur} - c'_{p\ abur} \cdot t'_{abur}) \quad (26)$$

Căldura cedată de singaz în SC1:

$$Q_{0\ sin} = \dot{m}_{sin} \cdot (c'_{p\ sin} \cdot t'_{sin} - c''_{p\ sin} \cdot t''_{sin}), \text{ kW} \quad (27)$$

unde t'_{sin} , t''_{sin} , t'_{abur} , t''_{abur} - temperatura inițială / finală a debitului de singaz / abur.
Temperatura singazului la ieșire din SC1:

$$t''_{sin} = \frac{\dot{m}_{sin} \cdot c'_{p\ sin} \cdot t'_{sin} - Q_{0\ sin}}{c''_{p\ sin} \cdot \dot{m}_{sin}} \quad (28)$$

Capacitatea termică specifică c_p a singazului se va determina cunoscând raporturile masice g_i ale fiecărui gaz component și masa molară a acestuia:

$$c_{p\ sin} = \sum_1^n g_i \cdot c_{p_i}, \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)} \quad (29)$$

Raporturile volumetrice se pot determina cunoscând raporturile masice ale fiecărui gaz component prin relația:

$$g_i = \mu_i \cdot r_i / \left(\sum_1^n r_i \cdot \mu_i \right) \quad (30)$$

Pentru schimbătorul de căldură SC2, cunoscând debitul și temperaturile singazului la intrare ($t'_{sin2} = t''_{sin}$, $c'_{sin2} = c''_{p\ sin}$) și ieșire (t''_{sin2}), se va determina puterea termică a acestuia:

$$Q_2 = \dot{m}_{sin} \cdot (c'_{sin2} \cdot t'_{sin2} - c''_{p\ sin2} \cdot t''_{sin2}), \text{ kW} \quad (31)$$

Pentru schimbătorul de căldură SC4, cunoscând debitul de aer ce urmează a fi introdus în gazificator, temperatura acestuia la intrare și ieșire în SC, se va determina cantitatea de căldură absorbită Q_4 :

$$Q_4 = \dot{m}_{aer} \cdot (c''_p \cdot t''_{aer} - c'_p \cdot t'_{aer}) \text{ kW}, \quad (32)$$

unde \dot{m}_{aer} reprezintă debitul de aer ce străbate schimbătorul de căldură, în kg/s;

c'_p , c''_p - capacitatea termică specifică a aerului la intrare/ieșire, în kJ/(kg·K);

t'_{apa} , t''_{apa} - temperatura agentului la intrare/ieșire din aparat, în °C.

Analog se va efectua calculul pentru schimbătorul de căldură SC3, cunoscând parametrii de intrare și ieșire a singazului.

Bibliografie

1. Arion, Valentin „Biomasa și utilizarea ei în scopuri energetice”/Valentin Arion, C. Bordeaianu, A. Boșcăneanu, A. Capcelea [et al.], Ch.: „Garomond Studio” SRL, 2008. – 268 p.
2. Biomass steam gasification - an extensive parametric modeling study, G. Schuster, K. Weigl, H. Hofbauer, Institute of Chemical Engineering, Fuel Technology and Environmental Technology, Vienna, Austria, 2000, 9 pp.
3. The FICFB - Gasification Process H. Hofbauer, G. Veronik, T. Fleck, R. Rauch, University of Technology, Vienna, Austria, 1996, 11 pp.
4. Stoichiometric Water Consumption of Steam Gasification by the FICFB-Gasification Process, Hofbauer, R. Rauch, Institute of Chemical Engineering, Fuel and Environmental Technology, Vienna, Austria, 2000, 10 pp.
5. Scale-up of a 100kWt pilot FICFB-gasifier to a 8 MWth FICFB-gasifier demonstration plant in Güssing (Austria), K. Bosch, R. Rauch, H. Hofbauer, Institute of Chemical Engineering, Vienna, Austria 2002, 4 pp.

Notațiile utilizate, datele inițiale și rezultatele calculelor dimensionării elementelor instalate

Componentă	Unități	Simbol	Valori			
Date inițiale						
Puterea electrică nominală	kW	Pe	1063			
Puterea termică maximă	kW	P_{th}	1222			
Timpul de funcționare	h/an	T_f	8000			
Coeficient de utilizare a puterii nominale	%	K_e	90			
Gradul de utilizare a puterii termice maxime	%	K_{th}	50			
Randament electric al MAI	%	η_e	30			
Randament termic al MAI	%	η_{th}	40			
Randament global al MAI	%	η_g	70			
Căldura de ardere a singazului	MJ/m ³	LHV_{pg}	10			
Cota parte de singaz utilizat în instalația de cogenerare	%	γ	0.7			
Coeficientul de exces de aer în camera de ardere a gazificatorului	-	α	1.1			
Raportul abur/biomasă	-	ψ	0.5			
Constanta adiabată a singazului	-	k	1.4			
Coeficientul de compresie al compresorului K1	-	π	2			
Temperatura singazului la intrare în K1	K	T_1	323			
Densitatea singazului	kg/m ³	ρ_0	0.6			
Temperatura aerului aspirat de compresorul K2	K	T_{1a}	293			
Constanta universală a aerului	J/kgK	R_{aer}	287.1			
Coeficientul de compresie al compresorului K2	-	π_{aer}	2			
Capacitatea termică specifică a apei la temperatura inițială (20°C)	kJ/(kg·K)	$c'_{p\ apa}$	1.183			
Capacitatea termică specifică a apei la temperatura finală (99.6°C)	kJ/(kg·K)	$c''_{p\ apa}$	4.229			
Căldura latentă de vaporizare a apei	kJ/kg	λ	2260			
Temperatura aburului supraîncălzit	°C	t''_{abur}	400			
Compoziția gazului de sinteză produs:						
Element chimic		H ₂	CO	CH ₄	CO ₂	N ₂
Conținut volumetric, r	%-vol	56.20	31.20	0.11	12.40	0.10
Conținut masic, g	%-masă	7.31	56.80	0.11	35.57	0.20
Masa molară, μ	kg/kmol	2	28	16	44	28
Rezultatele calculelor						
Energia electrică produsă anual	MWh	W_{an}	7653.6			
Energia termică produsă anual		Q_{an}	8798.4			
Energia totală produsă anual		E_{gen}	16452			
Energia introdusă în MAI		E_0	84610			
Volumul de singaz consumat de instalația de cogenerare	mii m ³ /an	V_{pg}	8461			
Cantitatea totală de singaz produsă anual		V'_0	12087			
Debitul orar de singaz ars în gazificator	m ³ /h	V_{0gz}	453.3			
Volumul de aer consumat la arderea singazului în gazificator	m ³ /h	V_{aer}	498.6			
Consumul de biomasă în stare uscată	tone/an	\dot{m}_F	10331			
Consum orar de biomasă în stare inițială	kg/h	\dot{m}_{FW}	1572.4			
Cantitatea de abur injectat în gazificator	kg/h	\dot{m}_{abur}	393			
Masa molară a singazului	kg/kmol	M	15.36			
Constanta universală a amestecului de gaze (singazului)	J/kgK	R_{gaz}	541.3			
Lucrul mecanic la arborele compresorului K1	kJ/kg	l_k^{K1}	183.1			
Puterea compresorului K1	kW	N_k^{K1}	14.5			
Puterea compresorului K2	kW	N_k^{K2}	10.8			
Fluxul necesar de căldură pentru încălzirea apei până la punctul de fierbere	kW	Q_{apa}	43			
Căldura necesară vaporizării complete a debitului de apă	kW	Q_{apa1}	285			
Puterea termică totală a generatorului de abur	kW	Q_{gen}	328			
Fluxul de căldură necesar supraîncălzirii aburului	kW	Q_{abur}	55			
Temperatura singazului la ieșire din SC1	°C	t''_{sin}	710			
Sarcina termică a schimbătorului SC2	kW	Q_2	295			
Sarcina termică a schimbătorului SC3	kW	Q_3	57			
Sarcina termică a schimbătorului SC4	kW	Q_4	48			

