

SIMULAÇÃO EM ESTADO ESTACIONÁRIO DE UM REATOR SOLAR TUBULAR DE LEITO FIXO PARA GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA

Yuhan Arley Lenis – ylenis@uninorte.edu.co

Universidad del Norte (Col.), Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica

Gilles Maag – gmaag@usp.br

Universidade de São Paulo, FZEA, Departamento de Engenharia de Biosistemas

Celso Eduardo Lins de Oliveira – celsooli@usp.br

Universidade de São Paulo, FZEA, Departamento de Engenharia de Biosistemas

Lesme Antonio Corredor – lcorredo@uninorte.edu.co

Marco Enrique Sanjuán – msanjuan@uninorte.edu.co

Universidad del Norte (Col.), Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica

Resumo. A gaseificação solar permite a utilização conjunta de dois recursos energéticos renováveis de grande potencial no Brasil; energia solar e biomassa. Através deste processo é possível gerar um gás de síntese composto principalmente de H_2 e CO que pode ser usado diretamente para geração de eletricidade em máquinas térmicas, ou de outros produtos de maior valor agregado. Considerando o potencial energético do processo, no presente estudo é modelado um sistema de gaseificação solar usando a distribuição de fluxo radiativo calculada a partir de dados do campo de heliostatos de uma planta de 500 $kW_{solares}$ a ser instalada na Universidade de São Paulo (campus de Pirassununga). O sistema de gaseificação proposto consiste de 12 reatores tubulares localizados verticalmente no plano focal de um sistema de torre central. Cada um dos reatores tem um sistema de concentração de cavidade auxiliar, através do qual procura-se homogeneizar a distribuição da temperatura na direção radial do tubo além de diminuir as perdas de reradiação. Buscando a máxima eficiência solar-química do sistema, é otimizada a vazão de biomassa para cada um dos reatores. De acordo com os resultados, o reator proposto poderia gaseificar cerca de 316 kg/h de biomassa, atingindo temperaturas na faixa de 1.050 K até 1.290 K. Nestas condições, a maior eficiência solar-química do sistema é de 47,8% com uma composição molar média do gás de 44% de CO , 41% de H_2 , 8% de CO_2 e 7% de CH_4 e um fluxo total de 11,38 kmol/h.

Palavras-chave: Energia Solar, Biomassa, Gaseificação solar

1. INTRODUÇÃO

Uma das formas para o aproveitamento conjunto do recurso solar e a biomassa é o processo conhecido como gaseificação solar, cujo produto é um gás combustível composto principalmente por H_2 e CO com poderes caloríficos na faixa de 12-20 MJ/Nm^3 (Zhang, 2010), que pode ser usado diretamente para geração de eletricidade ou como precursor de outros energéticos de maior qualidade. As características destes recursos aproveitados mediante gaseificação fazem que eles sejam complementários. A gaseificação solar gera um gás em torno de 30% melhor energeticamente quando comparado com a gaseificação convencional (Wieckert et al., 2013), enquanto troca o recurso solar normalmente difuso e intermitente em um produto mais gerenciável.

Estes sistemas têm sido analisados experimentalmente e analiticamente desde há mais de 40 anos (Gregg et al., 1980; Maag and Steinfeld, 2010; Müller et al., 2017), procurando melhorias tem sido testadas diferentes matérias primas, tipos de agentes gaseificantes e configurações do reator, esta última tendo mudado constantemente tendo sido analisados reatores com aquecimento direto (Murray and Fletcher, 1994; Z'Graggen et al., 2007) e indireto (Kruesi et al., 2013; Zedtwitz and Steinfeld, 2005), principalmente em leitos fixos e fluidizados. Contudo, ainda não existe um consenso generalizado quanto à melhor opção e o uso de um ou outro depende do produto procurado e das características da biomassa. No estudo apresentado por Gregg et al. (1980) foram gaseificados carvão, biomassa e misturas usando vapor de água e CO_2 como atmosfera em um reator de aquecimento direto de leito fixo, irradiado com ajuda de um forno solar de 23 kW. Os resultados apresentaram uma concentração média do gás de síntese de 54% de H_2 , 25% de CO , 16% de CO_2 , 4% de CH_4 e 1% de outros hidrocarbonetos pesados. A eficiência de conversão solar-química do sistema foi na faixa de 19 até 48%. As principais vantagens foram alta geração de gás por tonelada de combustível sólido e a fácil adaptação do sistema às variações das condições solares, este último devido à sua baixa inércia térmica. No entanto, foram observados problemas de diminuição da eficiência devido à acumulação de cinzas sobre a janela de quartzo por onde o leito foi irradiado. Problemas que também são referenciados por Kodama et al. (2002), que gasificam carvão pulverizado com CO_2 em um reator tubular de leito fluidizado com tubulação de quartzo. Usando irradiações perto de 1270 kW/m^2 , foram alcançadas eficiências de conversão solar para química de 8%, em condições ótimas de fluidização. Além dos problemas ligados à acumulação de cinzas nas janelas do reator, o autor destaca a baixa absorção e alta reflexividade da celulosa como outro fator que causa a baixa eficiência.

Um dos caminhos para enfrentar estas problemáticas é o desenho de novos conceitos de reatores, analisando detalhadamente a cinética das reações e os fenômenos de transferência de calor e massa que ocorrem dentro do reator. Nessa direção, Belghit et al. (2000) analisa os processos de transferência de calor e massa quando atingem-se temperaturas no leito na faixa de 900 a 1.200 °C. Os autores desenvolvem um modelo cinético unidimensional que permite análises de sensibilidade das principais variáveis do processo. Por outro lado, Müller et al. (2003) investigam a cinética da reação de gaseificação de carbono com vapor em um reator de leito fluidizado exposto a radiação concentrada. Os autores descrevem o processo por meio de cinco reações principais: gasificação de vapor $C+H_2O=CO+H_2$; Reação de Boudouard $C+CO_2=2CO$; metanação $C+2H_2=CH_4$; reformado $CH_4+H_2O=CO+3H_2$ e água - gás $CO+H_2O=CO_2+H_2$. Destes, a reação de gaseificação com vapor é considerada aquela que melhor representa a cinética da reação. De acordo com os resultados experimentais, o processo permite a obtenção de um gás com uma concentração equi-molar de hidrogênio e monóxido de carbono, tornando-se cerca de 100% vol. Resultados semelhantes foram relatados por Steinfeld et al. (Trommer et al., 2005; Z'Graggen et al., 2007, 2006; Zedtwitz and Steinfeld, 2005) que desenvolveram estudos teóricos e experimentais sobre vários tipos de reatores com diferentes combustíveis a temperaturas entre 1.350 e 1.550 K. Este grupo de trabalho (ETH / PSI, Suíça) fez importantes avanços na concepção e modelagem de reatores solares com vista à produção de gás de síntese. Em geral, os modelos cinéticos desenvolvidos para as reações realizadas dentro do reator apresentam um ajuste bom com os resultados experimentais. Os autores destacam como principais causas de diminuição da eficiência desses sistemas, perdas de energia devidas à re-radiação.

A maior parte dos estudos desenvolvidos até 2010 consideraram a irradiação direta do combustível através de janelas transparentes. No entanto, este sistema apresentou dificuldades para testes a pressões maiores que a atmosférica além de gerar depósitos de cinzas na janela dos reatores. Considerando isto, atualmente estão-se analisando novos conceitos de reatores nos quais é usado um material emissor como superfície intermediária de transferência de calor (Piatkowski and Steinfeld, 2008). Nesse sentido, Melchior et al. (2009) analisaram a gaseificação solar de carvão vegetal em um reator experimental de parede opaca, desenvolvendo um modelo cinético que descreve adequadamente o comportamento do reator. Com a ampliação dos resultados para gaseificadores maiores espera-se que a eficiência atinja valores de conversão solar a química de 39% e 50%, para reatores de 100 kW e 1 MW respectivamente. Usando um conceito de reator semelhante, Lichty et al. (2010) avaliam experimentalmente o efeito da temperatura, do fluxo de gás e do tipo de combustível para um reator solar de fluxo de partículas usando atmosfera de vapor de água. O reator consiste em um receptor de cavidade com uma série de tubos que absorvem a radiação. Um concentrador secundário é usado na abertura do receptor, por meio do qual procura-se reduzir as perdas por reradiação. Os autores determinaram que para os intervalos das variáveis testadas, a combustível muda significativamente a qualidade do gás obtido. Para um sistema semelhante, Maag e Steinfeld (2010) apresentam um modelo cinético químico e o design de um reator solar para um campo solar de torre central de 10 MW. O desempenho do concentrador com óptica secundária levou à publicação de uma patente detalhando o método, equipamentos e sistemas utilizados para alcançar a conversão de biomassa de até 90% com tempos de residência entre 0,01 e 5 segundos (Kim et al., 2010). O potencial desta tecnologia também leva Pitz-Paal et al. (2011) apresentarem uma metodologia para aperfeiçoar a distribuição do campo heliostático de um sistema de torre central buscando maximizar a conversão de energia solar em química. Este estudo prevê uma eficiência de conversão solar de 30% para esta tecnologia usando carvão.

Em resumo, os sistemas de gaseificação com fornecimento de calor externo são tecnologias de alto interesse devido ao potencial de energia primária destes recursos e às características do gás obtido, as quais permitem sua utilização nas máquinas térmicas que são utilizadas atualmente e abre-se a possibilidade de utilizá-los como precursores de outros combustíveis e produtos de maior qualidade. No entanto, a tecnologia enfrenta várias dificuldades, associadas principalmente a altos gradientes de temperatura, baixa absorção e alta refletividade de celulose, acumulação de cinzas, dentre outros. Desta maneira o desenvolvimento de reatores que minimizem estes fenômenos indesejáveis é considerado o principal desafio da tecnologia para seu escalonamento até a escada demonstrativa. Tendo em conta o anterior, neste estudo é analisado em umericamente um novo conceito de gaseificador solar, o qual procura a utilização da tecnologia em um campo de concentração solar de torre central. Como caso de estudo foi considerada a distribuição de fluxo de calor esperada para um campo solar de 1260 m², localizado no estado de São Paulo.

2. METODOLOGIA

O sistema de concentração considerado consiste de 140 heliostatos com um total de 1.260 m² de superfície espelhada que refletem a luz solar em um reator de gaseificação posicionado a 32,5 m de altura em uma torre. O gaseificador é formado por 12 tubulações, cada uma delas com diâmetro externo de 0,08 m e comprimento 2 m. Procurando melhor a distribuição de calor na parede do tubo, é introduzida uma pequena cavidade para cada uma das tubulações (ver Figura 1). Desta maneira, os raios solares podem alcançar a parte traseira dos tubos. Neste estudo considera-se tanto a análise óptica da cavidade, quanto a modelagem em estado estacionário do gaseificador. Para este último é modelada a cinética química das reações de decomposição da biomassa e de formação do gás de síntese. O sistema de equações diferenciais algébricas que resulta dos balanços de massa e energia é resolvido usando o software Matlab-Simulink. Cada uma das equações foi discretizada utilizando o método de diferenças finitas e resolvido com o método de Runge-Kutta.

O sistema é caracterizado pelo uso principalmente das temperaturas atingidas, da concentração e do fluxo de gás, e as eficiências química e térmica. Estes últimos indicadores são definidos como mostrado nas Eq. (1) e (2).

$$\eta_{térmica} = \frac{Q_{térmico} + Q_{químico}}{Q_{solar}} \quad (1)$$

$$\eta_{química} = \frac{Q_{químico}}{Q_{solar}} \quad (2)$$

$Q_{térmico}$ é a energia que pode ser obtida em um trocador de calor se o gás é resfriado da a temperatura de saída do receptor até 373 K, $Q_{químico}$ é o conteúdo de energia químico do gás de síntese, sem ter na conta alcatrões devido a fato que estes na maioria dos casos são removidos e descartados. Este parâmetro é calculado multiplicando a vazão de gás pelo seu poder calorífico. Q_{solar} é toda a energia solar incidente no receptor. As duas eficiências são calculadas tanto para cada um dos tubos reatores quanto para todo o sistema de gaseificação.

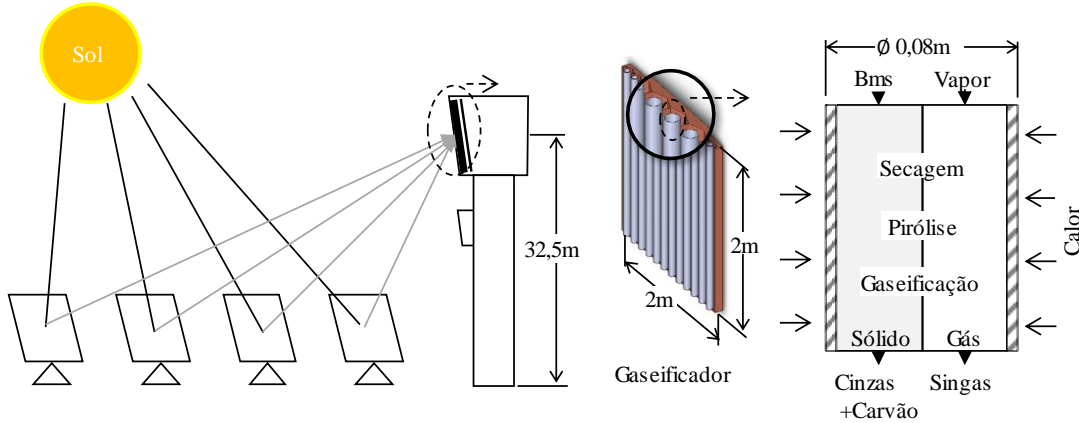


Figura 1 - Esquema do sistema de gaseificação solar no campo da torre central

2.1 Modelagem do gaseificador solar

O desempenho do gaseificador é analisado usando um modelo cinético químico que contempla as reações mais importantes que acontecem dentro do reator quando este é aquecido. O modelo considera duas fases onde acontecem os processos de secagem (d), pirolises (p1 e p2) e redução (g1-g5 e wg). As constantes cinéticas usadas no modelo são derivadas da informação reportada na literatura para uma biomassa lignocelulósica. Os balanços de massa são desenvolvidos para cada uma das espécies consideradas; biomassa (bms), carvão (C) e umidade (H_2O_l), Eq. (3), as quais são parte da fase sólida, e para CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , H_2O_v e alcatrões (T_1 e T_2), Eq. (4), estes últimos fazem parte da fase gasosa. O balanço de energia, representado pela Eq. (5), considera tanto a fase sólida quanto a gasosa, porém as duas fases são consideradas em equilíbrio térmico sendo o diâmetro médio das partículas da fase sólida, 2 mm, relativamente pequeno. A Eq. (6) representa a taxa de reação global para cada espécie (R_i), que é estimada como a soma das velocidades de reação da espécie quando esta é produzida ou consumida. A constante ϑ_{ij} indica o coeficiente estequiométrico que acompanha a espécie na reação química. O balanço de energia na parede do tubo reator é apresentado na Eq. (7). O cálculo do $Q_{liquido,tubo}$, baseado no fluxo de calor incidente e nas perdas por reradiação é apresentado na seção 2.2.

$$\frac{-\partial(\rho_i v_s)}{\partial z} + R_i = 0, i = bms, C, H_2O_l \quad (3)$$

$$\frac{-\partial(\rho_i v_g)}{\partial z} + \rho_{i0} v_{g0} \delta(z - z_0) + \epsilon R_i = 0 \quad (4)$$

$$i = CO, CO_2, H_2, CH_4, H_2O_v, T_1, T_2$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_s \frac{\partial T_s}{\partial z} + \lambda_g \frac{\partial T_g}{\partial z} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \sum_i (\rho_i v_s c_{p,i} (T_s - T_0) + \rho_j v_g c_{p,j} (T_g - T_0)) \\ - \sum_j (r_m \Delta H_m + \epsilon r_n \Delta H_n) - Q_{sw} - Q_{gw} + Q_{sg} \\ + \sum_i v_{g0} \rho_i c_p (T_{g0} - T_0) \cdot \delta(z - z_0) = 0 \end{aligned} \quad (5)$$

$$i = bms, H_2O_l, C, j = O, CO_2, H_2, CH_4, H_2O_v, T_1, T_2,$$

$$m = d, p1, p2, n = g1 - g5, wg$$

$$R_i = \sum_{j=1}^m \vartheta_{ij} r_j, \quad (6)$$

$$i = CO, CO_2, H_2, CH_4, H_2O_v, T_1, T_2, j = d, p1, p2, g1 - g5, wg$$

$$\frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_w \frac{\partial T_w}{\partial z} \right) + Q_{liquido,tubo} + Q_{sw} + Q_{gw} - Q_{conv} = 0 \quad (7)$$

As Tab. 1 e 2 apresentam as reações consideradas e a cinética do processo requerida na modelagem do reator solar. Estas foram derivadas da literatura onde são modelados tanto reatores solares quanto gaseificadores convencionais. As correlações para o cálculo das taxas de transferência de calor assim como para as propriedades das fases, são tomadas da literatura (Colomba Di Blasi and Branca, 2013; Pérez et al., 2014; Yucel and Hastaoglu, 2016).

Tabela 1. Reações consideradas na modelagem do sistema de gaseificação.

Cód.	Reação	Referência
d	$H_2O_l \xrightarrow{k_d} H_2O_v$	(Mandl et al., 2010)
p1	$bmsk_{p1} \xrightarrow{0,24C + 0,47T_1 + 0,06CO + 0,012CO_2 + 0,0005H_2 + 0,0002CH_4 + 0,1093H_2O}$	(C. Di Blasi and Branca, 2013)
p2	$T_1k_{p2} \xrightarrow{0,058T_2 + 0,06CO + 0,12CO_2 + 0,035H_2 + 0,12CH_4}$	(C. Di Blasi and Branca, 2013)
g1	$CH_{0,252}O_{0,0237} + CO_2 \xrightarrow{k_{g1}} 2CO + 0,0237H_2O + 0,102H_2$	(Di Blasi, 2004; Mandl et al., 2010; Yucel and Hastaoglu, 2016)
g2	$CH_{0,252}O_{0,0237} + 1,897H_2 \xrightarrow{k_{g2}} CH_4 + 0,0237H_2O$	(Di Blasi, 2004; Mandl et al., 2010; Yucel and Hastaoglu, 2016)
g3	$CH_{0,252}O_{0,0237} + 0,9763H_2O \xrightarrow{k_{g3}} CO + 1,102H_2$	(Di Blasi, 2004; Mandl et al., 2010; Yucel and Hastaoglu, 2016)
g4	$T_2 + 0,978H_2O \xrightarrow{k_{g4}} CO + 1,74H_2$	(Di Blasi, 2004; Yucel and Hastaoglu, 2016)
g5	$CH_4 + H_2O \xrightarrow{k_{g5}} CO + 3H_2$	(Di Blasi, 2004; Pérez, 2009)
wg	$CO + H_2O \xrightleftharpoons{k_{wg}} CO_2 + H_2$	(Di Blasi, 2004; Pérez, 2009)

Tabela 2. Taxas de reação e constantes cinéticas para $k_i = A_j \exp(-E_j/RT)$

Cód.	Taxa de reação	$A_j(1/s)$	$E_j(kJ/kmol)$	$\Delta H_R(kJ/kg)$	Referência
r_d	$k_d \rho_{H_2O_l}$	5.56E6	8.79E4	2445	(Mandl et al., 2010; Yucel and Hastaoglu, 2016)
r_{p1}	$k_{p1} \rho_{bms}$	1.52E3	6.28E4	420	(Di Blasi, 2000)
r_{p2}	$k_{p2} \rho_{T1}$	4.26E6	1.07E5	-42	(Di Blasi, 2000)
r_{g1}	$\frac{C_{CO_2}}{\frac{1}{k_{g1}} + \frac{1}{k_{mCO_2}}} A_p v_p$	1.00E7	2.17E5	13663.93	(Di Blasi, 2004; Buekens and Schoeters, 1985)
r_{g2}	$\frac{C_{H_2}}{\frac{1}{k_{g2}} + \frac{1}{k_{mH_2}}} A_p v_p$	1.00E4	2.17E5	-5931.85	(Di Blasi, 2004; Buekens and Schoeters, 1985)
r_{g3}	$\frac{C_{H_2O}}{\frac{1}{k_{g2}} + \frac{1}{k_{mH_2O}}} A_p v_p$	1.00E7	2.17E5	10402.32	(Di Blasi, 2004; Buekens and Schoeters, 1985)
r_{g4}	$k_{g4} C_{T_2} C_{H_2O}$	7.00E4	1.67E4	15130.46	(Bryden and Ragland, 1996)
r_{g5}	$k_{g5} C_{CH_4} C_{H_2O}$	3.02E6	1.26E5	-12618.8	(Buekens and Schoeters, 1985)

r_{wg}	$k_{wg} \left(C_{CO} C_{H_2O} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2O}}{k_{wg,e}} \right)$	2.78	1.26E+04	-1470.36	(Di Blasi, 2004; Buekens and Schoeters, 1985)
----------	--	------	----------	----------	---

2.2 Modelagem óptica do receptor

Para aumentar o fluxo radiativo na sua superfície e, ao mesmo tempo, reduzir as perdas de re-radiação, cada tubo encontra-se circundado por quatro superfícies planas, sendo as laterais espelhadas e as posteriores Lambertianas, exercitando a dupla função de concentrador óptico e de cavidade. O sistema, mostrado esquematicamente na Fig. 2, juntamente aos parâmetros geométricos e ópticos usados na simulação, foi modelado utilizando o *collision-based Monte Carlo ray-tracing method* (MCRT) (Modest, 2003).

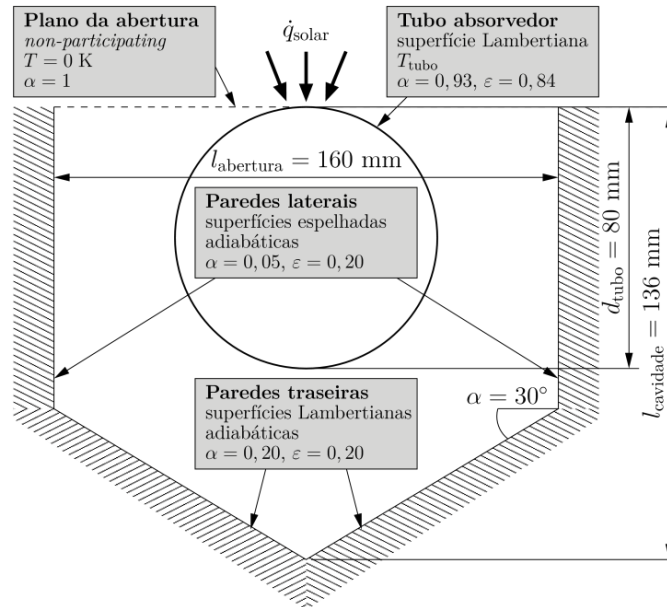


Figura 2 - Seção axial esquemática do sistema considerado na simulação óptica do sistema, com dados geométricos e ópticos.

A distribuição direcional da radiação entrante na abertura, procedente do campo de heliostatos é a obtida no ponto de desenho do campo ($\theta_{sol} = 0^\circ$). Descuidando de aberração astigmática e de atenuação atmosférica e supondo, portanto, a mesma distribuição qualitativa do fluxo radiativo no plano da abertura para cada heliostato, a fração de radiação procedente do heliostato i , incidente no plano da abertura pode ser definida como:

$$f_i = \frac{\dot{Q}_i}{\sum_{i=1}^{N_{heliostatos}} \dot{Q}_i} = \frac{DNIA_{heliostato} \rho_{heliostato} \cos \alpha_i}{DNIA_{heliostato} \rho_{heliostato} \sum_{i=1}^{N_{heliostatos}} \cos \alpha_i} = \frac{\cos \alpha_i}{\sum_{i=1}^{N_{heliostatos}} \cos \alpha_i} \quad (8)$$

onde β_i é o ângulo de incidência da radiação solar no heliostato i . O heliostato de origem n de um raio casual j incidente na abertura é obtido resolvendo a seguinte função:

$$\sum_{i=1}^{n-1} f_i \leq R < \sum_{i=1}^n f_i \quad (9)$$

onde $R = [0;1]$ é um número real aleatório entre 0 e 1. Aplicando mais uma vez o método MCRT uma posição de origem aleatória $p_{0,j}$ do raio no heliostato pode ser definida e, com esta, o vetor direcional do raio incidente no plano da abertura:

$$\text{raio}, \in -p_{\text{raio},0} \quad (10)$$

$$p$$

$$\frac{p_{\text{raio}, \in} - p_{\text{raio},0}}{\hat{u}_i =}$$

onde $\mathbf{p}_{\text{in},i}$ é a posição, também aleatória e obtida através MCRT, de cruzamento do plano da abertura. Uma otimização do parâmetro l_{cavidade} resultou em um valor de 136 mm para o ponto de desenho ($\theta_{\text{sol}} = 0^\circ$, $q_{\text{solar}} = 500 \text{ kW/m}^2$, $T_{\text{tubo}} = 900 \text{ }^\circ\text{C}$). A Fig. 3 mostra a eficiência óptica do receptor, definida como:

$$\eta_{\text{óptica}} = \frac{\dot{Q}_{\text{líquido,tubo}}}{\int_{A_{\text{abertura}}} \dot{q}_{\text{solar}} dA} \quad (11)$$

Em função da temperatura da parede externa do tubo T_{tubo} e do fluxo radiativo incidente médio na abertura q_{solar} .

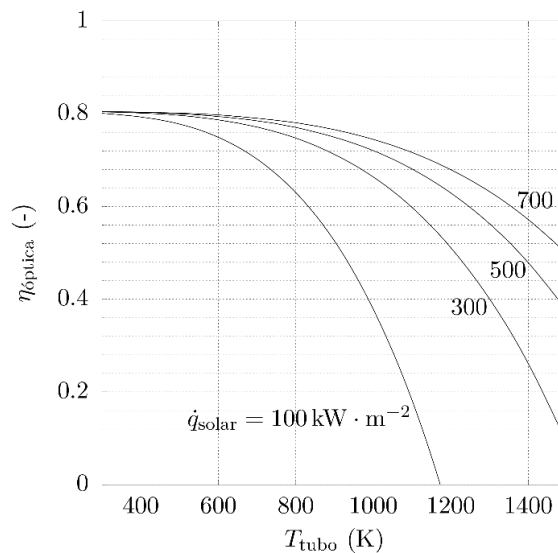


Figura 3 - Eficiência óptica $\eta_{\text{óptica}}$ simulada do receptor em função da temperatura do tubo T_{tubo} para diferentes fluxos radiativos incidentes q_{solar} .

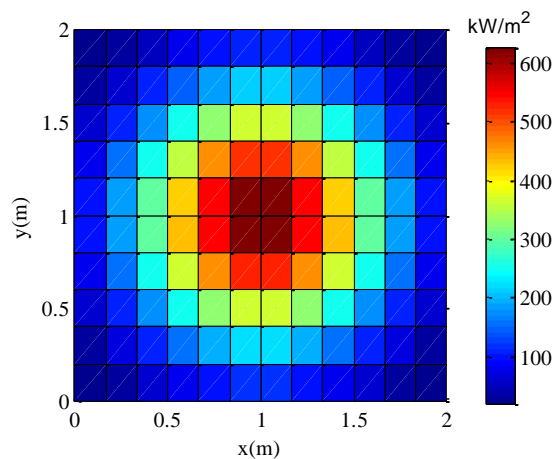


Figura 4 - Distribuição do fluxo radiativo na superfície do receptor.

A distribuição do fluxo radiativo na superfície do receptor foi determinada usando um modelo MCRT, construído usando o software Tonatiuh, do campo de heliostatos da planta de 500 kW_{solar} de Pirassununga, utilizando os parâmetros ópticos dos heliostatos previstos no projeto de instalação. Com o modelo, o fluxo médio no plano da abertura correspondente a cada elemento de cada um dos 12 tubos absorvedores foi determinado. O mapa do fluxo assim obtido encontra-se representado na Fig. 4. A potência radiativa líquida absorvida por cada elemento de tubo pode portanto ser determinada pela Eq. (11) e usada como condição de contorno do modelo termoquímico do tubo.

3. RESULTADOS

3.1. Validação do modelo de gaseificação

A modelagem do reator foi validada comparando os seus resultados com os apresentados previamente em (Gómez et al., 2008) quem utiliza um gaseificador alotérmico aquecido com 8 kW de potência e vapor como atmosfera gasificante. Todos os parâmetros do presente modelo e da biomassa foram ajustados para emular as condições experimentais. A Fig. 5 apresenta a temperatura e concentração do gás previsto com o modelo proposto comparado com os dados experimentais, além disso, também são apresentados os resultados de um modelo mais complexo que foi proposto por García (2011) para um sistema similar. A concentração do gás e o perfil de temperaturas apresenta um bom ajuste com os resultados experimentais. Os principais componentes do gás (H_2 e CO) são previstos com erros embaixo de 10%.

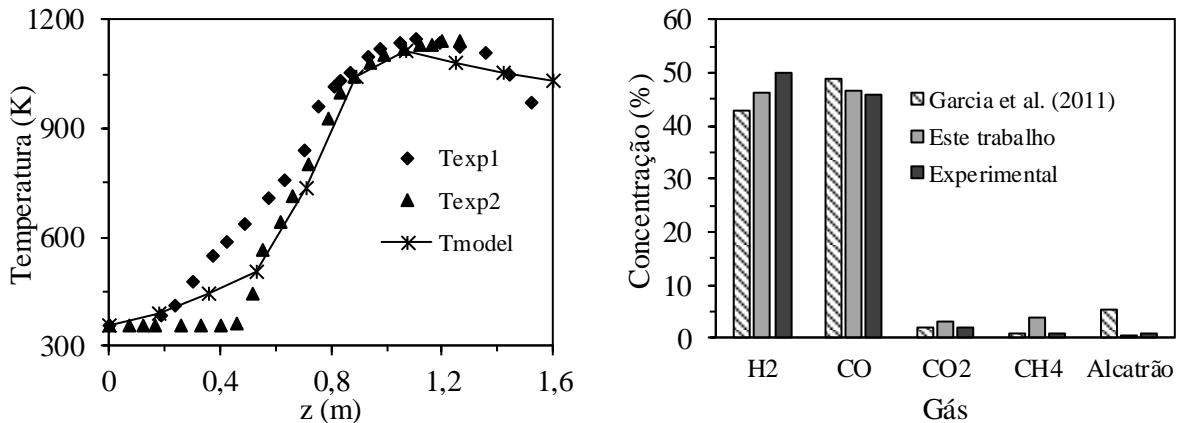


Figura 5 - Validação de temperaturas e composição do gás após atingir o estado estacionário.

3.2. Análise químico-energética

Devido à simetria do fluxo, apenas seis dos doze tubos são considerados para a análise, estes são enumerados em ordem crescente do lado de fora até o centro do receptor. Desta forma a radiação total chegando a cada um dos tubos é 19,9 kW, 36,7 kW, 59,4 kW, 85,1 kW, 108,4 kW e 123,7 kW para os reatores tubulares do 1 ao 6 respectivamente.

Como o maior fluxo de radiação permite o processamento de uma maior vazão de biomassa, cada um dos reatores foi otimizado em função deste parâmetro. O processo foi realizado utilizando vapor como agente de gasificação e gás de arraste, a razão de biomassa/vapor foi mantida constante em 1,2 e o conteúdo de humidade da biomassa em 30% w.t.

A Fig. 6 mostra como as temperaturas e vazões de gás (mol/h) no ponto de operação ótimo mais elevadas são alcançadas para os tubos expostos ao maior fluxo radiativo. Alcançando temperaturas máximas entre 1.040 K (tubo 1) e 1.295 K (tubo 6) o sistema gaseifica cerca de 316 kg/h de biomassa com uma potência radiativa total incidente na abertura de 866 kW. O gás gerado pelo sistema possui uma concentração média de 44% CO , 41% H_2 , 8% CO_2 e 7% CH_4 com uma vazão total de 11,38 kmol/h.

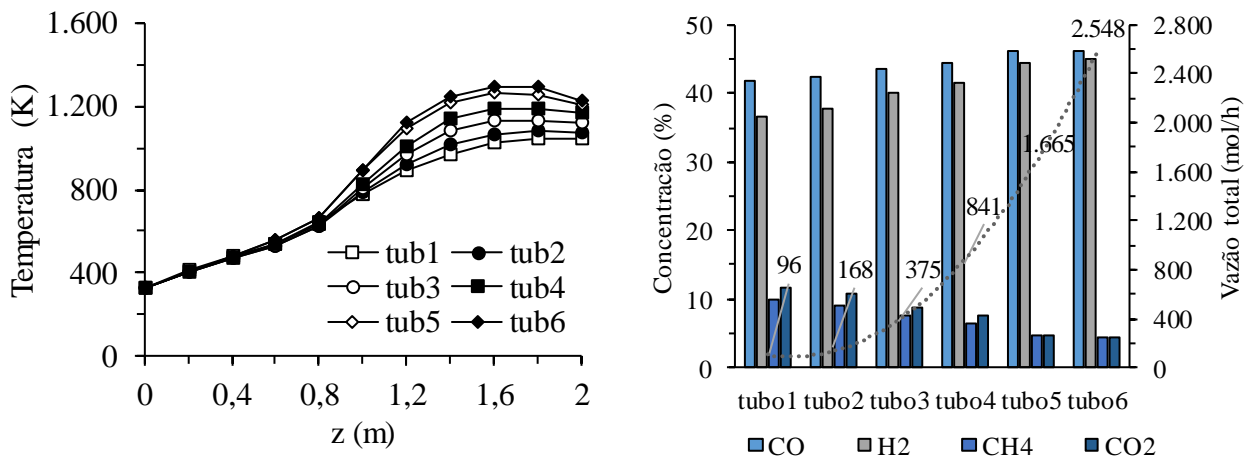


Figura 6 - Perfil axial da temperatura de cada um dos tubos reatores (esquerda) e composição e vazão molar ótima do gás obtido (direita) no ponto de operação ótimo em condições de estado estacionário.

A Fig. 7a apresenta os resultados da otimização da vazão de biomassa em função da intensidade do fluxo de radiação incidente. É possível notar que as maiores eficiências são alcançadas pelos tubos reatores submetidos a maior radiação. Apesar das maiores perdas de calor desses reatores, a maior eficiência é devida às temperaturas atingidas, as quais favorecem principalmente as reações de gaseificação (g1 a g5) e a reação água gás (wg), as quais exigem temperaturas elevadas para alcançar o ponto de ativação. Nas condições simuladas, a eficiência térmica total ótima do reator foi de 60,5%.

Na Fig. 7a, também é possível notar como com maiores fluxos radiativos, é possível manter a eficiência do reator em uma faixa de vazão de alimentação de biomassa mais ampla. Isto é devido a que nestas condições a temperatura atingida pelo sistema é limitada pelas perdas de radiação, portanto, quando há baixa vazão de biomassa, esta é decomposta totalmente em gás e a energia química do gás é melhorado devido às reações homogêneas g4, g5 e wg. Para uma vazão de biomassa maior, o conteúdo energético específico do gás resulta menor, mas é produzida uma quantidade maior.

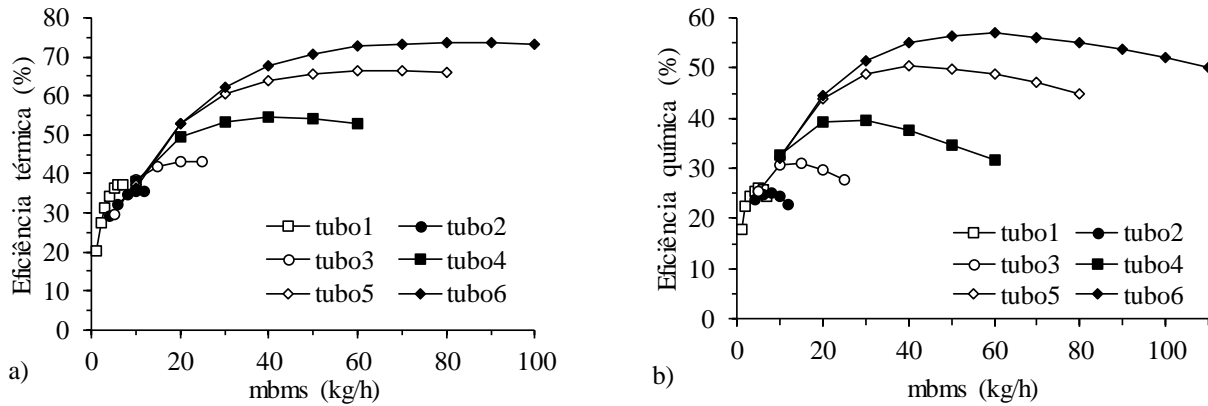


Figura 7 - Otimização da eficiência térmica (a) e química (b), de cada um dos reatores

A importância da energia química do sistema reside no fato de que o armazenamento de energia é mais facilmente alcançado deste jeito. A Fig. 7b apresenta a variação desta eficiência em função da vazão de biomassa. O seu ponto ótimo é atingido com menor vazão de biomassa quando comparado com a eficiência térmica, isto é, uma menor quantidade de gás é produzida se o sistema opera no ponto ótimo da eficiência química. Isto é explicado pelo fato que na determinação da eficiência química, a presença de produtos de conteúdo energético inferior não pode ser compensada com recuperação de calor sensível. Portanto, a vazão ótima de biomassa diminui, para garantir uma extensão da reação mais completa. Adicionalmente, como esperado esta eficiência é aproximadamente 15% menor que a térmica. No sistema completo, a eficiência química no ponto ótimo de operação é de aproximadamente 47,8%.

4. CONCLUSÕES

O desenvolvimento das equações que descrevem o comportamento estacionário de um gaseificador solar localizado no plano focal de um sistema solar de torre de 500 kW_{solar} é apresentado. O gaseificador consiste de um arranjo de 12 tubos verticais. Cada um desses tubos possui um sistema de concentração auxiliar que permite aumentar a relação de concentração, enquanto procura homogeneizar a temperatura na direção tangencial. De acordo com os resultados, a eficiência química do sistema está em torno de 47,8% atingindo temperaturas máximas de 1.300 K. Nestas condições é produzido um gás com concentrações equimolares de hidrogênio e monóxido de carbono, que somam cerca de 85 % do gás obtido. O sistema poderia gasificar cerca de 316 kg/h de biomassa com o fluxo médio de radiação é de cerca de 433 kW/m².

Considerando cada um dos doze reatores tubulares, a eficiência máxima é atingida por aqueles localizados na parte central del receptor, onde estão presentes fluxos de radiação maiores, até 650 kW/m². Esses resultados são devidos às maiores temperaturas atingidas nessas condições, as quais favorecem principalmente as reações de gaseificação do carbono e dos alcatrões, bem como a reação de água-gás e, portanto, a uma reação química mais completa.

NOMENCLATURA

A	Fator pré-exponencial, s^{-1}	$\eta_{\text{óptica}}$	Eficiência óptica
A_i	Área, m^2	PCI	Poder calorífico inferior
A_p	Área superficial das partículas, m^2	p_{in}	Posição do raio
α	Absortividade da parede do receptor ou ângulo de incidência do sol	λ_i	Condutividade térmica, $kW/m/K$
β_i	Ângulo de incidência da radiação solar no heliostato i	P	Pressão, kPa

C	Concentração molar, $kmol/m^3$	ρ_i	Concentração em massa da fase gasosa e densidade da fase sólida, kg/m^3
$C_{p,i}$	Calor específico, $kJ/kg/K$	Q_{ij}	Transferência de calor de i para j , kW
DZ	Comprimento do elemento, m	Q_i	Taxa de transferência de calor devida ao componente i
DNI	Radiação normal direta, kW/m^2	R_i	Taxa de reação do componente i
D_t	Diâmetro do reator, m	R_u	Constante de gás ideal, 8.314 KJ/kmol/K
δ	Delta de Kronecker	r	Taxa de reação cinética
ϵ	Porosidade da fase sólida	T_1	Alcatrão primário
ε	Emisividade da parede do receptor	T_2	Alcatrão refratário
E	Energia de ativação, $(kJ/kmol)$	T	Temperatura, K
f	Fração de radiação procedente do heliostato i , incidente no plano da abertura do receptor	v_i	Velocidade de fase, m/s
ΔH_j	Entalpia de reação, kJ/kg	ϑ	Coefficiente estequiométrico
k	Constante cinética, s^{-1}	z	Posição longitudinal, m
k_m	Coefficiente de transferência de massa m/s		

Subscritos

bms	biomassa	i	inicial
c	carvão	l	líquido
$conv$	convecção	p	partícula
d	Secagem	$p1$	Pirólise primária
g	Fase gás	$p2$	Pirólise secundária
$g1$	Gaseificação com dióxido de carbono	s	Fase sólida
$g2$	Gaseificação com hidrogênio	wg	Reação de mudança de água - gás
$g3$	Gaseificação com vapor	v	vapor
$g4$	Reformação com vapor do alcatrão refratário	w	Parede do gaseificador
$g5$	Reformação com vapor do metano		

REFERÊNCIAS

- Belghit A, Daguene M, Reddy A. Heat and mass transfer in a high temperature packed moving bed subject to an external radiative source. *Chem Eng Sci* 2000;55:3967–78. doi:10.1016/S0009-2509(99)00575-8.
- Di Blasi C. Modeling wood gasification in a countercurrent fixed-bed reactor. *AIChE J* 2004;50:2306–19. doi:10.1002/aic.10189.
- Di Blasi C. Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chem Eng Sci* 2000;55:2931–44. doi:10.1016/S0009-2509(99)00562-X.
- Di Blasi C, Branca C. Modeling a stratified downdraft wood gasifier with primary and secondary air entry. *Fuel* 2013;104:847–60. doi:10.1016/j.fuel.2012.10.014.
- Di Blasi C, Branca C. Modeling a stratified downdraft wood gasifier with primary and secondary air entry. *Fuel* 2013;104:847–60. doi:10.1016/j.fuel.2012.10.014.
- Bryden KM, Ragland KW. Numerical modeling of a deep, fixed bed combustor. *Energy & Fuels* 1996;10:269–75. doi:10.1021/ef950193p.
- Buekens AG, Schoeters JG. Modelling of Biomass Gasification 1985:619–89.
- Garcia HJ. Modelación de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo. Universidad Nacional de Colombia, 2011.
- Gómez A, Klose W, Rincón S. Pirólisis de Biomasa: Cuesco de palma de aceite. 2008.
- Gregg DW, Taylor RW, Campbell JH, Taylor JR, Cotton A. Solar gasification of coal, activated carbon, coke and coal and biomass mixtures. *Sol Energy* 1980;25:353–64. doi:10.1016/0038-092X(80)90347-3.
- Kim JY, Li G, Lu X, Sprenkle VL, Lemmon JP, Yang Z, et al. United States Patent 2010;1. doi:US 2010/0311130 A1.
- Kodama T, Kondoh Y, Tamagawa T, Funatoh a, Shimizu K, Kitayama Y. Fluidized Bed Coal Gasification with CO₂ under Direct Irradiation with Concentrated Visible Light 2002:1264–70.
- Kruesi M, Jovanovic ZR, dos Santos EC, Yoon HC, Steinfeld A. Solar-driven steam-based gasification of sugarcane bagasse in a combined drop-tube and fixed-bed reactor - Thermodynamic, kinetic, and experimental analyses. *Biomass and Bioenergy* 2013;52:173–83. doi:10.1016/j.biombioe.2013.03.003.
- Lichty P, Perkins C, Woodruff B, Bingham C, Weimer A. Rapid High Temperature Solar Thermal Biomass Gasification in a Prototype Cavity Reactor. *J Sol Energy Eng* 2010;132:11012. doi:10.1115/1.4000356.

- Maag G, Steinfeld A. Design of a 10 MW particle-flow reactor for syngas production by steam-gasification of carbonaceous feedstock using concentrated solar energy. *Energy and Fuels* 2010;24:6540–7. doi:10.1021/ef100936j.
- Mandl C, Obernberger I, Biedermann F. Modelling of an updraft fixed-bed gasifier operated with softwood pellets. *Fuel* 2010;89:3795–806. doi:10.1016/j.fuel.2010.07.014.
- Melchior T, Perkins C, Lichty P, Weimer AW, Steinfeld A. Solar-driven biochar gasification in a particle-flow reactor. *Chem Eng Process Process Intensif* 2009;48:1279–87. doi:10.1016/j.cep.2009.05.006.
- Modest M. *Radiative Heat Transfer*. 3rd ed. New York, EUA: Academic Press; 2003.
- Müller F, Poživil P, van Eyk PJ, Villarrazo A, Haueter P, Wieckert C, et al. A pressurized high-flux solar reactor for the efficient thermochemical gasification of carbonaceous feedstock. *Fuel* 2017;193:432–43. doi:10.1016/j.fuel.2016.12.036.
- Müller R, Zedtwitz P V., Wokaun a., Steinfeld a. Kinetic investigation on steam gasification of charcoal under direct high-flux irradiation. *Chem Eng Sci* 2003;58:5111–9. doi:10.1016/j.ces.2003.08.018.
- Murray JP, Fletcher EA. Reaction of steam with cellulose in a fluidized bed using concentrated sunlight. *Energy* 1994;19:1083–98. doi:10.1016/0360-5442(94)90097-3.
- Pérez J. *Gasificación de biomasa: Estudios teórico experimentales en lecho fijo equicorriente*. Medellín: 2009.
- Pérez JF, Melgar A, Tinaut F V. Modeling of fixed bed downdraft biomass gasification: Application on lab-scale and industrial reactors. *Int J Energy Res* 2014;38:319–38. doi:10.1002/er.3045.
- Piatkowski N, Steinfeld A. Solar-driven coal gasification in a thermally irradiated packed-bed reactor. *Energy and Fuels* 2008;22:2043–52. doi:10.1021/ef800027c.
- Pitz-Paal R, Botero NB, Steinfeld A. Heliostat field layout optimization for high-temperature solar thermochemical processing. *Sol Energy* 2011;85:334–43. doi:10.1016/j.solener.2010.11.018.
- Trommer D, Noembrini F, Fasciana M, Rodriguez D, Morales a., Romero M, et al. Hydrogen production by steam-gasification of petroleum coke using concentrated solar power - I. Thermodynamic and kinetic analyses. *Int J Hydrogen Energy* 2005;30:605–18. doi:10.1016/j.ijhydene.2004.06.002.
- Wieckert C, Obrist A, Zedtwitz P Von, Maag G, Steinfeld A. Syngas production by thermochemical gasification of carbonaceous waste materials in a 150 kWth Packed-Bed Solar Reactor. *Energy and Fuels* 2013;27:4770–6. doi:10.1021/ef4008399.
- Yucel O, Hastaoglu MA. Kinetic modeling and simulation of throated downdraft gasifier. *Fuel Process Technol* 2016;144:145–54. doi:10.1016/j.fuproc.2015.12.023.
- Z'Graggen a., Haueter P, Maag G, Vidal a., Romero M, Steinfeld a. Hydrogen production by steam-gasification of petroleum coke using concentrated solar power-III. Reactor experimentation with slurry feeding. *Int J Hydrogen Energy* 2007;32:992–6. doi:10.1016/j.ijhydene.2006.10.001.
- Z'Graggen a., Haueter P, Trommer D, Romero M, de Jesus JC, Steinfeld a. Hydrogen production by steam-gasification of petroleum coke using concentrated solar power-II Reactor design, testing, and modeling. *Int J Hydrogen Energy* 2006;31:797–811. doi:10.1016/j.ijhydene.2005.06.011.
- Zedtwitz P Von, Steinfeld A. *Steam-Gasification of Coal in a Fluidized-Bed / Packed-Bed Reactor Exposed to Concentrated Thermal Radiation s Modeling and Experimental Validation* 2005:3852–61.
- Zhang W. Automotive fuels from biomass via gasification. *Fuel Process Technol* 2010;91:866–76. doi:10.1016/j.fuproc.2009.07.010.

STEADY STATE SIMULATION OF A TUBULAR SOLAR REACTOR FOR FIXED-BED BIOMASS GASIFICATION

Abstract. *Solar gasification allows for the combined utilization of two renewable energy sources of high potential in Brazil – solar energy and biomass. Through this process, a synthesis gas (syngas) mainly consisting of H₂ and CO can be obtained, which can be used for direct electricity generation in thermal engines or the production of high-value chemical commodities. In this study, a solar gasification system using a radiative flux distribution calculated from heliostat field data of a 500 kW_{solar} central tower plant to be installed at the University of São Paulo (Pirassununga campus) was numerically modeled. The proposed gasification system consists of 12 vertical tubular reactors located in the focal plane of the facility. Each reactor tube is equipped with a secondary concentration device and cavity in order to homogenize its surface temperature and reduce re-radiation losses. Biomass feeding rate for each tube is adapted in order to maximize the system's solar-to-chemical energy efficiency. The simulation results show a system capacity of 316 kg/h of biomass, reaching maximum tube temperatures between 1,050 and 1,290 K. In those conditions, the maximum solar-to-chemical energy efficiency is 47,8%, with an average syngas composition of 46% CO, 45% H₂, 5% CO₂, and 4% CH₄, with a total molar flux of 11,38 kmol/h.*

Key words: *Solar Energy, Biomass, Solar Gasification*