

MODELO FENOMENOLÓGICO DE TRÊS ZONAS PARA GASEIFICADOR CO-CORRENTE DE BIOMASSA EM ESTADO ESTACIONÁRIO.

Felipe Orlando Centeno Gonzalez¹, fcenteno@ingenieros.com

Electo Eduardo Silva Lora¹, esl43@yahoo.com

Rubenildo Vieira Andrade¹, ruben@unifei.edu.br

René Lesme Jaén², lesme@ceefe.uo.edu.cu

¹Núcleo de Excelência em Geração Térmica e Distribuída – NEST, Universidade Federal de Itajubá, Av. BPS, 1303 - Bairro: Pinheirinho, Itajubá - MG, Brasil. CEP: 37500-903 Caixa Postal: 50.

²Universidad de Oriente – Cuba, Ave. de las Américas s/n y calle I. C.P. 90900.

Resumo: O artigo apresenta um modelo matemático para prever o comportamento de gaseificadores de biomassa do tipo co-corrente (downdraft) operando em estado estacionário. O modelo divide o gaseificador em três zonas (secagem-pirólise, oxidação e redução) a cada uma das quais corresponde um submodelo. O modelo é capaz de prever o perfil de concentrações molares das espécies (CO_2 , CO , H_2O , H_2 , CH_4 , N_2) e o perfil de temperatura no gaseificador, os quais são parâmetros de projeto útil para seleção do material e o dimensionamento do reator. Os resultados obtidos com este modelo estão de acordo com dados obtidos com outros modelos e com dados experimentais de pesquisas anteriores publicados na literatura.

Palavras-chave: gasificação, biomassa, co-corrente, modelagem.

1. INTRODUÇÃO

Desde o protocolo de Quioto, convocado pela organização das nações unidas, na comissão de mudanças climáticas, muitos países concordaram em reduzir as emissões que contribuem para o aquecimento global. Para alcançar este objetivo é necessária a pesquisa de novas alternativas de energias limpas. Entre as fontes de energia renováveis podemos encontrar a biomassa. Biomassa é uma fonte de energia renovável com consideráveis vantagens do ponto de vista ecológico.

Uma das formas de aproveitamento da biomassa pela via termoquímica é mediante o processo de gaseificação, o qual transforma combustíveis sólidos em combustíveis gasosos. Neste processo a biomassa ingressa em um reator com restrita quantidade de oxigênio inferior à estequiométrica, tomando lugar dentro dele uma série de processos termoquímicos, que dão como resultado uma mistura de gases. A energia química contida dentro do gás produzido é uma função da sua composição. Por isso, a composição química do combustível determinará sua qualidade, alta concentração de gases combustíveis tais como H_2 , CH_4 e CO incrementará a energia de combustão do gás. Entre os diversos tipos de gaseificadores onde pode ser levada a cabo a gaseificação de biomassa encontramos o gaseificador de co-corrente (melhor conhecido como downdraft), entre outras coisas, este é caracterizado por produzir um gás com baixo conteúdo de alcatrão (GILTRAP et al., 2003), possibilitando seu uso em equipamentos tais como: turbinas, motores de combustão interna, células de combustível, etc. Gaseificação de biomassa emerge como uma tecnologia promissora para cobrir as necessidades de energia, especialmente em zonas remotas afastadas da rede principal de abastecimento.

Durante a gaseificação ocorrem quatro processos fundamentais (secagem, pirólise, oxidação e redução) e cada um destes processos se caracterizam por certos fenômenos físicos e químicos. Em gaseificadores tipo co-corrente (downdraft) diferente de outro tipo de reatores, observou-se que estes processos acontecem separados em diferentes zonas do reator. Vários autores (GILTRAP et al., 2003; JAYAH et al., 2003; GAO e LI, 2008; SHARMA, 2008; RATNADHARIYA e CHANNIWALA, 2009) coincidem em aproveitar esta particularidade para dividir os modelos matemáticos de gaseificadores co-corrente em várias zonas. O presente trabalho mostra o desenvolvimento de um modelo de três zonas: secagem-pirólise, oxidação e redução.

2. DESCRIÇÃO FÍSICA DO MODELO

O gaseificador modelado é um reator de leito fixo e apresenta a configuração co-corrente (downdraft) onde a biomassa ingressa pela parte superior do reator, enquanto o ar ingressa numa altura média e o gás sai pela parte inferior do reator. A Figura 1 mostra a vista geral do modelo físico, onde se pode observar que o gasificador foi dividido em três zonas, a cada uma das quais corresponde um submodelo.

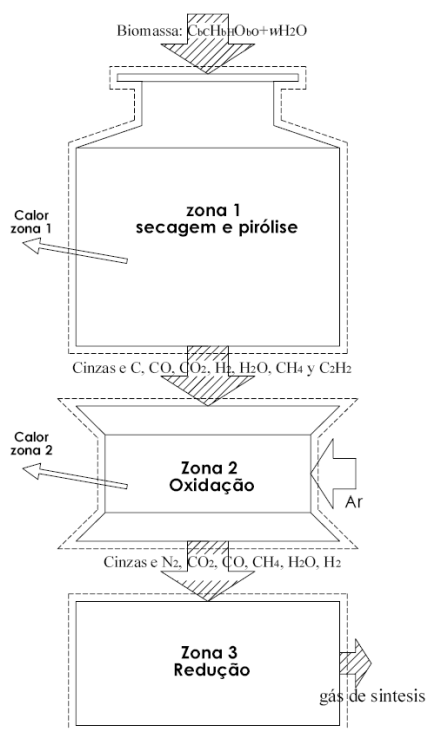


Figura 1. Esquema geral do modelo

O submodelo superior corresponde a os fenômenos de secagem e pirólise juntos, nesta zona ingressa biomassa pela parte superior, à medida que a temperatura aumenta a umidade vai sendo liberada e logo ocorre decomposição térmica, resultando carvão, vapor de água e uma série de espécies voláteis (CO , CO_2 , H_2 , CH_4 e C_2H_2) (RATNADHARIYA e CHANNIWALA, 2009).

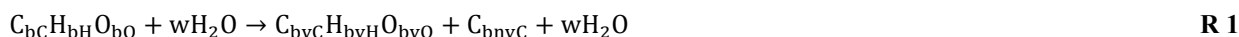
Para a zona de oxidação ingressam os produtos da primeira zona (secagem-pirólise), além de ingressar ar; os gases combustíveis reagem com o oxigênio disponível do ar e saem como produtos: carvão, alcatrão e uma mistura de gases (CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , H_2O e N_2) incluindo o nitrogênio do ar considerado inerte e vapor de água.

Na parte inferior do reator encontra-se a zona de redução, também conhecida como zona de gaseificação, nessa zona ingressa os produtos da zona de oxidação e reagem entre eles, de acordo a quatro reações simultâneas, dando como resultado maior concentração de gases combustíveis, aqui o nitrogênio e o alcatrão são considerados inertes. Os produtos gasosos desta zona são (CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , H_2O e N_2).

3. FORMULAÇÃO DO MODELO

O modelo geral consiste de três submodelos, um para cada zona, isto é, secagem-pirólise, oxidação e redução.

A biomassa úmida de acordo com a análise imediata pode ser dividida em parte volátil, parte não volátil e umidade, ou seja:



Suposições gerais do modelo:

- O material a gaseificar é biomassa cujos conteúdos de nitrogênio, enxofre e cloro sejam desprezíveis.
- O gaseificador é atmosférico.
- Considera-se que os gases têm comportamento ideal.

3.1. Formulação da Zona de Secagem-Pirólise

Esta zona pode ser simbolicamente representada pela reação:

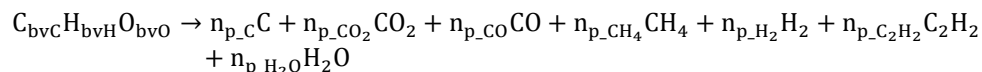
Biomassa + calor → voláteis + vapor da água + carvão

R 2

Suposições:

- O carvão é modelado como carbono grafito (carbono não volátil) (REED, 1981; CHANNIWALA, 1992).
- No processo de pirólise participa só a parte volátil da biomassa $C_{bvC}H_{bvH}O_{bvO}$, o carbono não volátil segue sem volatilizar até a entrada da zona de oxidação, também como a umidade contida na biomassa (BAXTER, 1994).
- 4/5 do oxigênio do combustível é associado com hidrogênio do combustível para formar H_2O (MOTT e SPOONER, 1940; CHANNIWALA e PARIKH, 2002).
- 1/5 do oxigênio no combustível é associado com carbono no combustível para formar CO e CO_2 (MOTT e SPOONER, 1940; CHANNIWALA e PARIKH, 2002).
- A relação de moles de CO e CO_2 esta inversamente relacionada com as massas moleculares $n_{p_CO}/n_{p_CO_2} = 44/28$ (STORM et al., 1999; BERENDS e BREM, 2002; MASTRAL et al., 2002; PARIKH et al., 2002; VAN DE STEENE et al., 2002).
- 50% do hidrogênio disponível é liberado como H_2 em decomposição (STORM et al., 1999; PARIKH et al., 2002).
- O balanceado 50% de hidrogênio disponível é liberado como CH_4 e C_2H_2 (STORM et al., 1999; PARIKH et al., 2002).
- A relação de moles de CH_4 e C_2H_2 esta inversamente relacionada com seus pesos moleculares $n_{p_CH_4}/n_{p_C_2H_2} = 26.016/16.032$ (STORM et al., 1999; BERENDS e BREM, 2002; MASTRAL et al., 2002; PARIKH et al., 2002; VAN DE STEENE et al., 2002).

Reação química



R 3

Balanço de massa

$$bvC = n_{p_C} + n_{p_CO_2} + n_{p_CO} + n_{p_CH_4} + 2n_{p_C_2H_2} \quad (1)$$

$$bvH = 4n_{p_CH_4} + 2n_{p_H_2} + 2n_{p_C_2H_2} + 2n_{p_H_2O} \quad (2)$$

$$bvO = 2n_{p_CO_2} + n_{p_CO} + n_{p_H_2O} \quad (3)$$

Balanço de energia

$$\bar{h}_{fb} + w[\bar{\Delta h}_f]_{H_2O} = n_{pt_C}\bar{\Delta h}_{f_{pt_C}} + n_{p_CO_2}\bar{\Delta h}_{f_{p_CO_2}} + n_{p_CO}\bar{\Delta h}_{f_{p_CO}} + n_{p_CH_4}\bar{\Delta h}_{f_{p_CH_4}} + n_{p_H_2}\bar{\Delta h}_{f_{p_H_2}} + n_{p_C_2H_2}\bar{\Delta h}_{f_{p_C_2H_2}} + n_{pt_H_2O}\bar{\Delta h}_{f_{pt_H_2O}} + h_p \quad (4)$$

Onde: $\bar{\Delta h}_f = \bar{h}_f + (\bar{h}_T - \bar{h}_{298})$

3.2. Formulação da Zona de Oxidação

Esta zona pode ser simbolicamente representada pela reação:



R 4

Suposições:

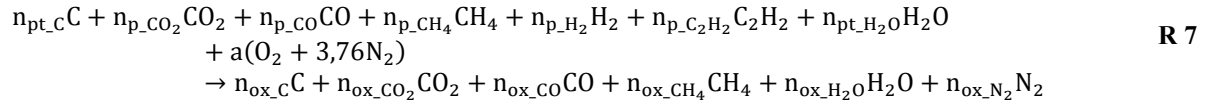
- O acetileno formado na pirólise é completamente oxidado.
- De acordo com a disponibilidade do oxigênio, o hidrogênio formado na pirólise será completamente oxidado a água devido a sua elevada velocidade de queima (THRING, 1962; AMUNDSON e ARRI, 1978; SRINIVAS e AMUNDSON, 1980; CHO e JOSEPH, 1981; LEWIS e VON ELBE, 1987; CHANNIWALA, 1992).
- O oxigênio restante será consumido na redução do carvão (GUMZ, 1950; THRING, 1962; EVANS e EMMONS, 1977; BHAGAT, 1980; LEWIS e VON ELBE, 1987; CHANNIWALA, 1992).
- As concentrações de CO e CO_2 produzidas da oxidação do carvão, será inversamente proporcional com a exotermicidade das suas reações (GUMZ, 1950; THRING, 1962; LEWIS e VON ELBE, 1987; CHANNIWALA, 1992), isto é, a reação menos exotérmica considera-se que será mais rápida do que a reação mais exotérmica.



Então, de acordo com esta suposição $n_{CO}/n_{CO_2} = 3.5606$.

- Considera-se que o CO, CO₂ e H₂O produzidos durante a oxidação serão simplesmente adicionados aos correspondentes produzidos durante a pirólise.
- Considera-se que o N₂ entrando com o ar é inerte.
- Os produtos da zona de oxidação são: carvão, CO, CO₂, CH₄, H₂, H₂O e N₂ (GILTRAP, 2002; GILTRAP et al., 2003).

Reação química



Balanco atômico

Carbono

$$n_{pt,C} + n_{p,CO_2} + n_{p,CO} + n_{p,CH_4} + 2n_{p,C_2H_2} = n_{ox,C} + n_{ox,CO_2} + n_{ox,CO} + n_{ox,CH_4} \quad (5)$$

Oxigeno

$$2n_{p,CO_2} + n_{p,CO} + n_{pt,H_2O} + 2a = 2n_{ox,CO_2} + n_{ox,CO} + n_{ox,H_2O} \quad (6)$$

Hidrogeno

$$4n_{p,CH_4} + 2n_{p,H_2} + 2n_{p,C_2H_2} + 2n_{pt,H_2O} = 4n_{ox,CH_4} + 2n_{ox,H_2O} \quad (7)$$

Nitrogênio

$$2a(3,76) = 2n_{ox,N_2} \quad (8)$$

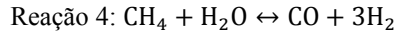
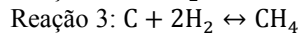
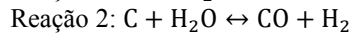
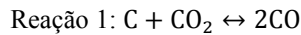
Balanco de energia

$$n_{pt,C}\bar{\Delta h}_f + n_{p,CO_2}\bar{\Delta h}_f + n_{p,CO}\bar{\Delta h}_f + n_{p,CH_4}\bar{\Delta h}_f + n_{p,H_2}\bar{\Delta h}_f + n_{p,C_2H_2}\bar{\Delta h}_f + n_{pt,H_2O}\bar{\Delta h}_f + a\bar{\Delta h}_{fO_2} + 3.76a\bar{\Delta h}_{fN_2} = n_{ox,C}\bar{\Delta h}_{f_{ox,C}} + n_{ox,CO_2}\bar{\Delta h}_{f_{ox,CO_2}} + n_{ox,CO}\bar{\Delta h}_{f_{ox,CO}} + n_{ox,CH_4}\bar{\Delta h}_{f_{ox,CH_4}} + n_{ox,H_2}\bar{\Delta h}_{f_{ox,H_2}} + n_{ox,H_2O}\bar{\Delta h}_{f_{ox,H_2O}} + n_{ox,N_2}\bar{\Delta h}_{f_{ox,N_2}} + h_{ox} \quad (9)$$

$$\text{Onde: } \bar{\Delta h}_f = \bar{h}_f + (\bar{h}_T - \bar{h}_{298})$$

3.3. Formulação da Zona de Redução

O submodelo da zona de redução é baseado no modelo que foi originalmente apresentado por Giltrap (2002; 2003). Este modelo considera que durante a redução acontecem quatro reações simultâneas:



Baseando-se em princípios de cinética química calculam-se velocidades para cada uma destas reações:

$$r_1 = (CRF)A_1 e^{\left(\frac{-E_1}{RT}\right)} \left(P_{CO_2} - \frac{P_{CO}^2}{K_2} \right) \quad (10)$$

$$r_2 = (CRF)A_2 e^{\left(\frac{-E_2}{RT}\right)} \left(P_{H_2O} - \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}}{K_3} \right) \quad (11)$$

$$r_3 = (CRF)A_3 e^{\left(\frac{-E_3}{RT}\right)} \left(P_{H_2}^2 - \frac{P_{CH_4}}{K_4} \right) \quad (12)$$

$$r_4 = A_4 e^{\left(\frac{-E_4}{RT}\right)} \left(P_{CH_4} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}^3}{K_5} \right) \quad (13)$$

$$CRF = Ce^{bz} \quad (14)$$

Donde $C = 1$ y $b = 36.7$.

Tabela 1. Fator de frequência e energia de ativação.

Reação	A_i (1/s)	E_i (kJ/mol)
1	$3,616 \times 10^1$	77,39
2	$1,517 \times 10^4$	121,62
3	$4,189 \times 10^{-3}$	19,21
4	$7,301 \times 10^{-2}$	36,15

O fator de reatividade do carvão (CRF) foi originalmente introduzido ao modelo de Giltrap (2002; 2003) por Babu e Sheth (2006), contudo, observe-se que no presente modelo, a referência do modelo de Babu e Sheth (2006), tem -se omitido o fator de reatividade do carvão da velocidade da reação quatro, já que nesta reação ele não participa.

O modelo assume uma zona de redução cilíndrica com área de seção transversal uniforme, desprezam-se as variações radiais das propriedades do gás. Com balanço de massa, balanço de energia, lei dos gases ideais e equação de Ergún (1952) para fluxo através de um leito de partículas, completam-se um conjunto de nove equações diferenciais com nove incógnitas.

$$\frac{dn_x}{dz} = \frac{1}{v} \left(R_x - n_x \frac{dv}{dz} \right) \quad (15)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{1}{v \sum_x n_x c_x} \left(- \sum_i r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - \sum_x R_x c_x T \right) \quad (16)$$

$$\frac{dv}{dz} = \frac{1}{\sum_x n_x c_x + nR} \left(\frac{\sum_x n_x c_x \sum_x R_x}{n} - \frac{\sum_i r_i \Delta H_i}{T} - \frac{dP}{dz} \left(\frac{v}{T} + \frac{v \sum_x n_x c_x}{P} \right) - \sum_x R_x c_x \right) \quad (17)$$

$$\frac{dP}{dz} = 1183 \left(\rho_{\text{gas}} \frac{v^2}{\rho_{\text{air}}} \right) + 388.19v - 79.896 \quad (18)$$

Solução da zona de redução: Foi usado o método de Runge-Kutta em Matlab para resolver o sistema de nove equações diferenciais com nove incógnitas. O sistema fornece como resultado os perfis de concentração de seis espécies gasosas, o perfil de velocidade, o perfil de temperatura e o perfil de pressões ao longo da zona de redução.

4. VALIDAÇÃO DO MODELO

As predições das concentrações de gases na saída do gaseificador (em base seca) dadas pelo modelo desenvolvido têm sido comparadas com as medições experimentais tomadas por Jayah (2003); as tabelas 2 e 3 mostram respectivamente a análise imediata e o análise elementar da biomassa utilizada nos experimentos de Jayah (2003), e consequentemente os mesmos utilizados no modelo.

Tabela 2. Análise imediata de Rubber Wood.

Parâmetro	% d.b.
Matéria volátil	80,1
Carbono fixo	19,2
Conteúdo de cinzas	0,7

Tabela 3. Análise elementar de Rubber Wood.

Parâmetro	%
C	50,6
H	6,5
N	0
Conteúdo de cinzas (A)	0,7
$O = \{100 - (C + H + N + A)\}$	42,2

A Tabela 4 mostra a comparação das concentrações previstas pelo modelo contra as concentrações medidas nos experimentos de Jayah (2003) para diferentes concentrações de umidade e relação ar-combustível. Para cada corrida tem-se calculado o desvio padrão $DP = \left(\sum_{i=1}^5 |y_{\text{exp}} - y_{\text{mod}}|_i \right) / 5$ onde i representa cada uma das cinco espécies de gases consideradas (CO , CO_2 , CH_4 , H_2 , H_2O e N_2) e y_{exp} e y_{mod} representam as concentrações experimentais e do modelo respectivamente. Pode-se observar que para as nove corridas em média é atingido um desvio padrão de 1.28

pontos percentuais. Para melhor visualização, na Figura 2 tem-se mostrado o gráfico de barras da corrida sete e na Figura 3 a correspondente comparação dos perfis de temperatura experimental e simulada, na zona de redução.

Tabela 4. Comparação das concentrações experimentais de Jayah contra as concentrações previstas pelo modelo do NEST.

Corrida	Umidade % b. s.	Relação Ar/combustível	Experimental Jayah		Modelo NEST			Desvio Padrão médio %
			N ₂ (%)	CO ₂ (%)	CO (%)	CH ₄ (%)	H ₂ (%)	
1	18,5	2,03	51,9	9,9	19,6	1,4	17,2	0,5398
			51,6	10,4	20,4	0,9	16,6	
2	16	2,2	50,7	9,7	20,2	1,1	18,3	1,0316
			52,3	10,1	20,7	0,8	16	
3	14,7	2,37	52,6	9,7	19,4	1,1	17,2	0,8425
			53	9,9	21,1	0,8	15,4	
4	16	1,96	52,7	10,6	18,4	1,3	17	0,721
			51,5	10,5	20,2	1	16,7	
5	15,2	2,12	55	10,8	19,7	1,3	13,2	1,5376
			52,1	10,3	20,6	0,9	16,2	
6	14	2,29	59,1	8,5	18,9	1,2	12,5	2,6899
			52,7	10	20,9	0,8	16	
7	14,7	1,86	52,9	11,4	19,1	1,1	15,5	0,954
			51,3	10,7	19,9	1,1	17	
8	13,8	2,04	53,4	10,5	22,1	1,3	12,7	1,4755
			51,9	10,4	20,3	0,9	16,4	
9	12,5	2,36	56	10,7	19,1	1,2	13	1,7139
			52,9	9,9	21	0,8	15,4	

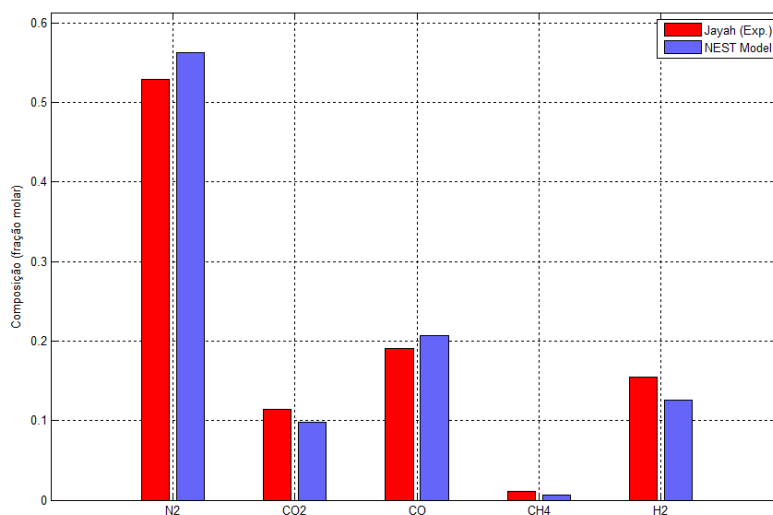


Figura 2. Gráfico de barras das concentrações na corrida sete.

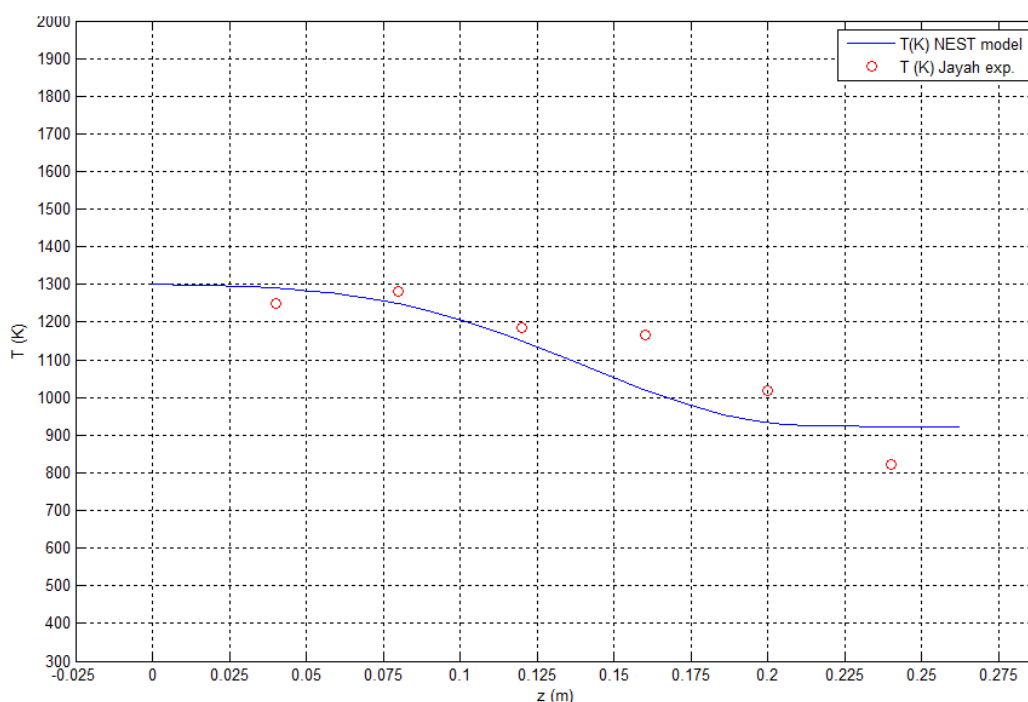


Figura 3. Comparação perfil de temperaturas na zona de redução.

Figura 4 mostra a comparação do modelo com os resultados experimentais de Chee (1987), Senelwa (1997) e os modelos de Giltrap (2002; 2003) e Sharma (2008). A Tabela 5 mostra a análise da biomassa utilizada e a Tabela 6 mostra alguns parâmetros utilizados no processo de gaseificação. O desvio médio dos dados do presente modelo com relação a média das concentrações experimentais foi de 3.2 pontos percentuais, este desvio é bom se notamos que os resultados experimentais usados não apresentavam todas as informações necessárias e alguns dados como, por exemplo, a análise imediata e a análise última foram tomadas de diferentes fontes bibliográficas.

Tabela 5. Análise da biomassa utilizada (Douglas Fir Bark).

Análise Imediata	
Parâmetro	% b. s.
Matéria volátil	73
Carbono fixo	25.8
Cinzas (A)	1.2
Análise Elementar	
Parâmetro	%
C	56.2
H	5.9
N	0
Cinzas (A)	1.2
$O = \{100 - (C + H + N + A)\}$	36.7

Tabela 6. Parâmetros usados durante o processo de gasificação.

Parâmetro	Chee (Experimental)	Senelwa (Experimental)	Presente modelo (AMUNDSON e ARRI)	Giltrap (Modelo)	Sharma (modelo)
Comprimento Do leito	-	0,275 m	0,275 m	0,275 m	0,275 m
Biomassa	Tronco de algodão	-	Douglas fir bark	Douglas fir bark	Douglas fir bark
Umidade	5,4 % b.u.	Secada em forno	5,4% b.u.	Seca	5,4 % b.u.
Relação equivalente (comb./ar)	1,67	-	1,67	-	(0,4)

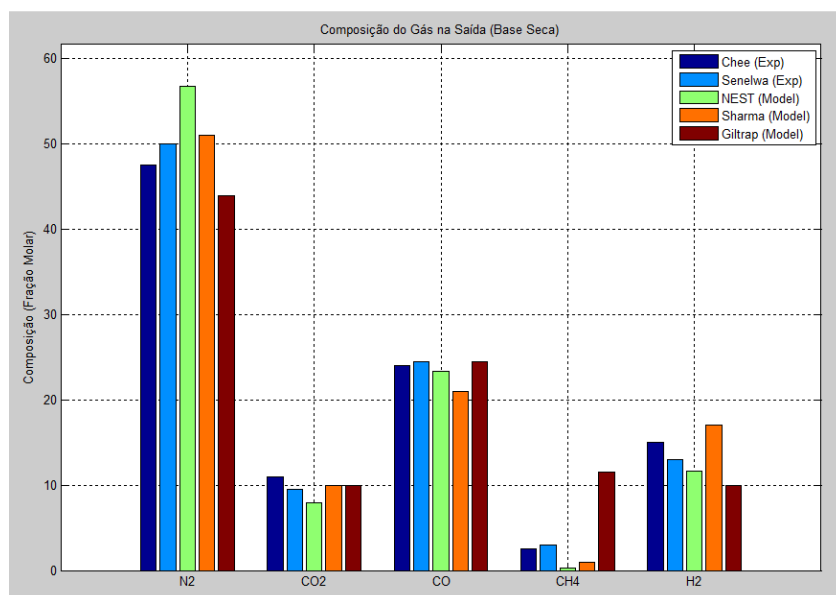


Figura 4. Comparação de concentrações com vários modelos e resultados experimentais.

5. CONCLUSÕES

Apresentou-se um modelo matemático para prever o comportamento de gaseificadores de biomassa de leito fixo em co-corrente operando em estado estacionário. As predições do modelo para a composição do gás seco têm sido validadas comparando com coleções de dados de outras fontes. A comparação dos resultados de simulação do modelo mostra uma aproximação razoável com os dados experimentais. Seguindo a sugestão do trabalho da Giltrap (2003) tem-se melhorado a predições das concentrações de gases no alto da zona de redução incluindo submodelos para as zonas de secagem-pirólise e oxidação, evitando o uso do fator de pirólise incluído no modelo original da Giltrap (2003).

6. AGRADECIMENTOS

Os autores gostariam de agradecer a Dr. Donna Louise Giltrap por aclarar duvidas em relação a seu modelo original da zona de redução. O suporte financeiro dos programas de bolsas da CAPES, CNPq e FAPEMIG também são agradecidos.

7. NOMENCLATURA

a Moles de oxigênio no ar ingressando ao reator mol

A Área de seção transversal m^2

A_i Fator de frequência da reação i

bH Moles de hidrogênio totais por mol de carbono na biomassa

bnvC Moles de carbono não volátil na biomassa por mol de carbono total

bO Moles de oxigênio totais por mol de carbono na biomassa

bvC Moles de carbono volátil por moles de biomassa

bvH Moles de hidrogênio voláteis por mol de carbono na biomassa

bvO Moles de oxigênio voláteis por mol de carbono na biomassa

CRF Fator de reatividade do carvão

c_x Capacidade calorífica molar da espécie x $J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$

E_i Energia de ativação da reação i $J \cdot mol^{-1}$

K_i Constante de equilíbrio da reação i

n Concentração molar de todas as espécies gasosas $mol \cdot m^{-3}$

n_{ox_i} Numero de moles da espécie i produzidos na zona de oxidação (mol)

n_{p_i} Numero de moles da espécie i produzidos na zona de pirólise (mol)

n_x Concentração molar da espécie x $mol \cdot m^{-3}$

w Moles de água na biomassa por mol de carbono na biomassa

P Pressão total Pa

- P_i Pressão parcial da espécie i Pa
 P_x Pressão parcial da espécie x Pa
 r_i Velocidade da reação i $mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$
 R Constante dos gases $J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$
 R_x Rata neta de criação da espécie x $mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$
 T Temperatura K
 v Velocidade do gás $m \cdot s^{-1}$
 ρ_{air} Densidade do ar $kg \cdot m^{-3}$
 ρ_{gas} Densidade do gás $kg \cdot m^{-3}$
 $\overline{\Delta h}_{f_{ox_x}}$ Entalpia da espécie x na temperatura de oxidação $kJ \cdot mol^{-1}$
 $\overline{\Delta h}_{f_{p_x}}$ Entalpia da espécie x na temperatura de pirólise $kJ \cdot mol^{-1}$

8. REFERÊNCIAS

- AMUNDSON, N. R.; ARRI, L. E., 1987, "Char Gasification in a Countercurrent Reactor", *AIChE Journal*, Vol. 24, n. 1, pp. 87-101.
- BABU, B. V.; SHETH, P. N., 2006, "Modeling and Simulation of Reduction Zone of Downdraft Biomass Gasifier: Effect of Char Reactivity Factor", *Energy Conversion and Management*, Vol. 47, n. 15-16, pp. 2602-2611.
- BAXTER, J. M., 1994, "Downdraft Gasification of Biomass", Thesis (Doctor of Philosophy). University of Aston in Birmingham, Birmingham, United Kingdom.
- BERENDS, R.; BREM, G., 2002, "Two-Stage Gasification of Biomass for the Production of Syngas", 12th European Conference and Technical Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. Amsterdam, The Netherlands. pp.622-624.
- BHAGAT, P. M., 1980, "Wood Charcoal Combustion and the Effects of Water Application", *Combustion and Flame*, Vol. 37, pp. 275-291.
- CHANNIWALA, S. A., 1992, "On Biomass Gasification Process and Technology Development – Some Analytical and Experimental Investigations". Thesis (Doctor of Philosophy in Physics). Indian Institute of Technology, Bombay, India.
- CHANNIWALA, S. A.; PARIKH, P. P., 2002, "A Unified Correlation for Estimating HHV of Solid, Liquid and Gaseous Fuels", *Fuel*, Vol. 81, n. 8, pp. 1051-1063.
- CHEE, C. S., 1987, "The Air Gasification of Wood Chips in a Downdraft Gasifier", Thesis (M.S.). Kansas State University
- CHO, Y. S.; JOSEPH, B., 1981, "Heterogeneous Model for Moving-Bed Coal Gasification Reactors", *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, Vol. 20, n. 2, pp. 314-318.
- ERGUN, S., 1952, "Fluid Flow Through Packed Columns", *Chem. Eng. Prog.*, Vol. 48, pp. 89-94.
- EVANS, D. D.; EMMONS, H. W., 1977, "Combustion of wood charcoal", *Fire Safety Journal*, Vol. 1, n. 1, pp. 57-66.
- GAO, N.; LI, A., 2008, "Modeling and Simulation of Combined Pyrolysis and Reduction Zone for a Downdraft Biomass Gasifier", *Energy Conversion and Management*, Vol. 49, n. 12, pp. 3483-3490.
- GILTRAP, D. L., 2002, "Investigating Downdraft Gasification of Biomass", Thesis (Doctor of Philosophy in Physics). Institute of Fundamental Sciences, Massey University, Palmerston North, New Zealand.
- GILTRAP, D. L.; MCKIBBIN, R.; BARNES, G. R. G., 2003, "A Steady State Model of Gas-Char Reactions in a Downdraft Biomass Gasifier", *Solar Energy*, Vol. 74, n. 1, pp. 85-91.
- GUMZ, W., 1950, "Gas Producers and Blast Furnaces : Theory and Methods of Calculation" New York : London : Wiley ; Chapman & Hall.
- JAYAH, T. H. et al., 2003, "Computer Simulation of a Downdraft Wood Gasifier for Tea Drying", *Biomass and Bioenergy*, Vol. 25, n. 4, pp. 459-469.
- LEWIS, B.; VON ELBE, G., 1987, "Combustion, Flames and Explosions of Gases", Third edition. Medium: X; Size: p. 784
- MASTRAL, F. J. et al., 2002, "Co-Pyrolysis and Co-Gasification of Polyethylene and Sawdust Mixtures in a Fluidised Bed Reactor, Temperature Influence", 12th European Conference and Technical Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. Amsterdam, The Netherlands. pp.636-639.
- MOTT, R. A.; SPOONER, C. E., 1940, "The Calorific Value of Carbon in Coal: The Dulong Relationship", *Fuel*, Vol. 19, pp. 226-231.
- PARIKH, J.; GHOSAL, G.; CHANNIWALA, S. A., 2002, "A Critical Review on Biomass Pyrolysis", 12th European Conference and Tech. Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. Amsterdam, The Netherlands. pp.889-892.
- RATNADHARIYA, J. K.; CHANNIWALA, S. A., 2009, "Three Zone Equilibrium and Kinetic Free Modeling of Biomass Gasifier - A Novel Approach", *Renewable Energy*, Vol. 34, n. 4, pp. 1050-1058.
- REED, T. B., 1981, "Biomass Gasification : Principles and Technology", Park Ridge, N.J.: Noyes Data Corp., 1981.

- SENELWA, K., 1997, "The Air Gasification of Woody Biomass from Short Rotation Forests", Thesis, Massey University, Massey, New Zealand.
- SHARMA, A. K., 2008, "Equilibrium Modeling of Global Reduction Reactions for a Downdraft (Biomass) Gasifier", Energy Conversion and Management, Vol. 49, n. 4, pp. 832-842.
- SRINIVAS, B.; AMUNDSON, N. R., 1980, "A Single-Particle Char Gasification Model", AIChE Journal, Vol. 26, n. 3, pp. 487-496.
- STORM, C.; DIGER, H.; SPLIETHOFF, K. R. G., 1999, "Co-Pyrolysis of Coal/Biomass and Coal/Sewage Sludge Mixtures", New York, NY, ETATS-UNIS: American Society of Mechanical Engineers.
- THRING, M. W., 1962, "The Science of Flames and Furnaces", New York: Wiley.
- VAN DE STEENE, L.; SALVADOR, S.; NAPOLI, 2002, "A. Rice Husk, Straw and Bark Behaviour During Pyrolysis, Combustion and Gasification Fundamental Study", 12th European Conference and Technical Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. Amsterdam, The Netherlands. pp.821-826.

9. DIREITOS AUTORAIS

Os autores são os únicos responsáveis pelo conteúdo do material impresso incluídos no seu trabalho.

PHENOMENOLOGICAL MODEL OF THREE ZONES FOR DOWNDRAFT BIOMASS GASIFIER IN STEADY STATE

Felipe Orlando Centeno Gonzalez¹, fcenteno@ingenieros.com

Electo Eduardo Silva Lora¹, esl43@yahoo.com

Rubenildo Vieira Andrade¹, ruben@unifei.edu.br

René Lesme Jaén², lesme@ceefe.uo.edu.cu

¹Excellence Group in Thermal and Distributed Generation – NEST, Itajubá Federal University, Av. BPS, 1303 - Neighborhood: Pinheirinho, Itajubá - MG, Brazil. CEP: 37500-903 Mailbox: 50.

²Universidad de Oriente – Cuba, Ave. de las Américas s/n y calle I. C.P. 90900.

Abstract: *It is presented a mathematical model to predict the behavior of biomass downdraft gasifier operating at steady state. The model divides the gasifier into three zones (drying - pyrolysis, oxidation and reduction) to each of which corresponds a sub model. The model is able to predict the profile of molar concentrations of species (CO_2 , CO , H_2O , H_2 , CH_4 , N_2) and the temperature profile in the gasifier, which are useful design parameters for material selection and sizing of reactor. The results obtained with this model are in good agreement with data obtained with other models and experimental data from previous research published in the literature.*

Palavras-chave: *gasification, biomass, downdraft, modeling.*