

SIMULAÇÃO DE UM GASEIFICADOR EM LEITO FIXO PARA TRATAMENTO TÉRMICO DE RESÍDUOS SÓLIDOS DA INDÚSTRIA CALÇADISTA

R. Rodrigues¹; A. R. Secchi¹; N. R. Marcílio²; M. Godinho²

¹Grupo de Integração, Modelagem, Simulação, Controle e Otimização de Processos (GIMSCOP)

²Laboratório de Processamento de Resíduos (LPR)

Departamento de Engenharia Química – Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS)

R. Eng. Luis Englert, s/n. Campus Central – CEP: 90040-040 – Porto Alegre – RS – Brasil

Telefone: (xx-51) 3308-3315 – Fax: (xx-51)3308-3277

Email: {rodolfo, arge, nilson, godinho}@enq.ufrgs.br

RESUMO – A indústria calçadista gera uma significativa quantidade de resíduos, sendo uma alternativa para destino destes o tratamento térmico: reduzindo o volume e estabilizando componentes perigosos. Este estudo está focado na análise de uma planta piloto para o processamento de resíduos sólidos da indústria calçadista (biomassa) e posterior aproveitamento térmico na geração de energia elétrica. A planta constitui-se basicamente de um sistema de gaseificação e combustão combinadas e um sistema de controle de poluição do ar. O detalhamento do comportamento do gaseificador é fundamental para a maximização da eficiência do processo, sendo assim abordado neste estudo. Para análise do gaseificador, a sua modelagem matemática foi desenvolvida. Dois modelos matemáticos são apresentados: um modelo rigoroso e um modelo simplificado, com diferentes abordagens e detalhamento de dados a serem informados. Depois de validados com dados de literatura, os modelos foram aplicados para simulações de condições reais de operação da planta e sua otimização.

PALAVRAS-CHAVE: gaseificação de biomassa; resíduos de couro; modelagem e simulação.

ABSTRACT – The footwear industries generate an expressive amount of wastes, so that an alternative destination for this is the thermal treatment technologies: decreasing the final volume and stabilizing dangerous components. This work approach is related to analysis of a semi-pilot unit for processing of solid wastes (biomass) of footwear industries and after the thermal utilization to generate of electrical energy. The semi-pilot unit is basically formed of one combined gasifier-combustor and one air pollution control system. The detailed gasifier behavior is fundamental to maximize the process efficiency, in doing so it is taken into account in this study. For the analysis of the gasifier, the mathematical modeling of system was developed. Two mathematical models are presented: one rigorous model and one simplified model, involving distinct approaches and input data. After validation with literature data, the models were applied to simulate real operation conditions and optimization.

1. INTRODUÇÃO

A indústria coureiro-calçadista gera uma significativa quantidade de resíduos de couro (biomassa). Estes resíduos gerados são considerados perigosos devido à presença de cromo, oriundo do sal utilizado no curtimento das peles.

Uma alternativa eficaz para o destino destes resíduos é seu tratamento térmico o que reduz substancialmente o seu volume final e estabiliza a fração de cromo nociva ao meio ambiente. Concomitantemente, isto vai ao encontro dos novos desafios na busca de fontes de energias alternativas pelo fato da combustão destes resíduos ser bastante convidativa em função do seu alto poder calorífico.

1.1 Teoria da gaseificação de biomassa

Segundo Higman e van der Burgt (2003), a gaseificação é um processo de conversão termoquímica para se produzir, a partir de combustíveis carbonosos, um produto gasoso com um valor calórico útil que pode ser empregado como gás combustível ou gás de síntese para posterior utilização. Esta definição exclui a combustão, já que nesta o produto gasoso final não tem valor calórico residual algum. No processo podem ser usados diferentes tipos de agentes de gaseificação, entre eles ar, O₂ e vapor de água.

A conversão termoquímica modifica a estrutura química da biomassa por meio da alta temperatura. O agente de gaseificação permite à corrente de alimentação ser rapidamente convertida a gás por meio de diferentes reações heterogêneas. O gás assim produzido contém CO₂, CO, H₂, CH₄, H₂O, traços de hidrocarbonetos, gases inertes presentes no agente de gaseificação, vários contaminantes tais como pequenas partículas de material carbonoso, cinzas e alcatrões (Belgiorno et al., 2003).

As razões práticas para se decidir pela gaseificação de biomassa são numerosas e dependentes das condições locais. Além da atratividade da biomassa como fonte de energia, sobressaem-se as vantagens que os combustíveis gasosos apresentam, em geral, sobre os sólidos: facilidade de distribuição, alta eficiência da combustão pelo fato de poder ser controlada, baixa emissão de poluentes e possibilidade da utilização em motores e turbinas para produzir trabalho mecânico e energia elétrica (Gómez, 1994).

Conforme Martins (2001), uma alternativa recente para tratamento térmico de resíduos é a gaseificação e combustão combinadas. Nesse sentido, um estudo detalhado do comportamento do sistema de gaseificação é fundamental para a análise do processo global.

Este trabalho tem por objetivo a análise fenomenológica do processo de gaseificação e combustão combinadas de resíduos de couro em uma planta piloto com capacidade nominal para processar 100 kg/h de resíduos e potência térmica de 350 kW, a qual se encontra instalada na Preservar Tratamento e Reciclagem de Resíduos Ltda., no município de Dois Irmãos (RS). Neste estudo é abordado especificamente o sistema de gaseificação. Para tanto, dois modelos matemáticos foram desenvolvidos baseados em duas diferentes abordagens e aqui tratados como: modelo rigoroso e modelo simplificado. Através destes, simulações das condições reais de operação da planta piloto foram realizadas buscando-se a maximização da eficiência do processo.

2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO

A planta piloto (Figura 1) é constituída de um sistema que engloba um reator de gaseificação (gaseificador) ligado em série com um reator de oxidação (combustor). Na saída deste último tem-se um aparato constituído por um sistema de controle de poluição do ar (SCPA).

O gaseificador é de leito fixo do tipo co-corrente, isto é, o resíduo é alimentado a partir do topo e o agente gaseificante é introduzido na parte lateral do reator. Neste se verifica ainda a presença de quatro zonas distintas que são distribuídas verticalmente do topo ao fundo da grelha: secagem, pirólise, reação e redução (Belgiorno *et al.*, 2003).

O reator de oxidação recebe as injeções de ar primário, secundário, e terciário,

para a oxidação do gás combustível produzido no gaseificador. Verifica-se a presença de quatro zonas distintas: combustão primária, combustão secundária, combustão terciária e combustão quaternária (Godinho, 2006).

O SCPA é constituído por um ciclone, um resfriador gás-ar, um lavador Venturi, uma torre recheada e um segundo lavador Venturi.

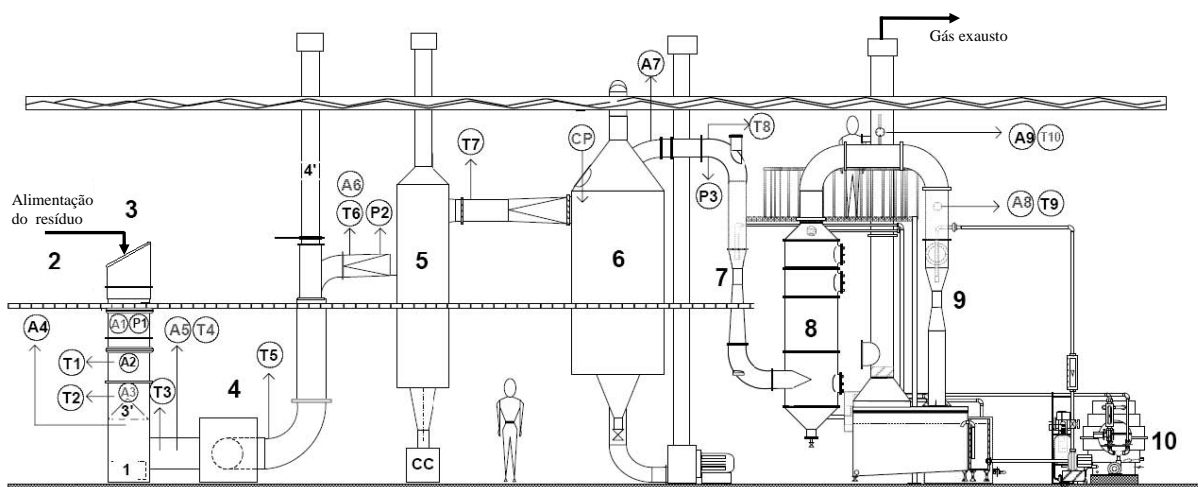


Figura 1 – Esquema da planta piloto (Godinho, 2006). Legenda: 1. cinzeiro; 2. sistema de alimentação; 3. reator de gaseificação; 3'. grelha; 4. reator de oxidação; 4'. chaminé de emergência; 5. ciclone; 6. resfriador gás-ar; 7. lavador venturi; 8. eliminador de névoa; 9. lavador venturi; 10. torre de resfriamento; A. ponto de amostragem de gás; T. termopares; P. pressão; CC. cinza do ciclone; CF. cinza de fundo; CP. corpos de prova.

3. MODELAGEM DO PROCESSO

Para Li *et al.* (2001), os modelos de gaseificação de biomassa são predominantemente divididos em dois grupos: **cinético** e de **equilíbrio**.

Modelos cinéticos tratam dos mecanismos, taxas de reações e a concentração das espécies resultantes em qualquer ponto do tempo e espaço de um sistema. Estes modelos são em geral específicos para cada processo, provendo importantes considerações relativas aos mecanismos das reações e maneiras de incrementar a taxa de uma dada reação ou processo. De outra forma, os modelos de equilíbrio predizem a conversão máxima atingível e a distribuição de cada espécie nas correntes de produto sujeitas às restrições

termodinâmicas e de transferência de massa. Estes modelos não exigem detalhes da geometria do sistema e tão pouco, predizem o tempo necessário para se alcançar tal equilíbrio.

Por sua vez, Higman e van der Burgt (2003), a partir das necessidades práticas impostas, identificam dois tipos de abordagens: a do **projetista** e a do **operador** do gaseificador. Enfatizam a importância de um bom modelo ser constituído por ambas as abordagens de modo que estas características possam ser prontamente encontradas sem que o usuário tenha que fazer cálculos adicionais.

Baseado nisto, para condições práticas, podemos definir o modelo cinético como o modelo do projetista e, o modelo de

equilíbrio como o modelo do operador. Sendo assim, para este trabalho, se realizou o tratamento da etapa de gaseificação do sistema por estas duas diferentes abordagens, caracterizando dois modelos com níveis de complexidade e detalhamento diferentes de acordo com a maior ou menor necessidade e disponibilidade de dados. A partir daqui, o modelo de equilíbrio/operador será chamado de **modelo simplificado** e o modelo cinético/projetista de **modelo rigoroso**.

3.1 Modelo simplificado

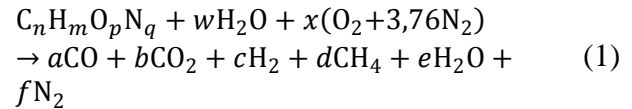
Dentre os modelos de equilíbrio, podem-se apontar duas abordagens: **estequiométrica** e **não-estequiométrica**, (Li *et al.*, 2001).

Embora sejam essencialmente equivalentes, a abordagem estequiométrica emprega constantes de equilíbrio para as reações envolvidas (Melgar *et al.*, 2007; Sharma, 2008) enquanto a não-estequiométrica minimiza a energia livre de Gibbs sujeita ao balanço de massa e restrições não-negativas (Li *et al.*, 2001; Schuster *et al.*, 2001).

No presente trabalho, desenvolveu-se um modelo de equilíbrio estequiométrico o qual assume duas importantes hipóteses: o tempo de residência dos reagentes é suficientemente alto para que o equilíbrio químico seja alcançado; todo o carbono da biomassa é gaseificado, e assim a formação de carbono residual pode ser negligenciada.

Como consideração simplificativa do modelo assume-se ainda que o sistema seja adiabático, isto é, não há perda de calor para o meio externo e que os gases do sistema seguem o comportamento de gás ideal. Assume-se ainda que todo o oxigênio seja consumido no processo.

A reação global de gaseificação pode ser escrita como:



onde n , m , p e q são parâmetros de caracterização da biomassa, w ; a quantidade de umidade e x ; a quantidade de ar utilizado para a gaseificação.

O modelo pode ser equacionado, de modo sucinto, na forma abaixo:

Balanço material global:

$$\sum_{reag} n_{i,k} x_i = \sum_{prod} n_{i,k} x_i \quad (2)$$

onde $n_{i,k}$ é a matriz do número de elementos (átomo) k de um componente (molécula) i , e x_i ; a quantidade de mol de um componente i .

Balanço de energia global:

$$\sum_{reag} x_i H_i = \sum_{prod} x_i H_i \quad (3)$$

Constante de equilíbrio:

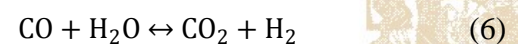
$$K_j = \prod_i P_i^{v_{i,j}} \quad (4)$$

onde j é o número de reações químicas envolvidas e K_j se relaciona com a temperatura pela expressão abaixo:

$$-RT \ln(K_j) = \Delta G_j^o \quad (5)$$

onde ΔG_j^o é definido como a variação da energia livre de Gibbs padrão de reação como função da temperatura.

Neste caso, consideram-se duas reações de equilíbrio: deslocamento gás-água (6) e metanação (7).



Através do balanço de energia do processo é possível se estimar a temperatura reacional final e se calcular a composição do gás efluente produzido como função da temperatura.

3.2 Modelo rigoroso

O que caracteriza o modelo rigoroso está na abordagem da cinética química e fenômenos de transportes envolvidos. Neste sentido, na literatura, um número reduzido de modelos foi proposto para gaseificação de biomassa (Manurung e Beenackers, 1994; Di Blasi, 2000). Para este trabalho adotou-se a modelagem proposta por Di Blasi (2000).

Este é um modelo baseado nos balanços de massa e energia das fases sólida e gasosa, descritos para um sistema unidimensional e não-estacionário.

São consideradas as seguintes espécies envolvidas: *B* (biomassa), *M* (umidade), *C* (carbono residual), para a fase sólida e *T* (alcatrão), O_2 , CO_2 , H_2 , H_2O (vapor), CH_4 , CO e N_2 , para a fase gasosa.

O modelo considera os seguintes processos: evaporação/condensação da umidade, pirólise da biomassa (p_1) e degradação térmica do alcatrão (p_2), combustão dos materiais voláteis (c_1 - c_4), e combustão e gaseificação do carbono residual (c_5 , g_1 - g_3).

As principais limitações e considerações assumidas pelo modelo são: tamanho único de partículas; ausência de transferência de momento; porosidade do leito constante; transferência de calor e massa através do leito resultante de trocas macroscópicas (convecção) e moleculares (difusão e condução); processo de secagem limitado pela difusão; resistência extrapartícula a transferência de massa; ausência de equilíbrio térmico (diferenças de temperatura entre fases gasosa e sólida); transferência de calor das fases gasosa e sólida

com a parede do reator; transferência de calor por radiação através dos poros do leito; fluxo gasoso e sólido variáveis.

Pode-se, de maneira concisa, descrever o modelo pelo equacionamento da Tabela 1.

Tabela 1 – Equacionamento do modelo rigoroso.

– Balanço material para a biomassa:

$$\frac{\partial \rho_B}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_B U_s)}{\partial z} = v_{B,p1} R_{p1} \quad (8)$$

– Balanço material para a umidade:

$$\frac{\partial \rho_M}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_M U_s)}{\partial z} = -m_M \quad (9)$$

onde m_M é a taxa de evaporação da umidade.

– Balanço material para o carbono residual:

$$\frac{\partial \rho_C}{\partial t} + U_{s0} \frac{\partial \rho_C}{\partial z} = v_{C,p1} R_{p1} \quad (10)$$

– Velocidade superficial para a fase sólida:

$$\rho_{C0} \frac{\partial U_s}{\partial z} = M_C \sum_j v_{C,j} R_j \quad (11)$$

onde $j = c_5, g_1$ - g_3 .

– Balanço material para a fase gasosa:

$$\varepsilon \frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_i U_g)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left(D_i \rho_g \frac{\partial Y_i}{\partial z} \right) + M_i \sum_j v_{i,j} R_j + \omega_i \quad (12)$$

onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, CH_4, CO$; $j = c_1$ - c_5, g_1 - g_3, wg , e ω_i é a taxa de espécies i produzidas na fase sólida.

– Balanço material para o vapor:

$$\varepsilon \frac{\partial \rho_{H_2O}}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_{H_2O} U_g)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} \left(D_{H_2O} \rho_g \frac{\partial Y_{H_2O}}{\partial z} \right) + M_{H_2O} \sum_j v_{H_2O,j} R_j + \omega_{H_2O} + m_M \quad (13)$$

onde $j = c_1$ - c_5, g_1 - g_3, wg .

– Balanço material para o nitrogênio:

$$\rho_{N_2} = \rho_g - \sum_{i \neq N_2} \rho_i \quad (14)$$

onde g é o total de voláteis.

– Balanço material global para a fase gasosa:

$$\varepsilon \frac{\partial \rho_g}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g U_g)}{\partial z} = \sum_i \sum_j v_{i,j} M_i R_j + (1 - v_{C,p1}) R_{p1} + m_M \quad (15)$$

onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO, N_2$ e $j = c_1$ - c_5, g_1 - g_3, wg .

– Balanço de energia para a fase sólida:

$$\frac{\partial(\rho_s H_s)}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_s^* \frac{\partial T_s}{\partial z} \right) + \frac{\partial(U_s \rho_s H_s)}{\partial z} - \sum_j R_j \Delta H_j - Q_{sg} - Q_{sw} - m_M \Lambda \quad (16)$$

onde $i = B, M, C$; $j = c_5, g_1$ - g_3, p_1 ; Q_{sg} é o calor trocado entre as fases sólidas e gasosas e Q_{sw} , entre a fase sólida e a parede; e Λ é a entalpia de evaporação da umidade.

– Balanço de energia para a fase gasosa:

$$\varepsilon \frac{\partial(\rho_g H_g)}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_g^* \frac{\partial T_g}{\partial z} \right) + \frac{\partial(U_g \rho_g H_g)}{\partial z} - \quad (17)$$

$\sum_j R_j \Delta H_j + Q_{sg} - Q_{gw}$
 onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO, N_2$; $j = c_1 - c_4, wg, p_2$; e Q_{gw} é o calor trocado entre a fase gasosa e a parede.

– Queda de pressão (lei de Darcy modificada):

$$\frac{K}{\mu} \frac{\partial P}{\partial z} = U_s - U_g \quad (18)$$

onde K é a permeabilidade para a fase gás e P dado pela expressão de gás ideal ($PM_g = \rho_g RT_g$).

Os coeficientes de transferência de calor e massa são calculados de acordo com Hobbs, Radulovic e Smoot (1992), e a condutividade térmica, a difusividade e a viscosidade da fase gasosa; de acordo com Purnomo, Aerts e Ragland (1990). Os calores específicos (avaliados para uma temperatura de 1000K) são considerados constantes.

As condições de contorno para o problema estão especificamente relacionadas à disposição e geometria do sistema conforme a Tabela 2. Assim, são especificadas condições para o topo do gaseificador ($z = 0$), a altura de injeção do agente gaseificante ($z = L_{ag}$) e a base do gaseificador ($z = L$).

Tabela 2 – Condições de contorno para o sistema proposto.

$z = 0$	$\rho_i = 0$, onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO$. $\rho_B = \rho_{B_o}, \rho_M = \rho_{B_o} Y_{M_o}, \rho_C = 0$ $T_g = T_s = T_o, U_g = U_{g_o},$ $U_s = U_{s_o}, P = P_{atm}$
$z = L_{ag}$	$\rho_i = 0$, onde $i = T, CO_2, H_2, CH_4, CO$. $\rho_i = \rho_{g_o} Y_{i_o}$, onde $i = O_2, H_2O$. $T_g = T_{ar}, U_g = U_{ar}$
$z = L$	$\frac{\partial T_g}{\partial z} = \frac{\partial T_s}{\partial z} = \frac{\partial \rho_i}{\partial z} = 0$, onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO$.

4. RESULTADOS

Os modelos são implementados diretamente no simulador de processos baseado em equações EMSO (Soares e Secchi, 2003).

Quanto à caracterização matemática dos problemas, pode-se observar que o modelo simplificado representa um sistema de equações algébricas não-lineares (NLA) e o modelo rigoroso é descrito por um sistema de equações diferenciais parciais (PDE). O primeiro caso é de implementação direta e no segundo caso, faz-se uso da discretização do problema por diferenças finitas em relação ao comprimento, gerando assim, um sistema de equações algébrico-diferenciais (DAE) que é desta forma suportada pelo simulador.

4.1 Validação dos modelos

Modelo simplificado: A validação do modelo desenvolvido foi feita comparando-se as constantes de equilíbrio das reações consideradas e a composição dos gases produzidos com dados de literatura.

Conforme pode ser visto na Figura 2, a constante de equilíbrio da reação de deslocamento gás-água fornecida pelo modelo proposto é comparada com dados tabulados de Reed e Markson (1983) e dados preditos por Sharma (2008). Os dados obtidos neste trabalho obtiveram boa concordância com os dados tabulados de Reed e Markson (1983), sobretudo a temperaturas elevadas (superiores a 1000K).

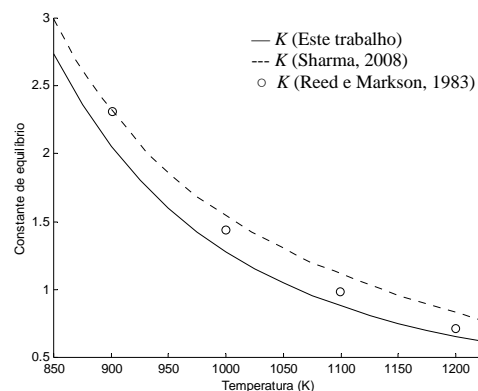


Figura 2 – Constante de equilíbrio para reação de deslocamento gás-água dada por dados experimentais e teóricos.

A Tabela 3 mostra a predição pelo modelo proposto da composição final dos gases de saída para o sistema experimental de Jayah *et al.* (2003). Da mesma forma que para

Melgar *et al.* (2007), os dados preditos apresentam boa concordância com os dados experimentais. Divergências em ambas as predições são justificadas pelo fato dos modelos tratados não levarem em conta a perda de calor para o meio.

Tabela 3 – Comparação entre dados experimentais e teóricos para os gases de saída de acordo com o apresentado por Jayah *et al.* (2003).

Fração volu- métrica (b.s.)	Jayah <i>et al.</i> (2003)*	Melgar <i>et al.</i> (2007)**	Este trabalho**
CO	0,191	0,193	0,193
H ₂	0,155	0,176	0,207
CO ₂	0,114	0,111	0,116
CH ₄	0,011	0,004	0,009
N ₂	0,529	0,516	0,475

*Dados experimentais **Predições de modelos

Modelo rigoroso: Para este modelo desenvolvido a validação foi feita a partir da predição do modelo desenvolvido por Di Blasi (2000) a partir de dados experimentais de Manurung e Beenackers (1994). Desta forma, a Figura 3 compara três variáveis do processo abordado por Di Blasi (2000) com o obtido pelo modelo desenvolvido neste trabalho. Discrepâncias podem ser explicadas pela dificuldade de ajuste de parâmetros cinéticos e coeficientes de transferência de calor e massa.

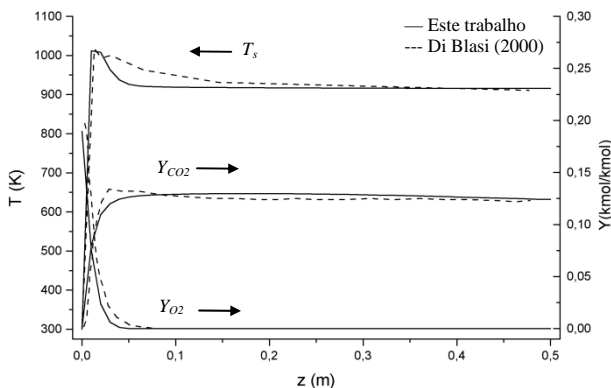


Figura 3 – Perfis de temperatura da fase sólida e frações molares de O₂ e CO₂ ao longo da altura do gaseificador para Di Blasi (2000) e os obtidos para este trabalho.

4.2 Simulação do processo

Para fins de análise de sensibilidade do processo em estudo, dois parâmetros são

avaliados: o poder calorífico do produto gasoso útil (constituído por CO, CH₄ e H₂) para a etapa posterior de combustão e a eficiência de gás frio. Sendo considerados os parâmetros de operação: razão de equivalência, umidade inicial do resíduo alimentado e temperatura adiabática da zona de redução, como as variáveis analisadas.

Na Tabela 4 temos uma predição do modelo simplificado para valores típicos de operação do reator de gaseificação ($T=780K$ e $\phi = 0,4$) e a comparação com dados preditos de Godinho (2006) para as mesmas condições. Divergências com os dados experimentais podem ser justificadas por se assumir um sistema adiabático.

Tabela 4 – Comparação entre valores experimentais e preditos de acordo com Godinho (2006).

Fração molar (b.s.)	Godinho (2006)*	Godinho (2006)**	Este trabalho**
CO	0,061	0,049	0,057
CO ₂	0,132	0,157	0,153
CH ₄	0,118	0,095	0,060

*Dados experimentais **Predições de modelos

Resultados para uma faixa de gaseificação teórica de $0,35 < \phi < 0,65$ e uma ampla faixa típica de operação de $400K < T < 1000K$ podem ser vistos na Figura 4. Para as condições apresentadas por Godinho (2006), o modelo simplificado prediz com precisão o valor calculado pelo autor (0,82-0,84).

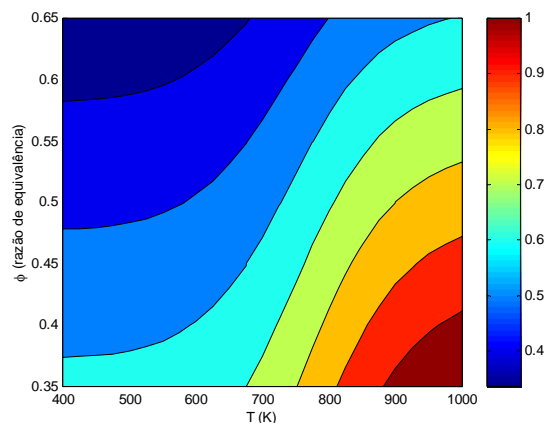


Figura 4 – Eficiência de gás frio para uma faixa de gaseificação teórica de $0,35 < \phi < 0,65$ e de operação $400K < T < 1000K$.

5. CONCLUSÕES

Ambos os modelos, simplificado e rigoroso, apresentaram resultados compatíveis com dados experimentais de literatura. O modelo simplificado alcançou resultados satisfatórios quando comparado com dados da planta piloto e para os parâmetros analisados, o que também se espera para os demais parâmetros de análise. Com o modelo rigoroso pretende-se realizar previsões detalhadas quanto às operações de partida e em estado estacionário, além do estudo de variáveis observáveis (temperatura, composição e pressão) ao longo da altura do leito. Cabe ressaltar que ao se apresentar os dois modelos (simplificado e rigoroso), com duas abordagens distintas, objetiva-se levantar um paralelo entre ambos frente as suas características próprias quanto à necessidade de dados experimentais em maior ou menor detalhamento e suas aplicabilidades.

6. AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem aos órgãos de fomento a pesquisa: FAPERGS, CNPq e FINEP; e as empresas: Luftech e Preservar.

7. REFERÊNCIAS

- BELGIORNO, V. *et al.* Energy from gasification of solid wastes. *Waste Manag.* v.23, n.1, p.1-15, 2003.
- DI BLASI, C. Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chem. Eng. Sci.* v.55, n.15, p.2931-2944, 2000.
- GODINHO, M. *Gaseificação e combustão combinadas de resíduos sólidos da indústria coureiro-calçadista.* Tese (Doutorado em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais) - Escola de Engenharia. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2006.
- GÓMEZ, E. O. *Projeto, construção e avaliação preliminar de um reator de leito fluidizado para gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar.* Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Faculdade de Engenharia Agrícola. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1996.
- HIGMAN, C.; VAN DER BURGT, M. *Gasification.* Oxford: Gulf Professional Publishing, 2003.
- HOBBS, M. L.; RADULOVIC, P. T.; SMOOT, L. D. Modeling fixed-bed coal gasifiers. *AIChE Journal.* v.38, n.5, p.681-702, 1992.
- JAYAH, T. H. *et al.* Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. *Biomass and Bioenergy.* v.25, n.4, p.459-469, 2003.
- LI, X. *et al.* Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier. *Fuel.* v.80, n.2, p.195-207, 2001.
- MANURUNG, R. K.; BEENACKERS, A. A. C. M. Modeling and simulation of an open-core downdraft moving bed rice husk gasifier. In: A. V. BRIDGWATER (Ed.). *Advances in thermochemical biomass conversion.* Cambridge: Blackie Academic & Professional, 1994. V.1, p.288-309.
- MARTINS, C. M. *Determinação das espécies de cromo nas cinzas da incineração de couro wet-blue em reatores de leito fixo e leito fluidizado.* Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Escola de Engenharia. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2001.
- MELGAR, A. *et al.* Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process. *Energ. Convers. Manag.* v.48, n.1, p.59-67, 2007.
- PURNOMO, D.; AERTS, D. J.; RAGLAND, K. W. *Pressurized downdraft combustion of woodchips.* In: 23th Symposium (International) on Combustion, 1990. Orléans: The Combustion Institute. p.1025-1032.
- REED, T. B.; MARKSON, M. A. A predictive model for stratified downdraft gasifier. In: D. A. TILLMAN e E. C. JOHN (Ed.). *Progress in biomass conversion.* Colorado: Solar Energy Research Institute Golden, 1983. V.4, p.219-254.
- SCHUSTER, G. *et al.* Biomass steam gasification - an extensive parametric modeling study. *Bioresource Technology.* v.77, n.1, p.71-79, 2001.
- SHARMA, A. K. Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier. *Energ. Convers. Manag.* v.49, n.4, p.832-842, 2008.
- SOARES, R. P.; SECCHI, A. R. *Emso: a new environment for modelling, simulation and optimization.* In: ESCAPE 13, 2003. Lappeenranta: Elsevier Science Publishers. p.947-952.