



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

Rodolfo Rodrigues¹, Argimiro R. Secchi¹, Nilson R. Marcílio², Marcelo Godinho²

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

² Laboratório 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

E-mail: rodolfo@enq.ufrgs.br, arge@peq.coppe.ufrj.br, {nilson, godinho}@enq.ufrgs.br

Palavras Chaves: Gaseificação de biomassa; resíduos de couro; modelagem e simulação.

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 é constituída 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 análise de sensibilidade frente a parâmetros de operação.

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. Além do que, a cinza gerada como subproduto deste processo contém um teor de cromo maior que o próprio minério do qual se extrai o cromo (cromita).

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 que a corrente de alimentação seja 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).

Este trabalho tem por objetivo a análise fenomenológica do processo de tratamento térmico 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 uma etapa do processo: o sistema de gaseificação, por se entender de ser uma etapa inicial e fundamental para todos os demais etapas e para uma delimitação do estudo. 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 térmica do processo.

2. Descrição do processo

A planta piloto (Figura 1) é constituída de um sistema que engloba um reator de gaseificação (gaseificador) (3)

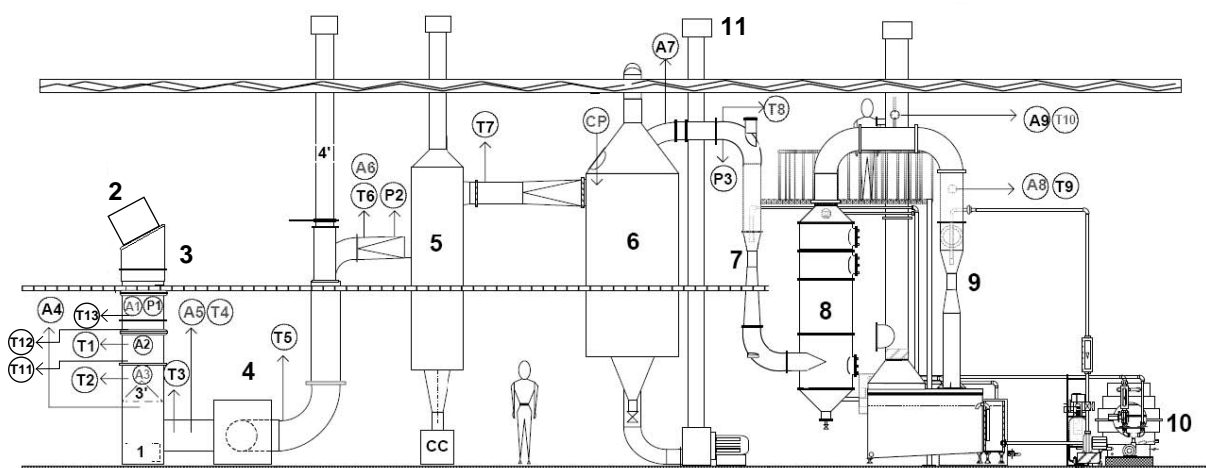


Figura 1 – Esquema da planta piloto (Godinho, 2006). Legenda: 1. cinzeiro; 2. alimentação; 3. reator de gaseificação; 3'. grelha; 4. reator de combustão; 4'. chaminé de emergência; 5. ciclone; 6. resfriador gás-ar; 7. lavador Venturi; 8. eliminador de névoa; 9. lavador Venturi; 10. torre de resfriamento; 11. gás exausto; A. ponto de amostragem de gás; T. termopares; P. pressão; CC. cinza do ciclone; 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,

ligado em série com um reator de oxidação (combustor) (4). 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, oxidação e redução.

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 (5), um resfriador gás-ar (6), um lavador Venturi (7), um eliminador de névoa (8) e um segundo lavador Venturi (9).

O resíduo sólido recebido pela central de resíduos é constituído predominantemente de aparas de couro (50,5% em massa), além de papel (7,5%), tecido (10%), borracha (5,5%) e lixo em geral (Godinho, 2006). Sendo que, para toda a análise de operação da planta, considerou-se o resíduo processado formado apenas por aparas de couro.

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.



Sendo assim, para este trabalho, realizou-se 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. Neste trabalho, convencionou-se chamar o modelo de equilíbrio de **modelo simplificado** e o modelo cinético de **modelo rigoroso**.

3.1 Modelo simplificado

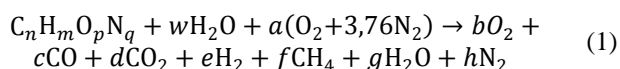
Dentre os modelos de equilíbrio, podem-se apontar duas abordagens: **estequiométrica** e **não-estequiométrica**, (Li *et al.*, 2001).

Embora sejam essencialmente equivalentes, a abordagem estequiométrica emprega constantes de equilíbrio para as reações envolvidas (Melgar *et al.*, 2007; Hau *et al.*, 2008; 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; Baratieri *et al.*, 2008). Ramanan *et al.* (2008) utilizaram e compararam as duas abordagens para simular um mesmo sistema de gaseificação de biomassa.

No presente trabalho, desenvolveu-se um modelo de equilíbrio estequiométrico o qual assume duas importantes hipóteses: o tempo de residência dos reagentes é suficientemente grande 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 e isobárico, isto é, não há perda de calor para o meio externo e a pressão do sistema permanece constante. 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 composição elementar da biomassa seca, w ; a quantidade de umidade e a ; a quantidade de ar utilizado para a gaseificação.

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

Balanço material global:

$$F_{in} \sum_{in} n_{k,i} x_i = F_{out} \sum_{out} n_{k,i} x_i \quad (2)$$

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

Normalização da fração molar:

$$\sum_{out} x_i = 0 \quad (3)$$

Balanço de energia global:

$$F_{in} \sum_{in} x_i H_i(T_{in}, P_{in}) = F_{out} \sum_{out} x_i H_i(T_{out}, P_{in}) \quad (4)$$

Constante de equilíbrio:

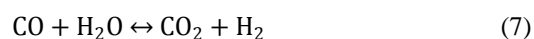
$$K_j = \prod_i P_i^{v_{i,j}} \quad (5)$$

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

$$-RT \ln(K_j) = \Delta G_j^0 \quad (6)$$

onde ΔG_j^0 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 (7) e metanação (8):



Através do balanço de energia do processo é possível se estimar a temperatura reacional final, para uma composição de biomassa e fração de ar alimentado e, a partir disto, 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, somente alguns modelos foram propostos para gaseificação co-corrente de biomassa (Manurung e Beenackers, 1994; Di Blasi, 2000; Tinaut *et al.*, 2008).

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 da umidade (m), 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); resistência extra-partícula 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; e 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 fase sólida:

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_i U_s)}{\partial z} = \sum_j v_{i,j} R_j \quad (9)$$

onde $i = B, M, C$; $j = m, p_1$.

– Balanço material global para a fase sólida:

$$\rho_s \frac{\partial U_s}{\partial z} = \sum_i \sum_j v_{i,j} R_j \quad (10)$$

onde $i = B, M, C$; $j = m, p_1, c_5, g_1-g_3$.

– Balanço material para a fase gasosa:

$$\varepsilon \frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_i U_g)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} (D_i \rho_g \frac{\partial Y_i}{\partial z}) + \sum_j v_{i,j} R_j + \omega_i \quad (11)$$

onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO$; $j = c_1-c_5, g_1-g_3, wg, e$; ω_i é a taxa de espécies i produzidas na fase sólida.

– Balanço material global para a fase gasosa:

$$\varepsilon \frac{\partial \rho_g}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g U_g)}{\partial z} = \sum_i \sum_j v_{i,j} R_j + (1 - v_{c,p1}) R_{p1} \quad (12)$$

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

– Balanço de energia para a fase sólida:

$$\frac{\partial(\rho_s H_s)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial z} (\lambda_s^* \frac{\partial T_s}{\partial z}) + \frac{\partial(U_s \rho_s H_s)}{\partial z} - \sum_j R_j \Delta H_j - Q_{sg} - Q_{sw} \quad (13)$$

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.

– Balanço de energia para a fase gasosa:

$$\varepsilon \frac{\partial(\rho_g H_g)}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} (\lambda_g^* \frac{\partial T_g}{\partial z}) + \frac{\partial(U_g \rho_g H_g)}{\partial z} - \sum_j R_j \Delta H_j + Q_{sg} - Q_{gw} \quad (14)$$

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):

$$\frac{K}{\mu} \frac{\partial P}{\partial z} = U_s - U_g \quad (15)$$

onde K é a permeabilidade para a fase gás.

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 ($z = L_{ar}$) e a base do gaseificador ($z = L$).

Tabela 2 – Condições de contorno para o sistema proposto.

$z = 0$	$\rho_i = 0$, onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO$. $\rho_B = \rho_{B_0}, \rho_M = \rho_{B_0} Y_{M_0}, \rho_C = 0$ $T_g = T_s = T_0, U_g = U_{g_0}$, $U_s = U_{s_0}, P = P_{atm}$
$z = L_{ar}^-$	$\frac{\partial T_g}{\partial z} = \frac{\partial T_s}{\partial z} = \frac{\partial \rho_i}{\partial z} = 0$, onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO$.
$z = L_{ar}^+$	$\rho_i = \rho_g^- Y_i^- + \rho_{ar} Y_{ar,i}$, onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO$. $\rho_g^+ H_g^+ = \rho_g^- H_g^- + \rho_{ar} H_{ar}, U_g^+ = U_g^- + U_{ar}$
$z = L$	$\frac{\partial T_g}{\partial z} = \frac{\partial T_s}{\partial z} = \frac{\partial \rho_i}{\partial z} = 0$, onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO$.

4. Resultados

Os modelos foram 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 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).

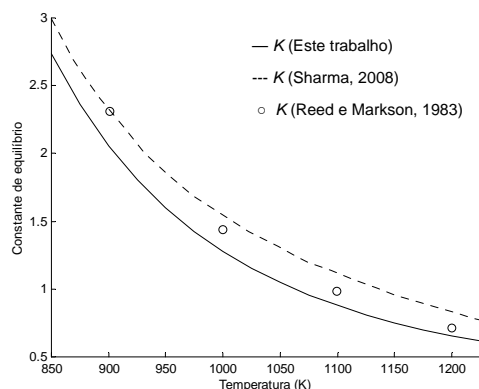


Figura 2 – Constante de equilíbrio para reação de deslocamento gás-água dada por dados experimentais e teóricos.

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 Jayah *et al.* (2003).

Fração volumétrica (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 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.

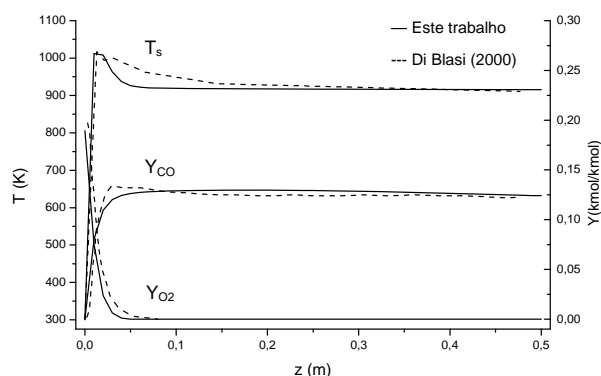


Figura 3 – Perfis de temperatura da fase sólida e frações molares de O₂ e CO₂, do topo a base do gaseificador para Di Blasi (2000) e os preditos pelo modelo rigoroso.

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) e a eficiência de gás frio, para o modelo simplificado. Sendo considerados os parâmetros de operação: razão de equivalência (ϕ), umidade inicial do resíduo alimentado e temperatura da corrente de ar injetada, como as variáveis analisadas. Neste presente trabalho é apresentado somente a análise da razão de equivalência como parâmetro de operação.

A razão de equivalência indica a razão molar entre o oxigênio fornecido ao processo e o requerido para a combustão completa do combustível alimentado. Assim, um valor muito baixo ou igual a zero de ϕ é indicativo de pirólise e para $\phi \geq 1$, tem-se a combustão da biomassa. O processo de gaseificação se desenrola em faixas intermediárias de razões de equivalência ($0 < \phi < 1$).

Na Tabela 4 temos uma predição do modelo simplificado para uma condição típica de operação do reator de gaseificação ($T = 780K$ e $\phi = 0,4$) e a comparação com dados preditos pelo modelo de equilíbrio 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	0,066
CO ₂	0,132	0,157	0,151
CH ₄	0,118	0,095	0,070

*Dados experimentais **Predições de modelos



A Figura 4 mostra a variação das frações molares dos principais gases produzidos, além da temperatura adiabática de gaseificação, com a quantidade de ar alimentado (razão de equivalência, ϕ). Levando em conta somente os componentes do produto gasoso útil (CO , CH_4 e H_2), pode-se notar que a formação de CH_4 é favorecida a baixas razões de equivalência ($\phi < 0,5$) e a formação de CO e H_2 é máxima dentro de uma faixa específica de $0,3 < \phi < 0,7$. A temperatura de equilíbrio é mínima ($T=300\text{K}$, temperatura ambiente) para $\phi = 0,175$ e máxima ($T=1680\text{K}$) para $\phi = 1$, neste ponto a formação de CO_2 e H_2O (inconvenientes para o processo) é máxima enquanto para CO , CH_4 e H_2 , esta é nula.

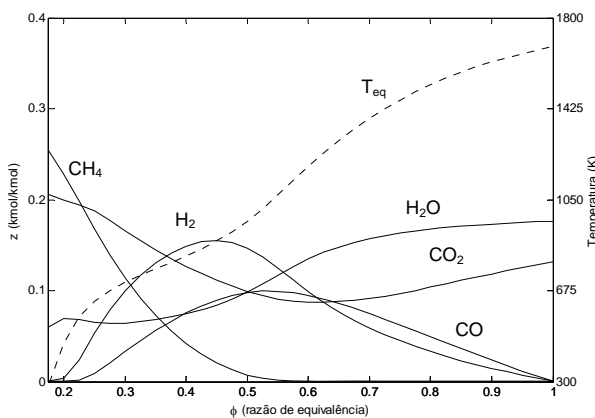


Figura 4 – Composições dos gases produzidos e a temperatura adiabática de equilíbrio para $0,175 < \phi < 1$.

A eficiência de gás frio (η_{gf}) e o poder calorífico inferior (PCI) do gás gerado, para as condições da Figura 4, são mostradas na Figura 5. A eficiência de gás frio é definida como a razão entre a energia que deixa (produto gasoso útil a temperatura de referência, 298K) e a energia que entra (biomassa úmida) no processo. Pode-se observar que a eficiência máxima (85,5%) se dá para $\phi = 0,45$. A partir da Figura 5, pode-se observar que a faixa típica e ótima para a gaseificação de aparas de couro é de $0,34 < \phi < 0,53$ ($\pm 5\%$ da faixa de eficiência máxima). De acordo com o apresentada por Godinho (2006), chega-se com boa precisão ao valor calculado pelo autor (82-84%).

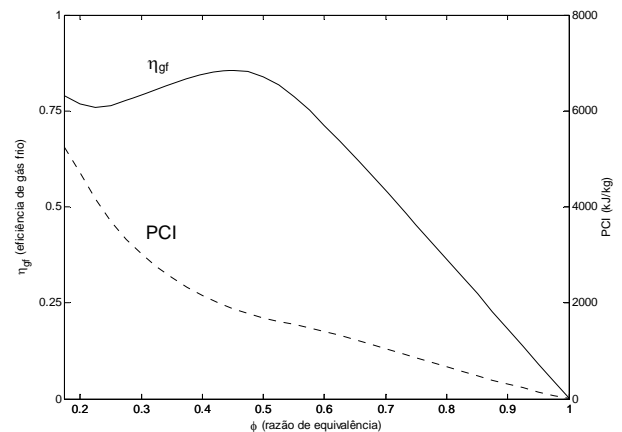


Figura 5 – Eficiência de gás frio do processo e poder calorífico inferior do produto gasoso útil para $0,175 < \phi < 1$.

A composição gasosa predita pelo modelo simplificado para as condições médias de operação da planta também foi confrontada indiretamente com valores experimentais. Para tanto se sabe que os gases gerados na etapa de gaseificação são oxidados na câmara de combustão gerando calor e uma fração de oxigênio em excesso ($\phi \geq 1$). Assim, podem-se relacionar as temperaturas medidas experimentalmente da zona de redução do gaseificador (T_{11}) e da câmara de combustão (T_5) (Figura 6) estimando a composição dos gases gerados para uma temperatura média do reator de gaseificação (906K) e, a partir desta composição, a temperatura adiabática de chama destes gases sob uma faixa de O_2 admitido.

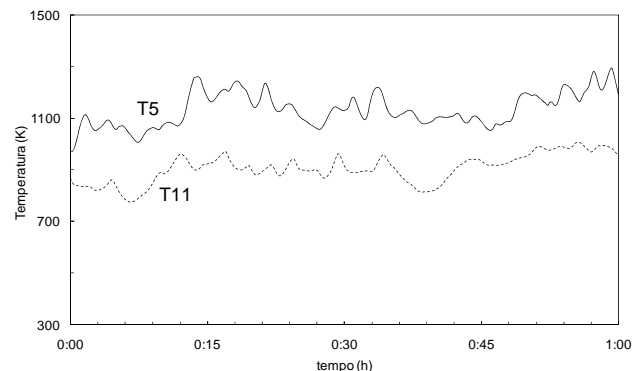


Figura 6 – Dinâmica das temperaturas medidas para região de redução (T_{11}) e final da câmara de combustão (T_5).

Define-se como temperatura adiabática de chama (T_{ad}) a temperatura final atingida por um sistema formado por uma mistura combustível, a uma temperatura T_{in} e pressão P_{in} iniciais, aproximado ao equilíbrio químico por um processo isobárico e adiabático (Williams, 1985). Ou seja, é o resultado da resolução da equação (15):



$$F_{in} \sum x_i H_i(T_{in}, P_{in}) = F_{out} \sum x_i H_i(T_{ad}, P_{in}) \quad (16)$$

Sendo assim, a relação predita entre a temperatura adiabática de chama e a quantidade de O₂ não consumido no processo de combustão pode ser vista na Figura 7. A temperatura adiabática de chama é calculada para uma mistura combustível formada por um gás combustível constituído pelos gases gerados na etapa de gaseificação e mais uma fração variável de ar admitido, representada pela fração de O₂ em excesso.

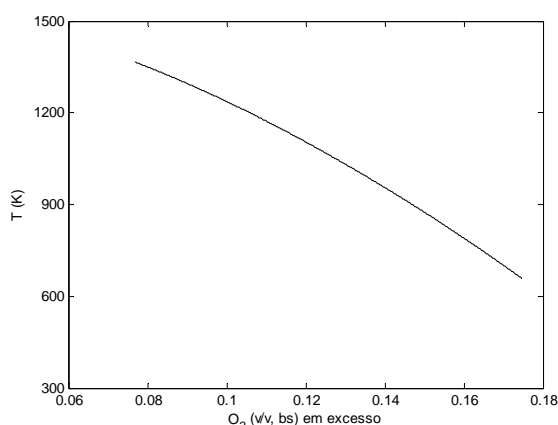


Figura 7 – Temperatura adiabática de chama predita de acordo com a fração de oxigênio em excesso na câmara de combustão.

Ao final da etapa de combustão sabe-se que há uma quantidade média medida de 11% (v/v, b.s.) de O₂ em excesso (Godinho, 2006). Levando este valor ao gráfico da Figura 7 obtém-se uma temperatura adiabática de chama de 1174K. Este valor está bem próximo do valor médio medido em T5: 1133K (Figura 6).

5. Conclusão

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 predições detalhadas 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. Notação

<i>a</i>	Fração molar de ar por biomassa seca	kmol/kmol
<i>b</i>	Fração molar de O ₂ por biomassa seca	kmol/kmol
<i>c</i>	Fração molar de CO por biomassa seca	kmol/kmol
<i>D</i>	Difusividade	m ² /s
<i>d</i>	Fração molar de CO ₂ por biomassa seca	kmol/kmol
<i>e</i>	Fração molar de H ₂ por biomassa seca	kmol/kmol
<i>F</i>	Vazão molar	kmol/s
<i>f</i>	Fração molar de CH ₄ por biomassa seca	kmol/kmol
<i>G</i>	Energia livre de Gibbs	J/mol/K
<i>g</i>	Fração molar de H ₂ O por biomassa seca	kmol/kmol
<i>h</i>	Entalpia	kJ/mol
<i>h</i>	Fração molar de N ₂ por biomassa seca	kmol/kmol
<i>K</i>	Constante de equilíbrio	–
<i>K</i>	Permeabilidade para a fase gás	m ²
<i>L</i>	Comprimento do reator	m
<i>n</i>	Distribuição de elementos de um componente	–
<i>P</i>	Pressão	atm
<i>PCI</i>	Poder calorífico inferior	kJ/kg
<i>Q</i>	Calor trocado	kJ/m ³ /s
<i>R</i>	Taxa da reação	kg/m ³ /s
<i>T</i>	Temperatura	K
<i>t</i>	Tempo	s
<i>U</i>	Velocidade superficial	m/s
<i>x</i>	Fração molar de componentes por biomassa seca	kmol/kmol
<i>Y</i>	Fração mássica	kg/kg
<i>z</i>	Distância axial do reator	m

Símbolos e letras gregas

Δ	Varição de propriedade	–
ε	Fração de vazios do leito	m ³ /m ³
η	Eficiência	kJ/kJ
λ	Condutividade térmica	W/m/K
μ	Viscosidade	cP
\mathfrak{R}	Constante universal dos gases	kJ/kmol/K
ρ	Concentração mássica	kg/m ³
<i>v</i>	Matriz estequiométrica	kmol/kmol
ϕ	Razão de equivalência	kmol/kmol
ω	Taxa de espécies produzidas na fase sólida	kg/m ³ /s

Subscrito e sobrescrito

*	Propriedade efetiva	–
–	Antes da entrada de ar	–
+	Após a entrada de ar	–
<i>ad</i>	Condição adiabática	–
<i>ar</i>	Ar atmosférico	–
<i>atm</i>	Condição atmosférica	–
<i>B</i>	Biomassa seca	–
<i>C</i>	Carbono residual	–
<i>c</i> ₁	Combustão do alcatrão	–
<i>c</i> ₂	Combustão do metano	–
<i>c</i> ₃	Combustão do monóxido de carbono	–



c_4	Combustão do hidrogênio	–	HIGMAN, C.; VAN DER BURGT, M. <i>Gasification</i> . Oxford: Gulf Professional Publishing, 2003.
c_5	Combustão do material carbonoso	–	
eq	Condição de equilíbrio	–	
g	Fase gasosa	–	HOBBS, M. L.; RADULOVIC, P. T.; SMOOT, L. D. Modeling fixed-bed coal gasifiers. <i>AIChE Journal</i> . v.38, n.5, p.681-702, 1992.
g_1	Reação de Boudouard	–	
g_2	Reação de metanação	–	
g_3	Gaseificação do vapor d'água	–	JAYAH, T. H. <i>et al.</i> Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. <i>Biomass and Bioenergy</i> . v.25, n.4, p.459-469, 2003.
gf	Condição de gás frio	–	
gw	Gás para a parede	–	
i	Índice de componentes	–	LI, X. <i>et al.</i> Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier. <i>Fuel</i> . v.80, n.2, p.195-207, 2001.
in	Condição de entrada	–	
j	Índice de reações	–	
k	Índice de elementos	–	
n	Nº de mols de C por mols de biomassa seca	kmol/kmol	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.). <i>Advances in Thermochemical Biomass Conversion</i> . Cambridge: Blackie Academic & Professional, 1994. V.1, p.288-309.
M	Umidade da biomassa	–	
m	Nº de mols de H por mols de biomassa seca	kmol/kmol	MELGAR, A. <i>et al.</i> Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process. <i>Energy Conversion and Management</i> . v.48, n.1, p.59-67, 2007.
m_1	Evaporação da umidade	–	
o	Condição padrão ou de referência	–	
o	Condição inicial	–	
out	Condição de saída	–	
p	Nº de mols de O por mols de biomassa seca	kmol/kmol	PURNOMO, D.; AERTS, D. J.; RAGLAND, K. W. <i>Pressurized downdraft combustion of woodchips</i> . In: 23th Symposium (International) on Combustion, 1990. Orléans, France: The Combustion Institute. July 22-27, 1990. p.1025-1032.
p_1	Pirólise primária	–	
p_2	Pirólise secundária	–	
q	Nº de mols de N por mols de biomassa seca	kmol/kmol	RAMANAN, M. V. <i>et al.</i> Modeling and experimental validation of cashew nut shell char gasification adopting chemical equilibrium approach. <i>Energy Fuels</i> . v.22, n.3, p.2070-2078, 2008.
s	Fase sólida	–	
sg	Sólido para o gás	–	
sw	Sólido para a parede	–	
T	Alcatrão	–	REED, T. B.; MARKSON, M. A. A predictive model for stratified downdraft gasification of biomass. In: D. A. TILLMAN e E. C. JAHN (Ed.). <i>Progress in biomass conversion</i> . New York: Academic Press, 1983. V.4, p.217-252.
wg	Reação de deslocamento gás-água	–	SCHUSTER, G. <i>et al.</i> Biomass steam gasification – an extensive parametric modeling study. <i>Bioresource Technology</i> . v.77, n.1, p.71-79, 2001.

8. Referências bibliográficas

BARATIERI, M. *et al.* Biomass as an energy source: thermodynamic constraints on the performance of the conversion process. *Bioresource Technology*. v.99, n.15, p.7063-7073, 2008.

BELGIORNO, V. *et al.* Energy from gasification of solid wastes. *Waste Management*. v.23, n.1, p.1-15, 2003.

DI BLASI, C. Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chemical Engineering Science*. 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.

HAU, J. L. *et al.* A thermodynamic model of the outputs of gasification of solid waste. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*. v.6, n.A35, 2008.