



SIMULAÇÃO DE UM REATOR EM LEITO FIXO PARA INCINERAÇÃO DE RESÍDUOS DA INDÚSTRIA COUREIRO-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,

E-MAIL: {rodolfo, arge, nilson, godinho}@enq.ufrgs.br

Palavras Chaves: reator de leito fixo, resíduos de couro, simulação

Resumo: A indústria coureiro-calçadista gera uma significativa quantidade de resíduos. De modo que uma alternativa eficaz para destino destes resíduos é sua incineração, que assim reduz substancialmente o seu volume final e estabiliza componentes considerados perigosos. Por conseguinte, tudo isto vai ao encontro dos novos desafios na busca de fontes de energias alternativas e do fato de que a combustão destes resíduos ser bastante convidativa em função do seu alto poder calorífico. O presente estudo está consolidado na análise de uma planta piloto para processamento de resíduos de couro concebida a partir de uma parceria entre órgãos de pesquisa e empresas privadas. Dois modelos matemáticos, um rigoroso e outro simplificado, são apresentados para representar fenomenologicamente a etapa de gaseificação do sistema de incineração da planta piloto. O sistema de incineração é constituído por reatores de gaseificação e oxidação, sendo a etapa de gaseificação fundamental para caracterização da carga térmica gerada. O modelo rigoroso considera a cinética química e os fenômenos de transferência envolvidos; já o modelo simplificado, limita-se a um modelo de equilíbrio químico e termodinâmico do sistema. Em torno disto, por fim, a maximização da eficiência da planta piloto através da variação de parâmetros operação da mesma é alcançada.

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 sua incineração o que reduz substancialmente o seu volume final e estabiliza a fração de cromo nociva ao meio ambiente. Concomitantemente, tudo vai ao encontro dos novos desafios na busca de fontes de energias alternativas e do fato de que a 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



VI-OKTOBER FÓRUM – PPGEQ

23, 24 E 25 DE OUTUBRO DE 2007

a gás por meio de diferentes reações heterogêneas. O gás assim produzido contém CO_2 , CO , H_2 , CH_4 , H_2O , traços elevados 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).

O gás combustível produzido pode ser usado para a produção de energia, em turbinas a gás, motores, ou ainda em caldeiras, enquanto o gás de síntese pode ser utilizado para a produção de diversos produtos, entre eles, amônia e metanol (Godinho, 2006).

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).

1.2 Tecnologias empregadas em gaseificação

Segundo Godinho (2006), há atualmente dois tipos fundamentais de gaseificadores: de leito fluidizado e de leito fixo.

Os reatores de leito fluidizado podem ser classificados, de maneira geral, em reatores de leito fluidizado borbulhante e reatores de leito fluidizado circulante (ou rápido). Os reatores de leito borbulhante operam com velocidades moderadas de fluidização, apresentando elutriação de finos causando baixo tempo de residência das partículas. Os reatores de leito circulante operam com velocidades mais elevadas e recirculação de sólidos, abatidos em um ciclone localizado no seu topo.

Já, dentre os gaseificadores de leito fixo, destacam-se dois tipos: contracorrente e co-corrente. No gaseificador contracorrente a alimentação é realizada no topo e o agente de gaseificação é inserido na sua base. No gaseificador co-corrente a alimentação é realizada a partir do topo, enquanto o agente de gaseificação é inserido pela lateral ou mesmo pelo topo.

Este trabalho tem por objetivo a análise fenomenológica do processo de gaseificação co-corrente 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). 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 constitui-se 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, ou seja, 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 (Belgiorno *et al.*, 2003):

1. Zona de secagem: na região superior, onde ocorre a perda da umidade;
2. Zona de pirólise: onde ocorre a liberação do material volátil presente no resíduo;
3. Zona de reação: onde ocorre a injeção do agente gaseificante;
4. Zona de redução: acima da grelha, onde ocorrem as reações para formação do gás combustível.

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 (Godinho, 2006):

1. Zona de combustão primária: localizada abaixo da grelha, onde há uma expansão e o início da combustão dos gases combustíveis provenientes da zona de redução;
2. Zona de combustão secundária: há injeção de ar secundário pré-aquecido pela passagem através da grelha. Ocorre um aumento da turbulência dos gases provenientes do



VI-OKTOBER FÓRUM – PPGEQ

23, 24 E 25 DE OUTUBRO DE 2007

gaseificador objetivando o aumento da eficiência da combustão;

3. Zona de combustão terciária: há injeção de ar terciário a fim de garantir a combustão completa dos gases combustíveis formados no gaseificador;
4. Zona de combustão quaternária: destinada à etapa final da combustão.

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

3 MODELAGEM DO PROCESSO

Para Li (2002), 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 modelos: o do **projetista** e 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.

De um modo geral, o projetista tem a função de realizar os cálculos para um limitado número de casos e, a partir destes, dimensionar a planta. Ele estará interessado nos resultados para diferentes alimentações, composições de gases, efeitos térmicos, condições de partida e parada, condições ótimas para entrada da alimentação e condições de controle de processo. Já o operador tem o seu equipamento assim como o é, mas necessita otimizar operações para alimentações, as quais são raramente iguais as inicialmente projetadas.

Portanto ele estará mais interessado em o que se pode esperar da composição dos gases quando uma quantidade específica de biomassa e agente de gaseificação é fornecida ao sistema.

Portanto, 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. 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 (Zainal *et al.*, 2001; Melgar *et al.*, 2007) 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). Jand, Brandani e Foscolo (2006), mais recentemente, utilizaram-se das duas abordagens para modelar um sistema de gaseificação de biomassa.

No presente trabalho, desenvolveu-se um modelo de equilíbrio estequiométrico de acordo com o proposto por Godinho (2006), baseado em Zainal *et al.* (2001) e Melgar *et al.* (2007).

Assume, para este modelo, duas importantes hipóteses:

1. O tempo de residência dos reagentes é suficientemente alto para que o equilíbrio químico seja alcançado;
2. Todo o carbono da biomassa é gaseificado, e assim a formação de carbono residual pode ser negligenciada.

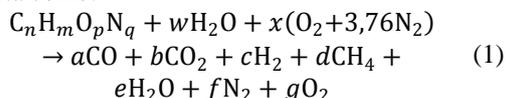
Como considerações simplificativas do modelo, assumem-se ainda que o sistema seja adiabático, isto é, não há perda de calor para o meio externo e que os gases do sistema seguem o comportamento de gás ideal.



VI-OKTOBER FÓRUM – PPGEQ

23, 24 E 25 DE OUTUBRO DE 2007

A reação global de gaseificação pode ser escrita como:



onde n , m , p e q é a 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:

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

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:

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

Constante de equilíbrio:

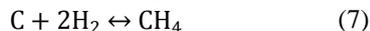
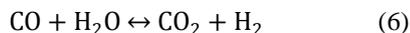
$$K_j = \prod_i P_i^{v_{i,j}} \quad (4)$$

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. Devido às constantes de equilíbrio químico e as propriedades termodinâmicas dos gases serem funções da temperatura, este parâmetro é adotado em cada iteração do processo de cálculo, alcançando, ao final, o equilíbrio termodinâmico e químico.

Para a abordagem de equilíbrio da gaseificação de biomassa muitas vezes, utilizam-se

de simuladores de processos seqüencial-modulares, como o *Aspen Plus*[®] (Aspen Technology Inc., 2006). Neste *software*, as operações unitárias REQUIL e RGIBBS correspondem respectivamente a abordagem estequiométrica e não-estequiométrica de modelos de equilíbrio. Neste sentido temos os trabalhos de Mansaray (1998), Mathieu e Dubuisson (2002) e mais recentemente Zhao, Hao e Zhihong (2006) e Xiang-Fu (2006).

Nesses trabalhos, a gaseificação é modelada por um diagrama de processo com duas ou mais operações unitárias. Os dados de entrada para o bloco principal (REQUIL/RGIBBS) são processados por um bloco anterior (RYIELD) que decompõe a alimentação de biomassa em seus componentes fundamentais, uma vez que o *Aspen Plus* não suporta componentes não-convencionais.

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.

Cinéticas heterogêneas e fenômenos de transportes para um sistema co-corrente de gaseificação têm sido considerados por um número limitado de trabalho (Groeneveld e Van Swaaij, 1980; 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 e degradação térmica do alcatrão, combustão dos materiais voláteis, e combustão e gaseificação do carbono residual. De modo que as reações químicas envolvidas são consideradas na Tab. 1.



VI-OKTOBER FÓRUM – PPGEQ

23, 24 E 25 DE OUTUBRO DE 2007

Tabela 1: Evaporação da umidade e reações químicas consideradas.

Reação	Expressão da taxa
Evaporação da umidade $H_2O_l \rightarrow H_2O_v$	$m_M = v_p k_m (\rho_v - \rho_{H_2O})$
Pirólise primária $v_{B,p_1} B \xrightarrow{k_{p_1}} v_{C,p_1} C + v_{CO,p_1} CO$ $+ v_{CO_2,p_1} CO_2 + v_{H_2,p_1} H_2$ $+ v_{CH_4,p_1} CH_4 + v_{H_2O,p_1} H_2O + v_{T,p_1} T$	$R_{p_1} = k_{p_1} \rho_B$
Pirólise secundária $v_{T,p_2} T \xrightarrow{k_{p_2}} v_{CO,p_2} CO$ $+ v_{CO_2,p_2} CO_2 + v_{CH_4,p_2} CH_4$	$R_{p_2} = \varepsilon k_{p_2} \rho_T$
Combustão do alcatrão $CH_{1,522}O_{0,0228} + 0,867O_2$ $\xrightarrow{k_{c_1}} CO + 0,761H_2O$	$R_{c_1} = k_{c_1} T_g C_T C_{O_2}$
Combustão do metano $CH_4 + 1,5O_2$ $\xrightarrow{k_{c_2}} CO + 2H_2O$	$R_{c_2} = k_{c_2} T_g C_{CH_4} C_{O_2}$
Combustão do CO $2CO + O_2 \xrightarrow{k_{c_3}} 2CO_2$	$R_{c_3} = k_{c_3} C_{CO} C_{O_2}$
Combustão do hidrogênio $2H_2 + O_2 \xrightarrow{k_{c_4}} 2H_2O$	$R_{c_4} = k_{c_4} C_{H_2} C_{O_2}$
Deslocamento gás-água $CO + H_2O \xrightarrow{k_{wg}} CO_2 + H_2$	$R_{wg} = \varepsilon k_{wg} \left(C_{CO} C_{H_2O} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2}}{K_E} \right)$
Reação de Boudouard $C + CO_2 \xrightarrow{k_{g_1}} 2CO$	$R_j = v_p \frac{C_i}{\frac{1}{k_m} + \frac{1}{k_j}}$
Metanação $C + 2H_2 \xrightarrow{k_{g_2}} CH_4$	$i = CO_2, H_2, H_2O, O_2;$ $j = g_1-g_3, c_5$
Gaseificação do vapor d'água $C + H_2O \xrightarrow{k_{g_3}} CO + H_2$	
Combustão do carbono residual $C + O_2 \xrightarrow{k_{c_5}} CO_2$	

As principais limitações e considerações assumidas pelo modelo são listadas a seguir:

1. Tamanho único de partículas;
2. Ausência de transferência de momento;
3. Porosidade do leito constante;
4. Transferência de calor e massa através do leito resultante de trocas macroscópicas

(convecção) e moleculares (difusão e condução);

5. Processo de secagem limitado pela difusão;
6. Resistência extrapartícula a transferência de massa, por meio da introdução de taxas de reações aparentes para reações heterogêneas de acordo com o modelo de núcleo não-reagido;
7. Ausência de equilíbrio térmico (diferenças de temperatura entre fases gasosa e sólida);
8. Transferência de calor das fases gasosa e sólida com a parede do reator;
9. Transferência de calor por radiação através dos poros do leito;
10. Fluxo gasoso e sólido variáveis.

Pode-se, de maneira concisa, descrever o modelo pelo equacionamento abaixo:

Balço material para a biomassa:

$$\frac{\partial \rho_B}{\partial t} + \frac{\partial (\rho_B U_s)}{\partial z} = v_{B,p_1} R_{p_1} \quad (8)$$

Balço 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.

Balço material para o carbono residual:

$$\frac{\partial \rho_C}{\partial t} + U_{s_o} \frac{\partial \rho_C}{\partial z} = v_{C,p_1} R_{p_1} \quad (10)$$

Velocidade superficial para a fase sólida:

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

onde $j = c_5, g_1-g_3$,

Balço 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.

Balço 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 $j = c_1-c_5, g_1-g_3, wg$.

Balço material para o nitrogênio:

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



VI-OKTOBER FÓRUM – PPGEQ

23, 24 E 25 DE OUTUBRO DE 2007

onde g é o total de voláteis.

$$T_g = T_s = T_o \quad (21)$$

Balço 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 $j = c_1-c_5, g_1-g_3, wg$.

$$\begin{aligned} U_g &= U_{g_o} \\ U_s &= U_{s_o} \end{aligned} \quad (22)$$

$$P = P_{atm} \quad (23)$$

Balço de energia para a fase sólida:

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

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.

A injeção do agente gaseificante, neste caso, uma corrente de ar, é feita a uma altura intermediária ($z = L_{air,feed}$) do gaseificador, sendo:

$$\rho_i = 0 \quad (24)$$

onde $i = T, CO_2, H_2, CH_4, CO$

$$\rho_i = \rho_{g_o} Y_{i_o} \quad (25)$$

onde $i = O_2, H_2O$

Balço de energia para a fase gasosa:

$$\varepsilon \frac{\partial(\rho_g H_g)}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_g^* \frac{\partial T_g}{\partial z} \right) + \frac{\partial(U_g \rho_g H_g)}{\partial z} - \sum_j R_j \Delta H_j + Q_{sg} - Q_{gw} \quad (17)$$

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

$$T_g = T_{air} \quad (26)$$

$$U_g = U_{air} \quad (27)$$

Para a base do gaseificador ($z = L$), tem-se:

$$\frac{\partial T_g}{\partial z} = \frac{\partial T_s}{\partial z} = \frac{\partial \rho_i}{\partial z} = 0 \quad (28)$$

onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO$

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 e a viscosidade da fase gasosa; de acordo com Purnomo, Aerts e Ragland (1990). As difusividades e 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. Para o topo do gaseificador ($z = 0$), tem-se:

$$\rho_i = 0 \quad (19)$$

onde $i = T, O_2, CO_2, H_2, H_2O, CH_4, CO$

$$\begin{aligned} \rho_B &= \rho_{B_o} \\ \rho_M &= \rho_{B_o} Y_{M_o} \\ \rho_C &= 0 \end{aligned} \quad (20)$$

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

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; um sistema de equações diferenciais parciais (PDE).

Os modelos são simulados para as condições de operação e para fins de análise, com a variação de alguns parâmetros de operação: razão entre agente de gaseificação e resíduos alimentados, umidade inicial do resíduo alimentado, dentre outros. Com isto, visa-se a maximização da eficiência térmica do sistema pela otimização da composição dos gases efluentes importantes para as etapas seguintes do processo.

5 CONCLUSÕES

Este trabalho se encontra em fase de validação dos dois modelos no simulador através de dados da literatura, cujos resultados preliminares serão



VI-OKTOBER FÓRUM – PPGEQ

23, 24 E 25 DE OUTUBRO DE 2007

apresentados durante o evento. 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. De posse de dados reais de operação da planta piloto espera-se realizar um estudo comparativo entre ambos as abordagens de modelagem, demonstrando os pontos favoráveis e contrários de cada uma, assim como as respectivas aplicabilidades.

6 AGRADECIMENTOS

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

7 REFERÊNCIAS

ASPEN TECHNOLOGY INC., Aspen Engineering Suite, version 2006, Cambridge, 2006.

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

DI BLASI, C. Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chemical Engineering Science*. v.55, 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.

GROENEVELD, M. J.; VAN SWAAIJ, W. P. M. Gasification of char particles with CO₂ and H₂O. *Chemical Engineering Science*. v.35, n.1-2, p.307-313, 1980.

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.

JAND, N.; BRANDANI, V.; FOSCOLO, P. U. Thermodynamic limits and actual product yields and compositions in biomass gasification processes. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. v.45, p.834-843, 2006.

LI, X. *Biomass gasification in a circulating fluidized bed*. (Doctor of Philosophy in Chemical Engineering) - Department of Chemical and Biological Engineering. University of British Columbia, Vancouver, 2002.

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, p.195-207, 2001.

MANSARAY, K. G. *Gasification of rice husk in a fluidized bed reactor*. Thesis (Doctor of Philosophy in Biological Engineering) - Faculty of Engineering. Dalhousie University, Halifax, 1998.

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.

MATHIEU, P.; DUBUISSON, R. Performance analysis of a biomass gasifier. *Energy Conversion and Management*. v.43, p.1291-1299, 2002.

MELGAR, A. *et al.* Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process. *Energy Conversion and Management*. v.48, 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, France: The Combustion Institute. July 22-27, 1990. p.1025-1032.

SCHUSTER, G. *et al.* Biomass steam gasification - an extensive parametric modeling study. *Bioresource Technology*. v.77, p.71-79, 2001.

SOARES, R. P.; SECCHI, A. R. *Emso: a new environment for modelling, simulation and optimization*. In: ESCAPE 13, 2003. Lappeenranta, Finland: Elsevier Science Publishers. 2003. p.947-952.

XIANG-FU, Z. *Experimental study and modeling of biomass gasification in fluidized bed*. Thesis (Master of Science in Engineering) - School of Energy and Power Engineering. Huazhong University of Science and Technology, Wuhan, 2006.

ZAINAL, Z. A. *et al.* Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials. *Energy Conversion and Management*. v.42, p.1499-1515, 2001.

ZHAO, Y.; HAO, W.; ZHIHONG, X. Conceptual design and simulation of a co-gasification technology. *Energy Conversion and Management*. v.47, n.11-12, p.1416-1428, 2006.