

ESTUDO PRELIMINAR DA HIDRODINÂMICA DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA

M. G. RESENDE^{1*}, J. A. S. GONÇALVES¹, G. C. LOPES²

¹Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, ^{1,2}Universidade Federal de São Carlos, Departamento de Engenharia Química

*e-mail: marinagr.eq@hotmail.com

RESUMO

A questão relacionada ao uso de energias renováveis é um assunto de extremo interesse entre pesquisadores e também entre a sociedade em geral. É importante que novos trabalhos sejam constantemente desenvolvidos, de modo a buscar alternativas mais sustentáveis para geração de energia. Dentro deste contexto, uma opção bastante atrativa é o processo de gaseificação, capaz de gerar energia de forma renovável e eficiente, sendo, portanto, escolhido como processo de interesse deste trabalho. Devido à grande aceitação e também utilização de reatores de leito fluidizado para processo de termo conversão de biomassa, foi escolhido para este estudo o leito fluidizado circulante. O primeiro passo para o entendimento da modelagem deste tipo de reator é o conhecimento de seu comportamento hidrodinâmico. Neste trabalho, o comportamento de duas variáveis de interesse (fração volumétrica e velocidade da fase sólida) foram analisados usando técnicas de fluidodinâmica computacional, sendo testados diferentes coeficientes de restituição. Os resultados se aproximaram dos dados experimentais e contribuíram para um bom entendimento da primeira parte do estudo sobre gaseificadores de biomassa.

1 INTRODUÇÃO

Um dos maiores problemas enfrentados pela sociedade atualmente é a questão da energia. O ser humano necessita de energia para sua sobrevivência e também para facilitar a realização dos mais diversos tipos de atividades. No entanto, com o grande e incessante aumento da população ao longo dos anos, a sociedade evoluiu a um novo patamar de necessidades energéticas, sendo necessário valer-se de todo o conhecimento técnico e científico acerca do assunto, de modo a descobrir a melhor forma de utilizar a energia dentro deste novo contexto.

Existem diversas formas de geração de energia, podendo ser através de fontes renováveis (hidráulica, biomassa, carvão vegetal, entre outras) ou não-renováveis

(carvão mineral, gás natural e, principalmente, petróleo). No Brasil, em 2013, a utilização de fontes renováveis para geração de energia chegou a 41%, sendo o restante proveniente de fontes não-renováveis. No entanto, o uso de petróleo e derivados ainda ocupa uma parcela significativa como fonte de energia no país, equivalente a 39,3% (BRASIL, 2014).

Para tentar diminuir a dependência de petróleo e como alternativa para geração de energia de forma a minimizar os danos ao meio ambiente, surgem os chamados biocombustíveis. Tratam-se de combustíveis gerados através de fontes não-fósseis, como biomassa, por exemplo. Neste contexto, integra-se o processo de gaseificação, que, de maneira sucinta, “é um processo de conversão térmica de produtos carbonáceos (biomassa,

carvão mineral, óleos, resíduos plásticos, etc.) em gases (SÁNCHEZ, 2010).”

De forma a minimizar o fenômeno do efeito estufa, diminuindo a quantidade de CO₂ liberada para a atmosfera, a gaseificação se mostra uma boa alternativa para a geração de energia limpa. Além disso, dado o imenso potencial renovável que o Brasil possui para geração de energia, a gaseificação pode ser uma opção viável para este fim. Para tanto, são necessárias pesquisas e estudos de modo a possibilitar a viabilização do processo no país.

Uma das formas de aprofundar o conhecimento relacionado ao processo de gaseificação de biomassa é estudar seu comportamento hidrodinâmico. Neste tipo de processo, várias configurações de gaseificadores já foram analisadas, destacando-se os gaseificadores de leito fluidizado circulante. Algumas das principais vantagens deste tipo de configuração incluem melhores controles de temperatura, um melhor contato entre gases e sólidos e uma grande capacidade de armazenamento de energia (MIAO et al., 2013).

Deste modo, o estudo de alternativas para produção de biocombustíveis torna-se de suma importância no âmbito da Engenharia Química. No entanto, grande parte dos problemas de engenharia normalmente necessitam de um tratamento computacional, sendo este muitas vezes o procedimento mais prático ou até mesmo o único meio de se obter variáveis e parâmetros relacionados ao processo (FORTUNA, 2012).

Neste contexto, uma área da computação científica bastante utilizada para resolução de problemas de engenharia é a dinâmica dos fluidos computacional (CFD). Através de técnicas de CFD, o usuário pode obter todas as distribuições de pressões, velocidades e temperaturas, entre outras variáveis, em uma determinada região de escoamento (FORTUNA, 2012).

Por conseguinte, o estudo da hidrodinâmica em processos de gaseificação de

biomassa utilizando técnicas de fluidodinâmica computacional torna-se importante para o avanço dos estudos relacionados à geração de energia renovável. Por esta razão, este assunto foi escolhido como tema central deste trabalho.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Um dos mais promissores recursos de energia renovável atualmente é a biomassa. Devido à rigorosa política de redução do consumo de gases prejudiciais ao meio ambiente, a biomassa tornou-se o centro das atenções em todo o mundo como uma possível fonte de energia renovável, por exemplo, como combustível para motores.

No que se refere à utilização de leitos fluidizados circulantes, um trabalho experimental de grande destaque na área é o estudo de Pärssinen e Zhu (2001). Neste trabalho, foi realizado o estudo da velocidade das partículas e desenvolvimento do escoamento em um riser de 10 metros de comprimento e 78 milímetros de diâmetro. O fluido e a partícula analisados foram o ar e catalisadores de FCC (Craqueamento Catalítico Fluidizado), respectivamente.

Pepiot, Dibble e Foust (2012) afirmaram que a conversão termoquímica de biomassa pode ser uma grande promessa para produção de biocombustíveis e representará um papel importante na substituição de combustíveis derivados de petróleo por biocombustíveis. Abordagens empíricas já mostraram sérias limitações na capacidade de entendimento e controle destes processos de conversão. No entanto, sem a habilidade de prever e otimizar precisamente a performance da conversão termoquímica, a comercialização em grande escala destes sistemas é severamente comprometida.

Neste contexto, a fluidodinâmica computacional (CFD) aparece como uma ferramenta essencial para melhor compreensão dos complexos fenômenos físicos e químicos envolvidos, abrindo caminho em direção à

eficientes estratégias de controle e design. Após uma breve descrição dos modelos numéricos necessários para simulação de gaseificação e pirólise de biomassa, Pepiot, Dibble e Foust (2012) apresentam as contribuições da CFD para o projeto de equipamentos e otimização do processo.

Em 2014, Liu desenvolveu modelos de CFD bidimensionais e tridimensionais para simular a gaseificação de biomassa em um reator de leito fluidizado circulante. O modelo padrão de turbulência $k - \epsilon$ foi acoplado com a teoria cinética do escoamento granular para simulação da hidrodinâmica no gaseificador. A cinética de reações homogêneas e heterogêneas foram estudadas e integradas com equações de continuidade, movimento e energia para descrição das distribuições de velocidade, temperatura e concentração. Os resultados simulados foram comparados com os experimentais. O impacto de modelos de turbulência e radiação, reação de shift gás-água (WGS) e razão equivalente (ER) foram investigados para apresentar uma melhor compreensão de gaseificação de biomassa em um reator de leito fluidizado circulante.

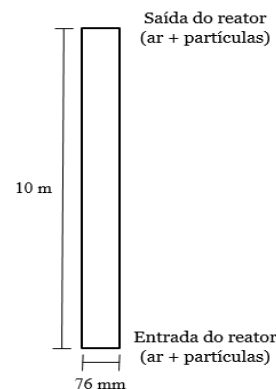
Com o intuito de avaliar a elasticidade do choque entre partículas, diferentes coeficientes de restituição foram testados Loha, Chattopadhyay e Chatterjee (2014). Neste estudo, foi observado que, quando foi usado um coeficiente de restituição igual a 1, a distribuição de partículas era muito mais uniforme, e que, conforme este valor era diminuído, o espaço ocupado pelas bolhas de ar no leito aumentava.

Portanto, é de suma importância que novas tecnologias para gaseificação de biomassa com aplicação de técnicas de CFD sejam constantemente estudadas. Desta forma, este trabalho foi desenvolvido de forma a contribuir para um entendimento preliminar da hidrodinâmica de um processo de gaseificação de biomassa em leito fluidizado circulante, baseando-se, principalmente nos trabalhos de Pärssinen e Zhu (2001) e Liu (2014).

3 MODELAGEM MATEMÁTICA

Neste trabalho, foi simulado um modelo bidimensional de um reator em leito fluidizado circulante (PÄRSSINEN; ZHU, 2001; LIU, 2014). Um desenho esquemático do reator com as medidas utilizadas pode ser observado, como mostra a Figura 1. É importante ressaltar que este trabalho considerou apenas transferência de momento, sendo que as transferências de massa e energia estão sendo estudadas e serão publicadas futuramente.

Figura 1 – Desenho esquemático do reator utilizado na simulação.



Fonte: Autor (2015).

O escoamento estudado foi do tipo gás-sólido, sendo a fase gás representada pelo ar e fase sólida, por partículas de biomassa (madeira). As características e condições de contorno para as duas fases serão mostradas mais adiante neste artigo. Além disso, o escoamento também foi considerado incompressível, isotérmico e transiente.

A abordagem utilizada para caracterização do comportamento do fluido e da fase sólida foi Euleriana-Euleriana, devido, principalmente, à sua adequação ao caso e menor tempo de simulação computacional. Nesta abordagem, as duas fases são consideradas como contínuas e se interpenetram.

3.1 Equações de Conservação de Massa

As Equações 1 e 2 representam os princípios de conservação de massa aplicados à simulação. A Equação 1 foi utilizada tanto para representação da fase sólida como para a fase gás. A Equação 2 representa a soma das frações volumétricas das fases gás e sólida.

$$\frac{\partial \alpha_{s,g} \rho_{s,g}}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_{s,g} \rho_{s,g} v_{s,g}) = 0 \quad (1)$$

$$\alpha_g + \alpha_s = 1 \quad (2)$$

3.2 Equações de Conservação de Momento

As Equações 3 e 4 representam a conservação de momento para a fase gás e para a fase sólida, respectivamente.

$$\frac{\partial \alpha_g \rho_g v_g}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g v_g v_g) = -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot (\tau_g + \tau'_g) + \alpha_g \rho_g g + \beta (v_s - v_g) \quad (3)$$

$$\frac{\partial \alpha_s \rho_s v_s}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s v_s v_s) = -\alpha_s \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot (\tau_s + \tau'_s) + \alpha_s \rho_s g + \beta (v_g - v_s) \quad (4)$$

As tensões laminar e turbulenta, necessárias para o fechamento do balanço de quantidade de movimento, estão representadas pelas Equações 5 e 6, respectivamente.

$$\tau_{g,s} = \alpha_{s,g} \mu_{g,s} (\nabla v_{g,s} + \nabla v_{g,s}^T) + \alpha_{s,g} (\xi_{g,s} - \frac{2}{3} \mu_{g,s}) \delta \quad (5)$$

$$\tau'_{g,s} = \alpha_{s,g} \mu_{g,s}^t (\nabla v_{g,s} + \nabla v_{g,s}^T) - \frac{2}{3} (\alpha_{s,g} \rho_{g,s} \kappa_{g,s} + \alpha_{s,g} \mu_{g,s}^t \nabla \cdot v_{g,s}) \delta \quad (6)$$

O termo para viscosidade dinâmica turbulenta, necessário para o fechamento da Equação 6, é dado pela Equação 7.

$$\mu_{g,s}^t = \rho_{g,s} C_\mu \kappa_{g,s}^2 / \varepsilon_{g,s} \quad (7)$$

3.3 Modelo de Turbulência

O modelo de turbulência utilizado para a simulação foi o modelo $k - \varepsilon$. As equações e parâmetros utilizados para essa modelagem foram análogos às do trabalho de Liu (2014).

3.4 Coeficiente de Transferência de Quantidade de Movimento (β) – Modelo de Gidaspow et al. (1992)

O modelo de arraste utilizado neste trabalho foi o modelo proposto por Gidaspow et al. (1992), que é uma combinação do modelo de Wen e Yu (1966) e da equação de Ergun. Para uma fração volumétrica de gás menor ou igual a 0,8, a Equação 8 foi aplicada.

$$\beta_{Ergun} = 150 \frac{\alpha_s^2 \mu_g}{\alpha_g d_p} + 1,75 \frac{\alpha_s \rho_g |v_g - v_s|}{d_p} \quad (8)$$

Já para uma fração volumétrica maior que 0,8, utilizou-se a Equação 9.

$$\beta_{Wen \& Yu} = \frac{3}{4} C_d \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g |v_g - v_s| \alpha_g^{-2,65}}{d_p} \quad (9)$$

O coeficiente de arraste (C_d) e o número de Reynolds da partícula (Re_p) são dados pelas Equações 10 e 11, respectivamente.

$$C_d = \frac{24}{\alpha_g Re_p} [1 + 0,15 (\alpha_g Re_p)^{0,687}] \quad (10)$$

$$Re_p = \frac{\rho_g |v_g - v_s| d_p}{\mu_g} \quad (11)$$

Também foi necessária a utilização de uma função de transição (Equação 12) e um fator de correlação (ϕ – Equação 13), de forma a atingir uma transição mais suave entre os coeficientes das Equações 8 e 9.

$$\beta = \phi \beta_{Ergun} + (1 - \phi) \beta_{Wen \& Yu} \quad (12)$$

$$\phi = \frac{\arctang[150 \times 1,75 (0,2 - \alpha_s)]}{\pi} + 0,5 \quad (13)$$

3.5 Teoria Cinética do Escoamento Granular (TCEG)

De modo a proporcionar um fechamento para a equação geral de conservação de momento para a fase sólida (Equação 4), foi aplicada, neste caso, a teoria cinética do escoamento granular. Através de sua utilização, foi possível determinar a pressão de sólidos no processo.

As variáveis que representam a pressão de sólidos, a viscosidade bulk, a viscosidade dinâmica, a equação de flutuação de energia, o fluxo de flutuação da energia e taxa de dissipação de energia de colisões foram calculadas de acordo com as Equações 14, 15, 16, 17, 18 e 19. Outras variáveis necessárias para fechamento podem ser encontradas no trabalho de Liu (2014).

$$p_s = \alpha_s \rho_s \Theta [1 + 2(1 + e)g_0 \alpha_s] \quad (14)$$

$$\xi_s = \frac{4}{3} \alpha_s \rho_s (1 + e) \left(\frac{\Theta}{\pi}\right)^{1/2} \quad (15)$$

$$\mu_s = \frac{2\mu_{dil}}{(1+e)g_0} \left[1 + \frac{4}{5}(1 + e)g_0 \alpha_s\right]^2 + \frac{4}{5} \alpha_s^2 \rho_s d_p g_0 (1 + e) \left(\frac{\Theta}{\pi}\right)^{1/2} \quad (16)$$

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial \alpha_s \rho_s \Theta}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \Theta \mathbf{v}) \right] = (\tau_s) : \frac{\partial \mathbf{v}}{\partial \mathbf{r}} - \nabla \cdot \mathbf{q} - \gamma - 3\beta\Theta \quad (17)$$

$$\mathbf{q} = -\kappa \nabla \Theta \quad (18)$$

$$\gamma = 3(1 - e^2) \alpha_s^2 \rho_s d_p \Theta \left(\frac{4}{d_p} \left(\frac{\Theta}{\pi}\right)^{\frac{1}{2}} - \nabla \cdot \mathbf{v}_s \right) \quad (19)$$

3.6 Função de distribuição radial

Para a implementação da função de distribuição radial, foi necessária a criação de uma UDF (*User-Defined Function*). A Equação 20 mostra a função de distribuição utilizada para este trabalho (LIU, 2014).

$$g_0 = \frac{3}{5} \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{\frac{1}{2}} \right]^{-1} \quad (20)$$

As considerações relacionadas às funções de parede foram análogas às utilizadas no trabalho de Liu (2014).

4 MODELAGEM NUMÉRICA

De modo a solucionar as equações diferenciais parciais não-lineares presentes na modelagem matemática do processo, foi utilizado método dos volumes finitos. O software utilizado para esta simulação foi o FLUENT®, versão 14.5, presente no pacote ANSYS®.

Com relação ao tratamento do acoplamento velocidade e pressão, o software FLUENT® apresenta várias opções de algoritmos. Para o caso em questão, foi escolhido o algoritmo SIMPLE. De forma a analisar fluxos convectivos nas faces dos volumes de controle, o esquema utilizado foi o *Upwind* de primeira ordem. No caso da discretização temporal, foi utilizado esquema implícito de Euler de primeira ordem. E, finalmente, para o cálculo do gradiente das variáveis para discretização do termo da difusão nas equações de conservação, o método escolhido foi o *Least Square Cell-Based*.

5 ASPECTOS GERAIS DA SIMULAÇÃO

5.1 Configurações

Para esta simulação bidimensional transiente, foi utilizado um critério de convergência de 10^{-3} e um máximo de 100 iterações por passo de tempo para alcance da convergência. A altura do reator foi considerada 10 m e o diâmetro interno, 76 mm.

As propriedades das fases gás e sólida estão apresentadas na Tabela 1. No que se refere à modelagem da teoria cinética do escoamento granular (TCEG), para a

viscosidade colisional foi utilizado o modelo de Gidaspow et al. (1992). Já para a viscosidade cinética, o modelo escolhido foi o de Syamlal et al. (1993). Com relação às viscosidades friccional e global, foram utilizados os modelos de Schaeffer (1987) e Lun et al. (1984), respectivamente.

Tabela 1 – Propriedades das fases gás e sólida do processo.

Propriedade	Valor atribuído
Densidade do ar	1,225 kg/m ³
Viscosidade do ar	1,7894e ⁻⁵
Diâmetro das partículas	67µm
Densidade das partículas	1500 kg/m ³

Fonte: Liu (2014).

Para função de arraste foi considerado o modelo de Gidaspow et al. (1992). Neste trabalho, foram analisados dois valores distintos para o coeficiente de restituição (0 e 1).

São apresentadas na Tabela 2 as condições de contorno implementadas no FLUENT® para o problema em questão.

Tabela 2 – Condições de contorno do modelo.

Configuração	Valor atribuído
Entrada de gás	Velocidade de entrada – Velocidade superficial do gás: 5,5 m/s
Entrada de sólidos	Velocidade de entrada – 0,8 m/s
Saída (gás, sólidos)	Pressão atmosférica
Condições de parede (gás, sólidos)	Sem deslizamento

Fonte: Liu (2014).

5.2 Geometria e Malha

A geração da geometria e da malha utilizadas para o modelo foram realizadas no software ICEM-CFD®, versão 14.5, também

pertencente ao pacote ANSYS®. A Figura 2 mostra aspectos da geometria construída para o modelo. É importante ressaltar que foi gerada a simetria axial em relação ao eixo x para a geometria em questão.

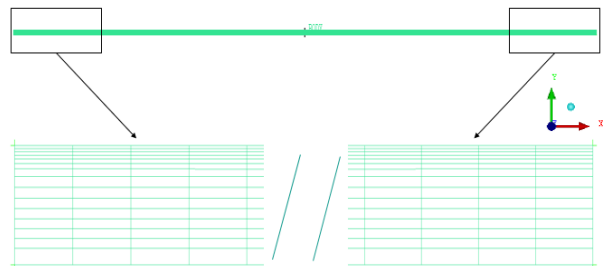
A Figura 3 apresenta um esquema simplificado da malha. A malha gerada apresentou, aproximadamente, 6000 elementos e apresentou um refinamento maior próxima à parede. É válido mencionar que esta quantidade de elementos foi utilizada baseando-se no trabalho de Liu (2014), que realizou um teste de malha para o mesmo tipo de geometria testando 4000, 6000, 8000 e 12000 elementos, concluindo que a malha mais adequada para este tipo de problema era a de 6000 elementos. No trabalho de Liu (2014), a variável escolhida para validação do teste de malha foi o perfil radial da fração volumétrica de sólidos.

Figura 2 – Geometria desenhada para o modelo, mostrando sua entrada (à esquerda) e saída (à direita).



Fonte: Autor (2015).

Figura 3 – Representação simétrica da malha gerada para o modelo, mostrando sua entrada (à esquerda) e saída (à direita).



Fonte: Autor (2015).

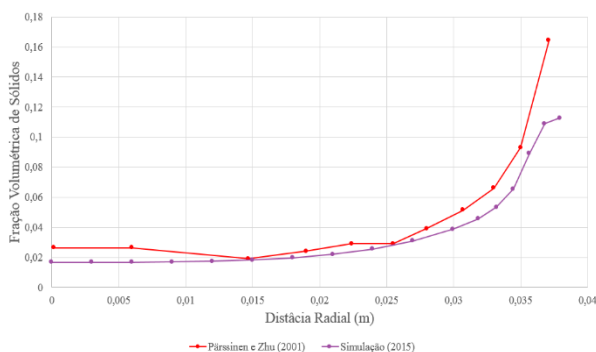
A simulação foi conduzida utilizando-se a simetria da geometria gerada, de modo a economizar tempo e esforço computacionais.

5.3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

As variáveis avaliadas neste primeiro momento do trabalho foram: velocidade e fração volumétrica, ambas da fase sólida. Foi gerado o perfil de fração volumétrica de sólidos e velocidade da fase sólida nas alturas de 6,34 m e 9,42 m. Os resultados obtidos foram comparados aos do trabalho experimental de Pärssinen e Zhu (2001).

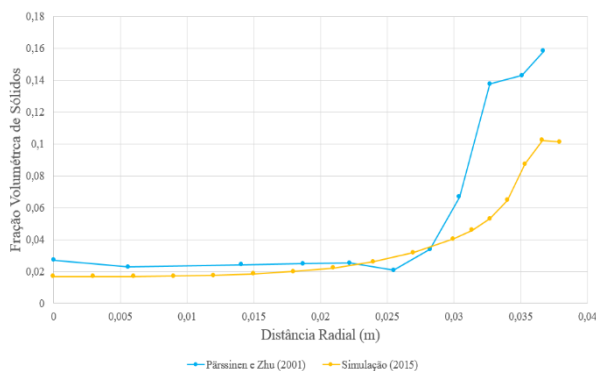
As Figuras 4 e 5 mostram o perfil da fração volumétrica de sólidos ao longo do raio para as alturas de 6,34 m e 9,42 m do reator, para um coeficiente de restituição igual a 0.

Figura 4 – Perfil radial da fração volumétrica de sólidos à uma altura de 6,34 m ($e=0$).



Fonte: Autor (2015).

Figura 5 – Perfil radial da fração volumétrica de sólidos à uma altura de 9,42 m ($e=0$).

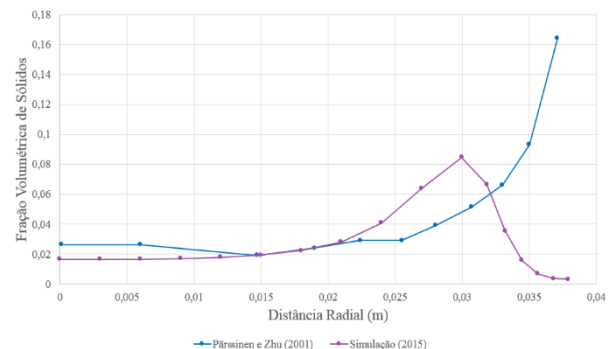


Fonte: Autor (2015).

Analizando os resultados das Figuras 4 e 5, nota-se que foram similares aos resultados experimentais, diferindo principalmente próximo à parede. Neste caso, uma possível solução para este problema poderia ser realizar um melhor refinamento próximo à parede.

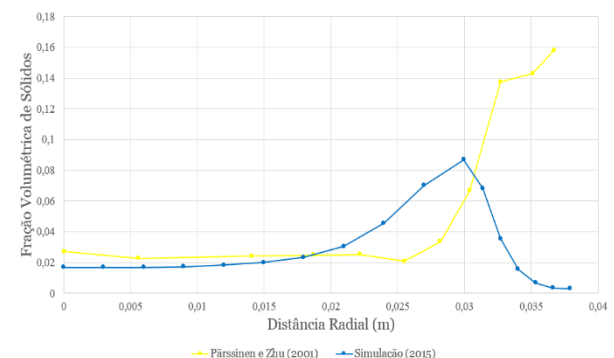
Os perfis de fração volumétrica de sólidos relativos às alturas de 6,34 m e 9,42 m são mostrados nas Figuras 6 e 7, desta vez para um coeficiente de restituição igual a 1. Nota-se uma diferença significativa comparando-se com os resultados experimentais. Isso pode comprovar que a utilização de um coeficiente de restituição igual a 0 é mais adequada para o modelo simulado.

Figura 6 – Perfil radial da fração volumétrica de sólidos à uma altura de 6,34 m ($e=1$).



Fonte: Autor (2015).

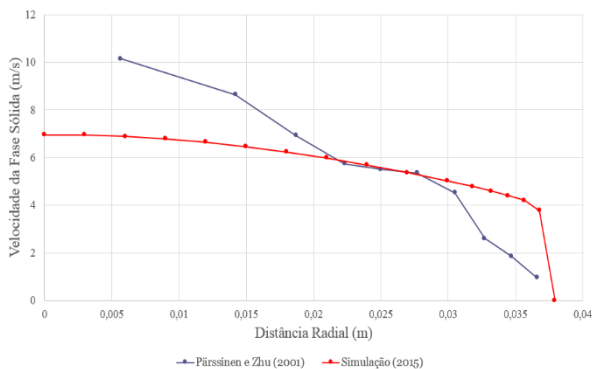
Figura 7 – Perfil radial da fração volumétrica de sólidos à uma altura de 9,42 m ($e=1$).



Fonte: Autor (2015).

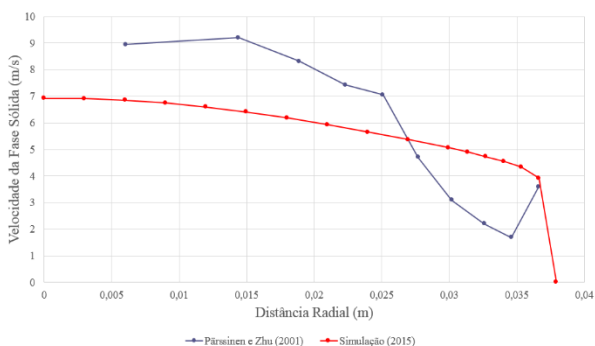
Tratando-se agora da velocidade da fase sólida, utilizando apenas um coeficiente de restituição igual a 0, os resultados podem ser observados nas Figuras 8 e 9.

Figura 8 – Perfil radial de velocidade da fase sólida à altura de 6,34 m do reator ($e=0$).



Fonte: Autor (2015).

Figura 9 – Perfil radial de velocidade da fase sólida à altura de 9,42 m do reator ($e=0$).



Fonte: Autor (2015).

Examinado os resultados relacionados à velocidade da fase sólida, observa-se que o comportamento do modelo simulado não se adequa muito aos resultados experimentais.

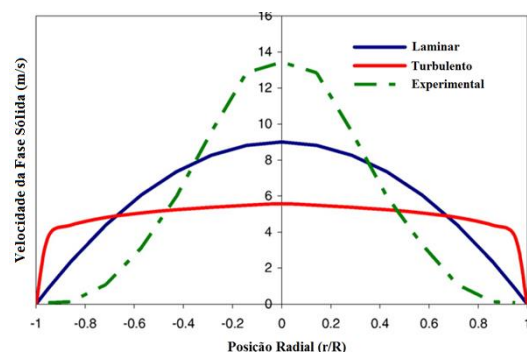
Outro aspecto importante que deve ser levado em consideração e que também pode explicar os resultados obtidos no modelo é encontrado no trabalho de Cruz, Steward e Pugsley (2006). Os pesquisadores propuseram novos modelos de fechamento para modelagem em CFD de leitos fluidizados circulantes.

De acordo com o trabalho citado anteriormente, muitos estudos concordam que o perfil radial de velocidade da fase sólida é similar ao da Figura 10 (PÄRSSINEN e ZHU, 2001; CRUZ, STEWARD e PUGSLEY, 2006). Isso ocorre, uma vez que, para algumas condições de concentração de sólidos e tamanho de partículas, há acúmulo de partículas na região da parede, fazendo com que o gás seja direcionado para a região central do equipamento.

Deve-se enfatizar que, o equipamento usado na obtenção dos dados experimentais não foi detalhado no estudo de Parssinen e Zhu (2001). Como já observado em outros trabalhos numéricos sobre leitos fluidizados circulantes (CHENG et al., 1998; VAN DER MEER et al., 2000; LOPES et al., 2012), determinadas características geométricas de alimentação de partículas, bem como, de saída do equipamento, influenciam significativamente no padrão de distribuição de partículas dentro dele.

Neste estudo preliminar, foi usado uma modelagem bidimensional, onde não foram consideradas entradas separadas para as partículas e o gás, nem curvas de saída, como comumente encontrado em leitos fluidizados circulantes.

Figura 10 – Perfil radial de velocidade da fase sólida, comparando-se os escoamentos laminar, turbulentos e os resultados experimentais.



Fonte: Adaptado de Cruz, Steward e Pugsley (2006).

6 CONCLUSÕES

Considerando o principal objetivo do trabalho sendo avaliar o comportamento de um reator em leito fluidizado circulante para futura aplicação do processo de gaseificação de biomassa, o estudo apresentado reflete apenas uma análise inicial deste processo.

A partir dos resultados obtidos, pode-se verificar que o coeficiente de restituição afeta significativamente a fração volumétrica de sólidos, sendo uma variável de bastante interesse.

A relação entre resultados experimentais e simulados depende de vários fatores. O experimento deve apresentar um nível de detalhamento grande para que a simulação possa ser comparada a ele, e esta deve ser fiel ao que foi exposto. No experimento original de Pärssinen e Zhu (2001), o riser que gerou os resultados experimentais apresentava uma entrada lateral e uma entrada no fundo do equipamento. Neste trabalho, foi considerada apenas uma entrada para o equipamento (fundo).

Considerando o que foi apresentado, vários passos ainda devem ser dados para a simulação do comportamento de variáveis em um gaseificador de biomassa.

Um estudo mais detalhado, considerando um modelo tridimensional, com entradas separadas para as partículas e o gás, bem como uma curva de saída, vem sendo desenvolvido com o intuito de se obter perfis hidrodinâmicos mais similares aos encontrados na prática em equipamentos de leito fluidizado circulante.

NOMENCLATURA

Sobrescritos

t	transposto
T	turbulento

Subscritos

g	fase gás
s	fase sólida

Letras gregas e latinas

e	coeficiente de restituição [adimensional]
β	coeficiente de transferência de quantidade de movimento entre as fases [$kg\ m^{-3}\ s^{-1}$]
C_μ	constante do modelo $k - \varepsilon$
d_p	diâmetro das partículas [m]
k	energia cinética turbulenta [$m^{-2}\ s^{-2}$] ou condutividade térmica [$W\ m^{-1}\ K^{-1}$]
q	fluxo difusivo de energia granular [$J\ m^2\ s$]
α	fração volumétrica [adimensional]
g_o	função de distribuição radial [adimensional]
g	gravidade [$m\ s^{-2}$]
ρ	massa específica [$kg\ m^{-3}$]
p	pressão [Pa]
r	raio [m]
γ	taxa de dissipação de energia colisional [$m^2\ s^{-3}$]
ε	taxa de dissipação turbulenta [$m^2\ s^{-3}$]
Θ	temperatura granular [$m^2\ s^{-2}$]
t	tempo [s]
τ	tensor tensão [Pa]
δ	tensor unitário [adimensional]
v	velocidade [$m\ s^{-1}$]
μ	viscosidade [$kg\ m^{-1}\ s^{-1}$]
ξ	viscosidade bulk [$kg\ m^{-1}\ s^{-1}$]
μ_{dil}	viscosidade cinética [$kg\ m^{-1}\ s^{-1}$]

REFERÊNCIAS

- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. **Balanco Energético Nacional – Ano base 2013**. Brasília, DF, 2014. Disponível em: <https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2014.pdf>. Acesso em: 18 mar. 2015.
- CHENG, Y.; WEI, F.; YANG, G.; YONG, J. Inlet and outlet effects on flow patterns in gas-

solid risers. **Powder Technology**, v. 98, p. 151–156, 1998.

CRUZ, E.; STEWARD, F. R.; PUGSLEY, T. New closure models for CFD modeling of high-density circulating fluidized beds. **Powder Technology**, v.169, p. 115-122, 2006.

FORTUNA, A. O. **Técnicas computacionais para dinâmica dos fluidos**. São Paulo: EdUSP, 2012.

GIDASPOW, D.; BEZBURUAH, R.; DING, J. Hydrodynamics of Circulating Fluidized Bed, Kinetic Theory Approach. In: *7th Engineering Foundation Conference on Fluidization*, 1992.

LIU, H. CFD modeling of biomass gasification using a circulating fluidized bed reactor. PhD Thesis – University of Waterloo, Ontario, Canada, 2014.

LOHA, C.; CHATTOPADHYAY, H.; CHATTERJEE, P. K. Effect of coefficient of restitution in Euler-Euler CFD simulation of fluidized-bed hydrodynamics. **Particuology**, v.15, p. 170-177, 2014.

LOPES, G. C.; ROSA, L. M.; MORI, M.; NUNHEZ, J. R.; MARTIGNONI, W. P. CFD study of industrial FCC risers: the effect of outlet configurations on hydrodynamics and reactions. **International Journal of Chemical Engineering**, 2012.

LUN, C. K. K.; SAVAGE, S. B.; JEFFREY, D. J. ; CHEPURNIY, N. Kinetic Theories for Granular Flow: Inelastic Particles in Couette Flow and Slightly Inelastic Particles in a General Flow Field. **Journal of Fluid Mechanics**, v.140, p. 223–256, 1984.

MIAO, Q.; ZHU, J. BARGHI, S.; WU, C.; YIN, X.; ZHOU, Z. Modeling biomass gasification in circulating fluidized beds. **Renewable Energy**, v. 50, p. 655-661, 2013.

PÄRSSINEN, J. H.; ZHU, J.-X. Particle velocity and flow development in a long and high-flux circulating fluidized bed riser. **Chemical Engineering Science**, v.56, p. 5295-5303, 2001.

PEPIOT, P.; DIBBLE, C. J.; FOUST, T. D. Computational fluid dynamics modeling of biomass gasification and pyrolysis. Washington DC, Dezembro, 2010. Disponível em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/bk-2010-1052.ch012>>. Acesso em: 03 out. 2013.

SÁNCHEZ, C. G. **Tecnologia da gaseificação de biomassa**. Campinas-SP: Ed. Átomo, 2010.

SCHAEFFER, D. G. Instability in the Evolution Equations Describing Incompressible Granular Flow. **Journal of Differential Equations**, v. 66, p.19–50, 1987.

VAN DER MEER, E. H.; THORPE, R. B.; DAVIDSON, J. F. Flow patterns in the square cross-section riser of a circulating fluidized bed and the effect of riser exit design. **Chemical Engineering Science**, v. 55, p. 4079–4099, 2000.

WEN, C. Y.; YU, Y. H. Mechanics of Fluidization *Chemical Engineering Progress Symposium, Series*, v.62, p. 100-111, 1966.

AGRADECIMENTOS

Os autores gostariam de agradecer ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pelo apoio financeiro e também ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química (PPGEq) da Universidade Federal de São Carlos pela oportunidade para realização deste projeto.