

---

---

## **CAPÍTULO V**

---

# **ESTUDO DE FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL DE UM LEITO DE JORRO OPERANDO COM MISTURA DE PARTÍCULAS**

**S**ÃO APRESENTADAS neste capítulo as metodologias de confecção da malha e a descrição da modelagem adotada para as simulações CFD da dinâmica de misturas de partículas.

Inicialmente, foi realizado um teste com diferentes equações constitutivas que descrevem o termo pressão de sólidos e a função de distribuição radial, a fim de verificar qual destes modelos produz resultados fisicamente consistentes para a simulação de um sistema contendo mais de uma fase granular.

Em seguida, foram realizadas simulações de três misturas com diferentes composições de esferas de vidro (1 e 4 mm).

Também foram realizadas simulações de uma amostra de areia, com distribuição granulométrica conhecida, a fim de verificar o efeito de segregação da mesma.

Alguns resultados experimentais de segregação disponíveis na literatura também foram reproduzidos por meio de simulação CFD.

### **5.1. Metodologia**

#### **5.1.1. O Modelo Euleriano Granular Aplicado Para Mais de Uma Fase Granular**

O Modelo Euleriano é especialmente útil e computacionalmente efetivo quando a fração de volume da fase granulada é comparável ao da fase contínua, ou quando as forças de campo, como a gravidade, atuam de forma relevante na separação entre as fases, ou

quando a interação entre as fases tem um papel significativo na fluidodinâmica do sistema. Resolve um completo de  $n$  equações de momento e da continuidade para cada fase. O acoplamento da pressão é conseguido através dos coeficientes da troca entre as fases. A maneira de garantir este acoplamento depende do tipo de fases envolvidas.

Para o modelo Euleriano granular, as propriedades são obtidas pela aplicação da teoria cinética granular. A troca de momento entre as fases é também dependente do tipo de mistura que está sendo modelada. As aplicações do modelo Euleriano multifásico incluem colunas da bolha, *risers*, suspensão de partículas, leitos fluidizados, leitos de jorro, dentre outros.

A abordagem Euler-Euler trata todas as fases como contínuas e interpenetrantes. As equações de conservação são escritas para ambas as fases, o que dá origem a um sistema de equações similares, facilitando a manipulação matemática do sistema.

A descrição adequada das forças interfaciais, presentes nas equações de balanço de quantidade de movimento de ambas as fases, é de suma importância na precisão das simulações, sendo a força de arraste a principal força que age sobre as partículas. O modelo de arraste empregado entre a fase gasosa e as fases granulares foi o modelo de GIDASPOW et al. (1992). O gradiente de pressão de sólidos é definido pela teoria cinética granular definida por LUN et al. (1984), estando disponíveis também outras equações para a descrição deste termo, bem como diferentes equações de função de distribuição radial, que pode também ser interpretada como a distância adimensional entre as partículas.

A estratégia de simulação deste trabalho foi a mesma adotada por SANTOS et al. (2009a), onde pode-se encontrar a descrição detalhada dos modelos empregados nas simulações. Devido à presença de outra fase granular, há a adição de um termo de troca de momento entre as fases granulares, definido por (SYAMLAL, 1987):

$$K_{s_1s_2} = \frac{3(1 + e_{s_1s_2}) \left( \frac{\pi}{2} + C_{fr,s_1s_2} \frac{\pi^2}{8} \right) \alpha_{s_2} \rho_{s_2} \alpha_{s_1} \rho_{s_1} (d_{s_1} + d_{s_2})^2 g_{0,s_1s_2}}{2\pi (\rho_{s_1} d_{s_1}^3 + \rho_{s_2} d_{s_2}^3)} \left| \overline{v_{s_1}} - \overline{v_{s_2}} \right| \quad (5.1)$$

em que  $e_{s_1s_2}$  é o coeficiente de restituição entre as fases,  $C_{fr,s_1s_2}$  é o coeficiente de fricção entre as partículas das fases sólidas,  $d_{s_1}$  e  $d_{s_2}$  são os diâmetros das partículas das fases  $s_1$  e  $s_2$ ;  $g_{0,s_1s_2}$  é a função de distribuição radial entre as fases;  $\alpha_{s_1}$  e  $\alpha_{s_2}$  são as frações volumétricas,  $\rho_{s_1}$  e  $\rho_{s_2}$  são as densidades das fases e  $\left| \overline{v_{s_1}} - \overline{v_{s_2}} \right|$  é a velocidade relativa entre as fases.

Devido à presença de uma segunda fase granular, é preciso calcular o limite máximo de empacotamento baseado no empacotamento das duas fases.

Como as partículas menores se acumulam entre as partículas maiores, há um aumento no limite de empacotamento. Para uma mistura binária com diâmetros  $d_{s_1} > d_{s_2}$ , a composição da mistura é definida por (FEDORS; LANDELL, 1979):

$$X_B = \alpha_{s_1} / (\alpha_{s_1} + \alpha_{s_2}) \quad (5.2)$$

na qual:

$$X_B \leq \frac{\alpha_{s_1, \max}}{(\alpha_{s_1, \max} + (1 - \alpha_{s_1, \max}) \alpha_{s_2, \max})} \quad (5.3)$$

O limite máximo de empacotamento para uma mistura binária é dado pela seguinte equação (FEDORS; LANDELL, 1979):

$$\alpha_{s, \max} = \left[ 1 - \sqrt{\frac{d_{s_2}}{d_{s_1}}} \right] (\alpha_{s_1, \max} + (1 - \alpha_{s_1, \max}) \alpha_{s_2, \max}) (1 - X_B) + \alpha_{s_1, \max} \quad (5.4)$$

A força de ascensão e a força mássica virtual não são significativas para o caso estudado. A viscosidade friccional de sólidos foi desprezada, baseado no trabalho de DU et al. (2006), que revela pouca influência da inclusão de um Modelo Friccional na fluidodinâmica do leito de jorro.

As condições de contorno associadas ao modelo consideram que a injeção de ar na entrada do leito é somente na direção axial, sendo a velocidade de sólidos na entrada nula. Na saída, os gradientes de velocidade para as duas fases na direção axial é zero e a pressão é a atmosférica. No eixo de simetria, os gradientes de velocidade para as duas fases e para a temperatura granular na direção radial são nulos, enquanto que nas paredes, foi adotada uma condição de não deslizamento (*no slip*).

O código computacional Fluent® resolve pelo método de volumes finitos o conjunto de equações formado pelas equações de balanço de massa e quantidade de movimento para cada fase, bem como as equações constitutivas, que contabilizam as forças que atuam no sistema. Estas forças são relativas à troca de momento entre as fases e às interações entre as partículas.

O conjunto das equações de balanço e equações constitutivas foi resolvido utilizando a técnica de volumes finitos, empregada pelo *software* de CFD Fluent 12.2.1. Adotou-se o algoritmo SIMPLE para estabelecer o acoplamento velocidade-pressão.

### 5.1.2. Metodologia Empregada no Caso 1 – Simulação de Mistura de Esferas de Vidro de 1 e 4 mm

No caso de sistemas compostos por mais de uma fase granular, a distância entre as partículas é função da razão de tamanho entre as mesmas e da composição da mistura, sendo necessário que as formulações da função distribuição radial contabilizem o efeito dessas variáveis. Na literatura, encontram-se vários trabalhos de simulações CFD de misturas binárias de esferas de vidro com tamanhos distintos em leito fluidizado (mas não em jorro), que empregam diferentes funções de distribuição radial, como mostra a Tabela 5.1. Sendo assim, buscou-se inicialmente definir a equação constitutiva a ser empregada nas simulações deste trabalho.

Tabela 5.1 – Modelos de função de distribuição radial avaliados neste trabalho.

| Funções de distribuição radial |                                                                                                                                                                                                       |
|--------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| T1                             | LUN et al. (1984), OGAWA et al. (1980): empregado por MAZZEI et al.(2010)                                                                                                                             |
|                                | $g_{0i} = \frac{d_i}{2} \sum_{k=1}^n \frac{\alpha_k}{d_k} + \left[ 1 - \left( \frac{\alpha_s}{\alpha_{s,\max}} \right)^{1/3} \right]^{-1}$                                                            |
| T2                             | MA e AHMADI (1990), utilizado por POUGATC et al. (2011)                                                                                                                                               |
|                                | $g_{0i} = \frac{1 + 2,5\alpha_s + 4,5904\alpha_s^2 + 4,515439\alpha_s^3}{\left[ 1 - \left( \alpha_s / \alpha_{s,\max} \right)^3 \right]^{0,67802}} + \frac{d_i}{2} \sum_{k=1}^n \frac{\alpha_k}{d_k}$ |
| T3                             | IDDIR e ARASTOOPOUR (2005)                                                                                                                                                                            |
|                                | $g_{0i} = \frac{3d_i}{2} \sum_{k=1}^n \frac{\alpha_k}{d_k} + \left[ 1 - \left( \frac{\alpha_s}{\alpha_{s,\max}} \right) \right]^{-1}$                                                                 |
| T4                             | SYAMLAL et al. (1993), utilizado por FAN e FOX (2008), AZIZI et al. (2010).                                                                                                                           |
|                                | $g_{0ki} = \left( \frac{1}{1 - \alpha_s} \right) + 3 \left( \sum_{k=1}^n \frac{\alpha_k}{d_k} \right) \frac{d_k d_i}{(1 - \alpha_s)^2 (d_k + d_i)}$                                                   |

Foram testadas quatro modelos, que estavam disponíveis no software FLUENT, que foram nomeados por T1, T2, T3 e T4, conforme a Tabela 5.1, na qual estão as referências

dos trabalhos que empregaram os respectivos modelos. Não foram encontradas referências sobre o emprego do modelo de distribuição radial de IBDIR e ARASTOPOUR (2005).

Para a avaliação destes modelos foi utilizado o experimento apresentado no capítulo anterior, referente a uma mistura de esferas de vidro composta de 50% de esferas de vidro de 4 mm e 50 % de esferas de vidro de 1 mm, para uma altura de leito estático de 0,08 m.

Foi realizado um teste para escolha da malha a ser adotada. A malha inicial (Malha 1) era composta de 9828 elementos hexaédricos. A região cônica da geometria foi adaptada sequencialmente, de forma a produzir malhas com 43344 (Malha 2) e 77600 (Malha 3) elementos hexaédricos. Foram empregados dois planos de simetria, de forma que foi simulado apenas  $\frac{1}{4}$  do leito, reduzindo assim o esforço computacional.

Foi realizado um teste para definir o tempo de simulação a partir do qual se obtêm o perfil de concentração de sólidos aproximadamente constante. Além disso, foi realizado um teste de seleção do passo de tempo, no qual foram testados os seguintes passos de tempo:  $10^{-05}$ ;  $10^{-04}$  e  $10^{-03}$  segundos.

No experimento o suplemento de ar era retirado, a fim das partículas caírem e assim registrar o perfil de segregação axial das partículas com o leito estagnado por meio da inserção do sistema de guilhotinas, descrito anteriormente no Capítulo IV.

Nas simulações CFD, foi avaliado o perfil de segregação das partículas durante a condição de jorro estável, com uma vazão de ar 20% superior à vazão de ar no jorro mínimo. A fim de aproximar da condição experimental, o suplemento de ar nas simulações também foi retirado e assim foi avaliado o perfil de segregação do leito estático, estabelecendo um tempo constante de simulação até que as partículas perdessem seu movimento.

Após a definição do modelo constitutivo de função distribuição radial apropriado para sistemas com mais de uma fase granular, foram realizadas simulações das misturas binárias de esfera de vidro estudadas no Capítulo IV, para composições de 25, 50 e 75% de esferas de vidro maiores (4 mm), a uma altura de leito estático de 0,08 m. Os resultados simulados foram então comparados quantitativamente com os dados experimentais e qualitativamente com dados da literatura.

### 5.1.3. Metodologia Empregada no Caso 2 – Mistura de Areia com Fases Granulares de Tamanho Diferente

A amostra de areia utilizada nesse ensaio foi acrescentada aleatoriamente a um recipiente cônico, similar ao cone do leito de jorro empregado neste estudo (Figuras 4.1 e 5.1), até que fosse atingida a altura de leito estático de 0,08 m. Definida a amostra, realizou-se então a pesagem do material e posteriormente, peneiramentos para se obter a distribuição granulométrica da mistura de partículas de areia. A densidade da areia e a porosidade da mistura foram calculadas por picnometria, na qual se obteve o valor de densidade de 2621 kg/m<sup>3</sup> e porosidade de 0,488.

Para a obtenção da curva característica, utilizou-se uma amostra de partículas de areia granulometricamente caracterizada. A curva característica que relaciona a queda de pressão e vazão de ar foi obtida por meio de um sistema de aquisição de dados experimentais empregando o *software* LabView.

O teste relativo à segregação das partículas consistiu em desligar o soprador de ar após atingir uma condição de jorro, a uma vazão de ar 20% acima da vazão de jorro mínimo. Em seguida, as guilhotinas foram fechadas, separando a mistura em quatro amostras correspondentes às diferentes alturas médias de leito: 0,01, 0,03, 0,05 e 0,07 m.

Após a retirada do material do leito de jorro, as fases granulares de cada compartimento correspondente a uma determinada altura leito foram separadas por peneiramento. Assim, foi possível calcular a composição da mistura a cada posição axial e definido o índice de segregação, como  $\overline{X}_i / \overline{X}_{i0}$ , em que  $\overline{X}_{i0}$  e  $\overline{X}_i$  são a fração mássica das partículas de tamanho  $i$  (1 a 5), antes e após o jorro, respectivamente.

Adotou-se uma malha computacional tridimensional previamente testada quanto à independência de malha, com 43344 elementos hexaédricos (Figura 5.1), empregando dois planos de simetria, de forma que foi simulado apenas ¼ do leito reduzindo assim o esforço computacional. Foram simulados 5 segundos em tempo real. O incremento máximo no tempo foi de 10<sup>-5</sup> segundos e o critério de convergência estabelecido foi da ordem de 10<sup>-4</sup>.

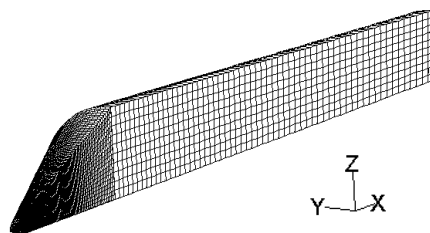


Figura 5.1 – Malha computacional hexaédrica.

#### 5.1.4. Metodologia Empregada no Caso 3 – Dados de Mistura de Partículas Obtidos na Literatura

##### 5.1.4.1. Condições Experimentais de OLAZAR et al. (1993) e SAN JOSÉ et al. (1994)

Neste trabalho, duas misturas foram utilizadas para analisar a metodologia de simulação CFD, denominadas como Caso 3A e Caso 3B, como mostra a Tabela 5.2. Foram utilizadas partículas de esferas de vidro de 1, 4 e 7 mm, com densidade de 2420 kg/m<sup>3</sup>. Além disso, a Tabela 5.2 apresenta um resumo das condições operacionais experimentais, também utilizadas nas simulações computacionais.

A Figura 5.2 mostra a geometria do leito de jorro. Maiores detalhes sobre a realização dos experimentos com mistura de esferas de vidro em leito de jorro cônico podem ser encontrados em OLAZAR et al. (1993) e SAN JOSÉ et al. (1994).

Tabela 5.2– Condições experimentais utilizadas por OLAZAR et al. (1993) e SAN JOSÉ et al. (1994) e adotadas nas simulações dos testes preliminares.

| Parâmetro                                     |                                       | Descrição                |                |
|-----------------------------------------------|---------------------------------------|--------------------------|----------------|
| $D_c$ [m]                                     | Diâmetro da coluna                    | 0,36                     |                |
| $D_i$ [m]                                     | Diâmetro de entrada                   | 0,06                     |                |
| $D_o$ [m]                                     | Diâmetro de entrada                   | 0,03                     |                |
| $\gamma$                                      | Ângulo do cone                        | 36°                      |                |
| $H_c$ [m]                                     | Altura do cone                        | 0,45                     |                |
| $\bar{H}$ [m]                                 | Altura que delimita a metade do leito | 0,122 (Caso 3B)          |                |
| $\rho_g$ [kg m <sup>-3</sup> ]                | Densidade do gás                      | 1,225                    |                |
| $\rho_p$ [kg m <sup>-3</sup> ]                | Densidade das esferas de vidro        | 2420                     |                |
| $\mu_g$ [kg m <sup>-1</sup> s <sup>-1</sup> ] | Viscosidade do gás                    | 1,7894 10 <sup>-05</sup> |                |
| $e_{ss}$                                      | Coeficiente de restituição            | 0,90                     |                |
| $\varepsilon$                                 | Porosidade do leito                   | 0,39                     |                |
|                                               |                                       | <b>Caso 3A</b>           | <b>Caso 3B</b> |
| $d_{s_1}$ [m]                                 | Diâmetro da partícula menor           | 0,004                    | 0,007          |
| $d_{s_2}$ [m]                                 | Diâmetro da partícula menor           | 0,001                    | 0,001          |
| $H_0$ [m]                                     | Altura de leito estático              | 0,10                     | 0,22           |

A fim de quantificar a segregação, os autores coletaram amostras das partículas no leito por meio de uma sonda conectada a uma bomba de sucção. Assim, com o deslocamento da sonda pelo leito foi possível determinar a distribuição axial e radial de partículas.

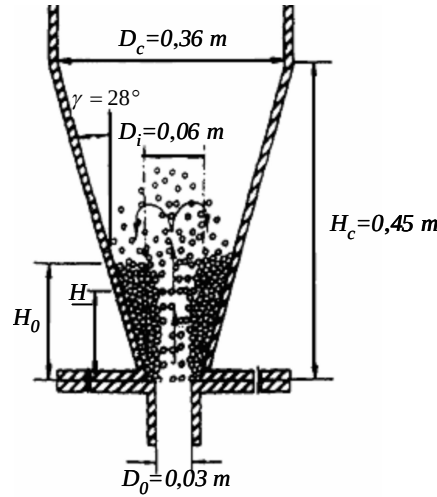


Figura 5.2 – Geometria do leito utilizado por OLAZAR et al. (1993) e SAN JOSÉ et al. (1994)

O nível de segregação é então expresso pela definição do índice de mistura  $I_s$ , que relaciona a proporção da fração da maior partícula na região superior do leito com a média total no leito, como mostra a Equação(5.5).

$$I_s = \left( \overline{X_B} \right)_u / \overline{X_B} \quad (5.5)$$

no qual  $\overline{X_B}$  é a média da fração das maiores partículas no leito todo e  $\left( \overline{X_B} \right)_u$  é a média da fração das maiores partículas na região superior do leito, definido por:

$$\left( \overline{X_B} \right)_u = \frac{\sum_0^r \left\{ \Delta r \sum_H^H \left[ \Delta h \sum_0^{2r} (X_B r \Delta \theta) \right] \right\}}{V/2} \quad (5.6)$$

A segregação axial  $\left( \overline{X_B} \right)_h$ , é definida como a média da fração das maiores partículas em cada posição axial  $h$  do leito.

#### 5.1.4.2. Geração da Malha Computacional

Foi construída uma malha computacional estruturada em duas dimensões, considerando um eixo de simetria na direção axial, utilizando *software* Gambit 2.3.16. A malha era inicialmente composta por 5400 elementos quadriláteros. Um teste de malha foi realizado, fazendo sucessivas divisões das células, de forma a constituírem três malhas com diferentes quantidades de células, como mostra a Figura 5.3.

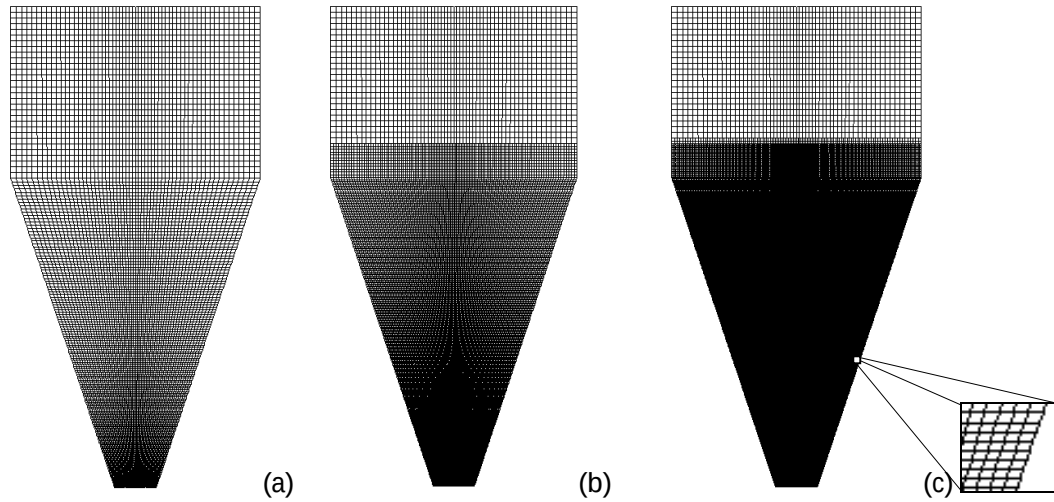


Figura 5.3 – Malha computacional: (a) malha a- 5400 células; (b) malha b- 19440 células; (c) malha c- 75690 células.

A Figura 5.4 mostra a comparação da velocidade do ar para as três malhas testadas. A malha escolhida para proceder as simulações foi a malha b (19440 células), pois apresenta uma considerável redução no tempo de simulação quando comparado com a malha c e obtendo um resultado muito próximo a esta.

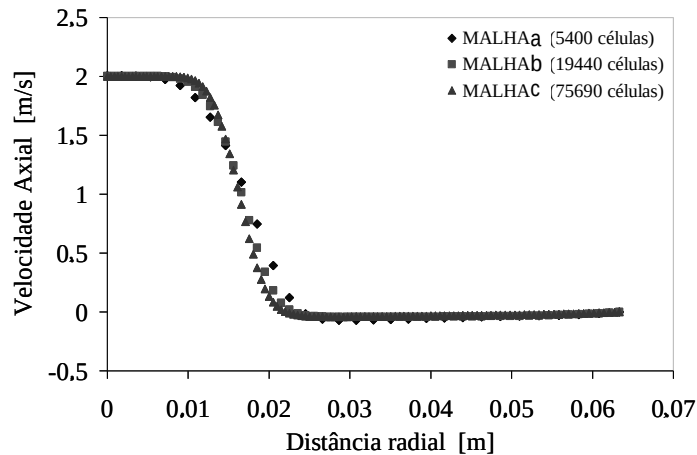


Figura 5.4 – Teste de independência da malha: distribuição radial da velocidade axial de ar.

Foram necessários de 5 segundos de simulação em tempo real para o jorro atingir o estado estacionário. O incremento máximo no tempo foi de  $5 \cdot 10^{-5}$  segundos e o critério de convergência estabelecido foi da ordem de  $1 \cdot 10^{-3}$ .

## 5.2. Resultados e Discussões

### 5.2.1. Caso 1 – Mistura de Esferas de Vidro com Diâmetros Diferentes

#### 5.2.1.1. *Teste de Modelo Constitutivo para Função Distribuição Radial*

A fim de estabelecer o tempo de simulação, passo de tempo e a malha que foram empregados nas simulações, foi utilizado o modelo T1, que utiliza as equações de LUN et al. (1984). Nesta etapa preliminar de escolha de modelagem, foi simulada apenas a condição de vazão de ar 20% superior à vazão de ar no jorro mínimo, para a mistura com 50% de esferas de vidro de 4 mm e 50% de esferas de 1 mm, para uma altura de leito estático de 0,08 m.

A Figura 5.5 apresenta os resultados simulados da fração volumétrica das maiores partículas em diferentes posições axiais, ao longo do tempo de simulação. Optou-se por trabalhar com o tempo de simulação de 5 s, sendo que os valores referentes ao último segundo de simulação se mantiveram aproximadamente constantes e foram empregados para obter o valor médio da fração volumétrica dos sólidos.

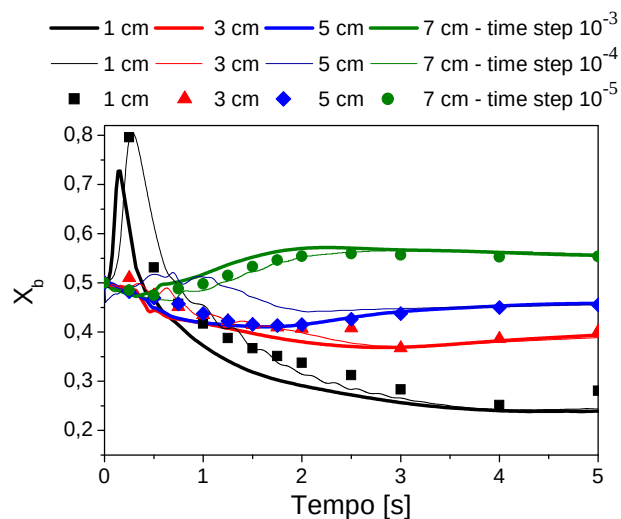


Figura 5.5 – Fração mássica da maior partícula na mistura em função do tempo de simulação, para diferentes posições médias axiais, para os *time steps* de  $10^{-3}$ ,  $10^{-4}$  e  $10^{-5}$ .

O teste de seleção do passo de tempo de simulação sobre os resultados da simulação mostraram que há uma proximidade entre os resultados de fração volumétrica

da maior partícula na mistura, obtidos com diferentes passos de tempo, conforme mostra a Figura 5.5. Considerando os resultados simulados de queda de pressão no leito, não houve diferença significativa entre os valores médios, e observou-se por meio da Figura 5.6, que o aumento do passo de tempo provoca uma redução das oscilações na queda de pressão. Como os resultados experimentais também apresentam oscilações nas medidas de queda de pressão, optou-se por trabalhar com o *time step* de  $10^{-4}$  s.

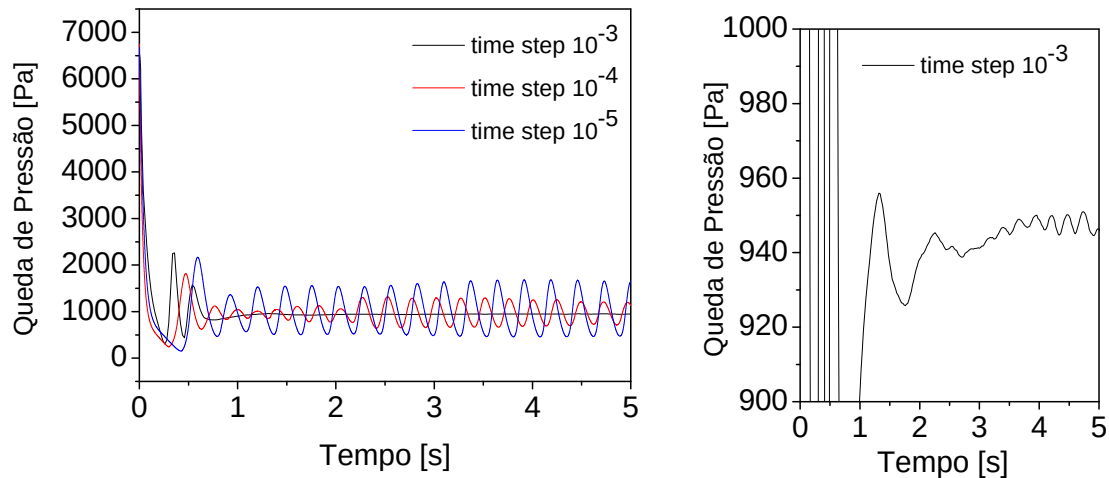


Figura 5.6 – Queda de pressão no leito em função tempo de simulação, para os *time steps* de  $10^{-03}$ ,  $10^{-04}$  e  $10^{-05}$ .

A Tabela 5.3 apresenta os resultados de queda de pressão simulada, obtidos para as diferentes malhas testadas. Após a realização do teste de significância empregando o teste *t-Student*, constatou-se não haver diferenças entre os valores de queda de pressão, de forma que se optou por trabalhar com a malha intermediária, composta por 43344 elementos hexaédricos.

Tabela 5.3 – Dados de queda de pressão simulados empregando diferentes malhas computacionais.

|                  | Malha 1 | Malha 2 | Malha 3 |
|------------------|---------|---------|---------|
| Nº células       | 9828    | 43344   | 77600   |
| $-\Delta P$ [Pa] | 955,65  | 963,47  | 951,34  |
| Desvio           | 131,95  | 191,53  | 6,96    |

Após definir o tempo de simulação, *time step* e malha a serem utilizados, foram realizadas as simulações empregando diferentes modelos de função distribuição radial.

A Tabela 5.4 apresenta os valores médios de queda de pressão obtidos nas simulações com os diferentes modelos função distribuição radial. Apesar dos valores serem similares, concluiu-se, ao fim de um teste de diferença entre médias empregando a estatística *t-Student*, que apenas os resultados dos modelos T1 (LUN et al., 1984) e T2 (MA; AHMADI, 1986) são estatisticamente iguais e que os demais são diferentes entre si. Além disso, os modelos T1 e T2 apresentaram os menores desvios relativos à condição experimental.

Tabela 5.4 – Resultados simulados de queda de pressão obtidos empregando diferentes modelos de função distribuição radial.

| Modelos        | Queda de Pressão Simulada [Pa] |        |         |        |
|----------------|--------------------------------|--------|---------|--------|
|                | T1                             | T2     | T3      | T4     |
| Média          | 963,47                         | 957,66 | 1006,19 | 986,68 |
| Desvio padrão  | 191,53                         | 504,26 | 503,40  | 220,81 |
| Desvio Sim-Exp | 3,4                            | 2,70   | 7,90    | 5,80   |

A Figura 5.7 mostra os contornos de fração volumétrica de sólidos no leito. Pode-se observar que os modelos T3 e T4 não apresentaram uma região de fonte bem estabelecida como visto para os modelos T1 e T2. Além disso, observam-se resultados fisicamente inconsistentes para o modelo T2 e T4, visto que também há uma concentração de partículas maiores na região inferior do leito de jorro, o que não é relatado na literatura.

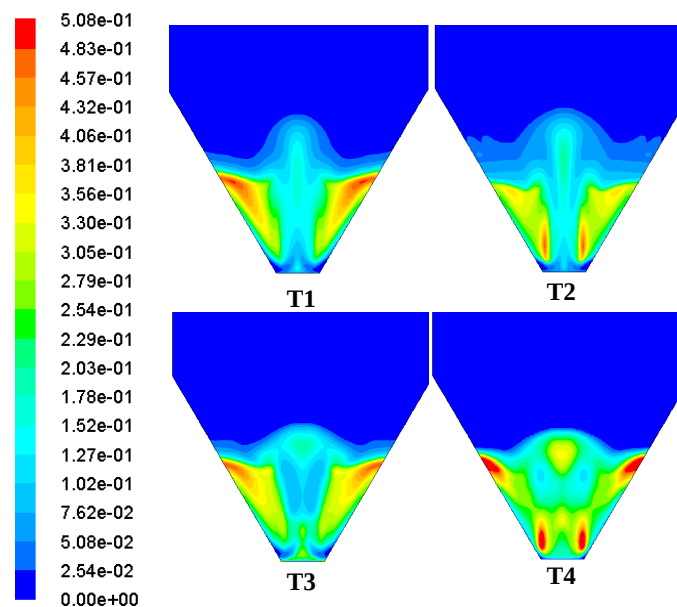


Figura 5.7 – Contorno de fração volumétrica das partículas de 4 mm, para os diferentes modelos utilizados (ver Tabela 5.1).

Sabe-se que as partículas maiores, por apresentarem maior massa tendem a subir com uma menor velocidade na região de jorro e a fazer uma trajetória radial mais curta, e assim, tendem a cair numa parte interna da região anular e deste modo, concentram-se na região superior do leito. Outro fenômeno que pode favorecer a concentração das partículas maiores nesta região é o escoamento das partículas menores entre a matriz de partículas formada pelas partículas maiores. Este efeito tende a ser mais pronunciado quando se aumenta a relação entre os diâmetros das partículas.

A Figura 5.8 apresenta o contorno de fração volumétrica das partículas de 4 mm em cortes realizados nas alturas de 0,01; 0,03; 0,05 e 0,07 m. Observa-se que além do modelo T2, o modelo T4 também apresentou concentração de partículas maiores em uma região inferior do leito. Pode-se observar nos resultados do modelo T1 que estes são qualitativamente coerentes com os perfis de segregação esperados, pois as partículas de 4 mm concentram-se na região interna e superior da região anular mantendo um perfil radial similar até a base do leito.

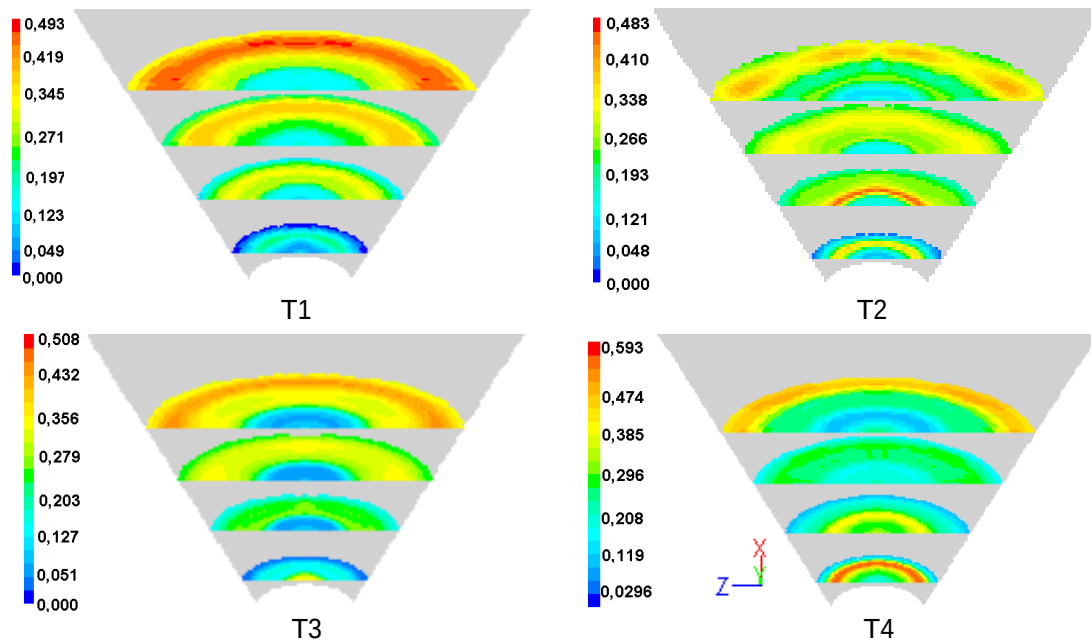


Figura 5.8 – Distribuição radial da fração volumétrica das partículas de 4 mm, nas alturas de 0,01; 0,03; 0,05 e 0,07 m de altura no leito.

A Figura 5.9 compara qualitativamente os perfis radiais de fração volumétrica de partículas maiores obtidos pelo modelo T1 com os dados de SAN JOSÉ et al. (1994). Apesar destes autores terem trabalhado com geometria de leito e tamanho de partícula diferentes, observa-se que ambos os dados mostram a mesma tendência, sendo que na região de jorro há uma concentração maior das maiores partículas, seguida pela diminuição desta

concentração na interface entre o jorro e a região anular, que volta a aumentar seu valor na parte interna da região anular e sofre um decréscimo da concentração quando se aproxima da parede do leito.

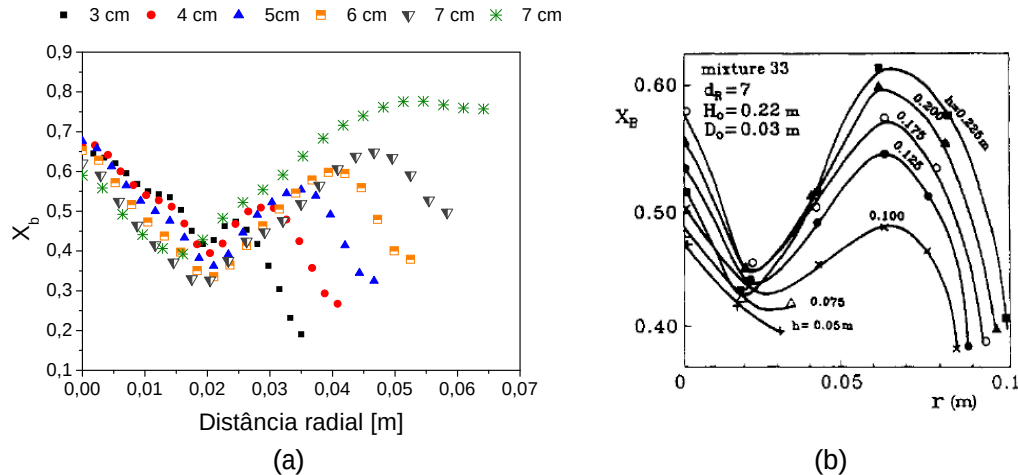


Figura 5.9 – Comparação qualitativa dos perfis radiais de fração volumétrica de partículas maiores obtidos pelo modelo T1 com os dados de SAN JOSÉ et al. (1994).

Comparando os resultados experimentais e simulados de fração volumétrica média em cada posição axial, observa-se na Figura 5.10 que os modelos T1, T2 e T3 descrevem bem a composição média da mistura em diferentes posições axiais. Apesar de fornecer resultados fisicamente incoerentes, o valor médio de fração volumétrica das partículas de 4 mm foi predito satisfatoriamente. Já o modelo T4, apresentou nos valores médios a sua tendência de concentrar partículas maiores na região inferior do leito.

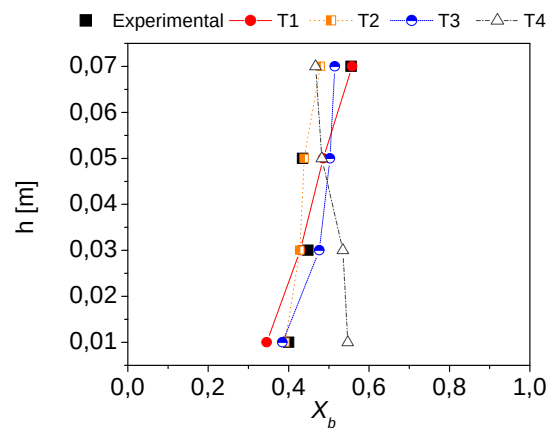


Figura 5.10 – Comparação entre os resultados experimentais e simulados de fração volumétrica média em cada posição axial, mistura com  $X_{b0}=0,5$ ;  $H_0=0,08$  m, para o leito estagnado.

Os desvios entre os dados experimentais e os modelos T1, T2 e T3 foram da mesma ordem de grandeza do erro da medida experimental. Sendo assim, foi selecionado o modelo T1, que apresentou resultados fisicamente coerentes e próximos aos dados experimentais.

#### 5.2.1.2. Simulação das Curvas Características Correspondentes às Misturas com Composição de 25, 50 e 75% de Esferas de Vidro de 4 mm

As curvas características relativas às misturas com composição de 25, 50 e 75% de esferas de vidro de 4 mm, para  $H_0=0,08$  m, foram obtidas experimentalmente e apresentadas no Capítulo IV.

A Figura 5.11 apresenta as curvas características de queda de pressão do leito em função da vazão de alimentação de ar para as misturas com as composições de (a)25, (b) 50 e (c) 75% de esferas de vidro de 4 mm, respectivamente. Pode-se observar que os valores de queda de pressão previstos para a condição de jorro estável são coerentes com os dados experimentais.

A Tabela 5.5 apresenta a comparação entre os resultados experimentais e simulados de vazão de ar e queda de pressão no leito, na condição de jorro mínimo. A Figura 5.12 mostra a comparação entre a vazão de ar no jorro mínimo, experimental e simulada.

De forma geral, considera-se uma boa estimativa da condição de jorro mínimo por meio das simulações. Como na composição de 50%, as duas curvas características deram resultados pouco diferentes, foram colocados os dois pontos de vazão de jorro mínimo.

A Figura 5.13 mostra os contornos de fração volumétrica de ar para a mistura de 50% de partículas maiores, na qual se pode observar o leito inicialmente em condição de jorro estável até a condição de leito estático.

Tabela 5.5 – Predição da condição de jorro mínimo correspondente à mistura com a composição de 25; 50 e 75% de esferas de vidro de 4 mm.

| $X_{b0}$ | Experimental                 |                  | Simulação CFD                |                  | Desvio padrão $Q_{mj}$ (%) | Desvio padrão $-\Delta P$ (%) |
|----------|------------------------------|------------------|------------------------------|------------------|----------------------------|-------------------------------|
|          | $Q_{mj}$ [m <sup>3</sup> /h] | $-\Delta P$ [Pa] | $Q_{mj}$ [m <sup>3</sup> /h] | $-\Delta P$ [Pa] |                            |                               |
| 0,25     | 18,76                        | 930,72           | 17,8                         | 949,98           | 5,2                        | 2,07                          |
| 0,50     | 12,2 a 14,2                  | 946,24           | 12,3                         | 947,85           | 0,8 a 13,4                 | 0,17                          |
| 0,75     | 20,94                        | 996,71           | 20,1                         | 900,91           | 4,0                        | 9,61                          |

Quanto à segregação, observou-se que ela ocorre nas três misturas estudadas, e aparentemente é mais pronunciada para misturas ricas em esferas de vidro de 1 mm, conforme mostram os dados experimentais previamente apresentados na Figura 4.14 (b).

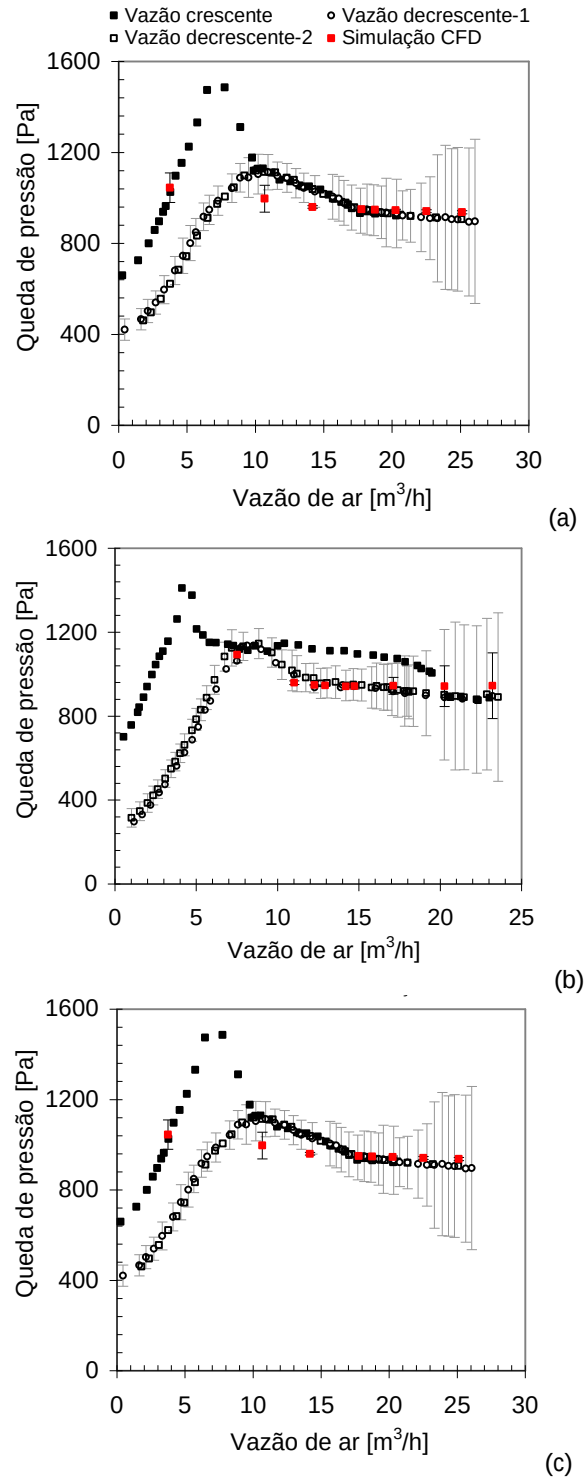


Figura 5.11 – Simulação da curva característica correspondente à mistura com a seguinte composição de esferas de vidro de 4 mm: (a) 25%; (b) 50 % e (c) 75%.

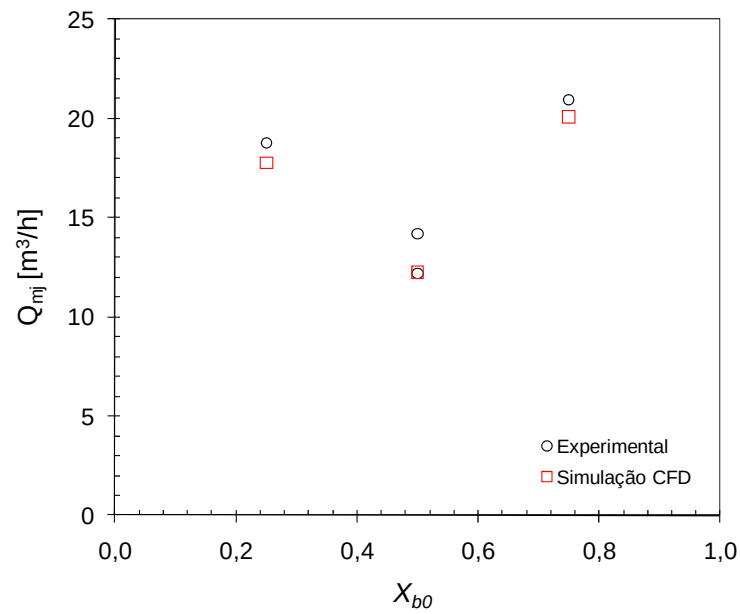


Figura 5.12 – Comparação entre a vazão de ar no jorro mínimo, experimental e simulada.

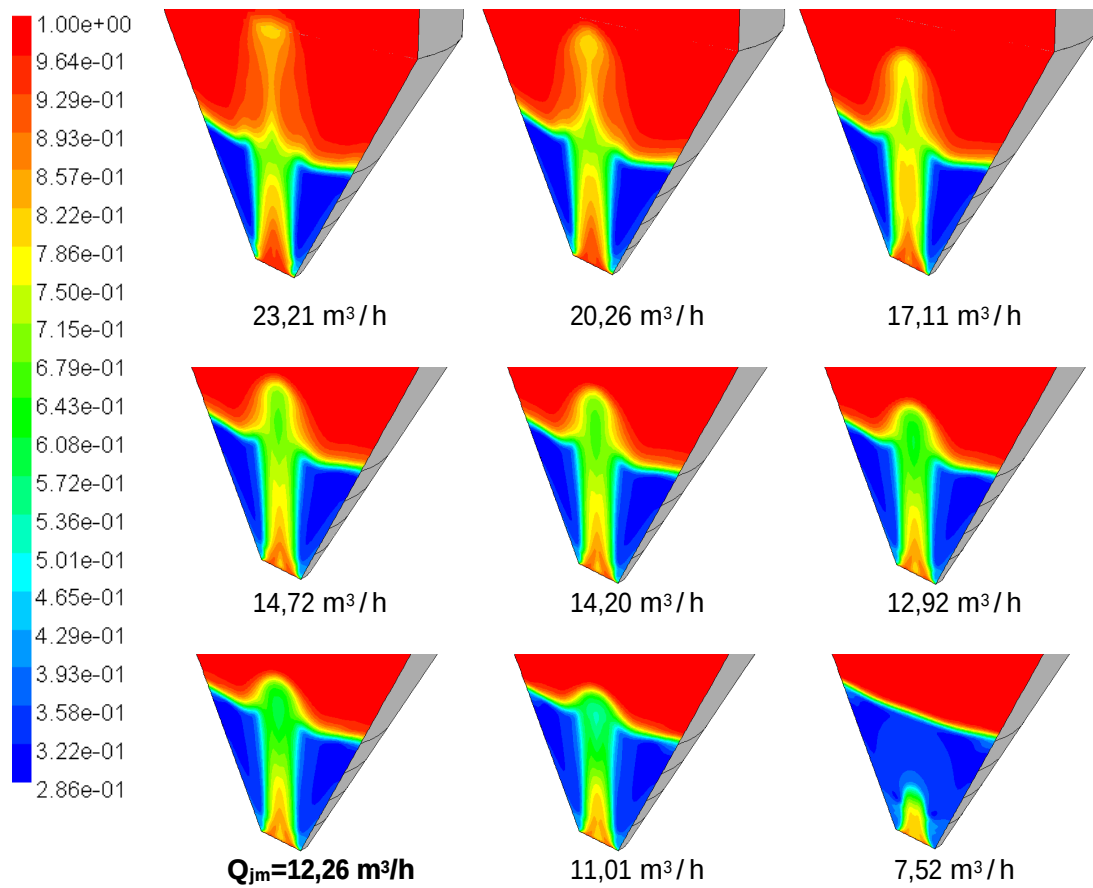


Figura 5.13 – Contornos de fração volumétrica de ar para mistura com  $X_{bo}=0,50$ , a diferentes vazões decrescentes de alimentação de ar.

A Figura 5.14 mostra o perfil axial médio de segregação experimental e simulado. Pode-se observar que em posições axiais próximas à base, a fração volumétrica das esferas maiores (4mm) é sempre menor do que a composição inicial da mistura, enquanto no topo do leito esses valores estão sempre acima da concentração inicial, indicando a segregação das partículas no leito. Comparando os dados experimentais e simulados, é possível verificar uma boa concordância relativa à composição do leito a diferentes alturas.

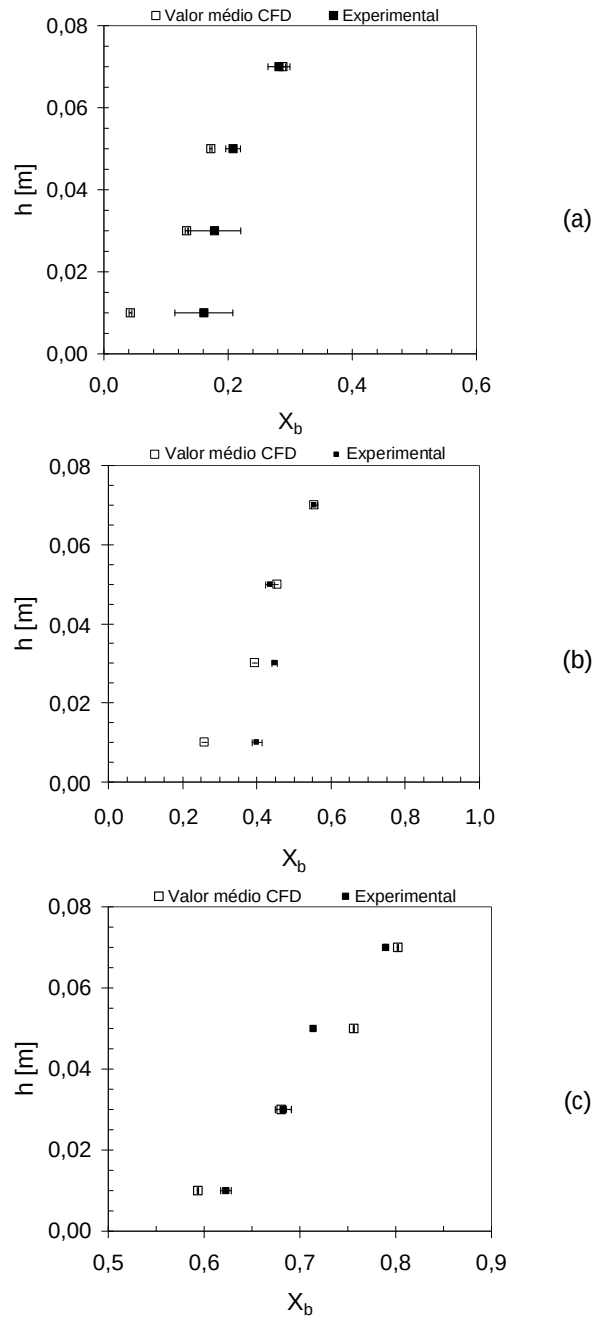


Figura 5.14 – Comparação entre o perfil axial médio da fração volumétrica das partículas de 4 mm simulado e experimental, para  $X_{b0}$ : (a) 0,25; (b) 0,50 e (c) 0,75.

Um maior desvio entre os dados experimentais e simulados na altura de 0,01 m, que representa a amostra próxima à base do leito pode ser explicado devido às diferentes formas de avaliar a segregação. No teste experimental, o suplemento de ar era retirado instantaneamente a fim de que fossem inseridas as guilhotinas, possibilitando assim a amostragem. Nas simulações, as composições médias dispostas na Figura 5.14 foram calculadas com o leito jorrando, o que significa que a cavidade do jorro está aberta. Como ela tem quase o mesmo diâmetro da parte cônica referente ao primeiro compartimento (próximo à base), a predição da fração volumétrica das partículas maiores fica subestimada.

A Figura 5.15 mostra a comparação entre os resultados simulados para o leito durante o jorro estável (após 5 s de simulação) e o mesmo leito após sua estagnação forçada, após a simulação de mais 2 s com a interrupção da vazão de alimentação de ar. É possível concluir que há um aumento do valor da fração volumétrica de esferas maiores (4 mm) na região inferior do leito quando se simula a perda de movimento do leito.

Como os dados do leito jorrando e estagnado são muito similares para as demais alturas do leito, conclui-se que a forma de amostragem experimental realizada neste trabalho é consistente e adequada para avaliar a segregação de partículas no leito de jorro.

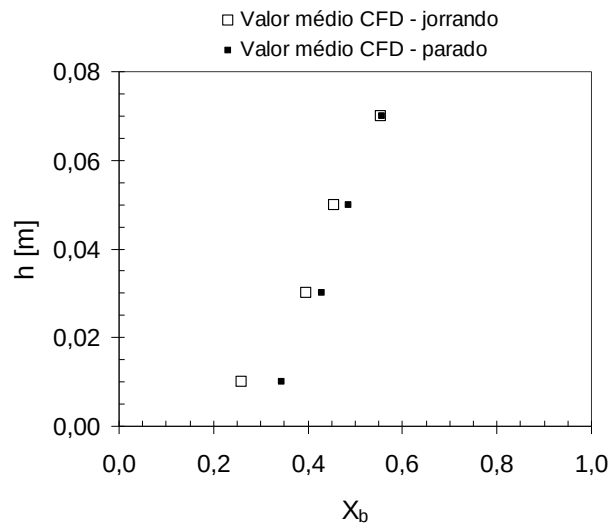


Figura 5.15 – Comparação entre o perfil axial médio da fração volumétrica das partículas de 4 mm simuladas para o leito durante o jorro estável e após a retirada do suplemento de ar.

Analisando os contornos de fração volumétrica das partículas, verifica-se que existem regiões no leito em que a segregação é quase completa. No caso da mistura rica em partículas menores (1 mm) i.e,  $X_{b0}=0,25$ , como mostra Figura 5.16(b), a região inferior do

leito e próxima à parede tem fração volumétrica das partículas de 1 mm próxima à definida por seu limite máximo de empacotamento, indicando que nesta região a segregação é quase completa. No entanto, este efeito de segregação completa não ocorre para a mistura em que  $X_{b0}=0,75$ , como mostra a Figura 5.17.

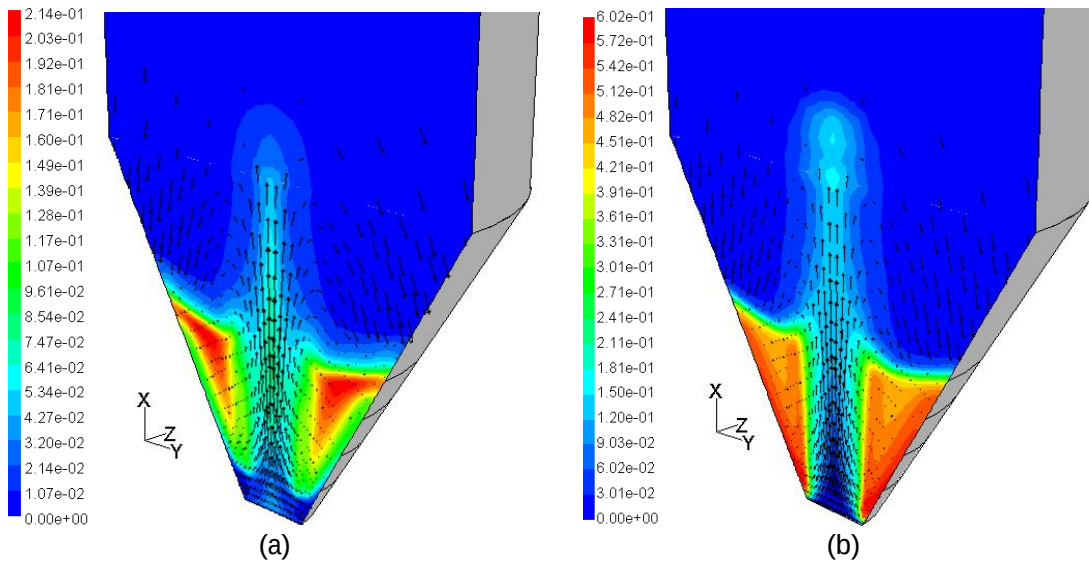


Figura 5.16 – Mistura contendo 25% de esferas de vidro de 4 mm: contornos de fração volumétrica das partículas de (a) 4 mm e (b) 1 mm.

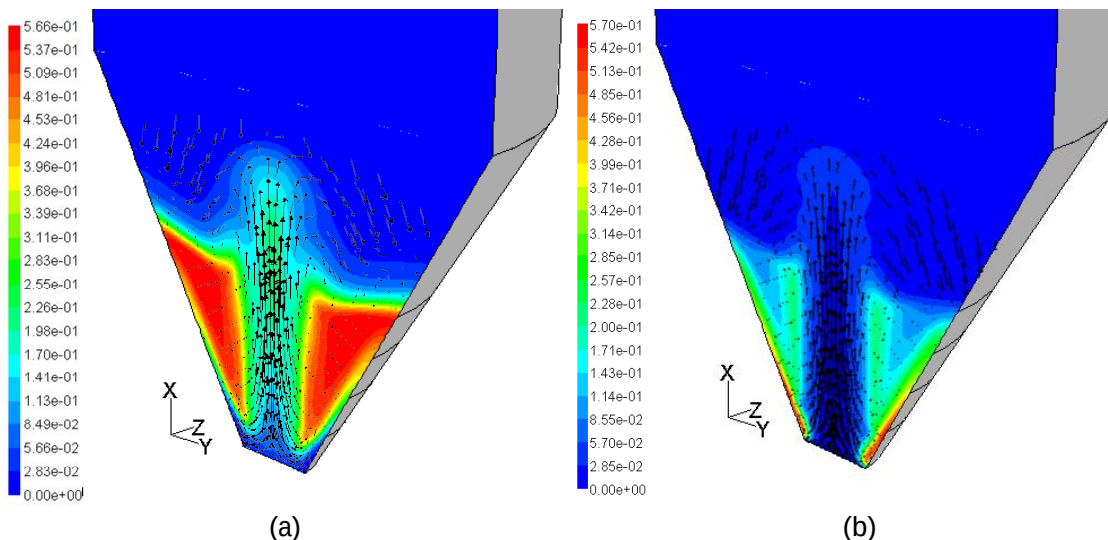


Figura 5.17 – Mistura contendo 75% de esferas de vidro de 4 mm: contornos de fração volumétrica das partículas de (a) 4 mm e (b) 1 mm.

Quanto ao efeito do aumento da vazão de ar sobre a segregação, foram avaliados os dados simulados para a mistura de 50% de esferas maiores (4 mm), expresso pela Figura 5.18, na qual é visível a redução da segregação das partículas no leito, à medida em que se aumenta a vazão de alimentação de ar.

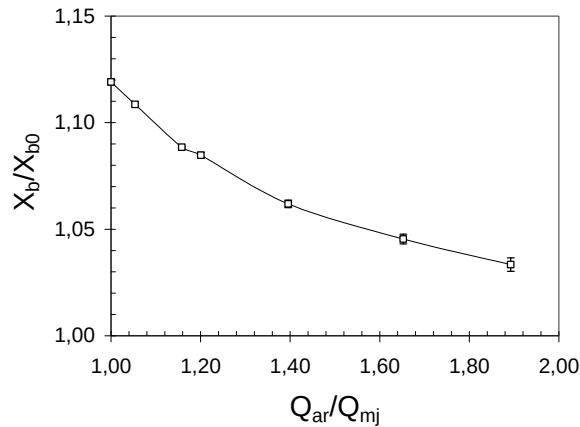


Figura 5.18 – Segregação no topo do leito em função do aumento da vazão de ar, mistura com  $X_{b0}=0,50$ , para posição axial média de 0,07 m.

A Figura 5.19 compara o perfil radial de velocidade das partículas de 1 e 4mm nas regiões de jorro (a) e anular (b), a uma vazão de ar 20% superior a de jorro mínimo, para a mistura com  $X_{b0}=0,50$ . É possível verificar que as partículas de menor tamanho apresentam velocidade superior à das partículas de 4 mm na região de jorro. Em consequência disto, as partículas maiores alcançam uma altura menor e provavelmente percorrem uma trajetória mais curta, caindo no centro da região anular promovendo a segregação.

O mesmo comportamento pode ser observado nos contornos da velocidade (em módulo) das partículas de 4 e 1 mm, expressos nas Figuras 5.20 e 5.21, para as misturas com composição de 25 e 75% de esferas de 4 mm, respectivamente. Já na região anular, observa-se que as partículas de 1 mm ingressam nesta região com uma velocidade maior e a velocidade das partículas vai se igualando à medida que se aproxima a base do leito.

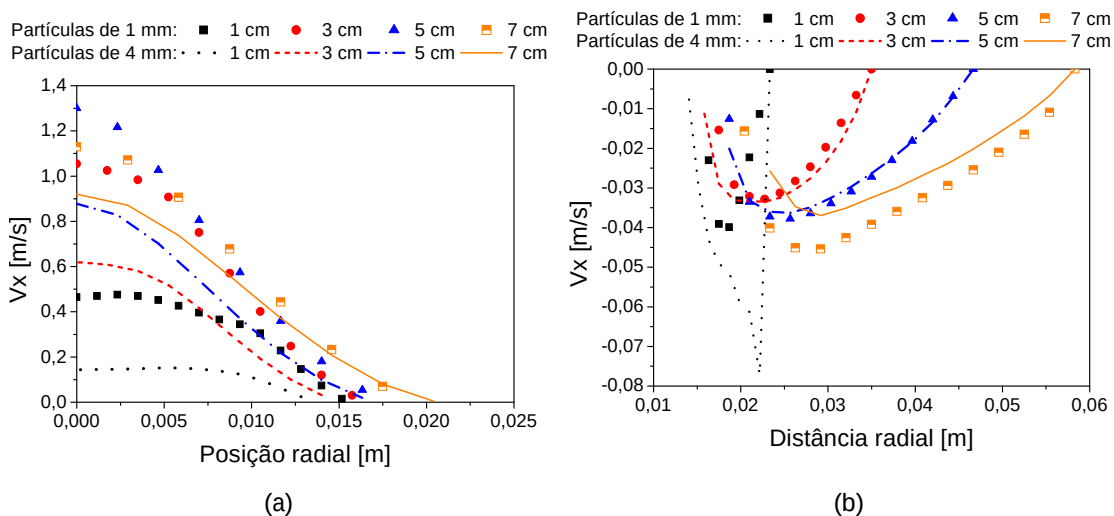


Figura 5.19 – Perfil radial de velocidade das partículas de 1 e 4mm, à uma vazão de ar 20% superior à de jorro mínimo, para  $X_{b0}=0,50$ , nas regiões: (a) jorro; (b) anular.

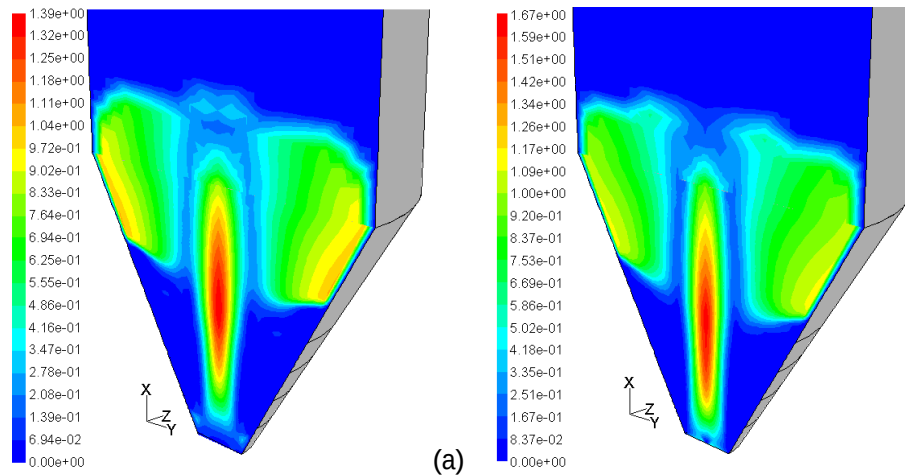


Figura 5.20 – Módulo da velocidade das partículas de (a) 4mm e (b) 1 mm, para  $X_{bo} = 0,25$ .

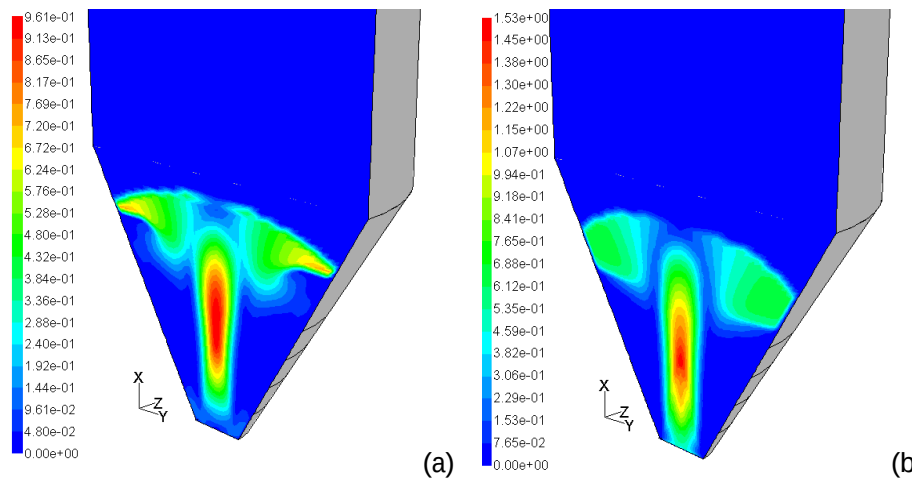


Figura 5.21 – Módulo da velocidade das partículas de (a) 4mm e (b) 1 mm, para  $X_{bo} = 0,75$ .

Também foi avaliada a porosidade mínima do leito para as três misturas estudadas. Esta foi observada na região interna e superior da região anular, onde a segregação é mais acentuada. A Figura 5.22 mostra a porosidade mínima do leito em função da razão entre a vazão de alimentação de ar e a vazão de jorro mínimo. Quando a vazão de ar é reduzida até a condição de jorro mínimo, em todas as misturas, observou-se a existência de zonas de compactação no leito, sendo esta compactação mais pronunciada para a mistura contendo 25% de esferas maiores (4mm). Isto provavelmente ocorreu devido ao fato de que a diminuição da vazão de ar promove o incremento da segregação no leito, criando regiões com elevada fração volumétrica das esferas de 4 mm.

De acordo com a curva de porosidade da mistura em função de sua composição (Figura D<sub>4</sub>), disposta no APÊNDICE D, maiores concentrações de esferas de 4 mm conduzem a menores valores de porosidade, pois as partículas menores se alocam entre os espaços das partículas maiores.

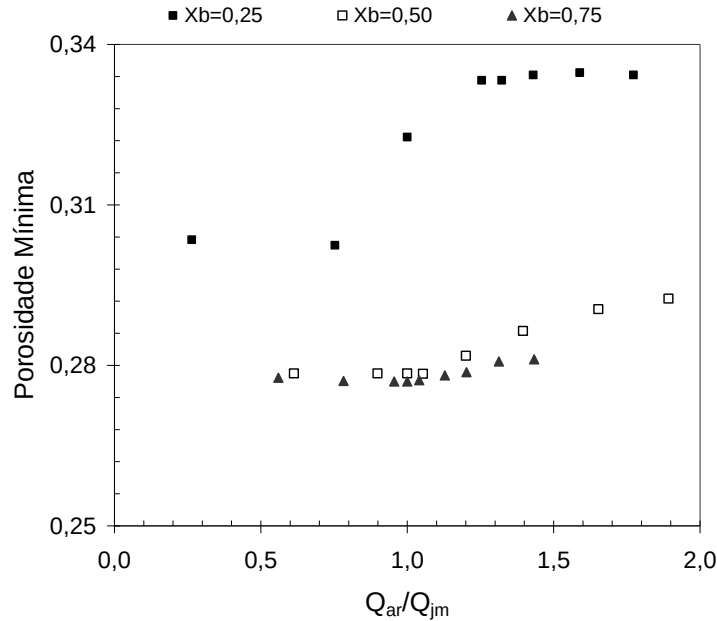


Figura 5.22 – Porosidade mínima da mistura em função da razão de alimentação de ar.

### 5.2.2. Caso 2 – Mistura de Areia com Fases Granulares de Tamanho Diferente

A Tabela 5.6 apresenta a distribuição granulométrica da amostra da areia. O teste de segregação foi realizado a uma vazão de  $24 \text{ m}^3/\text{h}$ , 20% superior à de jorro mínimo. Após o desligamento do soprador e inserção das guilhotinas, as amostras foram separadamente peneiradas e foi calculada a composição média de cada compartimento. A Figura 5.23 mostra perfil axial do índice de mistura e segregação, definido por  $X_b/X_{b0}$ .

Tabela 5.6 – Análise da distribuição granulométrica da areia.

| Diâmetro da Partícula (mm) | Diâmetro Médio (mm) | Massa retida (g) | Fração Mássica ( $\Delta x_i$ ) |
|----------------------------|---------------------|------------------|---------------------------------|
| +2,00                      | 2,00                | 63,54            | 0,1039                          |
| - 2,00 + 1,70              | 1,85                | 182,96           | 0,2991                          |
| - 1,70 + 1,40              | 1,55                | 196,46           | 0,3212                          |
| - 1,40 + 1,18              | 1,29                | 164,84           | 0,2695                          |
| - 1,18                     | 1,18                | 3,80             | 0,0062                          |
| Total                      | -                   | 611,6            | 1,0000                          |

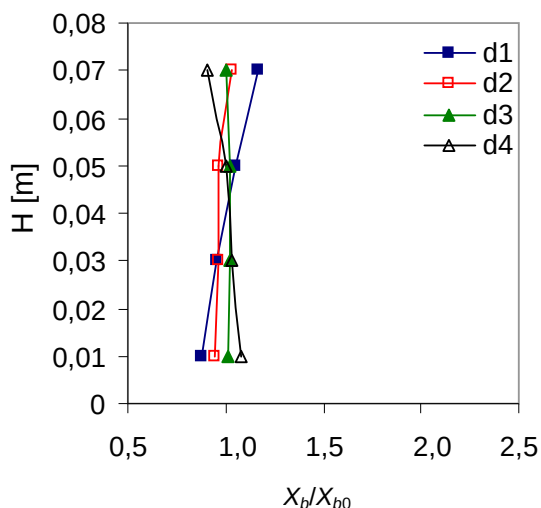


Figura 5.23 – Perfil axial do índice de mistura e segregação.

Pode-se observar que as partículas de maior diâmetro ( $d_1$  e  $d_2$ ) apresentaram  $M_b > 1$  na região superior do leito, mostrando que essas partículas se concentram preferencialmente nesta região, enquanto as partículas menores, principalmente a menor, se concentra na região inferior do leito. A partícula de tamanho intermediário não mostrou segregação significativa.

Observa-se na Figura 5.24, uma boa concordância entre os dados experimentais e simulados do perfil axial de fração mássica média de partículas intermediárias ( $d_2$ ,  $d_3$  e  $d_4$ ). A discrepância entre os dados simulados e experimentais para as partículas com diâmetro  $d_1$ , provavelmente, deve-se à sua menor fração mássica inicial na mistura de areia, sugerindo que o critério de convergência deve ser diminuído a fim de aumentar a precisão dos cálculos.

Além disso, o diâmetro médio empregado para os extremos ( $d_1$  e  $d_5$ ) nas simulações pode não caracterizar adequadamente todas as partículas que ficaram nesta peneira. Além disso, durante o jorro, grande parte do compartimento inferior do leito é tomado pela cavidade do jorro. Isso justifica os maiores desvios para alturas de leito menores, visto que no experimento, as partículas caem e essa cavidade é preenchida.

A Figura 5.25 apresenta a boa concordância entre dados experimentais e simulados da fração mássica de partículas em função dos diâmetros médios que representam a mistura, para os quatro compartimentos delimitados pelas guilhotinas.

Os contornos de fração volumétrica de ar e das fases granulares são apresentados na Figura 5.26.

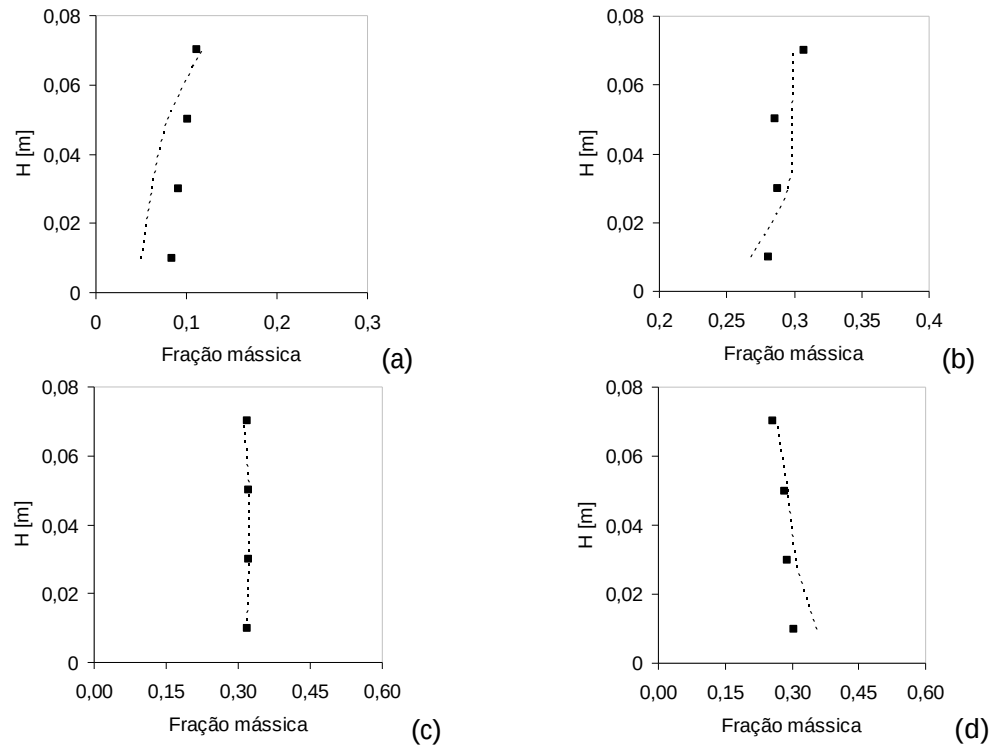


Figura 5.24 – Perfil axial de fração mássica média de partículas de areia: (a)  $d_1=2$  mm; (b)  $d_2=1,85$  mm; (c)  $d_3=1,55$  mm; (d)  $d_4=1,29$  mm.

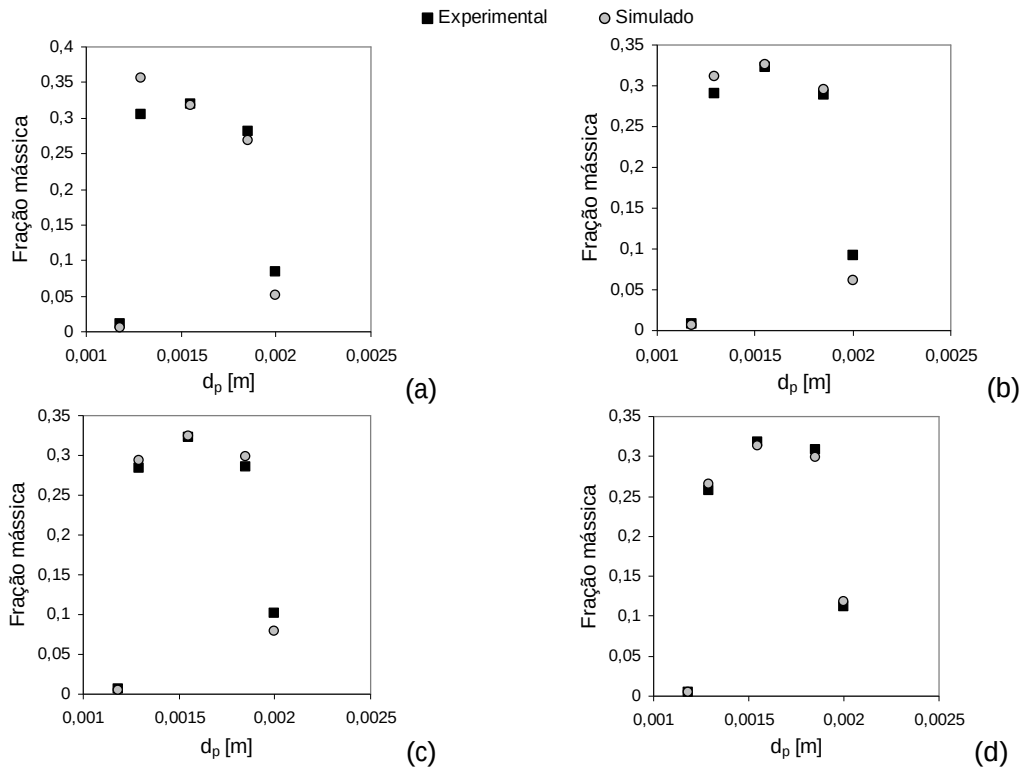


Figura 5.25 – Perfil de fração mássica em função do diâmetro nas alturas: (a) 0,01 m; (b) 0,03 m; (c) 0,05 m; (d) 0,07 m.

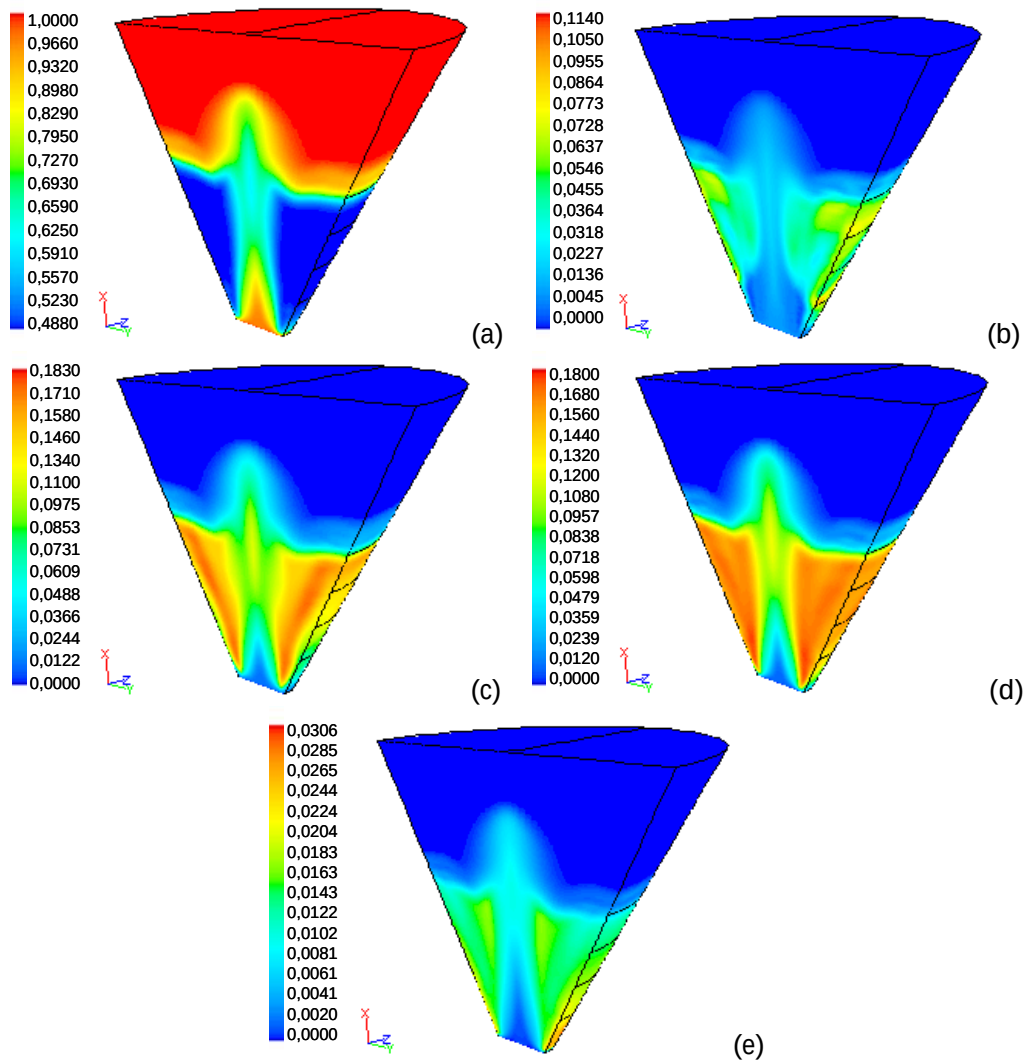


Figura 5.26 – Contorno de fração volumétrica de : (a) ar; (b) areia com  $d_1=2$  mm; (c) areia com  $d_2=1,85$  mm; (d) areia com  $d_3=1,55$  mm; (e) areia com  $d_4=1,29$  mm.

As imagens mostradas na Figura 5.26 mostram claramente que o padrão qualitativo de segregação foi reproduzido pelas simulações computacionais, em que houve uma concentração das partículas maiores na região superior do leito, enquanto as partículas menores se localizaram preferencialmente na região inferior. A segregação produzida na região de fonte é importante, já que as partículas maiores e mais densas possuem um tempo de recirculação menor devido a uma trajetória mais curta. Assim, as maiores partículas sobem a uma altura menor na fonte e caem numa região mais interna da região anular, mais distante da parede e tendem a seguir posições radiais próximas à interface entre as regiões de jorro e anular, como é observado na Figura 5.26 (b). Já as partículas menores circulam preferencialmente na periferia da região de anular, descrevendo ciclos mais amplos, que as levam a se concentrar próximas à base do leito.

### 5.2.3. Caso 3 – Simulação de dados experimentais de mistura de partículas obtidos na literatura

#### 5.2.4.1. *Condição de Jorro Mínimo para a Mistura Binária de Olazar et al. (1993)*

De acordo com OLAZAR et al. (1993), para uma mistura de 50% em massa para partículas de 1 e 4 mm, a uma altura de leito estático de 10 cm, a curva característica da mistura apresenta formato similar à de sistemas monodispersos, sendo que a da mistura apresenta valores de queda de pressão intermediários aos sistemas monodispersos correspondentes.

O valor máximo da queda de pressão para a mistura, obtido com o incremento da velocidade de ar, corresponde a aproximadamente 1370 Pa, enquanto que para um leito contendo apenas partículas de 4 mm, a queda máxima de pressão é cerca de 1400 Pa e para o leito operando apenas com a partículas de 1 mm, é cerca de 1310 Pa.

Quanto à condição de jorro mínimo, a velocidade de jorro mínimo da mistura (cerca de 5 m/s) está entre a velocidade de jorro mínimo dos sistemas monodispersos (aproximadamente 3,9 m/s para esferas de vidro de 1 mm e acima de 9 m/s para esferas de vidro de 4 mm). Isso mostra que as partículas de ambos os tamanhos contribuem para a dinâmica do leito. A formação do jorro incipiente ocorre na mistura a uma velocidade próxima à das menores partículas. Os autores observaram que a histerese, comumente encontrada durante a volta da curva característica, é mais pronunciada para a mistura do que para sistemas monodispersos.

Simulações CFD foram realizadas para condições próximas ao jorro mínimo e de jorro estável, a fim de identificar as condições de jorro mínimo para a mistura. A Tabela 5.7 apresenta a comparação entre os experimentos e a simulação por CFD para a condição de jorro mínimo. A Figura 5. 27 apresenta os contornos de fração volumétrica de ar para a mistura do Caso 3A, na qual é possível observar que a velocidade de jorro mínimo obtida nas simulações está entre 4,5 e 5 m/s, muito próxima ao valor experimental de 5 m/s. Nota-se também que a porosidade do leito varia de acordo com a distribuição das partículas no leito.

Tabela 5.7– Comparação entre os experimentos e simulação CFD do Caso 1, referentes à condição de jorro mínimo.

|                 | Experimental    | Simulação CFD |
|-----------------|-----------------|---------------|
| $V_{ms}$        | 5 m/s           | 4,5 a 5 m/s   |
| $\Delta P_{ms}$ | $\cong 1003$ Pa | 1000 Pa       |

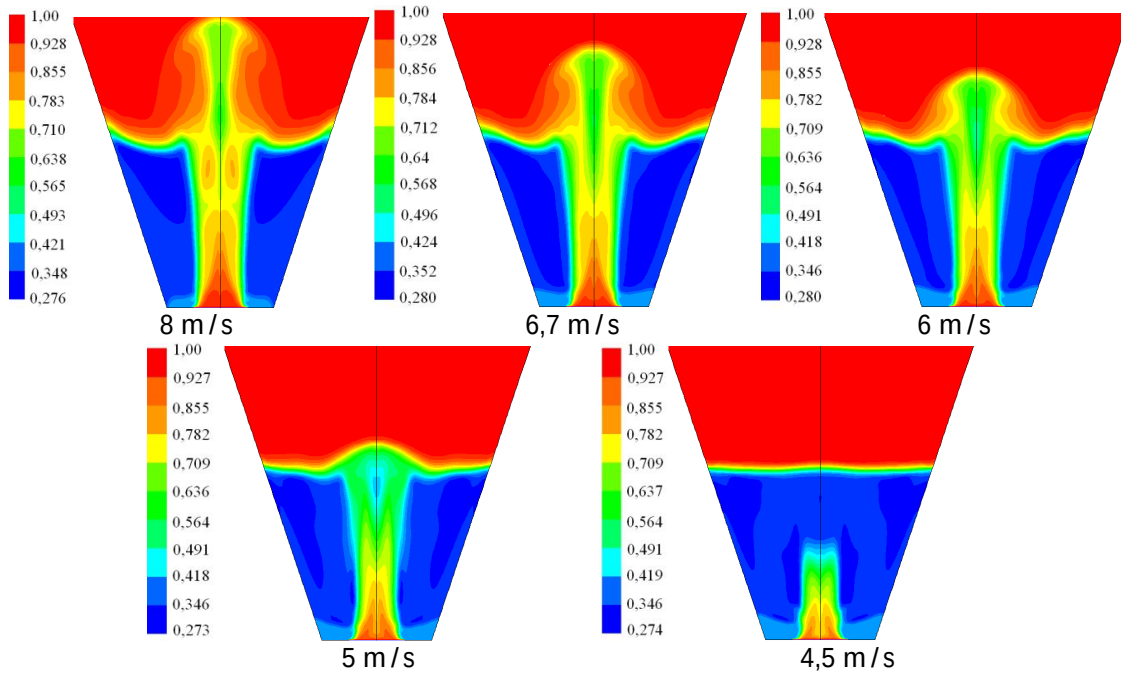


Figura 5.27 – Contorno de fração volumétrica de ar obtidos nas simulações CFD: evolução da queda de pressão com a velocidade do ar para o Caso 3A.

#### 5.2.4.2. Caso 3B – Mistura e Segregação de Partículas em Leito de Jorro

Assim como nos sistemas monodispersos, no leito de jorro contendo uma mistura binária de partículas de diferentes tamanhos e densidades, pode ocorrer mistura e segregação de partículas. A segregação ocorre principalmente devido à diferença de velocidade terminal das partículas. Segundo SAN JOSÉ et al. (1994), a segregação é produzida por uma combinação de fenômenos que ocorrem simultaneamente, como as colisões entre partículas de diferentes tamanhos na região de fonte (KUTLUOGLU et al., 1983) e a percolação das partículas menores entre os espaços vazios da matriz de partículas maiores (ROBINSON; WALDIE, 1978; COOK; BRIDGEWATER, 1978). Durante colisões na região de fonte, ocorre um espalhamento das partículas nesta região, que é mais pronunciado para partículas menores e menos densas do que para partículas maiores. Esse fenômeno pode ser considerado o principal fator que promove a segregação (KUTLUOGLU et al., 1983).

A Figura 5.28 apresenta a distribuição axial da média da fração mássica da maior partícula no leito de jorro, para o Caso 3B: uma mistura de partículas com 50% de esferas de vidro de  $d_{s_1} = 7$  mm e 50% de esferas de vidro de  $d_{s_2} = 1$  mm, a uma altura inicial de leito estático de 0,22 m.

Os dados experimentais de SAN JOSÉ et al. (1994), revelam que o componente de maior tamanho está em uma proporção maior na região superior do leito. Provavelmente, a segregação na direção axial do leito é fortemente influenciada pela percolação das menores partículas por entre as maiores. Os valores médios de fração mássica do componente maior encontrados pelas simulações CFD são próximos aos obtidos experimentalmente, como mostra a Figura 5.28.

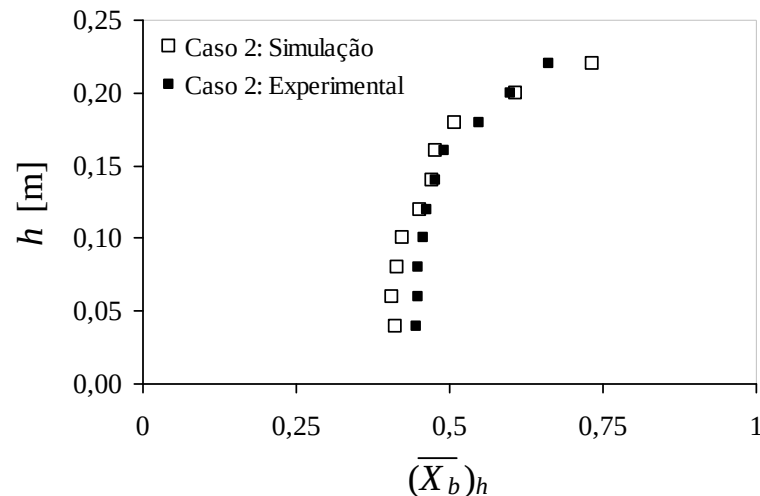


Figura 5.28 – Valor médio da fração mássica da maior partícula à diferentes alturas de leito  $h$ , para o Caso 3B.

Analisando os contornos de fração volumétrica de sólidos obtidos pelas simulações em CFD desta tese, apresentados na Figura 5.29, pode-se verificar que as partículas maiores se acumulam não somente na parte superior da região anular, mas também na parte interna desta. Assim, quanto à distribuição radial das partículas, podemos verificar que próximo à parede, há uma maior concentração das menores partículas, o que está de acordo com os dados experimentais de SAN JOSÉ et al. (1994).

A segregação produzida na região de fonte é importante, já que as partículas maiores e mais densas possuem um tempo de recirculação menor devido a uma trajetória mais curta. Assim, as maiores partículas sobem a uma altura menor na fonte e caem numa região mais interna da região anular, mais distante da parede e tendem a seguir posições radiais próximas a interface entre as regiões de jorro e anular, como é observado na Figura 5.29 (a). Já as partículas menores circulam preferencialmente na periferia da região de anular, descrevendo ciclos mais amplos, que as levam ao contator na entrada (SAN JOSÉ et al, 1994; KUTLUOGLU et al., 1983).

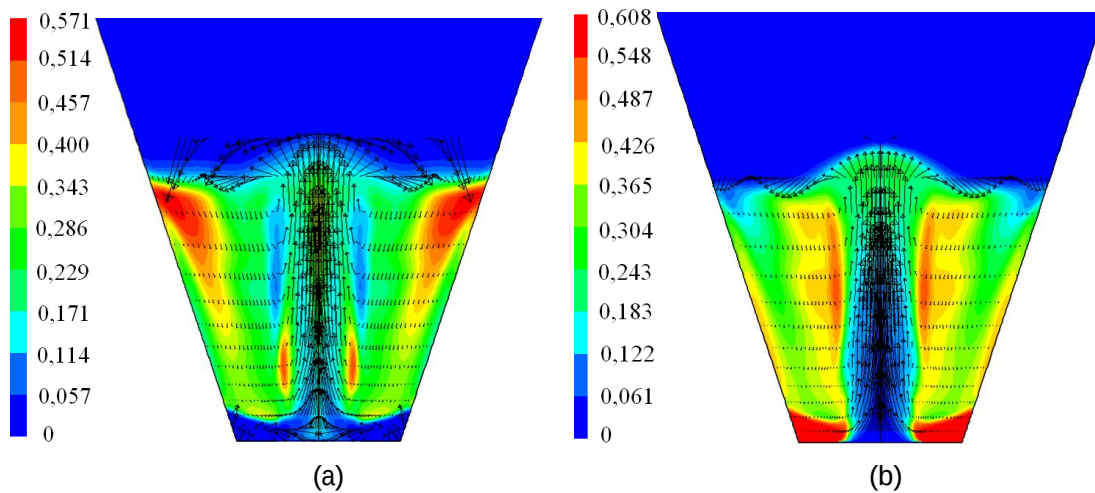


Figura 5.29 – Contorno de fração volumétrica de sólidos sobreposto pelos vetores de velocidade do sólido, referentes ao Caso 3B: (a)  $d_{s_1} = 7$  mm ; (b)  $d_{s_2} = 1$  mm.

A Figura 5.30 apresenta a variação do índice de mistura,  $I_s$ , definido pela Equação (5.5), com o aumento da velocidade de entrada de ar. Os resultados experimentais referentes ao Caso 3B mostram que à medida que se aumenta a relação entre a velocidade de ar e a velocidade de jorro mínimo, ocorre uma redução da segregação entre as partículas. Os valores de índice de mistura obtidos por meio das simulações CFD se mostraram muito próximos aos obtidos pelos experimentos de SAN JOSÉ et al. (1994).

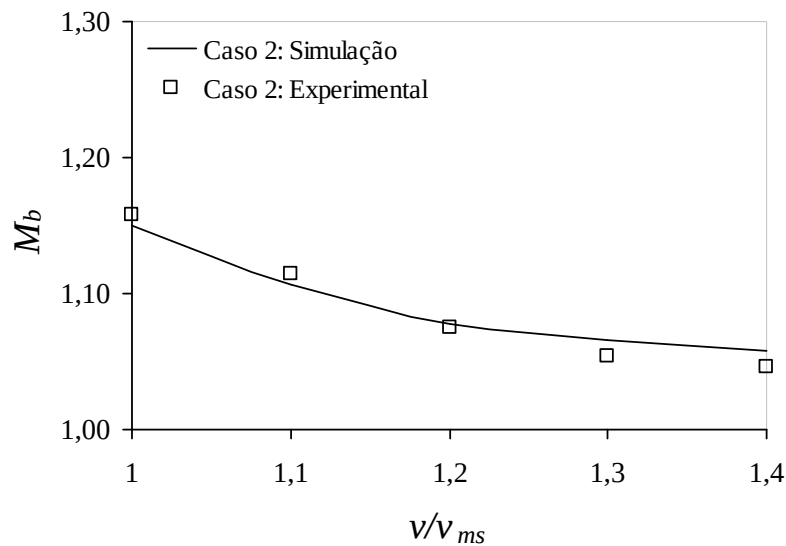


Figura 5.30– Efeito relativo da velocidade do ar sobre o índice de mistura ( $M_b$ ), para o Caso 3B.

### 5.3. Conclusões

Neste Capítulo, foram realizadas simulações computacionais da fluidodinâmica do leito de jorro operando com mistura de partículas.

Em um primeiro momento, Caso 1, as condições de mistura de esferas de vidro de diâmetro diferente, estudadas no Capítulo IV, para altura de leito estático de 0,08 m, foram reproduzidas em CFD, para as misturas com composição de 25, 50 e 75% de esferas de vidro de 4 mm.

Um teste com diferentes modelos de função de distribuição radial mostrou que o modelo de LUN et al. (1984), comumente empregado para leitos densos com monopartículas, pode ser empregado para simular a dinâmica de misturas de partículas em leito de jorro.

As simulações CFD reproduziram o comportamento qualitativo esperado dos perfis radiais de fração volumétrica de partículas maiores de SAN JOSÉ et al. (1994), em que na região de jorro há uma concentração maior das maiores partículas, seguida pela diminuição desta concentração na interface entre o jorro e a região anular, que volta a aumentar seu valor na parte interna da região anular e sofre um decréscimo da concentração quando se aproxima da parede do leito.

Os resultados de queda de pressão e vazão de alimentação de ar, previstos para a condição de jorro mínimo, são coerentes com os dados experimentais do Capítulo IV.

Quanto à segregação, observou-se que ela ocorre nas três misturas estudadas e, aparentemente, é mais pronunciada para misturas ricas em esferas de vidro de 1 mm, conforme mostram os dados experimentais previamente no Capítulo IV.

Os perfis axiais médios de segregação experimental e simulado mostram boa concordância, sendo que em posições axiais próximas à base, a fração volumétrica das esferas maiores (4mm) é sempre menor do que a composição inicial da mistura, enquanto no topo do leito esses valores estão sempre acima da concentração inicial, indicando a segregação das partículas no leito.

A partir dos dados simulados, foi inferido o efeito do aumento da vazão de ar sobre o índice de mistura e verificou-se que ocorre uma redução da segregação das partículas no leito, na medida em que se aumenta a vazão de alimentação de ar.

Os perfis simulados de velocidade das partículas comprovam um dos motivos principais da segregação no leito de jorro. As partículas menores apresentam velocidade superior a das partículas maiores (4 mm) na região de jorro, e assim as partículas maiores

alcançam uma altura menor e provavelmente percorrem uma trajetória mais curta, caindo no centro da região anular promovendo a segregação.

Ao avaliar a porosidade mínima do leito para as três misturas estudadas, observou-se a existência de zonas de compactação no leito, sendo esta compactação mais pronunciada para a mistura contendo 25% de esferas de 4mm. Isto provavelmente ocorreu devido ao fato de que a diminuição da vazão de ar promove o incremento da segregação no leito, criando regiões com elevada fração volumétrica das esferas de 4 mm.

No Caso 2, a fluidodinâmica de um leito de jorro operando com uma distribuição de tamanho de partículas de areia foi analisada empregando a técnica de simulação CFD, considerando 5 fases granulares.

Os perfis de contorno possibilitaram visualizar as regiões de segregação no leito, onde as partículas maiores foram encontradas em maior proporção na parte interna e superior da região anular, o que está de acordo com os dados experimentais.

Nos testes de segregação da mistura de areia compostas de partículas de diâmetros diferentes, observou-se que as partículas com os dois maiores diâmetros ( $d_1$  e  $d_2$ ) apresentaram índice de mistura superior a 1 na região superior do leito, mostrando que essas partículas se concentram preferencialmente nesta região, enquanto as partículas de tamanho intermediário não mostraram segregação significativa.

Neste caso, houve boa concordância entre dados experimentais e simulados da fração mássica de partículas em função dos diâmetros médios que representam a mistura, para os quatro compartimentos delimitados pelas guilhotinas.

No Caso 3, referente à simulação de dados experimentais da literatura, a fluidodinâmica de um leito de jorro operando com mistura de esferas de vidro foi analisada empregando também a técnica de simulação CFD.

As simulações foram capazes de prever a velocidade e a queda de pressão no jorro mínimo com ótima concordância com os dados experimentais.

Os perfis de contorno possibilitaram visualizar as regiões de segregação no leito, onde as partículas maiores foram encontradas em maior proporção na parte interna e superior da região anular, o que está de acordo com os experimentos de SAN JOSÉ et al. (1994).

Além disso, o efeito do aumento da velocidade de ar na entrada sobre o índice de mistura de partículas no leito foi reproduzido pelas simulações, visto que a segregação foi atenuada com o aumento da velocidade de ar.

Sendo assim, conclui-se que a utilização da equação de arraste entre fases granulares, desenvolvida por SYAMLAL (1987) expressa adequadamente a relação de troca de momento sólido-sólido. No entanto, devem ser investigados outros modelos de distribuição radial e limite máximo de empacotamento, disponíveis para operações de sistemas multifásicos com mais de uma fase granular.



---

---

## CAPÍTULO VI

---

# CONCLUSÕES GERAIS

**E**STE CAPÍTULO apresenta uma síntese das conclusões obtidas neste trabalho. A análise térmica é uma grande ferramenta na investigação da cinética e do comportamento da biomassa durante a conversão térmica em uma atmosfera inerte.

As análises de TG e DTG geram resultados que possibilitam entender o comportamento da devolatilização durante ensaios de termogravimetria dinâmica. Observou-se que a taxa máxima de pirólise aumenta com o aumento da taxa de aquecimento, para os três conjuntos de partículas. Além disso, a presença de três picos visíveis para a taxa de aquecimento de 50 K/min indica uma mudança no mecanismo de reação para maiores taxas de aquecimento.

Quanto às estimativas da energia de ativação global da pirólise empregando os métodos isoconversionais, a comparação entre os métodos de Kissinger, Ozawa, Starink, Kissinger-Akahira-Sunose e Friedman mostrou resultados semelhantes para a energia de ativação global em um intervalo de 182–192 kJ/mol. Como esperado, o método de Kissinger resultou em menores valores de  $E_a$  (175-180 kJ/mol), mas muito próximos aos demais métodos. Os valores de  $E_a$  encontrados para a pirólise do bagaço de cana estão dentro do intervalo relatado pela literatura (150–200 kJ/mol, por RIEGEL et al., 2008) e próximos aos valores relatados por YAO et al. (2008) para bagaço, em torno de 169 kJ/mol.

Com relação à comparação entre os modelos de reação global (1ª ordem e  $n$ -ordem), reações consecutivas e reações paralelas independentes, com ordem constante (RPI-a) e ordem variável (RPI-b), o modelo que melhor se ajustou aos dados experimentais foram os modelos RPI, sendo que o RPI-b apresentou menores desvios no ajuste, provavelmente devido à presença de mais parâmetros. O modelo de reação global, apesar de dar uma idéia da energia média necessária à pirólise, não é capaz de capturar os

fenômenos que ocorrem durante as diferentes etapas da pirólise. O principal problema relacionado ao uso do modelo de reações consecutivas é o resultado incoerente dos parâmetros cinéticos referentes à decomposição da lignina, que ocorre devido à hipótese irreal de que sua decomposição só se inicia após o término da degradação da celulose.

Por meio da análise de sensibilidade paramétrica do modelo RPI, um dos mais empregados na literatura, observou-se que o efeito de todos os parâmetros sobre o modelo é mais pronunciado no início da decomposição da biomassa, que corresponde ao tempo do término do segundo pico na curva da taxa de conversão. As energias de ativação afetam a conversão de biomassa de forma mais acentuada que os demais parâmetros, seguido pelos fatores pré-exponenciais da equação de Arrhenius. Além disso, a decomposição da biomassa se mostrou mais sensível aos parâmetros relacionados à decomposição da hemicelulose. Baixos coeficientes de sensibilidade foram observados para as frações mássicas e a ordem de reação, para uma perturbação de 1% em cada parâmetro.

Os resultados obtidos através das medidas de não linearidade do modelo RPI mostraram que a estimativa dos parâmetros para o modelo cinético com dependência de temperatura do tipo Arrhenius, embora tenha os valores adequados de  $R^2$ , apresenta problemas com a confiabilidade estatística dos parâmetros estimados, o que sugere uma reparametrização do modelo. As medidas de não-linearidade dos parâmetros estimados com o modelo cinético reparametrizado não foram significativas, garantindo a validade estatística dos parâmetros estimados pelo método dos mínimos quadrados. Os resultados mostram uma boa concordância entre os dados experimentais e as previsões do modelo cinético reparametrizado. Ao eliminar a dependência entre os parâmetros cinéticos, foi possível observar que o parâmetro  $\gamma$  tende a diminuir com o aumento da taxa de aquecimento, para os três pseudo-componentes (celulose, hemicelulose e lignina), ou seja, um aumento na taxa de aquecimento conduz a menores valores de energia de ativação.

As curvas características de queda de pressão, Pa, em função da vazão do ar,  $m^3/h$ , de um leito de jorro operando com mistura binária de esferas de vidro apresentam uma dinâmica diferente das correspondentes a um leito com monopartículas. Com o aumento da vazão de ar ocorre a formação de uma cavidade na base do cone, de forma que as partículas menores, que possuem menor velocidade terminal, são deslocadas para a parte superior do leito, aumentando a porosidade do leito, resultando em uma diminuição da queda de pressão. Com o aumento gradual da vazão de ar, uma nova cavidade é formada na base do leito até ser rompida e, assim, é estabelecida a condição de jorro estável.

O teste de hipótese utilizando um  $t$  de *Student* revelou a influência dos parâmetros composição da mistura e altura de leito estático sobre a condição de jorro mínimo (vazão de ar e queda de pressão) e sobre o índice de mistura no topo do equipamento.

Observou-se um comportamento parabólico na relação entre a fração mássica da maior partícula e a vazão de ar no jorro mínimo, de forma que valores intermediários de fração mássica apresentam os menores valores de vazão de ar no jorro mínimo. Já o aumento da altura de leito estático gera um incremento na vazão de jorro mínimo.

Quanto à queda de pressão no jorro mínimo, há uma relação direta com o aumento da fração mássica e da altura de leito estático, sendo a queda de pressão no jorro mínimo mais sensível a variações na altura de leito estático do que na fração mássica.

O perfil axial da composição da mistura de partículas para as condições operacionais iniciais de  $X_{b0}=0,25$ ;  $X_{b0}=0,50$  e  $X_{b0}=0,75$  mostrou que as esferas de 4 mm se concentraram na região superior do leito, visto que estas percorrem uma trajetória radial menor do que as partículas pequenas, que por sua vez se concentram na parte inferior do leito e mais próximas da parede.

O valor do índice de mistura ( $M_b$ ) no topo do leito é influenciado significativamente por  $X_b$  e  $H_0$ . A superfície de resposta de  $M_b$  revela uma relação inversamente proporcional à fração mássica da maior partícula e à altura de leito estático. Percebe-se ainda, uma maior sensibilidade da segregação a variações de  $X_b$  para menores alturas de leito estático, indicando interação entre as duas variáveis.

Foram realizados ensaios de mistura de areia e biomassa em leito de jorro, sendo avaliada a condição de jorro mínimo da mistura (vazão de alimentação de ar e queda de pressão). Dentre os resultados obtidos, pode-se ressaltar que as misturas ricas em bagaço, que têm alta porosidade, apresentam maior vazão de ar no jorro mínimo, entretanto, para concentrações de bagaço inferiores a 22,5%, o valor da vazão de jorro mínimo volta a aumentar, provavelmente ao efeito provocado pela maior massa da mistura. Já os valores de queda de pressão no jorro mínimo parecem ser afetados significativamente de forma direta pela massa total da mistura.

Os testes utilizando misturas de areia e bagaço mostraram que a segregação ocorreu em todas as misturas estudadas, sendo a concentração de 10% de bagaço, em volume, a que produziu uma melhor distribuição da biomassa ao longo do leito.

Quanto ao emprego dessas misturas no processo de pirólise rápida de biomassa, propõe-se que os testes iniciais de pirólise em leito de jorro sejam feitos com misturas compostas por cerca de 30% de volume de bagaço, se a planta operar com gás inerte, a fim

de trabalhar com uma quantidade maior de bagaço sem comprometer o escoamento da mistura. No entanto, é preciso avaliar se a quantidade de areia é suficiente para aquecer a biomassa adequadamente. Caso contrário, misturas com menores teores de bagaço devem ser empregadas.

Nos estudos da fluidodinâmica computacional de um leito de jorro operando com mistura de esferas de vidro de 1 e 4 mm, as simulações foram capazes de prever a velocidade e a queda de pressão no jorro mínimo com boa concordância com os dados experimentais obtidos no Capítulo IV.

Um teste com diferentes modelos de função de distribuição radial mostrou que o modelo de LUN et al. (1984), comumente empregado para leitos densos com monopartículas, pode ser empregado para simular dinâmica de misturas de partículas em leito de jorro.

Quanto à segregação, observou-se que ela ocorre nas três composições de misturas estudadas (25, 50 e 75% de esferas de 4 mm) e, aparentemente, é mais pronunciada para misturas ricas em esferas de vidro de 1 mm. Os perfis axiais médio de segregação experimental e simulado mostram boa concordância, sendo que no topo do leito há uma maior concentração das partículas de 4 mm.

A partir dos dados simulados, foi inferido o efeito do aumento da vazão de ar sobre o índice de mistura e verificou-se que ocorre uma redução da segregação das partículas no leito, na medida em que se aumenta a vazão de alimentação de ar.

No Caso 2, as simulações CFD da fluidodinâmica empregaram cinco fases granulares para representar a distribuição granulométrica das partículas de areia. Como no outro caso, observou-se regiões de segregação no leito, em que as partículas maiores foram encontradas em maior proporção na parte interna e superior da região anular, o que está em conformidade com os dados experimentais.

Nos testes de segregação, as partículas com os dois maiores diâmetros ( $d_1$  e  $d_2$ ) apresentaram índice de mistura superior a 1 na região superior do leito, mostrando que essas partículas se concentram preferencialmente nesta região, enquanto as partículas de tamanho intermediário não mostraram segregação significativa.

No Caso 3, as simulações foram capazes de prever a velocidade e a queda de pressão no jorro mínimo com ótima concordância com os dados experimentais de OLAZAR et al. (1993). Além disso, o efeito do aumento da velocidade de ar na entrada sobre o índice de mistura de partículas no leito foi reproduzido pelas simulações, visto que a segregação

foi atenuada com o aumento da velocidade de ar, o que está de acordo com os experimentos de SAN JOSÉ et al. (1994).

Sendo assim, conclui-se que a utilização da equação de arraste entre fases granulares, desenvolvida por SYAMLAL (1987) expressa adequadamente a relação de troca de momento sólido-sólido.

Os estudos preliminares de cinética e fluidodinâmica realizados neste trabalho são de suma importância para o projeto da planta de pirólise rápida. Os resultados obtidos para as misturas de areia e bagaço indicam uma relação entre areia e biomassa na qual a fluidodinâmica não fica comprometida e que a segregação, mesmo ocorrendo, pode ser atenuada por meio do aumento da vazão de gás inerte. Essa proporção de areia e bagaço pode ser empregada para estimar a vazão de alimentação de biomassa, considerando que o reator é contínuo. As simulações CFD conseguem prever adequadamente a dinâmica das partículas no leito de jorro.

A fim de dar continuidade a este trabalho, seguem algumas sugestões para trabalhos futuros:

- Realizar ensaios de pirólise analítica em micropirolisador a fim de identificar os principais produtos obtidos na pirólise lenta e rápida de bagaço de cana.
- De posse de informações sobre a quantidade de voláteis, gases e carvão formados ao longo do teste de termogravimetria, pode ser possível estimar parâmetros de modelos cinéticos de pirólise envolvendo reações secundárias.
- Realizar testes com partículas não esféricas, de tamanho e forma homogêneos, a fim de identificar equações de arraste, entre as fases gasosa e granular, capazes de descrever o comportamento fluidodinâmico de partículas não esféricas, melhorando assim a previsão da queda de pressão no leito.
- Realizar simulações CFD da mistura composta por areia e bagaço, em leito de jorro e leito fluidizado.
- Investigar por meio de simulação CFD a posição adequada da alimentação da biomassa no leito, a fim de reduzir o efeito da segregação.
- Estudar o efeito da geometria do leito de jorro sobre a fluidodinâmica da mistura de areia e biomassa.
- Confeccionar o reator de pirólise em leito de jorro. A partir de testes iniciais, é preciso coletar uma amostra dos produtos que saem do reator, a fim de caracterizar o tamanho e a forma do carvão, e assim, projetar o ciclone mais adequado para a coleta dos finos de carvão. Para tal, podem ser empregadas as simulações CFD.



---

---

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

---

- ABDUL SALAM, P., BHATTACHARYA, S.C. A comparative study of charcoal gasification in two types of spouted bed reactors, Energy, v. 31, p. 228–243, 2006.
- ABDULLAH, M. Z., HUSAIN, Z., YIN PONG, S. L., Analysis of cold flow fluidization test results for various biomass fuels, Biomass Bioenergy, v. 24, p. 487–494, 2003.
- ABOUTBOUL, H., KERZNER, A. L., SCHMIDELL, W., Modelo Matemático para fermentação alcoólica- Análise de Parâmetros, Revista Brasileira de Engenharia Química, Brasil, v. 11, p. 35-42, 1988.
- ACIKGOZ, C., KOCKAR, O. M., Characterization of slow pyrolysis oil obtained from linseed (*Linum usitatissimum* L.), Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, v. 85, p. 151-154, 2009.
- AGUADO, R., OLAZAR, M., BARONA, A., BILBAO, J., Char-formation kinetics in the pyrolysis of sawdust in a conical spouted bed reactor, Journal of Chemical Technology and Biotechnology, v. 75, p. 583–588, 2000.
- AGUADO, R., PRIETO, R., SAN JOSÉ, M. J., ALVAREZ, S., OLAZAR, M., BILBAO, J., Defluidization modelling of pyrolysis of plastics in a conical spouted bed reactor, Chemical Engineering and Processing, v. 44, p. 231–235, 2005.
- AGUIAR, C.M., Hidrólise enzimática de resíduos lignocelulósicos utilizando celulasas produzidas pelo fungo *Aspergillus Níger*, Unioese, Toledo/PR, 106p., 2010. Dissertação de mestrado.
- AIMAN, S., STUBINGTON, J. F., The pyrolysis kinetics of bagasse at low heating rates, Biomass and Bioenergy, v. 5, p. 113–120, 1993.
- AKAHIRA, T., SUNOSE, T., Joint convention of four electrical institutes, Research Report Chiba Institute and Technology, v. 16, p. 22–31, 1971.
- ANABTAWI, M. Z., Minimum Spouting Velocity for Binary Mixture of Particles in Rectangular Spouted Beds, The Canadian Journal of Chemical Engineering, v. 76, p. 132–136, 1998.
- ANTAL, M. J., VÁRHEGYI, G., Cellulose pyrolysis kinetics: the current state of knowledge, Ind. Eng. Chem. Res., v. 34, p. 703–717, 1995.
- APAYDIN-VAROL, E., PÜTÜN, E., PÜTÜN, A. E., Slow pyrolysis of pistachio Shell, Fuel, v. 86, p. 1892–1899, 2007.

- ARABIOURRUTIA, M., LOPEZ, G., ELORDI, G., OLAZAR, M., AGUADO, R., BILBAO, J., Product distribution obtained in the pyrolysis of tyres in a conical spouted bed reactor, Chemical Engineering Science, v. 62, p. 5271–5275, 2007.
- ASADULLAH, M., RAHMAN, M.A., ALI, M.M., RAHMAN, M.S., MOTIN, M.A., SULTAN, M.B., ALAM, M.R. Production of bio-oil from fixed bed pyrolysis of bagasse, Fuel, v. 86, p. 2514–2520, 2007.
- AZNAR, M. P., GRACIA-GORRIA, F. A., CORELLA, J., Minimum and maximum velocities for fluidization for mixtures of agricultural and forest residues with a second fluidized solid. I. Preliminary data and results with sand-sawdust mixtures, International Chemical Engineering, v. 32, p. 95–102, 1992.
- BABU, B. V., GAURAV, C., Evolutionary computation strategy for optimization of an alkylation reaction, In Proceedings of International Symposium and 53rd Annual Session of IChE (CHEMCON-2000), 2000.
- BABU, B. V., SASTRY, K. K. N., Estimation of heat-transfer parameters in a trickle-bed reactor using differential evolution and orthogonal collocation, Computers & Chemical Engineering, v. 23, p. 327–339, 1999.
- BABU, B. V., SINGH, R. P., Synthesis and optimization of heat integrated distillation systems using differential evolution, In Proceedings of All-India seminar on Chemical Engineering Progress on Resource Development: A Vision 2010 and Beyond, IE (I), 2000.
- BABU, S. P., WHALEY, T. P., IEA biomass thermal gasification project, Biomass and Bioenergy, v. 2, p. 299–306, 1992.
- BABU, S. P., Thermal gasification of biomass technology developments: End of task report for 1992 to 1994, Biomass and Bioenergy, v. 9, p. 271–285, 1995.
- BAEYENS, S.Y., WU, J., Segregation by size difference in gas fluidized beds, Powder Technol., v. 98, p. 139–150, 1998.
- BARROZO, M. A. S.; SARTORI, D. J.; FREIRE, J. T., A Study of the Statistical Discrimination of the Drying Kinetics Equations, Food and Bioproducts Processing, v. 82, p. 219-225, 2004.
- BATES, D. M., WATTS, D. G., Relative curvative measures of nonlinearity, J. R. Stat. Soc. Ser. B, v. 42, p. 1-25, 1980.
- BEALE, E. M. L., Confidence Region in Non-Linear Estimation, J. R. Stat. Soc. Ser. B, v. 22, p. 41-76, 1960.
- BEG, Q. K.; KAPOOR, M.; MAHAJAN, L.; HOONDAL, G. S. Microbial xylanases and their industrial applications: a review. Applied Microbiology and Biotechnology, v. 56, p. 326–338, 2001.

- BELLAIS, M., Modelling of the pyrolysis of large wood particles, KTH – Royal Institute of Technology, Department of Chemical Engineering and Technology, Stockholm, Sweden 2007. Tese de doutorado
- BIAGINI, E., F. LIPPI, L. PETARCA, L. TOGNOTTI, Devolatilization rate of biomasses and coal-biomasses blends: an experimental investigation, Fuel, v. 81, p. 1041–1050, 2002.
- BILBAO, J., OLAZAR, M., ROMERO, A., ARANDES, J. M., Optimization of the Operation in a Circulation in the Gaseous Benzyl Reactor with Continuous Catalyst Alcohol Polymerization, Chemical Engineering Communication, v. 75, p. 121–134, 1989.
- BILBAO, R., LEZAUN, J., ABANADES, J.C., Fluidization velocities of sand /straw binary mixtures, Powder Technology, v. 52, p. 1–6, 1987.
- BILBAO, R., MILLERA, A., ARAUZO, J., Kinetics of Weight Loss by Thermal Decomposition of Xylan and Lignin. Influence of Experimental Conditions, Thermochim. Acta, v. 143, p. 137, 1989-a.
- BOATENG, A. A., DAUGAARD, D. E., GOLDBERG, N. M., HICKS, K. B., Bench-Scale Fluidized-Bed Pyrolysis of Switchgrass for Bio-Oil Production, Ind. Eng. Chem. Res., v. 46, p. 1891–1897, 2007.
- BOATENG, A. A., MULLEN, C. A., GOLDBERG, N. M., HICKES, K. B., JUNG, H. G, LAMB, J. F.S., Production of Bio-oil from alfalfa stems by fluidized-bed fast pyrolysis. Ind. Eng. Chem. Res., v. 47, p. 4115-4122, 2008.
- BORGES, P. C. S., Otimização Dinâmica da Fermentação Alcoólica no Processo em Batelada Alimentada, Universidade Federal de Uberlândia, UFU, Brasil. Dissertação de Mestrado.
- BORONI, G. B; ANDRADE, T. C.; FREITAS, L. A. P., Hot melt granulation of coarse pharmaceutical powders in a spouted bed, Powder Technology, v. 189, p. 520–527, 2009.
- BOUTIN, O, FERRER, M, LÉDÉ, J., Radiant flash pyrolysis of cellulose. Evidence for the formation of short life time intermediate liquid species, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, v. 47, p. 13–21, 1998.
- BOX, M. J., Bias in Nonlinear Estimation, J. R. Stat. Soc. Ser. B, v. 33, p. 171-201, 1971.
- BRANDÃO, P.C., Avaliação do uso do bagaço de cana como adsorvente para a remoção de contaminantes, derivados do petróleo, de efluentes, Universidade Federal de Uberlândia-MG, 160 p., 2006. Dissertação de Mestrado.
- BRANDT, R. – “4,4 mil foram descobertos em trabalho escravo em 2008” - O Estado de S.Paulo, 22 de dezembro de 2008 , <http://www.estadao.com.br/noticias/geral,44-mil-foramdescobertos-em-trabalho-escravo-em-2008,297559,0.htm>, acessado em 04/01/2011.
- BRIDGEWATER, A.V., Review of Thermochemical Biomass Conversion, ESTU B1202, Crown, 1991.
- BRINK, D. L., MASSOUDI, M. S., A flow reactor technique for the study of Wood pyrolysis, J. Fire Flammability, v. 9, p. 176–182, 1978.

- BROWNE, F. L., TANG, W. K., Effects of Various Chemicals on TGA of Ponderosa Pine, Forest Products Laboratory Paper 6, Madison, WI, 1963.
- BRUNELLO, G.; NINA, G. D.; NUNES, F. C. S.; NASCIMENTO, C. A. O., Minimum Air Requirement for Spouting Mixed Particles, Can. J. Chem. Eng., v. 52, p. 170-173, 1974.
- CANETTIERI, E.V., ALMEIDA e SILVA, J.B., FELIPE, M.G.A. Application of factorial design to the study of xylitol production from eucalyptus hemicellulosic hydrolysate, Applied Biochemistry and Biotechnology, v. 94, p. 159-168, 2001.
- CARDOSO, A. L., Pirólise lenta de serragem de eucalipto para obtenção de bioóleo e carvão, PPGQ/UFSM, Santa Maria- RS, 2004, 84 p. dissertação de mestrado
- CARIOCA, J. O. B., ARORA, H. L., Biomassa: Fundamentos e aplicações tecnológicas. Fortaleza, Banco do Nordeste do Brasil, Universidade Federal do Ceará, p. 65-441, 1984.
- CETIN, E., MOGHTADERI, B., GUPTA, R., WALL, T. F., Influence of Pyrolysis Conditions on the Structure and Gasification Reactivity of Biomass Chars, Fuel, v. 83, p. 2139-2150, 2004.
- CHAURASIA, A. S., KULKARNI, B. D., Most sensitive parameters in pyrolysis of shrinking biomass particle, Energy Conversion and Management, vol. 48, p. 836-849, 2007.
- CHENG, M.Q., YAO, Y.J., REN, Z.H.W., LI, T.C.H., YAN, Y.J., Recycling-flow characteristics of quartz sand mixed with sawdust in a conduit-spouting fluidized bed reactor. In: Proc. Fifth Intern. Symp. Coal Combustion. Southeast University, Nanjing, China, pp. 267- 271, 2003.
- CHIBA, S., NIENOW, A.W., CHIBA, T., KOBAYASHI, H., Fluidized binary mixtures in which the denser component may be flotsam, Powder Technol., v. 42, p. 1-10, 1980.
- CHIOU, J. P., WANG, F. S., Hybrid method of evolutionary algorithms for static and dynamic optimization problems with application to a fed-batch fermentation process, Computers & Chemical Engineering, v. 23, p. 1277-1291, 1999.
- CHIPARUS, O. I., Bagasse fiber for production of nonwoven materials, The School of Human Ecology, Iasi, Romania, 2004. Tese de doutorado.
- CIRO-VELÁSQUEZ, H. J., CUNHA, R. L., MENEGALLI, F. C., Drying of xanthan gum using a two-dimensional spouted fluidized Bed (2DSFB) with inert particles: performance and rheological considerations, Drying Technology, v. 28, p. 389-401, 2010.
- CLARKE, K. L., PUGSLEY, T., HILL, G.A., Fluidization of moist sawdust in binary particle systems in a gas-solid fluidized bed, Chemical Engineering Science, v. 60, p. 6909 - 6918, 2005.
- CONAB – Companhia Nacional de Abastecimento. Acompanhamento de safra brasileira : cana-de-açúcar, segundo levantamento, agosto / Companhia Nacional de Abastecimento. – Brasília : Conab, 2010.
- COELHO, L. S., MARIANI, V. C., Improved Differential Evolution algorithms for handling economic dispatch optimization with generator constraints, Energy Conversion and

- Management, v. 48, p. 1631–1639, 2007.
- CONNOR, M. A., PISKORZ J., Workshop report: chemicals from biomass. In: A. V. Bridgwater (Ed.), *Advances in Thermochemical Biomass Conversion*, Blackie, New York, 1502-1504, 1994.
- CORRÊA, J. L. G., *Discussão de Parâmetros de Projeto de Secadores Ciclônicos*, Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Campinas, 169 p., 2003.
- COSTA, C. R., COSTA, S. M., COSTA, S. A., VICENTINI, C. R. G., MARCICANO, J. P. P. *Desenvolvimento de Acessórios Têxteis a Partir de Bagaço da Cana-de-Açúcar*, V Congresso Internacional de Pesquisa em Design - CIPED, Bauru – SP - 2009
- COSTA, M. M.; COLODETTE, J. L.; GOMIDE, J. L.; FOELKEL, C. E. B., Avaliação preliminar do potencial de quatro madeiras de eucalipto na produção de polpa solúvel branqueada pela sequência AO (ZQ)P, Revista Árvore, v. 21, p. 385–392, 1997.
- CUI, H. P., GRACE, J. R., Fluidization of biomass particles: a review of experimental multiphase flow aspects, Chem. Eng. Sci., v. 62, p. 45–55, 2007.
- CUI, H., GRACE, J.R., Spouting of biomass particles: A review, Bioresource Technology, v. 99, p. 4008–4020, 2008.
- CUMMER, K. R., BROWN, R. C., Ancillary equipment for biomass gasification, Biomass and Bioenergy, v. 23, p. 113–128, 2002.
- DAS, P., GANESH, A., WANGIKAR, P., Influence of pretreatment for deashing of sugarcane bagasse on pyrolysis products, Biomass Bioenergy, v. 27, p. 445-457, 2004.
- DAVIES, C.E., DAWSON, S.G.B., *In: Fluidization VI*, (Ed. J. Grace), p. 555-562, 1989.
- DEB, K., *Multi-objective optimization using evolutionary algorithms*, John Wiley & Sons, Chichester-UK, ISBN 0-471-87339-X, 2001.
- DERMIBAS, A., Biodisel production via non-catalytic SCF method and biodisel fuel characteristics, Energy Convers. Manage, vol. 47, p. 2271-2282.
- DERMIBAS, A., Mechanisms of liquefaction and pyrolysis reactions of biomass, Energy Conversion & Management, v. 41, p. 633–646, 2000.
- DI BLASI, C. Kinetic and heat transfer control in the slow and flash pyrolysis of solids, Ind Eng. Chem. Res., v. 35, p. 37–47, 1996.
- DI BLASI, C., BRANCA, C., Kinetics of primary product formation from wood pyrolysis, *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 40, p. 5547–5556, 2001.
- DI BLASI, C., HERNANDEZ, G., SANTORO, A., Radiative pyrolysis of single moist wood particles, Ind. Eng. Chem. Res., v. 39, p. 873–882, 2000.
- DI BLASI, C., Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis, Progress in Energy and Combustion Science, v. 34, p. 47–90, 2008.
- DI BLASI, C., Numerical modeling of wood pyrolysis effects of pressure boundary conditions, Revista dei Combustibili, v. 46, p. 265-279, 1992.

- DIAS, R. P., TEIXEIRA, J. A., MOTA, M. G., YELSHIN, A. I., Particulate Binary Mixtures: Dependence of Packing Porosity on Particle Size Ratio, Industrial Engineering Chemistry Research, v. 43, p. 7912–7919, 2004.
- DOYLE, C.D., Kinetic analysis of thermogravimetric data, Journal of Applied Polymer Science, v. 5, p. 285–292, 1961.
- DRAPER, N. R., SMITH, H., Applied Regression Analysis, Second Edition: John Wiley and Sons, New York, 709 p., 1981.
- DRUMMOND A. F., DRUMMOND, I. W., Pyrolysis of Sugar Cane Bagasse in a Wire-Mesh Reactor, Ind. Eng. Chem. Res., v. 35, p. 1263-1268, 1996.
- DU, W., BAO, X., XU, J. e WEI, W., Computational fluid dynamics (CFD) modeling of spouted bed: Assessment of drag coefficient correlations, Chemical Engineering Science, v. 61, p. 1401–1420, 2006-a.
- DU, W., BAO, X., XU, J. e WEI, W., Computational fluid dynamics (CFD) modeling of spouted bed: Influence of frictional stress, maximum packing limit and coefficient of restitution of particles , Chemical Engineering Science, v. 61, p. 4558–4570, 2006-b.
- DUARTE, C. R., Estudo Experimental e de Simulação da Fluidodinâmica e Recobrimento em Leito de Jorro, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia – MG, 197 p., 2006. Tese de Doutorado.
- DUARTE, C. R., MURATA, V. V., BARROZO, M.A.S., A Study of the Fluid Dynamics of the Spouted Bed Using CFD, Brazilian Journal of Chemical Engineering, v. 22, p. 263–270, 2005.
- ELORDI, G. LOPEZ, G., OLAZAR M., AGUADO, R. BILBAO, J., Product distribution modelling in the thermal pyrolysis of high density polyethylene, Journal of Hazardous Materials, v. 144, p. 708–714, 2007-a.
- ELORDI, G., OLAZAR M., AGUADO, R., LOPEZ, G., ARABIOURRUTIA, M., BILBAO, J., Catalytic pyrolysis of high density polyethylene in a conical spouted bed reactor, J. Anal. Appl. Pyrolysis, v. 79, p. 450–455, 2007-b.
- ENCINAR, J.M., BELTRÁN, F.J., BERNALTE, A., RAMIRO, A., GONZÁLEZ, J.F., Pyrolysis of two agricultural residues: Olive and Grape Bagasse. Influence of particle size and temperature. Biomass and Bioenergy, v. 11, p. 397–409, 1996.
- EPSTEIN, N., LECLAIR, B.P., Liquid fluidization of binary particle mixtures – II. Bed inversion, Chemical Engineering Science, v. 40, p. 1517–1526, 1985.
- ERGUN, S., Fluid Flow through Packed Columns, Chemical Engineering Progress, v. 48, p. 89– 94, 1952.
- ERLICH, C., BJÖRNBOM, E., BOLADO, D., GINER, M., FRANSSON, T. H., Pyrolysis and gasification of pellets from sugar cane bagasse and wood, Fuel, v. 85, p. 1535–1540, 2006.

- ERLICH, C., ÖHMAN, M., BJÖRNBOM, E., FRANSSON, T. H., Thermochemical characteristics of sugar cane bagasse pellets, Fuel, v. 84, p. 569–575, 2005.
- ESCUDE, R., N. EPSTEIN, J.R. GRACE, H.T. BI, Effect of particle shape on liquidfluidized beds of binary (and ternary) solids mixtures: segregation vs. mixing, Chem. Eng. Sci., v. 61, p. 1528–1539, 2006.
- EVANS, R.J., MILNE, T.A., Molecular characterization of the pyrolysis of biomass. 1. Fundamentals, Energ Fuel, v. 1, p. 123–137, 1987.
- FAAIJ, A., VAN REE, R., WALDHEIM, L., OLSSON, E., OUDHUIS, A., VAN WIJK, A., DAEY-OUWENS, C., TURKENBURG, W., Gasification of biomass wastes and residues for electricity production, Biomass and Bioenergy, v. 12, p. 387–407, 1997.
- FELIPE, M. G. A., HAULY, M. C. O., CANETTIERI, E. V., CÂNDIDO, E. J., TAMANINI, C., Avaliação da casca de aveia para obtenção de hidrolisado hemicelulósico e produção de xilitol por processo fermentativo. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE FERMENTAÇÕES, p. 14, Florianópolis, 2003. CDROM.
- FENG, Y. Q., YU, A. B., Discrete particle simulation of size segregation of particle mixtures in a gas fluidized bed, China Particuology, v. 4, p. 122–126, 2006.
- FENGEL, D., WEGENER, G., Wood, chemistry, ultrastructure, reactions. New York: Walter de Gruyter, p.167-181, 1984.
- FENGEL, D.; WEGENER, G. Wood: chemistry, ultrastructure, reactions. Berlin: Walter De Gruyter Inc, 1989. 613 p.
- FERREIRA, A. D., Utilização da levedura Pichia stipitis UFMG-IMH 43.2 para obtenção de etanol em hidrolisado hemicelulósico de bagaço de cana-de-açúcar. Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo, Lorena, 119 p., 2010. Dissertação de Mestrado em Ciências.
- FIGUEIREDO, C. K., Pirólise sob pressão: Uma nova abordagem para a carbonização, 3º Congresso Internacional de BIOENERGIA, Curitiba –PR , 2008
- FIGUEIREDO, F. A. B., Pirólise e Gaseificação de Casca de Castanha de Caju: Avaliação da Produção de Gás, Líquidos e Sólidos. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2009. 114p. Tese de doutorado.
- FINKERS, H. J., HOFFMANN, A. C., Structural Ratio for Predicting the Voidage of Binary Particle Mixtures, AIChE Journal, v. 44, p. 495–498, 1998.
- FONT, R., MARCILLA A., VERDU, E., DEVESA, J., Kinetics of the pyrolysis of almond shells and almond shells impregnated with CoCl<sub>2</sub> in a fluidized bed reactor and in a pyroprobe 100, Ind. Eng. Chem. Res., v. 29, p. 1846–1855, 1990.
- FRIEDMAN, H. L., Kinetics of Thermal Degradation of Char-Forming Plastics from Thermogravimetry, J. Polym. Sci. Part C – Polym. Symp., v. 183, 1964.

- GÁMEZ, S., GONZÁLEZ-CABRIALES, J. J., RAMÍREZ, J. A., GSRROTE, G., VÁZQUEZ, M., Study of the hydrolysis of sugar cane bagasse using phosphoric acid, Journal of Food Engineering, v. 74, p. 78–88, 2006.
- GARCÍA-PÉREZ, M., CHAALA, A., ROY, C., Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse, J. Anal. Appl. Pyrolysis, v. 65, p. 111–136, 2002.
- GIANESELLA, M., Pyrolytic Kinetics of Ligno-Cellulosic Biomass, Politecnico di Turin, First School of Engineering, Turin - Italy, 2010. Tese de doutorado.
- GIDASPOW, D., BEZBURUAH, R., and DING, J., Hydrodynamics of Circulating Fluidized Beds, Kinetic Theory Approach in Fluidization, Proceedings of the 7<sup>th</sup> Engineering Foundation Conference on Fluidization, p. 75–82, 1992.
- GIL, J., CORELLA, J., AZNAR, M. P., CABALLERO, M. A., Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution, Biomass and Bioenergy, v. 17, p. 389-403, 1999.
- GILLIS, P. R., RATKOWSKY, D. A., The behavior of estimators of the parameters of various yields-density relationships, Biometrics, v. 34, p.191-198, 1978.
- GOLDSCHMIDT M. J. V., LINK, J.M., MELLEMA, S., KUIPERS, J.A.M., Digital image analysis measurements of bed expansion and segregation dynamics in dense gasfluidized beds, Powder Technol., v. 138, p. 135–159, 2003.
- GOMÉZ, C. J., MANYÀ, J. J., VELO, E., PUIGJANER, L., Further Applications of a Revisited Summative Model for Kinetics of Biomass Pyrolysis, Ind. Eng. Chem. Res., v. 43, p. 901–906, 2004.
- GOMÉZ, C. J., Understanding Biomass Pyrolysis Kinetics: Improved Modeling Based on Comprehensive Thermokinetic Analysis, Universitat Politècnica de Catalunya, Spain, 2006. Tese de doutorado.
- GÓMEZ, E. O., Estudo da pirólise rápida de capim elefante em leito fluidizado borbulhante mediante caracterização dos finos de carvão, Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola, Campinas – SP, 369 p., 2002. Tese de doutorado.
- GONZÁLES, J. F., ENCINAR, J. M., CANITO, J. L., SÁBIO, E., CHACÓN, M., Pyrolysis of cherry stones: energy uses of the different fractions and kinetic study, J. Anal. Appl. Pyrolysis, 57:65–190, 2003.
- GRATON, L. C., FRASER, H. J. J., Systematic Packing of spheres with particular relation to porosity and permeability, Journal of Geology, v. 43, p. 785–909, 1935.
- GRONLI, M. G., VARHEGYI, G., DI BLASI, C. M., Thermogravimetric analysis and devolatilization kinetics of wood, Ind. Eng. Chem. Res., v. 41, p. 4201–4208, 2002.
- GRONLI, M.; ANTAL, M. J.; VÁRHEGYI, G., A Round-Robin Study of Cellulose Pyrolysis Kinetics by Thermogravimetry, Ind. Eng. Chem. Res., v. 38, p. 2238, 1999.

- GUALBERTO, L., Comparação entre as tecnologias de gaseificação de biomassa existentes no Brasil e no exterior e formação de recursos humanos na região norte: Estado da Arte da Gaseificação, CONVÊNIO FINEP / CETERNERG 23.01.0695.00, Centro Nacional de Referência em Biomassa – CENBIO, São Paulo – SP, 2002.
- GUTTMAN, I.; MEETER, D. A., On Beale's Measures of Non-Linearity, 1965.
- HAMELINCK, C.N.; HOOIJDONK, G.V.; FAALJ, A.P.C. Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle- and long-term, Biomass and Bioenergy, v. 28, p. 384–410, 2005.
- HAO, H., GUOXIN, H., FENGCHAO, W., Experimental study on particles mixing in an annular spouted bed, Energy Conversion and Management, v. 49, p. 257–266, 2008.
- HARTMAN, M., POHORELZ, M., TRNKA, O., Fluidization of dried wastewater sludge, Powder Technol., v. 178, p. 166–172, 2008.
- HELLEUR, R., POPOVIC, N., IKURA, M., STANCIULESCU, M., LIU, D., Characterization and potential applications of pyrolytic char from ablative pyrolysis of used tires, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, v. 58–59, p. 813–824, 2001.
- HERRERA, A., SIMÓN, J. T. L., CABRIALES, J. J. G, RAMÍREZ, J. A., VÁZQUEZ, M., Effect of the hydrochloric acid concentration on the hydrolysis of sorghum straw at atmospheric pressure. Journal of Food Engineering, Essex, v. 63, p.103-109, 2004.
- HOFFMANN A.C., ROMP, E.J., Segregation in a fluidized powder of continuous size distribution, Powder Technol., v. 66, p. 119–126, 1991.
- HOQUE, M. M., BHATTACHARYA, S. C., Fuel characteristics of gasified coconut shell in a fluidized and a spouted bed reactor, Energy, v. 26, p. 101–110, 2001.
- HORNE, P. A., WILLIAMS, P. T., Influence of temperature on the products from the flash pyrolysis of biomass, Fuel, v.75, p. 1051–1059, 1996.
- HU, S., JESS, A., XU, M., Kinetic study of Chinese biomass slow pyrolysis: Comparison of different kinetic models, Fuel, v. 86, p. 2778–2788, 2007.
- HUFF, G.A. VASALOS, I.A. Oxidative pyrolysis of natural gas in a spouted-bed reactor: reaction stoichiometry and experimental reactor design, Catalysis Today, v. 46, p. 223–231, 1998.
- HUILIN, L., YUNHUA, Z., DING, J., GIDASPOW, D., LI, W., Investigation of mixing/segregation of mixture particles in gas–solid fluidized beds, Chemical Engineering Science, v. 62, p. 301–317, 2007.
- ISHIKURA, T., NAGASHIMA, H., IDE, M., Hydrodynamics of a Spouted Bed with a Porous Draft Tube Containing a Small Amount of Finer Particles, Powder Technology, v. 131, p. 56–65, 2003.
- ISHIKURA, T.; SHINOHARA, H.; TANAKA, I. Behavior of fine particles in a spouted bed onsting of fine particles and coarse particles, Can. J. Chem. Eng., v. 61, p. 317-324, 1983.

- JARALLAH, A.; WATKINSON, A. P., Pyrolysis of Western Canadian coals in a spouted bed, Canadian Journal of Chemical Engineering, v. 63, p. 227–236, 1985.
- JENKIS, B.M., Fuel properties for biomass materials. International symposium on Application and Management of Energy in Agriculture: The Role of Biomass Fuels, New Delhi, 1990.
- JIANG, G., NOWAKOWSKI, D. J., BRIDGEWATER, A.V., A systematic study of the kinetics of lignin pyrolysis, Thermochimica Acta, v. 498, p. 61–66, 2010.
- JILU, Z., Bio-oil from fast pyrolysis of rice husk: Yields and related properties and improvement of the pyrolysis system, J. Appl. Pyrolysis, v. 80, 2008.
- JONES, P. J., Downflow of gas-solids mixtures in bottom-restrained vertical standpipes, Dept. of Chem. Eng., University of Queensland, Australia, 1981. Tese de doutorado.
- JOSHI, J.B., Solid-liquid fluidized beds: some design aspects, Chemical engineering research and design, v. 61, p.143-161, 1983.
- KAWAGUCHI, T., SAKAMOTO, M. e TSUJI, T. T., Quasi-three-dimensional Numerical Simulation of Spouted Beds in Cylinder, Powder Technology, v. 109, p. 3–12, 2000.
- KEOWN, D., FAVAS, G., HAYASHI, J., LI, C., Volatilisation of alkali and alkaline earth metallic species during the pyrolysis of biomass: differences between sugar cane bagasse and cane trash, Bioresour. Technol., v. 96, p. 1570–1577, 2005.
- KERSTEN, S. R. A., WANG, X., PRINS, W., VAN SWAAILJ, W. P. M., Biomass Pyrolysis in a Fluidized Bed Reactor. Part 1: Literature Review and Model Simulations, Ind. Eng. Chem. Res., v. 44, p. 8773–8785, 2005.
- KIMURA, L. M., Uma contribuição à pirólise de biomassa: avaliação de alguns resíduos da agroindústria como fonte de energia alternativa, PPG-EQ/UFU, Uberlândia/MG, 2009, Dissertação de mestrado.
- KISSEINGER, H. E., Variation of peak temperature with heating rate in differential thermal analysis, J. Res. Natl. Bur. Stand., 1956, v. 57, p. 217.
- KISSEINGER, H. E., Variation of peak temperature with heating rate in differential thermal analysis, J. Res. Natl. Bur. Stand., v. 57, p. 217-221, 1956.
- KISSEINGER, H.E., Reaction kinetics in thermal analysis, Anal. Chem., v. 29, p.1702, 1957.
- KOUFOPANOS, C.A., N. PAPAYANNAKOS, G. MASCHIO, A. LUCCHESI, Modeling of the pyrolysis of biomass particles. Studies on kinetics, thermal and heat transfer effects, Can. J. Chem. Eng., v. 69, 907–915, 1991.
- KUHAD, R.C.; SINGH, A. Lignocellulose Biotechnology: Current and Future Prospects, Critical Reviews in Biotechnology, v. 13, p. 151– 172, 1993.
- KUTSAKOVA, V. E., Drying of Liquid and Pasty Products in a Modified Spouted Bed of Inert Particles, Drying Technology, v. 22, p. 2343–2350, 2004.

- LAMB, J.F.S., JUNG, H.G., SHEAFFER, C.C., SAMAC, D.A., Alfalfa leaf protein and stem cell wall polysaccharide yields under hay and biomass management systems, Crop Sci., v. 47, p. 1407-1415, 2007.
- LANZA, R., NOGARE, D.D., CANU, P., Gas phase chemistry in cellulose fast pyrolysis, Ind. Eng. Chem. Res., v. 48, p. 1391-1399, 2009.
- LASER, M. SCHULMAN, D., ALLEN, S. G., LICHWA, J., ANTAL JR, M. J., LYND, L. R., A comparison of liquid hot water and steam pretreatments of sugar cane bagasse for bioconversion to ethanol, Bioresource Technology, v. 81, p. 33-44, 2002.
- LATHOUWERS D., BELLAN, J., Modeling and simulation of bubbling fluidized beds containing particle mixtures, Proceedings of the Combustion Institute, v. 28, p. 2297-2304, 2000.
- LAURENTINO, C. L., Transferência de calor em leitos fixos com aplicação em reatores de fermentação em estado sólido, Universidade Estadual Paulista, Engenharia e Ciência de Alimentos, São José do Rio Preto, 2007.
- LAYTNER, F., GRACE, J.R., EPSTEIN, N., PINDER, K.L., Mobility of wood wafers in a gas-fluidized bed. In: Large, J.F., Laguerie, C. (Eds.), Fluidization VIII. Engineering Foundation, New York, p. 93-102, 1995.
- LEAPER, M.C., SEVILLE, J.P.K., HILAL, N., KINGMAN, S.W., BURBIDGE, A.S., Investigating the dynamics of segregation of high jetsam binary batch fluidized bed systems, Chem. Eng. Process., v. 43, p. 187-192, 2004.
- LÉDÉ, J., BROUST, F., NDIAYE F. T., FERRER, M., Properties of bio-oils produced by biomass fast pyrolysis in a cyclone reactor, Fuel, v. 86, p. 1800-1810, 2007.
- LÉDÉ, J., Comparison of contact and radiant ablative pyrolysis of biomass, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, v. 70, p. 601-618, 2003.
- LÉDÉ, J., The Cyclone: A Multifunctional Reactor for the Fast Pyrolysis of Biomass, Ind. Eng. Chem. Res., v. 39, p. 893-903, 2000.
- LEE, K. H., KANG, B. S., PARK, Y. K., KIM, J. S., Influence of Reaction Temperature, Pretreatment, and a Char Removal System on the Production of Bio-oil from Rice Straw by Fast Pyrolysis, Using a Fluidized Bed, Energy & Fuels, v. 19, p. 2179-2184, 2005.
- LI, S., PETZOLD, L. R., ZHU, W., Sensitivity analysis of differential-algebraic equations: a comparison of methods on a special problem, Applied Numerical Mathematics, v. 32, p. 161-174, 2000.
- LI, X. T., GRACE, J. R., LIM, C. J., WATKINSON, A. P., CHEN, H. P., KIM, J. R., Biomass gasification in a circulating fluidized bed, Biomass and Bioenergy, v. 26, p. 171-193, 2004.
- LIDEN, A. G., A kinetic and heat transfer modelling study of wood pyrolysis in a fluidized bed, University of Waterloo, Ontario, Canada, 1985. Dissertação de mestrado

- LIDEN, A.G., BERRUTI, F., SCOTT, D.S., A kinetic model for the production of liquids from the flash pyrolysis of biomass, Chem. Eng. Commun., v. 65, p. 207–221, 1988.
- LIN, Y.C., CHO, J., TOMPSETT, G.A., WESTMORELAND, P.R., HUBER, G.W. Kinetics and mechanism of cellulose pyrolysis, J. Phys. Chem. C, v. 113, p. 20097-20107, 2009.
- LIRA, T. S., BARROZO, M. A. S., ASSIS, A. J., Concurrent moving bed dryer modelling: Sensitivity of physicochemical parameters and influence of air velocity profiles, Applied Thermal Engineering, v. 29, p. 892 – 897, 2009.
- LISBOA, A. C., WATKINSON, L. A. P., Pyrolysis with partial combustion of oil shale fines in a spouted bed, The Canadian Journal of Chemical Engineering, v. 70, p. 983–990, 1992.
- LOBATO, F. S., STEFFEN JR, V., SILVA NETO, A. J., Solution of Inverse Radiative Transfer Problems in Two-Layer Participating Media with Differential Evolution, Inverse Problems in Science and Engineering, 2010, in press.
- LOBATO, F. S., STEFFEN JR., V., ARRUDA, E. B., BARROZO, M. A. S., Estimation of drying parameters in rotary dryers using differential evolution, Journal of Physics: Conference Series, v. 135, 2008.
- LOBATO, F. S., STEFFEN JR., V., Engineering system design with multi-objective Differential Evolution, 2007, In Proceedings in 19th International Congress of Mechanical Engineering - COBEM.
- LOBATO, F., Otimização Multi-objetivo para o projeto de sistemas de engenharia, FEMEC/UFU, Uberlândia/ MG, 2008. Tese de doutorado.
- LÓPEZ, G., ARTETXE, M., AMUTIO, M., ELORDI, G., AGUADO, R., OLAZAR, M., BILBAO, J., Recycling poly-(methyl methacrylate) by pyrolysis in a conical spouted bed reactor, Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, v. 49, p. 1089–1094, 2010-a.
- LÓPEZ, G., OLAZAR, M., AGUADO, R., BILBAO, J., Continuous pyrolysis of waste tyres in a conical spouted bed reactor, Fuel, v. 89, p. 1946–1952, 2010-b.
- LOURENCO, R. O., SANTOS, K. G., MURATA, V. V., DUARTE, C. R., HENRIQUE, H. M., BARROZO, M. A. S., Identification of the spouted bed flow regime by simulation and experimental data, Materials Science Forum, v. 591, p. 329–334, 2008.
- LOURENÇO, R. O., SANTOS, K. G., MURATA, V. V., DUARTE, C. R., HENRIQUE, H. M., BARROZO, M. A. S., Identification of the spouted bed flow regime by simulation and experimental data, Materials Science Forum, v. 591, p. 329-334., 2008.
- LU, H.L., HE, Y.R., GIDASPOW, D., YANG, L.D., QIN, Y.K., Size segregation of binary mixture of solids in bubbling fluidized beds, Powder Technol., v. 134, p. 86–97, 2003.
- LUN, C. K. K., SAVAGE, S. B., JEFFREY, D. J., and CHEPURNIY, N., Kinetic Theories for Granular Flow: Inelastic Particles in Couette Flow and Slightly Inelastic Particles in a General Flow Field, J. Fluid Mech., v. 140, p. 223–256, 1984.

- LUO, Z., WANG, S., LIAO, Y., CEN, K., Mechanism study of cellulose rapid pyrolysis, Ind. Eng. Chem. Res., v. 43, p. 5605–5610, 2004.
- MA, D., AHMADI, G.A, Thermodynamical Formulation for Dispersed Multiphase Turbulent Flows, Int. J. Multiphase Flow, v. 16, p. 323-351, 1990.
- MACIEJEWSKI, L., MYSZKA, W., ZIETEK, G., Application of Differential Evolution Algorithm for Identification of Experimental Data, The Archive of Mechanical Engineering, LIV:1-11, 2007.
- MANGUT, V., SABIO, E., GAÑÁN, J., GONZA´LEZ, J.F., RAMIRO, A. GONZA´LEZ, C.M., ROMA´N, S., AL-KASSIR, A., Thermogravimetric study of the pyrolysis of biomass residues from tomato processing industry, Fuel Processing Technology, v. 87, p. 109–115, 2006.
- MANIATIS, K., Biomass gasification in Indonesia, Biomass, v. 18, p.221–239, 1989.
- MANYÀ, J. J., ARAÚZO, J., An alternative kinetic approach to describe the isothermal pyrolysis of micro-particles of sugar cane bagasse, Chemical Engineering Journal, v. 139, p. 549–561, 2008.
- MANYÀ, J. J., VELO, E., PUIGJANER, L., Kinetics of Biomass Pyrolysis: a Reformulated Three-Parallel-Reactions Model, Ind. Eng. Chem. Res., v. 42, p. 434–441, 2003.
- MARIANI, V. C., LIMA, A. G. B., COELHO, L. S., Apparent thermal diffusivity estimation of the banana during drying using inverse method, Journal of Food Engineering, v. 85, p. 569–579, 2008.
- MARRETO, R. N., Estudo da técnica de leito de jorro convencional para secagem de microcápsulas de caseína e pectina, Programa de Pós-Graduação em Ciências Farmacêuticas, USP/SP, Ribeirão Preto/SP, 198p., 2006. Tese de doutorado.
- MARZOCHELLA, A., P. SALATINO, V.D. PASTENA, L. LIRER, Transient fluidization and segregation of binary mixtures of particles, AIChE Journal, v. 46, p. 2175–2182, 2000.
- MATHUR, K. B., EPSTEIN, N., Spouted Beds, Academic Press Inc. LTD., New York, 304p., 1974.
- MATHUR, K. B., GISHLER, N., A technique for contacting gases with coarse solid particles, A.I.Ch.E. Journal, v. 1, p. 157–164, 1955.
- MCNTYRE, A.D., PAPIC, M.M. Pyrolysis of Municipal Solid Waste, The Canadian Journal of Chemical Engineering, v. 52, p. 263–272, 1974.
- MESA-PÉREZ, J.M., CORTEZ, L.A.B., ROCHA, J.D., BROSSARD-PEREZ, L.E., OLIVARES-GÓMEZ, E., Unidimensional heat transfer analysis of elephant grass and sugar cane bagasse slow pyrolysis in a fixed bed reactor, Fuel Processing Technology, v. 86, p. 565–575, 2005.
- MESA-PÉREZ, J.M., Testes em uma Planta de Pirólise Rápida de Biomassa em Leito Fluidizado: Critérios para sua Otimização, Universidade Federal de Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola, Campinas – SP, 162 p., 2004. Tese de doutorado.

- MEZAKI, R., KITTRELL, J. R., Parametric sensitivity in fitting nonlinear kinetic models, Ind. Eng. Chem., v. 59, p. 63, 1967.
- MILLER, R.S., J. BELLAN, A generalized biomass pyrolysis model based on superimposed cellulose, hemicellulose and lignin kinetics, Combust. Sci. Technol., v. 126, p. 97–137, 1997.
- MIN, F., ZHANG, M., CHEN, Q., Non-isothermal Kinetics of Pyrolysis of Three Kinds of Fresh Biomass, Mar. Journal of China University of Mining & Technology, v. 17, 2007.
- MORENO, R. M. B., MEDEIROS, E. S., FERREIRA, F. C., ALVES, N., GONÇALVES, P. S., MATTOSO, L. H. C., Thermogravimetric studies of decomposition kinetics of six different IAC Hevea rubber clones using Flynn-Wall–Ozawa approach, Plast. Rubber Compos., v. 35, p. 15–21, 2006.
- MORITOMI, H., IWASE, T., CHIBA, T., A comprehensive interpretation of solid layer inversion in liquid fluidized beds, Chemical Engineering Science, v. 37, p. 1751–1757, 1982.
- MOTA, M., TEIXEIRA, J. A., BOWEN, W. R., YELSHIN, A., Binary spherical particle mixed beds: porosity and permeability relationship measurement. Trans. Filtration Society, v. 1, p. 101–106, 2001.
- MUI, E. L. K., CHEUNG, W. H., LEE, V. K. C., MCKAY, G., Kinetic Study on Bamboo Pyrolysis, Ind. Eng. Chem. Res., v. 47, p. 5710–5722, 2008.
- MUI, E. L. K., CHEUNG, W. H., LEE, V. K. C., MCKAY, G., Kinetic Study on Bamboo Pyrolysis, Ind. Eng. Chem. Res., v. 47, p. 5710–5722, 2008.
- MÜLLER-HAGEDORN, M., BOCKHORN, H., Pyrolytic behaviour of different biomasses (angiosperms) (maize plants, straws, and wood) in low temperature pyrolysis, J. Anal. Appl. Pyrolysis, v. 79, p. 136–146, 2007.
- MUMIR, S., DAOOD, S. S., NIMMO, W., CUNLIFFE, A. M., GIBBS, B. M., Thermal analysis and devolatilization kinetics of cotton stalk, sugar cane bagasse and shea meal under nitrogen and air atmospheres, Bioresource Technology, v. 100, p. 413–418, 2009.
- MUSSATTO, S. I., Influência do Tratamento do Hidrolisado Hemicelulósico de Palha de Arroz na Produção de Xilitol por *Candida guilliermondii*, Faculdade de Engenharia Química de Lorena, Lorena, Brasil, 2002. Dissertação de Mestrado.
- NA, D., YU-FENG, Z., YAN, W., Thermogravimetric analysis and kinetic study on pyrolysis representative medical waste composition, Waste Management, v. 28, p. 1572–1580, 2008.
- NEUREITER, M., Dilute-acid hydrolysis of sugarcane bagasse at varying conditions, Applied Biochemistry and Biotechnology, Clifton, v. 98-100, p. 49-58, 2002.
- NIENOW A.W., ROWE, P.N., CHEUNG, L.Y.L., A quantitative analysis of the mixing of two segregated powders of different density in a gas fluidized bed, Powder Technol., v. 20, p. 89–97, 1978.

- NIENOW, A. W., CHEESMAN, D. J., Fluidization; GRACE, J. R., MATSEN, J. M., Eds.; Plenum: New York, London, 1980, p 373.
- NIENOW, A.W., CHIBA, T., Fluidization of dissimilar materials. In: Davidson JF, Clift R, Harrison D, eds. Fluidization (2nd edition). London: Academic Press; 1985, p. 357-382.
- OGAWA, S., UMEMURA, A. e OSHIMA, N., On the Equation of Fully Fluidized Granular Materials, J. Appl. Math. Phys., v. 31, p. 483, 1980.
- OLAZAR, M., AGUADO, R., SAN JOSÉ, M. J., ALVAREZ, S., BILBAO, J., Minimum spouting velocity for the pyrolysis of scrap tyres with sand in conical spouted beds, Powder Technology, v. 165, p. 128–132, 2006.
- OLAZAR, M., AGUADO, R., VÉLEZ, D., ARABIOURRUTIA, M. E BILBAO, J., Kinetics of Scrap Tire Pyrolysis in a Conical Spouted Bed Reactor. Ind. Eng. Chem. Res., v. 44, p. 3918–3924, 2005.
- OLAZAR, M., ARANDES, J. M., ZABALA, G., AGUAYO, A. T., BILBAO, J., Design and Operation of a Catalytic Polymerization Reactor in a Dilute Spouted Bed Regime. Ind. Eng. Chem. Res., v. 36, p. 1637–1643, 1997.
- OLAZAR, M., LOPEZ, G., ARABIOURRUTIA, M., ELORDI, G., AGUADO, R., BILBAO, J., Kinetic modelling of tyre pyrolysis in a conical spouted bed reactor, J. Anal. Appl. Pyrolysis, v. 81, p. 127–132, 2008.
- OLAZAR, M., SAN JOSÉ, M. J., PEFIAS, F. J., AGUAYO, A. T. E BILBAO, J., Stability and Hydrodynamics of Conical Spouted Beds with Binary Mixtures. Ind. Eng. Chem. Res., v. 32, p. 2826-2834, 1993.
- OLAZAR, M.; SAN JOSÉ, M. J.; LLAMOSAS, R.; BILBAO, J. Hydrodynamics of Sawdust and Mixtures of Wood Residues in Conical Spouted Beds, Ind. Eng. Chem. Res., v. 33, p. 993–1000, 1994.
- ONAY, O., BEIS, S.H., KOCKAR, O.M., Fast pyrolysis of rape seed in a well-swept fixed-bed reactor, J. Anal. Applied Pyrol., v. 58, p. 995-1007, 2001.
- ÓRFÃO, J. J. M., ANTUNES, F. J. A., FIGUEIREDO, J. L., Pyrolysis kinetics of lignocellulosic materials - three independent reactions model, Fuel, v. 78, p. 349–358, 1999.
- PALAPPAN, K. G., SAI, P.S.T., Studies on segregation of binary mixture of solids in continuous fast fluidized bed Part II. Effect of particle size, Chemical Engineering Journal, v. 139, p. 330–338, 2008.
- PALMQVIST, E.; HAHN-HÄGERDAL, B. Fermentation of lignocellulosic hydrolysates. II: inhibitors and mechanisms of inhibition, Bioresource Technology, v. 74, n. 1, p. 25–33, 2000.
- PANDIT, A.B., JOSHI, J.B., Pressure drop in packed, expanded and fluidised beds, packed columns and static mixers: A unified approach, Reviews in Chemical Engineering, v. 14, p. 321- 371, 1998.

- PASQUINI, D., PIMENTA, M. T. B., FERREIRA, L. H., CURVELO, A. A. S., Sugar cane bagasse pilping using supercritical CO<sub>2</sub> associated with co-solvent 1-butanol/water, Journal of supercritical Fluids, v. 34, p. 125–131, 2005.
- PATERSON, N. Y. ZHUO, G. P. REED, D. R. DUGWELL, R. KANDIYOTI, Pyrolysis and gaseification of sewage slugde in a spouted-bed reactor, Water and Environment Journal, v. 18, p. 90–95, 2004.
- PEACOCKE, G. V. C., BRIDGWATER, A. V., Ablative plate pyrolysis of biomass for liquids, Biomass and Bioenergy, v. 7, p. 147–154, 1994.
- PICCININI, N.; BERNHARD, A.; CAMPAGNA, P.; VALLANA, F., Segregation Phenomenon in Spouted Beds, Powder Technol., v. 18, p. 171- 178, 1977.
- PILAR, A. M., GRACIA-GORRIA, F.A., CORELLA, J., Minimum and maximum velocities for fluidization for mixtures of agricultural and forest residues with second fluidized solid. I. Preliminary data and results with sand-sawdust mixtures, International Chemical Engineering, v. 32, p. 95–102, 1992a.
- PILAR, A. M., GRACIA-GORRIA, F.A., CORELLA, J., Minimum and maximum velocities for fluidization for mixtures of agricultural and forest residues with second fluidized solid. II. Experimental results for different mixtures, International Chemical Engineering, v. 32, p. 103–113, 1992b.
- PINHEIRO, P.C.C. et al. Fundamentos e Prática da Carbonização da Biomassa. In: 1º Congresso Internacional de uso da biomassa plantada para produção de metais e geração de eletricidade, Belo Horizonte, MG, Brasil, 2001.
- PIPPO, A. W.; GARZONE, P.; CONRNACCHIA, G., Agro-industry sugarcane residues disposal: The trends of their conversion into energy carriers in Cuba, Waste Management, v. 27, p. 869-885, 2007.
- PISKORZ, J., RADLEIN, D., SCOTT, D.S., CZERNIK, S, Pretreatment of wood and cellulose for production of sugars by fast pyrolysis, J. Anal. Appl. Pyrol., v. 16, p. 127–142, 1989.
- PISKORZ, J., RADLEIN, D., SCOTT, D.S., On the mechanism of the rapid pyrolysis of Cellulose, J. Anal. Appl. Pyrol., v. 9, p. 121–137, 1986.
- PISKORZ, J., SCOTT, D. S., RADLEIN, D., Composition of oils obtained by fast pyrolysis of different woods, In: Pyrolysis Oils from Biomass: Producing, Analyzing, and Upgrading, p. 167–178, 1988.
- PONDER, G.R., RICHARDS, G.N., Thermal synthesis and pyrolysis of a xylan, Carbohydr. Res., v. 218, p. 143–155, 1991.
- PRADO, A. G., MENEZES, R. S. C., ABREU, C. A. M. Quantificação dos estrativos, celulose e lignina da palma miúda (*Nopalea cochenillifera*). X JORNADA DE ENSINO, PESQUISA E EXTENSÃO – JEPEX 2010 – UFRPE, Recife, 18 a 22 de outubro de 2010.

- PRUDEN, B. B.; EPSTEIN, N., Stratification by size in particulate fluidisation and in hindered settling, Chemical Engineering Science, v. 19, p. 696–700, 1964.
- QUEIROZ, M. S., A Experiência Brasileira em Biocombustíveis, Conferência e Exposição Bial Iniciativa do Ar Limpo nas Cidades da América Latina, PETROBRÁS, 2006.
- RADLEIN, D., GRINSHPUN, A., PISKORZ, J.; SCOTT, D. S., On the Presence of Anhydro-Oligosaccharides in the Sirups from the Fast Pyrolysis of Cellulose, J. Anal. Appl. Pyrolysis, v. 12, p. 39–49, 1987.
- RADLEIN, D., PISKORZ, J., SCOTT, D.S., Fast pyrolysis of natural polysaccharides as a potential Industrial-process, J. Anal. Appl. Pyrol., v. 19, p. 41–63, 1991.
- RAO T. R., BHEEMARASETTI, J.V. R., Minimum fluidization velocities of mixtures of biomass and Sands, Energy, v. 26, p. 633–644, 2001.
- RAO, T. R., SHARMA, A., Pyrolysis Rates of Biomass Materials, Energy, v. 23, No. 11, p. 973–978, 1998.
- RASUL, M. G., RUDOLPH, V., CARSKY, M., Physical properties of bagasse, Fuel, v. 78, p. 905–910, 1999.
- RASUL, M.G., BHATTACHARYA, S.C., Performance comparison of three spouted bed reactor designs, J. Inst. Eng. India, v. 72, p. 73–76, 1992.
- RASUL, M.G., RUDOLPH, V., CARSKY, M., Segregation potential in binary gas fluidized beds, Powder Technol., v. 103, p. 175–181, 1999.
- RATKOWSKY, D.A., *Nonlinear regression modeling*, Marcel Dekker, New York 1983.
- RAVEENDRAN, K., GANESH A., KHILAR, K., Pyrolysis characteristics of biomass and biomass components, Fuel, v. 75, 1996.
- REDDY, R., JOSHI, C. K., CFD modeling of solid–liquid fluidized beds of mono and binary particle mixtures, Chemical Engineering Science, v. 64, p. 3641–3658, 2009.
- REINA, J., VELO, E., PUIGJANER, L., Predicting the minimum fluidization velocity of polydisperse mixtures of scrap-wood particles, Powder Technology, v. 111, p. 245–251, 2000.
- RESENDE, A. A. P., Fertirrigação do eucalipto com efluente tratado de fábrica de celulose kraft branqueada, Viçosa: UFV. 152p., 2003. Tese Doutorado.
- RICE, R. W., BRAINNOVICH, Jr., Mixing / Segregation in two- and three dimensional fluidized beds: binary systems of equi-density spherical particles, AIChE J., v. 132, p. 7-16, 1986.
- RICHARDSON, J. R., ZAKI, W. N., Sedimentation and Fluidization: Part I., Trans. Inst. Chem. Eng., v. 32, p. 35–53, 1954.
- RIEGEL, I., MOURA, A. B. D., MORISSO, F. D. P., MELLO, F. S., Thermogravimetric analysis of the pyrolysis of *Acacia mearnsii* de Wild. Harvested in Rio Grande do Sul, Brasil, R. Árvore, v. 32, p. 533–543, 2008.

- ROBERTS, F., CLOUGH, G., Thermal Decomposition of Wood in an Inert Atmosphere. 9th Symposium (International) on Combustion; Academic: New York, 1963.
- ROBINSON, T., WALDIE, B., Particle cycle times in a spouted bed of polydisperse particles, The Canadian Journal of Chemical Engineering, v. 56, p. 632–635, 1978.
- ROCHA, J.D., MESA PÉREZ, J.M., CORTEZ, L.A.B., Aspectos Teóricos e Práticos do Processo de Pirólise de Biomassa, Curso “Energia na Indústria de Açúcar e Álcool” UNIFEI, Itajubá, 12-16 de julho de 2004.
- RODUIT, B., MACIEJEWSKI, M., BAIKER, A., Influence of experimental conditions on the kinetic parameters of gas-solid reactions-parametric sensitivity of thermal analysis, Thermochimica Acta, v. 282/283, p. 101-119, 1996.
- ROSA, C. A. B., Influência do teor de lignina da madeira de Eucalyptus globulus na produção e na qualidade da cellulose Kraft, PPGEF - Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2003. 150 p. Dissertação de Mestrado
- ROVERO, G., WATKINSON, A. P., A two-stage spouted bed process for autothermal pyrolysis or retorting, Fuel Processing Technology, v. 26, p. 221–238, 1990.
- ROY, C., CAUMIA, B., BROUILLARD, D., MÉNARD, H., The pyrolysis under vacuum of Aspen-Poplar. In Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion; Overend, R. P., Milne, T. A., Mudge, L., K., Eds.; Elsevier Applied Science Publisher: New York, 1985; p 237.
- ROY, D., LARACHI, F., LEGROS, R. and CHAOUKI, J., A Study of Solid Behavior in Spouted Beds using 3-D Particle Tracking, The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 72, p. 945-952, 1994.
- SAHOO, A., ROY, G. K., Mixing characteristic of homogeneous binary mixture of regular particles in a gas-solid fluidized bed, Powder Technol., v. 159, p. 150–154, 2005.
- SALLES, H. O., Bagaço de cana como fonte de insumo, 5 de dezembro de 2010, <http://www.paginarural.com.br/artigo/2159/bagaco-de-cana-como-fonte-de-insumo> acessado em 04/01/2011.
- SAN JOSÉ, M. J., OLAZAR, M., PEFIAS, F. J. E BILBAO, J., Segregation in Conical Spouted Beds with Binary and Ternary Mixtures of Equidensity Spherical Particles, Ind. Eng. Chem. Res., v. 33, p. 1838–1844, 1994.
- SANCHEZ, M. E., OTERO, M., GÓMEZ, X., MORÁN, A., Thermogravimetric kinetic analysis of the combustion of biowastes, Renewable Energy, v. 34, p. 1622–1627, 2009.
- SANTHOSH, G., TIEN, R. P. C., GHEE, A. H., Thermal decomposition kinetics of ammonium dinitramide–guanylurea dinitramide mixture analyzed by isoconversional methods, Thermochimica Acta, v. 480, p. 43–48, 2008.

- SANTHOSH, G., TIEN, R. P. C., GHEE, A. H., Thermal decomposition kinetics of ammonium dinitramide-guanyurea dinitramide mixture analyzed by isoconversional methods, Thermochim. Acta, v. 480, p. 43-48, 2008.
- SANTOS, D. A., PETRI JÚNIOR, I., BARROZO, M. A. S. E DUARTE, C. R., Mixture of Particles' Influence in Computer Simulations of a Spouted Bed, In: Seventh International Latin American Conference on Powder Technology, 2009-b, Atibaia-SP, Brasil. Anais do XVII PTECH, 2009-b, v. CD ROM. p. 546-551.
- SANTOS, K. G., MURATA, V. V. E BARROZO, M. A. S., Three-dimensional computational fluid dynamics modeling of spouted bed, Canadian Journal of Chemical Engineering, v. 87, p. 211-219, 2009-a.
- SAU; D.C., MOHANTY, S., BISWAL, K.C., Critical fluidization velocities and maximum bed pressure drops of homogeneous binary mixture of irregular particles in gas-solid tapered fluidized beds, Powder Technology, v. 186, p. 241-246, 2008.
- SCHRIMPF, E., A experiência européia de combustíveis renováveis, com destaque aos óleos vegetais. In Werner Fuchs (ed.). Colha óleos vegetais. Curitiba, Edição do Autor, 120 p.; 2006.
- SCHUCHARDT, U., MATES, F. A. P., Liquefaction of sugar cane bagasse with formate and water, Fuel, v. 61, p. 106-110, 1982.
- SCHUSTER, G., LOFFLER, G., WEIGL, K., HOFBAUER, H., Biomass steam gasification – an extensive parametric modeling study, Bioresource Technology, v. 77, p. 71-79, 2001.
- SCOTT, D. S., MAJERSKI, P., PISKORZ, J., RADLEIN, D., A second look at fast pyrolysis of biomass-the RTI process, J. Anal. Appl. Pyrolysis, v. 51, p. 23-37, 1999.
- SCOTT, D. S., PISKORZ, J., BERGOUGNOU, M. A., GRAHAM, R., OVEREND, R. P., The role of temperature in the fast pyrolysis of cellulose and wood, Ind. Eng. Chem. Res., v. 27, p. 8-15, 1988.
- SCOTT, D. S., PISKORZ, J., The continuous flash pyrolysis of biomass, Can. J. Chem. Eng., v. 62, p. 404-12, 1984.
- SCOTT, D.S., PISKORZ, J., The flash pyrolysis of aspen-poplar wood, Can. J. Chem. Eng., v. 60, p. 666-74, 1982.
- SEABRA, J. E. A., Avaliação técnico-econômica de opções para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil, FEM / Unicamp, Campinas, 2008. 274 p. Tese de doutorado.
- SEBER, G.A.F., Linear regression, Wiley, New York, 1977.
- SEMINO, D., TOGNOTTI, L. Modelling and sensitivity analysis of pyrolysis of biomass particles in a fluidised bed, Computers chem. Eng., v. 22, p. S699-S702, 1998.
- SENNECA, O., Kinetics of pyrolysis, combustion and gasification of three biomass fuels, Fuel Processing Technology, v. 88, p. 87-97, 2007.

- SHAFIZADEH F. Pyrolytic reactions and products of biomass. In: Overend RP, Milne TA, Mudge LK, editors. Fundamentals of biomass thermochemical conversion. London: Elsevier; 1985. p. 183–217.
- SHAFIZADEH, F. e CHIN, P.P.S., Thermal deterioration of wood, *ACS Symp.*, Vol. 43, p. 57–67, 1977.
- SHAFIZADEH, F., Introduction to pyrolysis of biomass, *J. Anal. Appl. Pyrol.*, v. 3, p. 283–305, 1982.
- SHEN, L.H., XIAO, J., NIKLASSON, F., JOHNSON, F., Biomass mixing in a fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production, *Chem. Eng. Sci.*, v. 62, p. 636–643, 2007.
- SHIH, Y., A study of the fiber obtained from the water bamboo husks, *Bioresource Technology*, v. 98, p. 819–828, 2007.
- SHUYAN, W., HUILIN, L., XIANG, L., JIANZHI, W., YUNHUA, Z., YUNLONG, D., Discrete particle simulations for flow of binary particle mixture in a bubbling fluidized bed with a transport energy weighted averaging scheme, *Chemical Engineering Science*, v. 64, p. 1707–1718, 2009.
- SILVA, V. L. M. M., GOMES, W. C., ALSINA, O. L. S., Utilização do bagaço de cana de açúcar como biomassa adsorvente na adsorção de poluentes orgânicos, *Revista Eletrônica de Materiais e Processos*, v. 2, p. 27–32, 2007.
- STAMM, A. J. Thermal Degradation of Wood and Cellulose, *Ind. Eng. Chem.*, v. 48, p. 13, 1956.
- STARINK, M. J., A New Method for the Derivation of Activation-Energies from Experiments Performed at Constant Heating Rate, *Thermochim. Acta*, v. 288, p. 97, 1996.
- STARINK, M. J., Activation energy determination for linear heating experiments: deviations due to neglecting the low temperature end of the temperature integral, *J. Mater. Sci.*, v. 42, p. 483–489, 2007.
- STARINK, M. J., The determination of activation energy from linear heating rate experiments: a comparison of the accuracy of isoconversion methods, *Thermochim. Acta*, v. 404, p. 163, 2003.
- STOCKER, R. K., ENG, J. H., SVRCEK, W. Y., BEHIE, L. A., UltrapYROLYSIS of propane in a spouted-bed reactor with a draft tube, *AIChE Journal*, v. 35, p. 1617–1624, 1989.
- STOLAREK, P., LEDAKOWICZ, S., Pyrolysis kinetics of chitin by non-isothermal thermogravimetry, *Thermochimica Acta*, v. 433, p. 200–208, 2005.
- STORN, R., Differential Evolution design of an IIR-filter with requirements for magnitude and group delay, International Computer Science Institute, TR-95-026, 1995.
- STORN, R., PRICE, K., Differential Evolution: a simple and efficient adaptive scheme for global optimization over continuous spaces, *International Computer Science Institute*, v. 12, p. 1–16, 1995.
- STORN, R., PRICE, K., LAMPINEN, J. A., Differential Evolution - a practical approach to global optimization. Springer - Natural Computing Series, 2005.

- SYAMLAL, M., ROGERS, W., O'BRIEN, T. J., MFIIX Documentation: Volume 1, Theory Guide, National Technical Information Service, Springfield, VA, 1993.
- SYAMLAL, M., The Particle-Particle Drag Term in a Multiparticle Model of Fluidization, National Technical Information Service, Springfield, VA, 1987.
- TAKEUCHI, I. M., KAJISHIMA, T., Motion of particle agglomerate involving interparticle force in dilute suspension, Powder Technol., v. 184, p. 232–240, 2008.
- TEIXEIRA, F. A.; PIRES, A. V., NASCIMENTO, P. V. N., Bagaço de cana-de-açúcar na alimentação de bovinos, REDVET. Revista electrónica de Veterinária, v. VIII, p. 1695–7504, 2007.
- TEIXEIRA, R. S., Utilização de resíduos sucro-alcooleiros na fabricação de cimento pelo processo de extrusão, Escola de engenharia de São Carlos/ USP – São Carlos, 2010.131 p. Dissertação de mestrado
- TEIXEIRA, S.R, PENA, A.F.V., MIGUEL, A.G. Briquetting of charcoal from sugar-cane bagasse fly ash as an alternative fuel, Waste Management, v. 30, p. 804-807, 2010.
- TEIXEIRA; D. E., COSTA; A. F., SANTANA, M. A. E., Aglomerados de bagaço de cana-de-açúcar: resistência natural ao ataque de fungos apodrecedores , Scientia Forestalis, n. 52, p. 29-34, 1997.
- TEO, K.C., WATKINSON, A.P., Rapid pyrolysis of Canadian coals in a miniature spouted bed reactor , Fuel, v. 65, p. 949–959, 1986.
- THUNER, F.; MANN, U., Kinetic Investigation of Wood Pyrolysis, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., v. 20, p. 482–488, 1981.
- TSAI, W.T., LEE, M.K., CHAN, Y.M., Fast pyrolysis of rice straw, sugarcane bagasse and coconut shell in an induction-heating reactor, J. Anal. Appl. Pyrolysis, v. 76, p. 230–237, 2006.
- TSUJI, T., SHIBATA, T., YAMAGUCHI, K., UEMAKI, O., Mathematical Modelling of Spouted Bed Coal Gaseification. Proceeding of the International Conference on Coal Science, The Society of Chemical Engineers, Tokio, v. I, 457–460, 1989.
- UÇAR, S., KARAGÖZ, S., The slow pyrolysis of pomegranate seeds: The effect of temperature on the product yields and bio-oil properties, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, v. 84, p.151-156, 2009.
- UEMAKI, O., MATHUR K. B., Granulation of Ammonium Sulfate Fertilizer in a Spouted Bed, Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development, v. 15, p. 504–508, 1976.
- US DOE – U. S. Department of energy. Renewable energy technology characterizations. Office of Utility Technologies, Washington DC, USA, 2006.
- VAMVUKA, V., KAKARAS, E., KASTANAKI, E., GRAMMELIS, P., Pyrolysis characteristics and kinetics of biomass residuals mixtures with lignite, Fuel, v. 82, p. 1949–1960, 2003.

- VARHEGYI, G., ANTAL Jr., M. J., SZEKELY, T., SZABO, P., Kinetics of the Thermal Decomposition of Cellulose, Hemicellulose, and Sugar Cane Bagasse, Energy & Fuels, v. 3, p. 329-335, 1989.
- VÁRHEGYI, G., SZABO, P., ANTAL JR., M. J., Kinetics of charcoal devolatilization, Energy & Fuels, v. 16, p. 724–731, 2002.
- VÁRHEGYI, G.; ANTAL, M. J., JR.; JAKAB, E.; SZABO, P. Kinetic Modelling of Biomass Pyrolysis, J. Anal. Appl. Pyrolysis, v. 42, p. 73, 1997.
- VÁRHEGYI, G.; ANTAL, M. J., JR.; SZEKELY, T.; SZABO, P., Kinetics of the Thermal Decomposition of Cellulose, Hemicellulose, and Sugar Cane Bagasse, Energy & Fuels, v. 3, p. 329–335, 1989.
- VENTURA, B., Pavimentação com bagaço de cana. Revista Ciência Hoje, v. 45, nº 270, 2010.
- VIEIRA NETO, Estudo Experimental e de Simulação da Fluidodinâmica de um Leito de Jorro com Tubo Draft, Universidade Federal de Uberlândia, Faculdade de Engenharia Química, Uberlândia – MG, 102 p., 2007. Dissertação de Mestrado.
- VIEIRA NETO, J.L., BARROZO, M. A. S., DUARTE, C. R. E MURATA, V. V., Effect of a draft tube on the fluid dynamics of a spouted bed: Experimental and CFD Studies, Drying Tech., v. 26, p. 299–307, 2008.
- VYAZOVKIN, S., WIGHT, C. A., Model-free and model-fitting approaches to kinetic analysis of isothermal and nonisothermal data, Thermochimica Acta, v. 340–341, p. 53–68, 1999.
- WANG, F.S., SU, T.L., JANG, H. J., Hybrid Differential Evolution for problems of kinetic parameter estimation and dynamic optimization of an ethanol fermentation process, Industry Engineering Chemical Research, v. 40, p. 2876–2885, 2001.
- WANG, L., WELLER, C. L., JONES, D.D, HANNA, M. A., Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production, Biomass and Bioenergy, v. 32, p. 573–581, 2008.
- WANG, X., KERSTEN, S. R. A., PRINS, W., VAN SWAAIJ, W. P. M., Biomass Pyrolysis in a Fluidized Bed Reactor. Part 2: Experimental Validation of Model Results, Ind. Eng. Chem. Res., v. 44, p. 8786–8795, 2005.
- WANG, Z. G., BI, H. T., LIM, C. J., Numerical Simulations of Hydrodynamic Behaviors in Conical Spouted Beds, China Particuology, v. 4, p. 194–203, 2006.
- WEN, C. Y. e YU, Y. H., Mechanics of Fluidization, Chem. Eng. Prog. Symp. Series, v. 62, p. 100–111, 1966.
- WILLIAMS, P. T., BESLER, S. The influence of temperature and heating rate on the slow pyrolysis of biomass, Renewable Energy, v. 7, p. 233–250, 1996.
- WILLIAMS, P. T., BESLER, S., The Pyrolysis of Rice Husks in A Thermogravimetric Analyser and Static Batch Reactor, Fuel, v. 72, p. 151, 1993.

- WIRSUM, M., FETT, F., IWANOWA, N., LUKJANOW, G., Particle mixing in bubbling fluidized beds of binary particle systems, Powder Technol., v. 120, p. 63–69, 2001.
- XIAO, H., MA, X., LAI, Z., Isoconversional kinetic analysis of co-combustion of sewage sludge with straw and coal, Appl. Energy, v. 86, p. 1741, 2009.
- XIAO, H., MA, X., LAI, Z., Isoconversional kinetic analysis of co-combustion of sewage sludge with straw and coal, Applied Energy, v. 86, p. 1741–1745, 2009.
- XIU, S., WANG, N., YI, W., LI, B., SHAHBAZI, G., Validation of Kinetic Parameter Values for Prediction of Pyrolysis Behavior of Corn Stalks in a Horizontal Entrained Flow Reactor, Biosystems Engineering, v. 100, p. 79-85, 2008.
- YANG, S.C., Density effect on mixing and segregation processes in a vibrated binary granular mixture, Powder Technol., v. 164, p. 65–74, 2006.
- YAO, F., WU, Q., LEI, Y., GUO, W., XU, Y., Thermal decomposition kinetics of natural fibers: Activation energy with dynamic thermogravimetric analysis, Polymer Degradation and Stability, v. 93, p. 90-98, 2008.
- YARRIS, L., The Evolutionary Road to Biofuels, A U.S. Department of Energy National Laboratory Operated by the University of California, Califórnia, US, 2009, <http://www.lbl.gov/Publications/YOS/Feb/> acessado 03/01/2011
- YU, A. B., STANDISH, N., MCLEAN, A., Porosity Calculation of Binary Mixtures of Nonspherical Particles, Journal of the American Ceramic Society, v. 76, p. 2813, 1993.
- YU, A. B., ZOU, R. P. & STANDISH, N. (1996). Modifying the linear packing model for predicting the porosity of non-spherical particle mixtures. Ind. Eng. Chem. Res., 35, 3730-3741.
- YU, A.B., STANDISH N., An Analytical-Parametric Theory of the Random Packing of Particles, Powder Technology, v. 55, p. 171–186, 1988.
- YU, A.B., STANDISH, N., Estimation of the porosity of particle mixtures by a linear-mixture packing model, Industrial Engineering Chemistry Research, v. 30, p. 1372–1385, 1991.
- ZANZI, R., SJOSTROM, K., BJORNBOM, E., Rapid pyrolysis of agricultural residues at high temperatures, Biomass and Bioenergy, Biomass and Bioenergy, v. 23, p. 357 – 366, 2002.
- ZHANG, Y., JIN, B., ZHONG, W., Experimental investigation on mixing and segregation behavior of biomass particle in fluidized bed, Chemical Engineering and Processing, v. 48, p. 745–754, 2009.
- ZHONG, W., CHEN, X. AND ZHANG, M., Hydrodynamic Characteristics of Spout-fluid Bed: Presure Drop and Minimum Spouting-fluidization Velocity, Chemical Engineering Journal, v. 118, p. 37 – 46, 2006.
- ZHONGHUA, W. E MUJUNDAR, S. S., CFD modeling of gas-particle flow behavior in spouted beds, Powder Technology, v. 183, p. 260–272, 2008.

- ZHU, X.-F., LU, Q., Production of Chemicals from Selective Fast Pyrolysis of Biomass, In: Biomass, Book edited by: Maggie Momba and Faizal Bux, ISBN 978-953-307-113-8, pp. 202, September 2010, Sciyo, Croatia.
- ZOU, R., YU, A., Porosity calculation of mixtures of fibrous particles, China Particuology, v. 1, p. 27–32, 2003.

---

---

## **APÊNDICE A**

---

### **MODELO CINÉTICO DE REAÇÃO GLOBAL**

Na literatura, os modelos a uma única reação são constantemente utilizados para descrever a taxa de degradação global de uma dada biomassa.

### A<sub>1</sub> – Modelo Cinético Global de 1ª Ordem

A Tabela A1 apresenta os resultados obtidos pela estimação não linear dos parâmetros da Equação (3.8). Os coeficientes de correlação quadrática ( $R^2$ ) encontrados neste trabalho são superiores a 0,997 e os valores do desvio, inferiores a 1,4 %. É importante ressaltar que nesta estimação foram utilizados apenas os dados da região referentes aos dois maiores picos, ou seja, as estimações foram realizadas empregando apenas os dados experimentais referentes a parte central da curva DTG. Isso explica os menores desvios, quando comparados com as estimações realizadas no Capítulo III, durante o estudo de comparação de modelos.

O efeito do tamanho de partícula sobre a energia de ativação pode ser visto na Tabela A<sub>1</sub>. Na medida em que o diâmetro da partícula aumenta, aumentam os valores de energia de ativação. A mesma tendência foi encontrada por VAMVUKA et al. (2003), para pirólise de resíduos lignocelulósicos. Esse pequeno aumento nos valores de energia de ativação com o tamanho da partícula provavelmente é devido à uma menor facilidade de evolução voláteis através das partículas maiores (VAMVUKA et al., 2003). No entanto, este resultado pode ser duvidoso e outras estimativas devem ser realizadas empregando a equação de Arrhenius reparametrizada.

Os valores de energia de ativação e fator exponencial encontrados para o modelo de um único estágio estão dentro da faixa de valores encontrados na literatura, empregando a mesma metodologia, como mostra a Tabela 3.7.

Tabela A<sub>1</sub>– Parâmetros cinéticos para o modelo a um estágio ( $n=1$ ).

| $d_p$          | Parâmetros               | $\beta$ [K/min]      |                      |                      |                      |                      |
|----------------|--------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
|                |                          | 1,5                  | 5                    | 10                   | 20                   | 50                   |
| S <sub>1</sub> | $k_0$ [s <sup>-1</sup> ] | 5,36 10 <sup>2</sup> | 1,27 10 <sup>3</sup> | 1,70 10 <sup>3</sup> | 1,52 10 <sup>3</sup> | 2,12 10 <sup>3</sup> |
|                | $E_a$ [kJ/mol]           | 67,73                | 68,27                | 68,01                | 65,85                | 64,59                |
|                | $R^2$                    | 0,9981               | 0,9981               | 0,9984               | 0,9982               | 0,9986               |
|                | Desvio (%)               | 1,259                | 1,285                | 1,109                | 1,204                | 1,103                |
| S <sub>2</sub> | $k_0$ [s <sup>-1</sup> ] | 5,04 10 <sup>2</sup> | 3,14 10 <sup>3</sup> | 2,74 10 <sup>3</sup> | 6,44 10 <sup>3</sup> | 1,21 10 <sup>4</sup> |
|                | $E_a$ [kJ/mol]           | 67,46                | 72,34                | 70,05                | 71,96                | 72,56                |
|                | $R^2$                    | 0,9977               | 0,9977               | 0,9982               | 0,9994               | 0,9988               |
|                | Desvio (%)               | 1,342                | 1,324                | 1,165                | 0,661                | 0,995                |
| S <sub>3</sub> | $k_0$ [s <sup>-1</sup> ] | 7,6 10 <sup>2</sup>  | 1,53 10 <sup>4</sup> | 1,63 10 <sup>4</sup> | 2,89 10 <sup>4</sup> | 3,25 10 <sup>4</sup> |
|                | $E_a$ [kJ/mol]           | 69,70                | 80,15                | 79,23                | 79,96                | 77,36                |
|                | $R^2$                    | 0,9986               | 0,9989               | 0,9972               | 0,9984               | 0,9993               |
|                | Desvio (%)               | 1,024                | 0,877                | 1,378                | 1,062                | 0,758                |

## A<sub>2</sub> – Modelo Cinético Global com Ordem de Reação Variável

A Tabela A<sub>2</sub> apresenta os resultados obtidos pela estimação não linear dos parâmetros do modelo de reação global (RG), iniciando a estimação da ordem de reação. Os desvios encontrados entre os dados experimentais e o modelo estão entre 3 a 10%, aproximadamente. Sendo assim, observa-se que este modelo não é capaz de representar adequadamente as diferentes etapas presentes na pirólise de biomassa, constituindo apenas uma informação da média de energia a ser fornecida para que a reação ocorra. Os valores encontrados nesses ajustes estão de acordo com os valores disponíveis na literatura, quando utilizado o mesmo modelo com estimação da ordem de reação, como mostra a Tabela 3.7.

Tabela A<sub>2</sub>– Parâmetros cinéticos para o modelo a um estágio ( $n$  variável).

|                |                          | $\beta$ [K/min]      |                      |                    |                      |                      |
|----------------|--------------------------|----------------------|----------------------|--------------------|----------------------|----------------------|
| Parâmetro      |                          | 1,5                  | 5                    | 10                 | 20                   | 50                   |
| S <sub>1</sub> | $k_0$ [s <sup>-1</sup> ] | 2,6 10 <sup>11</sup> | 8,0 10 <sup>21</sup> | 2 10 <sup>19</sup> | 5, 10 <sup>9</sup>   | 1,3 10 <sup>9</sup>  |
|                | $E_a$ [kJ/mol]           | 151,60               | 255,0                | 230,35             | 264,52               | 118,01               |
|                | $n$                      | 5,22                 | 9,76                 | 9,10               | 8,00                 | 8,00                 |
|                | Desvio TG (%)            | 3,13                 | 4,70                 | 5,15               | 8,38                 | 8,62                 |
| S <sub>2</sub> | $k_0$ [s <sup>-1</sup> ] | 6,0 10 <sup>12</sup> | 1,5 10 <sup>19</sup> | 2 10 <sup>20</sup> | 1,5 10 <sup>19</sup> | 3 10 <sup>14</sup>   |
|                | $E_a$ [kJ/mol]           | 164,80               | 229,29               | 241,36             | 232,16               | 183,16               |
|                | $n$                      | 5,86                 | 6,31                 | 8,53               | 7,79                 | 5,35                 |
|                | Desvio TG (%)            | 3,25                 | 3,33                 | 5,24               | 4,86                 | 4,18                 |
| S <sub>3</sub> | $k_0$ [s <sup>-1</sup> ] | 4,0 10 <sup>14</sup> | 1,2 10 <sup>18</sup> | 1 10 <sup>19</sup> | 2,0 10 <sup>24</sup> | 1,0 10 <sup>20</sup> |
|                | $E_a$ [kJ/mol]           | 184,94               | 218,44               | 232,15             | 288,15               | 242,76               |
|                | $n$                      | 6,92                 | 8,00                 | 7,15               | 9,39                 | 7,38                 |
|                | Desvio TG (%)            | 3,26                 | 4,88                 | 5,09               | 5,87                 | 5,14                 |



---

---

## **APÊNDICE B**

---

### **MODELO CINÉTICO DE REAÇÕES CONSECUTIVAS**

## B<sub>1</sub> – Modelo Cinético de Reações Consecutivas

A Tabela B<sub>1</sub> apresenta os resultados obtidos pela estimação não linear dos parâmetros  $E_a$  e  $k_0$ , do modelo de reações consecutivas (RC), considerando a ordem de reação da celulose e hemicelulose como de primeira ordem e da lignina, uma reação de terceira ordem.

Apesar de apresentar altos valores de coeficiente de correlação quadrática, o ajuste não conduz a resultados realísticos, principalmente para a decomposição da lignina. Os valores de energia de ativação encontrados nesses ajustes estão de acordo com os valores disponíveis na literatura, quando utilizado o mesmo modelo, como mostra a Tabela B<sub>2</sub>.

Tabela B<sub>1</sub>– Parâmetros cinéticos para o modelo a um estágio ( $n$  variável).

| $\beta$ | S <sub>1</sub>         |        |                | S <sub>2</sub>         |        |                | S <sub>3</sub>         |        |                |
|---------|------------------------|--------|----------------|------------------------|--------|----------------|------------------------|--------|----------------|
|         | $k_0$                  | $E_a$  | R <sup>2</sup> | $k_0$                  | $E_a$  | R <sup>2</sup> | $k_0$                  | $E_a$  | R <sup>2</sup> |
| 1,5     | 4,470 10 <sup>5</sup>  | 95,91  | 0,9990         | 2,480 10 <sup>2</sup>  | 89,30  | 0,9954         | 2,713 10 <sup>5</sup>  | 93,87  | 0,9987         |
|         | 1,470 10 <sup>10</sup> | 151,02 | 0,9987         | 1,805 10 <sup>8</sup>  | 169,80 | 0,9996         | 1,795 10 <sup>10</sup> | 152,35 | 0,9990         |
|         | 7,600 10 <sup>-2</sup> | 39,17  | 0,9898         | 1,793 10 <sup>5</sup>  | 40,24  | 0,9844         | 1,166 10 <sup>-1</sup> | 41,96  | 0,9897         |
| 5       | 9,068 10 <sup>4</sup>  | 96,62  | 0,9982         |                        |        |                | 2,465 10 <sup>5</sup>  | 91,93  | 0,9988         |
|         | 1,472 10 <sup>11</sup> | 173,26 | 0,9996         |                        |        |                | 1,803 10 <sup>5</sup>  | 150,25 | 0,9997         |
|         | 1,100 10 <sup>-4</sup> | 8,76   | 0,6638         |                        |        |                | 1,14 10 <sup>5</sup>   | -18,45 | 0,8450         |
| 10      | 4,461 10 <sup>5</sup>  | 92,13  | 0,9993         | 2,209 10 <sup>6</sup>  | 99,79  | 0,9998         | 3,296 10 <sup>6</sup>  | 102,8  | 0,9988         |
|         | 2,417 10 <sup>10</sup> | 152,47 | 0,9993         | 3,970 10 <sup>11</sup> | 166,62 | 0,9996         | 4,83E+13               | 191,56 | 0,9994         |
|         | 4,162 10 <sup>-3</sup> | 17,02  | 0,4060         | 4,830 10 <sup>-7</sup> | -41,08 | 0,9796         | 1,950 10 <sup>-7</sup> | -47,42 | 0,9724         |
| 20      | 8,072 10 <sup>5</sup>  | 93,17  | 0,9981         | 1,475 10 <sup>5</sup>  | 86,33  | 0,9995         | 8,052 10 <sup>6</sup>  | 105,54 | 0,9997         |
|         | 2,924 10 <sup>11</sup> | 163,33 | 0,9994         | 8,010 10 <sup>8</sup>  | 133,05 | 0,9992         | 1,310 10 <sup>12</sup> | 172,08 | 0,9998         |
|         | 2,994 10 <sup>-2</sup> | 18,31  | 0,7747         | 3,390 10 <sup>-6</sup> | -39,77 | 0,9037         | 2,050 10 <sup>-6</sup> | -37,26 | 0,9546         |
| 50      | 5,472 10 <sup>7</sup>  | 111,05 | 0,9996         | 8,998 10 <sup>8</sup>  | 125,04 | 0,9999         | 36677661               | 110,4  | 0,9996         |
|         | 2,253 10 <sup>2</sup>  | 51,61  | 0,9996         | 2,718 10 <sup>3</sup>  | 64,54  | 0,9992         | 4,711 10 <sup>3</sup>  | 66,7   | 0,9995         |
|         | 1,479 10 <sup>10</sup> | 147,29 | 0,9995         | 2,440 10 <sup>10</sup> | 150,94 | 0,9997         | 4,457 10 <sup>9</sup>  | 141,02 | 0,9987         |
|         | 1,823 10 <sup>-1</sup> | 27,41  | 0,8433         | 1,350 10 <sup>-5</sup> | 33,95  | 0,9740         | 9,200 10 <sup>-6</sup> | -35,89 | 0,9908         |

Tabela B<sub>2</sub>– Parâmetros cinéticos para o modelo a um estágio ( $n$  variável).

| Referências             | Biomass            | $k_0$ [1/s]          | $E_a$ [kJ/mol] |
|-------------------------|--------------------|----------------------|----------------|
| MUI et al. (2008)       | Bamboo             | 3,21x10 <sup>3</sup> | 97             |
|                         |                    | 3,6 10 <sup>19</sup> | 278            |
|                         |                    | 9,2 10 <sup>-5</sup> | 17             |
| GONZÁLEZ et al (2003)   | Casca de cerejeira | 5,5 10 <sup>9</sup>  | 116            |
|                         |                    | 1,8 10 <sup>17</sup> | 114            |
|                         |                    | 4,1 10 <sup>2</sup>  | 44             |
| WILLIAMS; BESLER (1993) | Casca de arroz     | 1,9 10 <sup>6</sup>  | 100            |
|                         |                    | 5,6 10 <sup>9</sup>  | 143            |
|                         |                    | -                    | -              |

---

---

## **APÊNDICE C**

---

### **MODELO CINÉTICO DE REAÇÕES PARALELAS INDEPENDENTES (RPI)**

## C<sub>1</sub> – Modelo RPI com Frações Mássicas de Subcomponentes Constante

A Tabela C<sub>1</sub> apresenta os parâmetros cinéticos estimados para o modelo RPI considerando as frações mássicas constantes, enquanto as Figuras C<sub>1</sub> a C<sub>3</sub> mostram os ajustes do modelo aos dados experimentais de TG e DTG, para os três conjuntos de tamanho de partículas estudados.

Tabela C<sub>1</sub> – Parâmetros cinéticos referentes ao modelo RPI, com frações mássicas e ordem de reação :  $c_1=0,35$ ;  $c_2=0,43$  e  $c_3=0,22$ ;  $n_1=1$ ;  $n_2=1$ ;  $n_3=3$ . Para taxa de aquecimento de 50 K/min,  $c_{1a}=0,1$ ;  $c_1=0,25$ ;  $c_2=0,43$  e  $c_3=0,22$  e  $n_{1a}=1$ .

| Conjunto de Partículas | Taxa de Aquecimento | Parâmetros    | Pseudocomponentes     |                       |                       |                      | Desvio TG (%) | Desvio DTG (%) |
|------------------------|---------------------|---------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|----------------------|---------------|----------------|
|                        |                     |               | 1A                    | 1                     | 2                     | 3                    |               |                |
| S <sub>1</sub>         | 1,5 K/min           | $k_0$ [1/s]   |                       | 2,35 10 <sup>6</sup>  | 8,40 10 <sup>16</sup> | 37,448               | 0,7548        | 2,1731         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 98                    | 225                   | 69,2                 |               |                |
|                        | 5 K/min             | $k_0$ [1/s]   |                       | 1,77 10 <sup>7</sup>  | 6,00 10 <sup>16</sup> | 0,146174             | 0,8362        | 1,4446         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 105,274               | 225                   | 35                   |               |                |
|                        | 10 K/min            | $k_0$ [1/s]   |                       | 6,20 10 <sup>6</sup>  | 3,80 10 <sup>15</sup> | 0,123758             | 0,6028        | 1,8733         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 99,068                | 211                   | 35                   |               |                |
|                        | 20 K/min            | $k_0$ [1/s]   |                       | 9,50 10 <sup>6</sup>  | 2,30 10 <sup>14</sup> | 0,0175128            | 1,0637        | 3,3966         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 99,853                | 198,01                | 36,5                 |               |                |
|                        | 50 K/min            | $k_0$ [1/s]   | 7,80 10 <sup>14</sup> | 5,81 10 <sup>11</sup> | 9,20 10 <sup>18</sup> | 2,63 10 <sup>1</sup> | 0,6669        | 2,0205         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] | 179,997               | 154,995               | 254,997               | 43,502               |               |                |
| S <sub>2</sub>         | 1,5 K/min           | $k_0$ [1/s]   |                       | 3,10 10 <sup>6</sup>  | 9,40 10 <sup>17</sup> | 21,0854              | 0,3364        | 1,3453         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 99                    | 236,3                 | 67,504               |               |                |
|                        | 3 K/min             | $k_0$ [1/s]   |                       | 1,53 10 <sup>7</sup>  | 4,70 10 <sup>17</sup> | 0,257673             | 0,3367        | 1,62933        |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 105                   | 234                   | 40,5                 |               |                |
|                        | 5 K/min             | $k_0$ [1/s]   |                       | 2,50 10 <sup>7</sup>  | 2,45 10 <sup>17</sup> | 0,317376             | 0,2770        | 1,31241        |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 107                   | 231,999               | 35                   |               |                |
|                        | 10 K/min            | $k_0$ [1/s]   |                       | 1,80 10 <sup>7</sup>  | 2,20 10 <sup>17</sup> | 0,176437             | 0,4786        | 1,6021         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 104009                | 232                   | 30,9                 |               |                |
|                        | 15 K/min            | $k_0$ [1/s]   |                       | 8,70 10 <sup>7</sup>  | 6,70 10 <sup>16</sup> | 0,68942              | 0,5791        | 1,4930         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 110                   | 226                   | 35                   |               |                |
|                        | 20 K/min            | $k_0$ [1/s]   |                       | 1,96 10 <sup>7</sup>  | 9,90 10 <sup>16</sup> | 0,678246             | 0,4803        | 1,72459        |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 103,91                | 229,002               | 35                   |               |                |
|                        | 30 K/min            | $k_0$ [1/s]   |                       | 6,65 10 <sup>7</sup>  | 1,63 10 <sup>16</sup> | 0,847362             | 0,4298        | 1,7572         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 108,51                | 219,975               | 31,501               |               |                |
|                        | 50 K/min            | $k_0$ [1/s]   | 1,45 10 <sup>14</sup> | 6,10 10 <sup>12</sup> | 3,80 10 <sup>16</sup> | 8,29                 | 0,5620        | 2,10963        |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] | 170                   | 165,28                | 226                   | 40,5                 |               |                |
| S <sub>3</sub>         | 1,5 K/min           | $k_0$ [1/s]   |                       | 5,27 10 <sup>6</sup>  | 2,10 10 <sup>18</sup> | 91,775               | 0,6166        | 3,17746        |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 102,93                | 243,004               | 81                   |               |                |
|                        | 5 K/min             | $k_0$ [1/s]   |                       | 1,33 10 <sup>6</sup>  | 1,28 10 <sup>18</sup> | 0,1542               | 0,2857        | 1,2952         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 105                   | 239                   | 35,5                 |               |                |
|                        | 10 K/min            | $k_0$ [1/s]   |                       | 4,00 10 <sup>7</sup>  | 3,44 10 <sup>19</sup> | 1,07598              | 0,6087        | 1,4973         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 109                   | 259,5                 | 39,15                |               |                |
|                        | 20 K/min            | $k_0$ [1/s]   |                       | 1,44 10 <sup>8</sup>  | 1,28 10 <sup>19</sup> | 0,795628             | 0,4884        | 1,3036         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] |                       | 114,004               | 255                   | 35,5                 |               |                |
|                        | 50 K/min            | $k_0$ [1/s]   | 7,90 10 <sup>14</sup> | 2,30 10 <sup>13</sup> | 1,20 10 <sup>17</sup> | 8,01                 | 0,9987        | 2,2236         |
|                        |                     | $Ea$ [kJ/mol] | 180                   | 172,8                 | 231                   | 41,5                 |               |                |

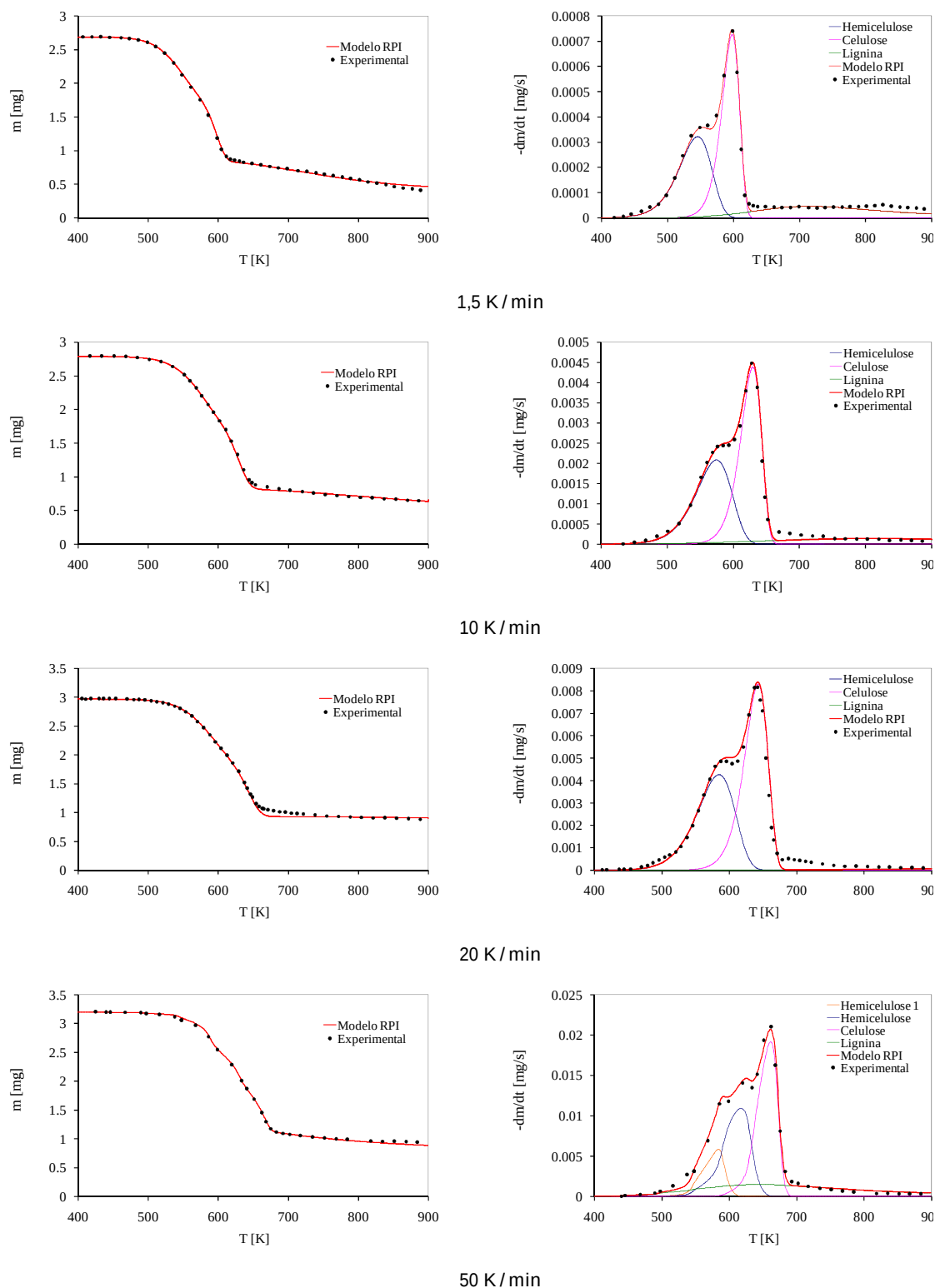
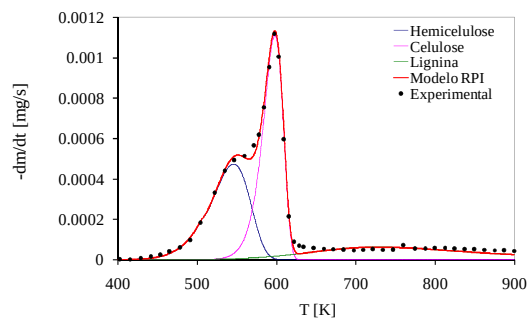
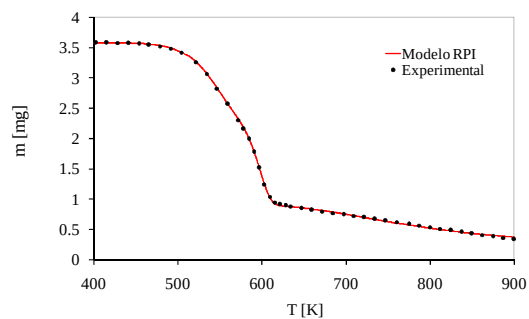
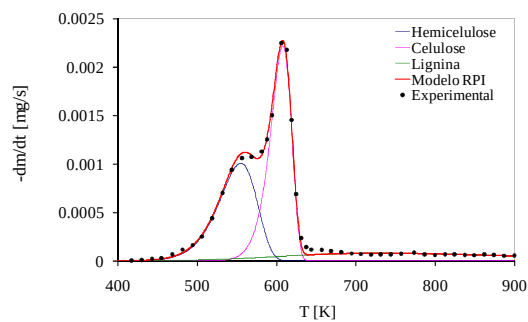
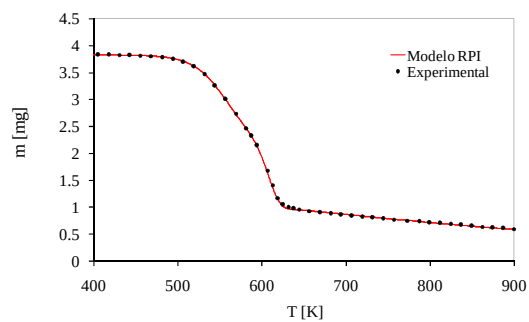


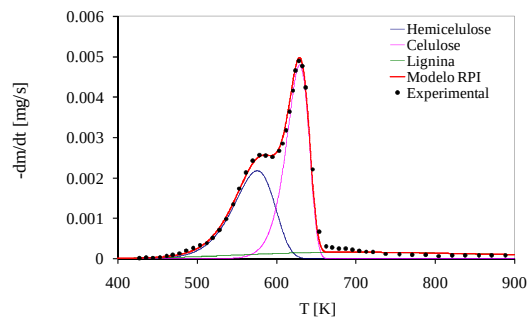
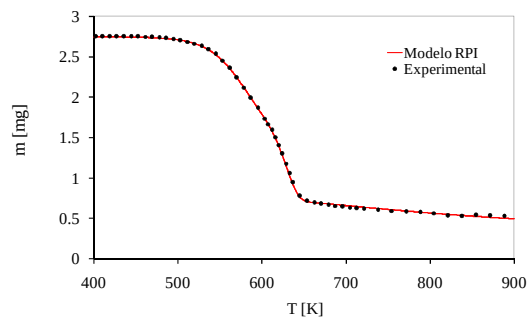
Figura C<sub>1</sub> – Curvas TG e DTG empregando o modelo RPI com frações mássicas e ordens constantes ( $c_1=0,35$ ;  $c_2=0,43$  e  $c_3=0,22$ ;  $n_1=1$ ;  $n_2=1$ ;  $n_3=3$ ), à diferentes taxas de aquecimento, referente ao conjunto de partículas  $S_1$ .



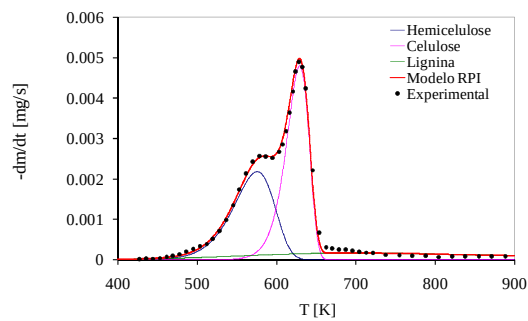
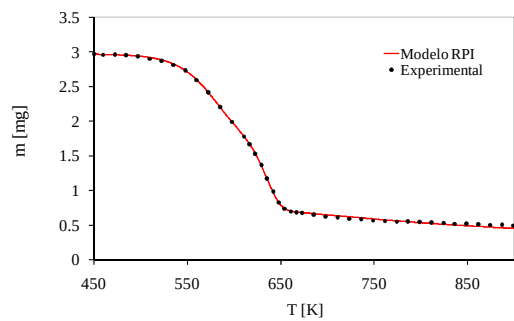
1,5 K/min



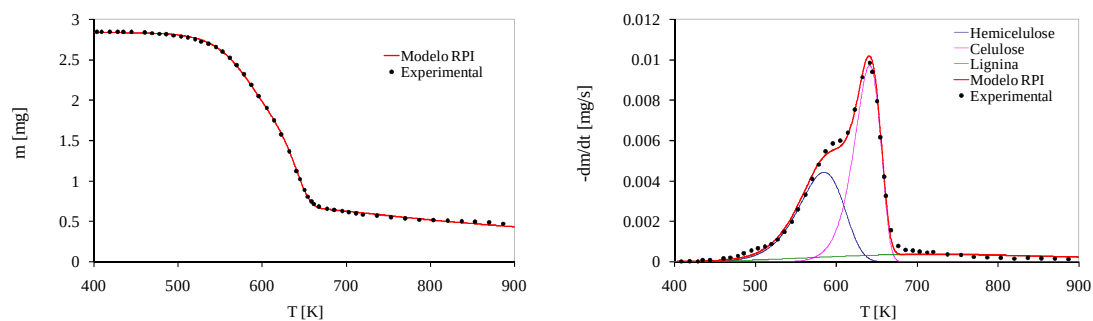
3 K/min



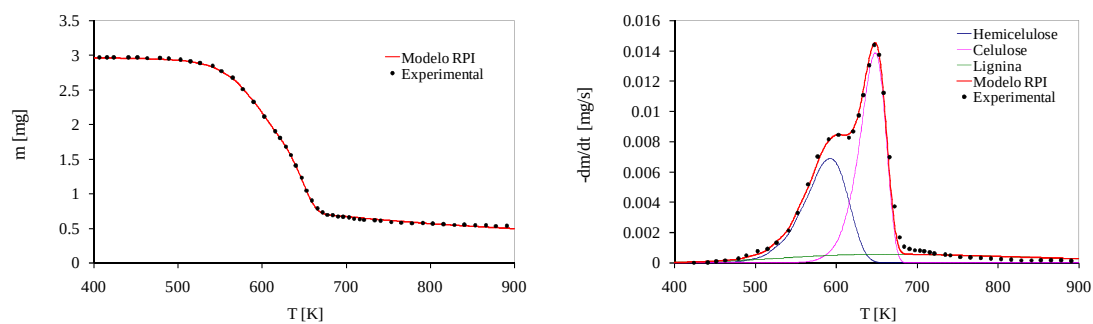
10 K/min



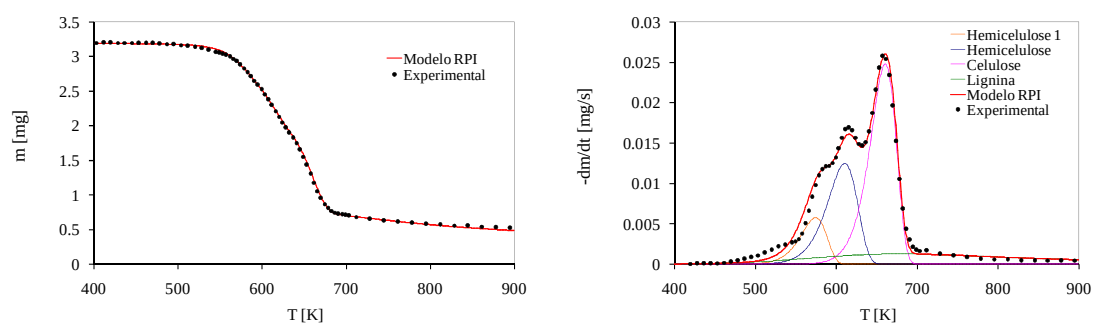
15 K/min



20 K / min



30 K / min



50 K / min

Figura C<sub>2</sub> – Curvas TG e DTG empregando o modelo RPI com frações mássicas e ordens constantes ( $c_1=0,35$ ;  $c_2=0,43$  e  $c_3=0,22$ ;  $n_1=1$ ;  $n_2=1$ ;  $n_3=3$ ), à diferentes taxas de aquecimento, referente ao conjunto de partículas S<sub>2</sub>.

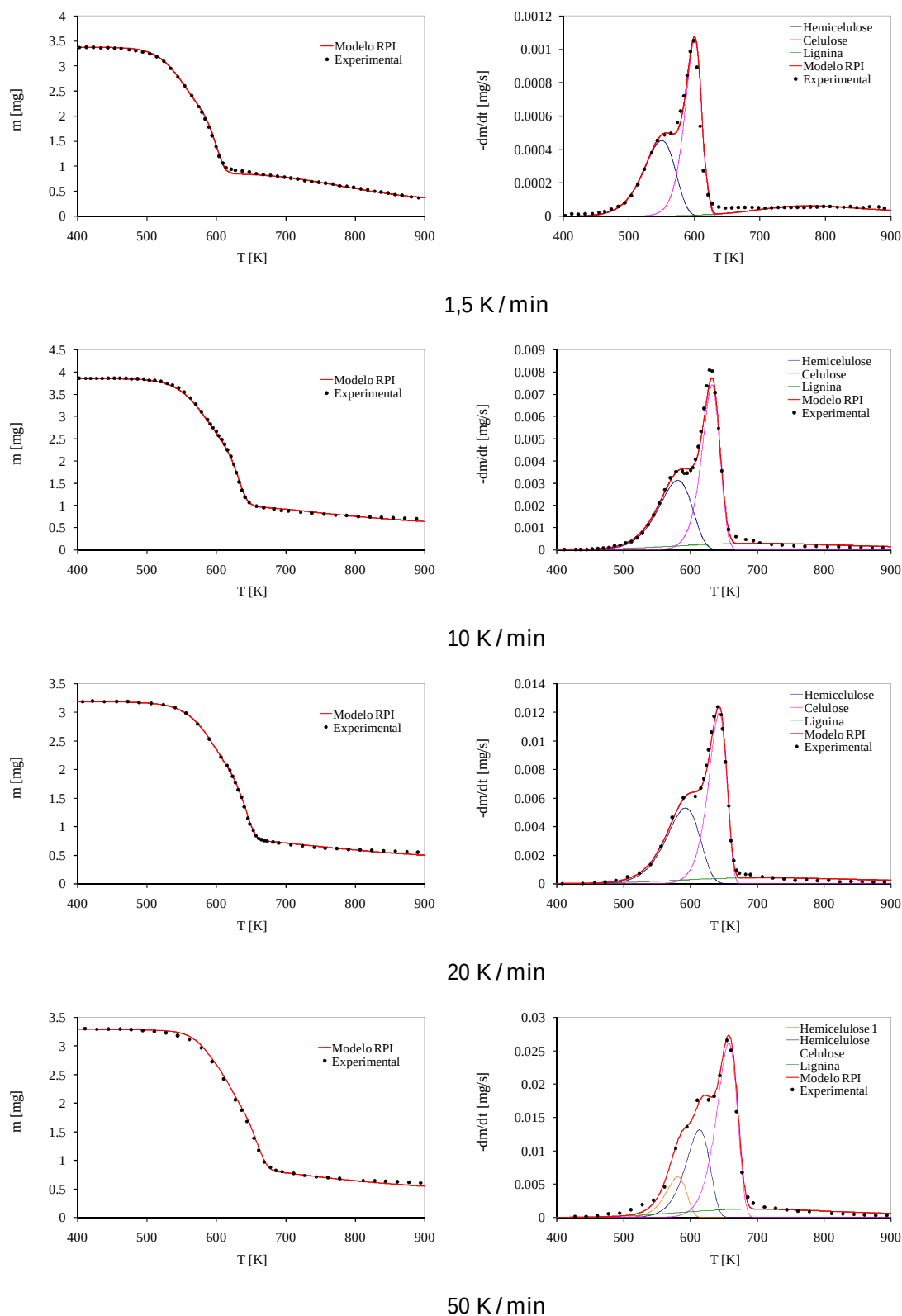


Figura C<sub>3</sub> – Curvas TG e DTG empregando o modelo RPI com frações mássicas e ordens constantes ( $c_1=0,35$ ;  $c_2=0,43$  e  $c_3=0,22$ ;  $n_1=1$ ;  $n_2=1$ ;  $n_3=3$ ), à diferentes taxas de aquecimento, referente ao conjunto de partículas S<sub>3</sub>.

## C<sub>2</sub> – RPI com Frações Mássicas Variáveis: Método de Evolução Diferencial

A Tabela C<sub>2</sub> apresenta os parâmetros cinéticos de degradação do bagaço estimados empregando o modelo RPI, por meio do método de evolução diferencial.

Tabela C<sub>2</sub> – Comparação das energias de ativação entre os diferentes tamanhos em função da taxa de aquecimento.

| Conjunto de partículas | Taxa de Aquecimento | Parâmetros     | Pseudocomponentes    |                      |                      |                      | Desvio TG (%) | Desvio DTG (%) |
|------------------------|---------------------|----------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|---------------|----------------|
|                        |                     |                | 1A                   | 1                    | 2                    | 3                    |               |                |
| S <sub>1</sub>         | 1,5 K/min           | $k_0$ [1/s]    |                      | $1,80 \cdot 10^6$    | $2,73 \cdot 10^{17}$ | $1,47 \cdot 10^2$    |               |                |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $9,71 \cdot 10^4$    | $2,31 \cdot 10^5$    | $7,68 \cdot 10^4$    | 0,5815        | 1,8222         |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,379                | 0,398                | 0,223                |               |                |
|                        | 5 K/min             | $k_0$ [1/s]    |                      | $1,17 \cdot 10^7$    | $2,55 \cdot 10^{17}$ | $8,39 \cdot 10^{-2}$ |               |                |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,03 \cdot 10^5$    | $2,32 \cdot 10^5$    | $3,18 \cdot 10^4$    | 0,2938        | 1,1612         |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,366                | 0,413                | 0,221                |               |                |
|                        | 10 K/min            | $k_0$ [1/s]    |                      | $4,98 \cdot 10^7$    | $2,70 \cdot 10^{16}$ | $1,09 \cdot 10^{-2}$ |               |                |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,09 \cdot 10^5$    | $2,22 \cdot 10^5$    | $2,06 \cdot 10^4$    | 0,3653        | 2,6389         |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,329                | 0,422                | 0,249                |               |                |
|                        | 20 K/min            | $k_0$ [1/s]    |                      | $1,91 \cdot 10^7$    | $2,94 \cdot 10^{14}$ | $1,41 \cdot 10^{-2}$ |               |                |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,03 \cdot 10^5$    | $1,99 \cdot 10^5$    | $2,06 \cdot 10^4$    | 0,3290        | 1,9983         |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,325                | 0,397                | 0,278                |               |                |
|                        | 50 K/min            | $k_0$ [1/s]    | $3,65 \cdot 10^{14}$ | $7,14 \cdot 10^{11}$ | $1,78 \cdot 10^{19}$ | 6,04                 |               |                |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] | $9,00 \cdot 10^5$    | $1,52 \cdot 10^5$    | $2,57 \cdot 10^5$    | $3,54 \cdot 10^4$    | 0,5638        | 4,5005         |
|                        |                     | $c_i$          | 0,13                 | 0,227                | 0,331                | 0,262                |               |                |
| S <sub>2</sub>         | 1,5 K/min           | $k_0$ [1/s]    |                      | $3,07 \cdot 10^6$    | $9,44 \cdot 10^{16}$ | $3,14 \cdot 10^1$    | 0,3096        | 1,4044         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $9,89 \cdot 10^4$    | $2,25 \cdot 10^5$    | $7,02 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,349                | 0,434                | 0,216                |               |                |
|                        | 5 K/min             | $k_0$ [1/s]    |                      | $3,14 \cdot 10^7$    | $2,12 \cdot 10^{17}$ | $2,55 \cdot 10^{-1}$ | 0,2087        | 1,5188         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,08 \cdot 10^5$    | $2,31 \cdot 10^5$    | $3,53 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,357                | 0,442                | 0,201                |               |                |
|                        | 10 K/min            | $k_0$ [1/s]    |                      | $3,11 \cdot 10^7$    | $1,93 \cdot 10^{17}$ | $5,80 \cdot 10^{-2}$ | 0,2942        | 1,3228         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,07 \cdot 10^5$    | $2,32 \cdot 10^5$    | $2,57 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,359                | 0,432                | 0,208                |               |                |
|                        | 20 K/min            | $k_0$ [1/s]    |                      | $2,48 \cdot 10^7$    | $6,02 \cdot 10^{16}$ | $2,18 \cdot 10^{-1}$ | 0,3449        | 1,4000         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,06 \cdot 10^5$    | $2,27 \cdot 10^5$    | $2,81 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,36                 | 0,412                | 0,228                |               |                |
|                        | 50 K/min            | $k_0$ [1/s]    | $7,25 \cdot 10^{13}$ | $3,96 \cdot 10^{12}$ | $3,80 \cdot 10^{15}$ | 1,88                 | 0,3265        | 1,7766         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] | $1,66 \cdot 10^5$    | $1,63 \cdot 10^5$    | $2,13 \cdot 10^5$    | $3,22 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          | 0,075                | 0,257                | 0,443                | 0,225                |               |                |
| S <sub>3</sub>         | 1,5 K/min           | $k_0$ [1/s]    |                      | $1,58 \cdot 10^7$    | $6,30 \cdot 10^{17}$ | $2,73 \cdot 10^1$    | 0,4361        | 1,8291         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,07 \cdot 10^5$    | $2,36 \cdot 10^5$    | $7,18 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,328                | 0,433                | 0,239                |               |                |
|                        | 5 K/min             | $k_0$ [1/s]    |                      | $1,61 \cdot 10^7$    | $1,36 \cdot 10^{18}$ | $7,88 \cdot 10^{-2}$ | 0,1861        | 0,9280         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,06 \cdot 10^5$    | $2,39 \cdot 10^5$    | $2,99 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,328                | 0,428                | 0,244                |               |                |
|                        | 10 K/min            | $k_0$ [1/s]    |                      | $6,00 \cdot 10^7$    | $1,72 \cdot 10^{18}$ | 1,61                 | 0,6377        | 1,2190         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,11 \cdot 10^5$    | $2,56 \cdot 10^5$    | $4,13 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,336                | 0,457                | 0,207                |               |                |
|                        | 20 K/min            | $k_0$ [1/s]    |                      | $2,51 \cdot 10^8$    | $1,28 \cdot 10^{19}$ | $2,01 \cdot 10^{-1}$ | 0,332664      | 1,3734         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] |                      | $1,16 \cdot 10^5$    | $2,55 \cdot 10^5$    | $2,89 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          |                      | 0,338                | 0,454                | 0,208                |               |                |
|                        | 50 K/min            | $k_0$ [1/s]    | $7,90 \cdot 10^{13}$ | $5,31 \cdot 10^{13}$ | $1,91 \cdot 10^{17}$ | 1,08                 | 0,3165        | 1,5717         |
|                        |                     | $E_a$ [kJ/mol] | $1,69 \cdot 10^5$    | $1,76 \cdot 10^5$    | $2,33 \cdot 10^5$    | $2,94 \cdot 10^4$    |               |                |
|                        |                     | $c_i$          | 0,081                | 0,257                | 0,418                | 0,244                |               |                |

A Tabela C<sub>3</sub> reúne os valores médios de energia de ativação e fração mássica de cada subcomponentes, a saber, hemicelulose, celulose e lignina, bem como o desvio padrão em relação a média, que foi realizada com as taxas de aquecimento intermediárias (5, 10, 15, 20 e 30 K/min), visto que os resultados indicam que nestas taxas de aquecimento, o mecanismo de reação é similar.

A fim de testar se houve diferenças quanto aos valores de energia de ativação estimados empregando o método de evolução diferencial para os três conjuntos de partículas, foi realizado um teste de diferenças entre médias dos conjuntos. Os resultados deste teste, dispostos na Tabela C<sub>4</sub>, mostram que, comparando os conjuntos de partículas maiores e menores, os valores de energia de ativação da celulose foram diferentes, enquanto os da hemicelulose e lignina podem ser considerados iguais.

Tabela C<sub>3</sub> – Comparação das médias das frações mássicas e energias de ativação entre os diferentes tamanhos.

|              |                | S <sub>1</sub> |        | S <sub>2</sub> |         | S <sub>3</sub> |        | Média c <sub>i</sub> |
|--------------|----------------|----------------|--------|----------------|---------|----------------|--------|----------------------|
|              |                | Média          | Desvio | Média          | Desvio  | Média          | Desvio |                      |
| Hemicelulose | Ea             | 103114         | 4869   | 107556         | 3001,5  | 110059         | 4714   | 0,3419               |
|              | c <sub>i</sub> | 0,3399         | 0,027  | 0,3533         | 0,0143  | 0,3324         | 0,0051 |                      |
| Celulose     | Ea             | 217379         | 13915  | 226890         | 6014,9  | 249898         | 9451   | 0,4272               |
|              | c <sub>i</sub> | 0,4077         | 0,0121 | 0,4310         | 0,0113  | 0,4430         | 0,0146 |                      |
| Lignina      | Ea             | 22974          | 4060   | 30259          | 3647,65 | 32374          | 5935   | 0,2299               |
|              | c <sub>i</sub> | 0,2428         | 0,0267 | 0,218          | 0,0181  | 0,2285         | 0,0191 |                      |

Tabela C<sub>4</sub> – Teste de significância: diferença entre médias de (diferente para p<0,05)

|              | p                               |                                 |                                 |
|--------------|---------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|
|              | S <sub>1</sub> – S <sub>3</sub> | S <sub>1</sub> – S <sub>2</sub> | S <sub>2</sub> – S <sub>3</sub> |
| Hemicelulose | 0,0863                          | 0,1086                          | 0,3296                          |
| Celulose     | <b>0,0181</b>                   | 0,1415                          | <b>0,0015</b>                   |
| Lignina      | 0,0660                          | <b>0,0292</b>                   | 0,5100                          |

Na comparação entre o tamanho menor e o intermediário (S<sub>1</sub>-S<sub>2</sub>), os valores de energia de ativação da lignina foram diferentes, enquanto os de celulose e hemicelulose foram similares. Na comparação entre os dois maiores tamanhos de partículas, somente os valores de energia de ativação da degradação da celulose foram diferentes. No entanto, a comparação entre os valores médios de energia de ativação não revelam de qual forma essa mudança na energia de ativação varia com o tamanho da partícula. Sabe-se que a composição das maiores e das menores partículas pode ser levemente diferente, visto que a parte interior do bagaço de cana pode ser facilmente reduzida em seu tamanho, enquanto a

parte da casca da cana é mais dura e geralmente tende a compor o conjunto de partículas de tamanho maior. Outro fator que pode interferir nesses valores de energia de ativação é a presença de cinzas, que podem modificar de forma diferenciada os mecanismos de decomposição dos subcomponentes.

As Figuras C<sub>4</sub> a C<sub>6</sub> apresentam os gráficos dos ajustes do modelo RPI aos dados experimentais de termogravimetria, para os três conjuntos de partículas, respectivamente, considerando as frações mássicas variáveis e ordens constantes ( $n_1=1$ ;  $n_2=1$ ;  $n_3=3$ ), calculados pelo método de Evolução Diferencial.

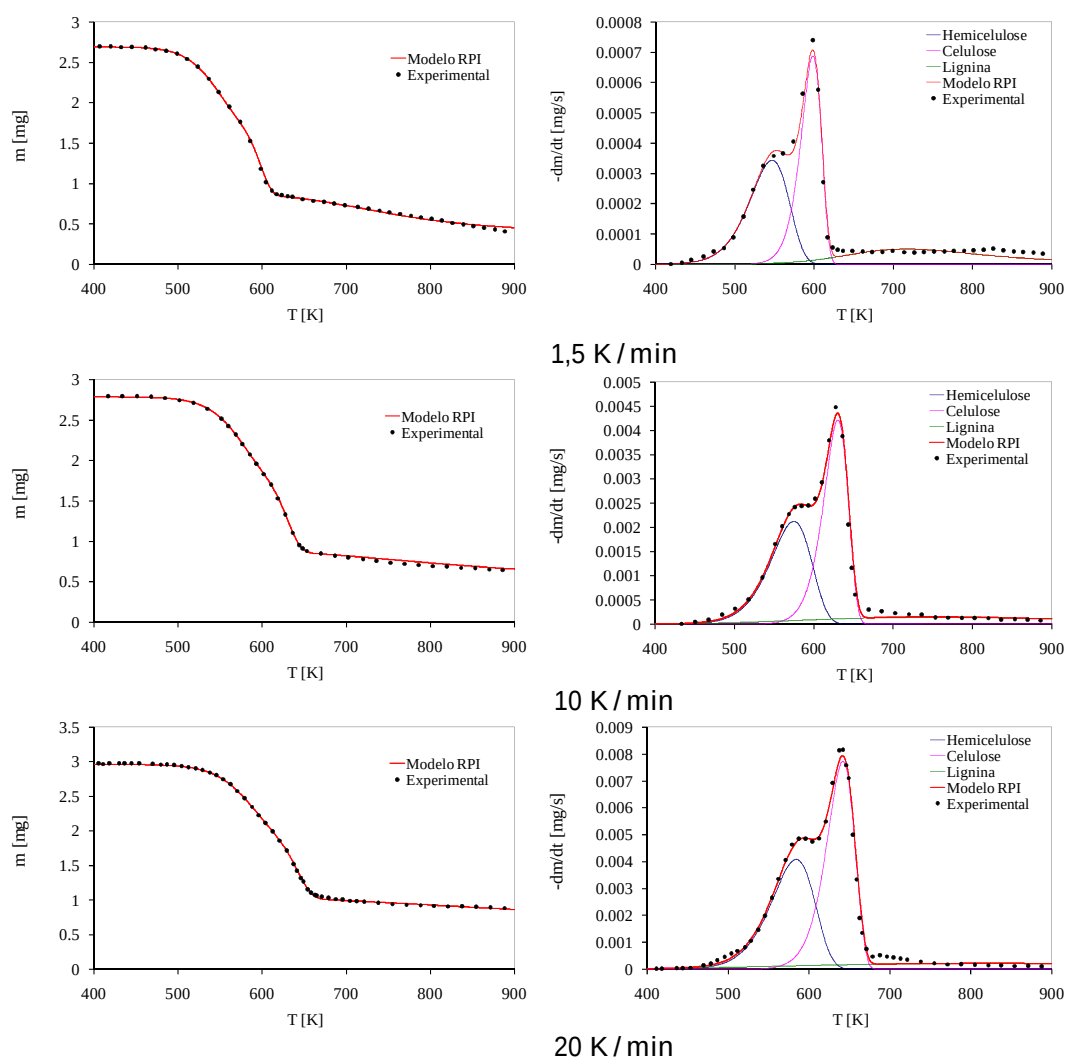


Figura C<sub>4</sub> – Curvas TG e DTG: dados experimentais e simulados modelo RPI (frações mássicas variáveis,  $S_1$ ).

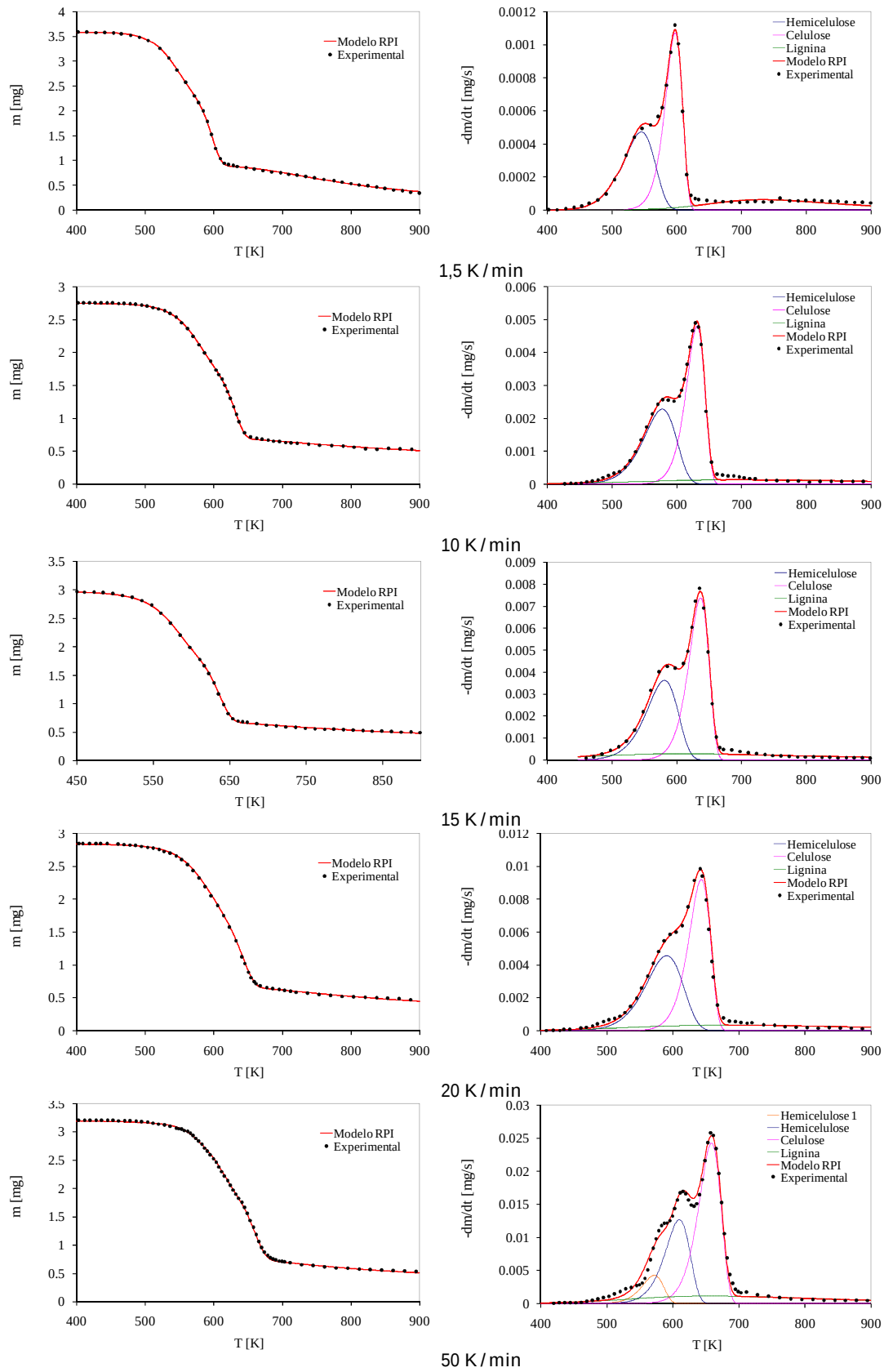


Figura C<sub>5</sub> – Curvas TG e DTG: dados experimentais e simulados modelo RPI (frações mássicas variáveis, S<sub>2</sub>).

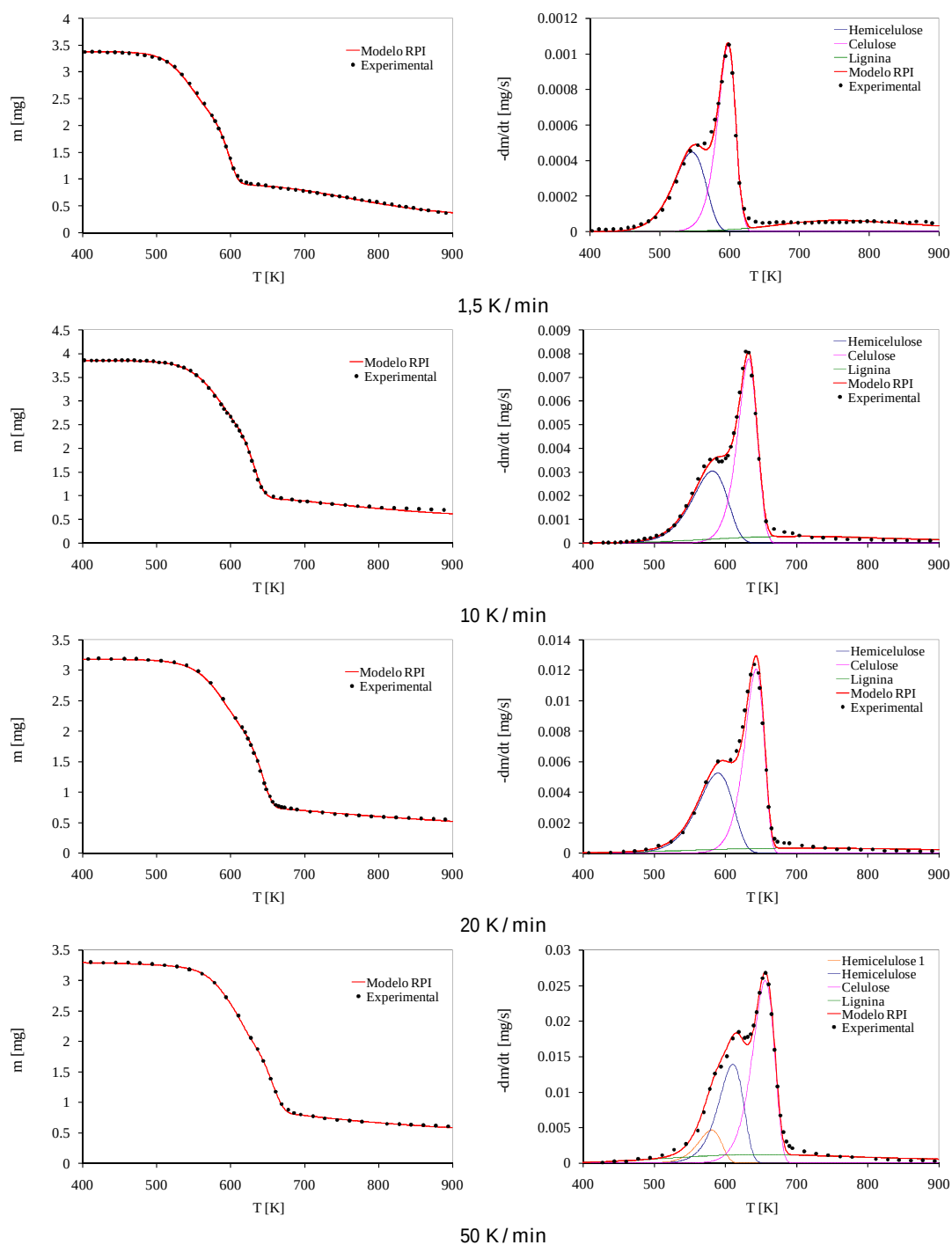


Figura C<sub>6</sub> – Curvas TG e DTG: dados experimentais e simulados modelo RPI (frações mássicas variáveis, S<sub>3</sub>).



---

---

## **APÊNDICE D**

---

### **CÁLCULO DA POROSIDADE DE MISTURAS BINÁRIAS DE ESFERAS DE VIDRO E DA MISTURA DE AREIA E BAGAÇO**

## **D<sub>1</sub> – Motivações para o Estudo da Porosidade de Misturas Binárias**

Simulações computacionais de leito de jorro operando com leito de monopartículas são usuais e há uma metodologia bem estabelecida que leva a resultados simulados muito próximos aos experimentais (DUARTE, et al. 2005; VIEIRA NETO, 2008; SANTOS et al., 2009). Entretanto, simulações computacionais de leito de jorro com mistura binária ou multicomponente não são comuns. É necessário estudar a aplicabilidade de alguns modelos próprios para misturas, principalmente os que regulamentam a distância entre as partículas e o limite máximo de empacotamento.

Algumas das condições iniciais requeridas para simular a fluidodinâmica de misturas de partículas em leito de jorro não são encontradas nos trabalhos experimentais relevantes sobre o assunto, como os valores de porosidade da mistura.

O leito de jorro é um equipamento altamente influenciado pela porosidade do leito estático. Leitos com maior empacotamento oferecem maior resistência ao escoamento das partículas, chegando a maiores picos de queda de pressão na curva característica do leito de jorro. No entanto, se a porosidade na região anular é menor, o escoamento do gás concentra-se mais na região de jorro e por conseguinte, a vazão necessária para iniciar o jorro é menor. Assim, conhecer a porosidade de misturas binárias é uma condição inicial essencial para a modelagem e simulação do leito de jorro. Dessa forma, observou-se a necessidade de estudar a relação entre a composição de uma mistura e sua porosidade.

A porosidade de um leito não está somente relacionada à composição das misturas binárias, mas também às forças de fricção a que as partículas são submetidas e ao método de empacotamento das mesmas.

Muitos trabalhos da literatura buscam investigar os mecanismos que regem a variação da porosidade de leitos empacotados, visto que é de conhecimento geral que a fração de vazios varia de acordo com a distribuição de tamanho de partículas que o compõe.

Uma grande variação do volume específico conduz a uma significativa interação interpartículas e, conseqüentemente, uma redução da porosidade, devido à mistura de partículas de tamanhos diferentes.

Na literatura, encontram-se alguns trabalhos sobre a porosidade de leitos contendo misturas de partículas. DIAS et al. (2004) estudaram a variação da porosidade com a composição de misturas binárias de esferas de vidro para diferentes razões entre os

diâmetros das partículas ( $\delta$ ) entre 0,1 e 0,0375. Um modelo linear de mistura foi adotado para prever a porosidade de cada fração de partículas na mistura binária. Eles ressaltaram que os desvios entre os dados experimentais e do modelo podem ter sido causados pelo efeito de parede, que é mais pronunciado em misturas com alta fração volumétrica de partículas maiores. Além disso, misturas com razão entre os diâmetros de partículas maiores que 0,0035 induzem a um efeito similar ao de parede, na interface entre as partículas maiores e menores. As previsões de modelos de porosidade podem ficar comprometidas se não contabilizarem a possibilidade dos poros entre as partículas maiores serem preenchidos pelas partículas menores, dando origem a um leito com baixa porosidade. Desta forma, DIAS et al. (2004) empregaram uma função de correção válida para a região em que a porosidade é mínima. MOTA et al. (2001) também incorporaram funções de correção ao modelo de empacotamento linear, como proposto por YU et al. (1996).

A fim de verificar o comportamento da porosidade de misturas em uma base cônica idêntica à do leito de jorro, foram realizadas medidas de porosidade das misturas e testados alguns modelos de predição de empacotamento de misturas. Essas informações permitem prever as condições de porosidade de um leito estático e podem ser utilizadas como condições iniciais para a simulação CFD de leitos de jorro operando com mistura de partículas.

## **D<sub>2</sub> – Aspectos Teóricos da Interpretação Geométrica e Analítica da Estrutura do Empacotamento de Partículas Esféricas e Não-esféricas**

O empacotamento de misturas binárias de partículas foi analisado geometricamente por GRATON ; FRASER (1935) apud YU; STANDISH (1991) e analiticamente por YU ; STANDISH (1988). Foi observada a existência de dois mecanismos que influenciam diretamente na porosidade da mistura.

O mecanismo de enchimento ocorre quando a estrutura ou esqueleto formado pelas partículas maiores não se altera devido à adição de outras partículas menores, conforme mostra a Figura D<sub>1</sub>.

Para maiores razões de tamanho entre as partículas, ocorre o mecanismo de ocupação, no qual ambos os componentes influenciam a estrutura de empacotamento e consequentemente a porosidade da mistura no leito, como mostra a Figura D<sub>2</sub> (YU; STANDISH, 1991).

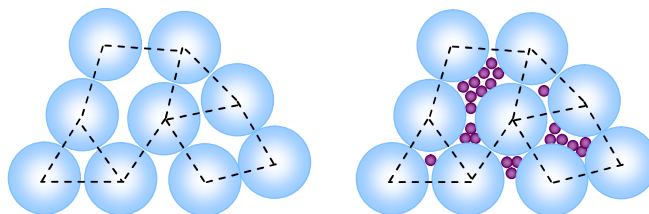


Figura D<sub>1</sub> – Mecanismo de enchimento, em que as linhas pontilhadas representam as ligações entre o componente que controla a mistura (YU; STANDISH, 1991).

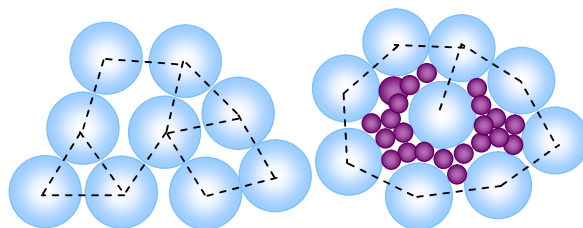


Figura D<sub>2</sub> – Mecanismo de ocupação, em que as linhas pontilhadas representam as ligações entre o componente que controla a mistura (YU; STANDISH, 1991).

No entanto, a maioria dos materiais particulados envolvidos em operações de engenharia são não esféricos, o que influencia diretamente na porosidade.

Os estudos sobre o empacotamento de leitos contendo partículas não esféricas são limitados quando comparados com a extensa quantidade de informações sobre o empacotamento de misturas de partículas esféricas (DIAS et al., 2004; MOTA et al., 2004; YU et al., 1996).

Estudos recentes mostram que a relação entre porosidade e esfericidade depende da forma de partículas e do método de empacotamento (ZOU; YU, 1996).

O conhecimento da porosidade de leitos compostos por mistura de partículas não esféricas está limitado a misturas binárias de esferas-fibras (ou esferas-cilindros), investigados por MILEWSKI (1987). Uma opção para a predição é empregar o conceito de diâmetro equivalente, que pode ser definido como o diâmetro da esfera que apresenta mesmo comportamento de empacotamento que a partícula não-esférica, no entanto, o significado deste “mesmo comportamento” ainda precisa ser esclarecido. Assim, costuma-se empregar os modelos de empacotamento até então desenvolvidos para partículas esféricas, no cálculo da porosidade de leitos de partículas não esféricas.

Sabe-se que as interações partícula-partícula são dependentes da relação entre os diâmetros das mesmas. A literatura apresenta de forma clara que, para partículas de

tamanho uniforme, leitos compostos por partículas não-esféricas tendem a apresentar maior porosidade, à medida que a esfericidade das partículas diminui (ZOU; YU, 1996), como exemplifica a Figura D<sub>3</sub>(a), na qual se observa dois leitos formados por partículas de esfericidade diferente. Como o leito composto pelas partículas menos esféricas apresenta maior porosidade, ele forma uma matriz de partículas com grande quantidade de espaços vazios (preenchidos com ar). Assim, adicionando as partículas da outra fase, representadas pela cor roxa na Figura D<sub>3</sub>(b), esses vazios são preenchidos sem que esse esqueleto se desfaça, o que indica uma redução da porosidade, na medida em que se aumenta a quantidade das partículas mais esféricas, caracterizando assim uma região em que predomina o mecanismo de preenchimento.

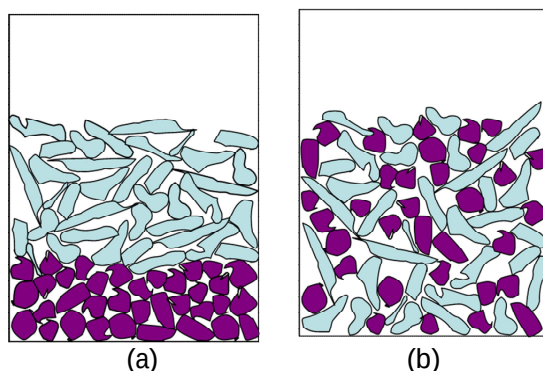


Figura D<sub>3</sub> – Mistura de partículas não-esféricas: (a) influencia da esfericidade no empacotamento dos leitos de monopartículas; (b) mistura de partículas com esfericidade distinta, em que predomina o mecanismo de preenchimento.

### **D<sub>3</sub> – Modelos de Empacotamento de Misturas Binárias de Partículas Disponíveis na Literatura**

Se um sistema composto de uma mistura de partículas for considerado de forma análoga a um sistema de soluções da termodinâmica em geral, então o volume da mistura é definido em termos do volume específico parcial, como mostra o Modelo A, presente na Tabela D<sub>1</sub> (YU; STANDISH, 1988). No entanto, tratando-se de partículas sólidas, os mecanismos de empacotamento já mencionados influenciam de forma significativa o volume total da mistura. Sendo assim, surgiram outros modelos de empacotamento de misturas adequados a partículas esféricas, capazes de prever o efeito da razão de diâmetro entre as partículas e a também relacionar a fração de cada partícula na mistura com a porosidade total.

Tabela D<sub>1</sub> - Modelos para cálculo da porosidade de mistura de partículas esféricas.

| Modelos de Porosidade                             |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                       |
|---------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| A- (Yu e Standish, 1988)                          | $V = \sum_{i=1}^n X_i \bar{V}_i$ $\varepsilon = 1 - \frac{1}{V}$ $\bar{V}_i (i = 1, 2, \dots, n) : \text{volume específico parcial do componente } i$                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                 |
| B- Yu et al. (1996)                               | $\varepsilon = \varepsilon_d^{(X_D)} \varepsilon_D^{(X_D)}$ $\varepsilon = \left\{ 1 - (1 - \varepsilon_D^{(0)}) X_D^{[1,35 - X_D F(\delta)]} \right\} \cdot \left[ \varepsilon_d^{(0)} + (1 - \varepsilon_d^{(0)}) X_D^{[f(\delta)]} \right]$ <p>Funções de interação entre partículas:</p> $F(\delta) = \left\{ 0,27 - \frac{1,55}{1 + 1/\exp\left(\frac{\delta + 0,06}{0,27}\right)} \right\}$ $f(\delta) = 5 - 4\sqrt{\delta}$                                                                                                                    |
| C- Modelo empregado por Dias et al. (2004)        | $X_{D,\min} = \frac{1 - \varepsilon_D^{(0)}}{1 - \varepsilon_d^{(0)} \varepsilon_D^{(0)}}$ $\varepsilon = \frac{\varepsilon_d^{(0)} (1 - X_D) \exp(1,2264 X_D^{1/\sqrt{\delta}})}{1 - \varepsilon_d^{(0)} X_D}, \quad X_D \leq X_{D,\min}$ $\varepsilon = 1 - \frac{1 - \varepsilon_D^{(0)}}{X_D}, \quad X_D > X_{D,\min}$                                                                                                                                                                                                                            |
| D- YU et al. (1993) apud FINKERS; HOFFMANN (1998) | $V = \frac{V_D V_d}{V_D + V_d - 1}$ $\left( \frac{V - V_D X_D}{V_d} \right)^2 + 2G_{(\delta)} \left( \frac{V - V_D X_D}{V_d} \right) \left( \frac{V - X_D - V_d X_d}{V_D - 1} \right) + \left( \frac{V - X_D - V_d X_d}{V_D - 1} \right)^2 = 1$ $X_D = \frac{1 - \varepsilon_D}{1 - \varepsilon_D \varepsilon_d}$ $\frac{1}{G_{(\delta)}} = \begin{cases} 1,355\delta^{1,566} & (\delta \leq 0,824) \\ 1 & (\delta > 0,824) \end{cases}$ <p>Para misturas de partículas não esféricas, <math>\delta</math> é relativo aos diâmetros equivalentes.</p> |
| E - STOVALL et al. (1986) YU; STANDIH (1987)      | $V = [V_1 - (V_1 - 1)g(\delta)]X_1 + X_2 V_2 + V_2 (1 - f(\delta))X_2$ $f(\delta) = (1 - \delta)^{3,33} + 2,81\delta(1 - \delta)^{2,77}$ $g(\delta) = (1 - \delta)^{1,97} + 0,36\delta(1 - \delta)^{3,67}$                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                            |

Neste trabalho foram empregados os modelos A, B, C e D dispostos na Tabela 1, que consideram como condição de contorno:

$$\begin{aligned} X_D = 1 &\rightarrow \varepsilon_D^{(X_D)} = \varepsilon_D^{(0)} \quad \text{e} \quad \varepsilon_d^{(X_D)} = 1 \\ X_D = 0 &\rightarrow \varepsilon_D^{(X_D)} = 1 \quad \text{e} \quad \varepsilon_d^{(X_D)} = \varepsilon_d^{(0)} \end{aligned} \quad (\text{D.1})$$

sendo  $X_D$  a fração volumétrica da maior partícula na mistura;  $\varepsilon_D^{(0)}$  a porosidade do leito composto apenas por partículas maiores e  $\varepsilon_d^{(0)}$  a porosidade de um leito contendo apenas partículas menores.

#### **D<sub>4</sub> – Preparo e Composição das Misturas Binárias de Esferas de Vidro Estudadas**

Foram utilizados dois tamanhos de esferas de vidro, sendo uma de diâmetro  $D = 0,004$  m e  $d = 0,001$  m, ambas com densidade de  $2480 \text{ kg/m}^3$ .

Foram executados experimentos com as seguintes frações volumétricas das esferas maiores,  $X_D$ : 0; 0,25; 0,50; 0,75; 0,85 e 1. Cada mistura foi preparada considerando a proporção mássica/volumétrica das diferentes partículas, estabelecida por  $X_D$ . As partículas foram pesadas e acrescentadas aleatoriamente a um recipiente cônico, similar ao cone do leito de jorro empregado neste estudo, até que fosse atingida a altura de leito estático de 0,08 m.

#### **D<sub>5</sub> – Resultados: Porosidade em Função da Composição das Misturas Binárias de esferas de vidro**

A Figura D<sub>4</sub> apresenta o efeito da razão entre os diâmetros ( $\delta = d/D$ ) sobre a distribuição de porosidade de acordo com a composição da mistura. As condições de  $\delta = 0,15$  e  $\delta = 0,30$  foram reportadas por YU et al. (1996), empregando esferas de vidro. Observa-se que a condição estudada neste trabalho, ( $\delta = 0,25$ ) apresenta uma curva de porosidade intermediária entre as demais, mostrando a coerência deste experimento com os dados da literatura.

Com relação ao ajuste de modelos de empacotamento de mistura aos dados experimentais, observa-se na Figura D<sub>5</sub> que o modelo A, que não contabiliza nenhum mecanismo de empacotamento, mostrou-se inadequado. Os modelos B e D apresentaram

resultados similares, mas incapazes de prever a porosidade para composições em que a porosidade da mistura é mínima.

Quanto as funções de correção empregadas no modelo C (DIAS et al., 2004), possibilitaram um bom ajuste do modelo aos dados experimentais de porosidade. Provavelmente, isto se deve ao cálculo da composição em que a porosidade é mínima e à correção da equação que antecede essa composição  $X_D \leq X_{D,\min}$ . A região de  $X_{D,\min}$  pode ser considerada uma região de transição para o mecanismo de enchimento, em que a estrutura das partículas maiores no leito é preenchida pelas partículas menores.

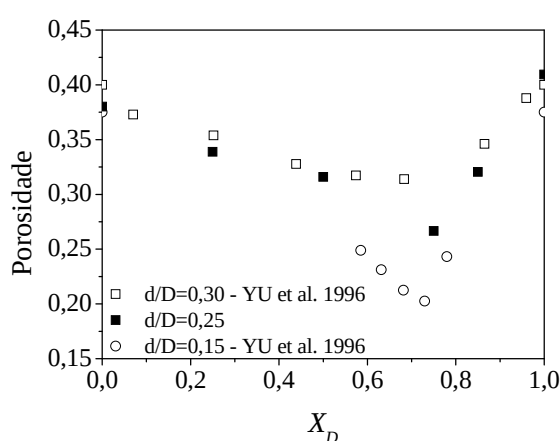


Figura D<sub>4</sub> – Efeito de  $\delta=d/D$  sobre a relação porosidade/composição da mistura.

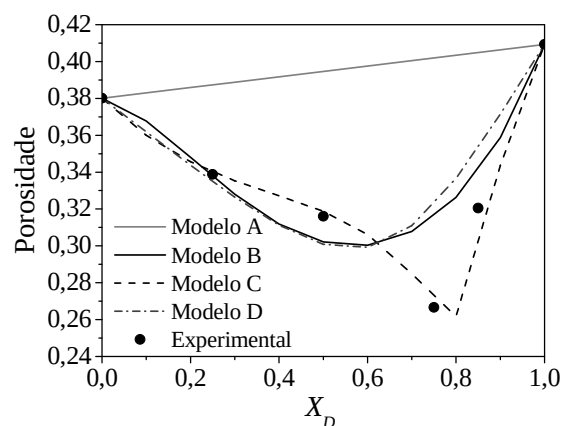


Figura D<sub>5</sub> – Ajuste dos modelos de empacotamento aos dados experimentais de porosidade em função da composição da mistura.

## D<sub>6</sub> – Preparo e Composição das Misturas Binárias de Areia e Bagaço

A Tabela D<sub>2</sub> apresenta as frações mássicas e volumétricas de bagaço em cada mistura, bem como as massas de cada tipo de partícula e a porosidade ( $\epsilon_m$ ) das misturas em função de sua composição.

Cada mistura foi preparada considerando a proporção mássica/volumétrica das diferentes partículas, estabelecida por  $X_D$ , que neste caso é fração volumétrica de bagaço na mistura. As partículas foram pesadas e acrescentadas aleatoriamente a um recipiente cônico, similar ao cone do leito de jorro empregado neste estudo, até que fosse atingida a altura de leito estático de 0,10 m.

Tabela D<sub>2</sub> – Dados da composição das misturas de areia e bagaço estudadas.

| Fração mássica de areia | Massa de Bagaço [g] | Massa de Areia [g] | Volume de Bagaço [cm <sup>3</sup> ] | Volume de Areia [cm <sup>3</sup> ] | Volume da mistura [cm <sup>3</sup> ] | $\epsilon_m$ | $X_{\text{areia}}$ | $X_{\text{Bag}}$ |
|-------------------------|---------------------|--------------------|-------------------------------------|------------------------------------|--------------------------------------|--------------|--------------------|------------------|
| 0,000                   | 59,77               | 0,00               | 87,90                               | 0,00                               | 87,90                                | 0,886        | 0,000              | 1,000            |
| 0,100                   | 60,50               | 6,72               | 88,97                               | 2,57                               | 91,54                                | 0,880        | 0,028              | 0,972            |
| 0,200                   | 56,00               | 14,00              | 82,35                               | 5,34                               | 87,70                                | 0,885        | 0,061              | 0,939            |
| 0,300                   | 55,00               | 23,57              | 80,88                               | 9,00                               | 89,88                                | 0,882        | 0,100              | 0,900            |
| 0,400                   | 53,00               | 35,32              | 77,94                               | 13,48                              | 91,42                                | 0,880        | 0,147              | 0,853            |
| 0,500                   | 52,00               | 52,00              | 76,47                               | 19,85                              | 96,32                                | 0,874        | 0,206              | 0,794            |
| 0,600                   | 55,00               | 82,50              | 80,88                               | 31,49                              | 112,37                               | 0,853        | 0,280              | 0,720            |
| 0,700                   | 57,00               | 133,00             | 83,82                               | 50,76                              | 134,59                               | 0,823        | 0,377              | 0,623            |
| 0,800                   | 50,00               | 200,00             | 73,53                               | 76,34                              | 149,87                               | 0,803        | 0,509              | 0,491            |
| 0,900                   | 45,00               | 405,00             | 66,18                               | 154,58                             | 220,76                               | 0,710        | 0,700              | 0,300            |
| 0,930                   | 39,02               | 520,80             | 57,65                               | 198,78                             | 256,43                               | 0,663        | 0,775              | 0,225            |
| 0,950                   | 34,00               | 646,00             | 50,00                               | 246,56                             | 296,56                               | 0,611        | 0,831              | 0,169            |
| 0,970                   | 21,05               | 693,10             | 31,62                               | 264,54                             | 296,16                               | 0,611        | 0,893              | 0,107            |
| 0,980                   | 16,03               | 798,20             | 23,96                               | 304,66                             | 328,61                               | 0,569        | 0,927              | 0,073            |
| 0,990                   | 9,82                | 972,51             | 14,45                               | 371,19                             | 385,63                               | 0,494        | 0,962              | 0,038            |
| 0,995                   | 5,56                | 1106,00            | 8,18                                | 422,14                             | 430,31                               | 0,435        | 0,981              | 0,019            |
| 1,000                   | 0,000               | 1174,08            | 0,00                                | 448,13                             | 448,12                               | 0,412        | 1,000              | 0,000            |

A densidade e a porosidade da areia pura foram calculadas por picnometria, resultando em um valor de densidade de  $2621,7 \pm 9,7 \text{ kg/m}^3$ . A Tabela D<sub>3</sub> apresenta a distribuição da areia empregada neste trabalho enquanto a Figura D<sub>6</sub> (a) mostra o modelo de distribuição granulométrica que mais se ajustou aos dados experimentais.

A densidade do bagaço puro foi calculada por picnometria utilizando querosene segundo a metodologia de RASUL et al. (1999), no qual observe um valor de  $686,3 \pm 15,3 \text{ kg/m}^3$ . A Tabela D<sub>4</sub> apresenta a distribuição do bagaço utilizado nestes testes. A Figura D<sub>6</sub> (b) mostra o modelo de distribuição granulométrica que mais se ajustou aos dados experimentais.

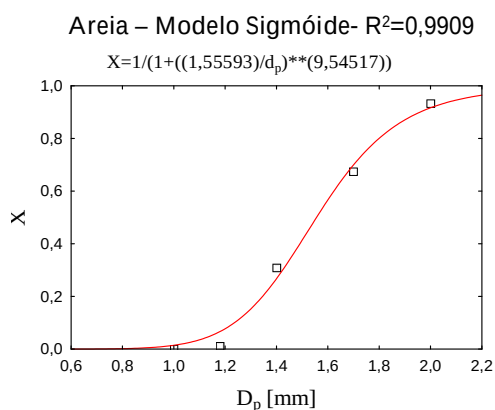
Quanto à esfericidade do bagaço, esta foi calculada pela razão entre o diâmetro inscrito e o diâmetro circunscrito à partícula. Foram tiradas fotografias do material, as quais foram tratadas no software de tratamento de imagem Stremline. A distribuição de esfericidade da amostra encontra-se disponível na Figura D<sub>7</sub>, sendo 0,28 o valor de médio de esfericidade que representa a amostra. A Tabela D<sub>7</sub> resume os valores de densidade, esfericidade, diâmetro médio de Sauter e diâmetro médio equivalente (calculado pela Equação(D.2)).

Tabela D<sub>3</sub> – Distribuição granulométrica da areia.

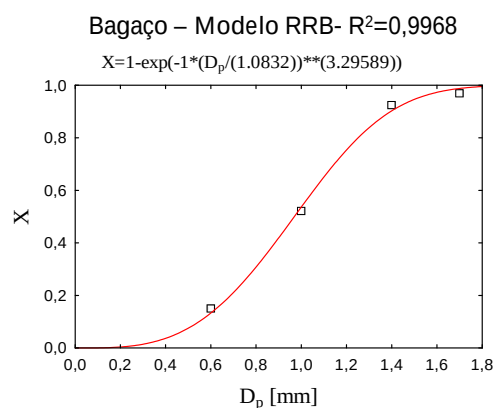
| Abertura da peneira d#(mm) | Fração mássica retida | X      | D <sub>Sauter</sub> |
|----------------------------|-----------------------|--------|---------------------|
| 2,00                       | 0,0680                | 0,9320 | 1,621               |
| 1,70                       | 0,2591                | 0,6729 |                     |
| 1,40                       | 0,3637                | 0,3091 |                     |
| 1,18                       | 0,2995                | 0,0096 |                     |
| 1,00                       | 0,0086                | 0,0010 |                     |
| -                          | 0,0010                | 0,0000 |                     |

Tabela D<sub>4</sub> – Distribuição granulométrica do bagaço de cana.

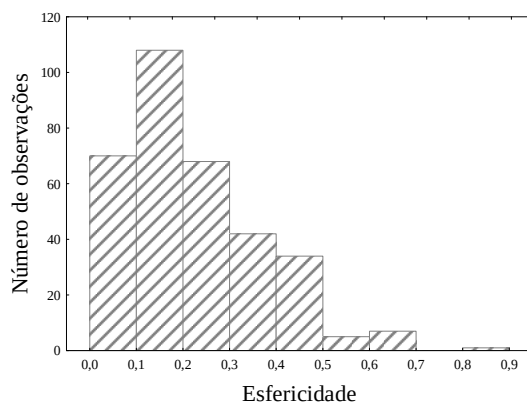
| Abertura da peneira d# (mm) | Fração mássica retida | X      | D <sub>Sauter</sub> |
|-----------------------------|-----------------------|--------|---------------------|
| 1,70                        | 0,0323                | 0,9677 | 0,753               |
| 1,40                        | 0,0436                | 0,9242 |                     |
| 1,00                        | 0,4045                | 0,5197 |                     |
| 0,60                        | 0,3697                | 0,1500 |                     |
| -                           | 0,1500                | 0,0000 |                     |



(a)



(b)

Figura D<sub>6</sub> – Distribuição granulométrica da (a) areia e do (b) bagaço.Figura D<sub>7</sub> – Histograma da distribuição de esfericidade do bagaço.

$$d_{eq_i} = \left( d_p / \left( \phi_i^{2,785} \exp[2,946(1-\phi_i)] \right) \right) \quad (D.2)$$

Tabela D<sub>5</sub> – Propriedades relativas à areia e ao bagaço.

| Propriedades                                          | areia  | bagaço |
|-------------------------------------------------------|--------|--------|
| Densidade aparente [kg / m <sup>3</sup> ]             | 2621,7 | 686,3  |
| Diâmetro médio de Sauter [mm]                         | 1,621  | 0,754  |
| Esfericidade ( $\phi_i = d_{isc}/d_{circ}$ )          | 0,800  | 0,280  |
| Diâmetro equivalente* [mm]                            | 1,674  | 3,080  |
| Porosidade do leito com monopartículas (experimental) | 0,420  | 0,885  |

## D<sub>7</sub> – Resultados: Porosidade em Função da Composição das Misturas Binárias de Areia e Bagaço

A Figura D<sub>8</sub> apresenta a relação da porosidade da mistura de areia e bagaço a diferentes frações volumétricas de bagaço na mistura. Observa-se que leitos compostos por apenas areia apresentam porosidade de cerca de 0,42, enquanto o leito composto apenas por bagaço tem porosidade de 0,885. Observa-se que as maiores taxas de variação na porosidade ocorrem quando o leito é rico em areia. Assim, a adição de areia à uma matriz composta por partículas de biomassa faz com que a porosidade do leito diminua, caracterizando uma região influenciada pelo mecanismo de preenchimento.

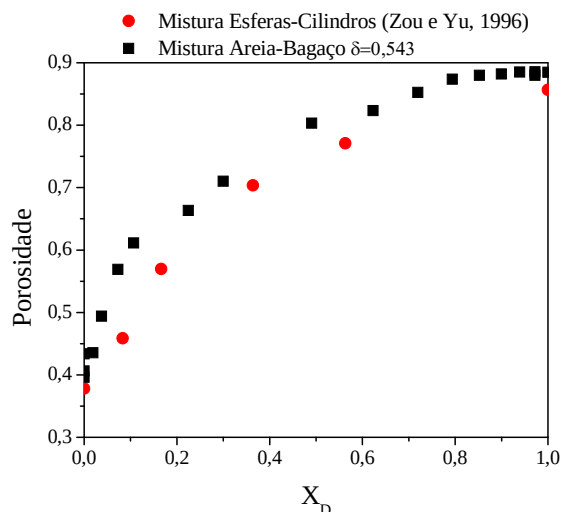


Figura D<sub>8</sub> – Porosidade da mistura areia e bagaço em função da fração volumétrica de bagaço ( $X_D$ ).

Observa-se também na Figura D<sub>8</sub>, que o empacotamento da mistura composta por areia e bagaço tem um comportamento qualitativo similar ao empacotamento de uma mistura de esferas-cilindros, apresentada por ZOU; YU (1996).

A Figura D<sub>9</sub> mostra a comparação entre os valores de porosidade de misturas obtidos pelos modelos dispostos na Tabela D<sub>1</sub>, empregando o conceito de diâmetro equivalente de empacotamento. Observa-se que os modelos A e E superestimaram os valores de porosidade da mistura, indicando que existe sim algum efeito de interação entre as duas fases partículas. O modelo C (DIAS et al, 2004), que contabiliza o efeito dos dois mecanismos que regem o empacotamento, falhou ao calcular a composição de mistura em que a porosidade é mínima, e assim, produziu resultados incoerentes, predizendo regiões em que o mecanismo de ocupação é dominante, o que não ocorre experimentalmente.

O modelo D, empregado por YU et al. (1993) e FINKERS; HOFFMANN (1998) foi o que melhor ajustou os dados experimentais de porosidade da mistura de areia e bagaço em função de sua composição.

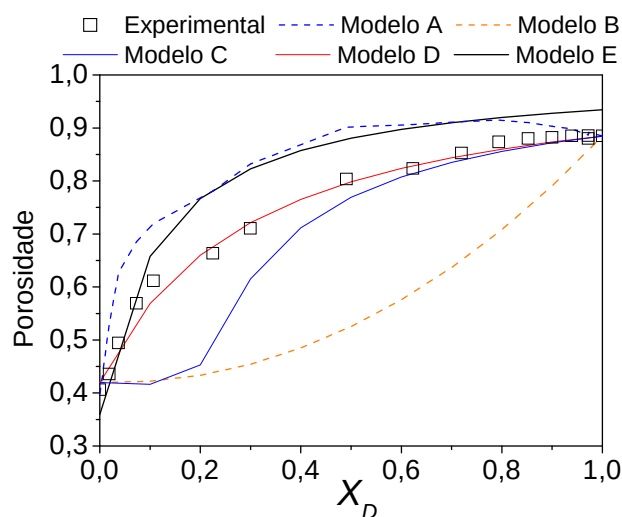


Figura D<sub>9</sub> – Porosidade da mistura areia e bagaço em função da fração volumétrica de bagaço ( $X_D$ ): dados experimentais e simulados com os modelos dispostos na Tabela D<sub>1</sub>.

## D<sub>8</sub> – Conclusões

Neste estudo, foram realizados experimentos de empacotamento aleatório de misturas binárias de esferas de vidro de 0,001 e 0,004 m, a fim de estabelecer uma relação de porosidade do leito fixo em função da composição da mistura. Os valores experimentais de porosidade obtidos foram similares aos da literatura. Dentre os modelos testados, o modelo C apresentou-se como o mais preciso, provavelmente por aplicar uma função de

correção à região que antecede à região de mínima porosidade, que considera um efeito da razão entre as partículas sobre o volume final da mistura. Assim, tanto os valores de porosidade experimentais, como os obtidos pelo modelo C, podem ser empregados como condição inicial de porosidade para estudos de simulação de leito de jorro operando com mistura de esferas de vidro.

No caso da mistura de areia e bagaço, observou-se uma relação direta entre o aumento da quantidade de bagaço e a porosidade da mistura. Assim, identificou-se que o mecanismo que rege o empacotamento das misturas areia-bagaço é o preenchimento.

Dentre os modelos testados, o que melhor ajustou os dados de porosidade da mistura de areia e bagaço foi o modelo D, empregado por YU et al. (1993) e FINKERS; HOFFMANN (1998), que apresenta uma função de correção para contabilizar o efeito de interação entre as partículas. Assim, esses dados de porosidade poderão ser empregados como condições iniciais de porosidade de leito estático, em futuras simulações CFD de misturas de areia e bagaço em leito de jorro.