



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA



**ASPECTOS FLUIDODINÂMICOS DE MISTURAS BINÁRIAS DE  
RESÍDUO DE TABACO E AREIA EM LEITO FLUIDIZADO**

**TIAGO JOSÉ PIRES DE OLIVEIRA**

Uberlândia – MG

2012



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA



**ASPECTOS FLUIDODINÂMICOS DE MISTURAS BINÁRIAS DE  
RESÍDUO DE TABACO E AREIA EM LEITO FLUIDIZADO**

Tiago José Pires de Oliveira

Orientador: Carlos Henrique Ataíde

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química

Uberlândia – MG

2012

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)  
Sistema de Bibliotecas da UFU, MG - Brasil

---

- O48a     Oliveira, Tiago José Pires de, 1985-  
            Aspectos fluidodinâmicos de misturas binárias de resíduo de tabaco e  
            areia em leito fluidizado / Tiago José Pires de Oliveira . - 2012.  
            67 f. : il.
- Orientador: Carlos Henrique Ataíde.
- Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Uberlândia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.  
            Inclui bibliografia.
1. Engenharia química - Teses. 2. Fluidização - Teses. 3. Biomassa - Teses. - Teses. I. Ataíde, Carlos Henrique. II. Universidade Federal de Uberlândia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. III. Título.

CDU: 66.0

---

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO SUBMETIDA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO TÍTULO DE MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA, EM 27 DE FEVEREIRO DE 2012

BANCA EXAMINADORA



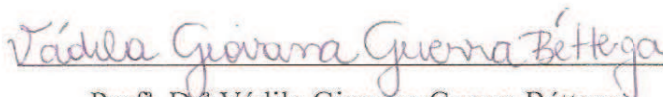
Prof. Dr. Carlos Henrique Ataíde  
Orientador (PPGEQ/UFU)



Prof. Dr. Claudio Roberto Duarte  
PPGEQ/UFU



Prof. Dr. Rodrigo Béttega  
FEQ/UFU



Prof.ª Dr.ª Vádila Giovana Guerra Béttega  
DEQ/UFSCAR



Dedico este trabalho aos meus pais, Antônio Eni de Oliveira e Silvia Maria Pires França de Oliveira, ao meu irmão Richard e a minha namorada, Vanessa que sempre me apoiaram em minhas decisões e na busca de meus objetivos.

---

# AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, aos meus pais, Antônio Eni de Oliveira, que tenho certeza que mesmo distante continuou me protegendo e me abençoando, a minha mãe Silvia Maria Pires França de Oliveira, pelo seu amor incondicional, ao meu irmão Richard Pires de Oliveira, a minha namorada Vanessa Terezinha Silva, pelo apoio e incentivo.

Agradeço aos amigos Rodrigo Hipólito, Arthur Ribeiro e Ronaldo Campos pelo apoio e cumplicidade.

A Faculdade de Engenharia Química e ao Programa de Pós-Graduação pelo auxílio técnico que foi propiciado para a realização deste trabalho.

Agradeço pela colaboração da aluna de doutorado Cássia Regina Cardoso.

Aos Funcionários Rodrigo, Humberto, Cecília, Silvino e Tiago pela atenção e paciência.

Agradeço de forma especial ao Orientador e amigo Carlos Henrique Ataíde pela paciência e ensinamentos que foram fundamentais no desenvolvimento deste trabalho.

E a CAPES, pelo apoio financeiro.

---

# SUMÁRIO

Agradecimentos .....	vi
Lista de Figuras .....	x
Lista de Tabelas .....	xiii
Nomenclatura.....	xiv
Resumo .....	xvi
Abstract.....	xvii
<b>1 - INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
1.1 - Indústria do tabaco.....	4
1.2 - Resíduo de tabaco .....	6
1.3 - Objetivos.....	7
<b>2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>8</b>
2.1 - Fluidodinâmica do leito fluidizado .....	8
2.1.1 - Influência das propriedades das partículas .....	8
2.1.2 - Regimes de fluidização .....	10
2.1.3 – <i>Slugging</i> e tendência de agregação das partículas.....	12
2.1.4 - Qualidade da fluidização .....	13
2.2 - Mistura e segregação de misturas binárias .....	14

2.3 - Caracterização das partículas.....	16
2.3.1 - Velocidade de mínima fluidização .....	16
2.3.2 - Método de queda de pressão no leito.....	19
2.3.3 - Método do desvio padrão da pressão no leito.....	19
2.4 - Velocidade de mínima fluidização de misturas binárias .....	19
2.4.1 - Estudos sobre a fluidodinâmica de misturas binárias e correlações para previsão da velocidade de mínima fluidização .....	22
 <b>3 - MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>25</b>
3.1 - Caracterizações das partículas .....	25
3.1.1 - Análise granulométrica .....	26
3.1.2 - Densidade aparente .....	26
3.1.3 - Densidade real.....	27
3.1.4 - Densidade <i>Bulk</i> .....	28
3.2 - A unidade experimental .....	28
3.3 - A importância da aquisição de dados em experimentos laboratoriais .....	31
3.4 - Aquisição de dados de velocidade e pressão .....	31
3.5 - O <i>Software LabVIEW</i> .....	32
3.6 - Metodologia experimental .....	33
3.6.1 - Caracterização fluidodinâmica da placa distribuidora de gás.....	33
3.6.2 - Determinação do número de pontos amostrados .....	33
3.6.3 - Caracterização fluidodinâmica das partículas.....	34
 <b>4 - RESULTADOS E DISCUSSÕES .....</b>	<b>35</b>
4.1 - Caracterização das partículas.....	35
4.2 - Caracterização fluidodinâmica .....	41
4.2.1 - Caracterização fluidodinâmica da placa distribuidora de gás.....	41
4.2.2 - Número de pontos amostrados.....	43

4.3 - Velocidade de mínima fluidização da areia .....	44
4.4 - Velocidade de mínima fluidização de misturas binárias de biomassa e areia .....	46
4.4.1 - Método convencional.....	46
 <b>5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....</b>	<b>55</b>
5.1 - Conclusões .....	55
5.2 - Sugestões para próximos trabalhos.....	57
 <b>APÊNDICE A .....</b>	<b>58</b>
 <b>APÊNDICE B.....</b>	<b>59</b>
 <b>APÊNDICE C .....</b>	<b>61</b>
 <b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>65</b>

---

# LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1: Processos de conversão de biomassa .....	2
Figura 2.1: Classificação Geldart para partículas de diferentes tamanhos e densidades.....	9
Figura 2.2: Regimes de fluidização, GRACE (1986) <i>apud</i> SMOLDERS e BAEYENS (2001) .....	12
Figura 2.3: <i>Slugging</i> Tipo A (parede) e Tipo B (YANG, 2003) .....	13
Figura 2.4: Segregação de misturas: (a) perfeitamente misturado, (b) completamente segregado .....	15
Figura 2.5: Comportamento da curva $\Delta P$ versus $u_0$ para um leito com partículas médias de tamanho uniforme (KUNII E LEVENSPIEL, 1991) .....	17
Figura 2.6: Comportamento da curva $\Delta P$ versus $u_0$ para um leito com ampla distribuição de tamanhos de partículas (KUNII E LEVENSPIEL, 1991) .....	18
Figura 2.7: Diagrama de queda de pressão para leitos fluidizados “pobres” .....	18
Figura 2.8: Determinação da velocidade de fluidização inicial ( $u_{fi}$ ) e velocidade completa de fluidização ( $u_{fc}$ ) .....	20
Figura 2.9: Determinação da velocidade mínima de fluidização para misturas binárias .....	21
Figura 3.1: Esquema da unidade experimental (2D) .....	29
Figura 3.2: Esquema da unidade experimental (3D) .....	29
Figura 3.3: Retificador de ar.....	30
Figura 4.1: Distribuição granulométrica do resíduo de tabaco ( $\bar{d}_{50} = 793,6 \mu m$ ) .....	36

Figura 4.2: Distribuição granulométrica do resíduo de tabaco ( $\bar{d}_{50} = 557,4\mu m$ ) .....	36
Figura 4.3: Distribuição granulométrica do resíduo de tabaco ( $\bar{d}_{50} = 359,2\mu m$ ) .....	36
Figura 4.4: Distribuição granulométrica da areia padronizada ( $\bar{d}_{50} = 1220,0\mu m$ ) .....	37
Figura 4.5: Distribuição granulométrica da areia padronizada ( $\bar{d}_{50} = 937,5\mu m$ ) .....	37
Figura 4.6: Distribuição granulométrica da areia padronizada ( $\bar{d}_{50} = 795,8\mu m$ ) .....	37
Figura 4.7: Materiais utilizados nos experimentos.....	38
Figura 4.8: Esfericidade das três amostras de resíduo de tabaco.....	39
Figura 4.9: Diâmetro das três amostras de resíduo de tabaco .....	39
Figura 4.10: Esfericidade das três amostras de areia.....	39
Figura 4.11: Diâmetro das três amostras de areia.....	40
Figura 4.12: Materiais utilizados nos experimentos ampliados através do <i>CamSizer-XT</i> .....	40
Figura 4.13: Queda de pressão na placa distribuidora de gás.....	42
Figura 4.14: Desvio padrão normalizado em função do número de amostras .....	43
Figura 4.15: Determinação da velocidade mínima de fluidização para Areia 1 (A1) .....	44
Figura 4.16: Determinação da velocidade mínima de fluidização para Areia 2 (A2) .....	44
Figura 4.17: Determinação da velocidade mínima de fluidização para Areia 3 (A3) .....	45
Figura 4.18: Procedimento utilizado para determinar os parâmetros fluidodinâmicos .....	47
Figura 4.19: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R1A1 .....	47
Figura 4.20: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R1A2.....	48
Figura 4.21: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R1A3.....	48
Figura 4.22: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R2A1 .....	49
Figura 4.23: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R2A2.....	49
Figura 4.24: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R2A3.....	50
Figura 4.25: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R3A1 .....	50
Figura 4.26: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R3A2.....	51

Figura 4.27: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R3A3.....	51
Figura B1: Painel frontal do <i>software LabVIEW</i> para aquisição de dados de velocidade e pressão .....	59
Figura B2: Diagramas de blocos do <i>Software LabVIEW</i> para aquisição de dados de velocidade e pressão .....	60
Figura C1: Compressor centrífugo, filtro de ar, <i>bypass</i> , válvulas globo e gaveta.....	61
Figura C2: Leito poroso de sílica gel .....	62
Figura C3: Leito fluidizado de acrílico.....	62
Figura C4: Ciclone (separador gás-sólido) .....	63
Figura C5: Painel frontal, placa de aquisição e computador .....	63
Figura C6: Detalhe dos pontos de pressão e da placa sinterizada .....	64



---

# LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1: Maiores produtores mundiais de tabaco (em t) .....	4
Tabela 1.2: Maiores exportadores mundiais de tabaco (em t) .....	5
Tabela 1.3: Produção de cigarros no Brasil.....	5
Tabela 3.1: Especificações da areia padronizada .....	25
Tabela 4.1: Propriedades físicas das partículas utilizadas.....	38
Tabela 4.2: Resultados de esfericidade e diâmetro das partículas via <i>CamSizer-XT</i> .....	41
Tabela 4.3: Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização da areia.....	52
Tabela 4.4: Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização do Resíduo 1 .....	52
Tabela 4.5: Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização do Resíduo 2 .....	53
Tabela 4.6: Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização do Resíduo 3 .....	53
Tabela A1: Condições experimentais .....	58

---

# NOMENCLATURA

$d_{peff}$	Diâmetro efetivo da mistura, m
$(d_p)_F$	Diâmetro da biomassa ( <i>Floatsam</i> ), m
$(d_p)_J$	Diâmetro da areia ( <i>Jetsam</i> ), m
$\bar{d}_p$	Diâmetro da partícula, m
$\bar{d}_{50}$	Diâmetro das partículas, correspondente a 50% das partículas com diâmetros menores que $\bar{d}_{50}$ , m
$d_{\#}$	Diâmetro de peneira, m
$g$	Aceleração da gravidade, m/s <sup>2</sup>
$K$	Permeabilidade darcyana, m <sup>2</sup>
$L$	Espessura da placa distribuidora de gás, m
$m_p$	Massa do picnômetro, kg
$m_{p+a}$	Massa do picnômetro e amostra líquida, kg
$m_{p+sol}$	Massa do picnômetro e sólido, kg
$m_{p+a+sol}$	Massa do picnômetro, amostra líquida e sólido, kg
$u_0$	Velocidade superficial do gás, m/s
$u_{fi}$	Velocidade de fluidização inicial, m/s
$u_{mf}$	Velocidade de mínima fluidização, m/s
$(u_{mf})_M$	Velocidade de mínima fluidização de misturas binárias, m/s
$(u_{mf})_S$	Velocidade de mínima fluidização de misturas na condição de segregação, m/s

$(u_{mf})_F$	Velocidade de mínima fluidização <i>Floatsam</i> puro, m/s
$(u_{mf})_J$	Velocidade de mínima fluidização do <i>Jetsam</i> puro, m/s
$(u_{mf})_{exp}$	Velocidade de mínima fluidização experimental, m/s
$(u_{mf})_{C1}$	Velocidade de mínima fluidização, correlação de GOOSSENS et al. (1971), m/s
$(u_{mf})_{C2}$	Velocidade de mínima fluidização, correlação de RAO; BHEEMARASETTI (2001), m/s
$u_{mb}$	Velocidade mínima de bolha, m/s
$u_{fc}$	Velocidade de fluidização completa, m/s
$u_{tr}$	Velocidade de transporte, m/s
$V_{bulk}$	Volume <i>bulk</i> , m <sup>3</sup>
$V_{p+a}$	Volume picnômetro e amostra líquida, m <sup>3</sup>
$\bar{x}_F$	Fração mássica do <i>Floatsam</i>
$\Delta p_{max}$	Queda de pressão máxima, Pa
$\varepsilon_m$	Porosidade do leito na condição de leito fixo
$\varepsilon_{mf}$	Porosidade do leito na condição de mínima fluidização
$\Delta p$	Queda de pressão, Pa
$w_F$	Peso das partículas de biomassa, kg
$w_J$	Peso das partículas de areia, kg
$\rho$	Densidade real da partícula, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_{ap}$	Densidade aparente, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_{bulk}$	Densidade <i>bulk</i> , kg/m <sup>3</sup>
$\rho_{eff}$	Densidade efetiva da mistura, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_f$	Densidade do fluido, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_F$	Densidade da biomassa ( <i>Floatsam</i> ), kg/m <sup>3</sup>
$\rho_J$	Densidade da areia ( <i>Jetsam</i> ), kg/m <sup>3</sup>
$\bar{\rho}_p$	Densidade da partícula, kg/m <sup>3</sup>
$\mu$	Viscosidade do fluido, kg/ms

---

# RESUMO

Atualmente buscam-se novas formas para suprir as necessidades energéticas do planeta e a biomassa é uma das alternativas para abastecimento como fonte de energia renovável e mais limpa. Os reatores de leito fluidizado são amplamente utilizados para a produção de gás combustível, gás de síntese e produtos como metanol, bio-óleo, etc. Por apresentar bom contato gás-sólido, altas taxas de transferência de calor e massa, os leitos fluidizados tem se tornado opções eficientes para a realização da pirólise rápida, pois favorecem os processos físico-químicos que ocorrem durante a pirólise. Na pirólise rápida de biomassas em leito fluidizado borbulhante, o inerte (areia) é utilizado para garantir maior homogeneidade da mistura e elevados coeficientes de transferência de calor. Essas características são fundamentais para a cinética de decomposição térmica da biomassa. A fluidização de misturas de areia e biomassa é caracterizada por partículas de diferentes formas, tamanhos, densidades e composições (quantidade de cada sólido). Portanto, este trabalho teve como objetivo estudar o comportamento fluidodinâmico do fluido e das partículas no interior do leito, e como objetivo principal determinar as velocidades de mínima fluidização das misturas binárias de biomassa e inerte. Foi investigada a fluidodinâmica de misturas de partículas em leito fluidizado, a fim de determinar uma composição inicial em que atenuar o efeito de segregação. A segregação é caracterizada pela diferença da velocidade terminal das partículas que compõem a mistura, fato esse que pode ocorrer devido à diferença de densidades e tamanhos das partículas. Portanto, experimentos com misturas de biomassa e inertes foram realizados, variando a composição de biomassa e as principais informações fluidodinâmicas foram medidas. Os materiais utilizados no trabalho desenvolvido foram pó do talo de tabaco e a areia normal padronizada brasileira (IPT). Em relação aos parâmetros estudados na fluidodinâmica de misturas, os experimentos possibilitaram uma melhor compreensão dos mecanismos de segregação. De forma geral, em todas as misturas utilizadas nos experimentos observou-se uma concentração de inerte no fundo do leito, enquanto que a biomassa, menos densa, se concentrou preferencialmente na região superior da região anular. Quanto à porcentagem de biomassa em peso, que nos experimentos foram de 5, 10 e 15%, observou-se que para misturas com 15% de biomassa ocorre a formação de canais preferenciais, empacotamento do leito e a presença de *slugging*. As velocidades mínimas de fluidização dessas misturas binárias foram obtidas experimentalmente e os valores foram confrontados com algumas correlações reportadas na literatura.

Palavras-chave: fluidodinâmica, velocidade de mínima fluidização, biomassa, leito fluidizado.

---

# ABSTRACT

Currently seeking new forms to meet the world's energy needs and biomass is an alternative to supply as a source of renewable energy and cleaner. The fluidized bed reactors are widely used for the production of fuel gas, syngas and products such as methanol, bio-oil, etc. Due to its good gas-solid contact, high rates of heat and mass transfer, the beds fluidized options has become effective for the realization of fast pyrolysis because they favor the physical and chemical processes that occur during pyrolysis. In the fast pyrolysis of biomass in bubbling fluidized bed, the sand is used to ensure homogeneity of mixing and high heat transfer coefficients. These characteristics are fundamental to the kinetics of thermal decomposition of biomass. The fluidization of mixtures of sand and biomass is characterized by particles of different shapes, sizes, densities and compositions (amount of each solid). Therefore this work was to study the fluid-dynamic behavior of the fluid and particles within the bed, and the main objective to determine the minimum fluidization velocities of binary mixtures of biomass and inert. We investigated the fluid dynamics of mixtures of particles fluidized in order to determine an initial composition which mitigates the segregation effect. The segregation is characterized by the difference of the terminal velocity of the particles that make up the mixture, a fact that may occur due to the difference of densities and particle sizes. Therefore, experiments with mixtures of biomass and inert were conducted by varying the composition of biomass and the main fluid dynamic information were measured. The materials used were the work of the stalk of tobacco dust and sand Brazilian standard normal (IPT). Regarding the parameters studied in the fluid dynamics of mixtures, the experiments allowed a better understanding of the mechanisms of segregation. Overall, in all mixtures used in the experiments we observed a concentration of inert along the bottom, whereas the biomass, less dense, concentrated mainly at the top of the annular region. As for the percentage by weight of biomass, which in the experiments were 5, 10 and 15%, it was observed that for mixtures with 15% of biomass is the formation of preferential channels, packing the bed and the presence of bubbles. The minimum fluidization velocities of these binary mixtures were obtained experimentally and the values were compared with some correlations reported in the literature.

**Keywords:** fluid dynamics, minimum fluidization velocity, biomass, fluidized bed.

---

---

# CAPÍTULO 1

---

## 1. Introdução

No decorrer da história, o uso da biomassa tem variado consideravelmente sob a influência de dois fatores principais: a densidade demográfica e a disponibilidade de recursos. A biomassa é uma das fontes para produção de energia com maior potencial de crescimento nos próximos anos. Tanto no mercado internacional quanto no interno, ela é considerada uma das principais alternativas para a diversificação da matriz energética e a consequente redução da dependência dos combustíveis fósseis. No Brasil, em 2007, a biomassa, com participação de 31,1% na matriz energética, foi a segunda principal fonte de energia, superada apenas por petróleo e derivados (ANEEL, 2008). Uma vez que esta energia pode ser produzida e usada de forma ambientalmente sustentável, não resta dúvida de que esta fonte potencial de energia deve ser cuidadosamente levada em consideração em qualquer discussão sobre o fornecimento de energia nos dias atuais e no futuro.

Até finais do século XVIII e início do XIX, o carvão mineral e a lenha foram às principais matérias-primas utilizadas pelo homem para a obtenção de energia e produtos químicos. Porém, por volta do ano de 1930, esta situação mudou devido ao desenvolvimento da indústria petroquímica. As crises de petróleo da década de 70 evidenciaram a forte dependência mundial deste produto fóssil. A partir destas crises, iniciaram-se grandes esforços, não só para desenvolver tecnologias de produção de energia a partir da biomassa, como também para a obtenção de outros subprodutos da indústria química e que até hoje são produzidos basicamente a partir do petróleo.

A biomassa é uma fonte de energia limpa e renovável e sua importância aumenta à medida que políticas de incentivo a produção de energia concentra-se em alternativas de fontes renováveis, como o Pró-Álcool (programa Federal lançado em 1975, com o objetivo de estimular a substituição da gasolina pelo álcool em função da crise do petróleo). A biomassa é considerada a fonte de energia renovável com maior potencial para contribuir com as necessidades energéticas da sociedade moderna. As fontes de energia mais importantes de biomassa são resíduos de madeira, culturas agrícolas com os seus subprodutos, resíduos sólidos urbanos, resíduos animais, resíduos de processamento de alimentos e plantas aquáticas e algas, (DEMIRBAS et al., 2009).

O uso de biomassa como fonte de energia através da conversão de material vegetal em uma forma de energia, seja ela elétrica ou como combustível, para motores de combustão interna, pode ser alcançado de acordo com a rota de conversão adotada. As rotas de conversão de biomassa podem ser classificadas como bioquímica, química e termoquímica, como mostrados na Figura 1.1.

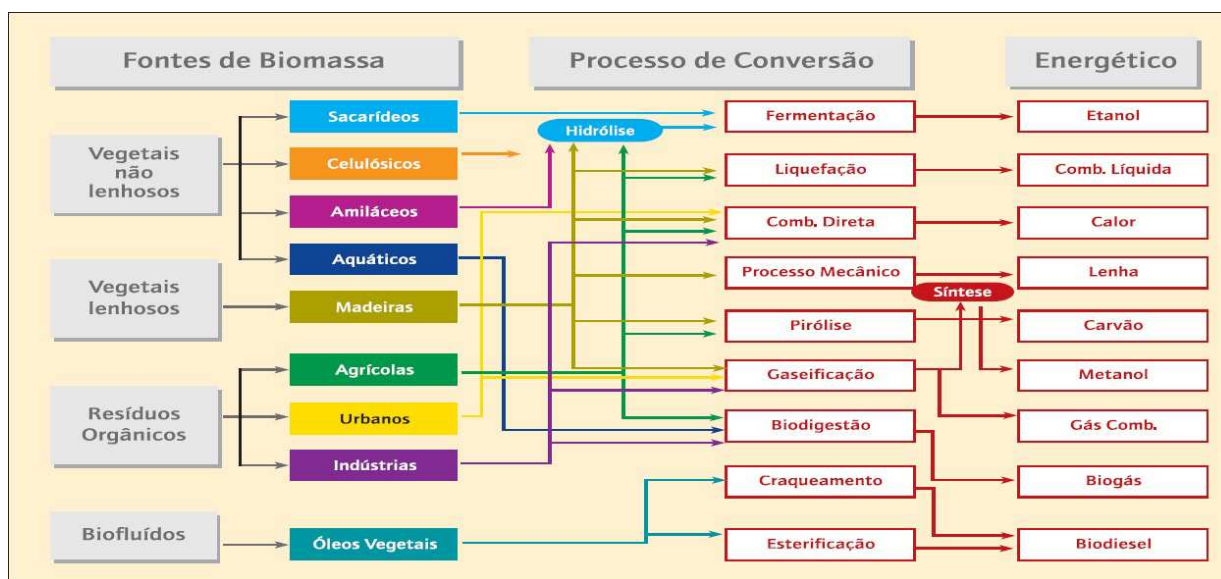


Figura 1.1: Processos de conversão de biomassa (ANEEL, 2002).

Embora grande parte da biomassa seja de difícil contabilização, devido ao uso não comercial, estima-se que, atualmente, ela representa cerca de 14% de todo o consumo mundial de energia primária. Nos países em desenvolvimento, essa parcela aumenta para 36%, chegando a 60% na África. A quantidade estimada de biomassa existente na Terra é da ordem de 1,8 trilhão de toneladas (ANEEL, 2008).

A biomassa lignocelulósica é uma mistura complexa de polímeros naturais de carboidratos conhecidos como celulose, hemicelulose, além de lignina e pequenas quantidades de outras substâncias, como extrativos e cinzas. A composição da biomassa apresenta um papel importante na distribuição dos produtos de pirólise. Cada material exibe uma característica particular quando é pirolisado devido à proporção dos componentes que os constituem.

Os principais métodos de conversão termoquímica da biomassa são: a pirólise, a liquefação, a gaseificação e a combustão. A liquefação direta da biomassa é um tipo de hidrogenação na qual a matéria orgânica é misturada com um solvente em presença de um catalisador em alta pressão e temperatura moderada, obtendo-se um produto líquido. A gaseificação é o processo de termo conversão no qual a biomassa sólida se converte em um gás por meio da oxidação parcial a elevada temperatura. A combustão acontece através de um conjunto de reações de radicais livres mediante as quais o carbono e o hidrogênio no combustível reagem com o oxigênio formando  $\text{CO}_2$ , água e liberando calor útil.

A pirólise se caracteriza pela degradação térmica do combustível sólido, a qual pode ser realizada em ausência completa do agente oxidante ou em uma quantidade tal que a gaseificação não ocorra extensivamente.

A gaseificação, a pirólise e a carbonização, esta última conhecida como pirólise lenta, podem ser consideradas variações de um mesmo processo. O reator químico é o elemento principal nos processos químicos aplicados. Por isso, é importante o conhecimento de aspetos relativos à cinética química, termodinâmica, mecânica dos fluidos, transferência de calor e massa.

A escolha da tecnologia de leito fluidizado é devido a sua versatilidade, custos atrativos de implantação e por apresentar bom contato gás-sólido, altas taxas de transferência de calor e massa e alta taxa de recirculação de partículas. Os leitos fluidizados tem se tornado opções eficientes para a realização da pirólise rápida, pois favorecem os processos físico-químicos que ocorrem durante a pirólise. Na pirólise rápida de biomassas em leito fluidizado borbulhante, o inerte, geralmente a areia, é utilizado para garantir maior homogeneidade da mistura e elevados coeficientes de transferência de calor. Assim, umas das condições necessárias para a operação em leito fluidizado é a obtenção de uma mistura que mantenha uma boa homogeneidade entre a biomassa e a areia.

Portanto, este trabalho tem por finalidade estudar os aspetos fluidodinâmicos de misturas binárias de biomassa e areia, compreender as principais variáveis que interferem na



qualidade da fluidização, para no futuro empregar estes conhecimentos no processo de pirólise rápida em leitos fluidizados.

### 1.1 A indústria do tabaco

Inicialmente a produção de tabaco no Brasil ocupou áreas reduzidas e concentradas entre Salvador e Recife, no Recôncavo Baiano. Na primeira metade do século XVII, durante a ocupação holandesa em Pernambuco, o tabaco produzido naquela capitania ocupou papel importante na carteira nacional de produtos oferecidos pela companhia das índias ocidentais. Com a expulsão dos holandeses, começaram a aparecer às primeiras legislações reguladoras da atividade produtiva. Em 1674, o monopólio da metrópole foi garantido, através da junta de administração de tabaco, cujas determinações estabeleceram as regras para todas as colônias portuguesas. O final da liberdade vigiada que Portugal impôs ao Brasil durante o período colonial deu grande impulso às lavouras de fumo. Tornou-se possível cultivar qualquer espécie, em qualquer lugar. Além disso, a possibilidade de comércio direto com países estrangeiros representou um grande incentivo. Nesta arrancada, que começa efetivamente a partir de 1850, as províncias que se destacavam eram Minas Gerais, Bahia e, decorrente da vinda dos imigrantes alemães, Santa Catarina e Rio Grande do Sul (fonte: [http://www.souzacruz.com.br/group/sites/SOU\\_7UVF24.nsf/vwPagesWebLive/DO7V9KPU?opendocument&SKN=2](http://www.souzacruz.com.br/group/sites/SOU_7UVF24.nsf/vwPagesWebLive/DO7V9KPU?opendocument&SKN=2)).

Atualmente o Brasil destaca-se na produção de tabaco sendo um dos maiores produtores de tabaco do mundo e o maior exportador deste produto. As Tabelas 1.1, 1.2 e 1.3 apresentam os números que expressam a importância socioeconômica da cadeia produtiva do tabaco no Brasil.

Tabela 1.1: Maiores produtores mundiais de tabaco (em t).

<b>Países</b>	<b>2008/09</b>	<b>2009/10</b>
1. China	2.229.920	2.355.500
2. Índia	737.330	765.000
3. Brasil	778.820	726.050
4. Estados Unidos	359.270	351.970
5. Malawi	231.980	224.290
6. Turquia	178.910	175.870
7. Indonésia	152.060	149.480
8. Argentina	135.560	132.720
9. Zimbábue	48.820	123.470
10. Itália	102.920	86.780
Total	6.904.210	6.787.020

Fonte: ANUÁRIO BRASILEIRO DO TABACO 2011.

Por sua demanda externa, o tabaco tem sido apontado como uma das grandes bases de geração de empregos e de renda no campo e nas cidades. Diretamente ligado com a agricultura familiar, é praticado em mais de 200 mil pequenas propriedades, para as quais constitui pilar de sustentação. Na safra 2010/2011 registrou-se a maior produtividade da história do tabaco brasileiro no sul e o terceiro maior volume. O total obtido na última safra na região sul, de acordo com Associação dos Fumicultores do Brasil (Afubra), atingiu 832.830 toneladas. O rendimento por hectare foi o maior já obtido, chegando a 2.233 quilos em média, numa área total de 372.930 hectares, conforme os dados do Sindicato Interestadual da Indústria do Tabaco (SindiTabaco).

Tabela 1.2: Maiores exportadores mundiais de tabaco (em ton).

<b>Países</b>	<b>2009</b>	<b>2010</b>
1. Brasil	674.730	505.620
2. Índia	231.310	247.500
3. China	153.190	190.000
4. Estados Unidos	126.070	147.530
5. Malawi	140.070	134.470
6. Turquia	111.940	109.390
7. Argentina	83.340	73.110
8. Zimbábue	71.560	70.000
9. Itália	55.500	47.200
10. Outros	642.260	713.100
<b>Total</b>	<b>2.289.970</b>	<b>2.237.920</b>

Fonte: ANUÁRIO BRASILEIRO DO TABACO 2011.

Tabela 1.3: Produção de cigarros no Brasil.

<b>Ano</b>	<b>Produção (Embalagem com 20 unidades).</b>
2000	4.867.922.778
2001	5.346.219.997
2002	5.110.545.058
2003	5.353.050.062
2004	5.540.029.712
2005	5.614.441.534
2006	5.603.383.165
2007	5.701.585.971
2008	5.410.313.930
2009	4.925.672.958
2010	4.860.072.153
2011*	2.294.058.415

Fonte: ANUÁRIO BRASILEIRO DO TABACO 2011

\*Até 30/06

## 1.2 Resíduo de tabaco

A principal fonte de obtenção do pó de fumo é o processamento do talo da folha de tabaco. O talo tem uma importância significativa para a indústria de cigarros, já que é uma parte da planta que possui baixos teores de nitrogênio; assim, quando se mistura, o talo de tabaco fibroso com finos de folha de tabaco reduz-se o teor de nitrogênio, atendendo as especificações da ANVISA e, além disso, promovendo o aumento do volume de matéria-prima para a produção de cigarros.

Um método para a fabricação de tabaco reconstituído a partir de talos de tabaco e finos de tabaco inclui tratamento dos talos de tabaco a uma forma fibrosa. O talo a ser processado pode estar de duas formas diferentes, talo pequeno e talo comprido. O talo maior, chamado comprido, é cortado em pedaços menores e mais finos; já o talo curto é desfibrado, e esse processo é o principal responsável pela geração de resíduo de tabaco. São produzidas cerca de 2.000 ton./ano de resíduo de tabaco na Souza Cruz de Uberlândia-MG. No Brasil, incluindo Uberlândia-MG, são produzidas cerca de 4.000 ton./ano.

O resíduo de tabaco é reaproveitado de três formas na Souza Cruz:

- a) Fabricação de briquetes para que possam ser misturados a lenha de eucalipto. Essa mistura é queimada em caldeiras, para geração de calor, que é utilizado como fonte de energia nos processos de produção da fábrica. Os gases provenientes dessa queima são coletados por canais e condensados com água. Esse processo consome cerca de 75% do pó de fumo proveniente do talo curto.
- b) Adubo para fazendas, já que é uma fonte rica em nitrogênio.
- c) É feita a reconstituição do fumo, misturando-se amido e resíduo de tabaco. Com o mecanismo de extrusão é produzido um material, chamado DEER-X, que possui forma alongada e estreita. Esse material é retornado ao processo para ser utilizado na fabricação de cigarros. Os cigarros produzidos podem conter até 15% em massa de DEER-X.

Na fábrica da Souza Cruz são produzidos quatro tipos de pó de fumo, que se diferem em relação à fonte, tamanho e forma, e composição. O resíduo de tabaco utilizado no presente trabalho é o proveniente do talo curto, oriundo do processo de desfibramento. Ao sair da fábrica, a umidade desse resíduo de tabaco, resultante do talo curto é de 12 a 13%.

### 1.3 Objetivos

O objetivo principal deste trabalho é estudar os aspectos fluidodinâmicos das misturas binárias de resíduo de tabaco e areia, dentre os principais aspectos, determinar as velocidades mínimas de fluidização (é a menor velocidade na qual todas as partículas do leito estão suspensas pelo gás) das misturas binárias, uma vez que, o conhecimento da velocidade mínima de fluidização está ligada a eficiência do leito fluidizado, pois uma velocidade abaixo da velocidade mínima o leito não fluidiza e muito acima da velocidade mínima ocorre o arraste das partículas presentes no leito.

Dados de queda de pressão em função da velocidade superficial do gás foram utilizados para a determinação das velocidades mínimas de fluidização para diferentes misturas de biomassa e areia. Os resultados experimentais de velocidade mínima de fluidização foram comparados a correlações existentes na literatura.

A fluidodinâmica das misturas das partículas em leito fluidizado foi investigada a fim de obter uma composição de resíduo de tabaco e areia em que o efeito de segregação seja minimizado, de forma a garantir uma maior homogeneidade da mistura de resíduo de tabaco e areia, fundamental em processos de pirólise.

---

# CAPÍTULO 2

---

## 2. Revisão Bibliográfica

Este capítulo tem por finalidade apresentar os trabalhos mais relevantes referentes à fluidodinâmica da partícula, caracterização da partícula, determinação da velocidade de mínima fluidização, discutindo e comentando as principais abordagens de diversos autores.

### 2.1 Fluidodinâmica do Leito Fluidizado

#### 2.1.1 Influência das propriedades das partículas

Observando cuidadosamente a fluidização de diversos tipos de partículas de vários tamanhos, GELDART (1978) identificou quatro tipos de comportamento fluidodinâmico dos sólidos. A partir das observações experimentais desenvolvidas GELDART (1978) apresentou uma espécie de mapa cuja representação encontra-se na Figura 2.1. As partículas sólidas são divididas em quatro grupos, segundo a classificação de GELDART (1978). Esses grupos apresentam comportamentos bastante distintos em relação à fluidização. São eles:

a) Grupo A - partículas com pequenos diâmetros médios e/ou baixas densidades aparentes ( $< 1,4 \text{ g/cm}^3$ ). Esses sólidos fluidizam facilmente em baixas velocidades de gás e com o incremento do valor dessa variável, deve-se controlar a formação de bolhas. Quando esses sólidos são fluidizados, o leito se expande consideravelmente após a velocidade de mínima fluidização e antes que as bolhas apareçam. Em velocidades do gás maiores que a mínima velocidade de bolha, o leito é chamado de borbulhante e se comporta da seguinte forma: as bolhas são mais rápidas que o restante do gás, as bolhas se rompem ou se juntam continuamente e vazões altas de sólidos só ocorrem quando poucas bolhas estão presentes.

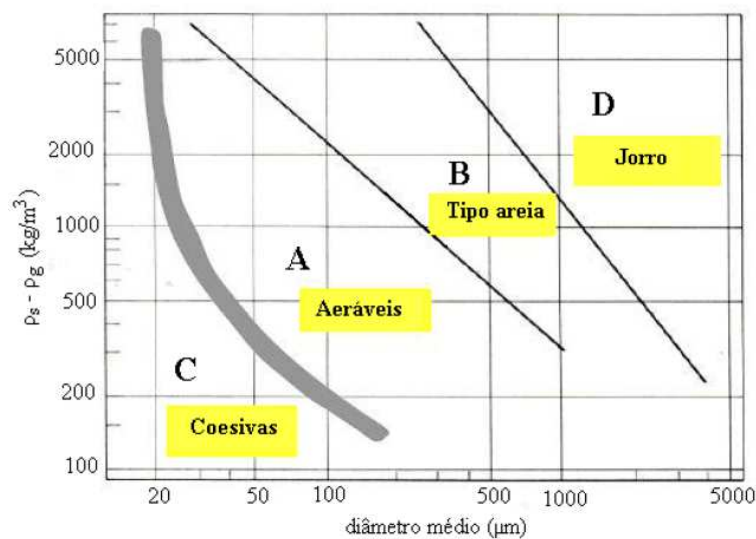


Figura 2.1: Classificação GELDART para partículas de diferentes tamanhos e densidades.

b) Grupo B - partículas com diâmetros médios entre 40 e 500  $\mu\text{m}$  e densidades aparentes entre 1,4 e 4  $\text{g/cm}^3$ . Essas partículas fluidizam bem com vigorosa ação das bolhas e rápido crescimento das mesmas, que aparecem logo após a velocidade de mínima fluidização. Com altas velocidades de gás o leito apresenta: pequenas bolhas que crescem e se desfazem ao escoar pelo leito, velocidade das bolhas maior que a do gás e altas vazões de sólidos, GELDART (1971) apud KUNII; LEVENSPIEL (1991).

c) Grupo C - são partículas coesivas e bastante finas, geralmente a fluidização é difícil porque a força entre as partículas é maior que a exercida pelo gás. Uma forma de se processar essas partículas é usá-las em conjunto com partículas maiores, preferencialmente GELDART B, (GELDART, 1971 apud KUNII; LEVENSPIEL, 1991). Exemplos desses sólidos são: pó facial e amido (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). As partículas do grupo C são de particular interesse para a área industrial, pois são usadas como catalisadores, na indústria cerâmica ou como pós-magnéticos. Alguns problemas podem acontecer durante a fluidização, como: formação de canais preferenciais e aglomeração das partículas ou a combinações dessas condições. Durante a fluidização desses sólidos, na base do leito há a presença de grandes aglomerados e a formação de canais preferenciais, no meio as aglomerações se tornam menores e no topo do leito os tamanhos das aglomerações diminuem ainda mais, ocorre uma fase menos densa com presença inclusive de partículas não associadas. A passagem desses aglomerados repetidamente por um sistema circulante faz com que eles se tornem de tamanhos aproximadamente constantes, por isso a fluidização circulante se mostra eficiente para processar essas partículas (LI et al., 1999).

d) Grupo D - partículas grandes e densas apresentam fluidização difícil, com grande “explosão” de bolhas e formação de canais preferenciais. Nos leitos fluidizados com essas partículas as bolhas se unem tornando-se grandes, as bolhas são mais lentas que o gás e a fase densa têm baixa porosidade, (GELDART, 1971 apud KUNII; LEVENSPIEL 1991). Um exemplo de sólido GELDART D é o café em forma de grãos a serem secos, (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

A classificação de Geldart é dada em função da diferença de densidades entre o sólido e o fluido e do tamanho médio das partículas. Essa classificação foi feita em condições ambientes, mas algumas mudanças estão sendo propostas; um exemplo é a classificação de certas partículas como A ou C, propõe-se que exista uma região de transição entre essas duas classificações, na qual as partículas apresentam características referentes aos dois grupos (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

### 2.1.2 Regimes de Fluidização

A introdução de gás pela base em um leito contendo sólidos pode causar a fluidização das partículas e com aumento gradual da velocidade superficial do gás no leito ( $u_0$ ) alguns regimes podem ser identificados, são eles: leito fixo, fluidização borbulhante, fluidização turbulenta, fluidização rápida e transporte pneumático, (GRACE et al., 1997).

Quando um fluido escoar através de um leito de partículas a uma baixa vazão, o fluido apenas percola os espaços entre as partículas estacionadas, caracterizando o leito fixo de sólidos. A transição do leito fixo para leito fluidizado é delineada pela velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ), que é a menor velocidade na qual todas as partículas do leito estão suspensas pelo gás, (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). Essa velocidade pode ser determinada obtendo-se o ponto em que a queda de pressão no leito diminui com o aumento da velocidade superficial do gás de entrada, após um aumento contínuo que ocorre enquanto o leito está fixo, (GRACE et al., 1997).

Com um incremento na velocidade do gás acima da velocidade de mínima fluidização, o leito é chamado de borbulhante, sendo caracterizado por grandes instabilidades e formação de canais preferenciais, além da presença de bolhas, (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). Segundo GRACE et al. (1997) o momento em que o leito se torna borbulhante é determinado pela velocidade mínima de bolha ( $u_{mb}$ ), que é a menor velocidade em que as bolhas aparecem no leito. A velocidade mínima de bolha se mostra dependente das

propriedades das partículas, ela é maior que a velocidade de mínima fluidização para as partículas do grupo GELDART A e é igual à velocidade de mínima fluidização para as partículas dos grupos GELDART B e D. Um regime de fluidização livre de bolhas em uma velocidade entre  $u_{mf}$  e  $u_{mb}$  existe apenas para as partículas do grupo GELDART A. De acordo com PALLARES; JOHNSON (2006) na fluidização borbulhante a velocidade terminal dos sólidos não é vencida, não há arraste do leito e o estado estacionário é mantido.

Para se distinguir a fluidização borbulhante da turbulenta defini-se a velocidade de fluidização completa ( $u_{fc}$ ) em que o desvio padrão da pressão chega a um valor máximo, essa velocidade é caracterizada pelo balanço dinâmico das colisões e das rupturas das bolhas, com o aumento da velocidade do gás a ruptura das bolhas se torna predominante, (GRACE et al., 1997).

Os regimes turbulentos e de fluidização rápida utilizam altas velocidades superficiais de gás, nesses casos existem agitações mais intensas no leito e o movimento dos sólidos torna-se mais vigoroso, (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). A transição do regime turbulento para a fluidização rápida ocorre na velocidade de transporte ( $u_{tr}$ ), em que um significativo número de partículas deixa o leito pelo topo da coluna. Quando se excede a velocidade de transporte, mudanças bruscas na queda de pressão com o aumento da vazão de sólidos desaparecem. A transição da fluidização rápida para o transporte pneumático ocorre quando a fase densa na base do leito desaparece e todos os sólidos presentes podem ser arrastados pelo gás, (GRACE et al., 1997).

No caso em que há o arraste do leito, uma variável importante a ser determinada é o fluxo de arraste de sólidos. Esse fluxo é dependente das propriedades das partículas e das condições de escoamento do gás, (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). Para um leito com fluidização turbulenta ou rápida, as partículas próximas ao topo apresentam diâmetro médio e concentração bem menores do que as que estão na fase densa, (PALLARES; JOHNSON, 2006).

A Figura 2.2 mostra as mudanças no comportamento dinâmico de um leito de sólidos com o incremento progressivo na velocidade do gás. Alguns autores mais rigorosos subdividem os leitos fluidizados borbulhantes em três diferentes modos de contato: regime suave (*snow*) de bolhas, regime rápido (*fast*) de bolhas (*bubble*) e regime rápido de crescimento de bolhas. Essa multiplicidade de modalidades de contato gás-partícula é inerente à fluidização e a experimentação tem mostrado que a transição entre esses vários regimes não é nítida, aspecto que dificulta sobremaneira o desenvolvimento desse tipo de estudo.



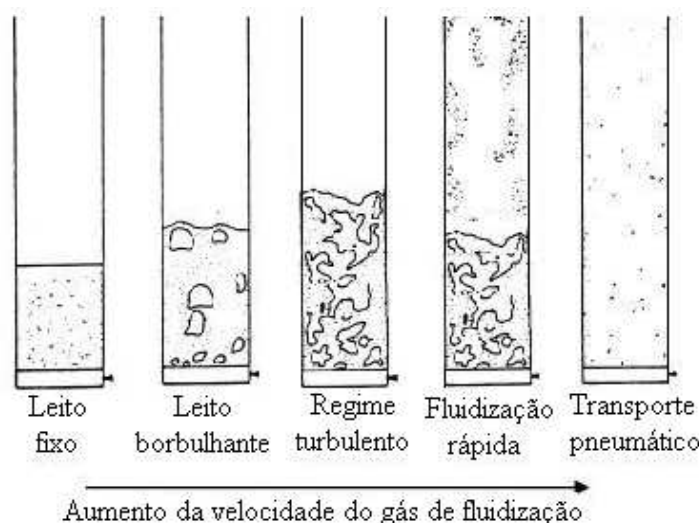


Figura 2.2: Regimes de fluidização, GRACE (1986) apud SMOLDERS; BAEYENS (2001).

### 2.1.3 *Slugging* e tendência de agregação das partículas

Os sólidos classificados como B (Geldart) são partículas que apresentam uma forma de fluidização denominada do tipo areia. A fluidização desse tipo de partícula é mais difícil, pois ocorre à formação de canais preferenciais, aglomeração de partículas e formação de *slugging*.

O fenômeno de *slugging* em leitos fluidizados tem sido estudado extensivamente e é descrito em detalhe por HOVMAND e DAVIDSON (1971). Um leito de *slugging* é caracterizado por apresentar seções transversais estreitas, dividindo a parte principal do leito em regiões alternadas de fase densa e leve, (YANG, 2003). A passagem destes *slugs* produz grandes flutuações de pressões no interior do leito fluidizado. A ocorrência de *slugging* é geralmente acompanhada de uma deterioração da qualidade da fluidização e do contato gás-sólido no leito. O *slugging* geralmente ocorre em unidade de laboratório e escala de planta piloto. Existem basicamente dois tipos de *slugging* em leitos fluidizados. Tipo A consiste em *slugging* assimétricos, formato arredondado, no qual o fluxo de gás forma um *slugging* passando em uma região anular próxima a parede do leito, como mostra a Figura 2.3. Os *sluggings* tipo B ocupam completamente a seção transversal do leito. Para partículas mais coesivas esse tipo de *slugging* é mais predominante.

A origem da agregação das partículas está nos mecanismos de interações partícula-partícula e partícula-fluido, considerando as forças atrativas e repulsivas existem entre as partículas. A força repulsiva é criada entre duas partículas alinhadas perpendicularmente a

direção do escoamento e a força atrativa são criadas quando as partículas estão alinhadas paralelamente ao escoamento.

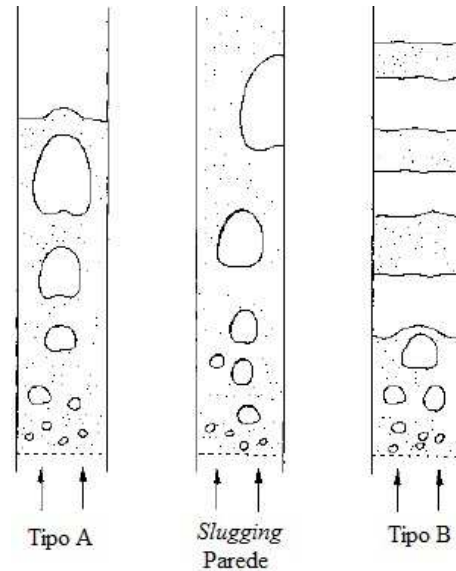


Figura 2.3. *Slugging* tipo A (parede) e tipo B, (YANG, 2003).

A origem da agregação das partículas está nas interações partícula-partícula e partícula-fluido. Forças atrativas e repulsivas existem entre as partículas. A força repulsiva é criada entre duas partículas alinhadas perpendicularmente a direção do escoamento e a força atrativa são criadas quando as partículas estão alinhadas paralelamente ao escoamento.

A força atrativa entre as partículas e a ocorrência de colisões não-elásticas faz com que exista uma tendência das partículas se unirem, isso caracteriza a união das partículas, o que é diferente da aglomeração, onde essas são unidas por forças de superfície. As forças atrativas não acontecem somente entre partículas individuais, mas também entre partículas já unidas, (GRACE et al., 1997).

Existem métodos capazes de melhorar a qualidade da fluidização de partículas coesivas. A primeira forma é a modificação das características do conjunto de partículas, misturando-as a outras com diferentes tamanhos ou formas. A segunda é a ação de forças externas, como a vibração e campos magnéticos, (WANG et al., 1997).

#### 2.1.4 Qualidade da fluidização

O estado de fluidização é a faixa de condições de operação capaz de manter a fluidização estável, podendo variar muito de acordo com o sistema gás-sólido considerado, e

diversos fatores afetam a estabilidade do regime de fluidização. A primeira condição importante é o tamanho médio e a distribuição de tamanho dos sólidos. Em geral, partículas finas tendem a se agrupar e aglomerar, caso estas estejam úmidas ou apresentem facilidade de aglomeração, por isso são também chamadas de partículas coesivas. Para esse tipo de partícula usualmente o leito precisa ser “agitado” para manter as condições de fluidização satisfatórias. Pode-se reduzir a possibilidade de aglomeração em leitos fluidizados, o que vale dizer, aumentar o efeito de mistura das fases, de diversas formas: utilizando um agitador mecânico ou um sistema de vibração tomando-se o cuidado para não fragmentar as partículas, operando o leito com velocidades do gás relativamente altas (bem acima da velocidade mínima de fluidização). Partículas finas de ampla distribuição de tamanho podem ser fluidizadas em uma grande faixa de vazão de gás, permitindo flexibilizar as condições de operação podendo inclusive trabalhar com leitos profundos e de grandes diâmetros. Ao contrário, leitos de grande uniformidade de tamanho de sólidos, freqüentemente fluidizam mal, com trepidações e formação de jorros e *slugging*, os quais podem causar sérios danos estruturais em leitos grandes. A qualidade da fluidização desses leitos pode muitas vezes ser melhorada pela adição de pequena quantidade de finos para atuarem como “lubrificante”. Além disso, grandes partículas fluidizam em uma estreita faixa de vazão de gás, portanto, leitos rasos devem ser usados.

Um segundo fator é a razão de densidade fluido/sólido. Normalmente, sistemas líquido-sólido fluidizam homogeneamente, ao passo que sistemas gás-sólido apresentam heterogeneidade. No entanto, como mencionado anteriormente, podem se comportar fora do padrão do regime em situações extremas, tais como nos contatos de partículas de baixa densidade em gás denso ou partículas de alta densidade em gases com densidade baixa.

Inúmeros outros fatores podem afetar a qualidade da fluidização, tais como a geometria do leito, sistema de distribuição do gás à entrada do leito, tipo de sólido usado, como, por exemplo; se as partículas apresentam características de permanecerem livremente suspensas no gás ou se são capazes de formarem aglomerados (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

## **2.2 Mistura e segregação de misturas binárias**

Segregação geralmente ocorre em leitos fluidizados em que se tem a presença de misturas binárias. Segregação é uma função das diferenças de densidades e tamanho das partículas e da velocidade de gás no leito (CHIBA et al., 1979). Componentes com densidades diferentes, porém de mesma faixa de tamanho terá uma maior taxa de segregação em relação

a misturas com mesma densidade, mas de faixas de tamanhos diferentes (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). O componente com maior densidade é comumente denominado de *jetsam*, pois tem uma tendência de aglomerar no fundo do leito, e os componentes mais leves, denominados *floatsam*, irá flutuar. Nos casos em que não há diferença de densidade entre os componentes, a partícula de maior tamanho é denominada de *jetsam* (CHIBA et al., 1979).

O efeito da segregação varia com a vazão de gás no leito. Um sistema binário com forte segregação irá segregar quando atingir a velocidade de mínima fluidização, porém a segregação para este sistema diminuirá com o aumento da velocidade (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). Portanto, a Figura 2.4 mostra o efeito da segregação durante a fluidização de misturas binárias em leitos fluidizados.

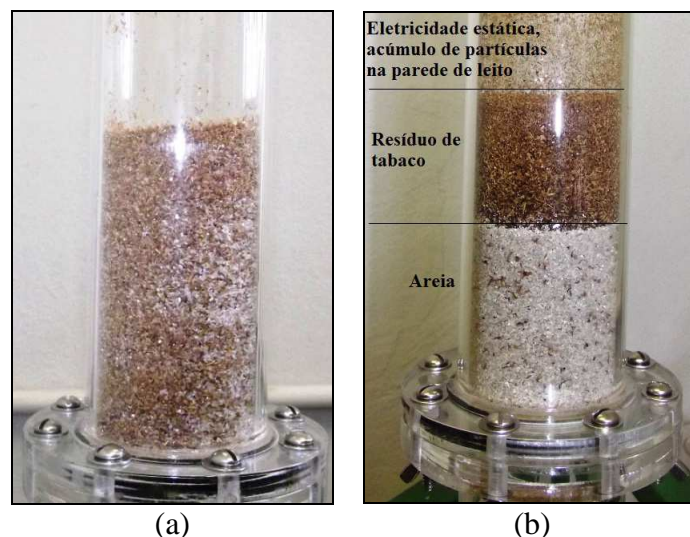


Figura 2.4: Segregação de misturas: (a) perfeitamente misturado, (b) completamente segregado.

A fluidodinâmica de leitos móveis operando com misturas binárias são fortemente influenciadas pela diferença de propriedades das partículas, especialmente na densidade e tamanho. Diversos estudos foram realizados com base na classificação de misturas:

- segregação de misturas binárias por densidade: partículas possuem o mesmo tamanho, mas densidades diferentes.
- segregação de mistura por tamanho: partículas possuem a mesma densidade, mas tamanhos diferentes.
- segregação de mistura por tamanho e densidade: são misturas de partículas que possuem densidades e tamanhos diferentes.

## 2.3 A caracterização das partículas

### 2.3.1 Velocidade de mínima fluidização

A velocidade de mínima fluidização é um fator importante em um leito fluidizado e pode ser influenciada por parâmetros geométricos da unidade e pelas características físicas das partículas, (YANG, 2003).

A Figura 2.5 mostra um diagrama típico de fluidização de partículas de areia de 150  $\mu\text{m}$  diâmetro médio e granulometria uniforme. Para uma vazão relativamente baixa tem-se um leito fixo, a queda de pressão é aproximadamente proporcional à velocidade do gás, e normalmente alcança uma máxima queda de pressão no leito  $\Delta P_{max}$  ligeiramente maior que o patamar constante de pressão no leito (leito fluidizado). Com um aumento da velocidade do gás, o leito fixo "expande-se" ou em outras palavras, a porosidade cresce de  $\varepsilon_m$  para  $\varepsilon_{mf}$  resultando em uma diminuição na queda de pressão para o patamar de pressão constante do leito. Com a velocidade do gás superior a de mínima fluidização, o leito expande-se e bolhas de gás são observadas, resultando em não-homogeneidade. Apesar desta elevação da vazão de gás, a queda de pressão permanece praticamente constante. Para explicar esta constância na queda de pressão, nota-se que a fase densa gás-sólido é bem aerada e pode deformar-se facilmente, pois apresenta uma resistência desprezível. Este comportamento hidrodinâmico pode ser comparado com o de um líquido. Se um gás é introduzido no fundo de um tanque contendo um líquido de baixa viscosidade, constata-se que a pressão requerida para injeção é aproximadamente a pressão estática do líquido e é independente da taxa de fluxo de gás. Os comportamentos da queda de pressão nas duas situações, líquido borbulhante e leito fluidizado borbulhante são consideravelmente análogos.

Após o estabelecimento de um leito fluidizado estável, como ilustrado na Figura 2.5, procedendo-se o caminho de volta, ou seja, diminuição da velocidade do gás, as partículas fluidizadas acomodam-se na forma de um leito fixo expandido, com porosidade  $\varepsilon_{mf}$ . Com a vazão de gás eventualmente cessada, uma suave acomodação ou vibração do leito reduzirá sua porosidade para seu valor estável inicial de  $\varepsilon_m$ . Geralmente,  $u_{mf}$  é tomado como a intersecção da linha  $\Delta P$  versus  $u_0$  do leito fixo de porosidade  $\varepsilon_{mf}$  (no retorno) com a linha horizontal correspondente à W/A (ponto A, Figura 2.5).

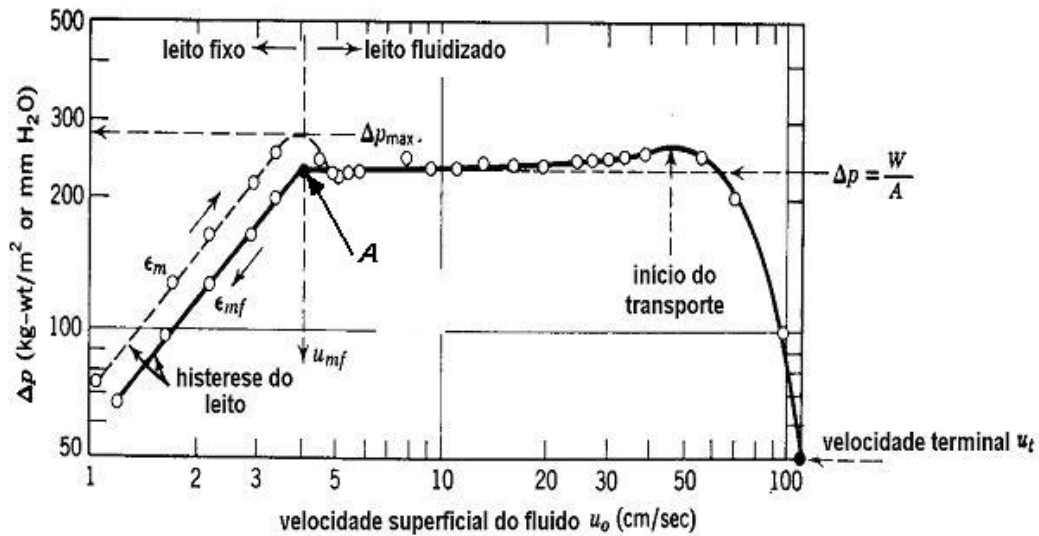


Figura 2.5: Comportamento da curva  $\Delta P$  versus  $u_0$  para um leito com partículas médias de tamanho uniforme (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

#### Leito com ampla distribuição de tamanho de partículas

Quando a velocidade do gás  $u_0$  é aumentada através destes tipos de leitos, as partículas menores são sujeitas a colocarem-se dentro dos espaços vazios entre as partículas grandes e fluidizam, enquanto que as partículas grandes permanecem estacionadas. Então ocorre fluidização parcial, para um valor intermediário de  $\Delta P$ .

Com aumento da velocidade do gás,  $\Delta P$  aproxima-se de  $W/A$ , mostrando que todos os sólidos eventualmente fluidizam. A Figura 2.6, típica de tal sistema, mostra que a histerese é insignificante. Em sistemas de partículas misturadas,  $u_{mf}$  é definida por convenção como a intersecção da linha de leito fixo  $\Delta P$  versus  $u_0$  com a linha  $W/A$ , (ponto B na Figura 2.6).

O diagrama de  $\Delta P$  versus velocidade superficial do gás ( $u_0$ ) é bastante útil como indicação da qualidade da fluidização, especialmente quando a observação visual não é possível. A Figura 2.5, mostrada anteriormente, ilustra um processo de fluidização considerado bom ou de boa qualidade. Os diagramas ilustrados na Figura 2.7 mostram exemplos de resultados experimentais de  $\Delta P$  versus  $u_0$  de leitos fluidizados considerados “pobres” ou de baixa qualidade. As grandes flutuações de pressão, ilustradas na Figura 2.7 (a), sugerem a ocorrência de *slugging*. A ausência de uma mudança característica da inclinação da curva na condição de mínima fluidização e uma inesperada redução da queda de pressão sugere como mostra a Figura 2.7 (b), um contato incompleto e um leito de partículas parcialmente fluidizado.

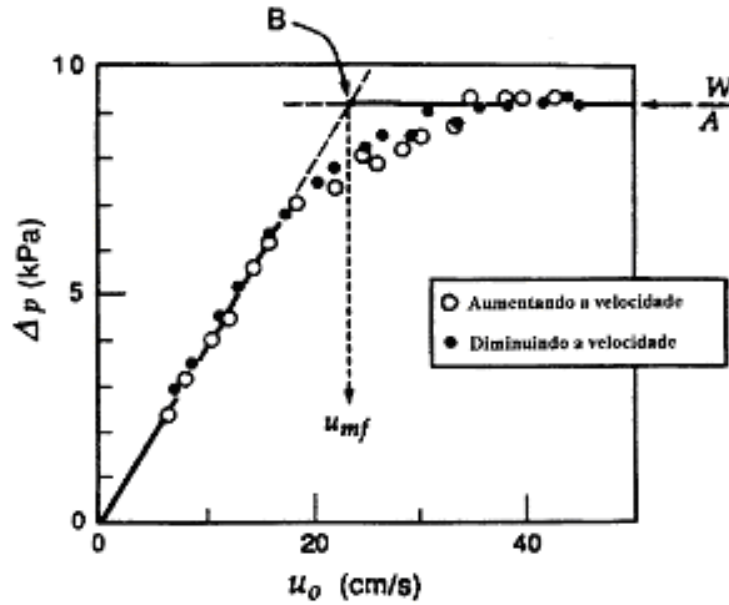


Figura 2.6: Comportamento da curva de  $\Delta P$  versus  $u_0$  para um leito com ampla distribuição de tamanhos de partículas (SAXENA; VOGEL, 1977).

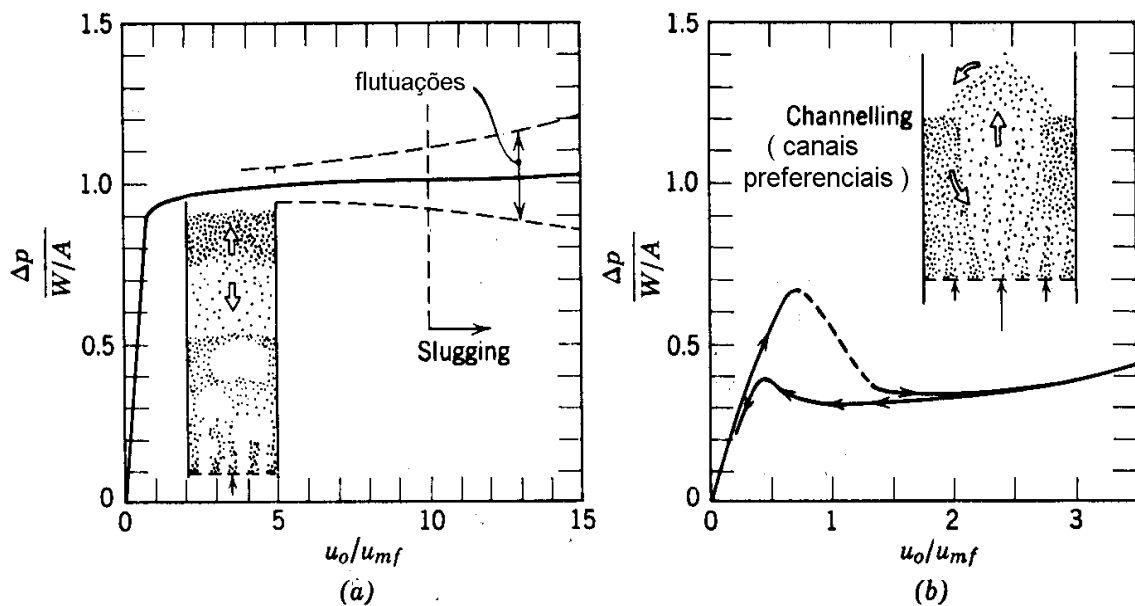


Figura 2.7: Diagramas de queda de pressão para leitos fluidizados "pobres": (a) presença de slugging; (b) formação de canais preferenciais, (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

As velocidades de mínima fluidização podem ser obtidas experimentalmente segundo duas metodologias clássicas: Método da queda de pressão no leito (QP) e Método do desvio padrão da queda de pressão no leito (DP).

### 2.3.2 Método da queda de pressão

Analisa a queda de pressão no leito durante a fluidização. Esse método é bastante utilizado, porém não é aplicável a uma unidade industrial sem a necessidade da interrupção do processo de fluidização.

Nesse método convencional os valores de  $u_{mf}$  são determinados analisando-se a curva de queda de pressão relacionada à velocidade superficial do gás de fluidização ( $u_0$ ). A intersecção da linha de leito fixo com a linha horizontal, fluidização completa ( $u_{fc}$ ), representa a velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ). Para misturas binárias uma outra curva, entre as linhas de leito fixo e fluidização completa é observada e indica a velocidade de fluidização inicial ( $u_{fi}$ ) (FORMISANI et al., 2008).

### 2.3.3 Método do desvio padrão da pressão no leito

Analisa os desvios padrão das medidas de queda de pressão no leito. Esse método não interrompe a operação de fluidização, sendo mais adequado as unidades industriais, (CARDOSO, 2008).

O desvio padrão da pressão no leito é uma função linear em relação à velocidade superficial do gás e  $u_{mf}$  ocorre quando esse desvio é nulo, essa linearidade é válida para valores de  $u_0 < 2,5 \cdot u_{mf}$ , (PUNCOCHAR et al., 1984).

## 2.4 Velocidade de mínima fluidização de misturas binárias

A velocidade de mínima fluidização em um leito fluidizado contendo somente um componente, ou seja, um leito com a presença de partículas com uma distribuição de tamanhos de partículas relativamente estreitas e densidades semelhantes à velocidade é bem definida. No entanto, para misturas de partículas de diferentes tamanhos ou densidades, especialmente para aqueles sistemas altamente segregados, a definição e a determinação da velocidade mínima de fluidização não é tão simples.

Um estudo realizado por CHIBA et al. (1979) sobre a velocidade de mínima fluidização de misturas de partículas binárias indicou que a curva de fluidização mostrado na



Figura 2.8 não era típica, e a  $u_{fi}$  não poderia ser geralmente determinada com precisão, especialmente para sistema de forte segregação.

Uma vez que a mistura de partículas começará a segregar quando a velocidade do gás for maior que a velocidade de mínima fluidização da mistura, ou seja, a parte descendente da curva de  $\Delta P$  versus  $u_0$  obtido com a diminuição da velocidade do gás é de um leito parcialmente segregado. Dependendo da taxa de separação de partículas e o tempo gasto para obter a curva de fluidização completa a porção descendente assumirá caminhos diferentes.

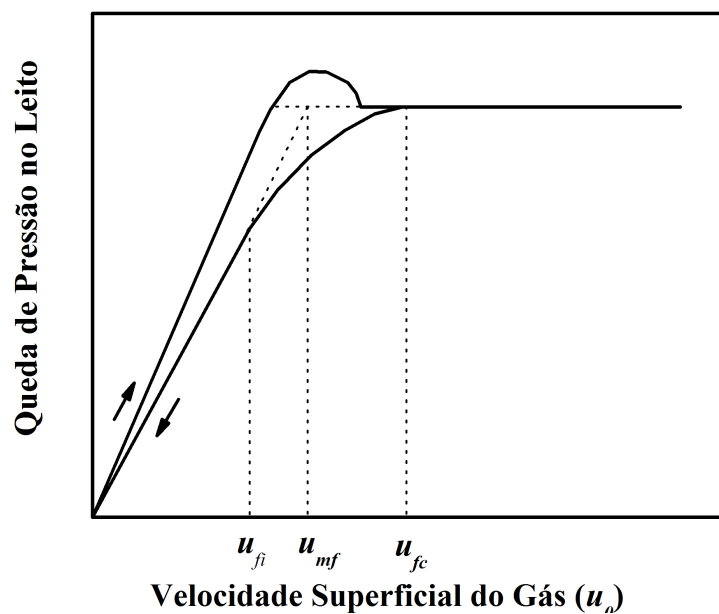


Figura 2.8: Determinação da velocidade de fluidização inicial ( $u_{fi}$ ) e velocidade completa de fluidização ( $u_{fc}$ ), (YANG, 2003).

Para um sistema ideal onde as partículas possuem mesma densidade e pequenas diferenças de tamanhos tanto a curva de fluidização ascendente quanto a descendente coincidirá, mostrado como curva (a) na Figura 2.9. O procedimento convencional fornecerá uma velocidade de mínima fluidização, mostrado como  $(u_{mf})_M$ . Para uma mistura altamente segregada, onde a taxa de separação das partículas é rápido, a curva de fluidização seguirá a curva (a) para a parte ascendente, mas desce ao longo da curva (b). Isto é porque a mistura já terá sido separada em duas camadas distintas *floatsam* (biomassa) e *jetsam* (inerte), quando a velocidade do gás é maior que a velocidade de mínima fluidização do *floatsam*. A curva (b) pode ser construída a priori pela soma das curvas de fluidização *jetsam* puro e *floatsam* puro, como mostrado na Figura 2.9. O procedimento convencional de determinação da velocidade

de mínima fluidização dará uma velocidade de segregação  $(u_{mf})_S$ , definido por CHIBA et al. (1979). A porção descendente da curva de fluidização de qualquer sistema real situado entre as curvas (a) e (b), como a curva (c), depende da taxa de separação da mistura e do tempo gasto na obtenção da curva de fluidização.

Portanto as velocidades de mínima fluidização indicados na literatura para sistemas binários são, provavelmente as velocidades situadas entre a  $(u_{mf})_M$  e  $(u_{mf})_J$ . Para sistemas binários de partículas de tamanhos pequenos e de densidades diferentes estas duas velocidades podem ser consideradas como similares. Algumas das equações propostas para o cálculo de velocidade de mínima fluidização de uma mistura binária estão resumidas na seção seguinte.

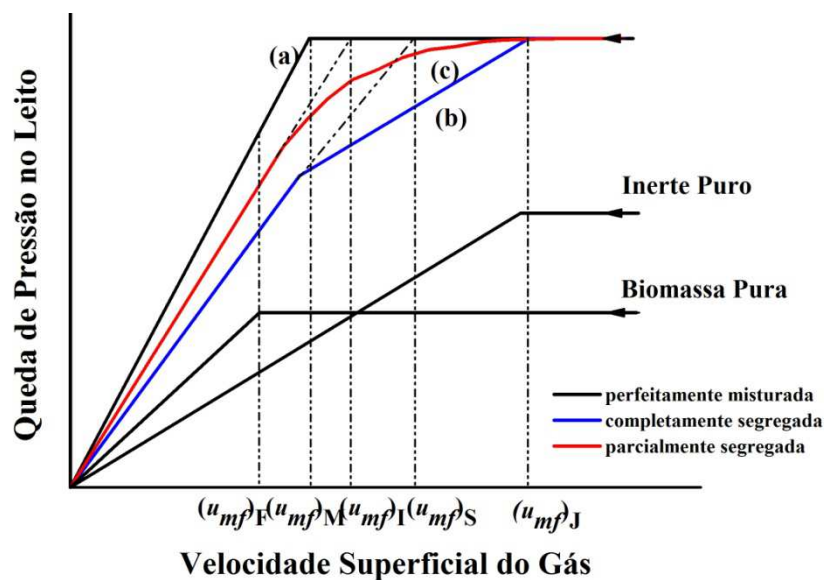


Figura 2.9: Determinação da velocidade mínima de fluidização para misturas binárias, (YANG, 2003).

A seguir serão apresentados alguns trabalhos relevantes na literatura que estudaram os aspectos fluidodinâmicos de misturas binárias de biomassa e inerte, como a determinação de velocidade mínima de fluidização, efeito de segregação, efeito da composição e diâmetros das partículas a fim de obterem uma mistura binária ideal, homogênea e que atenua o efeito de segregação.

### 2.4.1 Estudos sobre a fluidodinâmica de misturas binárias e correlações para previsão da velocidade de mínima fluidização

NIEWOW et al. (1978a), NIENOW et al. (1978b) e CHIBA et al. (1979) estudaram inicialmente a segregação por diferenças de densidade, onde introduziram as palavras *floatsam* e *jetsam* para descrever os sólidos que ocupam a parte superior e o fundo do leito, respectivamente. Neste caso, o principal mecanismo de mistura é devido ao transporte ascendente de bolhas que arrasta as partículas até o topo do leito. As mesmas bolhas podem causar a segregação quando as partículas mais densas tendem a cair na região de distúrbio firmada por trás de cada bolha.

GOSENS et al. (1971), modificou a equação de WEN; YU (1966b), descrita para um único componente, de forma que a equação pudesse ser utilizada para o cálculo da velocidade de mínima fluidização de misturas binárias. Eles descobriram que a equação de WEN; YU (1966b) modificada poderia ser aplicada a misturas binárias de diferentes tamanhos e densidades, substituindo a densidade da partícula, por  $\bar{\rho}_p$ , e o tamanho da partícula, por  $\bar{d}_p$ , de uma mistura binária da seguinte forma:

$$\frac{\bar{d}_p u_{mf} \rho_f}{\mu} = \left[ (33,7)^2 + 0,0408 \frac{(\bar{d}_p)^3 \rho_f (\bar{\rho}_p - \rho_f) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33,7 \quad (2.1)$$

Onde:

$$\frac{1}{\bar{\rho}_p} = \frac{\bar{x}_F}{\rho_F} + \frac{(1 - \bar{x}_F)}{\rho_J} \quad (2.2)$$

$$\bar{d}_p = \left( \frac{R_0}{R} \right) (d_p)_F (d_p)_J \quad (2.3)$$

$$R = (1 - \bar{x}_F) \rho_F (d_p)_F + \bar{x}_F \rho_J (d_p)_J \quad (2.4)$$

$$R_0 = (1 - \bar{x}_F) \rho_F + \bar{x}_F \rho_J \quad (2.5)$$

PILAR et al. (1992a,b) determinaram a  $u_{mf}$  para misturas binárias de biomassa e areia de diferentes tamanhos e densidades. Os materiais utilizados nos experimentos foram biomassa (palha de cereais de três tamanhos diferentes, casca de pinheiro, serragem, aparas de

madeiras de vários tamanhos). Estes foram misturados com areia de praia e sílica de diferentes tamanhos e densidades, dolomita e um catalisador comercial utilizado no craqueamento de petróleo. Nenhuma das correlações convencionais de  $u_{mf}$  foram capazes de fornecer previsões confiáveis, especialmente para misturas binárias de biomassa e areia.

RAO; BHEEMARASETTI (2001) estudaram a velocidade mínima de fluidização de misturas binárias de biomassa e inerte (areia). Os materiais utilizados nos experimentos foram biomassa (casca de arroz, serragem e pó da casca de amendoim) e areia (tamanhos e densidades diferentes). A biomassa constituiu em 2%, 5%, 10% e 15% em peso da mistura. A  $u_{mf}$  aumentou com o aumento da fração de biomassa em peso na mistura, bem como com a densidade crescente da areia e de tamanho da partícula. Nenhuma correlação reportada na literatura foi adequada para determinar a  $u_{mf}$  da mistura. Com base nisso, desenvolveram novas correlações para misturas, em que se tem densidade e diâmetro efetivo da mistura.

$$u_{mf} = \frac{d_{peff}^2 (\rho_{eff} - \rho_g) g}{1650 \mu_g} \quad (2.6)$$

$$\rho_{eff} = k \frac{w_J \rho_J + w_F \rho_F}{w_J + w_F} \quad (2.7)$$

$$d_{peff}^2 = k \left\{ (d_p)_J \left[ \left( \frac{\rho_J}{\rho_F} \right) \left( \frac{(d_p)_F}{(d_p)_J} \right) \right]^{w_F/w_J} \right\}^2 \quad (2.8)$$

$$k = 20 (d_p)_J + 0,36 \quad (2.9)$$

CLARKE et al. (2005) investigaram o efeito do teor de umidade sobre misturas binárias de serragem e areia. A fluidização da serragem sozinha não se mostrou viável, ocorrendo à formação de canais preferenciais e bolhas, sendo caracterizada como uma fluidização pobre. Porém, com a adição de esferas de vidro de 0,322 mm e 0,516 mm a fluidização melhorou. Para misturas de serragem e areia 0,322 mm os componentes misturaram completamente durante a fluidização. Para misturas de serragem e areia 0,516 mm, os componentes misturaram parcialmente ou totalmente dependendo da velocidade do gás. Com o aumento do teor de umidade na biomassa, conseqüentemente houve um aumento na  $u_{mf}$ . Para um teor de umidade acima de 33% e 54% em base seca, ocasionou a aglomeração das partículas e a formação de canais preferenciais nas misturas de serragem e

esferas de vidro 0,322 e 0,516 mm, respectivamente. Misturas binárias de tamanhos maiores, no caso de 0,78 mm e 1,04 mm de esferas de vidro e o teor de umidade até 82%, não ocorreu aglomeração das partículas, mas os dois componentes ficaram totalmente segregados durante a fluidização. Portanto, grandes diferenças de densidades e tamanhos entre as esferas de vidro e areia resultaram em uma segregação completa. CLARKE et al. (2005) também relatou que as correlações existentes na literatura não foram capazes de prever a  $u_{mf}$  de misturas binárias de esferas de vidro e serragem. Os autores sugeriram que são necessárias mais pesquisas de misturas binárias de biomassa e areia de forma a melhorar a qualidade da fluidização. A natureza da interação entre os dois componentes permanece obscura.

FORMISANI et al. (2008) investigaram a influência da relação entre a densidade, o diâmetro e porcentagem de biomassa na segregação de misturas binárias. Os materiais usados nos experimentos foram peneiras moleculares, esferas de vidro e pedaços de aço. Em todos os experimentos foi mantida uma relação entre H/D (H: altura do leito fixo; D: diâmetro da coluna), a massa dos componentes foram ajustadas de modo que essa relação permanecesse constante, somente depois de analisar essa condição que essa relação H/D foi variada.

A análise foi conduzida em sistemas perfeitamente misturados e completamente segregados para verificar a influência da distribuição dos componentes em sua fluidização padrão. Eles verificaram que variando a composição para as misturas analisadas onde variou a densidade e manteve a razão de diâmetros constantes, observou-se que a relação entre a variação da densidade e a composição é uma relação linear. Enquanto que depois variou-se a relação de diâmetro em relação à composição e manteve a relação de densidades constantes verificou-se que há uma queda forte da  $u_{mf}$  quando aumenta a porcentagem de biomassa, porém depois com grandes porcentagens de biomassa essa queda ocorre de forma gradual. Como demonstrado pela comparação com os dados obtidos experimentalmente e os valores calculados de  $u_{mf}$  da equação de CARMAN; KOZENY modificada (ou, equivalentemente, da equação de ERGUN) são tão precisos como os fornecidos pela aplicação da sua forma original para sistemas de um único componente. Este resultado (confirmado em um grande número de misturas, cujos dados não são relatados neste artigo) mostra que velocidade de mínima fluidização de um leito de dois sólidos pode ser calculada por equações fundamentais (ao invés de correlações empíricas) reescrito de forma a contabilizar a natureza específica do sistema binário.

---

---

# CAPÍTULO 3

---

## 3. Materiais e Métodos

A seguir são descritos os materiais, equipamentos e a metodologia experimental utilizada no desenvolvimento deste trabalho.

### 3.1 Caracterização das partículas

A caracterização das partículas inclui a determinação da distribuição diâmetro volumétrico, diâmetro de abertura de peneira e esfericidade. Determinou-se também as densidades real, aparente e *bulk*. Estas são as algumas propriedades importantes que precisam ser conhecidas para o estudo da fluidodinâmica de leitos fluidizados. Os sólidos utilizados nos experimentos foram resíduos de tabaco, fornecidos pela Empresa Souza Cruz de Uberlândia – MG, e areia padronizada (IPT). Algumas especificações das areias utilizadas nos experimentos são apresentadas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1. Especificações da Areia padronizada.

Identificações	Material retido entre as peneiras de abertura nominal
Grossa (Nº 16)	2,4 mm e 1,2 mm
Média Grossa (Nº 30)	1,2 mm e 0,6 mm

### 3.1.1 Análise granulométrica

A análise granulométrica para determinar o diâmetro médio de *Sauter* volumétrico ( $\bar{d}_{50}$ ) dos resíduos de tabaco e areia foi feita por peneiramento utilizando um sistema de peneiras da série de *Tyler*. As partículas foram divididas em três faixas de tamanhos e com isso as amostras foram levadas ao *MasterSizer 2000* e ao *CamSizer-XT* para análise. Os diâmetros médios e a distribuição granulométrica das partículas foram obtidos, através do equipamento *MasterSizer 2000* (*Malver Instruments Inc*), por análise via seca. Através do *software* do equipamento foram identificados os diâmetros médios volumétricos ( $\bar{d}_{50}$ ) dos resíduos de tabaco e areia. Nas análises por via seca, a pressão utilizada foi de 2 bar, para garantir o transporte pneumático das partículas e a taxa de alimentação utilizada foi de 30%, de modo a evitar o acúmulo de sólido na entrada do Venturi do equipamento. O fator de obscuração adotado foi de 0,6 a 6. No caso dos resíduos de tabaco o índice de refração do raio laser adotada foi o método de Fraunhofer e para a areia o índice de refração adotada foi de Sílica 0.1. As análises de esfericidade, forma e tamanho das partículas foram realizadas usando o *CamSizer-XT*, sendo um analisador de tamanho e formas das partículas por imagem dinâmica digital.

### 3.1.2 Densidade aparente ( $\rho_{ap}$ )

As determinações das densidades aparentes dos resíduos de tabaco e areia foram feitas através da técnica de picnometria. Para os resíduos de tabaco o fluido utilizado foi o éter de petróleo ( $\rho = 645 \text{ kg/m}^3$ ), e no caso da areia foi utilizada água como fluido. Inicialmente foi medida a massa do picnômetro vazio ( $m_p$ ), após ter sido colocado em uma estufa a 105 °C e resfriado em um dessecador, em seguida colocou-se éter de petróleo, no caso do resíduo de tabaco, ou água, no caso da areia, até o menisco, a massa ( $m_{p+a}$ ) e a temperatura foram medidas a fim de se identificar o volume do picnômetro ( $V_{p+a}$ ). Após esses procedimentos, a água foi retirada do picnômetro e ele foi levado novamente à estufa para que ocorresse a secagem. Depois de esfriado no dessecador, adicionou-se uma fina camada de sólidos ao picnômetro e essa massa foi medida ( $m_{p+sol}$ ). Foi adicionada uma quantidade de água suficiente para completar a metade do volume do picnômetro e então foi levado a uma manta

aquecedora para que a agitação térmica expulsasse as bolhas. Em seguida a suspensão esfriou e os sólidos se decantaram. Após a decantação dos sólidos, completou-se o volume do picnômetro com éter/água e ele foi pesado ( $m_{p+a+sol}$ ), a temperatura também foi medida. A massa de água adicionada foi obtida pela diferença entre a massa do picnômetro com água e sólidos e a massa do picnômetro com sólidos, conhecendo-se a temperatura, encontrou-se o volume de água adicionada, através da densidade da água ( $\rho_a$ ). A diferença entre o volume total e o volume de água adicionado fornece o volume dos sólidos, e como a massa deles foi medida, determinou-se a densidade aparente dos sólidos ( $\rho_{ap}$ ).

$$\rho_{ap} = \frac{\rho_a(m_{sol})}{m_{p+a} + m_{sol} + m_{p+a+sol}} \quad (3.1)$$

### 3.1.3 Densidade real ( $\rho$ )

O picnômetro de gás determina o volume verdadeiro de um sólido, mesmo que poroso, por variação da pressão de gás numa câmara de volume conhecido (WEBB e ORR, 1997). Normalmente utiliza-se hélio porque este gás, além de inerte, penetra facilmente nos poros (acessíveis) da amostra, devido ao pequeno tamanho dos seus átomos, permitindo, assim, determinar o volume do sólido com mais rigor.

O picnômetro de Hélio é constituído por duas câmaras de volumes conhecidos (por calibração prévia): a câmara onde se coloca a amostra e a câmara de expansão, ligadas por uma válvula (válvula de expansão).

A massa volumétrica é automaticamente calculada pelo aparelho, através da relação entre a massa do sólido (introduzida como dado de entrada) e o volume da câmara.

A principal vantagem deste método reside na sua capacidade para medir apenas o volume da substância, ou seja, descontar ao volume total da amostra todos os poros (a menos que estes sejam fechados ou inacessíveis ao gás). Por outro lado, permite, ainda, em princípio, medir volumes de sólidos com qualquer teor de umidade. Como desvantagem, aponta-se o fato de as dimensões da amostra serem limitadas pelo reduzido tamanho do porta-amostras, cuja capacidade máxima é de 10 cm<sup>3</sup> (MOURA e FIGUEIREDO, 2002).

As densidades reais das partículas foram obtidas através do picnômetro de gás Hélio, da marca *Micromeritics*, modelo *AccuPyc* 1330, onde as amostras foram secadas numa estufa



a uma temperatura de 105°C, por um período de 48 horas. Em seguida, essas amostras foram esfriadas em um dessecador e com isso foram realizadas as medidas das densidades.

#### 3.1.4 Densidade *bulk* ( $\rho_{bulk}$ )

A densidade *bulk* ou volumétrica é dada pela razão entre a massa e o volume do leito empacotado de partículas, dada por:

$$\rho_{bulk} = \frac{m}{V_{bulk}} \quad (3.2)$$

O método mais empregado na determinação da densidade *bulk* é a utilização de um recipiente graduado cheio com uma massa conhecida da amostra e nivelando-se a superfície para a medida da altura. Utilizando-se uma proveta de 100 mL, a amostra de partículas foi empacotada com o auxílio de um funil para derramar as partículas no interior do recipiente. Através da razão entre a massa de partículas e o volume da proveta foi possível determinar a densidade *bulk* ou volumétrica (Equação 3.2).

### 3.2 A unidade experimental

As Figuras 3.1 e 3.2, em duas e três dimensões respectivamente, mostram a unidade experimental utilizada para o desenvolvimento deste trabalho.

A unidade experimental é composta por: Leito fluidizado (1) foi construído em acrílico, para que fosse possível a observação física da operação. Este leito possui 50,8 mm de diâmetro interno, 152 cm de altura e 4 mm de espessura. No corpo do leito foram confeccionados quatro pontos de amostragem de sinal de pressão, sendo um destes pontos situado abaixo do distribuidor de gás e os outros três acima do mesmo. Utilizou-se uma placa sinterizada (2) de 4 mm de espessura confeccionada em bronze sinterizado, como distribuidor de gás no leito. As velocidades na entrada do leito foram medidas através de um transdutor de velocidade (3), com sinal de saída de voltagem (1 – 5 V). A tubulação utilizada na montagem da unidade experimental é de ferro galvanizado com 50,8 mm de diâmetro interno. Para que houvesse a distribuição uniforme de gás no leito, minimizando o efeito de uma curva de 90°, presente no fim da tubulação (essa curva é necessária, pois o leito é posicionado verticalmente

enquanto que a tubulação é posicionada horizontalmente), foi usado um retificador de ar com feixes capilares de 10 cm de comprimento), como mostra a Figura 3.3.

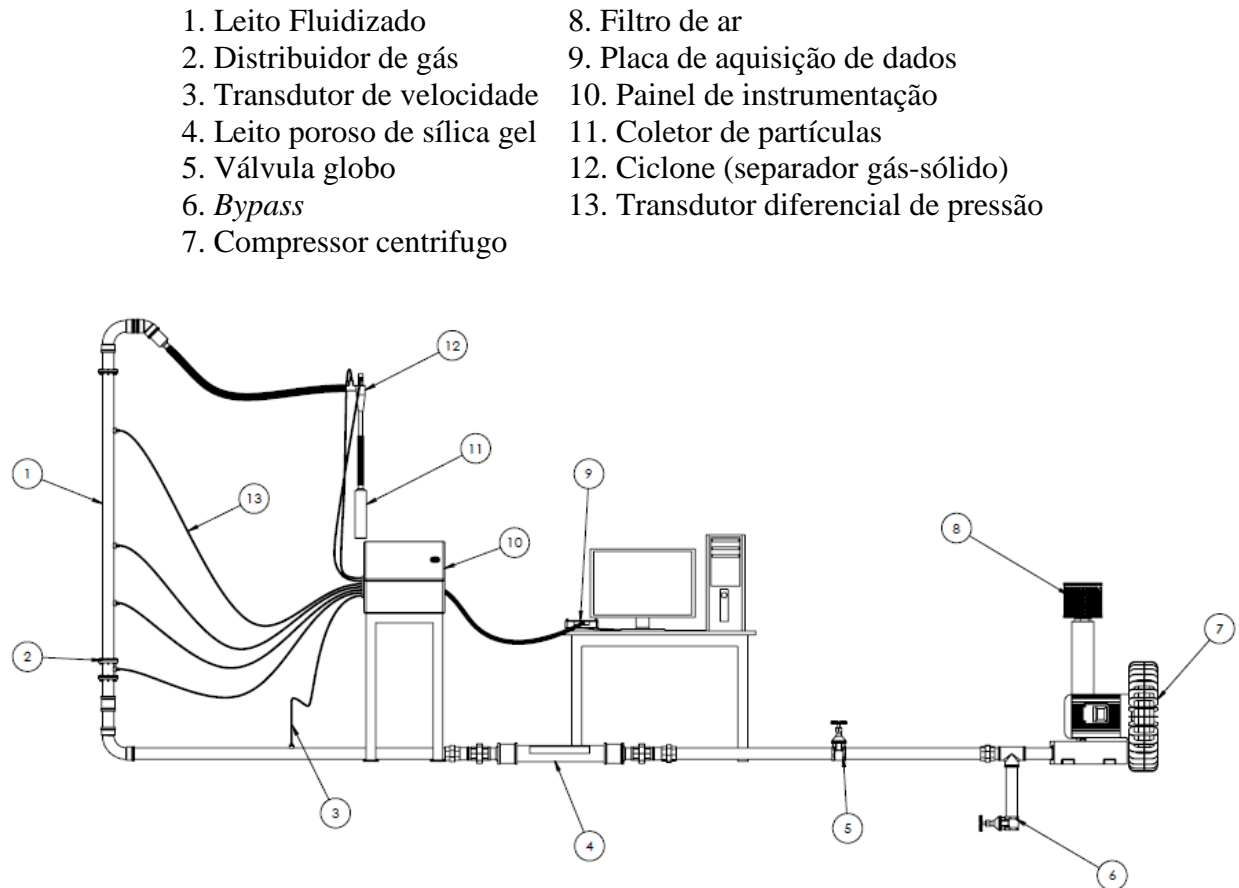


Figura 3.1: Esquema da unidade experimental (2D).

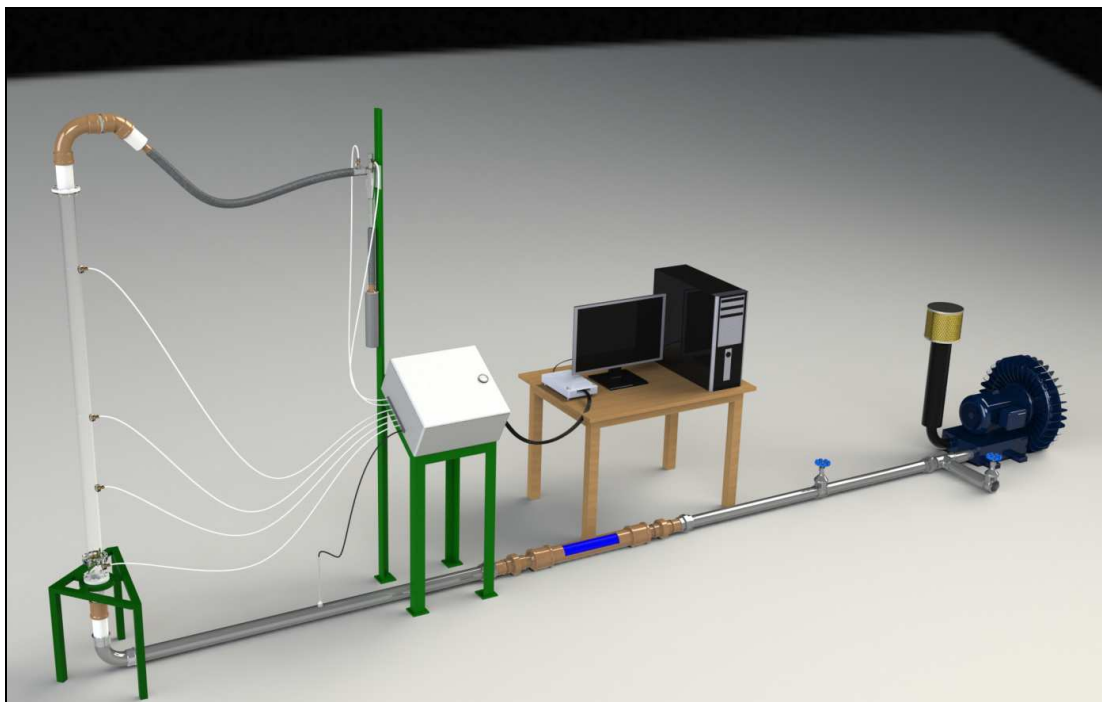


Figura 3.2: Esquema da unidade experimental (3D).

Esta tubulação consta também de um leito poroso de sílica gel (4) de 80,0 cm de comprimento e 8,5 cm de diâmetro interno, onde foram usados aproximadamente 4 Kg de sílica gel, de 1 a 4 mm de diâmetros, com a finalidade de secagem do ar do compressor centrífugo. Foram usados, uma válvula globo (5) e um *bypass* (6), para controlar a velocidade do ar na entrada do leito.



Figura 3.3: Retificador de ar.

Um compressor centrífugo (7) forneceu o ar ambiente para fluidização e junto com o compressor foi adicionado um filtro de ar (8), com a finalidade de impedir a entrada de impurezas contidas no ar evitando assim possíveis danos ao transdutor de velocidade.

Foi utilizada uma placa de aquisição de dados, da *National Instruments*, A/D (analógico-digital) (9), a referida placa converte os sinais de voltagem para a forma digital; os sinais digitais foram processados e analisados em um computador com o auxílio do *software LabVIEW for Windows*. Painel de instrumentação (10), com todos os transdutores de velocidade e pressão, os sinais de voltagem dos transdutores de velocidade e pressão foram enviados a placa de aquisição de dados A/D. O leito fluidizado foi acoplado a um ciclone (12), separador gás-sólido, por meio de uma mangueira de borracha e conectado ao *underflow* um coletor de partículas (11). Transdutor diferencial de pressão 1 (13), possui um sinal de saída de corrente (0 – 20 mA), portanto na saída do transdutor foi instalado um resistor de 250 ohm para que fosse enviado um sinal de voltagem (1 – 5 V) para a placa de aquisição de dados; Transdutor de pressão 2, sinal de saída de voltagem (1 – 5 V). Para maiores detalhes e visualizações da unidade experimental em diferentes perspectivas ver APÊNDICE C.

### 3.3 Importância do uso da aquisição de dados em experimentos laboratoriais

Aquisição de dados é um procedimento de capturar e medir dados físicos de forma automatizada a partir de fontes de medições digitais e analógicas e, em seguida, converter os resultados em um formulário digital, no qual é manipulado por um programa de computador. Dentro da indústria, sistemas de aquisição de dados (sistemas de medição) são empregados em diversas áreas e de diferentes formas, incluindo testes de qualidade do produto, controle e monitoramento de equipamentos (fonte: <http://zone.ni.com/devzone/cda/tut/p/id/10161>).

Sistemas de medição normalmente são dispositivos complicados, difíceis de operar e com grandes possibilidades de erros. No entanto, sistemas de aquisição de dados tendem a ser mais fáceis de usar e com possibilidades de erros menores nas medições das variáveis. Como tal, os sistemas de aquisição abrem as portas para o desenvolvimento de *softwares* personalizados, que podem ser facilmente manipulados, não só por programadores, mas também por especialistas no domínio, permitindo-lhes compreender e modificar os programas. Os diversos benefícios de usar um ambiente de desenvolvimento integrado e linguagem de programação como o *LabVIEW* em pesquisas acadêmicas incluem:

- Velocidade de compilação dos resultados;
- Ambiente para múltiplas plataformas;
- Habilidade de resolver e executar algoritmos complexos em tempo real;
- Ponte para a indústria – mesma ferramenta usado no meio acadêmico pode ser usada em processos industriais.

### 3.4 Aquisição de dados de velocidade e pressão

As medidas de velocidade no leito foram realizadas com transdutor de velocidade da marca TSI (*Trust. Scienc Innovation*) e modelo 8455. O transdutor possui um sinal de saída de 1 – 5 Volts, constante de tempo de resposta de 0,05 a 10 segundos, *range* de 0 – 50 m/s e com uma temperatura de operação do sensor de 0 a 93 °C.

Utilizou-se três transdutores diferencial de pressão. Sendo um destes transdutores da *Cole-Parmer* modelo 68071, com sinal de saída 4 – 20 mA e range de 0 – 25 in H<sub>2</sub>O, foi instalado a 5 cm abaixo do distribuidor de gás e 30 cm acima do mesmo. A saída desse transdutor foi equipada com uma resistência de 250 ohm para converter o sinal de saída de corrente para 1 – 5 volts. Os outros dois transdutores de pressão da *Cole-Parrmer* modelo 851, com sinal de saída 1 – 5 Volts e range de 0 – 6 in H<sub>2</sub>O, foram instalados em dois pontos

diferenciais de pressão na coluna do leito e o outro transdutor foi instalado no ciclone. Esses sinais foram enviados para a uma placa de aquisição de dados da *National Instruments*. Os sinais digitais foram processados e analisados num computador com o auxílio do *Software LabVIEW 8.5 for Windows*. Os sinais adquiridos foram utilizados nas metodologias experimentais de identificação das velocidades de mínima fluidização, esses sinais adquiridos foram de queda de pressão (método convencional) e de desvio padrão no leito (método do desvio padrão da pressão no leito).

### 3.5 O *Software LabVIEW*

Na aquisição dos dados de pressão a importância de se usar o *Software LabVIEW* é devido à sua facilidade e eficiência de operação, fatores que reduzem o tempo de desenvolvimento dos trabalhos. Esse *Software* é flexível e desempenha uma linguagem de programação robusta, sem grandes complexidades. O *LabVIEW* é um ambiente de desenvolvimento bem conhecido para a construção de procedimento de medição da *National Instruments*. É normalmente usado para aquisição de dados, controle de instrumentos e automação industrial, cuja principal característica é o uso de uma linguagem de programação gráfica baseada no conceito de fluxo de dados. A linguagem gráfica é chamada de G (linguagem gráfica) e os programas escritos são chamados de instrumentos virtuais (VI), que contem três componentes: um diagrama de blocos, um painel frontal e um painel de conectores. Isso permite ao usuário construir um procedimento de medição de uma maneira fácil e sem qualquer esforço adicional. Através do uso de um *software*, no caso o *LabVIEW*, a vantagem é que pode-se analisar e visualizar dados em tempo real (*online*) enquanto é feita a aquisição de dados durante os experimentos

Ao contrário da linguagem de programação texto, em que instruções determinam a execução do programa, o *LabVIEW*, emprega o fluxo de dados para determinar essa execução. As ferramentas e objetos usadas para os cálculos no *LabVIEW* se encontram no painel frontal em forma de ícones. Então são acrescentados códigos usando representações gráficas de funções para controlar os objetos do painel frontal. As ferramentas, objetos e códigos citados estão presentes nos diagramas de blocos, que quando corretamente organizados, se assemelha a um fluxograma. O painel frontal e o diagrama de blocos utilizados para a aquisição de dados de velocidade e pressão na obtenção experimental das velocidades mínima de fluidização das misturas binárias estão apresentados no APÊNDICE B.

### 3.6 Metodologia experimental

#### 3.6.1 Caracterização fluidodinâmica da placa distribuidora de gás

Para se avaliar a queda de pressão provocada pela placa distribuidora de gás, foram adquiridos pontos de velocidade do gás e queda de pressão no leito, sem a presença de sólidos.

A permeabilidade é a propriedade de um meio poroso que indica a maior ou menor facilidade a passagem do fluido através de seus poros. O escoamento do fluido provoca uma perda de energia, refletida na forma de queda de pressão ao longo do meio poroso. Quanto maior o valor da permeabilidade de uma placa, maior a facilidade de escoamento do fluido e menor a queda de pressão provocada pela placa. A permeabilidade da placa é analisada identificando-se a constante de permeabilidade darcyana ( $K$ ), DARCY (1856) apud INNOCENTINI; PANDOLFELLI (1999):

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{\mu u_0}{K} \quad (3.3)$$

Sendo  $L$  a espessura do meio poroso e  $K$  a constante de permeabilidade darcyana. A correlação de Darcy é simples e separa as influências do fluido ( $\mu$ ), do escoamento do gás ( $u_0$ ), e do meio poroso ( $K$ ) na queda de pressão. Essa correlação é adequada para baixas velocidades do gás.

#### 3.6.2 Determinação do número de pontos amostrados

Na determinação do número de pontos a serem amostrados na aquisição de dados, foi utilizada a metodologia de WILKINSON (1995), segundo o qual deve-se definir a carga de que se deseja trabalhar e a velocidade do gás de fluidização. Em seguida, foram coletados dados de flutuação de pressão para diferentes números de amostras, o menor número de amostras utilizadas foi de 1000 e o maior 15000. Com o *Software LabVIEW*, determina-se o desvio da queda de pressão para cada número de pontos amostrados e com o gráfico de desvio padrão normalizado (em relação ao maior valor de desvio encontrado) em função do número de pontos amostrados, determina-se o número ideal de pontos a serem usados.

### 3.6.3 Caracterização fluidodinâmica das partículas

Para determinar experimentalmente as velocidades de mínima fluidização das partículas, o leito foi alimentado com uma mistura dos materiais a uma massa total de 200g, no qual as porcentagens de resíduo de tabaco utilizadas foram 5, 10 e 15% em peso. O leito foi carregado com os sólidos (resíduo de tabaco e areia) que foram inicialmente misturados em um béquer de 1000 mL. A alimentação da mistura foi feita na parte superior do leito, antes do início da operação. A carga da mistura no leito foi tomada em base peso, que pode ser medida com maior precisão do que com base no volume total (RAO; BHEERMARASETTI, 2001). A Tabela A1 (APÊNDICE A) mostra as condições dos testes experimentais realizados no presente trabalho.

A seguir, a válvula de controle de vazão foi ajustada, para cada mistura, a uma velocidade na qual o leito apresentasse fluidização turbulenta, porém sem o arraste das partículas. Após o ajuste, a velocidade do gás foi aumentada gradualmente em cerca de 0,1 m/s.

Para cada velocidade diferente na fluidização do leito, os dados de queda de pressão e de desvio padrão foram adquiridos usando-se o transdutor diferencial de pressão conectado a placa de aquisição de dados, por sua vez, conectada ao computador, que processou o sinal utilizando o *Software LabVIEW*.

---

---

# CAPÍTULO 4

---

## 4. Resultados e discussões

Neste capítulo serão apresentados e discutidos os resultados obtidos, seguindo a metodologia proposta neste trabalho. Primeiro serão apresentados à parte de caracterização das partículas e as condições de operação do leito fluidizado. Em seguida serão apresentados e discutidos os resultados de velocidade de mínima fluidização e as comparações com correlações oriundas da literatura.

### 4.1 Caracterização das partículas

As partículas de resíduo de tabaco e areia foram separadas por três faixas de tamanhos usando as peneiras da série de *Tyler*. Foram utilizadas as peneiras de 0,850 mm (20 *mesh*), 0,500 mm (35 *mesh*), 0,355 mm (42 *mesh*) e 0,125 mm (120 *mesh*) para o resíduo de tabaco. No caso da areia as peneiras utilizadas foram 1,4 mm (12 *mesh*), 1,0 mm (18 *mesh*), 0,710 mm (25 *mesh*) e 0,250 mm (60 *mesh*). Em seguida as amostras destes materiais separados pelas peneiras foram levadas ao *MaterSizer* 2000, para se obter os diâmetros das partículas e a distribuição granulométrica das mesmas, utilizando-se análise por via seca. As Figuras 4.1, 4.2, 4.3, 4.4, 4.5 e 4.6 apresentam as distribuições granulométricas e os diâmetros médios das partículas de resíduo de tabaco e areia.



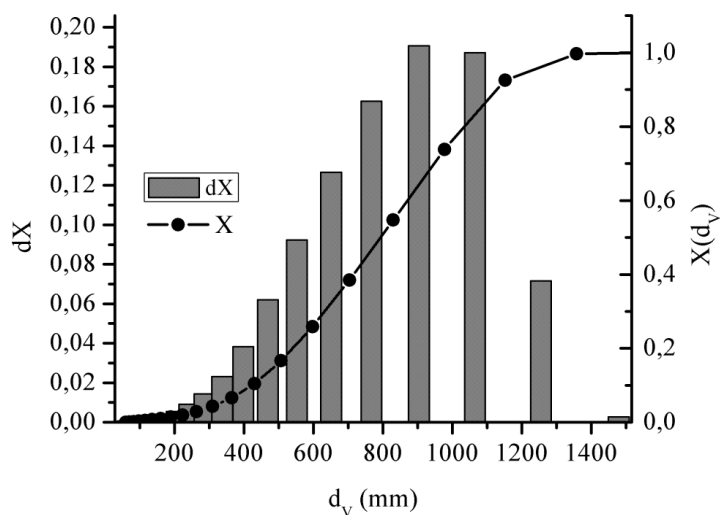


Figura 4.1: Distribuição granulométrica do resíduo de tabaco ( $\bar{d}_{50} = 793,6 \mu m$ ).

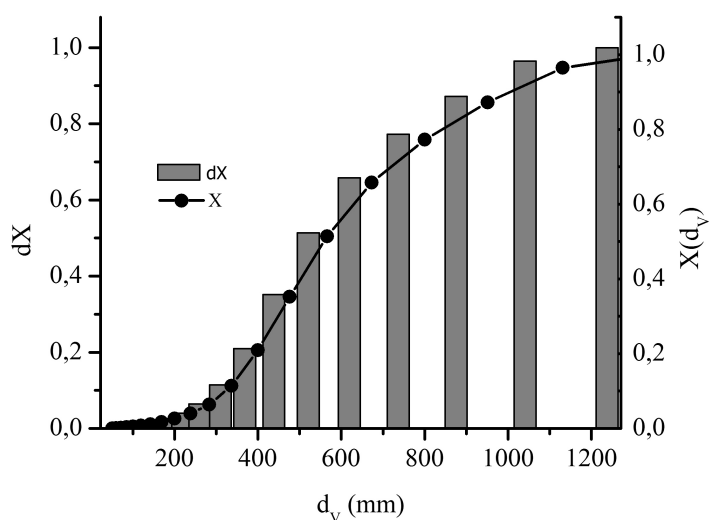


Figura 4.2: Distribuição granulométrica do resíduo de tabaco ( $\bar{d}_{50} = 557,4 \mu m$ ).

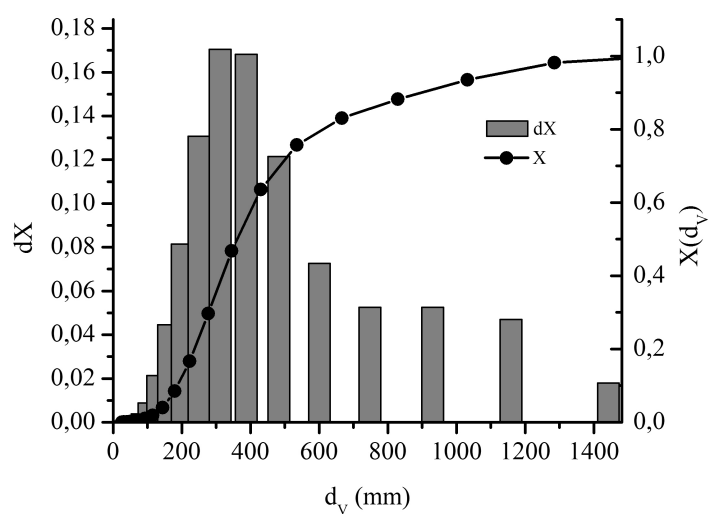


Figura 4.3: Distribuição granulométrica do resíduo de tabaco ( $\bar{d}_{50} = 359,2 \mu m$ ).

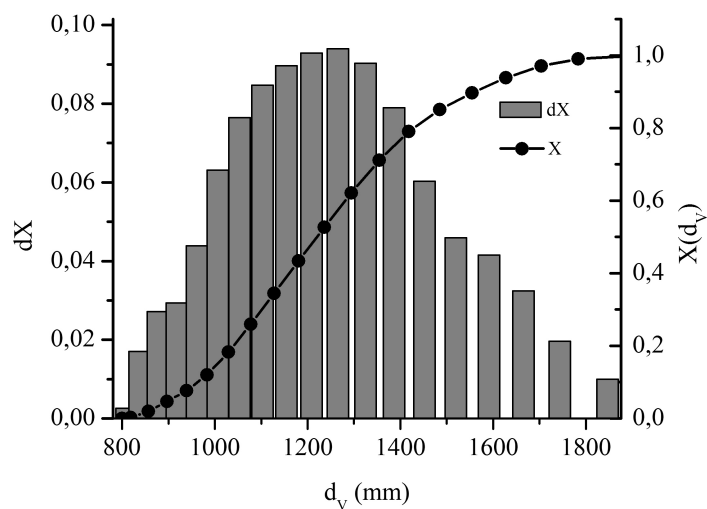


Figura 4.4: Distribuição granulométrica da areia padronizada ( $\bar{d}_{50} = 1220,0 \mu m$ ).

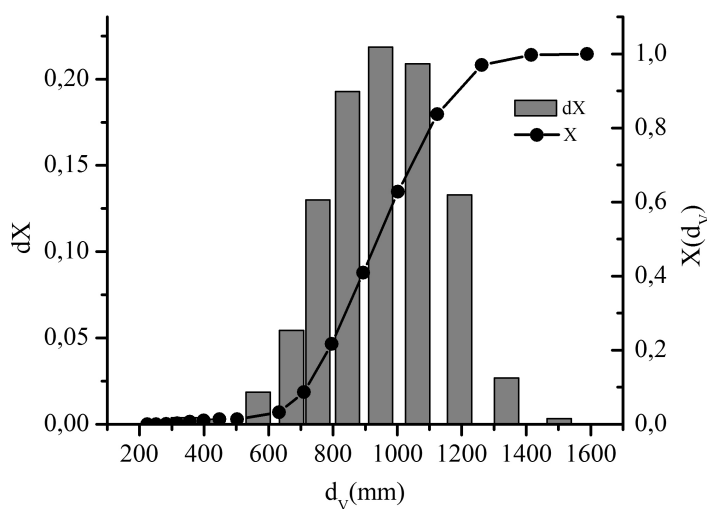


Figura 4.5: Distribuição granulométrica da areia padronizada ( $\bar{d}_{50} = 937,5 \mu m$ ).

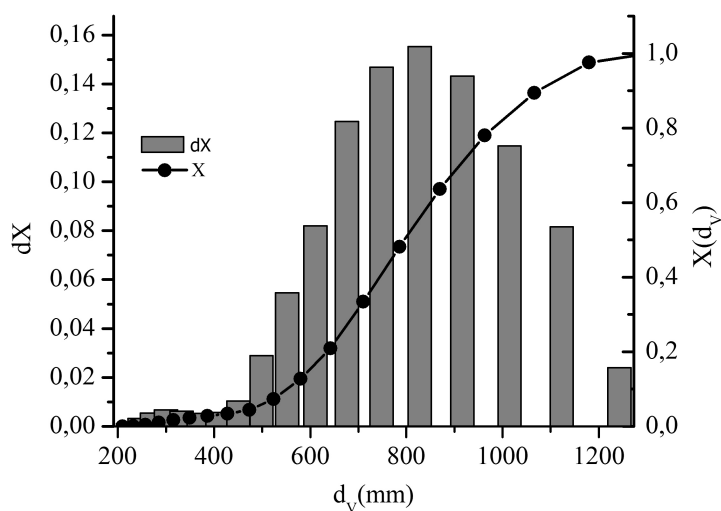


Figura 4.6: Distribuição granulométrica da areia padronizada ( $\bar{d}_{50} = 795,8 \mu m$ ).

A Tabela 4.1 mostra as propriedades físicas dos sólidos utilizados nos experimentos, resíduos de tabaco e areia, e a classificação dos sólidos segundo Geldart. A Figura 4.7 mostra os materiais divididos em três faixas de tamanhos identificados por uma simbologia.

Tabela 4.1: Propriedades físicas das partículas utilizadas.

Material	Faixa de $d_{\#}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\bar{d}_{50}$ [ $\mu\text{m}$ ]	$\rho_{ap}$ [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]	$\rho_{bulk}$ [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]	$\rho$ [ $\text{Kg}/\text{m}^3$ ]	Geldart	Símbolo
Tabaco	-850+500	793,60	727,06	187,7	1301,70	B	R1
Tabaco	-500 +355	557,40	727,06	239,3	1382,00	B	R2
Tabaco	-355 +125	359,20	727,06	274,4	1431,40	B	R3
Areia	-1400+1000	1220,00	2695,5	1491,5	2610,00	D	A1
Areia	-1000 +710	937,50	2695,5	1491,5	2610,00	D	A2
Areia	-710 +250	795,80	2695,5	1491,5	2610,00	D	A3

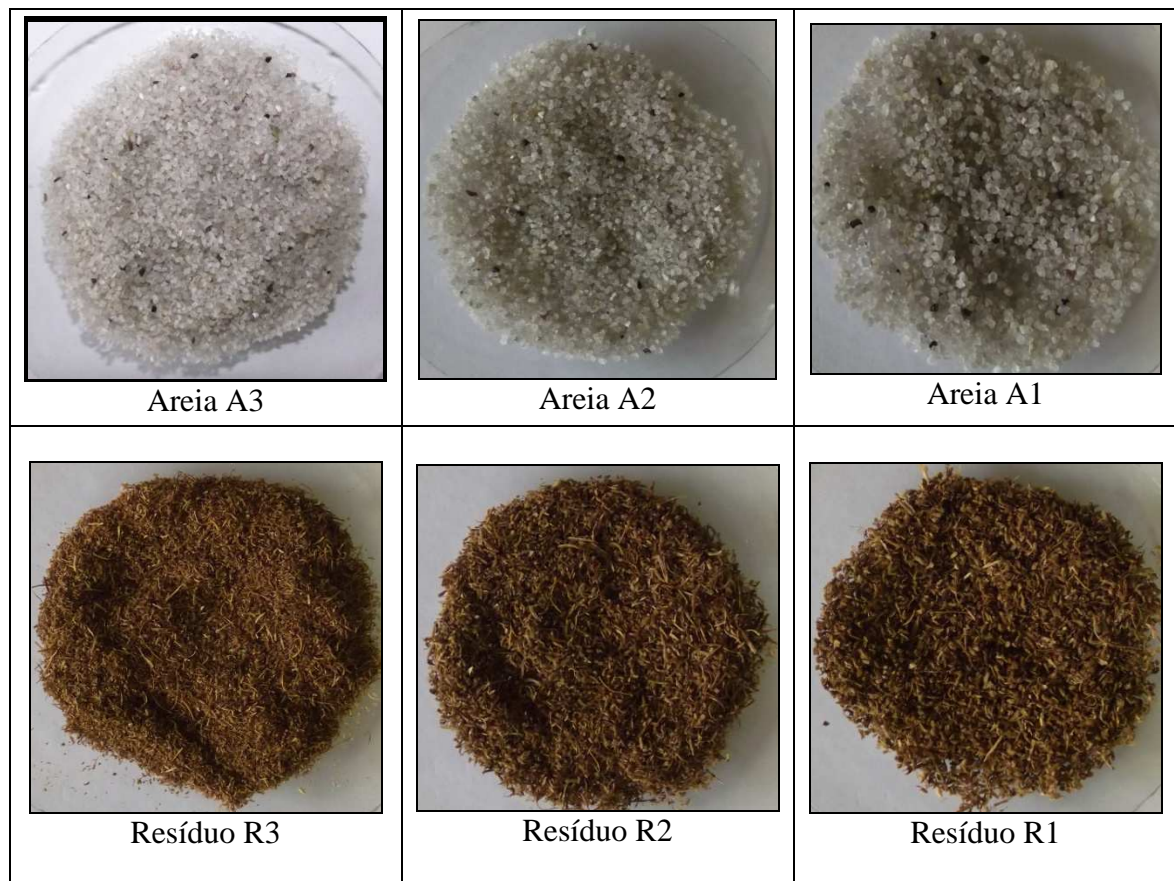


Figura 4.7: Materiais utilizados nos experimentos.

As Figuras 4.8, 4.9, 4.10 e 4.11 mostram os resultados das análises de esfericidade, forma e tamanho das partículas obtidos através do *CamSizer-XT* para as amostras de resíduo de tabaco e areia.

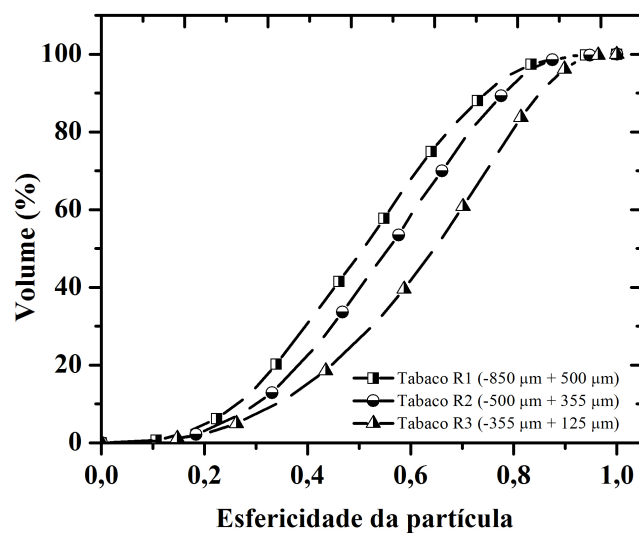


Figura 4.8: Esfericidade das três amostras de resíduo de tabaco.

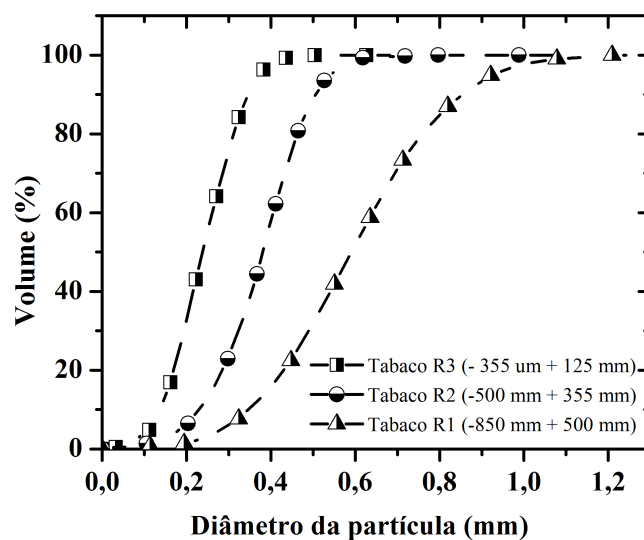


Figura 4.9: Diâmetro das três amostras de resíduo de tabaco.

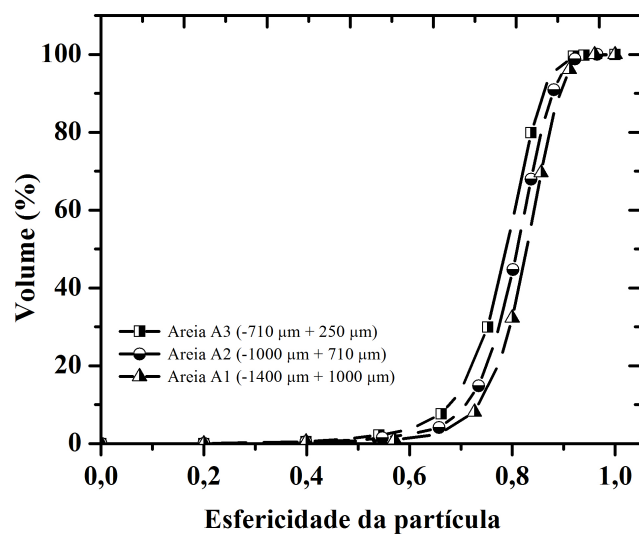


Figura 4.10: Esfericidade das três amostras de areia.

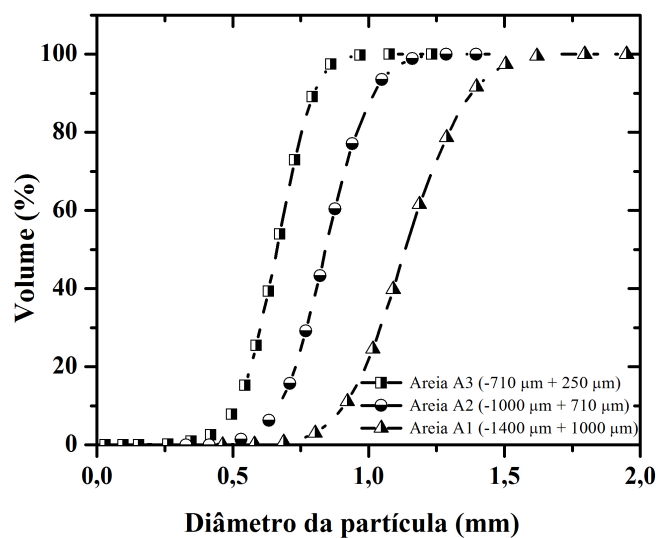


Figura 4.11: Diâmetro das três amostras de areia.

A Figura 4.12 mostra as partículas de forma ampliadas através do processamento de imagem digital do *CamSizer-XT*. A Tabela 4.2 mostra os resultados de esfericidade, forma e diâmetros das partículas obtidos através *CamSizer-XT*.

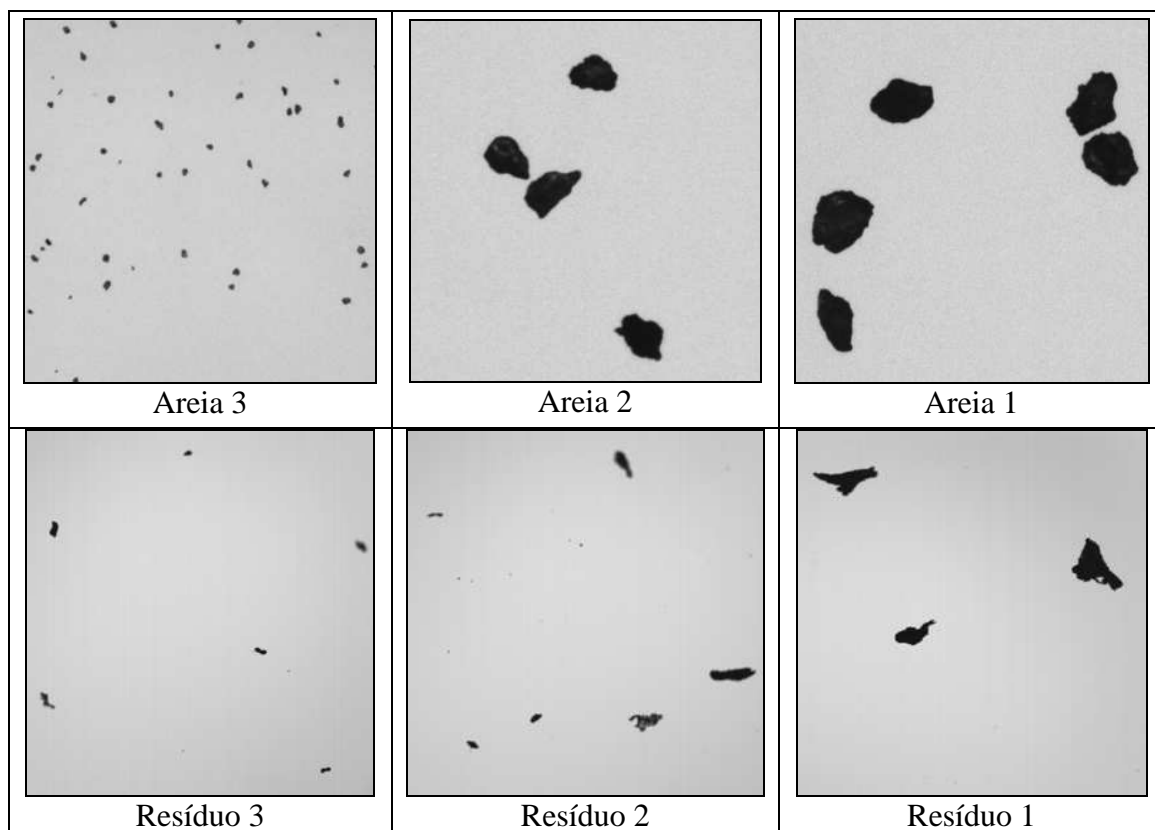


Figura 4.12: Materiais utilizados nos experimentos ampliados através do *CamSizer-XT*.

Tabela 4.2: Resultados de esfericidade e diâmetro da partícula via *CamSizer-XT*.

Materiais	$\bar{d}_{50}$ ( $\mu\text{m}$ )	Esfericidade ( $\phi$ )
Resíduo 1	590,0	0,510
Resíduo 2	380,0	0,556
Resíduo 3	234,0	0,636
Areia 1	1134,0	0,828
Areia 2	850	0,810
Areia 3	670	0,786

Observa-se na Figura 4.8 que a esfericidade das partículas diminui com o aumento do diâmetro das mesmas. Uma vez que, no caso do resíduo de tabaco, como as partículas possuem o formato de talos longos e finos, quanto maior for o diâmetro das partículas mais irregular será sua forma. Na Figura 4.10 mostra que a esfericidade da areia aumenta com o aumento do diâmetro. Este fato deve-se a forma das partículas, pois as partículas que possuem diâmetros maiores apresentam formas menos irregulares, ou seja, tendem a ser mais esféricas, como podemos ver na Figura 4.12 que mostra as partículas de forma ampliada possibilitando uma melhor visualização.

Comparando os resultados obtidos via *MasterSizer 2000* e *CamSizer-XT*, percebe-se uma diferença entre os diâmetros das partículas, essa diferença deve-se ao método de análise adotado por cada equipamento. Enquanto o *MasterSizer 2000* trabalha com a difração de raio laser. O princípio de funcionamento do *CamSizer-XT*, baseia-se em um processamento de imagem digital em um fluxo dinâmico de partículas. Outra influência na discrepância destes resultados deve-se à forma da partícula, pois no caso em que as partículas são mais esféricas a análise dos diâmetros dos equipamentos se aproximam, levando em consideração que o *MasterSizer 2000* considera em suas análises que as partículas são esféricas.

## 4.2 Caracterização fluidodinâmica

### 4.2.1 Caracterização fluidodinâmica da placa distribuidora de gás

Para a aquisição correta de dados de queda de pressão é necessário construir uma curva característica que relaciona a queda de pressão na placa distribuidora de ar e a velocidade superficial do gás. Com um ajuste linear para a curva encontrada obtém-se a queda de pressão na placa para cada velocidade do gás de fluidização. A Figura 4.13 mostra o ajuste dos pontos que relacionam a queda de pressão na placa e a velocidade do gás no leito. Foram coletados 172 pontos de velocidade, onde a velocidade variou de 0 a 0,8 m/s.

Com a linearização, encontramos a relação:  $\Delta P_{Placa} = 13,226u_0 - 0,0365$ , com coeficiente de regressão  $R^2 = 0,999$ . Observa-se neste ajuste que para valores de  $u_0 = 0$ , constatamos que  $\Delta P \neq 0$ , uma causa para tal discordância pode ser a presença de ruídos durante o processo, causados principalmente pelo uso de compressor centrífugo e oscilações na rede elétrica.

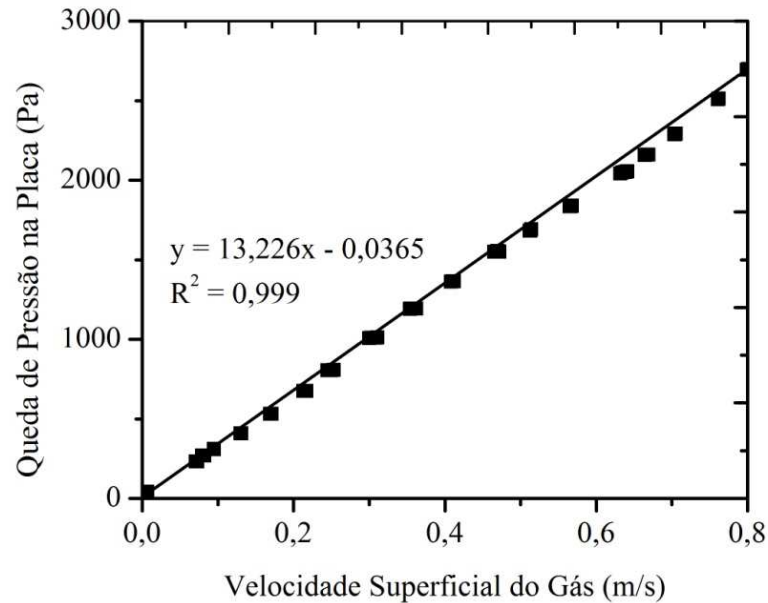


Figura 4.13: Queda de pressão na placa distribuidora de gás.

Para cada queda de pressão adquirida na operação de fluidização, o valor da queda de pressão no leito é obtido diminuindo o valor da queda de pressão total medida durante o experimento pelo valor da queda de pressão provocada pela placa de distribuição de gás, como mostrado na Equação 4.1:

$$\Delta P_{Leito} = \Delta P_{Total} - \Delta P_{Placa} \quad (4.1)$$

Para se avaliar a permeabilidade da placa, considera-se:

$$\Delta P_{Placa} = yu_0 \quad (4.2)$$

Sendo:

$$y = \frac{\mu_g L}{K} \quad (4.3)$$

Para a temperatura usada nos ensaios,  $\mu_g = 1,84 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$  e sabe-se que espessura da placa distribuidora de gás é  $L = 0,004 \text{ m}$ . Os valores de queda de pressão adquiridos pelo *Software LabVIEW*, possuem a unidade em *in H<sub>2</sub>O* e para que fossem utilizados na equação de Darcy, foram transformados para  $\text{kg/ms}^2$  (*Pa*). Ajustando-se os dados de  $\Delta P$  e  $u_0$ , e através da Equação (3.3) de Darcy, encontramos a permeabilidade Darciana,  $K = 1,884 \cdot 10^{-11} \text{ m}^2$ .

#### 4.2.2 Número de pontos amostrados

A aquisição de dados pode depender do número de pontos amostrados. Deve-se usar um número de pontos que não influencie no desvio padrão a ser adquirido. Os resultados obtidos para as partículas investigadas neste estudo são apresentadas na Figura 4.14 mostrada a seguir.

Na Figura 4.14, pode-se observar que para um número de pontos amostrados maiores que 9000, o desvio padrão normalizado permanece em um patamar com variação desprezível ou baixa. Assim, para a aquisição dos dados experimentais foram adotados um número de pontos de 10000, a uma taxa de 1000 pontos/s.

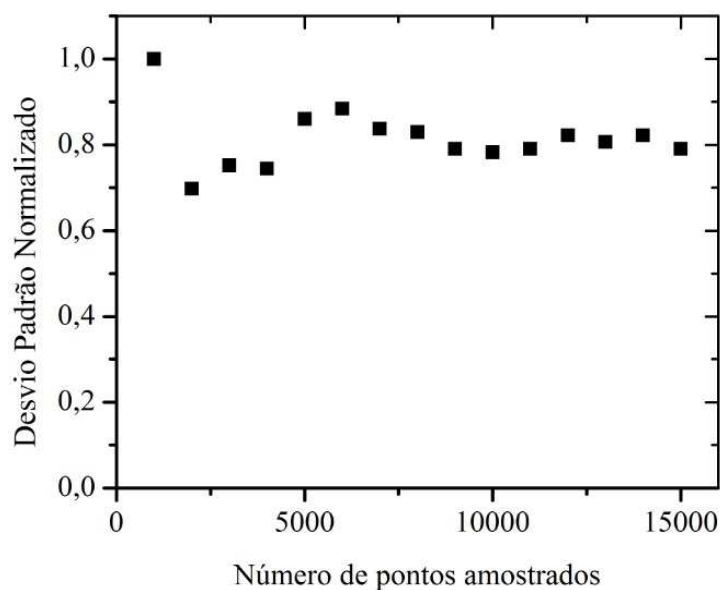


Figura 4.14: Desvio padrão normalizado em função do número de amostras.



### 4.3 Velocidade de mínima fluidização da areia

As partículas de areia utilizadas nos experimentos foram separadas em três faixas de tamanhos, de modo a permitir amostras distintas de um mesmo sólido, sendo denominadas como Areia 1, Areia 2 e Areia 3. A queda de pressão total através do leito em função da velocidade superficial do gás foi determinada para um leito contendo apenas areia, ou seja, a fluidização ocorreu com apenas um único componente. As velocidades de mínima fluidização foram determinadas pela intersecção da linha de leito fixo com a linha horizontal, representada pela queda de pressão constante, caracterizada pela presença de um leito totalmente fluidizado.

As Figuras 4.15, 4.16 e 4.17 mostram os resultados experimentais das velocidades de mínima fluidização para as três faixas de tamanho de areia adotadas durante os experimentos.

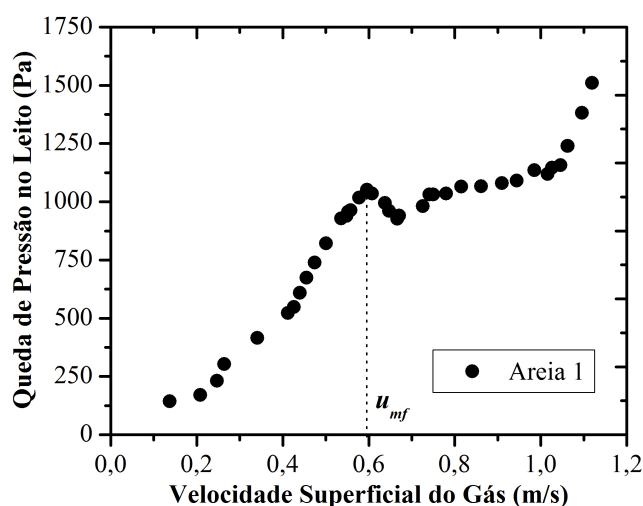


Figura 4.15: Determinação da velocidade mínima de fluidização para Areia 1 (A1).

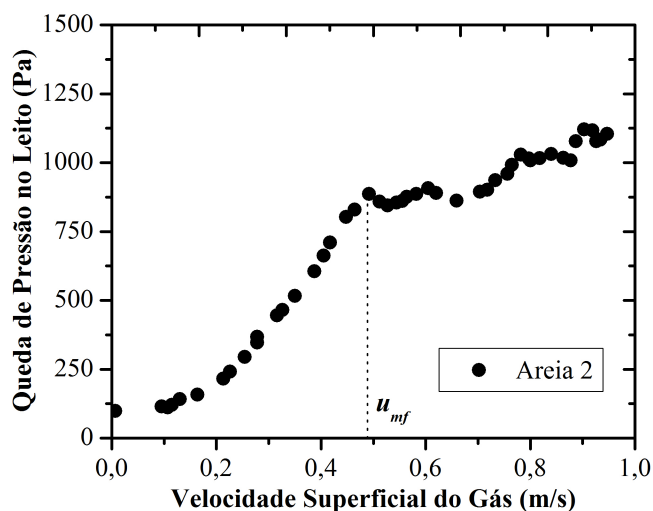


Figura 4.16: Determinação da velocidade mínima de fluidização para Areia 2 (A2).

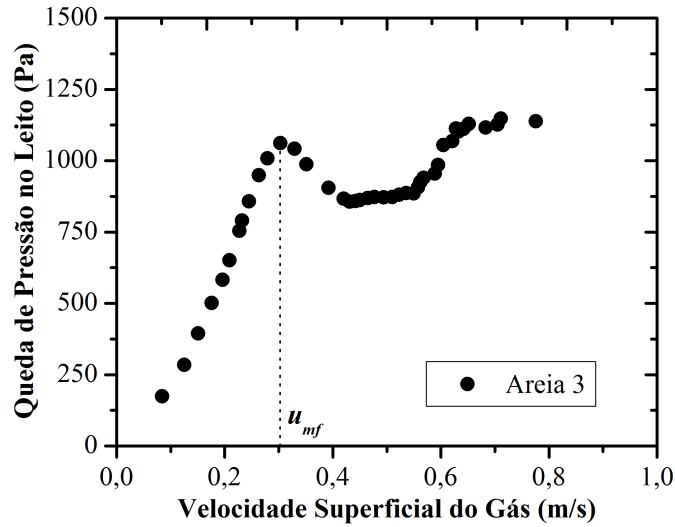


Figura 4.17: Determinação da velocidade mínima de fluidização para Areia 3 (A3).

Para a fluidização da areia observa-se que a  $u_{mf}$  aumenta à medida que o diâmetro da partícula aumenta. Provavelmente, esse aumento da  $u_{mf}$ , acontece devido ao aumento do diâmetro da partícula, implicando no aumento da velocidade terminal da mesma. As velocidades de mínima fluidização e de fluidização completa apresentam o mesmo comportamento descrito por KUNII; LEVENSPIEL (1991) para um único componente. A região de fluidização completa apresenta um patamar constante de queda de pressão, característica de partículas que possuem boa fluidização. No entanto, à medida que ocorre um incremento na velocidade superficial do gás, após a região de patamar constante, observa-se um aumento na queda de pressão no leito. Esse fato diferencia da fluidização comum de um único componente, pois na maioria dos casos verifica-se, após um aumento na velocidade superficial do gás, um decréscimo na queda de pressão, ocasionado pelo transporte pneumático das partículas (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). Porém, neste caso específico, a queda de pressão tende a aumentar, pois as partículas de areias são densas e grandes dificultando o transporte pneumático das mesmas.

Os testes experimentais mostraram que as partículas Geldart do tipo B (resíduo de tabaco), apresentaram um comportamento fluidodinâmico “pobre” (partículas de difícil fluidização), com intensa aglomeração de partículas, formação de *slugging* e canais preferenciais, com isso não foi possível obter a  $u_{mf}$  experimental das partículas isoladamente.

#### 4.4 Velocidade de mínima fluidização de misturas binárias de biomassa e areia

As velocidades de mínima fluidização dos materiais utilizados neste trabalho foram inferidas pelo método convencional de queda de pressão no leito em função da velocidade superficial do gás.

A velocidade de mínima fluidização também foi determinada por duas correlações reportadas da literatura, Equação (2.1) e (2.6). A primeira proposta por GOSSENS et al. (1971), é uma modificação da equação WEN; YU (1966b), baseada em sistemas de um único componente, em substituição para sistemas de misturas binárias. A outra equação foi proposta por RAO; BHEEMARASETTI (2001), esta equação foi obtida experimentalmente e aplicada a misturas binárias de biomassa e areia.

Além da velocidade de mínima fluidização determinou-se também, a velocidade de fluidização inicial ( $u_{fi}$ ) e a velocidade de fluidização completa ( $u_{fc}$ ), onde o limite entre o leito fixo e o estado de fluidização completa não está representada através de um único ponto, mas em um intervalo. A  $u_{fi}$  corresponde ao ponto de ruptura na curva de  $\Delta P$  em função de  $u_0$ , quando as primeiras partículas começam a fluidizar, no caso de misturas binárias as partículas menos densas como a biomassa, e a  $u_{fc}$  corresponde ao ponto em que todas as partículas encontram-se plenamente fluidizadas.

##### 4.4.1 Método convencional

Neste método a  $u_{mf}$  foi determinada, na fluidização do leito, a partir do diagrama  $\Delta P$  versus  $u_0$ , pela intersecção da linha do leito fixo com a linha horizontal correspondente ao peso da carga de leito pela área da seção transversal da coluna.

Os resultados obtidos foram comparados a algumas correlações para previsão da velocidade de mínima fluidização de misturas binárias: GOSSENS et al. (1971), RAO; BHEEMARASETTI (2001).

A Figura 4.18 mostra o procedimento adotado para a determinação das velocidades de mínima fluidização das misturas,  $u_{mf}$ , bem como a velocidade de fluidização inicial,  $u_{fi}$ , e a fluidização completa,  $u_{fc}$ . Na Figura 4.18 podemos verificar que a  $u_{mf}$  não está definida em um único ponto, mas no intervalo entre a  $u_{fi}$  e a  $u_{fc}$ , como descrito anteriormente.

As Figuras 4.19, 4.20, 4.21, 4.22, 4.23, 4.24, 4.25, 4.26 e 4.27 mostram os resultados experimentais para a queda de pressão em função da velocidade superficial do gás, utilizando-se o método da queda de pressão no leito (método convencional). Os resultados são apresentados para as misturas R1A1, R1A2, R1A3, R2A1, R2A2, R2A3, R3A1, R3A2 e R3A3 e as seguintes porcentagens de biomassa 5, 10 e 15%, respectivamente.

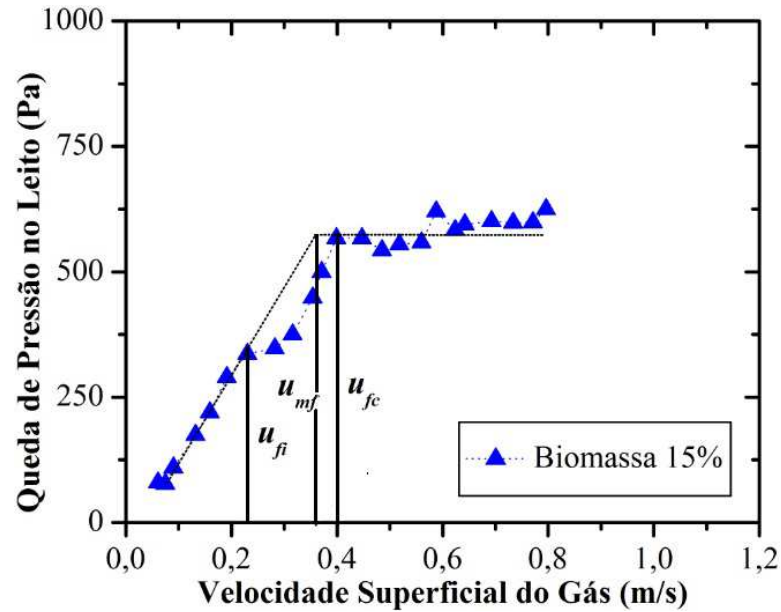


Figura 4.18: Procedimento utilizado para determinar os parâmetros fluidodinâmicos.

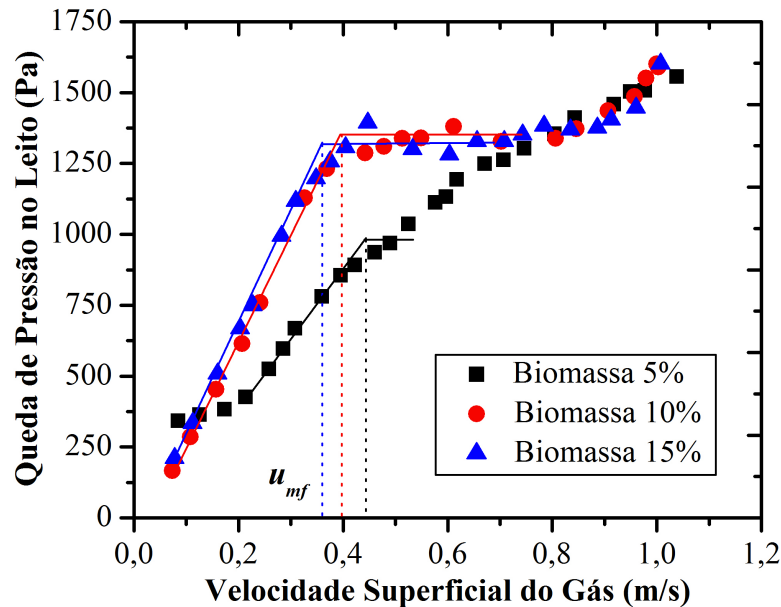


Figura 4.19: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R1A1.

Para as misturas R1A1 e R1A2, observa-se que as velocidades de mínima fluidização diminuem com o aumento da porcentagem de biomassa na mistura, o mesmo fato ocorre para

as velocidades iniciais e completas. Enquanto que para a mistura R1A3 esse fato não se verifica. Provavelmente, a causa para esta discordância foi à ocorrência de formação de grandes concentrações de partículas, com formação de *slugging*, grande porcentagem de biomassa (15%) e a grande diferença de diâmetros entre a biomassa e o inerte, pois essa mistura foi formada pela biomassa de menor diâmetro e areia de maior diâmetro.

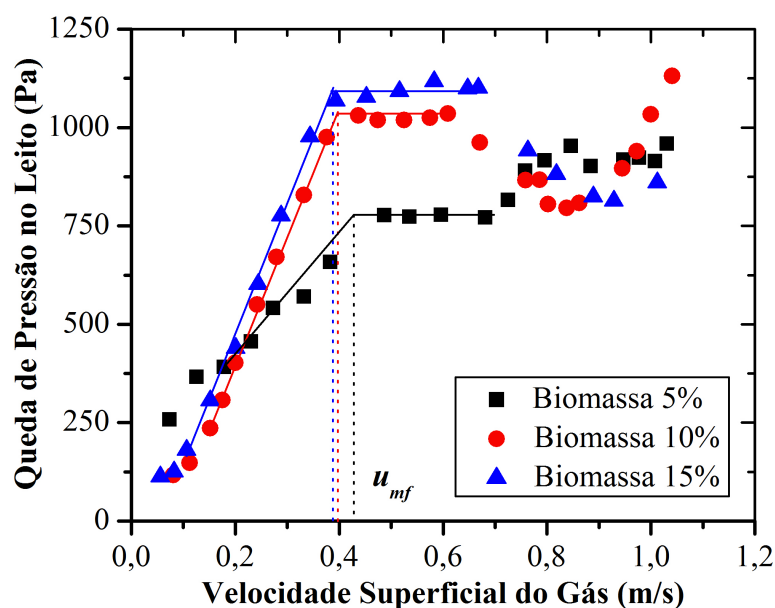


Figura 4.20: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R1A2.

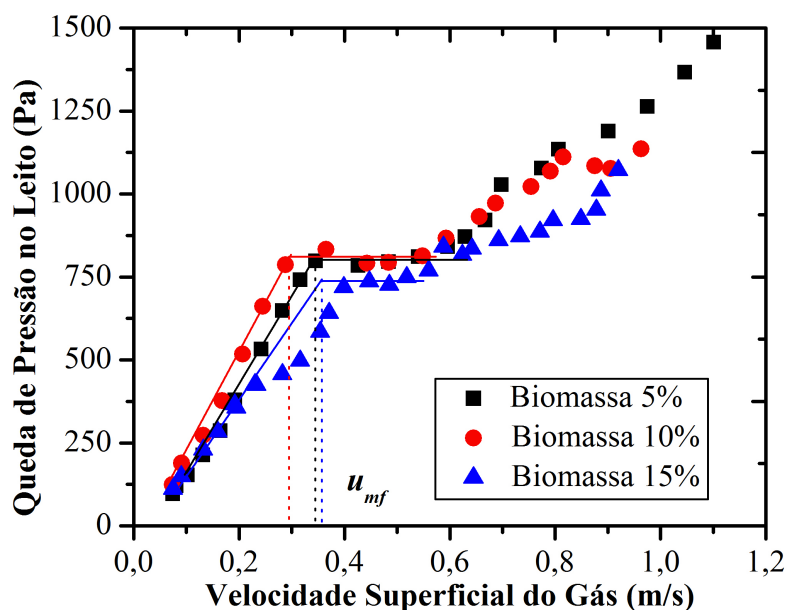


Figura 4.21: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R1A3.

Podemos observar que em todos os casos de misturas mostrados nas figuras acima não se tem uma região de fluidização constante, ou seja, a queda de pressão não permanece

constante durante a fluidização completa. Esse fato se explica devido à forte segregação que há entre essas misturas, fazendo com que após o leito estar completamente segregado, a areia por ser mais densa ocupa a região próxima à placa de distribuição do gás e a biomassa por ser menos densa ocupa a região superior do leito, fazendo com que a areia tenha a função de distribuidor de gás, ou seja, tendo o mesmo efeito de uma placa sinterizada de distribuição de gás.

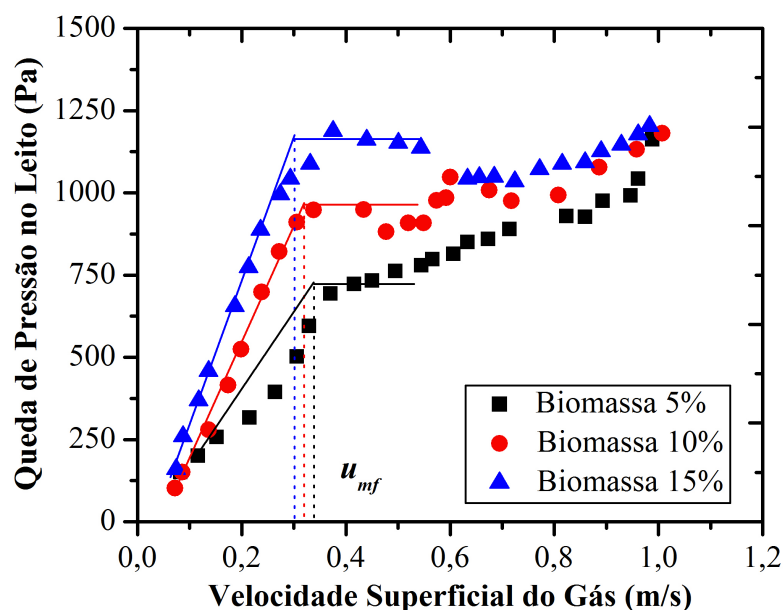


Figura 4.22: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R2A1.

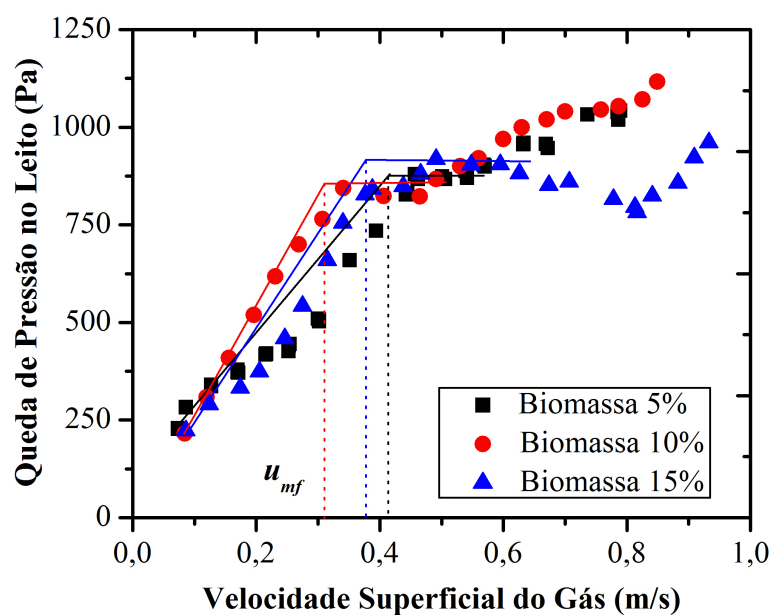


Figura 4.23: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R2A2.

Observa-se nas Figuras 4.22, 4.23 e 4.24, que as velocidades de mínima fluidização, inicial e completa diminuem com o aumento da porcentagem de biomassa. A mistura R2A3, durante a fluidização completa, apresenta pequenas oscilações na queda de pressão no leito se comparado com as misturas R1A1, R1A2 e R1A3. Provavelmente, este fato deve-se ao tamanho da biomassa R2, que neste caso possui um diâmetro menor se comparado a R1. Outro fator é o diâmetro da areia, neste caso é o menor diâmetro, A3. Fatores que contribuíram para a ocorrência de uma boa fluidização.

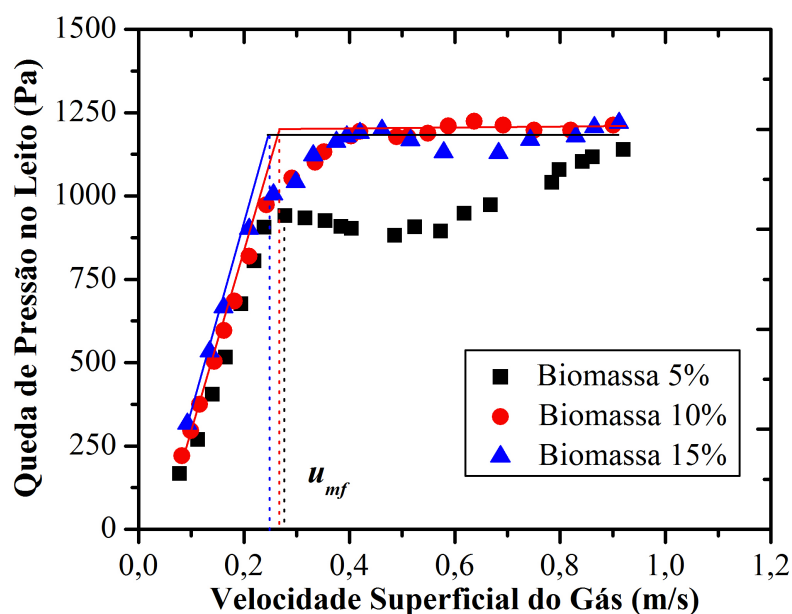


Figura 4.24: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R2A3.

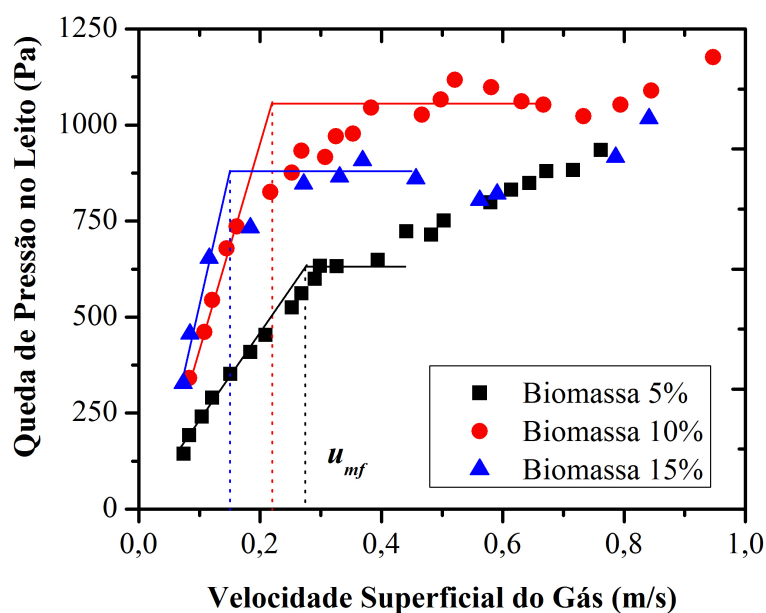


Figura 4.25: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R3A1.

Para as misturas em que as diferenças entre os diâmetros da biomassa e areia são maiores, ocorrem forte segregação destas misturas, fato este que pode ser verificado através das Figuras 4.25 e 4.26, em que a queda de pressão não atinge um patamar constante ao longo da fluidização.

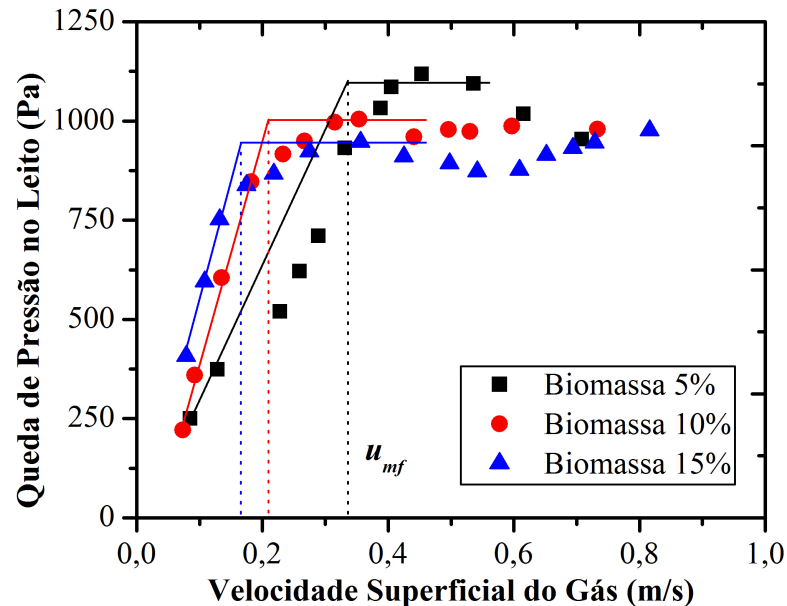


Figura 4.26: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R3A2.

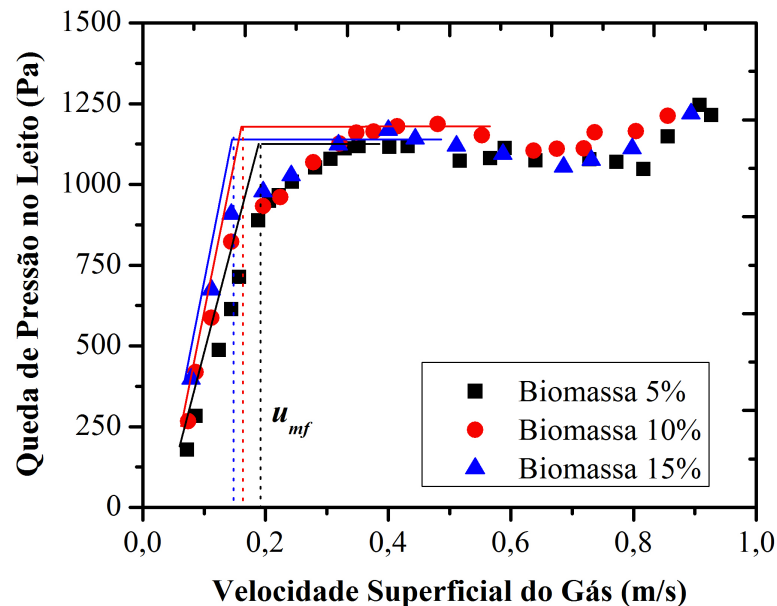


Figura 4.27: Determinação da velocidade de mínima fluidização para mistura R3A3.

Nas Figuras 4.25, 4.26 e 4.27 observamos que para as misturas em que a diferença de tamanho entre a biomassa e areia é acentuada, no caso das Figuras 4.25 e 4.26, a fluidização é considerada “pobre”, com formação de canais preferenciais, formação de *slugging* (grandes



bolhas) e forte segregação. Este fato pode ser verificado devido às fortes oscilações na queda de pressão do leito na região de fluidização completa.

A mistura R3A3, foi a que apresentou os melhores aspectos fluidodinâmicos durante a fluidização de biomassa e areia, independente da variação da porcentagem de biomassa no leito, ou seja, para as misturas de 5, 10 e 15% de biomassa, os comportamentos fluidodinâmicos foram idênticos. Esta mistura teve uma boa fluidização, sendo que os principais fatores que prejudicam a fluidização de misturas binárias foram atenuados, como a segregação e a formação de canais preferenciais e presença de bolhas.

Os valores de velocidade de mínima fluidização das areias e misturas obtidos nos gráficos e os previstos pelas duas correlações utilizadas são mostrados nas Tabelas 4.3, 4.4, 4.5 e 4.6.

Tabela 4.3: Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização da areia.

Material	$(u_{mf})_{exp}$ (m/s)	$(u_{mf})_{C1}$ (m/s)	Desvio Relativo, C1 (%)
Areia 1	0,596	0,706	-15,581
Areia 2	0,492	0,519	-5,202
Areia 3	0,303	0,417	-27,338

$(u_{mf})_{exp}$  : Velocidade de mínima fluidização experimental.

$(u_{mf})_{C1}$  : referente à correlação de GOOSSENS et al., 1971.

Tabela 4.4: Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização do Resíduo 1.

Mistura	Resíduo (% massa)	$(u_{mf})_{exp}$ (m/s)	$(u_{mf})_{C1}$ (m/s)	$(u_{mf})_{C2}$ (m/s)	Desvio Relativo, C1 (%)	Desvio Relativo, C2 (%)
R1A1	5	0,421	0,588	0,202	-28,401	108,416
	10	0,383	0,503	0,216	-23,857	77,315
	15	0,364	0,438	0,232	-16,895	56,897
R1A2	5	0,424	0,453	0,119	-6,402	256,303
	10	0,401	0,403	0,131	-0,496	206,107
	15	0,382	0,362	0,146	5,525	161,644
R1A3	5	0,336	0,376	0,086	-10,638	290,698
	10	0,293	0,342	0,096	-14,327	205,208
	15	0,361	0,314	0,110	14,968	228,182

$(u_{mf})_{exp}$  : Velocidade de mínima fluidização experimental.

$(u_{mf})_{C1}$  : referente à correlação de GOOSSENS et al. (1971).

$(u_{mf})_{C2}$  : referente à correlação de RAO; RAM. BHEEMARASETTI (2001).

Tabela 4.5: Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização do Resíduo 2.

Mistura	Resíduo (% massa)	$(u_{mf})_{exp}$ (m/s)	$(u_{mf})_{C1}$ (m/s)	$(u_{mf})_{C2}$ (m/s)	Desvio Relativo, C1 (%)	Desvio Relativo, C2 (%)
R2A1	5	0,351	0,523	0,195	-32,887	80,000
	10	0,326	0,412	0,199	-20,874	63,819
	15	0,302	0,335	0,205	-9,851	47,317
R2A2	5	0,415	0,408	0,115	1,716	260,870
	10	0,321	0,334	0,121	-3,892	165,289
	15	0,386	0,281	0,129	37,367	199,225
R2A3	5	0,283	0,340	0,083	-16,765	240,964
	10	0,272	0,286	0,089	-4,895	205,618
	15	0,254	0,246	0,097	3,252	161,856

$(u_{mf})_{exp}$  : Velocidade de mínima fluidização experimental.

$(u_{mf})_{C1}$  : referente à correlação de GOOSSENS et al. (1971).

$(u_{mf})_{C2}$  : referente à correlação de RAO; RAM. BHEEMARASETTI (2001).

Tabela 4.6: Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização do Resíduo 3.

Mistura	Resíduo (% massa)	$(u_{mf})_{exp}$ (m/s)	$(u_{mf})_{C1}$ (m/s)	$(u_{mf})_{C2}$ (m/s)	Desvio Relativo, C1 (%)	Desvio Relativo, C2 (%)
R3A1	5	0,282	0,431	0,186	-34,571	51,613
	10	0,224	0,293	0,181	-23,549	23,757
	15	0,161	0,214	0,176	-24,766	-8,523
R3A2	5	0,332	0,340	0,110	-2,353	201,818
	10	0,224	0,242	0,110	-7,438	103,636
	15	0,173	0,184	0,111	-5,978	55,856
R3A3	5	0,193	0,285	0,079	-32,281	144,304
	10	0,171	0,211	0,081	-18,957	111,111
	15	0,154	0,164	0,083	-6,098	85,542

$(u_{mf})_{exp}$  : Velocidade de mínima fluidização experimental.

$(u_{mf})_{C1}$  : referente à correlação de GOOSSENS et al. (1971).

$(u_{mf})_{C2}$  : referente à correlação de RAO; RAM. BHEEMARASETTI (2001).

Para todas as misturas binárias de biomassa e areia investigadas os valores previstos que mais se aproximaram dos valores obtidos pelo método convencional foram para a correlação de GOOSSENS et al. (1971). No entanto, para a correlação de RAO; RAM. BHEEMARASETTI (2001), os valores previstos pela correlação subestimam os dados experimentais, mesmo sendo uma correlação específica para misturas de biomassa e areia.

Em alguns casos em que as misturas apresentaram bom comportamento fluidodinâmico, os resultados experimentais tiveram previsões significativas pelas correlações utilizadas no presente trabalho. Porém em algumas situações as correlações não previram de forma satisfatória os valores obtidos pelo método convencional, devido à ocorrência de uma fluidização “pobre” de algumas misturas, com formação de *slugging*, canais preferenciais e forte segregação, visto que em pouco tempo de experimento algumas misturas encontravam-se completamente segregadas. Outro fator, que explica a não previsão destas correlações para os valores obtidos, é devido a influências da forma irregular das partículas, principalmente a biomassa com a forma de talos longos e finos, razão de tamanhos e densidades entre a biomassa e o inerte, que influenciam na segregação e no comportamento fluidodinâmico das misturas.

Alguns trabalhos anteriores observaram alguns fatos em relação ao uso de correlações para prever os resultados da velocidade de mínima fluidização que estão de acordo com o observado pelo presente trabalho. PILAR *et al.* (1992a,b), determinou a  $u_{mf}$  para misturas binárias de diferentes tamanhos e densidades de partículas, incluindo misturas de biomassa e areia. Os materiais incluídos foram palha de cereais, casca de pinheiro e serragem. Estes foram misturados com areia de praia e sílica, dolomita e um catalisador comercial de craqueamento de petróleo. Nenhuma das equações convencionais de  $u_{mf}$  foram capazes de fornecer previsões confiáveis, especialmente para misturas binárias de biomassa e areia. CLARKE *et al.* (2005) relataram que as correlações existentes na literatura não foram capazes de prever a  $u_{mf}$  de misturas binárias de esferas de vidro e serragem. Essas correlações podem depender fortemente das partículas utilizadas especificamente no desenvolvimento das expressões.

---

---

# CAPÍTULO 5

---

## 5. Conclusões e Sugestões

Nesse capítulo são apresentadas as conclusões sobre os resultados obtidos no presente trabalho, como caracterização das partículas, velocidade de mínima fluidização de misturas e efeito da segregação na fluidização das misturas e algumas sugestões para o desenvolvimento de trabalhos futuros para uma melhor compreensão dos fatores que influenciam de forma negativa a fluidização de misturas binárias de biomassa e areia.

### 5.1 Conclusões

As curvas características de queda de pressão em função da velocidade superficial do gás de misturas binárias de biomassa e areia apresentam uma fluidodinâmica diferente a de um leito com um único componente, utilizando o mesmo método convencional.

O método de queda de pressão no leito (convencional) foi utilizado para se obter as velocidades de mínima fluidização das partículas. O método mostrou-se adequado para inferir tal parâmetro, apresentando resultados próximos dos previstos pelas correlações empíricas, porém esses resultados não foram precisos para as misturas binárias de biomassa e areia.

Durante o processo de fluidização no leito, com o incremento da velocidade superficial do gás, ocorre forte segregação das misturas binárias estudadas, de forma que as partículas de biomassa, que são partículas menores em relação à areia, menos densa e que possuem menor velocidade terminal, são deslocadas para a parte superior do leito, fazendo com que a porosidade do leito aumente, resultando em uma diminuição da queda de pressão no leito. Conseqüentemente, a areia por ser uma partícula de tamanho maior, mais densa e

com maior velocidade terminal, desloca-se para a parte inferior do leito. Observa-se em alguns resultados que com o aumento da velocidade superficial do gás, velocidade acima de 0,8 m/s, o leito passa para uma situação de leito completamente segregado e a queda de pressão começa a aumentar de forma significativa, na qual a areia ocupa a parte inferior do leito e passa a atuar como um distribuidor de gás, ou seja, como uma placa porosa.

Os testes experimentais mostraram que as partículas Geldart do tipo B (resíduo de tabaco), apresentam comportamento de uma fluidização “pobre” (partículas de difícil fluidização), com intensa aglomeração de partículas, formação de bolhas e canais preferenciais, com isso não foi possível obter a  $u_{mf}$  experimental das partículas isoladamente.

Durante os experimentos a mistura R3A3 apresentou boa qualidade na fluidização, com pouca formação de bolhas e canais preferenciais, efeito da segregação atenuado, para todas as faixas de porcentagens estudadas (5, 10 e 15%). Isso se deve principalmente ao tamanho das partículas presentes na mistura, formada por partículas de menor diâmetro de biomassa e areia. Um fator importante na qualidade da fluidização de misturas é que misturas que possuem diâmetros de biomassa e areia próximos têm por consequência o efeito da segregação atenuado.

Observou-se que, com o aumento da porcentagem de biomassa na mistura, ocorreu um aumento na queda de pressão no leito e conseqüente diminuição da velocidade de mínima fluidização da mistura. Isso provavelmente acontece, por que com o aumento da porcentagem de biomassa, tem-se um aumento na altura do leito e conseqüente aumento da porosidade, porém quantidades maiores de biomassa promovem o empistonamento do leito, ocasionando o aumento da queda de pressão. Portanto, os valores de queda de pressão estão diretamente ligados à massa da mistura presente no leito e a porcentagem da mistura, variando a altura inicial do leito devido a uma maior ou menor presença de biomassa.

A dificuldade em se encontrar na literatura correlações que abrangem de forma geral a determinação da  $u_{mf}$ , pois no caso de modelos gerais como o de GOOSSESNS et al. (1971), subestimam os resultados experimentais para determinadas misturas, pois são modelos que não levam em consideração fatores importantes como a forma e esfericidade da partícula, principalmente da biomassa que possuem propriedades bem características. Enquanto o modelo de RAO; RAM. BHEEMARASETTI (2001) trata-se de um modelo obtido através de correlações experimentais em que as equações adéquam as mesmas condições utilizadas pelos autores.

## 5.2 Sugestões para próximos trabalhos

A seguir são apresentadas algumas sugestões para trabalhos futuros que possam ser desenvolvidos com o uso de misturas binárias de biomassa e areia empregados a processos de pirólise:

- Obter experimentalmente as velocidades de mínima fluidização de misturas binárias, utilizando outras fontes de biomassa e propor uma correlação experimental mais abrangente, que leve em consideração a forma da biomassa (longa e fina), para identificar a velocidade de mínima fluidização.
- Estudar a influência de propriedades fundamentais das partículas, como por exemplo, a distribuição de tamanhos e forma das partículas (talos longos e finos), de modo que essas partículas possam obter um melhor desempenho na fluidização de misturas.
- Para avaliar a qualidade da fluidização e otimizar o fluxo gás-sólido em relação a misturas binárias (biomassa e inerte), estudar os perfis de concentração radial e axial das espécies durante a fluidização, através do uso de um “sistema de facas” , de maneira a compreender a segregação entre as misturas e a distribuição dos tempos de residência.
- Estabelecer critérios para especificação de inertes, quando estes são necessários para a fluidização de biomassa, utilizando um inerte com diâmetro menor do que o utilizado no presente trabalho, a fim de obter uma mistura que atenuar o efeito da segregação.
- Estudar o efeito da temperatura e umidade relativa do ar, a umidade das partículas sobre o movimento das misturas binárias de biomassa e areia durante a fluidização.
- Desenvolver modelos multifásicos, analisando o efeito de alguns parâmetros importantes na definição de uma mistura ideal de biomassa e inerte com o uso da fluidodinâmica computacional (CFD) para avaliar os resultados experimentais obtidos neste trabalho.

---

# APÊNDICE A

---

O Apêndice A mostra a Tabela A1 com as principais informações de forma detalhada sobre as condições experimentais utilizadas no presente trabalho.

Tabela A1: condições experimentais.

Mistura	Porcentagem (%)	Massa de Biomassa (g)	Massa de Areia (g)	Altura (cm)
Areia 1	-	-	200	5,7
Areia 2	-	-	200	5,5
Areia 3	-	-	200	5,4
R1A1	5	10	190	7,5
	10	20	180	9,3
	15	30	170	11,5
R1A2	5	10	190	8,0
	10	20	180	10,0
	15	30	170	12,0
R1A3	5	10	190	8,0
	10	20	180	9,5
	15	30	170	11,0
R2A1	5	10	190	6,6
	10	20	180	9,0
	15	30	170	10,0
R2A2	5	10	190	7,5
	10	20	180	9,0
	15	30	170	11,0
R2A3	5	10	190	7,4
	10	20	180	9,3
	15	30	170	10,8
R3A1	5	10	190	6,3
	10	20	180	7,5
	15	30	170	9,7
R3A2	5	10	190	7,0
	10	20	180	8,1
	15	30	170	9,0
R3A3	5	10	190	7,0
	10	20	180	8,3
	15	30	170	9,0

---

# APÊNDICE B

---

O Apêndice B mostra o painel frontal e o diagrama de blocos utilizados no *Software LabVIEW* para aquisição de dados de velocidade e pressão na obtenção dos valores experimentais de velocidade de mínima fluidização de misturas binárias de biomassa e areia.

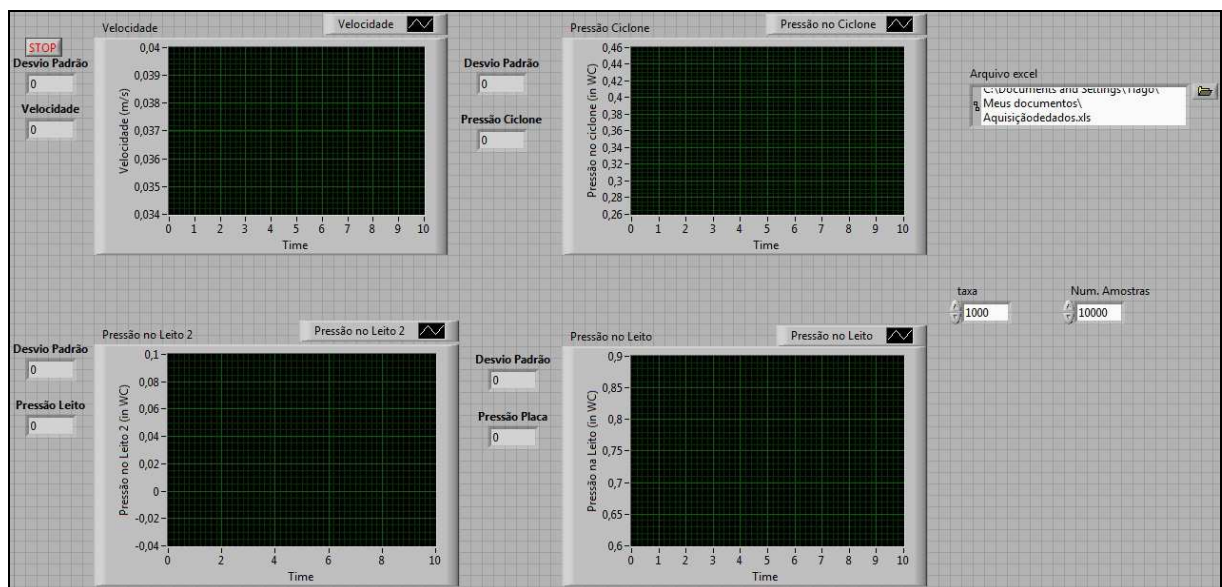


Figura B1: Painel frontal do *software LabVIEW* para aquisição de dados de velocidade e pressão.



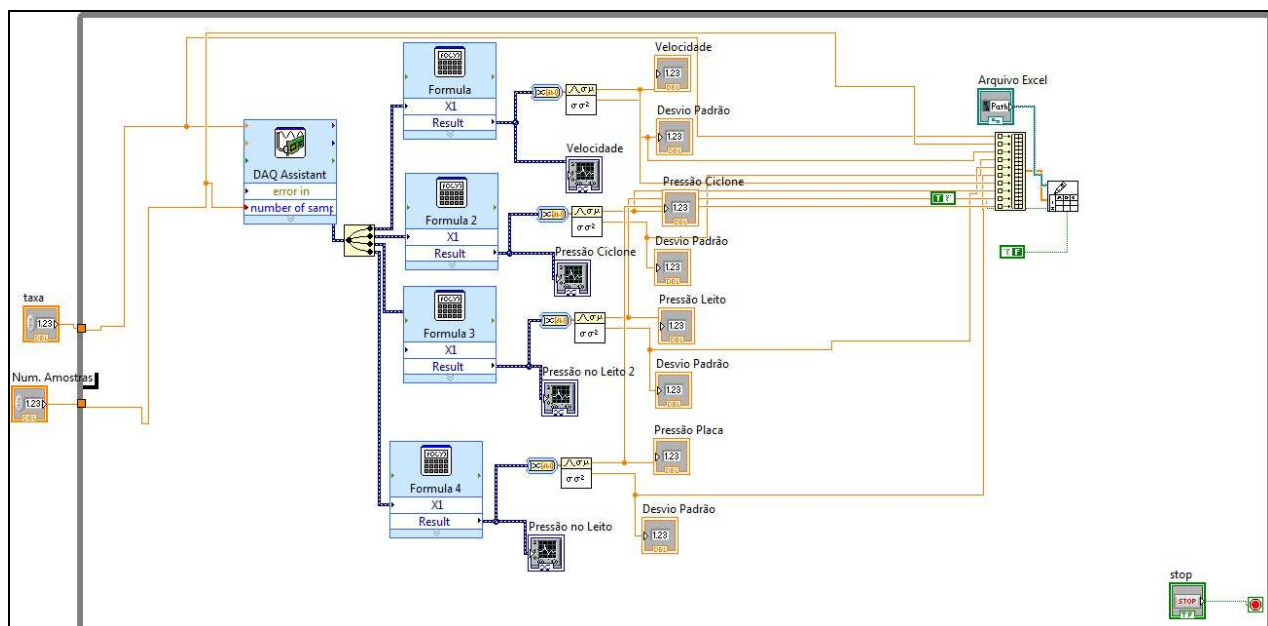


Figura B2: Diagramas de blocos do *Software LabVIEW* para aquisição de dados de velocidade e pressão.

---

## APÊNDICE C

---

O Apêndice C mostra em detalhes a unidade experimental utilizada no presente trabalho. As Figuras C1, C2, C3, C4 e C5 mostram as perspectivas dos equipamentos da unidade experimental para uma melhor visualização e detalhamento da unidade.

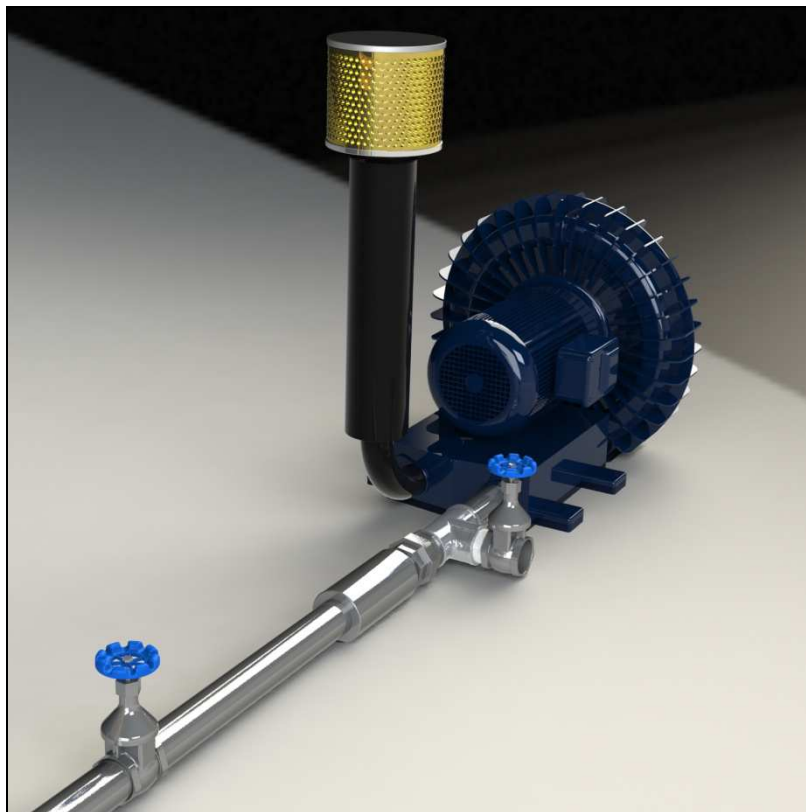


Figura C1: Compressor centrífugo, filtro de ar, *bypass*, válvulas globo e gaveta.

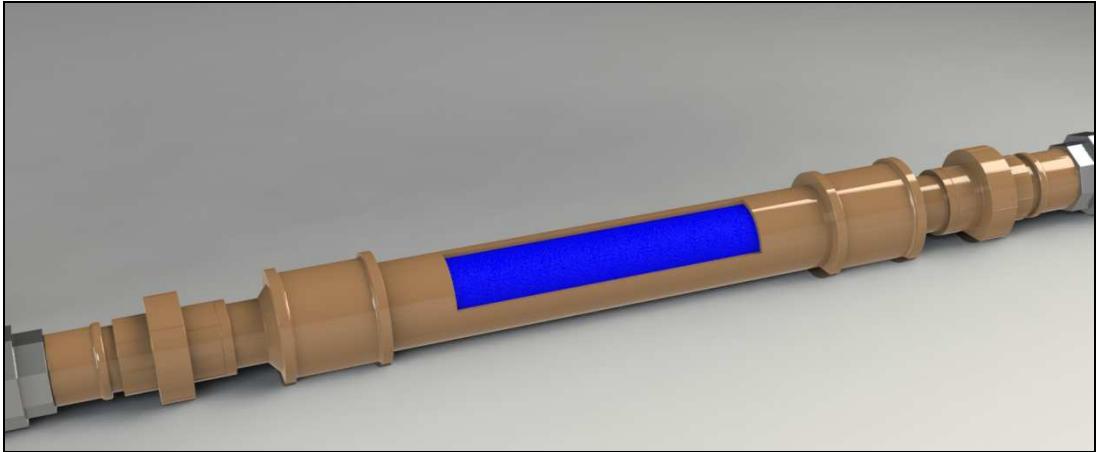


Figura C2: Leito poroso de sílica gel.



Figura C3: Leito fluidizado de acrílico.

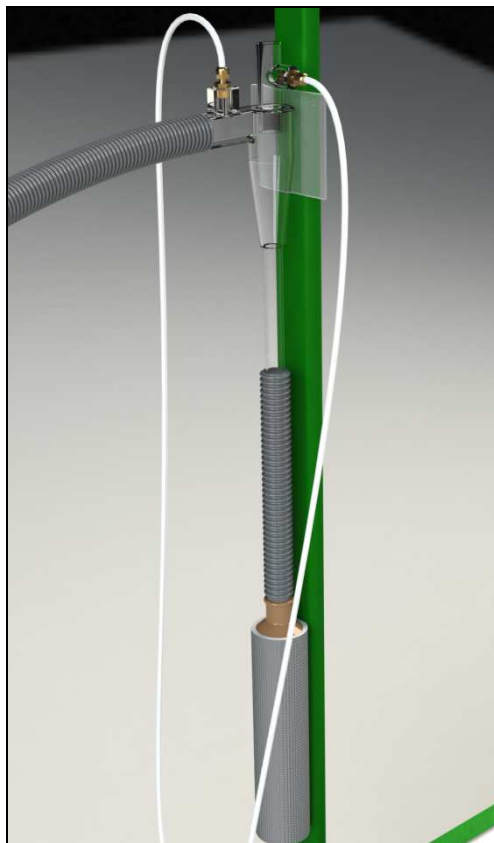


Figura C4: Ciclone (separador gás-sólido).

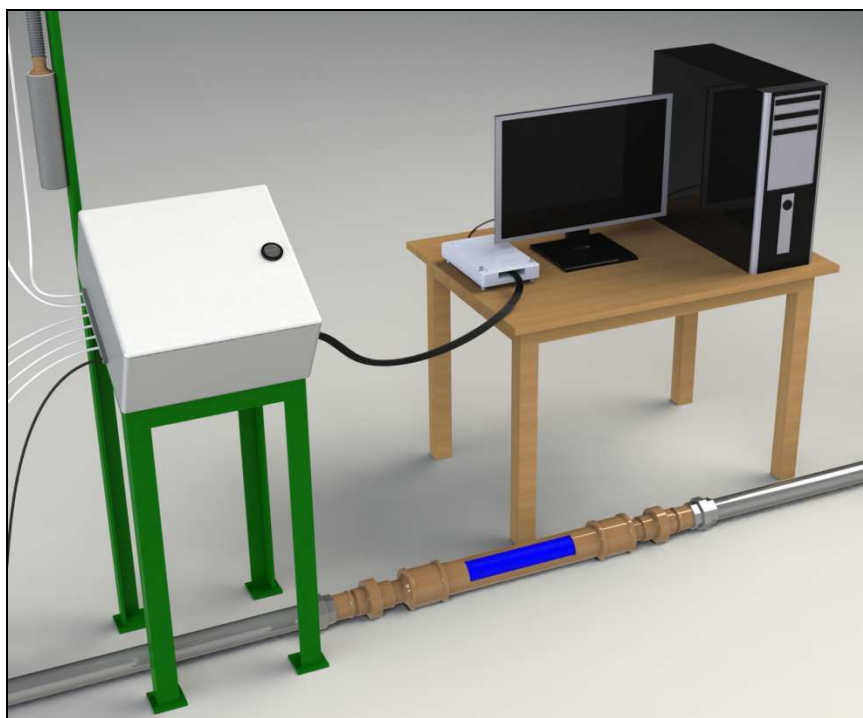


Figura C5: Painel frontal, placa de aquisição e computador.



Figura C6: Detalhe dos pontos de pressão e da placa sinterizada.

---

---

# REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

---

ANUÁRIO BRASILEIRO DO TABACO 2011. Santa Cruz do Sul, Gazeta Santa Cruz, 2011, 176p.

BRASIL. Agência Nacional de Energia Elétrica. Atlas de Energia Elétrica do Brasil, 2ª Edição, 2002, 199p.

BRASIL. Agência Nacional de Energia Elétrica. Atlas de Energia Elétrica do Brasil, 3ª Edição, 2008, 236p.

CARDOSO, C. R. Arraste de partículas finas em um leito fluidizado e eficiência de coleta de um ciclone *dipleg*. Dissertação de Mestrado, Uberlândia, Universidade Federal de Uberlândia, 2008, 67p.

CHIBA, S; CHIBA, T; NIENOW, AW; KOBAYASHI, H. The minimum fluidization velocity, bed expansion and pressure-drop profile of binary particle mixtures. Powder Technology, vol. 22, p. 255-269, 1979.

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, vol. 60, p. 6909-6918, 2005.

FORMISANI, B.; GIRIMONTE, R. E LONGO, T. The fluidization process of binary mixtures of solids: Development of the approach based on the fluidization velocity interval. Powder Technology, vol. 185, p. 97-108, 2008.

GELDART, D.; ABRAHAMSEN, AR. Homogeneous fluidization of fine powders using various gases and pressures. Powder Technology, vol. 19, p.133-136, 1978.

GELDART, D., Gas Fluidization Technology. Edited by D. Geldart, John Wiley & Sons, Great Britain, 1986, 468p.

GOOSSENS, WRA.; DUMONT, GL.; SPAEPEN, GL. Fluidization of binary mixtures in laminar flow region. Chemical Engineering Progress Symposium Series, vol. 67, p. 38-45, 1971.

GRACE, J. R.; AVIDAN, A. A. E.; KNOWLTON, T. M. *Circulating Fluidized Beds*. 1ª ed. Londres: Blackie Academic & Professional, 1997, 585p.

HEPING CUI; GRACE, J. R. Fluidization of biomass particles: A review of experimental multiphase flow aspects. *Chemical Engineering Science*, vol. 62, p. 45-55, 2007.

HOVMAND S., DAVIDSON J. F. *Pilot plant and laboratory scale fluidized reactors at high gas velocities: the relevance of slug flow*. New York: Academic Press, p. 193-259, 1971.

INNOCENTINI, M. D. M.; PANDOLFELLI, V. C. Issues Concerning the Evaluation of Permeability in Refractory Concretes with Darcy and Forchheimer Equations. *Cerâmica* [online], 1999, vol. 45, 61p.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. *Fluidization Engineering*. 2ª ed. Boston, Londres, Singapura, Sidney, Toronto, Wellington: Butterworth Heinemann, 1991, 491p.

LI, H.; HONG, R. E WANG, Z. Fluidizing Ultrafine Powders with Circulating Fluidized Bed. *Chemical Engineering Science*, vol. 54, p. 5609-5615, 1999.

M. FATIH DEMIRBAS; MUSTAFA BALAT; HAVVA BALAT. Potential contribution of biomass to the sustainable energy development. *Energy Conversion and Management*, vol. 50, p. 1746-1760, 2009.

MOURA, M. J., e FIGUEIREDO, M. M. Aplicação das técnicas de picnometria de gás e de porosimetria de mercúrio à caracterização da madeira *E. globulus*. *Silva Lusitana*, vol. 10, p. 207-216, 2002.

NIENOW, AW.; ROWE, PN.; CHEUNG, LYL. A quantitative analysis of the mixing of two segregating powders of different density in a gas-fluidized bed. *Powder Technology*, vol. 20, p. 89-97, 1978a.

NIENOW, AW.; ROWE, PN.; CHIBA, T. Mixing and segregation of a small proportion of large particles in gas fluidized beds of considerably smaller ones. *AIChE Symposium Series*, vol. 74, p. 45-53, 1978b.

NIENOW, AW; NAIMER, NS; CHIBA, T. Studies of segregation/ mixing in fluidized beds of different size particles. *Chemical Engineering Communications*, vol. 62, p. 53-66, 1987.

PALLARES, D.; JOHNSON, F. Macroscopic Modeling of Fluid Dynamics in Large-Scale Circulating Fluidized Beds. *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 32, p. 539-569, 2006.

PILAR AZNAR, 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* vol. 32, p. 95-102, 1992a.

PILAR AZNAR, M.; GRACIA GORRIA, F.A.; CORELLA, J. Minimum and maximum velocities for fluidization for mixtures of agricultural and forest residues with a second fluidized solid. II. Experimental results for different mixtures. *International Chemical Engineering* vol. 32, p. 103-113, 1992b.

PUNCOCHAR, M.; DRAHOS, J.; CERMAK, J. E SELUCKY, K. Evaluation of minimum Fluidizing Velocity in Gas Fluidized Bed from Pressure Fluctuations. Chemical Engineering Communications, vol. 35, p 81-89, 1984.

RAO T. R.; BHEEMARASETTI, J. V. R. Minimum fluidization velocities of mixtures of biomass and sands. Energy, vol. 26, p. 633-644, 2001.

SAXENA, S. C.; VOGEL G. J. The measurement of Incipient Fluidization Velocities in a bed of Coarse Dolomite at Temperature and Pressure, Transactions of the Institution Chemical Engineers, vol. 55, p. 184-189, 1977.

SMOLDERS, K. E BAEYENS, J. Gas Fluidized Beds Operating at High Velocities: a Critical Review of Occurring Regimes. Powder Technology, vol. 119, p. 269-291, 2001.

WEBB, P.A., ORR, C. Analytical Methods in Fine Particle Technology. Micromeritics Instrument Corporation, USA, p. 301, 1997.

WEN CY; YU YH. Mechanics of fluidization. Chemical Engineering Progress Symposium Series, vol. 62, p. 100-111, 1966b.

WANG, Z.; KWAUK, M.; LI, H. Fluidization of Fine Particles. Chemical Engineering Science, vol. 53, p. 377-395, 1997.

WILKINSON, D. Determination of Minimum Fluidization Velocity by Pressure Fluctuations Measurement. The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 73, p. 562-565, 1995.

YANG, WC. Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems. 1<sup>a</sup> ed. New York: Marcel Dekker, 2003, 861p.