

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO UNIVERSITÁRIO NORTE DO ESPÍRITO SANTO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENERGIA**

THAÍS MAGNAGO FREITAS

**ANÁLISE EXPERIMENTAL E NUMÉRICA DO ESCOAMENTO
AR-AREIA-COMPÓSITO PEBD/AL EM LEITO FLUIDIZADO**

SÃO MATEUS, ES

2015

THAÍS MAGNAGO FREITAS

ANÁLISE EXPERIMENTAL E NUMÉRICA DO ESCOAMENTO AR-AREIA-COMPÓSITO PEBD/AL EM LEITO FLUIDIZADO

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Energia do Centro Universitário Norte do Espírito Santo da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre em Energia na Área de Concentração Interdisciplinar em Engenharia, Tecnologia e Gestão.

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Silveira Bachelos.

Coorientador: Prof. Dr. Daniel da Cunha Ribeiro.

SÃO MATEUS, ES

2015

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)
(Divisão de Biblioteca Setorial do CEUNES - BC, ES, Brasil)

F866a Freitas, Thaís Magnago, 1990-
Análise experimental e numérica do escoamento ar-areia-
compósito PEBD/Al em leito fluidizado / Thaís Magnago Freitas. –
2015.
90 f. : il.

Orientador: Marcelo Silveira Bacelos.

Coorientador: Daniel da Cunha Ribeiro.

Dissertação (Mestrado em Energia) – Universidade Federal
do Espírito Santo, Centro Universitário Norte do Espírito Santo.

1. Energia. 2. Pirólise. 3. Resíduos sólidos. 4. Escoamento
multifásico. 5. Fluidização. 6. Fluidodinâmica computacional. I.
Bacelos, Marcelo Silveira. II. Ribeiro, Daniel da Cunha. III.
Universidade Federal do Espírito Santo. Centro Universitário
Norte do Espírito Santo. IV. Título.

CDU: 620.9

ANÁLISE EXPERIMENTAL E NUMÉRICA DO ESCOAMENTO AR- AREIA- COMPÓSITO PEBD/AL EM LEITO FLUIDIZADO

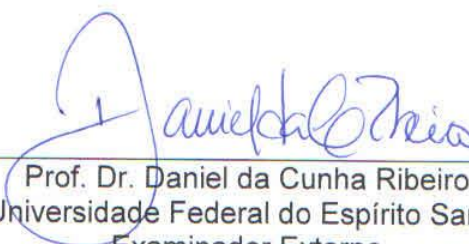
THAÍS MAGNAGO FREITAS

Dissertação apresentada à Universidade Federal do Espírito Santo, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Energia, para obtenção do título de Mestre em Energia.

Aprovada: 15/12/2015.



Prof. Dr. Marcelo Silveira Bachelos
Universidade Federal do Espírito Santo
Orientador



Prof. Dr. Daniel da Cunha Ribeiro
Universidade Federal do Espírito Santo
Examinador Externo



Prof. Dr. Leonardo da Silva Arrieche
Universidade Federal do Espírito Santo
Examinador Interno



Prof. Dr. Renato do Nascimento Siqueira
IFES - Campus São Mateus
Examinador Externo

AGRADECIMENTOS

Agradeço à Deus pelo dom da vida, por iluminar meu caminho e por permitir alcançar meus objetivos.

Aos meus pais Jorge Freitas e Aldinéia Magnago Freitas e meu irmão Théo, meu muito obrigado pelas orações, apoio, confiança e suporte em todas as etapas da minha vida.

Ao Vitor Menezes pelo amor e companheirismo ao longo destes anos.

Ao meu orientador, professor Dr. Marcelo Silveira Bacelos pela orientação, ensinamentos, e dedicação durante todo o desenvolvimento deste trabalho.

Aos demais professores do DETEC/UFES, em especial aos professores Daniel da Cunha Ribeiro, Leonardo da Silva Arrieche e Taisa Shimosakai de Lira pela disposição em auxiliar e contribuir na realização desta pesquisa.

À minha amiga Marina Conte e aos colegas do PPGEN/UFES, em especial à Kamilla e Priscilla pela amizade, convivência e apoio durante todo esse período.

À Fapes pelo suporte financeiro e à Tetra Pak pelo apoio à pesquisa.

À todos os meus amigos e familiares que contribuíram para meu crescimento pessoal e profissional e que tornaram essa caminhada mais amena.

RESUMO

No contexto atual em que é visado o máximo aproveitamento energético em rotas de recuperação de resíduos sólidos, a pirólise é uma técnica promissora. No âmbito dos resíduos cartonados, esta tecnologia é a única que permite recuperação do alumínio. Em larga escala de produção, o reator de leito fluidizado é uma alternativa apropriada de sistema de contato gás-sólido para pirólise rápida de compósito polietileno-alumínio (PEBD/Al). Entretanto, ainda é necessário uma maior compreensão da fluidodinâmica do leito fluidizado composto por estas partículas. Assim, este estudo tem como objetivo analisar a fluidodinâmica de partículas de compósito polietileno-alumínio ($\rho_s = 1039 \text{ kg/m}^3$, $d_s = 550 \text{ }\mu\text{m}$) e de areia ($\rho_s = 2567 \text{ kg/m}^3$, $d_s = 550 \text{ }\mu\text{m}$) em leito fluidizado de maneira a contribuir com a aplicação deste equipamento como um reator de pirólise de compósito de resíduos cartonados. Para tanto, ensaios fluidodinâmicos são realizados para obtenção de dados experimentais de queda de pressão no leito como uma função da velocidade do ar na coluna. Medições de altura do leito são efetuadas para o cálculo da porosidade. O escoamento multifásico é analisado através da técnica da fluidodinâmica computacional usando uma abordagem Euleriana-Granular. A velocidade mínima de fluidização é obtida através da curva característica experimental e por equações advindas na literatura. Seu valor decresce à medida que a fração de compósito aumenta, apresentando valores experimentais de 0,32; 0,30; 0,28; 0,24; 0,22 e 0,13 m/s, para os sistemas compostos por areia, mistura 1 (95% areia), mistura 2 (90% areia), mistura 3 (80% areia), mistura 4 (70% areia) e compósito, respectivamente. Nas condições operacionais utilizadas, os regimes de escoamentos presentes na fluidização de partículas de compósito e areia são: leito fixo, fluidizado borbulhante e fluidizado pulsado. Para o leito operando com misturas de compósito e areia, a segregação é indesejável e ocorre somente para baixas velocidades de escoamento de ar. O modelo de arraste de Syamlal-O'Brien (1989) parametrizado representou, de maneira satisfatória, o escoamento de partículas de compósito e areia no leito fluidizado em estudo. A investigação da fluidodinâmica de misturas de polietileno-alumínio e areia em leito fluidizado é uma etapa fundamental para determinação da razão entre estes componentes e das condições operacionais ótimas a serem utilizadas na pirólise destes resíduos.

Palavras-chave: Energia. Pirólise. Resíduos sólidos. Escoamento multifásico. Leito fluidizado. Fluidodinâmica computacional.

ABSTRACT

In the current context in which is endorsed the maximum energy use on recovery routes of solid waste, pyrolysis is a promising technique. In the context of carton packaging waste, this technology is the only one that allows aluminum recovery. In large-scale production, the fluidized bed reactor becomes a promising technique of gas-solid contact system for pyrolysis of polyethylene-aluminum composite (LDPE/Al). However, it still needs a better understanding of polyethylene-aluminum particles fluid dynamics in fluidized bed. In this sense, this study aims to analyze the fluid dynamics behavior of composite ($\rho_s = 1039 \text{ kg/m}^3$, $d_s = 550 \text{ }\mu\text{m}$) and sand ($\rho_s = 2567 \text{ kg/m}^3$, $d_s = 550 \text{ }\mu\text{m}$) particles in fluidized bed in order to contribute to the application of this reactor in pyrolysis of carton packaging waste. To achieve that goal, fluid dynamics tests are carried out to obtain experimental data of pressure drop and bed height as functions of air velocity. A multifluid Eulerian model with granular flow extension is used to simulate the multiphase flow using computational fluid dynamic. The minimum fluidization velocity is obtained through experimental characteristic curve and equations from literature. Its values decrease as the mass fraction of composite in mixture increase, with experimental values of 0,32; 0,30; 0,28; 0,24; 0,22 and 0,13 m/s for systems operating with sand, mixture 1 (95% sand), mixture 2 (90% sand), mixture 3 (80% sand), mixture 4 (70% sand) and composite, respectively. Restricted to the conditions studied, the flow patterns present in polyethylene-aluminum and sand fluidization are: fixed bed, bubbling fluidized bed and slugging fluidized bed. For the fluidized bed operating with mixtures of composite and sand the segregation phenomena is undesirable and only occurs for low air velocities. The Syamlal-O'Brien (1989) parametric momentum exchange coefficient was appropriate to perform the polyethylene-aluminum flow in fluidized bed. The fluid dynamic behavior investigation of these mixtures in fluidized bed is a fundamental step to determine the ratio of sand and composite and optimal operating conditions to be used in the pyrolysis of these waste.

Keywords: Energy. Pyrolysis. Solid waste. Multiphase flow. Fluidized bed. Computational fluid dynamics

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Estrutura de uma embalagem cartonada.....	18
Figura 2.2 – Rotas para a recuperação de resíduos cartonados.....	21
Figura 2.3 – Planta de pirólise.....	23
Figura 3.1 – Esquema do processo em estudo.	38
Figura 3.2 – Condições de contorno e inicial: (a) entrada; (b) saída; (c) paredes; (d) partículas.	48
Figura 4.1 – Materiais utilizados.....	49
Figura 4.2 – Imagens obtidas para o PEBD/Al.	52
Figura 4.3 – Imagens obtidas para areia.	52
Figura 4.4 – Unidade experimental: 1 – coluna cilíndrica de vidro, 2 – soprador, 3 – aquecedor, 4 – termopar, 5 – transdutor de pressão, 6 – placa de aquisição de dados, 7 – computador.....	53
Figura 4.5 – Diagrama de blocos para aquisição dos dados no Labview 10.0.	54
Figura 5.1 – Classificação de Geldart das partículas em estudo.....	61
Figura 5.2 – Queda de pressão como função da velocidade do ar para o leito composto por: (a) PEBD/Al, (b) areia, (c) mistura 1, (d) mistura 2, (e) mistura 3, (f) mistura 4.....	63
Figura 5.3 – Desvio padrão da queda de pressão como função da velocidade do ar para leito composto por: (a) PEBD/Al, (b) areia, (c) mistura 1, (d) mistura 2, (e) mistura 3, (f) mistura 4.....	65
Figura 5.4 – Fotografias do leito fluidizado com PEBD/Al: (a) leito fixo, (b) regime fluidizado borbulhante, (c) regime fluidizado pulsado.	66
Figura 5.5 – Fotografias do leito fluidizado com areia: (a) leito fixo, (b) regime fluidizado borbulhante, (c) regime fluidizado pulsado.....	66
Figura 5.6 – Porosidade em função da velocidade do ar.	67
Figura 5.7 – Malhas computacionais geradas e dimensões dos elementos.	69
Figura 5.8 – Perfil de fração volumétrica de sólidos no decorrer do tempo para malha1.	70
Figura 5.9 – Perfil de fração volumétrica de sólidos no decorrer do tempo para malha 2.	71
Figura 5.10 – Queda de pressão no leito em função do tempo de simulação.	71

Figura 5.11 – Fração volumétrica de PEBD/Al, após 5s, para diferentes velocidade superficiais de ar	72
Figura 5.12– Fração volumétrica de areia, após 5s, para diferentes velocidade superficiais de ar.	73
Figura 5.13 – Curva característica para o leito preenchido por: (a) PEBD/Al; (b) areia.	73
Figura 5.14 – Fração volumétrica média de PEBD/Al em função da posição axial; (a) mistura 1, (b) mistura 2, (c) mistura 3, (d) mistura 4.....	76
Figura 5.15 – Perfis médios de fração volumétrica: (a) PEBD/Al, (b) areia.....	77

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Pesquisas referentes a fluidodinâmica de leitos fluidizados.....	30
Tabela 3.1 – Abordagem euleriana-euleriana.....	37
Tabela 3.2 – Equações governantes da abordagem euleriana-euleriana para escoamento gás-sólido em leito fluidizado.....	39
Tabela 3.3 – Coeficientes e termos da temperatura granular.....	42
Tabela 3.4 – Modelos de arraste.....	43
Tabela 3.5 – Tensor das tensões viscosas.....	46
Tabela 4.1 – Malhas computacionais geradas.....	56
Tabela 4.2 – Parâmetros empregados nas simulações.....	58
Tabela 5.1 – Propriedades físicas dos materiais utilizados.....	60
Tabela 5.2 – Propriedades das misturas utilizadas.....	61
Tabela 5.3 – Parâmetros na condição de mínima fluidização.....	64
Tabela 5.4 – Dados de velocidade mínima de fluidização experimentais, teóricos e erro relativo.....	68
Tabela 5.5 – Resultados do teste de independência da malha.....	70
Tabela 5.6 – Dados experimentais e simulados e erros relativos para leito de PEBD/Al e areia.....	74
Tabela 5.7 – Dados experimentais e simulados e erros relativos para as misturas.....	75

LISTA DE SÍMBOLOS

A_b	Área da seção transversal do leito	[m ²]
A_l	Grau de alongamento	[-]
C_D	Coefficiente de arraste	[-]
C_{fr}	Coefficiente de atrito entre as fases sólidas	[-]
d_s	Diâmetro de partícula	[m]
e_{ss}	Coefficiente de restituição entre sólidos	[-]
$g_{0,ss}$	Função de distribuição radial	[-]
\vec{g}	Aceleração gravitacional	[m.s ⁻²]
h	Posição axial	[m]
\bar{I}	Tensor unitário	[-]
k_{θ_s}	Coefficiente de difusão de temperatura granular	[kg.m ⁻² .s ¹]
L	Altura do leito de partículas	[m]
m	Massa	[kg]
N_c	Número de Courant $\equiv v_g \frac{\Delta t}{\Delta y}$	[-]
P	Pressão	[Pa]
ΔP	Queda de pressão no leito	[Pa]
Re	Número de Reynolds $\equiv \frac{\rho v d}{\mu}$	[-]
Δt	Passo de tempo	[s]
u	Velocidade superficial	[m.s ⁻¹]
\vec{v}	Velocidade	[m.s ⁻¹]
$v_{r,s}$	Velocidade terminal para a fase sólida	[m.s ⁻¹]
V	Volume	[m ³]
Δy	Tamanho da célula paralela ao fluxo	[m]

Símbolos gregos

α	Fração volumétrica	[-]
β	Coefficiente de troca de <i>momentum</i> entre fases	[kg.m ⁻³ .s ⁻¹]
γ_{θ_s}	Energia de dissipação colisional	[kg.m ⁻¹ .s ⁻³]
ε	Porosidade	[-]
θ	Temperatura granular	[m ² .s ⁻²]
λ	Viscosidade <i>bulk</i>	[Pa.s]
μ	Viscosidade cisalhante	[Pa.s]
$\bar{\tau}$	Tensor das tensões	[N.m ⁻²]
ρ	Massa específica	[kg.m ⁻³]
σ	Desvio padrão	[-]
ϕ	Esfericidade	[-]
ϕ_{gs}	Troca de energia entre fases	[kg.m ⁻¹ .s ⁻³]

Abreviaturas

Al	Alumínio
CFD	Fluidodinâmica Computacional
PEBD	Polietileno de Baixa Densidade

Subscritos

g	Fase fluida, gasosa
s	Fase granular, sólida
mf	Mínima fluidização

SUMÁRIO

RESUMO	V
ABSTRACT	VI
LISTA DE FIGURAS	VII
LISTA DE TABELAS	IX
LISTA DE SÍMBOLOS	X
1 INTRODUÇÃO	15
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	18
2.1 EMBALAGENS CARTONADAS.....	18
2.1.1 Aspectos gerais.....	18
2.1.2 Recuperação de resíduos de embalagens cartonadas	19
2.1.3 Pirólise de resíduos de embalagens cartonadas	22
2.2 LEITOS FLUIDIZADOS.....	25
2.2.1 Aspectos gerais.....	25
2.2.2 O fenômeno da fluidização.....	25
2.2.3 Fluidodinâmica de leitos fluidizados	28
2.3 FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL	32
3 MODELAGEM	36
3.1 MODELAGEM DE ESCOAMENTOS MULTIFÁSICOS	36
3.2 MODELAGEM EULERIANA PARA LEITOS FLUIDIZADOS	38
3.2.1 Considerações.....	38
3.2.2 Equacionamento	39
3.2.2.1 Teoria cinética granular.....	41
3.2.2.2 Força de arraste.....	43
3.2.2.3 Tensões viscosas.....	45

3.2.2.4 Pressão de sólidos.....	46
3.2.3 Condições de contorno e inicial	47
3.2.4 Classificação do problema.....	48
4 METODOLOGIA	49
4.1 METODOLOGIA EXPERIMENTAL.....	49
4.1.1 Materiais	49
4.1.2 Caracterização das partículas	50
4.1.2.1 Massa específica.....	50
4.1.2.2 Diâmetro médio.....	50
4.1.2.3 Porosidade.....	51
4.1.2.4 Esfericidade.....	51
4.1.3 Unidade experimental	52
4.1.4 Ensaios fluidodinâmicos	53
4.2 METODOLOGIA NUMÉRICA	55
4.2.1 Malha computacional.....	55
4.2.2 Método de solução do modelo.....	57
4.2.3 Parâmetros e modelos da simulação	58
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	60
5.1 EXPERIMENTAL.....	60
5.1.1 Caracterização das partículas	60
5.1.2 Ensaios fluidodinâmicos	62
5.2 COMPARAÇÃO ENTRE DADOS EXPERIMENTAIS E TEÓRICOS.....	67
5.3 SIMULAÇÃO	69
5.3.1 Estudo da malha.....	69
5.3.2 Leito fluidizado composto por uma fase sólida (PEBD/Al ou areia).....	72
5.3.3 Leito fluidizado composto por duas fases sólidas (misturas)	75

5.4 ASPECTOS COM RELAÇÃO À PIRÓLISE DE PEBD/AL.....	78
6 CONCLUSÕES	80
7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	82
REFERÊNCIAS.....	83

1 INTRODUÇÃO

A geração de resíduos sólidos através de processos produtivos e atividades humanas é inevitável. Segundo Demajorovic (1996), durante vários séculos, os resíduos sólidos eram considerados como meros subprodutos do sistema econômico, isentos de valores agregados, cujo envio para áreas inabitadas era o principal destino. Atualmente, a geração de resíduos atingiu níveis excessivos, devido, principalmente, aos avanços tecnológicos e ao crescimento populacional. O adequado manejo destes resíduos se tornou um dos principais problemas de cunho econômico e ambiental enfrentados pela sociedade. Isto porque, a disposição inadequada dos resíduos – especialmente em vazadouros a céu aberto – não somente resulta em riscos à saúde pública e ao meio ambiente, mas também, não proporciona o seu aproveitamento energético.

Com o intuito de enfrentar estas questões, políticas públicas de gestão de resíduos sólidos estão sendo discutidas e implementadas em diversos Países. No Brasil, em 2010, o governo estabeleceu, por meio da Lei nº 12 305/2010, a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS) propondo metas e diretrizes para a gestão dos mesmos (BRASIL, 2010). Embora ainda não estejam garantidos todos os instrumentos necessários para a concretização dos objetivos da Lei, esta representa um importante avanço na questão de gerenciamento dos resíduos.

Dentre as abordagens da Lei, cabe destacar a responsabilidade compartilhada entre as esferas da sociedade envolvidas com a geração e disposição dos resíduos, a inclusão socioeconômica dos catadores de materiais recicláveis e a erradicação de lixões. Diante deste cenário, um dos principais desafios atuais é construir bases sólidas para que o mercado da reciclagem se desenvolva com viabilidade técnica e econômica.

Segundo dados do boletim Cempre Review 2013 divulgado pelo Compromisso Empresarial para reciclagem (CEMPRE, 2013), cerca de 194 mil toneladas de lixo são produzidas diariamente no Brasil. Com relação à fração reciclável, apenas 27% dos resíduos coletados foram efetivamente recuperados, evidenciando a falta de tratamento adequado da grande quantidade de resíduos sólidos gerados no País.

Uma parcela expressiva desses resíduos recicláveis é constituída pelas embalagens cartonadas, juntamente com o papel e papelão.

As embalagens cartonadas, também conhecidas como embalagens longa vida, são amplamente utilizadas por garantir a conservação de alimentos por períodos prolongados de tempo, sem necessidade de refrigeração. Isso é possível devido à sua estrutura de compósito laminar formado por polietileno, alumínio e papel, que evita o contato do alimento com microrganismos, oxigênio e luz (NASCIMENTO et al., 2007). O descarte inadequado das embalagens cartonadas gera grandes impactos ambientais em detrimento da difícil desagregação e degradação dos materiais constituintes em condições naturais.

Em 2012, 12 bilhões de embalagens cartonadas foram consumidas e apenas 29% foram recicladas (CEMPRE, 2013), indicando que o reaproveitamento desses resíduos ainda é precário no Brasil quando comparado a outros tipos de materiais, tais como as latas de alumínio cuja porcentagem de reciclagem é de 97,9% (ABAL, 2014a). Diante disso, a adoção de rotas para o aproveitamento energético desses materiais é necessária e contribui para o alcance das metas do Plano Nacional de Resíduos Sólidos, principal instrumento da PNRS.

Dentre as técnicas de recuperação das embalagens cartonadas cabe-se destacar: 1) a incineração, alternativa muito utilizada em países europeus que visa à utilização da energia da queima; 2) a pirólise, que engloba a tecnologia plasma, que permite a completa separação das camadas constituintes; e 3) a recuperação do compósito polietileno de baixa densidade-alumínio (PEBD/Al) para a obtenção de outros produtos como placas, telhas e artigos de escritório (NEVES, 1999; CEMPRE, acesso em 10 jun. 2014).

A rota termoquímica da pirólise de resíduos cartonados é inovadora e limpa, e se destaca por ser a única a possibilitar a separação entre o polietileno e as lâminas de alumínio. Esse fato garante um maior aproveitamento energético em detrimento da redução do consumo de energia, visto que a reciclagem de alumínio requer menos que 5% da energia necessária para a obtenção do metal a partir do minério (ABAL, 2014b). Além disso, essa rota proporciona a diminuição da extração de matérias-primas para produção de novas embalagens; constituindo assim, uma grande vantagem econômica e ambiental.

Para o processo de pirólise rápida de resíduos de embalagens, leitos fluidizados podem ser empregados. Estes equipamentos proporcionam uma mistura intensa entre as fases fluida e particulada, ocasionando grandes áreas de contato seguidas de taxas elevadas de transferência de calor e massa. Além disso, a uniformidade de distribuição de temperatura que ocorre no interior destes sistemas também é uma característica desejável (KUNII E LEVENSPIEL, 1977; BASU, 2010; CREMASCO, 2012). Desta forma, o conhecimento da fluidodinâmica das partículas no leito fluidizado é de suma importância para a determinação das condições operacionais adequadas para o processo.

Segundo Béttega e Corrêa (2009), a fluidodinâmica computacional (CFD) surge como uma ferramenta auxiliar na investigação da fluidodinâmica de leitos fluidizados. Isso porque este método permite avaliar os diversos parâmetros relevantes ao problema através de resultados com alto nível de detalhamento, com considerável rapidez e sem necessidade de uma nova adequação experimental. Entretanto, a abordagem teórica, experimental e numérica, em conjunto, é a melhor alternativa para solução de problemas de escoamentos multifásicos.

Neste contexto, o presente trabalho tem como finalidade analisar a fluidodinâmica de partículas de compósito PEBD/Al e de areia em leito fluidizado, de maneira a contribuir com a aplicação deste tipo de reator na pirólise de resíduos de embalagens cartonadas. Para atingir tal objetivo as abordagens teóricas, experimentais e numéricas são utilizadas. Ensaio fluidodinâmicos são realizados para a aquisição de dados de queda de pressão no leito como uma função da velocidade do ar. Estes dados são comparados aos obtidos por meio de correlações dispostas na literatura. Os regimes de escoamento são determinados experimentalmente e também analisados através dos dados de desvio padrão da queda de pressão no leito. A previsão de condições operacionais do leito fluidizado, composto por misturas de areia e compósito PEBD/Al, e o fenômeno da segregação são analisados por meio da modelagem e simulação do escoamento, via fluidodinâmica computacional.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo refere-se à fundamentação teórica e revisão de literatura necessários para o desenvolvimento e compreensão desta pesquisa. Inicialmente são descritos os aspectos gerais das embalagens cartonadas e as principais rotas para a recuperação destes resíduos. Um destaque maior é dado à técnica da pirólise que é o foco deste estudo. Em seguida, o fenômeno da fluidização é abordado assim como os aspectos gerais da fluidodinâmica computacional.

2.1 EMBALAGENS CARTONADAS

2.1.1 Aspectos gerais

As embalagens cartonadas possuem uma estrutura multicamadas formada por três materiais: papel, polietileno e alumínio. O papel representa 75% em massa da embalagem, enquanto o alumínio e o polietileno correspondem a 5% e 20% respectivamente (NEVES, 1999; NASCIMENTO et al., 2007). A Figura 2.1 apresenta a estrutura laminar de uma embalagem longa vida.

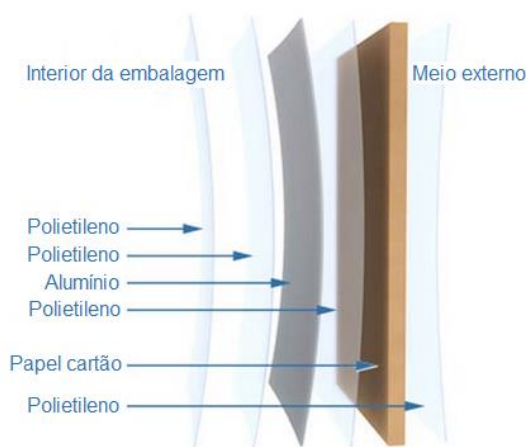


Figura 2.1 – Estrutura de uma embalagem cartonada.

Fonte: adaptado de Tetra Pak (acesso em 05 ago. 2014).

O papel corresponde a maior parte do peso da embalagem e possui a finalidade de dar suporte mecânico, além de receber a impressão. O alumínio, que é extraído da bauxita, está presente em uma pequena camada e é utilizado para proteger o alimento contra a entrada de luz, oxigênio e de evitar a troca de aromas com o meio externo. Já o polietileno de baixa densidade, derivado de combustíveis fósseis, e agora também produzido a partir da cana-de-açúcar, possui as funções de impedir o contato do alumínio com o alimento e do papel com a umidade, servindo também como elemento de adesão entre as camadas (NASCIMENTO et al., 2007).

A estrutura de compósito laminar permite que alimentos possam ser distribuídos e armazenados por períodos prolongados de tempo sem necessidade de refrigeração. Isso justifica a ampla utilização deste tipo de embalagem. No Brasil, cerca de 12 bilhões de embalagens longa vida entraram no mercado no ano de 2012 (CEMPRE, 2013).

Em detrimento ao elevado consumo, as embalagens longa vida são consideradas produtos de alto potencial em geração de resíduos (ZORTEA, 2001), por isso, é de suma importância o estudo e aprimoramento de rotas para a recuperação dos resíduos cartonados visando sua viabilidade técnico-econômica com consequente aplicação no País.

2.1.2 Recuperação de resíduos de embalagens cartonadas

A adoção de fluxos reversos que visam a reintegração dos materiais constituintes das embalagens cartonadas no mercado permite não somente o aproveitamento dos resíduos gerados e a minimização da extração de matérias-primas, como também beneficia o cenário social e econômico do País. A recuperação destes resíduos – agora amparada pela PNRS – propicia novas oportunidades de negócios com a geração de emprego e renda para catadores. Estes estão cada vez mais organizados em cooperativas, e por isso passaram a ter maior acesso a recursos financeiros e apoio para a comercialização de materiais recicláveis (CEMPRE, acesso em 23 nov. 2015).

Com relação aos resíduos cartonados, para que a reciclagem seja possível é necessário que se faça a separação das diversas camadas de materiais que as compõe. A separação primária dos materiais é feita em indústrias de papel que efetuam a remoção do papel das embalagens através de um processo de agitação mecânica com a adição de água em um equipamento chamado *hidrapulper*. Este processo de desagregação não requer a adição de nenhum aditivo químico ou calor. Ao final deste processo, as fibras de papel se desprendem das embalagens e ficam suspensas, e ao ser retiradas, por bombeamento, passam por chapas perfuradas para evitar a passagem do compósito formado pelo polietileno e alumínio (PEBD/Al). Estes últimos são retirados pela lateral, por gravidade, são prensados e secados ao ar (NEVES, 1999).

As fibras de papel já possuem um mercado bem consolidado e podem ser recuperadas nas próprias indústrias papeleiras e transformadas em papelão, bandeja de ovos e papel toalha (NEVES, 1999).

Já para o compósito PEBD/Al existem diferentes rotas tecnológicas para o seu reaproveitamento conforme descrito a seguir (CEMPRE, acesso em 10 jun. 2014):

- a) incineração: esta alternativa visa utilizar a energia liberada na queima do resíduo. Além do vapor d'água, a combustão do compósito produz gás carbônico e trióxido de alumínio na forma sólida que pode ser usado como agente floculante em estações de tratamento de água ou como agente refratário em altos fornos. Esta rota é usada por alguns países europeus que possuem incineradores com controles ambientais rigorosos e preparados para a recuperação energética;
- b) fabricação de placas e telhas: o compósito PEBD/Al é prensado à altas temperaturas, produzindo chapas semelhantes à madeira que também podem ser transformadas em telhas utilizadas na construção civil;
- c) produção de *pellets*: o compósito é encaminhado para indústrias de plástico que efetuam sua reciclagem por meio do processo de extrusão para produção de *pellets*. Esses grãos são utilizados como matéria-prima para produção de peças por injeção, rotomoldagem ou sopro. Os produtos finais são vassouras, artigos de escritório, canetas e etc.

- d) reciclagem via separação termoquímica: tecnologia inovadora que permite a completa separação das camadas de polietileno e alumínio, por meio do plasma térmico ou da pirólise. No processo, o polietileno é transformado em parafina que pode ser comercializado com petroquímicas e o alumínio é totalmente recuperado em forma de lingotes ou pó de alta pureza que podem ser transformados em folhas usadas na produção de novas embalagens. Como visto, o propósito da pirólise não é apenas a conversão de energia, mas uma importante aplicação se dá na produção de matéria-prima (BASU, 2010).

A Figura 2.2 ilustra as possíveis rotas para o reaproveitamento de resíduos de embalagens cartonadas.

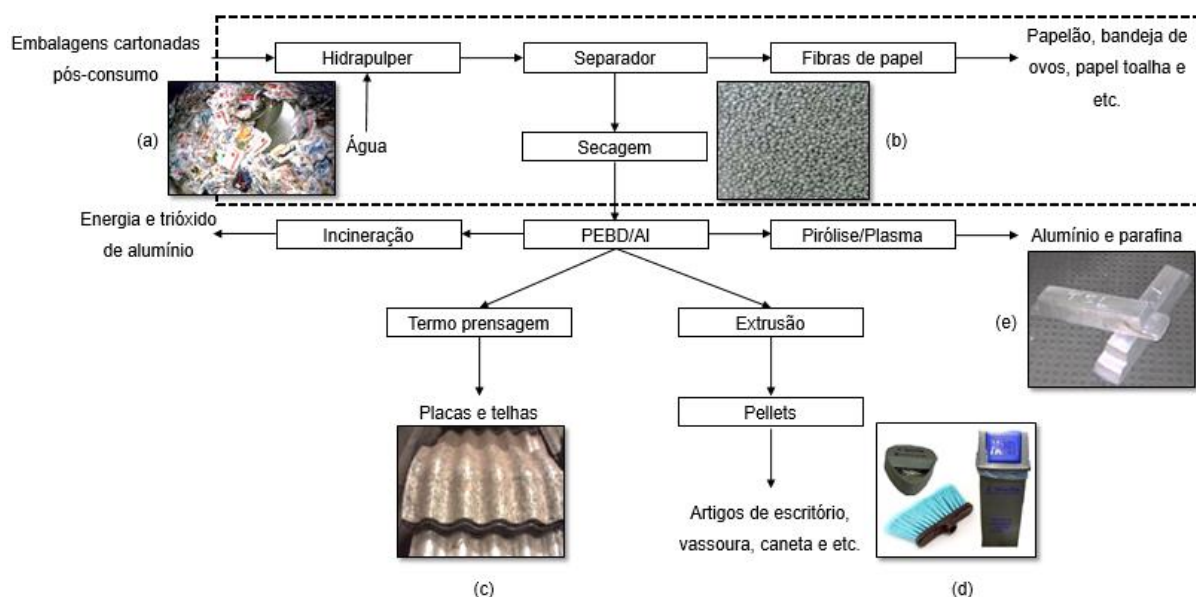


Figura 2.2 – Rotas para a recuperação de resíduos cartonados.

Fontes: (a) Neves (1999); (b) Melo (2014); (c), (d) e (e) Neves (acesso em 10 nov. 2015).

As tecnologias para recuperação ou reutilização do compósito PEBD/Al se mostram viáveis economicamente. Com relação à prensagem térmica, o processo é simples e as características da telha resultante são ligeiramente melhores. No Brasil, a Eco Futuro é uma empresa deste ramo que investiu inicialmente cerca de 200 mil reais para utilizar 40 toneladas/mês de compósito para a produção de 2000 telhas mensais (PROGRAMA DE RECICLAGEM TETRA PAK, acesso em 05 ago. 2014).

Já para a reciclagem via separação térmica, uma planta foi inaugurada em 2005, a primeira planta brasileira, na cidade de Piracicaba, e é capaz de processar oito mil toneladas de plástico e alumínio por ano, o que equivale a 32 mil toneladas de embalagens cartonadas. O investimento foi da ordem de 5 milhões de dólares (ZUBEN, 2005; PEDROSO E ZWICKER, 2007).

Este sistema utiliza energia elétrica para produzir um jato de plasma que irá aquecer a mistura até 12 mil graus Celsius. Neste processo, o polietileno é convertido em parafina, que pode ser utilizada para produção de lubrificantes, ceras e revestimento; e o alumínio é totalmente recuperado na forma de lingotes e pode ser novamente transformado em folhas para ser utilizado em embalagens. Outra vantagem do processo é que as emissões são praticamente nulas (ZUBEN, 2005).

Uma planta de pirólise também já se encontra em funcionamento. Uma indústria em Barcelona na Espanha utiliza a pirólise para recuperar o alumínio presente no resíduo cartonado. No processo, o compósito é aquecido até 500°C na ausência de oxigênio, assim o polietileno não é queimado, mas sim quebrado em cadeias de hidrocarbonetos menores que podem ser utilizados como energia para a própria planta. Esta tecnologia permite obter o alumínio puro e inoxidado que pode ser reciclado facilmente. No caso desta indústria, os gases gerados são capazes de fornecer 20% da energia consumida na fábrica de papel a qual a planta de pirólise se encontra integrada (STORA ENSO, 2011).

2.1.3 Pirólise de resíduos de embalagens cartonadas

Pirólise é a decomposição termoquímica de compostos em uma gama de produtos na ausência de agentes oxidantes ou em quantidades limitadas (BASU, 2010). A pirólise de resíduos cartonados vem sendo estudada por diversos pesquisadores. Wu e Chang (2001), Korkmaz et al. (2009) e Alvarenga (2013) observaram, a partir de estudos sobre pirólise de embalagens cartonadas em atmosfera inerte, que os produtos do processo são alumínio com alto grau de pureza, parafina, carvão e cinzas. Entretanto, é possível pirolisar somente o compósito formado pelo PEBD/Al, visto que

o papel é facilmente separado das embalagens e já encontra o mercado de reciclagem bem desenvolvido.

De acordo com Korkmaz et al. (2009), a decomposição do polietileno e papel das embalagens são independentes e ocorrem em temperaturas diferentes. A temperatura em que é maximizada a decomposição do papel é de aproximadamente 360°C, enquanto que, para o polietileno, a temperatura aproximada é de 500°C. Além disso, a degradação não é afetada pela presença do alumínio. Isso confirma a possibilidade de pirolisar somente o composto PEBD/Al.

Uma planta de pirólise envolve uma série de equipamentos integrados, conforme apresentado na Figura 2.3.

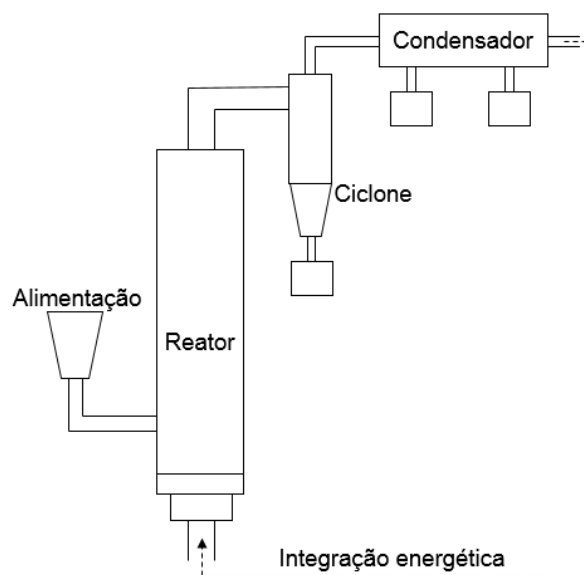


Figura 2.3 – Planta de pirólise.

Primeiramente, o resíduo deve ser alimentado no reator por um dispositivo e, se preciso, uma etapa anterior deve ser empregada para efetuar o tratamento preliminar do resíduo.

Reatores de contato entre as partículas cartonadas e o fluido de aquecimento são empregados a fim de se garantir maiores áreas de contato seguidas de altas taxas de transferência de calor e massa. Diferentes tipos de reatores foram desenvolvidos com base no sistema de contato gás-sólido. Os principais reatores possíveis de serem

empregados neste processo são os reatores de leito fluidizado, de leito de jorro e de tambor que utiliza o plasma térmico.

Após o reator, um conjunto de equipamentos de separação é necessário, como ciclones e condensadores, para promover a separação de possíveis sólidos presentes na fase gasosa e para separar os gases produzidos através dos diferentes pontos de ebulição. Neste processo também há a possibilidade de utilizar alguns produtos como fonte de energia para planta e uma integração energética pode ser efetuada (BASU, 2010).

Recentemente, Marques e Bacelos (2013) e Melo (2014) investigaram o comportamento de resíduos de embalagens cartonadas em leito de jorro de maneira a contribuir com a aplicação deste tipo de reator para a pirólise destes resíduos. Entretanto, o aumento de escala do leito de jorro ainda limita a aplicação deste equipamento para utilização industrial. Assim, a depender da quantidade a ser processada, este equipamento torna-se inviável (BÉTTEGA et al., 2009).

Como o objetivo da pirólise de PEBD/Al consiste somente na separação entre polietileno e alumínio, o produto de interesse é a parafina líquida e o alumínio sólido.

A pirólise rápida é o processo indicado quando a temperatura do sistema é alta (425 à 600°C) e quando o interesse é o produto líquido. Neste caso, é necessário o uso de partículas finas, pois estas apresentam menores resistências à saída dos gases de decomposição, aumentando o rendimento do produto líquido. Para atingir tal finalidade, é indicado o uso de reatores de leito fluidizado (BASU, 2010).

Na pirólise rápida de resíduos em leito fluidizado, utiliza-se ainda um inerte, geralmente areia, para garantir maior homogeneidade do processo e elevadas taxas de transferência de calor (OLIVEIRA, 2012). Assim, observa-se a importância do estudo preliminar do padrão de escoamento de partículas de PEBD/Al e areia em leito fluidizado. As seções seguintes apresentam os princípios necessários para tal estudo.

2.2 LEITOS FLUIDIZADOS

2.2.1 Aspectos gerais

O leito fluidizado foi desenvolvido por Fritz Winker, em 1921. Em 1926, foi registrado o primeiro uso comercial do leito fluidizado em larga escala para a gaseificação de carvão em pó visando a produção de gases combustíveis para motores. Atualmente a preocupação com a mudança climática tem aumentado o interesse na gaseificação de biomassa para o qual gaseificadores de leito fluidizado são particularmente populares, ocupando cerca de 20% do mercado (BASU, 2006).

Além da gaseificação, leitos fluidizados são empregados em uma gama de processos industriais como combustão, reações catalíticas, secagem, pirólise, recobrimento e granulação de sólidos, dentre outros. A opção pelo uso de leitos fluidizados nestes processos decorre do fato destes equipamentos proporcionarem uma mistura intensa entre as fases fluida e particulada, ocasionando taxas elevadas de transferência de calor e massa e uniformidade de distribuição de temperatura (KUNII E LEVENSPIEL, 1977).

2.2.2 O fenômeno da fluidização

A fluidização é definida como uma operação através da qual sólidos finos adquirem um estado similar ao de um fluido pelo contato com gás ou líquido (KUNII E LEVENSPIEL, 1977; BASU, 2006).

Vários regimes de escoamento podem ocorrer quando um gás ou um líquido é forçado a escoar verticalmente para cima através de um leito de partículas sólidas. A medida que o escoamento do fluido aumenta, o leito adquire características distintas. A Figura 2.4 ilustra os tipos de escoamento.

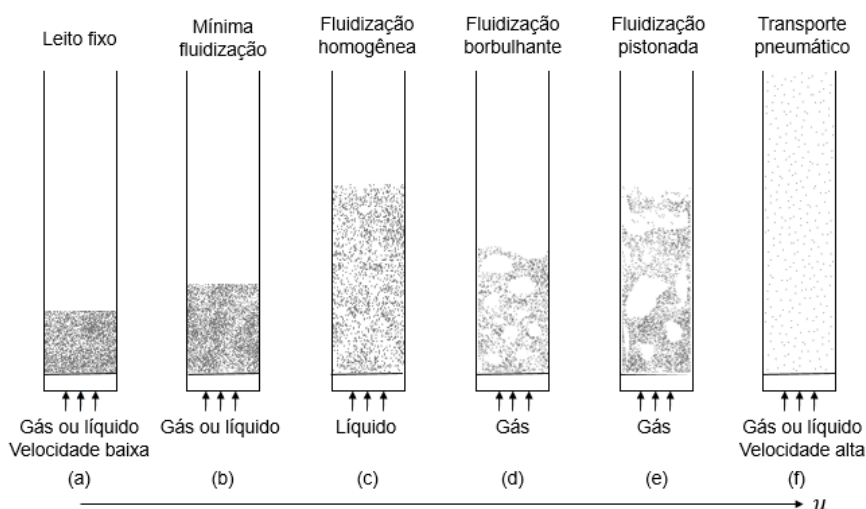


Figura 2.4 – Regimes de escoamento.

Fonte: adaptado de Kunii e Levenspiel (1977).

A uma baixa velocidade, quando um fluido ascende em um leito de partículas sólidas, o fluido percola através dos espaços vazios entre as partículas estacionárias. Este regime é característico de leito fixo (Figura 2.4.a). A medida que a velocidade aumenta, as partículas se separam e começam a vibrar, até o momento em que a força gravitacional que age sobre as partículas é contrabalanceada pela força de arraste imposta pelo fluido, fazendo com que as partículas permaneçam suspensas, adquirindo características de um líquido. Este é o regime de fluidização (Figura 2.4.b) (KUNII E LEVENSPIEL, 1977).

Em escoamentos líquido-sólido (Figura 2.4.c) um aumento da velocidade acima da mínima fluidização geralmente resulta numa progressiva expansão do leito, e por isso, este regime é denominado de fluidização homogênea ou particulada (KUNII E LEVENSPIEL, 1977).

O comportamento de sistemas gás-sólido difere do descrito anteriormente para escoamentos líquido-sólido. No regime borbulhante (Figura 2.4.d), com o aumento progressivo da velocidade do gás, grandes instabilidades, como borbulhamento e canalização, são observadas e o leito não expande muito além do volume na mínima fluidização. A altas velocidades de escoamento, a agitação dos sólidos é intensificada (Figura 2.4.e), até o ponto em que a velocidade terminal das partículas é atingida e os

sólidos são transportados para fora do leito (Figura 2.4.f) (KUNII E LEVENSPIEL, 1977).

O fenômeno da fluidização depende das propriedades do material particulado a ser empregado (YANG, 2003). Geldart (1973) propôs uma classificação para as partículas sólidas através da análise do comportamento das partículas, com diferentes diâmetros e massa específica, ao serem fluidizadas pelo ar. Na Figura 2.5 é apresentado o diagrama proposto por Geldart (1973).

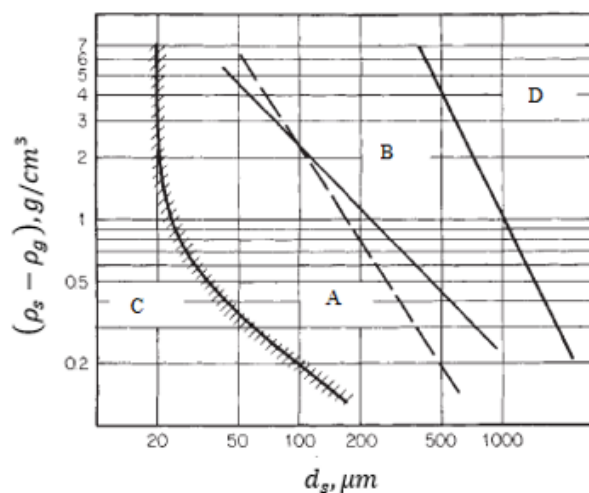


Figura 2.5 – Classificação de partículas segundo Geldart.

Fonte: Perry (1999).

As partículas do grupo A possuem pequenos tamanhos e massa específica e caracterizam-se por fluidizar com facilidade, expandindo consideravelmente antes do aparecimento de bolhas. O grupo B engloba uma grande variedade de materiais sendo a areia um dos principais. Em contraste com o grupo A, o regime de borbulhamento ocorre na velocidade de mínima fluidização ou pouco acima desta, e o leito expande muito pouco. Existe pouca ou nenhuma circulação de partículas no leito na ausência dessas bolhas. As partículas do grupo C são extremamente finas e apresentam um comportamento coesivo. A fluidização para este tipo de partícula é difícil, pois os sólidos ascendem como um pistão ou ocorre a formação de canais de ar. O grupo D contém as partículas maiores e mais densas que dificilmente fluidizam, porém podem adquirir o comportamento de jorro (GELDART, 1973).

2.2.3 Fluidodinâmica de leitos fluidizados

Quando um fluido escoar ascendentemente através de um leito de partículas, a perda de carga, devido ao atrito, aumenta em função do acréscimo da vazão do fluido. Isso ocorre até um ponto em que a força de arraste exercida pelo fluido nas partículas se iguala ao peso das partículas no leito, na iminência da fluidização (RHODES, 2008).

A curva característica de fluidização (Figura 2.6) é um parâmetro muito importante no projeto de leitos fluidizados, além de indicar a qualidade da fluidização. Esta curva apresenta a queda de pressão no leito em função da velocidade do fluido.

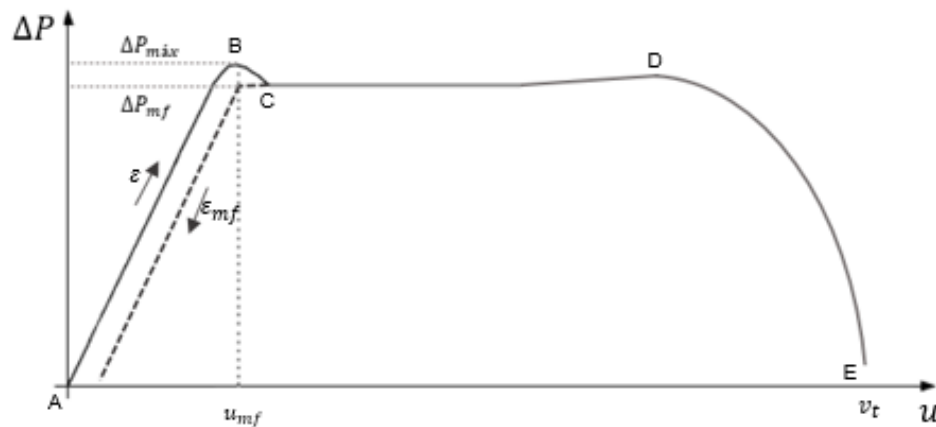


Figura 2.6 – Curva característica de fluidização.

Fonte: adaptado de Kunii e Levenspiel (1977).

A região AB, região de leito fixo, é caracterizada pela perda de carga ser aproximadamente proporcional à velocidade do gás. Nesta faixa, a queda de pressão no leito é dada pela equação de Ergun (Equação 2.1).

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1-\varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu u}{(\phi_s d_s)^2} + 1,75 \frac{1-\varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_g u^2}{\phi_s d_s} \quad (2.1)$$

em que u é a velocidade superficial: $u = \varepsilon(v_g - v_s) = \frac{\text{vazão volumétrica}}{\text{área da seção transversal do leito}}$

A perda de carga no leito fixo aumenta até um valor máximo (B) que é pouco maior do que a queda de pressão de mínima fluidização (C). Isso ocorre, pois, na incipiência da fluidização, a altura do leito aumenta, o que provoca uma diminuição na resistência,

e, conseqüentemente, uma redução na perda de carga. Essa diferença é mais pronunciada em leitos fluidizados de diâmetros pequenos e em casos em que as partículas foram compactadas inicialmente no leito (KUNII E LEVENSPIEL, 1977; GIDASPOW, 1994; RHODES, 2008).

Na região CD o regime é o fluidizado e a queda de pressão no leito é dada pelo equilíbrio de forças entre o arraste e a força gravitacional (Equação 2.2). Neste trecho, a perda de carga se mantém praticamente constante e essa observação é explicada pelo fato de que na fluidização as partículas se comportam como líquido. Assim, se um gás é introduzido no fundo de um tanque que contém um líquido de baixa viscosidade, a pressão necessária para injeção é aproximadamente a pressão estática do líquido e é independente do fluxo de gás (KUNII E LEVENSPIEL, 1977).

$$\Delta PA = AL_{mf}(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g \quad (2.2)$$

A velocidade do gás em que ocorre a transição do leito fixo para fluidizado é denominada velocidade mínima de fluidização. Essa velocidade, geralmente, é obtida experimentalmente, por correlações empíricas ou igualando as Equações 2.1 e 2.2, por extrapolação. Além disto, a velocidade aumenta com o diâmetro e massa específica da partícula, além de ser afetada pelas propriedades dos fluidos (RHODES, 2008). Para misturas binárias, a velocidade mínima de fluidização é uma função dos dois componentes e das suas proporções relativas no sistema (CHIBA et al., 1979).

O fluxo de gás em leitos fluidizados é limitada de um lado pela velocidade mínima de fluidização e por outro pela velocidade que transporta os sólidos. Este limite superior é aproximadamente a velocidade terminal das partículas (E) (KUNII E LEVENSPIEL, 1977).

À medida em que o gás escoar, a partir da velocidade de mínima fluidização, o leito se expande para minimizar a resistência (GIDASPOW, 1994). A altura do leito, e conseqüentemente a porosidade, é considerada uma função somente do tempo devido ao fato da superfície do leito ser desigual e oscilar bastante. A variação da porosidade nos regimes de fluidização ocorre devido à presença das bolhas, quanto maior sua frequência e tamanho, maior a fração de vazios no leito em um determinado instante (KUNII E LEVENSPIEL, 1977).

Escoamentos gás-sólido em leito fluidizado com a presença de duas ou mais fases sólidas podem apresentar o fenômeno da segregação. A segregação é uma função da diferença entre massa específica e diâmetro das partículas. Um sistema com partículas de diferentes massas específicas e mesmo diâmetro exibe uma maior separação entre os componentes do que misturas com partículas de tamanhos diferentes e massas específicas semelhantes. A velocidade superficial do gás também influencia no fenômeno da segregação. À medida que a velocidade aumenta a taxa de segregação diminui (KUNII E LEVENSPIEL, 1977; CHIBA et al., 1979; OLIVEIRA, 2012).

O conhecimento da fluidodinâmica das partículas no leito fluidizado é de grande importância para uma operação desejável do mesmo. Devido às inúmeras aplicações do leito fluidizado, há décadas, diversos pesquisadores têm focado seus estudos na compreensão do comportamento de partículas frente à fluidização, analisando os regimes de escoamento e parâmetros de projeto de leitos. Na Tabela 2.1 a seguir estão resumidos alguns trabalhos relevantes com relação à fluidodinâmica de leitos fluidizados nos últimos 15 anos.

Tabela 2.1 – Pesquisas referentes a fluidodinâmica de leitos fluidizados.

Autores	Descrição
Formisani et al. (2001)	Realizaram experimentos para determinar a curva característica e a expansão do leito para uma grande variedade de misturas binárias. Os valores obtidos foram comparados com os obtidos através de equações da literatura. O fenômeno da segregação também foi estudado.
Rao e Bheemarasetti (2001)	Analisaram a fluidização de misturas de areia e biomassa (casca de arroz, serragem e pó de casca de amendoim). Experimentos foram realizados para determinação da u_{mf} . Equações foram propostas para o cálculo da velocidade mínima de fluidização das misturas. A validação das equações foi feita através da comparação entre valores dispostos na literatura para misturas de areia e biomassa e misturas binárias de diferentes diâmetros.
Kage et al. (2000); Felipe e Rocha (2004)	Identificaram os diferentes regimes de fluidização em leitos fluidizados através da análise da flutuação da queda de pressão no leito no domínio do tempo. A ferramenta matemática da transformada rápida de Fourier foi utilizada para este propósito.
Almeida e Rocha (2002); Ambrosio-Ugri e Taranto (2004); Freire et al. (2008); Oliveira et al. (2013); Girimonte e Vivacqua (2013)	Investigaram o comportamento de diversos sólidos em leitos fluidizados a partir da análise de dados de queda de pressão no leito como uma função da velocidade de escoamento do ar.

Tabela 2.1 – (continuação)

Daleffe e Freire (2004)	Estudaram a curva característica de leitos fluidizados e vibrofluidizados com esferas de vidro e glicerol. Exploraram também o desvio padrão da queda de pressão no leito como uma função da velocidade.
Clarke et al. (2005); Paudel e Feng (2013)	Determinaram experimentalmente a u_{mf} para biomassas, partículas inertes e misturas destes componentes. Correlações foram desenvolvidas para prever a u_{mf} destes materiais.
Felipe e Rocha (2007)	Analisaram um método de determinação da u_{mf} com base na medida da flutuação da queda de pressão no leito para quatro diferentes tipos de partículas A e B de Geldart.
Jena et al. (2008)	Estudaram a queda de pressão no leito e a u_{mf} para a fluidização de misturas ternárias de diferentes tamanhos e composições para diferentes configurações de leito fluidizado. As curvas características de fluidização foram exploradas.
Sau et al. (2008)	Estudaram o comportamento de misturas binárias em leito fluidizado cônico. Modelos foram propostos, a partir da análise dimensional e de coeficientes de regressão, para prever a velocidade crítica de fluidização e queda de pressão máxima para misturas binárias de partículas irregulares. A validação foi efetuada através da comparação entre os dados experimentais e os dispostos na literatura. Um erro de até 15% foi observado para a queda de pressão máxima e de até 10% para a velocidade crítica de fluidização.
Asif (2013)	Abordou duas metodologias para o cálculo da u_{mf} para misturas de partículas com diferentes diâmetros ou massa específica. Para cada regime de fluidização e propriedade das partículas as equações foram propostas e avaliadas através de dados experimentais dispostos na literatura. Para misturas com partículas de mesmo diâmetro e massa específica diferente os valores da u_{mf} da mistura encontrados são uma função linear dos valores de u_{mf} dos componentes puros.
Dora et al. (2013)	Estudaram o comportamento de misturas ternárias em leito fluidizado cônico. A velocidade mínima de fluidização e altura do leito foram obtidos experimentalmente e correlações foram desenvolvidas para o cálculo da u_{mf} .
Hirano et al. (2013)	Analisaram a qualidade da fluidização de misturas binárias de catalisador através da comparação com a fluidização das partículas separadamente. O método empregado foi o da observação visual e da medida de polaridade. A u_{mf} foi determinada através de medidas de queda de pressão.
Liu et al. (2015)	Estudaram a fluidodinâmica de partículas finas (grupo C de Geldart) em leito fluidizado. Na fluidização os sólidos se encontram aglomerados. Os regimes de fluidização foram obtidos experimentalmente assim como dados de queda de pressão e altura do leito.

2.3 FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL

A fluidodinâmica computacional (CFD) consiste na análise de sistemas envolvendo escoamentos de fluidos, transferência de calor, reações químicas e demais fenômenos associados, através de simulações numéricas. Este método envolve técnicas de discretização para o tratamento dos fenômenos de transporte chave destes sistemas: a difusão e a convecção (VERSTEEG E MALALASEKERA, 2007).

Atualmente existem códigos comerciais de CFD capazes de simular uma gama de situações físicas. Os principais códigos em uso pelas grandes empresas mundiais são o CFX, o FLUENT e o PHOENICS. Estes códigos apresentam em sua estrutura computacional três módulos principais: o pré-processamento, o processamento e o pós-processamento (DECKER, 2003). Um esquema com as características e funções de cada etapa é apresentado na Figura 2.7.

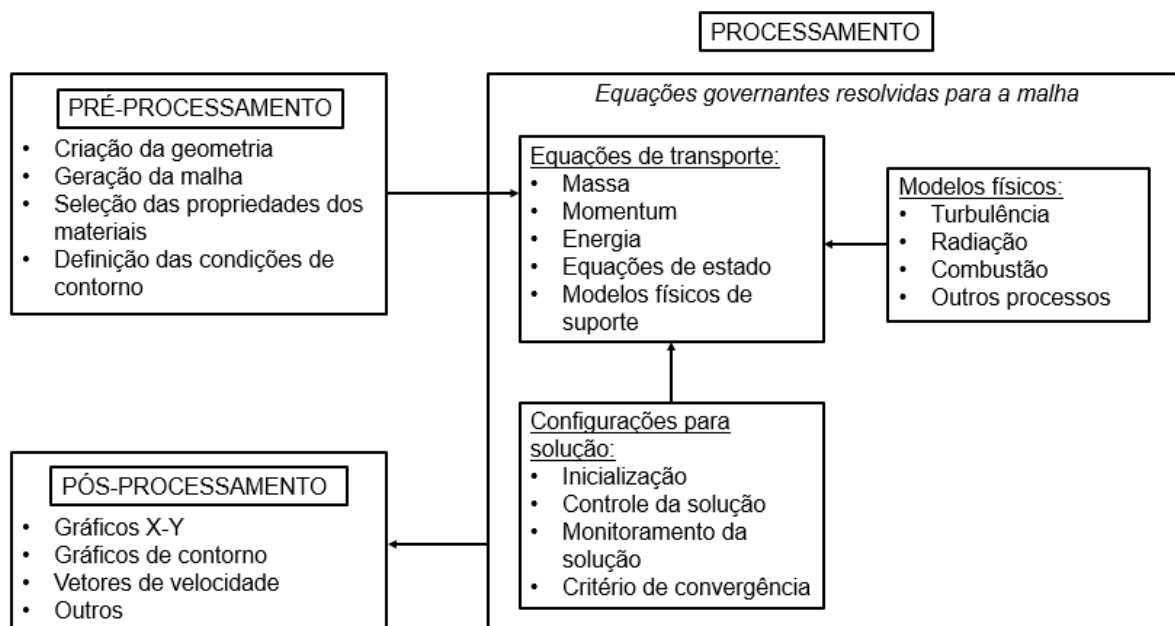


Figura 2.7 – Funções dos três módulos principais dos códigos CFD.

Fonte: Tu et al. (2008)

O procedimento numérico abordado pela fluidodinâmica computacional possui inúmeras vantagens com relação ao procedimento experimental, dentre elas podemos

citar: baixo custo – pois não há despesas com construção e operação de unidades experimentais; velocidade – as condições operacionais e parâmetros podem ser alterados rapidamente sem a necessidade de adequações experimentais; detalhamento da informação – o resultado numérico obtido é composto por todas as variáveis relevantes ao processo simultaneamente; capacidade de simular condições generalizadas – é possível obter resultados com velocidades/temperaturas muito elevadas ou extremamente baixas que seriam impraticáveis experimentalmente; e, capacidade de simular condições ideais – é possível iniciar estudos a partir de casos simplificados (VERSTEEG E MALALASEKERA, 2007; TU et al., 2008)

Apesar destas vantagens, simulações CFD também possuem grandes limitações. De acordo com Béttega e Corrêa (2009) para alguns problemas de maior complexidade, como no caso de escoamentos multifásicos, ainda é necessário o aprimoramento dos modelos atualmente disponíveis para possibilitar maior confiabilidade nos resultados. Além disto, é importante o desenvolvimento de melhores ferramentas para a descrição das condições de contorno e o aperfeiçoamento das técnicas numéricas de solução, para que seja possível a resolução de problemas mais complexos.

Nos últimos anos, pesquisadores realizaram diversos estudos com relação à utilização da fluidodinâmica computacional na simulação numérica de problemas de escoamento multifásico. Na Tabela 2.2 são destacados trabalhos relevantes que aplicam esta técnica para leitos fluidizados.

Tabela 2.2 – Estudos envolvendo a fluidodinâmica computacional em leitos fluidizados.

Autores	Descrição
van Wachem et al. (1998)	Simularam o comportamento de leitos fluidizados borbulhantes compostos de partículas do grupo B de Geldart em diferentes condições de fluidização, utilizando o software CFX 4.1. Os resultados foram comparados com as equações dispostas na literatura.
Huilin et al. (2003)	Estudaram o movimento das partículas em um leito fluidizado gás-sólido composto por misturas binárias formadas por partículas de diferentes diâmetros. As simulações foram realizadas utilizando o software K-FIX. A segregação foi avaliada mediante a análise da fração volumétrica das partículas ao longo da altura do leito.

Tabela 2.2 – (continuação)

Taghipour et al. (2005)	Investigaram a fluidodinâmica de leito fluidizado gás-sólido experimentalmente e computacionalmente. Nas simulações realizadas no software FLUENT 6.0, três modelos de arraste foram comparados (Syamlal-O'Brien, Gidaspow e Wen e Yu) e os resultados foram verificados com os obtidos experimentalmente.
Hulme et al. (2005)	Realizaram experimentos e simulações (FLUENT 6.0.20) em leito fluidizado com contas de vidro. Um estudo paramétrico foi realizado para determinar o efeito de parâmetros como passo de tempo, escolha das equações constitutivas e atrito nas simulações. Simulações reproduzindo as condições experimentais foram feitas e as propriedades comparadas foram: altura do leito, queda de pressão no leito, diâmetro das bolhas, distribuição das bolhas e velocidade das bolhas.
Cooper e Coronella (2005)	Estudaram a fluidodinâmica de leito fluidizado gás-sólido compostos por duas fases sólidas (coque e rutilo) com diferentes diâmetros e massas específicas. Os parâmetros de simulação (método de solução, malha, modelo de arraste e fator de empacotamento máximo) e condições operacionais (velocidade do gás, localização da entrada e reposição das partículas) foram investigados e seus efeitos sobre a formação de bolhas e segregação foram computados. As simulações foram realizadas utilizando o software FLUENT 6.0.
Cornelissen et al. (2007)	Simularam a fluidodinâmica de leitos fluidizados líquido-sólido 2D. Neste trabalho foram comparados dois modelos de arraste (Wen e Yu e Gidaspow) e duas possibilidades para entrada do líquido no leito (uniforme ou através de orifícios discretos). Os efeitos dos parâmetros de método de solução do modelo pelo software FLUENT 6.1.22 também foram examinados, como passo de tempo e critério de convergência. O refinamento da malha e o coeficiente de restituição também foram alterados nas simulações. Qualitativamente os resultados das simulações foram similares aos obtidos experimentalmente por alguns autores.
Behjat et al. (2008)	Estudaram a fluidodinâmica e a transferência de calor em reator de leito fluidizado gás-sólido com duas fases sólidas. Dados experimentais de expansão do leito obtidos por Taghipour et al. (2005) foram utilizados para comparação com os obtidos computacionalmente através do modelo proposto. Os modelos de arraste de Syamlal-O'Brien e Gidaspow foram estudados. A distribuição de temperatura das fases dentro do reator também foi computada considerando a fluidodinâmica do leito e o calor gerado pela reação de polimerização
Luna (2013)	Estudou a influência de diferentes modelos de arraste e do coeficiente de restituição sobre a fluidodinâmica de escoamento gás-sólido em leito fluidizado. As simulações foram realizadas utilizando o código computacional aberto MFIX. O desempenho de cada modelo foi comparado com os dados experimentais obtidos por Taghipour et al. (2005).
Tagliaferri et al. (2013)	Simularam o escoamento multifásico gás-sólido composto por duas fases sólidas em leito fluidizado utilizando o software Fluent 12. As misturas binárias consistiam em areia e esferas de vidro com massas específicas semelhantes e diâmetros diferentes. O fenômeno da segregação foi analisado. Diferentes esquemas de discretização espacial foram examinados.

Desta forma, fica evidente a necessidade de investigar a fluidodinâmica de partículas de PEBD/Al e areia em leito fluidizado, a fim de verificar as condições operacionais e a possível ocorrência do fenômeno da segregação, para posterior aplicação deste equipamento como reator para pirólise rápida de resíduos de embalagens cartonadas.

3 MODELAGEM

A modelagem matemática consiste na representação de um fenômeno físico através de um conjunto de equações diferenciais ordinárias ou parciais (LUNA, 2013). A modelagem de leitos fluidizados é uma tarefa desafiadora devido ao fato da complexidade e do pouco conhecimento sobre o comportamento das fases presentes no processo e suas interações (CORNELISSEN et al., 2007). No entanto, com o aprimoramento dos recursos computacionais, a fluidodinâmica computacional surge como uma técnica promissora capaz de solucionar as complicadas equações matemáticas que descrevem o comportamento dos fluidos em movimento, possibilitando melhoras no projeto, dimensionamento e otimização de leitos fluidizados.

3.1 MODELAGEM DE ESCOAMENTOS MULTIFÁSICOS

Atualmente existem duas principais abordagens físico-matemáticas para escoamentos gás-sólido: a abordagem Euler-Lagrange e a abordagem Euler-Euler.

Na abordagem Euler-Lagrange, a fase fluida é tratada como contínua pela resolução das equações de Navier-Stokes, enquanto a fase particulada é tratada como discreta e possui sua trajetória computada individualmente. As leis de Newton são usadas para descrever o movimento das partículas e pode-se prever com exatidão sua localização e como a quantidade de movimento e energia são trocados entre as fases. Devido ao grande esforço computacional para o mapeamento individual das partículas, essa abordagem é indicada quando a fase sólida ocupa uma pequena fração volumétrica, como é o caso de *spray dryers* e da combustão do carvão e de combustíveis líquidos (ANSYS FLUENT THEORY GUIDE, 2013).

Na abordagem Euler-Euler, ambas as fases são tratadas como contínuas e interpenetrantes, assim o volume de uma fase não pode ser ocupado pela outra. Surge então, o conceito de fração volumétrica das fases que equivale ao espaço ocupado por cada fase no sistema. A fração volumétrica é função do espaço e do tempo e

possui somatório igual a um. As leis de conservação de massa e quantidade de movimento são satisfeitas para as fases, juntamente com equações constitutivas – que são obtidas empiricamente ou pela aplicação da teoria cinética granular – para que ocorra a consistência matemática do modelo (ANSYS FLUENT THEORY GUIDE, 2013).

Existem três diferentes modelos sob a abordagem Euler-Euler que podem ser aplicados a escoamentos multifásicos: o modelo de volume de fluidos, o modelo de mistura e o modelo euleriano. Um resumo das características de cada modelo é disposto na Tabela 3.1 a seguir.

Tabela 3.1 – Abordagem euleriana-euleriana.

Modelo	Método de solução	Aplicações
Volume de fluidos	Um único conjunto de equações da quantidade de movimento é compartilhado pelas fases, e as frações volumétricas de cada fluido em cada célula computacional são calculadas em todo domínio.	Adequado para situações que envolvem dois ou mais fluidos imiscíveis onde a posição da interface é de interesse: fluxos estratificados, fluxos em superfícies livres, movimento de bolhas grandes e etc.
Mistura	Resolve uma equação da quantidade de movimento para a mistura e prescreve velocidades relativas para as fases dispersas.	Fluxos de bolhas, sedimentação e ciclones
Euleriano	Resolve um conjunto de equações da continuidade e quantidade de movimento para cada fase. O acoplamento das equações da quantidade de movimento é realizado através dos coeficientes de pressão e troca na interface. Para fluxos granulares as propriedades são obtidas pela aplicação da teoria cinética. A transferência de quantidade de movimento entre as fases é dependente do tipo de mistura que está sendo modelada.	Colunas borbulhantes, suspensão de partículas e leitos fluidizados

Fonte: Ansys fluent theory guide (2013).

A abordagem euleriana-euleriana é fundamentalmente uma extensão da formulação

matemática de um sistema monofásico para sistemas multifásicos. Isto representa uma das dificuldades do modelo, visto que, embora para a fase fluida, os coeficientes de transporte possam ser razoavelmente representados por aqueles de escoamento em fase única; para a fase sólida, esta aproximação não é suficiente. Isto porque se deve levar em conta as interações entre partículas e gás e as colisões entre partículas nos coeficientes de transporte dos sólidos (TAGHIPOUR et al., 2005).

Como visto, o modelo euleriano é o que se mostra mais adequado para descrever a fluidodinâmica de leitos fluidizados e por isso as equações que norteiam esta modelagem serão descritas nas seções seguintes.

3.2 MODELAGEM EULERIANA PARA LEITOS FLUIDIZADOS

3.2.1 Considerações

O sistema em estudo consiste no escoamento gás-sólido em um leito fluidizado. Dois tipos de sistemas são analisados: o composto por uma fase sólida (areia ou PEBD/Al puros) e o composto por duas fases sólidas (misturas de PEBD/Al e areia). Na Figura 3.1 é apresentado um esquema do processo sob análise.

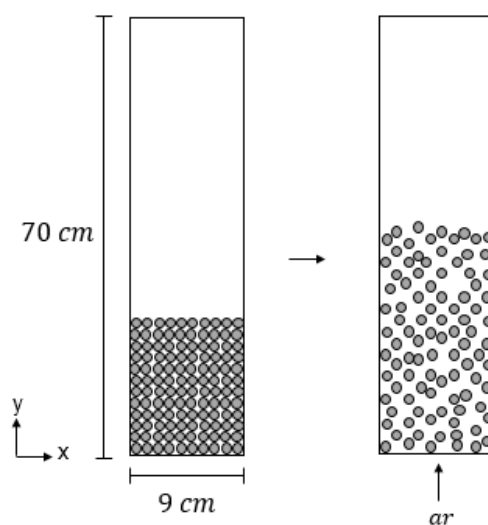


Figura 3.1 – Esquema do processo em estudo.

Para o estabelecimento do modelo algumas hipóteses são adotadas. As principais considerações estão dispostas a seguir:

- a) regime transiente;
- b) escoamento bidimensional em x e y;
- c) partículas consideradas esféricas;
- d) escoamento multifásico composto por fases contínuas e interpenetrantes;
- e) sem reação química;
- f) força de sustentação e força de massa virtual são insignificantes quando comparadas às forças de arraste e de gravidade.

3.2.2 Equacionamento

A abordagem euleriana-euleriana emprega as leis de conservação de massa e quantidade de movimento para cada fase levando-se em consideração o volume que cada uma ocupa no sistema. Estas leis de conservação são as equações que governam o modelo e são mostradas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 – Equações governantes da abordagem euleriana-euleriana para escoamento gás-sólido em leito fluidizado.

Equações governantes

1. Conservação de massa:

(a) Fase fluida (primária – g)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) = 0 \quad (\text{T3.2-1})$$

(b) Fase sólida i (secundária – s)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_{s,i} \rho_{s,i}) + \nabla \cdot (\alpha_{s,i} \rho_{s,i} \vec{v}_{s,i}) = 0 \quad (\text{T3.2-2})$$

(c) Fração volumétrica

$$\alpha_g + \sum_{i=1}^2 \alpha_{s,i} = 1 \quad (\text{T3.2-3})$$

Tabela 3.2 – (continuação)

2. Conservação da quantidade de movimento:

(a) Fase fluida (primária – g)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = -\alpha_g \nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau}_g + \alpha_g \rho_g \vec{g} + \sum_{i=1}^2 \beta_{gs,i} (\vec{v}_{s,i} - \vec{v}_g) \quad (\text{T3.2-4})$$

(b) Fase sólida i (secundária – s)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_{s,i} \rho_{s,i} \vec{v}_{s,i}) + \nabla \cdot (\alpha_{s,i} \rho_{s,i} \vec{v}_{s,i} \vec{v}_{s,i}) = -\alpha_{s,i} \nabla P - \nabla P_{s,i} + \nabla \cdot \bar{\tau}_{s,i} + \alpha_{s,i} \rho_{s,i} \vec{g} + \beta_{gs,i} (\vec{v}_g - \vec{v}_{s,i}) \quad (\text{T3.2-5})$$

3. Temperatura granular

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\rho_{s,i} \alpha_{s,i} \theta_{s,i}) + \nabla \cdot (\rho_{s,i} \alpha_{s,i} \vec{v}_{s,i} \theta_{s,i}) \right] = (-P_{s,i} \bar{I} + \bar{\tau}_{s,i}) : \nabla v_{s,i} + (k_{\theta_{s,i}} \nabla \theta_{s,i}) - \gamma_{\theta_{s,i}} + \phi_{gs,i} \quad (\text{T3.2-6})$$

O primeiro termo das equações da continuidade (T3.2-1 e T3.2-2) representa o acúmulo de massa por unidade de volume e o segundo termo o fluxo de massa convectivo no volume de controle. Como não há massa adicionada ou gerada no sistema, os termos descritos das equações de conservação de massa são iguais a zero.

Da mesma maneira, o primeiro termo, da esquerda, das equações de conservação de *momentum* (T3.2-4 e T3.2-5) indica o acúmulo de quantidade de movimento e o segundo representa o transporte de *momentum* por convecção em cada fase.

A transferência da quantidade de movimento entre as fases ocorre devido a mecanismos moleculares e a forças externas. Assim, o primeiro termo da direita (T3.2-4 e T3.2-5) representa a quantidade de movimento devido ao gradiente de pressão, e o segundo termo é o tensor das tensões viscosas. Os dois últimos termos estão relacionados com as forças gravitacional e de arraste, respectivamente. Para a fase sólida ainda, há um termo adicional na Equação T3.2-5, necessário para contabilizar a troca de *momentum* devido às colisões entre as partículas, denominado pressão de sólidos (P_s) (TAGHIPOUR et al. 2005). Para isso, é utilizado os conceitos da teoria cinética granular descrita por Lun et al. (1984).

Um terceiro balanço é necessário para suplementar os balanços de conservação de massa e quantidade de movimento. Este balanço contabiliza a energia das partículas e é denominado de temperatura granular (LUNA, 2013).

Os dois primeiros termos da direita da Equação T3.2-6 representam a geração de energia devido ao cisalhamento na fase particulada e os efeitos de difusão através do gradiente da temperatura granular, respectivamente. Os dois termos seguintes estão relacionados com a dissipação de energia devido às colisões inelásticas entre as partículas e com a troca de energia entre as fases devido aos seus movimentos e flutuações (VAN WACHEM, 2000).

Nos itens seguintes, as equações constitutivas serão abordadas. Essas equações são necessárias para que ocorra a consistência matemática do modelo.

3.2.2.1 Teoria cinética granular

A abordagem euleriana-granular considera a fase sólida como um meio contínuo constituído de sólido e gás intersticial, e, para descrever suas propriedades físicas, a Teoria Cinética Granular descrita em detalhes por Lun et al. (1984), a partir de uma analogia à Teoria Cinética dos Gases, pode ser utilizada.

Assim, como para um gás, a intensidade das flutuações e interações entre as moléculas (que é proporcional à temperatura) determina as tensões presentes no meio, a viscosidade e a pressão; a energia cinética associada com as flutuações da velocidade é a considerada como a responsável pelas propriedades e tensões na fase sólida. Para representar esta energia das partículas é introduzida uma variável para descrever a temperatura “pseudotérmica” na fase particulada, denominada de temperatura granular (BÉTTEGA, 2009). Este balanço da energia granular é necessário para suplementar os balanços de conservação de massa e quantidade de movimento para ambas as fases (LUNA, 2013).

Os coeficientes de difusão e as equações devido às colisões e aos movimentos previstos na equação da temperatura granular são relações empíricas determinadas por pesquisadores e alguns deles estão dispostos na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Coeficientes e termos da temperatura granular.

Termos da temperatura granular	
1. Coeficiente de difusão	
Syamlal et al. (1993):	
$k_{\theta_s} = \frac{15d_s\alpha_s\sqrt{\theta_s\pi}}{4(41-33\eta)} \left[1 + \frac{12}{5}\eta^2(4\eta-3)\alpha_s g_{0,ss} + \frac{16}{15\pi}(41-33\eta)\eta\alpha_s g_{0,ss} \right]$	(T3.3-1)
$\eta = \frac{1}{2}(1 + e_{ss})$	
2. Dissipação de energia	
Lun et al. (1984):	
$\gamma_{\theta_m} = \frac{12(1 - e_{ss}^2)g_{0,ss}}{d_s\sqrt{\pi}} \rho_s \alpha_s^2 \theta_s^{3/2}$	(T3.3-2)
3. Transferência de energia devido ao movimento das fases	
Gidaspow et al. (1992):	
$\phi_{gs} = -3\beta_{gs}\theta_s$	(T3.3-3)

Fonte: Ansys fluent theory guide (2013).

Para levar em consideração o tipo de colisão existente entre as partículas utiliza-se o coeficiente de restituição para colisões (e_{ss}). Este termo quantifica a elasticidade das colisões entre partículas e seu valor está compreendido entre 1 (totalmente elástico) e 0 (inelástico) (TAGHIPOUR et al. 2005). Além disso, a função de distribuição radial ($g_{0,ss}$) também é necessária para alterar a frequência das colisões quando a fase granular é densa, pois quanto mais próximo do limite de empacotamento, maior será a probabilidade de ocorrer colisões. A função de distribuição radial é um fator de correção adimensional e Ogawa et al. (1980) propôs uma formulação para o cálculo deste termo para sistemas compostos por uma fase sólida (Equação 3.1).

$$g_{0,ss} = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (3.1)$$

Esta é uma função empírica e não é facilmente estendida para mais de uma fase sólida. Para sistemas compostos por duas fases sólidas a seguinte Equação, proposta por Syamlal et al. (1993), pode ser utilizada.

$$g_{0,ks} = \left(\frac{1}{1-\alpha_{s,i}} \right) + 3 \left(\sum_{k=1}^2 \frac{\alpha_k}{d_k} \right) \frac{d_k d_{si}}{(1-\alpha_{s,i})^2 (d_{s,i} + d_k)} \quad (3.2)$$

3.2.2.2 Força de arraste

A força de arraste é dada pelo produto entre o coeficiente de troca de *momentum* na interface e a velocidade relativa das fases, conforme a Equação 3.3. Em escoamentos multifásicos granulares, este parâmetro é afetado pela presença de outras partículas no meio (TAGHPOUR et al., 2005).

$$F_{arraste} = \beta_{gs,i}(v_{s,i} - v_g) \quad (3.3)$$

O *momentum* transferido através da interface entre as fases primária e secundária pela força de arraste é um dos termos dominante na equação de conservação da quantidade de movimento (TAGHPOUR et al., 2005). De acordo com Decker (2003), a força de arraste exercida sobre uma partícula imersa em um fluido em movimento é causada por dois mecanismos distintos. O primeiro é devido a tensão cisalhante viscosa na superfície, denominada fricção por contato e o segundo ocorre pela distribuição de pressão que envolve o corpo, denominada arraste de forma.

Na literatura, muita atenção vem sendo dada à força de arraste. Entender e modelar adequadamente este termo é extremamente crucial, uma vez que o arraste é o principal meio através do qual as partículas sólidas conseguem fluidizar contra gravidade (SHAH, 2012).

Desta forma, numerosas correlações para o cálculo do coeficiente de troca de *momentum* na interface em escoamentos gás-sólido vêm sendo reportados na literatura, incluindo os modelos de Syamlal-O'Brien (1989) e Gidaspow (1994) que estão descritos na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 – Modelos de arraste.

Modelos do coeficiente de troca de *momentum* na interface para escoamentos gás-sólido

1. Syamlal-O'Brien (1989):

$$\beta_{gs,i} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_{s,i} \alpha_g \rho_g}{v_{r,s,i}^2 d_{s,i}} \left(\frac{Re_{s,i}}{v_{r,s,i}} \right) |\vec{v}_{s,i} - \vec{v}_g| \quad (T3.4-2)$$

em que:

$$C_D = \left(0,63 + \frac{4,8}{\sqrt{\frac{Re_{s,i}}{v_{r,s,i}}}} \right)$$

Tabela 3.4 – (continuação)

$$v_{r,s} = 0,5 \left(A - 0,06Re_{s,i} + \sqrt{(0,06Re_{s,i})^2 + 0,12Re_{s,i}(2B - A) + A^2} \right)$$

$$A = \alpha_g^{4,14}$$

$$B = 0,8\alpha_g^{1,28}, \alpha_g \leq 0,85$$

$$B = \alpha_g^{2,65}, \alpha_g > 0,85$$

2. Gidaspow (1994):

$$\beta_{g,s,i} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_{s,i} \alpha_g \rho_g |\vec{v}_{s,i} - \vec{v}_g|}{d_{s,i}} \alpha_g^{-2,65}, \alpha_g > 0,8 \quad (T3.4-3)$$

em que:

$$C_D = \frac{24}{\alpha_g Re_{s,i}} \left[1 + 0,15(\alpha_g Re_{s,i})^{0,687} \right]$$

$$\beta_{g,s,i} = 150 \frac{\alpha_{s,i}(1 - \alpha_g)\mu_g}{\alpha_g d_{s,i}} + 1,75 \frac{\rho_g \alpha_g |\vec{v}_{s,i} - \vec{v}_g|}{d_{s,i}}, \alpha_g \leq 0,8 \quad (T3.4-4)$$

Reynolds:

$$Re_{s,i} = \frac{\rho_g d_{s,i} |\vec{v}_{s,i} - \vec{v}_g|}{\mu_g} \quad (T3.4-5)$$

Fonte: van Wachem (2000) e Ansys fluent theory guide (2013).

O coeficiente de troca de *momentum* na interface é obtido experimentalmente através de medidas de queda de pressão em leitos fixos, fluidizados ou em ensaios de sedimentação. O modelo proposto por Syamlal e O'Brien (1989) é baseado em medidas de velocidade terminal das partículas em leitos fluidizados, sendo apropriado tanto em simulações de escoamento gás-sólido em regime diluído como denso (LUNA, 2013). Para determinar o coeficiente, Gidaspow (1994) efetuou uma combinação do modelo de Wen e Yu (1966) para regimes diluídos, e de Ergun (1952) para sistemas com elevada fração volumétrica de sólidos. Este modelo é utilizado com muita frequência na simulação de leitos fluidizados em que predomina, na maioria das vezes, um regime variável entre diluído e denso (ANSYS FLUENT THEORY GUIDE, 2013; LUNA, 2013).

Como visto, os modelos de coeficiente de troca de *momentum* na interface são desenvolvidos empiricamente. Desta maneira, estas correlações podem não prever a força de arraste precisamente para um determinado sistema por uma série de razões, tais como, a dificuldade para incluir informações precisas sobre o tamanho, forma e

distribuição das partículas. Para ampliar a aplicabilidade do modelo, um método foi introduzido para modificar o modelo de arraste de Syamlal-O'Brien (1989) original a partir dos valores experimentais de velocidade e porosidade na mínima fluidização para cada caso em questão (ZIMMERMANN E TAGHIPOUR, 2005).

No caso em que o escoamento gás-sólido é composto por duas fases sólidas, ainda é necessário a utilização de outro modelo de arraste para que seja contabilizado o *momentum* trocado devido às colisões entre as partículas. Syamlal (1987) propôs um modelo para o coeficiente de arraste entre partículas sólidas (Equação 3.4).

$$\beta_{s,1s,2} = \frac{3(1+e_{s,1s,2})\left(\frac{\pi}{2} + C_{fr,s,1s,2}\frac{\pi^2}{8}\right)\alpha_{s,2}\rho_{s,2}\alpha_g\rho_g(d_{s,1}+d_{s,2})^2 g_{0,s,1s,2}}{2\pi(\rho_{s,1}d_{s,1}^3 + \rho_{s,2}d_{s,2}^3)} |\vec{v}_{s,1} - \vec{v}_{s,2}| \quad (3.4)$$

em que, s,1 e s,2 representam cada fase sólida presente.

A aplicação de diferentes modelos de arraste geram efeitos significativos na representação do escoamento gás-sólido. Assim, a escolha correta do modelo de arraste é um fator chave na simulação destes sistemas, visto que uma escolha inadequada do modelo pode produzir previsões imprecisas do sistema (LUNA, 2013).

3.2.2.3 Tensões viscosas

Além das forças atuantes nas fases, as tensões viscosas e a pressão também contribuem com o transporte de *momentum*.

Para a fase primária, o tensor das tensões é modelado assumindo a hipótese de Stokes, considerando-se o gás como um fluido newtoniano. Já para fase secundária, também é necessário a descrição destas tensões, visto que a abordagem euleriana-granular considera a fase sólida um meio contínuo, e isto é feito por analogia à teoria cinética dos gases (LUNA, 2013). A Tabela 3.5 resume estes termos.

Tabela 3.5 – Tensor das tensões viscosas.

Tensões viscosas	
1. Tensor das tensões viscosas	
(a) Fase fluida (primária – g)	
	$\bar{\tau}_g = \alpha_g \mu_g (\nabla \vec{v}_g + \nabla \vec{v}_g^T) + \left(\alpha_g \lambda_g - \frac{2}{3} \alpha_g \mu_g \right) \nabla \cdot v_g \bar{I}$ (T3.5-1)
(b) Fase sólida i (secundária – s)	
	$\bar{\tau}_{s,i} = \alpha_s \mu_{s,i} (\nabla \vec{v}_{s,i} + \nabla \vec{v}_{s,i}^T) + \left(\alpha_{s,i} \lambda_{s,i} - \frac{2}{3} \alpha_{s,i} \mu_{s,i} \right) \nabla \cdot v_{s,i} \bar{I}$ (T3.5-2)
2. Viscosidade cisalhante	
Syamlal et al. (1993):	
	$\mu_{s,i} = \frac{4}{5} \alpha_{s,i} \rho_{s,i} d_{s,i} g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left(\frac{\theta_{s,i}}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \alpha_{s,i} + \frac{\alpha_{s,i} \rho_{s,i} d_{s,i} \sqrt{\theta_{s,i} \pi}}{6(3 - e_{ss})} \left[1 + \frac{2}{5} (1 + e_{ss}) (3e_{ss} - 1) \alpha_{s,i} g_{0,ss} \right]$ (T3.5-3)
3. Viscosidade bulk	
Lun et al. (1984):	
	$\lambda_{s,i} = \frac{4}{3} \alpha_{s,i} \rho_{s,i} d_{s,i} g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left(\frac{\theta_{s,i}}{\pi} \right)^{1/2}$ (T3.5-4)

Fonte: Ansys fluent theory guide (2013).

O tensor tensão viscosa de sólidos surge devido à troca de *momentum* por translação e colisão das partículas, e contém a viscosidade devido ao cisalhamento ($\mu_{s,i}$) e a viscosidade *bulk* ($\lambda_{s,i}$). A viscosidade de cisalhamento representa a resistência ao movimento e é constituída de um componente colisional e cinético. Um termo de atrito (viscosidade friccional) pode ser adicionado para escoamentos em que a fase sólida é densa e atinge o limite de empacotamento. Já a viscosidade *bulk* representa a resistência à compressão e expansão do meio (ANSYS FLUENT THEORY GUIDE, 2013).

3.2.2.4 Pressão de sólidos

A pressão de sólidos representa uma força normal na fase sólida resultante da constante interação entre as partículas (VAN WACHEM, 2000) e ocorre devido a dois mecanismos principais: cinético e colisional. Syamlal et al. (1993) propôs a seguinte equação para a pressão de sólidos.

$$P_s = 2\rho_s(1 + e_{ss})\alpha_s^2 g_{0,ss}\theta_s \quad (3.5)$$

A equação acima não contabiliza o efeito de outras fases no sistema, quando há mais de uma fase sólida presente no escoamento. Assim, outras equações devem ser usadas para modelar a pressão de sólidos em sistemas compostos por misturas binárias. Essas equações se encontram disponíveis em alguns softwares de CFD.

3.2.3 Condições de contorno e inicial

Para a solução do modelo são necessárias condições de contorno e inicial. Estas condições, que serão utilizadas nos casos em estudo, se encontram definidas a seguir.

Condições de contorno:

a) entrada do leito:

- I. Fluxo de ar somente na direção axial (eixo y);
- II. Velocidade de sólidos na entrada é nula;

b) saída do leito:

- I. Pressão definida (pressão atmosférica);
- II. Gradiente de velocidade do ar nulo;

c) paredes:

- I. Condição de não deslizamento para a fase primária;
- II. Condição de deslizamento livre para fase secundária;

Condição inicial:

d) partículas:

- I. Altura do leito estático definida;
- II. Porosidade inicial definida.

Na Figura 3.2 é apresentado um esquema do sistema em estudo com as condições de contorno e inicial representadas matematicamente.

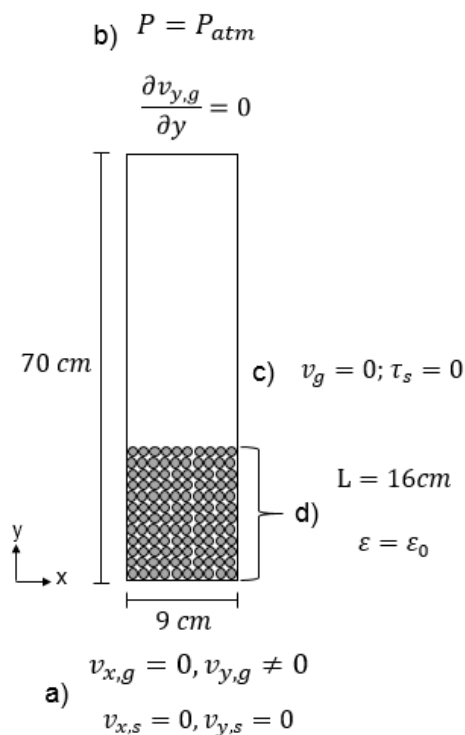


Figura 3.2 – Condições de contorno e inicial: (a) entrada; (b) saída; (c) paredes; (d) partículas.

3.2.4 Classificação do problema

Pela análise da consistência matemática do problema através do cálculo dos graus de liberdade verifica-se que o mesmo é consistente determinado, admitindo-se apenas uma solução, visto que o número de incógnitas é igual ao número de equações, resultando no grau de liberdade igual a zero. Assim, nas simulações, o modelo será utilizado para reproduzir o comportamento do processo já dimensionado quando operado em diferentes condições (PERLINGEIRO, 2005).

4 METODOLOGIA

Para a realização da análise da fluidodinâmica de partículas de PEBD/Al e areia em leito fluidizado a metodologia é dividida em duas etapas. Primeiramente é descrita a metodologia experimental para obtenção das propriedades físicas dos materiais envolvidos e dos dados de queda de pressão no leito em função da velocidade do ar. Em seguida, a metodologia numérica é abordada com o intuito de explorar o comportamento do escoamento via CFD.

4.1 METODOLOGIA EXPERIMENTAL

4.1.1 Materiais

Na Figura 4.1 são apresentadas as partículas utilizadas nos ensaios fluidodinâmicos: o compósito PEBD/Al (composto por polietileno de baixa densidade e alumínio), material que se deseja recuperar; e a areia, material inerte de baixo custo comumente utilizado em reatores de leito fluidizado por fornecer estabilidade ao processo além de melhorar a transferência de calor.

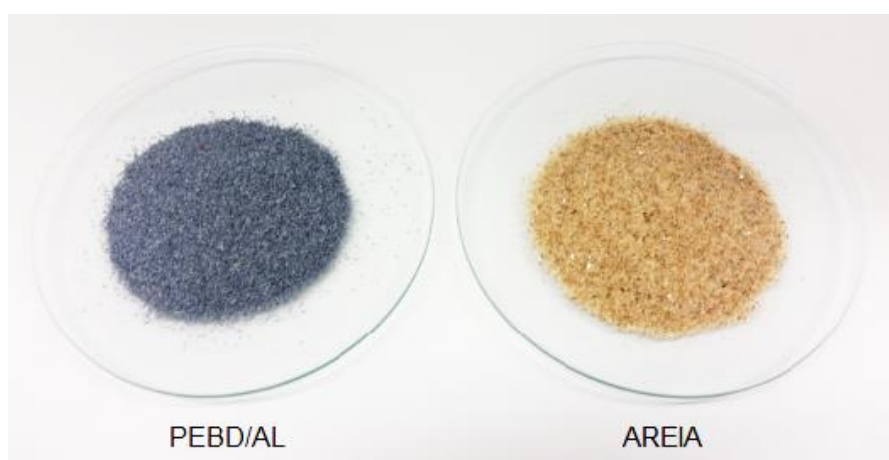


Figura 4.1 – Materiais utilizados.

O resíduo de embalagens cartonadas, disponibilizado pela Tetra Pak, consiste em *pellets* de compósito PEBD/Al com diâmetro de 2,58 mm. Para seu processamento em leite fluidizado torna-se necessário a redução de tamanho, e, para isso, a amostra é moída utilizando um moinho de facas (SOLAB SL-32).

4.1.2 Caracterização das partículas

A caracterização das partículas é realizada através de técnicas analíticas de modo a determinar as seguintes propriedades físicas: massa específica, diâmetro médio de partícula, porosidade e esfericidade.

4.1.2.1 Massa específica

A massa específica é obtida pelo método da picnometria. O picnômetro, já calibrado com água destilada, é preenchido com a amostra até aproximadamente um quarto de seu volume e tem sua massa determinada utilizando uma balança analítica. Em seguida, o volume do picnômetro é preenchido com um fluido – água para areia e querosene para o compósito – e sua massa também é registrada. As bolhas de ar são retiradas com o uso do banho ultrassônico. O procedimento descrito é realizado em triplicata para permitir maior confiabilidade nos valores obtidos. A massa específica da amostra é então calculada pela seguinte equação:

$$\rho = \frac{m}{V_{pic} - V_f} \quad (4.1)$$

em que m é a massa da amostra, V_{pic} é o volume do picnômetro e V_f é o volume de fluido adicionado, que pode ser obtido com o auxílio de sua massa específica.

4.1.2.2 Diâmetro médio

O diâmetro médio das partículas é obtido através da técnica de peneiramento. As peneiras Tyler Bertel com aberturas de 600 e 500 μm são utilizadas para selecionar

as partículas de acordo com esta faixa granulométrica. Agita-se a amostra com o auxílio de uma base vibratória por um intervalo de tempo suficiente até que se obtenha massa constante em cada peneira. O diâmetro da partícula é obtido pela média aritmética entre as aberturas das peneiras.

4.1.2.3 Porosidade

A porosidade do leito de partículas é determinada através do método da proveta. O método consiste em preencher uma proveta com a amostra e registrar a massa. A porosidade é então obtida pela equação a seguir:

$$\varepsilon = \frac{V - V_p}{V} \quad (4.2)$$

em que ε é a porosidade do leito, V é o volume da proveta e V_p é o volume de partículas adicionadas que pode ser calculada pela razão entre sua massa medida e massa específica.

O procedimento descrito também é realizado em triplicata.

4.1.2.4 Esfericidade

A esfericidade das partículas é obtida através da relação de aspecto que é similar ao grau de alongamento (Al) que mede a razão do diâmetro circunscrito pelo inscrito, obtido pela projeção da sombra das partículas no plano. De acordo com Peçanha e Massarani (1986, apud CREMASCO, 2012, p.137) a esfericidade pode ser obtida pela Equação 4.3 a seguir.

$$\phi = \frac{1}{Al} \quad (4.3)$$

O grau de alongamento é determinado usando uma metodologia de análise de imagens, semelhante a utilizada por Zanetti et al. (2015), através do software livre ImageJ desenvolvido no *National Institute of Health* dos EUA. Opta-se por esta metodologia uma vez que as partículas possuem formatos irregulares. Para isto, uma amostra de cada material, previamente quarteada, contendo 100 grãos é fotografada

em uma superfície luminosa. São necessárias até quatro fotos diferentes de cada amostra para que os 100 grãos sejam fotografados com boa definição de maneira que cada grão esteja isolado dos demais.

As imagens obtidas são então processadas no programa. As Figuras 4.2 e 4.3 a seguir apresentam as imagens obtidas para o compósito PEBD/Al e areia respectivamente.

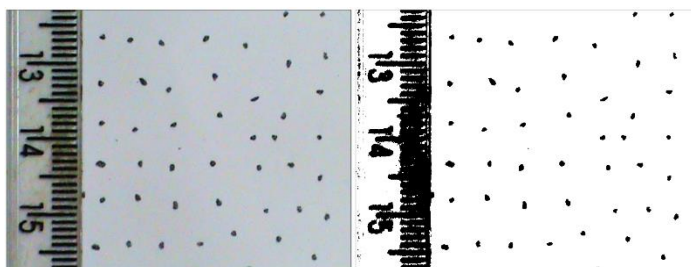


Figura 4.2 – Imagens obtidas para o PEBD/Al.

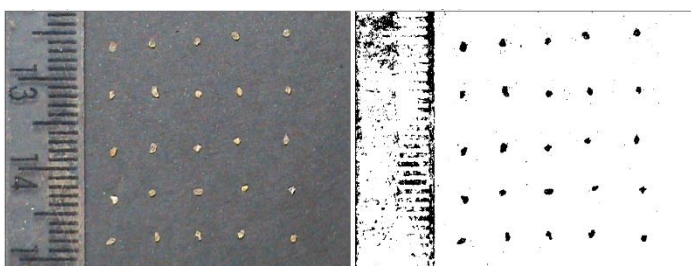


Figura 4.3 – Imagens obtidas para areia.

4.1.3 Unidade experimental

O equipamento utilizado para a realização dos ensaios fluidodinâmicos é um leito fluidizado com uma coluna cilíndrica de vidro, de propriedade do PPGEN/CEUNES/UFES. Uma representação esquemática do leito fluidizado e seus periféricos é apresentada na Figura 4.4.

O leito é equipado com um soprador centrífugo IBRAM de 2 CV de potência e vazão máxima de ar de 4,5 m³/min. Um sistema de aquecimento de ar com controle de temperatura também se encontra disponível próximo à saída do soprador. Para o monitoramento da pressão, um transdutor de pressão Dwyer 616C-4 (faixa de

operação de 0 a 4981 Pa, com precisão de 1%) está localizado na tubulação de entrada de ar, ou seja, pouco abaixo da câmara cilíndrica.

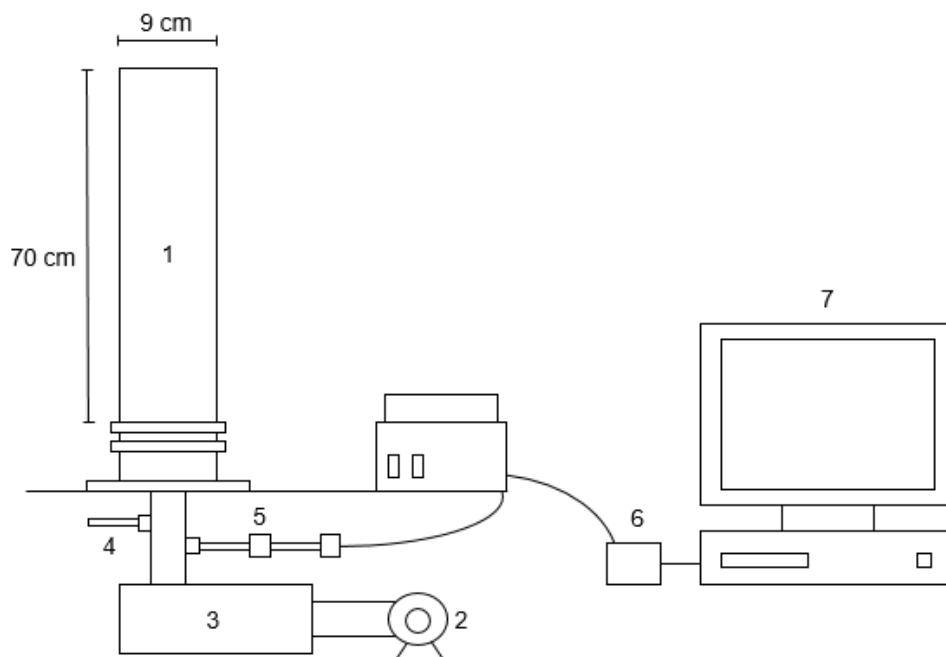


Figura 4.4 – Unidade experimental: 1 – coluna cilíndrica de vidro, 2 – soprador, 3 – aquecedor, 4 – termopar, 5 – transdutor de pressão, 6 – placa de aquisição de dados, 7 – computador.

Para que a aquisição de dados seja efetuada, um computador (Core i3, 3.30GHz, 4GB de memória RAM) é acoplado a uma placa de aquisição de dados A/D (analógico/digital) da *National Instruments* que está interligada ao leito fluidizado.

4.1.4 Ensaios fluidodinâmicos

Inicialmente, a câmara cilíndrica é preenchida com um dos tipos de partículas (compósito PEBD/Al, areia ou mistura) até uma altura de 16 cm. Este valor foi escolhido de maneira que o leito possuísse altura necessária para visualização da ocorrência de bolhas e que ainda, ao ser fluidizado, não ocorresse o transporte de partículas para fora do leito. Em seguida, aciona-se o soprador possibilitando que o ar seja injetado no leito. A vazão de ar é aumentada manualmente, no painel do equipamento, através de um inversor de frequência da WEG modelo CFW – 08.

Cada velocidade de ar a ser analisada é medida na saída da câmara cilíndrica com um anemômetro (Kimo Instruments AMI 300). Para cada velocidade, dados de queda de pressão no leito correspondentes são obtidos. O transdutor de pressão diferencial capta o sinal analógico do leito, e os mesmos são endereçados a uma placa de aquisição de dados A/D cDAQ-9174 da *National Instruments*. Uma frequência de amostras de queda de pressão igual a 1000 Hz é armazenada. A comunicação entre a placa e o computador via USB permite que os dados de queda de pressão no leito sejam processados em um microcomputador por um programa de aquisição de dados, desenvolvido em linguagem de programação gráfica utilizando o Labview 10.0. A Figura 4.5 apresenta o diagrama de blocos do programa desenvolvido para a aquisição dos dados. Através desta rotina é possível obter 1024 dados de queda de pressão no leito, a média, o desvio padrão e a *skewness* de cada conjunto de dados.

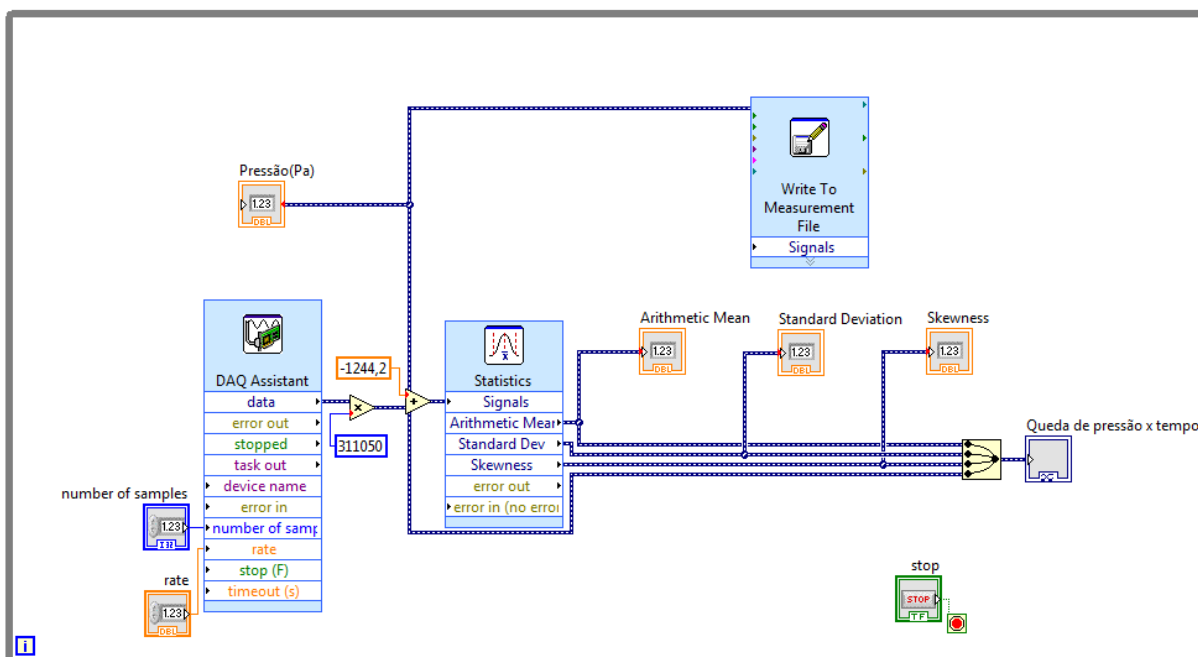


Figura 4.5 – Diagrama de blocos para aquisição dos dados no Labview 10.0.

Determina-se a curva característica do leito fluidizado em duas etapas: primeiramente aumentando-se a velocidade do ar no leito até a obtenção de um regime de fluidização pulsado, e em seguida, reduzindo-se a mesma ao valor de leito fixo. Neste procedimento, para cada velocidade analisada, um conjunto de 1024 dados de queda de pressão é registrado. Com a média dos dados de queda de pressão no leito as curvas são obtidas.

A altura do leito para cada regime de escoamento também é registrada, e a mesma é obtida visualmente com o auxílio de um papel milimetrado, fixado na parede externa da coluna cilíndrica. Observa-se a altura máxima e mínima que o leito de partículas atinge para cada velocidade. Dessa maneira, para cada altura média atingida pelas partículas no leito, o volume do mesmo é correspondente a Equação 4.4.

$$V = A_b L_{média} \quad (4.4)$$

em que A_b é a área da seção transversal do leito e $L_{média}$ é a média aritmética das alturas máximas e mínimas observadas.

Assim, a porosidade do leito, a cada instante, pode ser calculada pela Equação 4.2, sendo, neste caso, V o volume do leito dado pela Equação 4.4.

4.2 METODOLOGIA NUMÉRICA

4.2.1 Malha computacional

Para a solução das equações do modelo por meio da fluidodinâmica computacional é necessário a subdivisão do domínio em um número maior de subdomínios para que as equações sejam discretizadas e resolvidas. Isso resulta na criação de uma malha de células. O grau do refinamento da malha é um fator importante, pois a precisão da solução é governada pelo número de células presentes na malha computacional (TU et al., 2008).

Malhas estruturadas bidimensionais quadradas são geradas utilizando o software ANSYS ICEM CFD. Inicialmente, é gerada uma malha composta por 630 elementos e, em seguida, outras três malhas são produzidas fazendo sucessivas divisões das células para obtenção de domínios mais refinados. A Tabela 4.1 exhibe as malhas a serem testadas e seus parâmetros.

Tabela 4.1 – Malhas computacionais geradas.

	Malha 1	Malha 2	Malha 3	Malha 4
Dimensão dos elementos (m)	10×10^{-3}	$7,5 \times 10^{-3}$	5×10^{-3}	$2,5 \times 10^{-3}$
Elementos	630	1116	2520	10096
Nós	710	1222	2679	10412

Na geração das malhas computacionais, é necessário levar em consideração o fato que a fase sólida é tratada como meio contínuo e que a abordagem Euler-Euler é uma abordagem estatística. Assim, a dimensão dos elementos sobre os quais está sendo avaliada as propriedades da fase particulada não deve ser inferior a maior dimensão de uma partícula dessa fase, além disso, deve possibilitar a presença de uma quantidade significativa de partículas. Seguindo a esses critérios, as dimensões dos elementos da malha de 10×10^{-3} , $7,5 \times 10^{-3}$, 5×10^{-3} e $2,5 \times 10^{-3}$ m se mostram razoáveis.

A fim de selecionar uma malha adequada e viável às simulações, um estudo de malha é realizado. Este estudo se baseia na comparação entre os resultados obtidos pela simulação de um caso geral, nas diferentes malhas computacionais. As propriedades confrontadas são queda de pressão e perfil de fração volumétrica de sólidos. A escolha da malha é realizada de acordo com a metodologia apresentada por van Wachem (2000). Caso a diferença entre as propriedades obtidas por duas malhas seja inferior a 4%, a malha de menor quantidade de elementos será escolhida, visto que o tempo de simulação será menor.

O caso geral consiste no leito fluidizado composto por areia a uma velocidade do ar aproximada de $1,25u_{mf}$. Seleciona-se a areia devido ao fato da mesma ser responsável em estabelecer e manter o regime de fluidização durante a pirólise. Uma velocidade acima da mínima fluidização é adotada para evitar as instabilidades do sistema nesta condição. Os parâmetros e modelos empregados nas simulações do teste da malha estão dispostos na Tabela 4.2.

4.2.2 Método de solução do modelo

Para a solução das equações do modelo é utilizado o software ANSYS FLUENT 15.0. O software resolve o conjunto das equações governantes e constitutivas pelo método dos volumes finitos. Por se tratar de escoamentos multifásicos, o algoritmo sugerido para o acoplamento pressão-velocidade é o *Phase Coupled SIMPLE*. O esquema de discretização adotado é o *upwind* de primeira ordem.

As simulações são efetuadas em regime transiente, assim, a solução evolui pela resolução das equações em determinados passos de tempo. Quanto menor o passo de tempo escolhido, mais precisa é a solução, porém maior é o tempo de processamento necessário (HULME et al., 2005). O número de Courant (Equação 4.5) é um adimensional que auxilia na escolha do passo de tempo.

$$N_c = v_g \frac{\Delta t}{\Delta y} \quad (4.5)$$

em que v_g é a velocidade do gás, Δy é a dimensão de uma célula paralela ao fluxo do gás e Δt é o passo de tempo.

Gobin et al. (2001) propôs um máximo número de Courant de 0,3 com base na velocidade de convergência e em uma precisão satisfatória para os resultados. De acordo com Hulme et al. (2005) e Cornelissen et al. (2007) números de Courant ainda menores podem ser utilizados para a simulação de leitos fluidizados, originando resultados satisfatórios.

Uma operação do leito fluidizado de 5 segundos é simulada para cada caso, e o critério de convergência de 10^{-3} é adotado, sendo o valor padrão do software. Os parâmetros de sobrerelaxação são selecionados de maneira a contribuir com a convergência, entretanto os valores padrão são aplicáveis na maioria dos casos em estudo.

Os modelos de arraste de Gidaspow (1994) e Syamlal-O'Brien (1989) original e parametrizado são testados preliminarmente. O modelo que melhor representar o escoamento das partículas de PEBD/Al e areia, através da comparação com os dados experimentais, será o utilizado nas demais simulações.

4.2.3 Parâmetros e modelos da simulação

Os parâmetros e modelos empregados nas simulações desta pesquisa são selecionados de acordo com as características do leito fluidizado em estudo, com as partículas adotadas e com base em estudos semelhantes dispostos na literatura. A Tabela 4.2 sumariza os parâmetros e modelos utilizados nas simulações.

Tabela 4.2 – Parâmetros empregados nas simulações.

Parâmetro/modelo	Descrição/valor	
Equações do modelo:		
Modelo de arraste gás-sólido	Syamlal-O'Brien parametrizado	
Modelo de arraste sólido-sólido	Syamlal (1987)	
Viscosidade cisalhante	Syamlal et al. (1993)	
Viscosidade <i>bulk</i>	Lun et al. (1984)	
Pressão de sólidos	Syamlal et al. (1993)	
Coeficiente de restituição para colisões	0,9 (HULME et al., 2005; TAGHIPOUR et al., 2005; ZIMMERMMAN E TAGHIPOUR, 2005)	
Coeficiente de distribuição radial	Syamlal et al. (1993)	
Temperatura granular	Equação diferencial (Equação T3.2-6)	
Geometria:		
Altura do leito fluidizado	0,7 m	
Largura do leito fluidizado	0,09 m	
Materiais:		
Areia	Diâmetro	550×10^{-6} m
	Massa específica	1039 kg/m ³
PEBD/Al	Diâmetro	550×10^{-6} m
	Massa específica	2567 kg/m ³
Ar	Massa específica	1,187 kg/m ³
	Viscosidade	$1,84 \times 10^{-5}$ kg/ms

Tabela 4.2 – (continuação)

Condições de contorno:	
Entrada	Velocidade de gás definida
Saída	Pressão definida
Parede	Deslizamento livre para sólidos (VAN WACHEM, 2000).
Limite de empacotamento máximo	$(1-\varepsilon)$
Condição inicial:	
Areia	$\alpha_s = 0,52$
PEBD/Al	$\alpha_s = 0,45$
Mistura 1	$\alpha_{s,areia} = 0,45; \alpha_{s,PEBD/Al} = 0,05$
Mistura 2	$\alpha_{s,areia} = 0,40; \alpha_{s,PEBD/Al} = 0,10$
Mistura 3	$\alpha_{s,areia} = 0,31; \alpha_{s,PEBD/Al} = 0,16$
Mistura 4	$\alpha_{s,areia} = 0,23; \alpha_{s,PEBD/Al} = 0,22$
Altura do leito de partículas	0,16 m
Método de solução:	
Critério de convergência	10^{-3}
Passo de tempo	0,0001 s
Número de passos de tempo	5000

Para uma dada velocidade de ar injetada no leito, esses parâmetros e modelos são empregados para simular os leitos fluidizados compostos por uma fase sólida (PEBD/Al ou areia) ou duas fases sólidas (misturas de PEBD/Al e areia).

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados e discutidos os dados experimentais de caracterização das partículas e de fluidização em leitos compostos por areia, compósito de PEBD/Al e misturas de areia e PEBD/Al. A velocidade mínima de fluidização experimental é comparada com a obtida pelas equações analíticas. Os resultados obtidos via simulação CFD também são expostos, analisados e confrontados aos dados experimentais.

5.1 EXPERIMENTAL

5.1.1 Caracterização das partículas

A Tabela 5.1 exhibe as propriedades físicas calculadas para cada partícula em estudo seguindo a metodologia descrita no item 4.1.2.

Tabela 5.1 – Propriedades físicas dos materiais utilizados.

Material	Massa específica (ρ), kg/m ³	Diâmetro médio (d_s), μm	Porosidade (ϵ), -	Esfericidade (ϕ), -
PEBD/Al	1039 \pm 23	550 \pm 50	0,55 \pm 0,01	0,71 \pm 0,02
Areia	2567 \pm 77	550 \pm 50	0,48 \pm 0,01	0,72 \pm 0,02

Com base na análise dos dados de massa específica e diâmetro médio pode-se classificar as partículas de acordo com o diagrama proposto por Geldart (1973) para partículas esféricas. Desta forma, ambos, o compósito e a areia, podem ser classificados como partículas do grupo B (Figura 5.1). Isso indica que leitos fluidizados compostos por estas partículas não apresentarão expansão significativa do leito na velocidade de mínima fluidização que é acompanhada pela formação de bolhas.

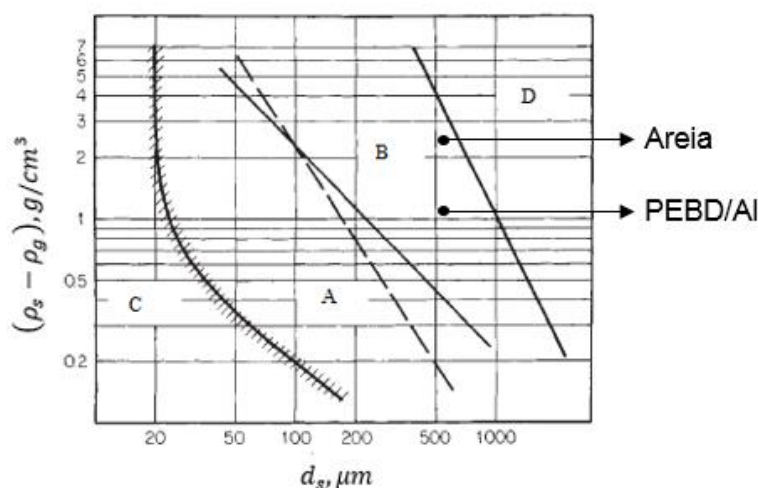


Figura 5.1 – Classificação de Geldart das partículas em estudo.

Fonte: adaptado de Perry (1999).

Como observado na Tabela 5.1, os diâmetros médios das partículas são iguais, e isso foi possível devido à metodologia de peneiramento adotada. Além disso, com a análise de imagens das partículas é possível concluir que as esfericidades dos materiais em estudo são aproximadamente semelhantes, sendo a da areia ligeiramente maior. As porosidades dos leitos diferem, indicando que as partículas de areia são mais esféricas que as de PEBD/Al por originar um leito menos poroso.

Na Tabela 5.2 são mostradas as propriedades das misturas de PEBD/Al e areia que foram investigadas no leito fluidizado.

Tabela 5.2 – Propriedades das misturas utilizadas.

Mistura	Massa da amostra (g)	Fração mássica (%)		Massa específica (kg/m ³)	Porosidade
		PEBD/Al	Areia		
1	1260	5	95	2491	0,50
2	1225	10	90	2414	0,50
3	1085	20	80	2261	0,53
4	950	30	70	2108	0,55

Conforme apresentado na Tabela 5.2, a porosidade do leito diminui à medida que a fração de PEBD/Al na mistura diminui, confirmando o fato de que as partículas de areia sejam mais esféricas. Assim, a adição de partículas mais irregulares de compósito PEBD/Al no leito aumenta a sua porosidade, causando um aumento dos espaços vazios.

5.1.2 Ensaios fluidodinâmicos

Na Figura 5.2 são apresentados os dados de queda de pressão como uma função da velocidade do ar para o leito de PEBD/Al, areia e misturas. Observa-se nesta Figura que, em geral, a queda de pressão aumenta proporcionalmente com o aumento da velocidade do ar, para o regime de leito fixo, até que o regime de fluidização se estabeleça. A partir deste ponto, o aumento na velocidade do ar acarreta pequenas alterações na queda de pressão no leito, visto que a fase densa já está aerada e não encontra resistência para se deformar. Este perfil está em conformidade com a curva característica de leitos fluidizados prevista na teoria.

Outro fato observado nos dados apresentados na Figura 5.2 (a), (b), (d), (e) e (f), para velocidades superficiais crescentes, é a ocorrência de uma pequena queda de pressão abrupta no leito entre o regime de leito fixo e o regime fluidizado. Em geral, as curvas de fluidização obtidas com o aumento da velocidade do ar apresentam um valor máximo de queda de pressão no leito na iminência da fluidização. De acordo com Cremasco (2012) esse valor máximo de queda de pressão não é detectado nas curvas de velocidade decrescente uma vez que o fluido não necessita vencer a resistência do leito para a acomodação de partículas na sua superfície. Esta observação não foi verificada na Figura 5.2 (c), porém, a ocorrência é possível, visto que, a queda de pressão máxima pode estar compreendida no intervalo entre medidas na transição de leito fixo para fluidizado.

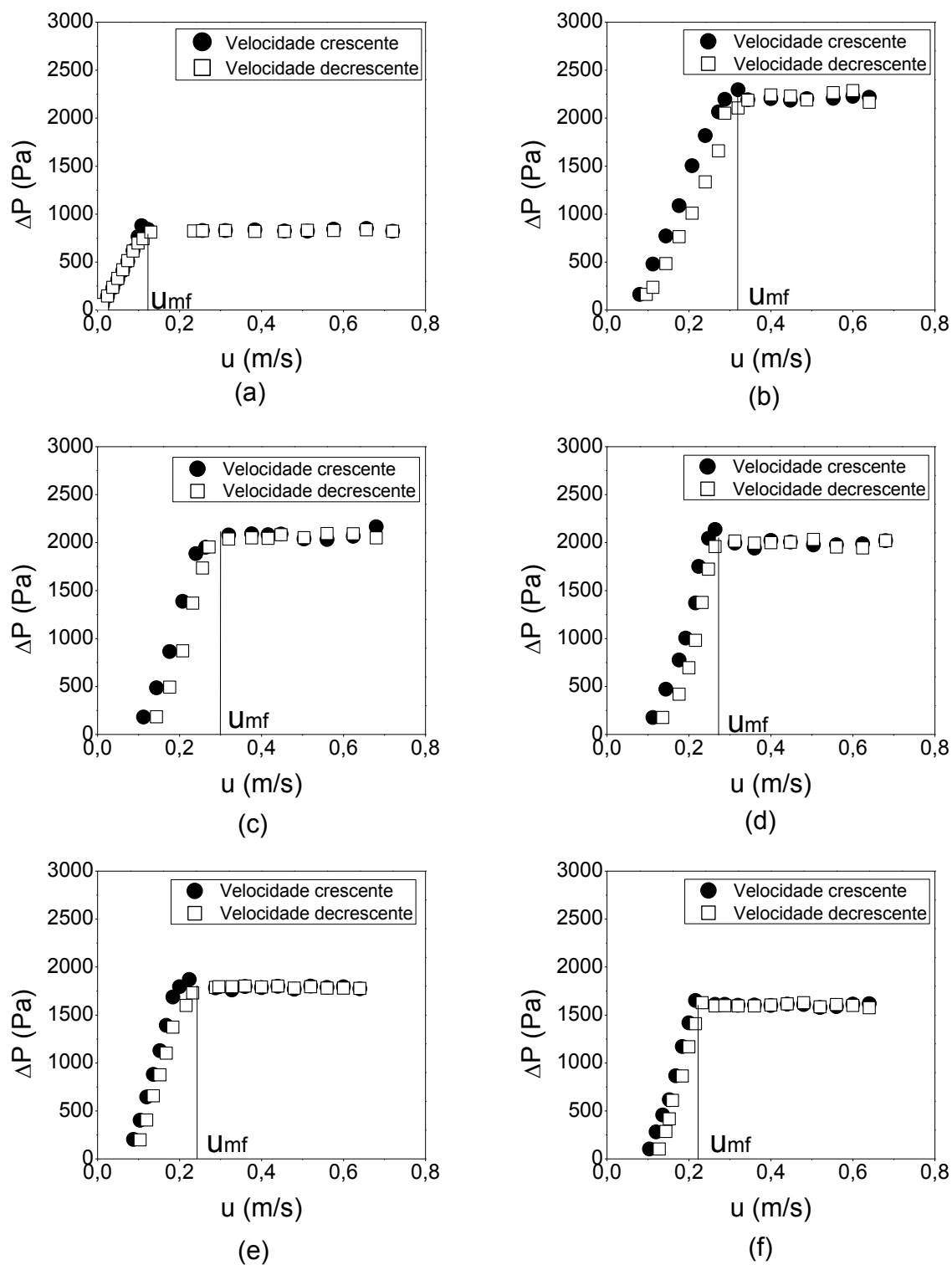


Figura 5.2 – Queda de pressão como função da velocidade do ar para o leito composto por: (a) PEBD/Al, (b) areia, (c) mistura 1, (d) mistura 2, (e) mistura 3, (f) mistura 4.

A Tabela 5.3 mostra as variáveis operacionais do leito fluidizado, na condição de mínima fluidização, obtidas mediante a análise dos dados presentes na Figura 5.2.

Tabela 5.3 – Parâmetros na condição de mínima fluidização.

Sistema	u_{mf} (m/s)	ΔP_{mf} (Pa)
Areia	0,32	2200
M1 (95% areia)	0,30	2050
M2 (90% areia)	0,28	1990
M3 (80% areia)	0,24	1780
M4 (70% areia)	0,22	1600
PEBD/Al	0,13	820

Com base na análise dos dados da Tabela 5.3, pode-se verificar que a velocidade mínima de fluidização aumenta à medida que a fração mássica de areia no leito aumenta. Isso se deve ao fato da massa específica da areia ser maior do que a do PEBD/Al. O comportamento análogo é verificado para a queda de pressão no leito no regime de fluidização.

A Figura 5.3 exibe os dados de desvio padrão da queda de pressão como função da velocidade do ar para leito de PEBD/Al, areia e misturas, respectivamente. Pela análise da Figura é possível definir duas regiões distintas. A primeira, até a velocidade mínima de fluidização, é característica de leito fixo, pois a pressão flutua pouco, estando abaixo do limite da precisão do transdutor de pressão, que é de aproximadamente 50 Pa. Já a segunda, a partir da velocidade mínima de fluidização, apresenta valores crescentes do desvio padrão, acima do limite de precisão do transdutor de pressão, indicando que o processo interfere nestas medidas. Isso é explicado, pois, na fluidização, devido ao movimento das partículas, flutuações são geradas na queda de pressão que se tornam mais evidenciadas em maiores velocidades. Tais evidências foram também apresentadas por Daleffe e Freire (2004) que trabalharam com esferas de vidro ($\rho_s = 2500 \text{ kg.m}^{-3}$, $d_s = 1 \times 10^{-3}$, $1,55 \times 10^{-3}$ e $1,85 \times 10^{-3} \text{ m}$) e glicerol ($\rho = 1258 \text{ kg.m}^{-3}$) em leitos fluidizados e vibrofluidizados.

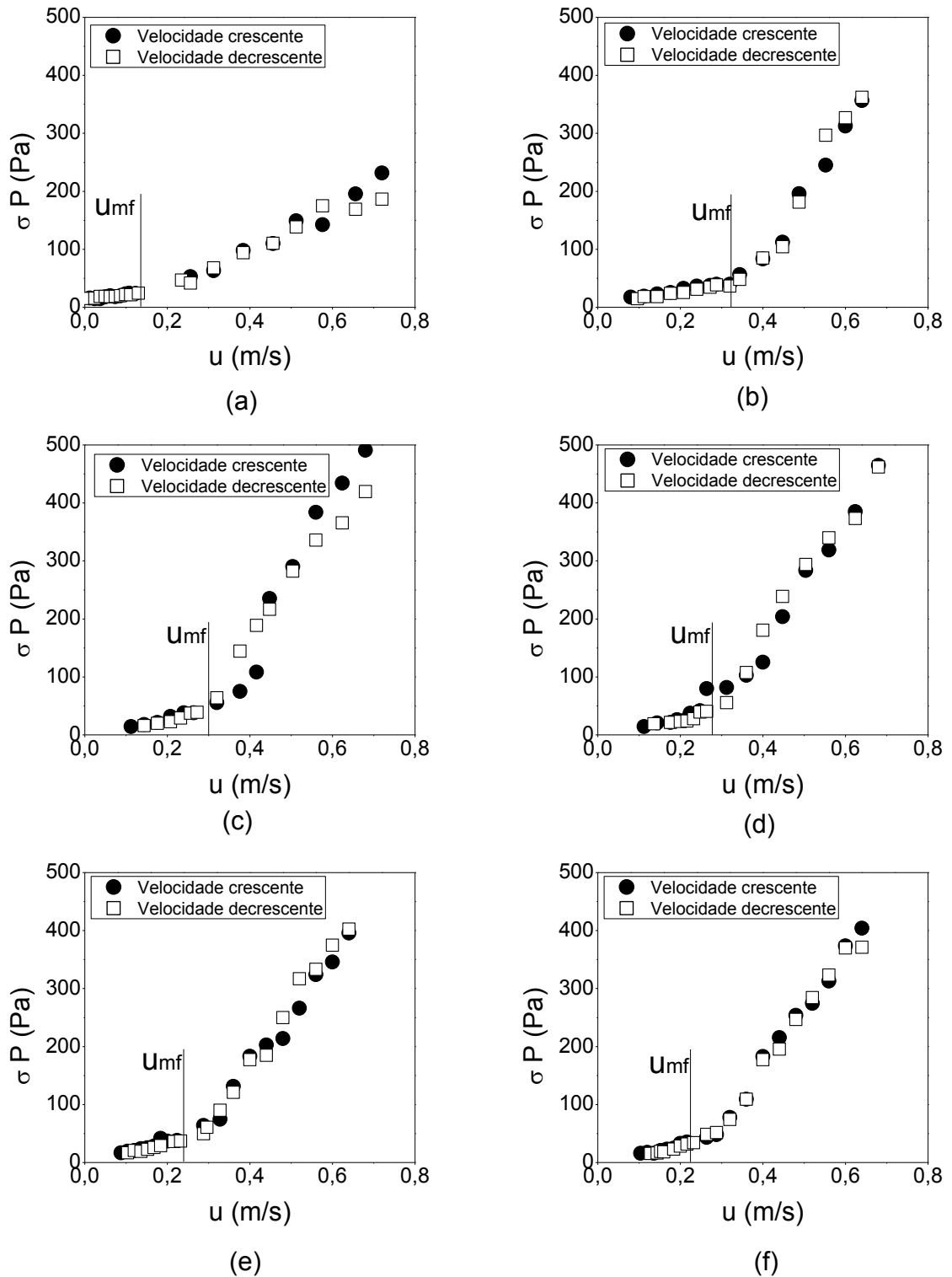


Figura 5.3 – Desvio padrão da queda de pressão como função da velocidade do ar para leito composto por: (a) PEBD/Al, (b) areia, (c) mistura 1, (d) mistura 2, (e) mistura 3, (f) mistura 4.

Para sistemas de contato gás-sólido existem alguns regimes distintos de fluidização que podem ser observados experimentalmente: leito fixo, fluidização particulada, borbulhante, pulsada e rápida. De acordo com Yang (2003), nem todos fenômenos são observados em determinados sistemas visto que estes dependem das dimensões dos equipamentos e dos materiais particulados utilizados.

Observa-se visualmente nas Figuras 5.4 e 5.5 que, para ambos leitos, ao ser atingida a velocidade de mínima fluidização, o regime se altera de leito fixo para leito borbulhante, o que é o esperado por se tratar de partículas do grupo B de Geldart. Aumentando-se pouco mais a velocidade, nota-se que o leito adquire a característica de regime pulsado.

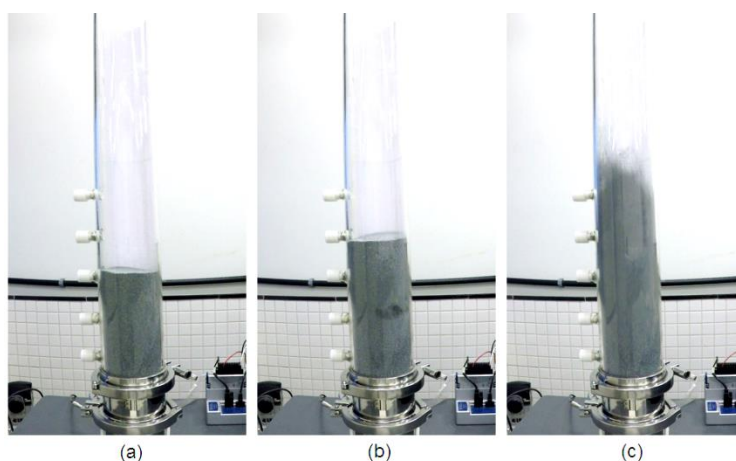


Figura 5.4 – Fotografias do leito fluidizado com PEBD/Al: (a) leito fixo, (b) regime fluidizado borbulhante, (c) regime fluidizado pulsado.

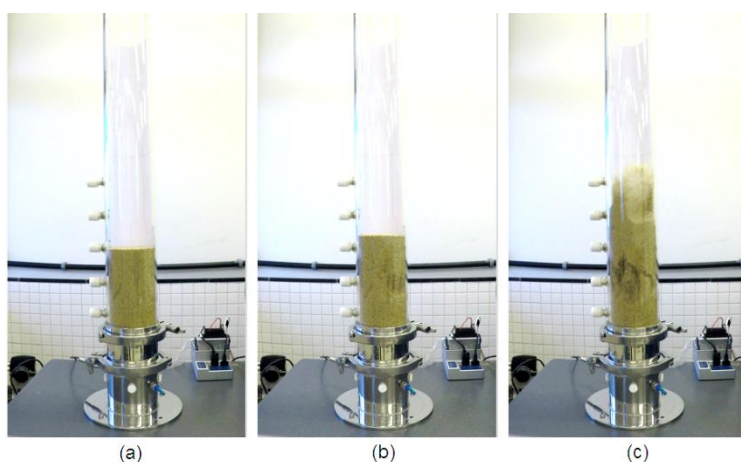


Figura 5.5 – Fotografias do leito fluidizado com areia: (a) leito fixo, (b) regime fluidizado borbulhante, (c) regime fluidizado pulsado.

Na Figura 5.6 é apresentada a variação da porosidade no leito em função da velocidade de escoamento do ar.

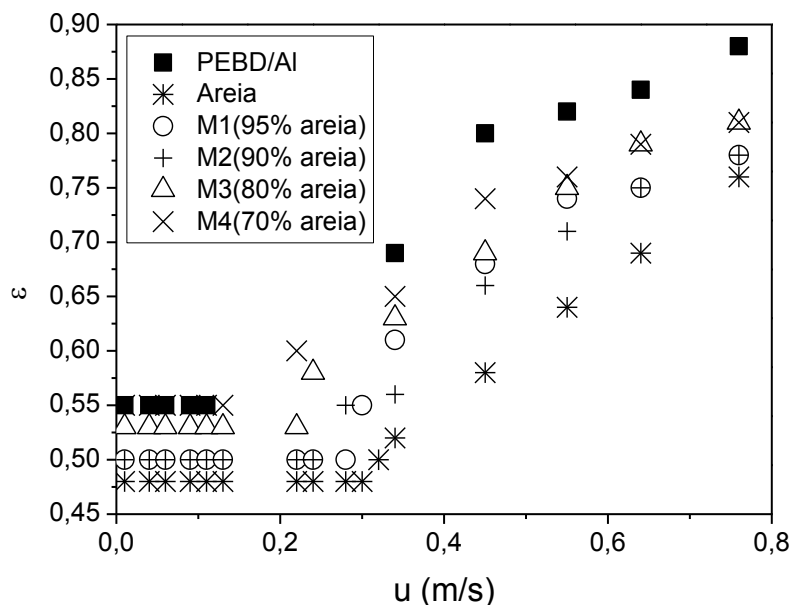


Figura 5.6 – Porosidade em função da velocidade do ar.

Como observado, na Figura 5.6, na região de leito fixo, a porosidade do leito se mantém constante até que o regime de fluidização ocorra, apresentando valores crescentes à medida que a velocidade ascende. Isso ocorre porque no leito fixo a permeabilidade é constante e já no regime de fluidização, com a expansão do leito, o mesmo se torna mais permeável ao escoamento do ar, aumentando gradativamente a fração de vazios.

5.2 COMPARAÇÃO ENTRE DADOS EXPERIMENTAIS E TEÓRICOS

As velocidades mínimas de fluidização também podem ser determinadas de maneira analítica conforme já discutido na seção 2.2.3, originando uma equação do segundo grau em relação à velocidade (Equação 5.1). Entretanto, de acordo com Kunii e Levenspiel (1977) e Gidaspow (1994) para leitos fluidizados com partículas pequenas essa equação pode ser simplificada originando a Equação 5.2.

Uma outra estimativa realizada por Wen e Yu (1966) possibilita o cálculo da velocidade mínima de fluidização para valores desconhecidos de porosidade e esfericidade. As aproximações dispostas nas Equações 5.3 e 5.4 foram determinadas para uma grande variedade de sistemas, e, ao serem substituídas na Equação 5.2, permitem o cálculo da velocidade mínima de fluidização para variadas partículas. Diversos autores investigaram a velocidade mínima de fluidização a partir desta equação e o erro envolvido foi de até $\pm 34\%$ (KUNII E LEVENSPIEL, 1977).

$$\frac{1,75}{\phi_s \varepsilon_{mf}^2} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (5.1)$$

$$u_{mf} = \frac{(\phi_s d_p)^2}{150} \frac{\rho_s - \rho_g}{\mu} g \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right), Re_p < 20 \quad (5.2)$$

$$\frac{1}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \approx 14 \quad (5.3)$$

$$\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} \approx 11 \quad (5.4)$$

$$u_{mf} = \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu} \quad (5.5)$$

Os valores da velocidade mínima de fluidização obtidos experimentalmente através da Figura 5.2, calculados pela Equação 5.5 e o erro relativo entre essas medidas são mostrados na Tabela 5.4. O erro relativo entre as medidas é dado segundo a Equação 5.6.

$$\text{Erro relativo} = \frac{u_{mf,teórico} - u_{mf,experimental}}{u_{mf,experimental}} \times 100 \quad (5.6)$$

Tabela 5.4 –Dados de velocidade mínima de fluidização experimentais, teóricos e erro relativo.

	u_{mf} (m/s) experimental	u_{mf} (m/s) teórico	Erro relativo (%)
Areia	0,32	0,25	-22
M1 (95% areia)	0,30	0,24	-20
M2 (90% areia)	0,28	0,24	-14
M3 (80% areia)	0,24	0,22	-8
M4 (70% areia)	0,22	0,21	-5
PEBD/AI	0,13	0,10	-23

Analisando os dados experimentais e teóricos dispostos na Tabela 5.4 pode-se notar que os dados teóricos subestimam os experimentais. A confiabilidade nos dados teóricos é limitada às aproximações feitas nas equações analíticas dos balanços de forças para originar a Equação 5.5. Já a confiabilidade nos dados experimentais depende da precisão das medidas realizadas e da taxa de decréscimo da velocidade do ar, durante a realização dos experimentos. Entretanto, como o erro relativo não ultrapassou 34%, os valores calculados são razoáveis.

5.3 SIMULAÇÃO

5.3.1 Estudo da malha

Para a realização do teste de independência da malha, foram geradas quatro malhas bidimensionais estruturadas conforme discutido na seção 4.2.1. Na Figura 5.7 são apresentadas as malhas geradas e a dimensão de seus elementos.

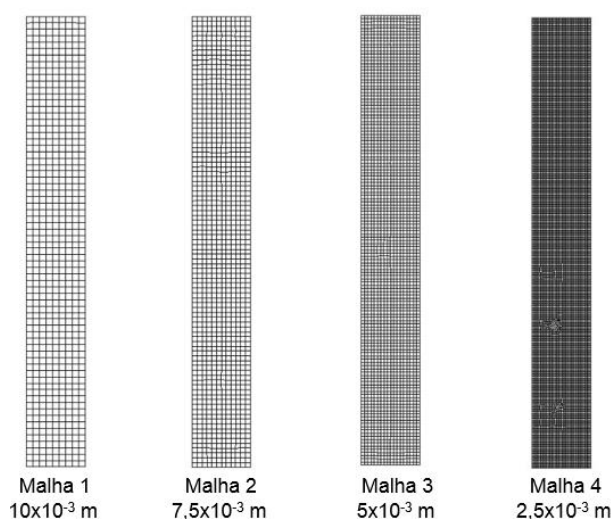


Figura 5.7 – Malhas computacionais geradas e dimensões dos elementos.

A Tabela 5.5 exibe os valores de queda de pressão obtidos no teste de independência da malha, a diferença observada entre malhas sucessivas, e o tempo de simulação para cada malha.

Tabela 5.5 – Resultados do teste de independência da malha.

	Malha 1	Malha 2	Malha 3	Malha 4
ΔP (Pa)	2089 \pm 2	2063 \pm 3	2071 \pm 3	2024 \pm 5
Diferença entre malhas (%)	-	-1,2	0,4	-2,3
Tempo de simulação (h)	12	14	82	94

Pela análise da Tabela 5.5 nota-se que as diferenças relativas para as malhas sucessivas foi menor que 4%, indicando que o refinamento da malha não exerce influência na queda de pressão no leito.

A Figura 5.8 exibe o perfil de fração volumétrica de sólidos para malha mais grosseira no decorrer da simulação.

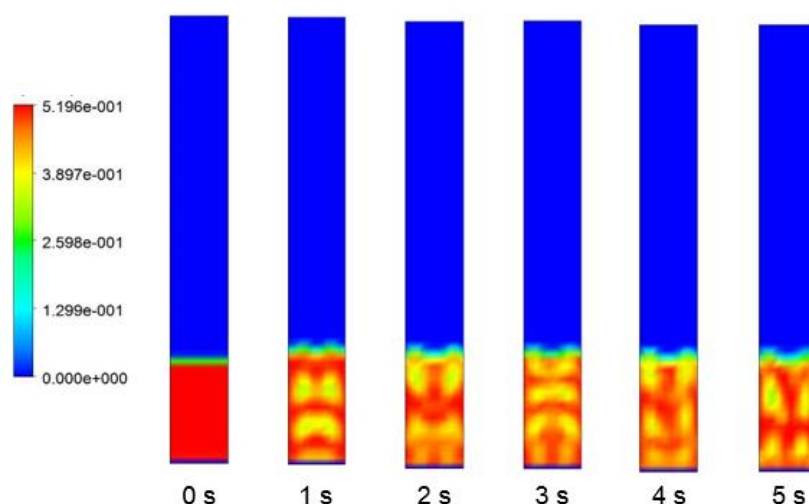


Figura 5.8 – Perfil de fração volumétrica de sólidos no decorrer do tempo para malha1.

Pela análise qualitativa do perfil de fração volumétrica de sólidos observa-se que, para a malha 1, ocorre um desprendimento simétrico de bolhas. Este fato não é observado experimentalmente, e por isso esta malha não será utilizada para as simulações. Já para as demais malhas este fato não é visualizado, e, por isso, a malha 2 foi a escolhida visto que esta apresenta um menor tempo de simulação. O perfil de fração volumétrica de sólidos no decorrer da simulação para a malha 2 está disposto na Figura 5.9.

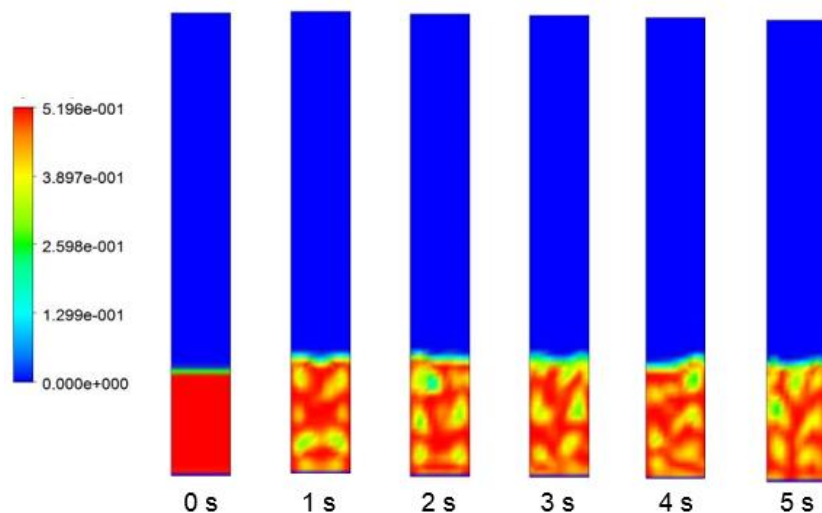


Figura 5.9 – Perfil de fração volumétrica de sólidos no decorrer do tempo para malha 2.

Na Figura 5.10 são apresentados os dados de queda de pressão no leito em função do tempo de simulação utilizando a malha 2.

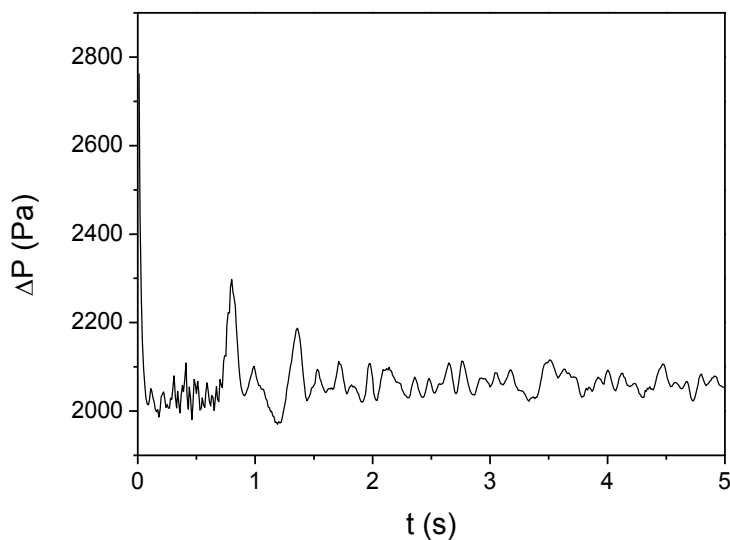


Figura 5.10 – Queda de pressão no leito em função do tempo de simulação.

Pela análise da Figura 5.10 observa-se que a partir de 2s leito adquire o regime estacionário e a queda de pressão oscila em torno de um valor médio. Com base nesta Figura, o tempo de simulação da operação de 5s é razoável para efetuar as análises das propriedades.

Os modelos de arraste de Syamlal-O'Brien (1989) e Gidaspow (1994) nas formas originais foram testados para a malha selecionada e não representaram adequadamente o fenômeno da fluidização para as partículas em estudo. Isso pode ser explicado pelo fato de que os modelos propostos por Gidaspow (1994) e Syamlal-O'Brien (1989) foram desenvolvidos utilizando partículas esféricas.

Através de alterações nos parâmetros do modelo de Syamlal e O'Brien (1989) para as condições da mínima fluidização, observadas experimentalmente, o mesmo conseguiu representar satisfatoriamente o fenômeno em estudo. Assim, nas demais simulações para leitos fluidizados compostos por uma fase sólida ou por misturas de PEBD/Al e areia, o modelo de arraste empregado é o de Syamlal-O'Brien (1989) parametrizado.

5.3.2 Leito fluidizado composto por uma fase sólida (PEBD/Al ou areia)

Para o estudo da fluidodinâmica de partículas de PEBD/Al e areia em leito fluidizado computacionalmente, várias velocidades superficiais do ar foram examinadas. As Figuras 5.11 e 5.12 exibem os perfis de fração volumétrica de sólidos para o leito fluidizado composto por PEBD/Al e areia, respectivamente, em função da velocidade superficial do ar para $t = 5s$.

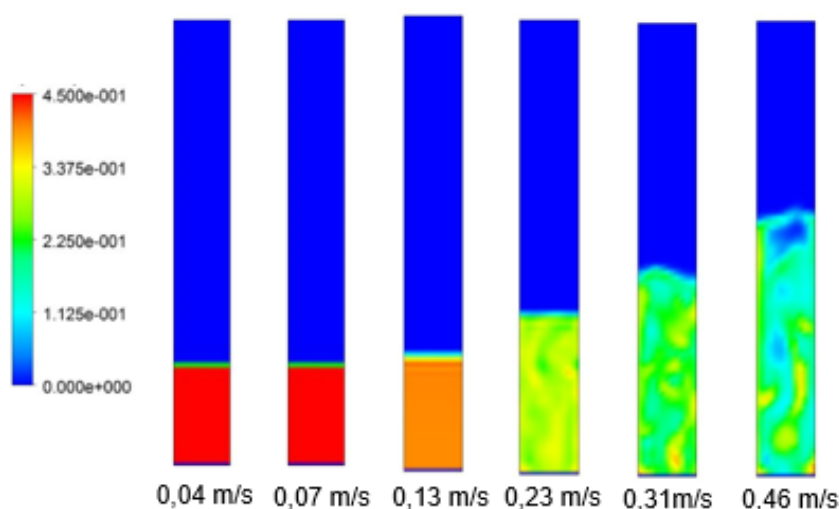


Figura 5.11 – Fração volumétrica de PEBD/Al, após 5s, para diferentes velocidade superficiais de ar.

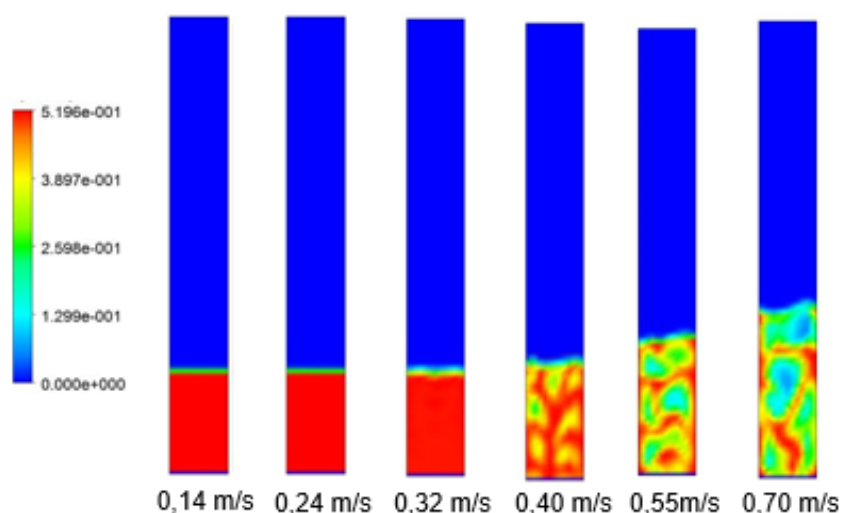


Figura 5.12– Fração volumétrica de areia, após 5s, para diferentes velocidade superficiais de ar.

Com o aumento da velocidade do ar, para ambos os casos, as bolhas se tornam maiores e o leito se expande. Essas observações estão em conformidade com os dados experimentais conforme já apresentados nas Figuras 5.4 e 5.5. Outro fato a se destacar é que, para velocidades superficiais mais altas o regime de fluidização é o pulsado e a interface do leito apresenta flutuações com o tempo. Observações semelhantes foram feitas por Zimmermann e Taghipour (2005) na simulação de partículas de FCC em leito fluidizado.

Na Figura 5.13 são apresentados os dados simulados e experimentais para o leito de PEBD/Al e areia, respectivamente.

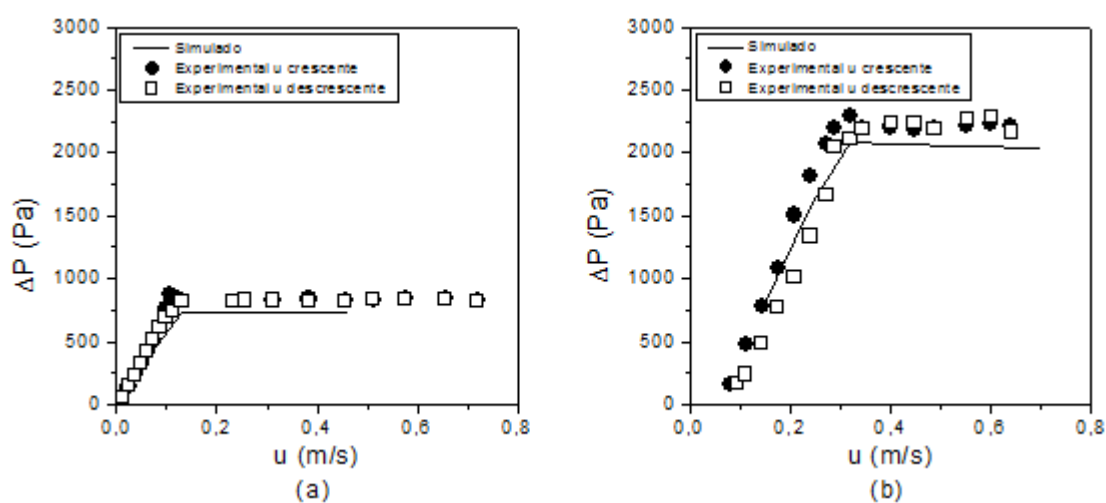


Figura 5.13 – Curva característica para o leito preenchido por: (a) PEBD/Al; (b) areia.

Verifica-se, qualitativamente, nos dados mostrados na Figura 5.13, que as simulações realizadas apresentam boa concordância com os dados experimentais.

De maneira a analisar quantitativamente os dados, a Tabela 5.6 exhibe os resultados obtidos pela simulação e o erro relativo aos dados experimentais.

O erro com relação às medidas de queda de pressão e altura do leito, tanto para os dados experimentais quanto para os simulados, foram calculados considerando um intervalo de confiança de 95%, para uma distribuição *t-student*. Já o erro relativo entre as medidas é dado segundo a Equação 5.7.

$$\text{Erro relativo} = \frac{X_{\text{simulado}} - X_{\text{experimental}}}{X_{\text{experimental}}} \times 100 \quad (5.7)$$

em que X é o dado a ser analisado.

Tabela 5.6 – Dados experimentais e simulados e erros relativos para leito de PEBD/Al e areia.

Material	u (m/s)	Dados simulados		Dados experimentais		Erro relativo (%)	
		ΔP (Pa)	L (m)	ΔP (Pa)	L (m)	ΔP (Pa)	L (m)
PEBD/Al	0,04	185 ± 1	0,16 ± 0,00	230 ± 1	0,16 ± 0,00	-19,6	< 0,1
	0,07	414 ± 1	0,16 ± 0,00	507 ± 1	0,16 ± 0,00	-18,3	< 0,1
	0,13	724 ± 1	0,18 ± 0,01	811 ± 1	0,20 ± 0,01	-10,7	-10,0
	0,23	724 ± 1	0,26 ± 0,01	822 ± 3	0,23 ± 0,01	-11,9	13,0
	0,31	724 ± 1	0,33 ± 0,01	829 ± 4	0,27 ± 0,01	-12,7	22,2
	0,46	728 ± 6	0,41 ± 0,01	823 ± 7	0,36 ± 0,01	-11,5	13,9
Areia	0,14	737 ± 1	0,16 ± 0,00	771 ± 1	0,16 ± 0,00	-4,4	< 0,1
	0,24	1567 ± 1	0,16 ± 0,00	1817 ± 2	0,16 ± 0,00	-13,8	< 0,1
	0,32	2081 ± 1	0,17 ± 0,01	2296 ± 2	0,17 ± 0,01	-9,4	< 0,1
	0,40	2063 ± 3	0,20 ± 0,01	2203 ± 5	0,20 ± 0,01	-6,4	< 0,1
	0,55	2056 ± 6	0,23 ± 0,01	2205 ± 15	0,23 ± 0,01	-6,8	< 0,1
	0,70	2032 ± 12	0,27 ± 0,01	2132 ± 25	0,33 ± 0,03	-4,7	-18,2

De acordo com a Tabela 5.6, para a queda de pressão no leito, os resultados simulados subestimam os experimentais. O erro relativo máximo, para esta variável, foi de -19,6% para o PEBD/Al e -13,8% para areia, ambos para o regime de leito fixo. Já com relação à altura do leito, o erro máximo obtido foi de 22,2% para o leito de PEBD/Al e de -18,2% para o leito de areia.

A abordagem euleriana-granular adotada para a simulação dos sistemas supõe o escoamento de partículas esféricas. Entretanto, as partículas utilizadas nesta pesquisa apresentam esfericidade diferente da unidade. Este fato provavelmente justifica as diferenças entre os resultados obtidos experimentalmente e via CFD. Além disso, o modelo de arraste escolhido e as outras suposições que foram feitas para o desenvolvimento da modelagem também podem interferir nos resultados obtidos numericamente.

5.3.3 Leito fluidizado composto por duas fases sólidas (misturas)

A Tabela 5.7 mostra os resultados obtidos na simulação das misturas assim como os obtidos experimentalmente. O erro relativo entre as medidas é calculado pela Equação 5.6.

Tabela 5.7 – Dados experimentais e simulados e erros relativos para as misturas.

	u (m/s)	ΔP (Pa) simulado	ΔP (Pa) experimental	Erro relativo (%)
M1 (95% areia)	0,32	1871 \pm 1	2079 \pm 3	-10,0
	0,45	1866 \pm 4	2088 \pm 14	-10,6
	0,56	1862 \pm 9	2031 \pm 24	-8,3
M2 (90% areia)	0,31	1754 \pm 2	1993 \pm 3	-12,0
	0,45	1750 \pm 5	2006 \pm 12	-12,8
	0,56	1749 \pm 7	1978 \pm 20	-11,6
M3 (80% areia)	0,29	1493 \pm 2	1782 \pm 4	-16,2
	0,36	1492 \pm 3	1796 \pm 8	-16,9
	0,52	1491 \pm 8	1801 \pm 16	-17,2
M4 (70% areia)	0,23	1270 \pm 1	1628 \pm 3	-22,0
	0,36	1270 \pm 2	1597 \pm 10	-20,5
	0,48	1274 \pm 6	1628 \pm 22	-21,7

Novamente, observa-se que os dados simulados de queda de pressão subestimam os dados experimentais. O erro máximo obtido para as misturas foi de -22%, e a medida que a fração de PEBD/Al aumenta na mistura o erro entre as medidas também aumenta. A provável causa é devido às simplificações e considerações utilizadas na simulação. Além disso, o modelo de arraste sólido-sólido adotado (Equação 3.4) é o

único disposto no software utilizado, e, pode não prever adequadamente a transferência de quantidade de movimento devido às colisões entre as partículas para o sistema em estudo.

Com o intuito de analisar o fenômeno da segregação no leito fluidizado composto por duas fases sólidas, a Figura 5.14 apresenta a fração volumétrica média de PEBD/Al em função da posição axial, para diferentes velocidades do ar, em cada mistura.

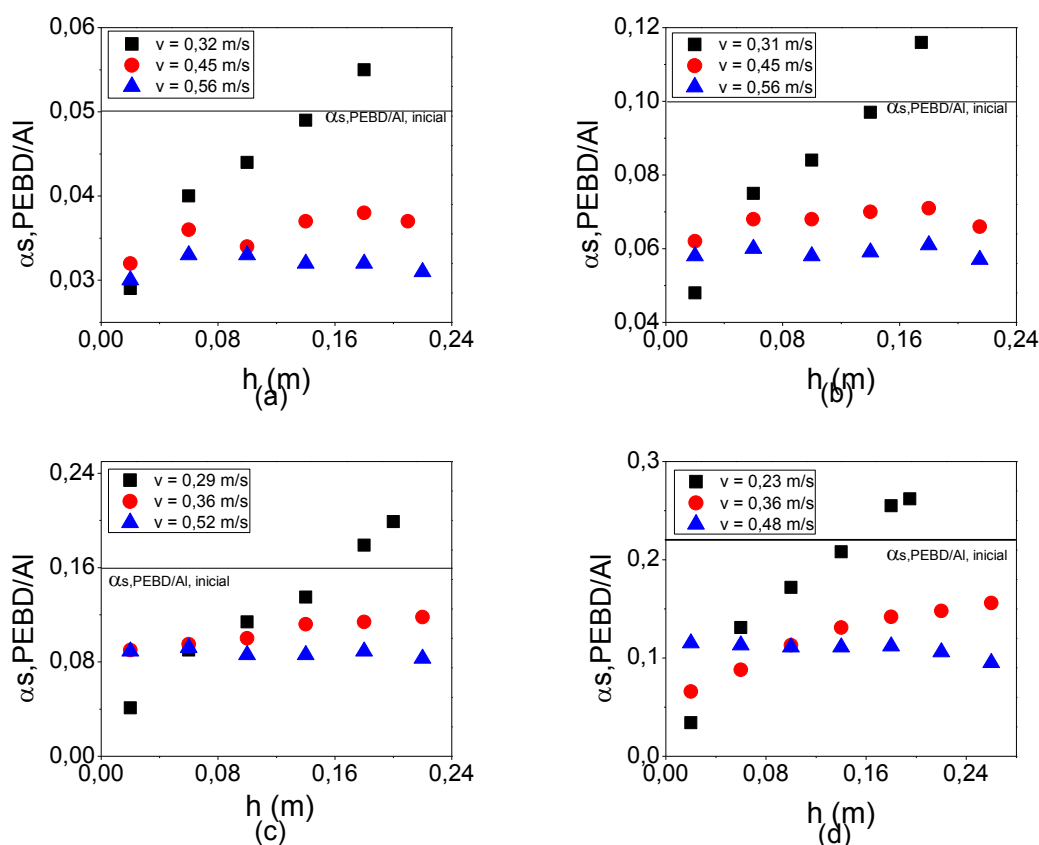


Figura 5.14 - Fração volumétrica média de PEBD/Al em função da posição axial; (a) mistura 1, (b) mistura 2, (c) mistura 3, (d) mistura 4.

Pode-se observar que, para as velocidades mais baixas de cada mistura, a fração volumétrica de PEBD/Al é sempre menor que a composição inicial em posições axiais próximas à base do leito, enquanto que para posições próximas à interface, a fração volumétrica de PEBD/Al é maior que a composição inicial. Estes fatos indicam a ocorrência do fenômeno de segregação nas misturas em velocidades baixas. Huilin et al. (2003) e Santos (2011) analisaram a segregação de misturas binárias de diferentes

diâmetros, em leito fluidizado e de jorro, respectivamente, e obtiveram resultados semelhantes. Entretanto, nos sistemas desta pesquisa, a segregação ocorre, devido à diferença de massa específica entre a areia e o PEBD/Al, já que estas partículas possuem o mesmo diâmetro.

Já para as velocidades mais altas nota-se, através da análise da Figura 5.14, que a fração volumétrica de PEBD/Al se altera pouco ao longo da posição axial. Isso confirma o fato de que a velocidade superficial do gás também influencia no fenômeno da segregação, e a medida que a velocidade aumenta a taxa de segregação diminui.

A Figura 5.15 exibe os perfis médios de fração volumétrica de PEBD/Al e areia, para as misturas em diferentes velocidades.

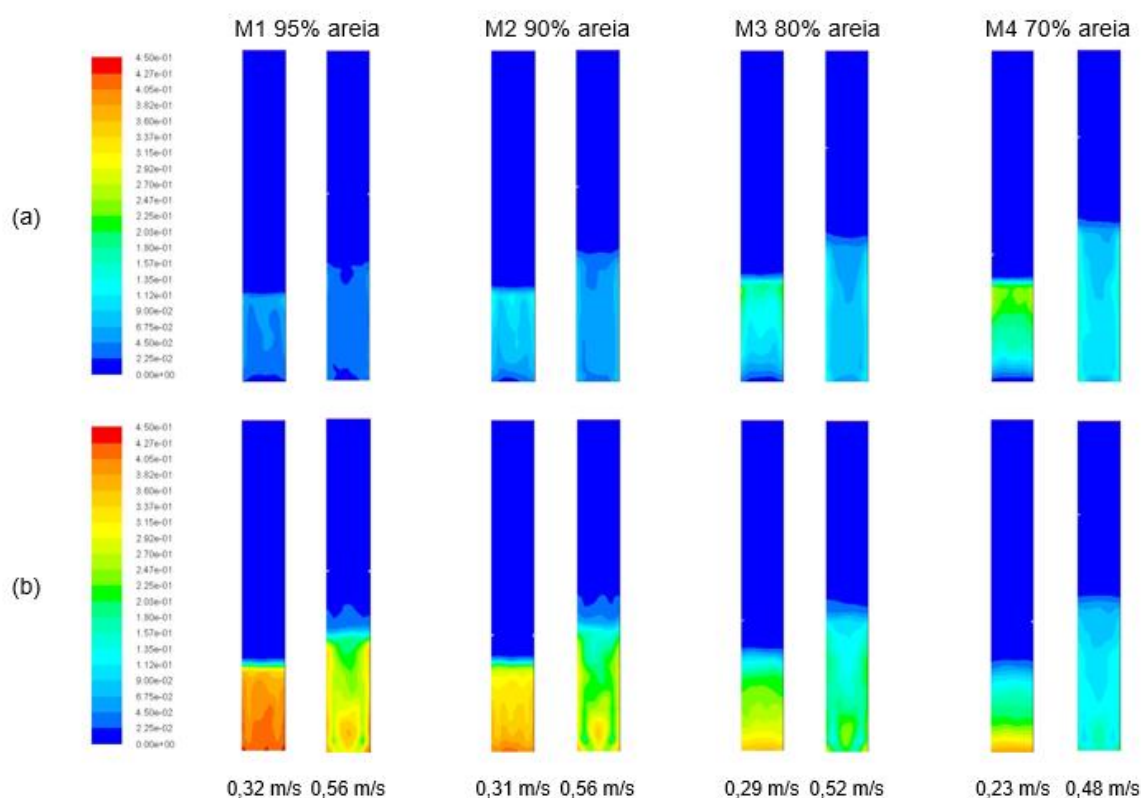


Figura 5.15 – Perfis médios de fração volumétrica: (a) PEBD/Al, (b) areia.

Pela análise da Figura 5.15 pode-se confirmar que, para velocidades mais baixas, e em todas as misturas, o fenômeno da segregação é mais evidente, visto que ocorre a concentração de areia na base do leito e de PEBD/Al na interface. Para as velocidades

mais altas, observa-se que as partículas estão melhor distribuídas no leito, entretanto ainda há locais em que a segregação acontece, embora não seja muito significativo.

Desta forma, para uma velocidade mais baixa, o efeito da gravidade sobre as partículas é mais significativo quando comparado à força de arraste, e as partículas mais densas tendem a se depositar na base do leito. Já para velocidades maiores, o efeito da força de arraste minimiza o fenômeno da segregação, e as partículas se encontram mais distribuídas no leito.

Avaliar a segregação neste processo é importante, pois, na pirólise em leito fluidizado utiliza-se um inerte para garantir o estabelecimento do regime de fluidização e altas taxas de transferência de calor. Assim, a segregação não é desejável, visto que quanto mais homogênea for a distribuição do inerte no leito, mais eficiente é a transferência de calor entre as partículas.

5.4 ASPECTOS COM RELAÇÃO À PIRÓLISE DE PEBD/AL

Durante a realização desta pesquisa, a fluidodinâmica de partículas de PEBD/Al e areia em leito fluidizado foi analisada experimentalmente e computacionalmente, como um estudo preliminar, visando a aplicação deste reator na pirólise de resíduos cartonados.

A temperatura utilizada nos ensaios foi a ambiente. Entretanto, a pirólise envolve temperaturas altas, da ordem de 500 °C. É provável que a massa específica da areia e do compósito varie pouco com a temperatura, enquanto que a do ar, e demais gases utilizados na pirólise, varie significativamente. No entanto, pelo fato da massa específica das partículas ser consideravelmente maior que a dos gases, a classificação de Geldart das partículas, que é baseada na diferença entre as massas específicas, pode não se alterar significativamente. Com isso, é possível que o regime de escoamento esperado, para as partículas em estudo, à uma temperatura de pirólise, varie pouco do qual foi estudado na temperatura ambiente.

Outro fato que merece destaque envolve a seleção de uma mistura para a pirólise de resíduos de embalagens cartonadas. A pirólise rápida de resíduos envolve reações

endotérmicas (BASU, 2010), e, o meio inerte utilizado absorve calor dos combustíveis e transfere para o material a ser pirolisado. Diante disso, o volume de inerte no leito deve ser alto para potencializar a transferência de calor no processo.

Devido à diferença de massa específica entre o compósito PEBD/Al e areia ser grande, uma proporção mássica maior que 30% de PEBD/Al na mistura, acarreta num volume pequeno de areia no sistema ($\frac{V_{areia}}{V_{total}} < 0,5$). Já frações menores de PEBD/Al originam processos menos eficientes em termos de quantidade de produto gerado. Assim, a mistura composta por 30% de PEBD/Al e 70% de areia, em massa, se mostra adequada para a pirólise, sendo necessário a utilização da velocidade superficial da fase fluida acima de 0,36 m/s ($\sim 1,6 u_{mf}$), para evitar a ocorrência da segregação.

6 CONCLUSÕES

Este capítulo apresenta as conclusões obtidas com a realização desta pesquisa. Tanto a metodologia experimental quanto a numérica se mostraram adequadas para obtenção dos dados necessários à investigação da fluidodinâmica de partículas de PEBD/Al e areia em leito fluidizado.

Com a análise dos dados experimentais coletados nesta pesquisa é possível concluir que:

- O PEBD/Al ($\rho_s = 1039 \text{ kg/m}^3$, $d_s = 550 \mu\text{m}$), a areia ($\rho_s = 2567 \text{ kg/m}^3$, $d_s = 550 \mu\text{m}$) e misturas destes componentes nas proporções de 5, 10, 20 e 30%, em massa de PEBD/Al, apresentam o regime de fluidização a partir das velocidades de escoamento do ar de 0,13; 0,32; 0,30; 0,28; 0,24 e 0,22 m/s, respectivamente;
- O aumento da fração mássica de PEBD/Al na mistura com areia provoca uma diminuição no valor da velocidade mínima de fluidização;
- As instabilidades, devido ao movimento de partículas, geram flutuações na queda de pressão que se tornam mais evidenciadas em maiores velocidades;
- Nas condições operacionais utilizadas os regimes de escoamentos presentes na fluidização de partículas de PEBD/Al e areia são: leito fixo, fluidizado borbulhante e fluidizado pulsado;
- A velocidade mínima de fluidização obtida através da curva característica experimental apresenta um erro de até 30% com relação à velocidade obtida através de simplificações do balanço de forças.

Já com o estudo da fluidodinâmica computacional das partículas em leito fluidizado conclui-se que:

- O modelo de arraste de Syamlal–O'Brien (1989) parametrizado adotado é capaz de descrever o escoamento de partículas de PEBD/Al e areia em leito fluidizado apresentando um erro máximo de queda de pressão, com relação

aos valores experimentais, de -19,6% para PEBD/Al, -13,8% para areia e -22,0% para misturas;

- Os perfis de fração volumétrica de sólidos foram bem reproduzidos através dos parâmetros e equações selecionados na simulação;
- As misturas 1, 2, 3 e 4 apresentaram segregação quando submetidas às respectivas velocidades de escoamento do ar de 0,32; 0,31; 0,29 e 0,23 m/s, enquanto que, para velocidades maiores, as partículas se encontram mais distribuídas no leito;
- O fenômeno de segregação ocorre devido às diferenças de massa específica das partículas. Para as velocidades mais baixas de escoamento do ar, após um período de operação, a areia se concentra na base do leito enquanto o PEBD/Al se concentra na interface gás-sólido;
- A mistura 4 é a sugerida para a pirólise de resíduos de embalagens cartonadas por apresentar uma razão volumétrica satisfatória entre PEBD/Al e areia, entretanto, velocidades mais altas de escoamento do ar devem ser utilizadas para evitar a ocorrência da segregação.

7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A seguir são apresentadas algumas sugestões para trabalhos futuros, a fim de dar continuidade a esta pesquisa.

- Estudar a segregação das misturas de PEBD/Al e areia no leito fluidizado experimentalmente, através da construção de um leito com guilhotinas para a retirada de amostras em diferentes posições axiais;
- Analisar o comportamento do sistema frente a alterações no diâmetro das partículas e na altura inicial do leito;
- Propor modelos de arraste gás-sólido e sólido-sólido para representar o escoamento de PEBD/Al e areia em leito fluidizado, a partir de ensaios experimentais, e inseri-lo nas simulações através da UDF (*user-defined-function*);
- Simular condições operacionais com a temperatura de pirólise para o material inerte;
- Realizar um estudo dos parâmetros envolvidos nas simulações, e seus efeitos sobre os resultados, como alterações no esquema de discretização das equações, no coeficiente de restituição e no passo de tempo.

REFERÊNCIAS

- ALMEIDA, C.; ROCHA, S. C. S. Fluidodinâmica de sementes de brócolos em leito fluidizado e leito de jorro. **Scientia Agricola**, v.59, n.4, p.645-652, 2002.
- ALVARENGA, L. M. **Pirólise de resíduos de embalagens cartonadas e seus componentes puros: uma avaliação cinética**. 2013. 109 f. Dissertação (Mestrado em Energia) – Programa de pós-graduação em energia, Centro Universitário Norte do Espírito Santo, UFES. São Mateus, 2013.
- AMBROSIO-UGRI, M. C. B. TARANTO, O. P. Estudo fluidodinâmico do leito fluidizado pulsado rotativo. **Acta Scientiarum Technology**, v.26, n.1, p.53-57, 2004.
- ANSYS FLUENT THEORY GUIDE. Multiphase Flows. ANSYS, Inc. 2013.
- ASIF, M. Predicting minimum fluidization velocities of multi-component solid mixtures. **Particuology**, v.11, n.3, p.3019-316, 2013.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DO ALUMÍNIO (ABAL) – RECICLAGEM NO BRASIL. Disponível em: <<http://www.abal.org.br/sustentabilidade/reciclagem/reciclagem-no-brasil/>>. Acesso em: 18 ago 2014a.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DO ALUMÍNIO (ABAL) – POR QUE RECICLAR?. Disponível em: <<http://www.abal.org.br/sustentabilidade/reciclagem/por-que-reciclar/>>. Acesso em: 20 ago 2014b.
- BASU, P. **Biomass Gasification and Pyrolysis**. Practical Design and Theory. Elsevier, 2010.
- BASU, P. **Combustion and Gasification in Fluidized Beds**. Taylor & Francis Group, LLC, 2006.
- BEHJAT, Y.; SHAHHOSSEINI, S.; HASHEMABADI, S. H. CFD modeling of hydrodynamic and heat transfer in fluidized bed reactors. **International Communications in Heat and Mass Transfer**, v.35, p.357–368, 2008.
- BÉTTEGA, R. **Contribuições ao estudo da fluidodinâmica em leito de jorro utilizando-se CFD**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Programa de Pós-

Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2009.

BÉTTEGA, R.; CORRÊA, R. G. Aplicação da CFD (Computational Fluid Dynamics) em Sistemas Particulados. Em: FREIRE, J. T.; FERREIRA; M. C. **Aplicações em Sistemas Particulados**. 1 ed. São Carlos: Suprema, 2009. p.241-271.

BÉTTEGA, R.; CORRÊA, R. G.; FREIRE, J. T. Scale-up study of spouted beds using computational fluid dynamics. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.87, p. 193-203. 2009

BRASIL. Lei nº 12.305 de 02 de agosto de 2010. Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos. 2010. Disponível em: <http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2007-2010/2010/lei/l12305.htm>. Acesso em: 06 ago 2014.

CEMPRE – CEMPRES REVIEW 2013. 2013. Disponível em: <http://www.cempre.org.br/download/CEMPRE_review_2013.pdf>. Acesso em 10 jun de 2014.

CEMPRE – FICHAS TÉCNICAS / EMBALAGEM CART LONGA VIDA. Disponível em: <http://www.cempre.org.br/ft_longavida.php>. Acesso em 10 jun de 2014.

CEMPRE – RECICLAGEM DE EMBALAGENS. O COMPROMISSO DO SETOR EMPRESARIAL PARA APLICAÇÃO DA POLÍTICA NACIONAL DE RESÍDUOS SÓLIDOS. Disponível em: <<http://cempre.org.br/artigo-publicacao/artigos>> Acesso em 23 de nov de 2015.

CHIBA, S.; CHIBA, T.; NIENOW, A. W.; KOBAYASHI, H. The Minimum Fluidisation Velocity, Bed Expansion and Pressure-Drop Profile of Binary Particle Mixtures. **Powder Technology**, v. 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**, v.60, p.6909 – 6918, 2005.

COOPER, S.; CORONELLA, C. J. CFD simulations of particle mixing in a binary fluidized bed. **Powder Technology**, v.151, p.27– 36, 2005.

CORNELISSEN, J. T.; TAGHIPOUR, F.; ESCUDIÉ, R.; ELLIS, N.; GRACE, J. R. CFD modelling of a liquid–solid fluidized bed. **Chemical Engineering Science**, v. 62, p.6334 – 6348, 2007.

CREMASCO, M. A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos**. São Paulo, Blucher, 2012.

DALEFFE, R. V.; FREIRE, J. T. Analysis of the fluid-dynamic behavior of fluidized and vibrofluidized bed containing glycerol. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v.21, n.1, p.35-46, 2004.

DECKER, K. R. **Modelagem e Simulação Tridimensional Transiente do Escoamento Gás-Sólido**. 2003. 118 f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química – Universidade de Campinas, UNICAMP 2003.

DEMAJOROVIC, J. A evolução dos modelos de gestão de resíduos sólidos e seus instrumentos, **Cadernos Fundap**, 1996.

DORA, D. T. K.; PANDA, S. R.; MOHANTY, Y. K.; ROY, G. K. Hydrodynamics of gas-solid fluidization of a homogeneous ternary mixture in a conical bed: Prediction of bed expansion and bed fluctuation ratios. **Particuology**, v.11, p.681-688, 2013.

ERGUN, S. Fluid Flow through Packed Columns. **Chem. Eng. Prog.**, v.48, n.2, p.89-94, 1952.

FELIPE, C. A. S; ROCHA, S. C. S. Prediction of minimum fluidization velocity of gas–solid fluidized beds by pressure fluctuation measurements — Analysis of the standard deviation methodology. **Powder Technology**, v.174, p.104-113, 2007.

FELIPE, C. A. S; ROCHA, S. C. S. Time series analysis of pressure fluctuation in gas-solid fluidized beds. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v.21, n.3, p.497-507, 2004.

FORMISANI, B.; CRISTOFARO, G. DE; GIRIMONTE, R. A fundamental approach to the phenomenology of fluidization of size segregating binary mixtures of solids. **Chemical Engineering Science**, v.56, p.109-119, 2001.

FREIRE, F. B.; PIRES, E. C.; FREIRE, J. T. Influência da imobilização de biomassa e do tamanho da partícula na fluidodinâmica de um reator anaeróbio de leito fluidizado. **Acta Sci. Technol.** v.30, n.1, p.73-81, 2008.

GELDART, D. Types of Gas Fluidization. **Powder Technology**, v.7, p.285-292, 1973.

GIDASPOW, D.; BEZBURUAH, R.; DING, J. Hydrodynamics of Circulating Fluidized Beds, Kinetic Theory Approach. Em: **Fluidization VII, Proceedings of the 7th Engineering Foundation Conference on Fluidization**. p.75-82, 1992.

GIDASPOW, D. **Multiphase Flow and Fluidization. Continuum and Kinetic Theory Descriptions**. San Diego: Academic Press Inc., 1994.

GIRIMONTE, R.; VIVACQUA, V. Design criteria for homogeneous fluidization of Geldart's class b solids upward through a packed bed. **Powder Technology**, v.249, p.316-322, 2013.

GOBIN, A.; NEAU, H.; SIMONIN, O.; LLINAS, J.; REILING, V.; SELO, J. In **Numerical Simulation of a Gas-Phase Polymerisation Reactor**; European Congress on Computational Methods in Applied Sciences and Engineering ECCOMAS Computational Fluid Dynamics Conference 20012; Wales, 2001.

HIRANO, Y.; KAI, T.; TSUTSUI, T.; NAKAZATO, T. Decrease in the fluidization quality of fluidized beds containing binary mixtures of different catalyst particles. **Chemical Engineering Science**, v.96, p.98-105, 2013.

HUILIN, L.; YURONG, H.; GIDASPOW, D. Hydrodynamic modelling of binary mixture in a gas bubbling fluidized bed using the kinetic theory of granular flow. **Chemical Engineering Science**, n.58, p.1197-1205, 2003.

HULME, I.; CLAVELLE, E.; LEE, L. V. D.; KANTZAS, A. CFD Modeling and Validation of Bubble Properties for a Bubbling Fluidized Bed. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v.44, p.4254-4266, 2005.

JENA, H. M.; ROY, G. K.; BISWAL, K. C. Studies on pressure drop and minimum fluidization velocity of gas–solid fluidization of homogeneous well-mixed ternary mixtures in un-promoted and promoted square bed. **Chemical Engineering Journal**, v.145, p.16–24, 2008.

KAGE, H.; AGARI, M.; OGURA, H.; MATSUNO, Y. Frequency analysis of pressure fluctuation in fluidized bed plenum and its confidence limit for detection of various modes of fluidization. **Advanced Powder Technol.**, v.11, n.4, p.459-475, 2000.

KORKMAZ, A.; YANIK, J.; BREBU, M.; VASILE, C. Pyrolysis of tetra pak. **Waste Management**, v. 29, n. 11, p. 2836-2841, 2009.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**, 2. ed. New York, Robert E. Krieger Publishing CO., Inc. 1977. 534p.

LIU, H.; ZHANG, L.; CHEN T.; WANG, S.; HAN, Z.; WU, S. Experimental study on the fluidization behaviors of the superfine particles. **Chemical Engineering Journal**, v.262, p.579-587, 2015.

LUNA, C. M. R. **Estudo numérico de modelos de arrasto e do coeficiente de restituição no escoamento gás-sólido em leito fluidizado**. 2013. 156 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) –Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2013.

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

MARQUES, I. I. D. R.; BACELOS, M. S. Analysis of conical spouted bed fluid dynamics using carton mixtures. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 70, p. 37-47, 2013.

MELO, J. L. Z. **Análise do leito de jorro como sistema de contato para pirólise de compósito PEBD/AL**. 2014. 84 f. Dissertação (Mestrado em Energia) – Programa de pós-graduação em energia, Centro Universitário Norte do Espírito Santo, UFES. São Mateus, 2014.

NASCIMENTO, R. M. M.; VIANA, M. M. M.; SILVA, G. G.; BRASILEIRO, L. B. Embalagem cartonada longa vida: Lixo ou luxo? **Química Nova Escola**, 2007.

NEVES, F.L. Reciclagem de Embalagens Cartonadas Tetra Pak. **O Papel**, p. 38-45, 1999.

NEVES, F. L. Novos desenvolvimentos para reciclagem de embalagens longa vida. Disponível em: <<http://www.afcal.pt/destinoFinal/NovosDesenvolvimentosReciclagem.pdf>> Acesso em 10 nov 2015.

OGAWA, S.; UMEMURA, A.; OSHIMA, N. On the Equation of Fully Fluidized Granular Materials. **J. Appl. Math. Phys.** v.31, 1980.

OLIVEIRA, T. J. P. Aspectos fluidodinâmicos de misturas binárias de resíduo de Tabaco e areia em leito fluidizado. 2012. 67 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Programa de pós-graduação em Engenharia Química, UFU, Uberlândia, 2012.

OLIVEIRA, T. J. P.; CARDOSO, C. R.; ATAÍDE, C. H. Bubbling fluidization of biomass and sand binary mixtures: Minimum fluidization velocity and particle segregation. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v.72, p.113-121, 2013.

PAUDEL, B.; FENG, Z. G. Prediction of minimum fluidization velocity for binary mixtures of biomass and inert particles. **Powder Technology**, v. 237, p. 134–140, 2013.

PEDROSO, M. C.; ZWICKER, R. Sustentabilidade na cadeia reversa de suprimentos: um estudo de caso do Projeto Plasma. **Revista de Administração**, v.42, n4, p.414-430. São Paulo, 2007.

PERLINGEIRO, C. A. G.; **Engenharia de Processos: análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. São Paulo. Blucher, 2005.

PERRY. **Perry's chemical engineers' handbook**. 7 ed. McGraw-Hill, 1999.

PROGRAMA DE RECICLAGEM TETRA PAK. Disponível em: <<http://www.agendasustentavel.com.br/images/pdf/001222.pdf>>. Acesso em: 05 ago 2014.

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

RHODES, M. **Introduction to Particle Technology**. 2. Ed. England, John Wiley & Sons Ltd, 2008.

SAU, D. C.; MOHANTY, S.; BISWAL, K. C. Correlations for critical fluidization velocity and maximum bed pressure drop for heterogeneous binary mixture of irregular particles in gas–solid tapered fluidized beds. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v.47, n.12, p.2386-2390, 2008.

SHAH, S. **Analysis and validation of space averaged drag model for numerical simulation of gas-solid flows in fluidized beds**. 2012. 106 f. Thesis (Doctor of Science) Lappeenranta University of Technology, Finland, 2012.

STORA ENSO. E. From juice carton to car parts. **Rethink**, v. 2, p. 12-16, 2011.

SYAMLAL, M.; O'BRIEN, T. J. Computer Simulation of Bubbles in a Fluidized Bed. **AIChE Symp. Series**. v. 85, p.22-32, 1989.

SYAMLAL, M.; ROGERS, W.; O'BRIEN, T. J. MFX Documentation: Volume1, Theory Guide. **National Technical Information Service**, Springfield, 1993.

SYAMLAL, M. The Particle-Particle Drag Term in a Multiparticle Model of Fluidization. **National Technical Information Service**, Springfield, 1987.

TAGHIPOUR, F.; ELLIS, N.; WONG, C. Experimental and computational study of gas–solid fluidized bed hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, v.60, p.6857 – 6867, 2005.

TAGLIAFERRI, C.; MAZZEI, L.; LETTIERI, P.; MARZOCHELLA, A.; OLIVIERI, G.; SALATINO, P. CFD simulation of bubbling fluidized bidisperse mixtures: Effect of integration methods and restitution coefficient. **Chemical Engineering Science**, v.102, p.324–334, 2013.

TETRA PAK – Protege o que é bom - 2014. Disponível em: <<http://www.tetrapak.com/br/reciclagem/ciclo-de-vida-da-embalagem/mat%C3%A9ria-prima>>. Acesso em 05 ago. 2014.

TU, J.; YEOH, G. H.; LIU, C. **Computational Fluid Dynamics. A practical Approach**. 1 ed. Elsevier, 2008.

VAN WACHEM, B. G. M. **Derivation, Implementation, and Validation of Computer Simulation Models for Gas-Solid Fluidized Beds.** 2000.

VAN WACHEM, B. G. M.; SCHOUTEN, J. C.; KRISHNA, R.; VAN DEN BLEEK, C. M. Eulerian Simulations of Bubbling Behaviour in Gas-Solid Fluidized Beds. **Computers and Chemical Engineering**, v.22, p. 299-307, 1998.

VERSTEEG, H. K.; MALALASEKERA, W. **An Introduction to Computational Fluid Dynamics: The Finite Volume Method.** 2 ed. Pearson Prentice Hall, 2007.

WEN, C. Y.; YU, Y. H. Mechanics of Fluidization. **Chem. Eng. Prog. Symp. Series.** v.62, p.100-111, 1966.

WU, C. H.; CHANG, H. S. Pyrolysis of tetra pack in municipal solid waste. **Journal Chemical Technology and Biotechnology**, v. 76, n. 8, p. 779-792, 2001.

YANG, W. C. **Handbook of Fluidization and Fluid-Particles Systems.** New York: Marcel Decker Inc., 2003.

ZANETTI, A.; ARRIECHE, L. S.; SARTORI, D. J. M. Estudo da composição ótima de diferentes resíduos orgânicos para a produção de biogás. In: XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2015, Florianópolis. **Anais do XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química.** São Paulo: Editora Edgard Blücher. v. 1. p. 6217-6224.

ZIMMERMANN, S.; TAGHIPOUR, F. CFD Modeling of the Hydrodynamics and Reaction Kinetics of FCC Fluidized-Bed Reactors. **Ind. Eng. Chem. Res.**, n.44, p.9818-9827, 2005.

ZORTEA, R. B. **Viabilidade econômica e tecnológica para a reciclagem das embalagens cartonadas longa vida pós-consumo de Porto Alegre.** 2001. Dissertação (Mestrado em Administração) – Programa de pós-graduação em Administração, UFRS, Porto Alegre.

ZUBEN, F.V. The Thermal Plasma Technology Separates Aluminum from Plastic Packages. Em: **Proceedings of International Conference on Energy, Environment and Disasters (INCEED).** Charlotte, North Carolina, USA, p. 24-30, 2005.