UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
FACULDADE DE ZOOTECNIA E ENGENHARIA DE ALIMENTOS

MARÍLIA GUSMAN THOMAZI PAVANI

**Estudo experimental e simulação da fluidodinâmica de amido de milho
em leito fluidizado pulsado**

Pirassununga

2016

MARÍLIA GUSMAN THOMAZI PAVANI

**Estudo experimental e simulação da fluidodinâmica de amido de milho em
leito fluidizado pulsado
(Versão corrigida)**

Dissertação apresentada à Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para a obtenção do Título de Mestre em Ciências.

Área de Concentração: Engenharia e Ciência de Materiais

Orientador: Prof. Dr. Gustavo César Dacanal

Pirassununga

2016

Ficha catalográfica elaborada pelo
Serviço de Biblioteca e Informação, FZEA/USP, com os dados fornecidos pela autora

P337e	<p>Pavani, Marília Gusman Thomazi</p> <p>Estudo experimental e simulação da fluidodinâmica de amido de milho em leito fluidizado pulsado / Marília Gusman Thomazi Pavani ; orientador Gustavo César Dacanal. -- Pirassununga, 2016.</p> <p>91 f.</p> <p>Dissertação (Mestrado - Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência de Materiais) -- Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos, Universidade de São Paulo.</p> <p>1. Fluidização. 2. Leito fluidizado. 3. Pulsação do ar. 4. Técnica computacional (CFD). 5. Software COMSOL. I. Dacanal, Gustavo César, orient. II. Título.</p>
-------	---

“Permitida a cópia total ou parcial deste documento, desde que citada a fonte – a autora.”

MARÍLIA GUSMAN THOMAZI PAVANI

**Estudo experimental e simulação da fluidodinâmica de amido de milho
em leito fluidizado pulsado**

Data de aprovação: ____/ ____/ ____

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Gustavo César Dacanal – Presidente da Banca Examinadora
FZEA / USP - Orientador

Prof. Dr. Rogers Ribeiro
FZEA / USP

Prof. Dr. Jefferson Luiz Gomes Corrêa
UFLA

Aos meus pais, Andréa e Alessandro, que me ensinaram os valores e princípios da vida e ao meu esposo, Gustavo, por todo incentivo e ajuda para que isso fosse possível.

AGRADECIMENTO

Agradeço a Deus pelo dom da vida, por ter me dado saúde e força para superar as dificuldades.

Agradeço aos meus pais, Andréa e Alessandro, a minha irmã Marina, ao meu padrasto Agnaldo e a minha madrastra Luciane pela fiel torcida.

Agradeço ao meu esposo, Gustavo, por todo apoio e incentivo quando parecia não ter mais energias.

Agradeço ao meu avô, Domingos, e as minhas avós, Ermelinda e Pedrina, pelo carinho e pelas palavras de incentivo no intuito de buscar sempre o conhecimento sem deixar de lado os valores fundamentais para minha vida.

Agradeço meu sogro, Antônio Carlos, e a minha sogra, Marilene, por ser minha segunda família e por me apoiar em todos os momentos de dificuldade.

Agradeço à minha amiga Ana Cláudia por toda ajuda disponibilizada.

Agradeço ao meu amigo Fior pelos ensinamentos e pela conduta de trabalho.

Agradeço ao meu amigo Prudente por toda paciência e torcida.

Agradeço à minha amiga Patrícia e ao meu amigo Rafael por sempre me socorrerem nos momentos em que precisei.

Agradeço ao meu orientador, Prof. Dr. Gustavo César Dacanal, pela generosidade, paciência e compreensão.

Agradeço à banca examinadora pela disponibilidade e pela contribuição com este trabalho.

Agradeço à Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos, pela oportunidade de realização do curso de mestrado.

Agradeço a todos os meus professores que desempenham com tamanho empenho essa linda profissão.

Muito Obrigada!

*“Por vezes sentimos que aquilo que
fazemos não é senão uma gota de água no mar.
Mas o mar seria menor se lhe faltasse uma gota.”*

(Madre Teresa de Calcutá)

Resumo

PAVANI, M. G. T. **Estudo experimental e simulação da fluidodinâmica de amido de milho em leito fluidizado pulsado**. 2016. 91 f. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos, Universidade de São Paulo, Pirassununga, 2016.

A fluidização é uma operação unitária presente nas indústrias química, farmacêutica e alimentícia. Durante a fluidização, o leito de partículas sólidas é suspenso por um fluxo ascendente de gás. A velocidade mínima de fluidização indica a menor velocidade do gás em que as partículas iniciam a agitação, enquanto a velocidade terminal é caracterizada pela elutriação, ou arraste de partículas juntamente com o gás. Portanto, um leito fluidizado deve operar em uma velocidade de gás que esteja entre a velocidade mínima de fluidização e a velocidade terminal de arraste. No entanto, os sólidos particulados coesivos, caracterizadas pelo grupo de Geldart C, são difíceis de serem fluidizados, devido à formação de canais preferenciais, e são facilmente elutriados. Neste trabalho estudou-se a fluidização de partículas de amido de milho pela passagem de ar a 27 °C. O amido de milho obteve diâmetro médio mássico e densidade do sólido iguais a 30,3 μm e 1446,7 kg/m^3 , e pôde ser caracterizado como um sólido particulado coesivo, em que a velocidade efetiva de fluidização e velocidade terminal foram iguais a (0,66 e 0,68) m/s, respectivamente. A qualidade da fluidização foi aprimorada pelo uso da pulsação do gás, que possibilitou reduzir a velocidade mínima de fluidização e ampliar a faixa de velocidade de fluidização, de forma a minimizar o arraste de sólidos por elutriação. As frequências de pulsação estudadas foram (0, 5, 10 e 15) Hz. Em uma primeira etapa, foram obtidos os perfis de velocidade queda de pressão a partir de ensaios experimentais. Posteriormente, os perfis experimentais foram utilizados para validação dos modelos de escoamento bifásico Euler-Euler, em simulações realizadas pelo software COMSOL. Dentre os principais resultados, destaca-se que os modelos numéricos puderem descrever com boa aproximação os perfis fluidodinâmicos do sistema binário amido e ar. A aproximação numérica somente foi obtida ao estabelecer um diâmetro equivalente com tamanho de 100 μm , que foi superior ao diâmetro médio mássico. Este resultado evidenciou que a fluidização ocorreu na forma de agregados de partículas, que é característico de sistemas coesivos. O uso da pulsação do ar também resultou ruptura de canais preferenciais, e permitiu o início da fluidização em menores velocidades do ar.

Palavras chave: Fluidização, leito fluidizado, pulsação do ar, CFD e Software COMSOL.

Abstract

PAVANI, M. G. T. **Experimental and simulation of corn starch in a fluidized pulsed bed Fluid**. 2016. 91 p. Dissertation (M. Sc) – Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos, Universidade de São Paulo, Pirassununga, 2016.

Fluidization is a unit operation in the chemical, pharmaceutical and food industries. During the fluidization, the solid particles is suspended by a stream air flow. The minimum fluidization velocity indicates the lowest gas velocity in which the particles begin agitation while the terminal velocity is characterized by elutriation, or drag the particles along with gas. Therefore, a fluidized bed must be operated at a gas velocity which is between the minimum fluidization velocity and the terminal velocity. However, cohesive solid particles, characterized by Geldart Group C, are difficult to be fluidized due to the formation of cracks and channeling and are easily elutriated from chamber. In this work, the fluidization of cornstarch particles occurred by an air flow at 27 °C. Cornstarch showed a mean diameter and solid density equal to 30.3 μm and 1446.7 kg/m^3 and could be characterized as a cohesive particulate solid. The effective fluidization velocity and the terminal velocity were equal to (0.66 and 0.68) m/s respectively. The fluidization quality was improved by the use of pulsation air flow. The minimum fluidization velocity was reduced, increasing the fluidization velocity operational range. The air pulsation frequency were studied at (0, 5, 10 and 15) Hz. In a first step, the experimental tests obtained the fluidynamics profiles of pressure drop versus air velocity. Subsequently, the experimental profiles were used to validate the Euler-Euler model in simulations by COMSOL software. The main results emphasized that the numerical models described the fluid dynamic profiles with good approximation. The numerical approach established an equivalent diameter of 100 μm , which was greater than the mass median diameter. This result showed that the fluidization occurred in the form of aggregates of particles, which is a characteristic of cohesive systems. The use of air pulsation also resulted in the rupture of channeling and allowed the fluidization at lower air velocities.

Key words: Fluidization, fluidized bed, air pulse, CFD and software COMSOL.

Lista de Figuras

Figura 1 - Diferentes regimes de fluidização	20
Figura 2 - Diagrama simplificado mostrando a classificação das partículas segundo seu comportamento durante a fluidização em ar.....	23
Figura 3 - Malha ortogonal.....	32
Figura 4 - Malha não-ortogonal.....	33
Figura 5 - Malha não-ortogonal estruturada em 2D	33
Figura 6 - Malha estruturada por blocos	34
Figura 7 - Malha estruturada por cinco blocos	34
Figura 8 - Malha não estruturada.....	35
Figura 9 - Leito fluidizado pulsado	44
Figura 10 - Esquema do sistema de pulsação com válvula esfera.....	45
Figura 11 – Fotografia do sistema de pulsação do ar com válvula esfera.....	45
Figura 12 - Esquema dos pontos de aquisição da queda de pressão no leito	47
Figura 13 – Passos para a configuração do software COMSOL	50
Figura 14 - Incremento da velocidade em função do tempo	50
Figura 15 - Perfis de velocidade de fluidização do ar obtidos a frequências de pulsação de (0, 5, 10 e 15) Hz, correspondentes às frequências de rotação da válvula esférica de (0, 300, 600 e 900) RPM	52
Figura 16 - Imagem da partícula de amido de milho ampliada 1500 vezes (MEV)	55
Figura 17 - Partículas de amido de milho.....	55
Figura 18 - Distribuição cumulativa das partículas de amido de milho	56
Figura 19 - Perfis de queda de pressão no leito fluidizado para amido de milho nativo.....	56
Figura 20 - Perfis de queda de pressão no leito fluidizado para amido de milho nativo (5 Hz)	57
Figura 21 - Perfis de queda de pressão no leito fluidizado para amido de milho nativo (10 Hz)	57
Figura 22 - Perfis de queda de pressão no leito fluidizado para amido de milho nativo (15 Hz)	58
Figura 23 - Comparação entre os dados experimentais.....	59
Figura 24 - Leito Fluidizado no COMSOL	60
Figura 25 - Ilustração com exemplos de malhas obtidas pelo software COMSOL	61
Figura 26 - Simulações variando o diâmetro médio de partícula.....	63
Figura 27 - Expansão do leito durante a simulação.....	64
Figura 28 - Dados simulados e experimentais utilizando 5 Hz.....	65
Figura 29 - Dados simulados e experimentais utilizando 10 Hz.....	66
Figura 30 - Dados simulados e experimentais utilizando 15 Hz.....	66
Figura 31 - Comparação entre os dados simulados	67
Figura 32 - Expansão do leito durante o processo de fluidização	68
Figura 33 - Variação no modelo de arraste sem pulsação	69
Figura 34 - Expansão do leito com a mudança do modelo de arraste	70
Figura 35 - Variação no modelo de arraste com pulsação (5 Hz)	71

Figura 36 - Curva de calibração da placa orifício	89
Figura 37 - Curva de calibração da placa perfurada.....	91

Lista de Tabelas

Tabela 1 – Propriedades da fase contínua e fase dispersa	49
Tabela 2 - Propriedades físicas da partícula de amido de milho	54
Tabela 3 - Malha triangular gerada pelo software COMSOL v.5.1.	62
Tabela 4 - Resultados simulados (50 μ m)	78
Tabela 5 - Resultados simulados (100 μ m)	78
Tabela 6 - Resultados simulados (150 μ m)	79
Tabela 7 - Resultados simulados (200 μ m)	79
Tabela 8 - Média dos resultados experimentais.....	80
Tabela 9 - Resultados simulados com 5 H	80
Tabela 10 - Resultados experimentais com 5 Hz	81
Tabela 11 - Resultados simulados com 10 H	82
Tabela 12 - Resultados experimentais com 10 Hz	83
Tabela 13 - Resultados simulados com 15 H	84
Tabela 14 - Resultados experimentais com 15 Hz	85
Tabela 15 - Modelo de Gidaspow.....	86
Tabela 16 - Modelo de Hadamard-Rbycznski.....	86
Tabela 17 - Modelo Schiller-Naumann	87
Tabela 18 - Modelo Haider-Levenspiel.....	87
Tabela 19 - Parâmetros adotados na calibração da placa orifício:	88
Tabela 20 - Parâmetros para a calibração da placa perfurada:	89
Tabela 21 - Parâmetros placa perfurada e placa orifício	90

Simbologia

B	Coeficiente de transferência de quantidade de movimento
c_d	Coeficiente de arraste
d_d	Diâmetro da fase dispersa
ε_t	Porosidade total
F	Força
F _m	Transferência de interfase do impulso
G	Gravidade
P	Pressão
Re	Número de Reynolds
u	Velocidade superficial do ar
u ₀	Velocidade superficial média do ar
u _s	Amplitude de oscilação da velocidade do ar
u _{mf}	Velocidade mínima de fluidização
u _{mb}	Velocidade mínima de borbulhamento
u _k	Velocidade
u _g	Velocidade do gás
u _d	Velocidade da partícula
u _{slip}	Velocidade de escorregamento
ϕ_c	Fração volumétrica do gás (fase contínua)
ϕ_d	Fração volumétrica do sólido (fase dispersa)
Ψ	Esfericidade do sólido
P	Massa específica
ρ_s	Densidade do sólido
ρ_b	Densidade do leito
ρ_c	Densidade da fase particulada
τ_c	Tensão de cisalhamento da fase contínua
τ_d	Tensão de cisalhamento da fase dispersa
μ	Viscosidade dinâmica
μ_c	Viscosidade dinâmica da fase contínua
μ_d	Viscosidade dinâmica da mistura
∇	Gradiente de difusão

Sumário

1	INTRODUÇÃO	16
1.1	Objetivo	17
1.1.1	Objetivo Geral	17
1.1.2	Objetivos Específicos	17
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
2.1	Fluidização.....	19
2.2	Leito fluidizado pulsado	21
2.3	Classificação dos sólidos pelo diagrama de Geldart.....	22
2.3.1	Grupo C	23
2.3.2	Grupo A	23
2.3.3	Grupo B	24
2.3.4	Grupo D	24
2.4	Escoamentos em Sistemas Particulados	25
2.5	Utilização de pulsação de vazão no leito fluidizado.....	26
2.6	Métodos Numéricos.....	28
2.6.1	Método das Diferenças Finitas	29
2.6.2	Método dos Volumes Finitos.....	30
2.6.3	Método dos Elementos Finitos	31
2.6.4	Método de Elemento de Contorno	31
2.7	Malhas computacionais	32
2.8	Modelagem Matemática e Numérica.....	35
2.8.1	Escoamento Bifásico: Modelos matemáticos para sistemas gás-sólido	35
2.8.2	Teoria para as interfaces do Modelo Euler-Euler	36
2.8.3	Equação da Continuidade para conservação de massa	36
2.8.4	Equação de conservação de quantidade de movimento para um sistema bifásico	36
2.8.5	Equação de tensão de cisalhamento para um sistema bifásico	37
2.8.6	Equação da viscosidade da mistura gás-sólido	37
2.8.7	Equações de modelos de arraste	38
2.8.7.1	Modelo de arraste de Gidaspow	38
2.8.7.2	Modelo de arraste de Hadamard-Rybcznski.....	39
2.8.7.3	Modelo de arraste de Schiller-Naumann	39
2.8.7.4	Modelo de arraste de Haider-Levenspiel	40

2.8.8	Modelos de pressão do sólido.....	40
3	MATERIAIS E MÉTODOS.....	42
3.1	Etapa 1: Ensaios experimentais e coleta de dados em laboratório	42
3.1.1	Matéria-prima	42
3.1.2	Diâmetro médio e distribuição de tamanho de partículas.....	42
3.1.3	Caracterização da densidade e porosidade.....	42
3.1.4	Descrição do equipamento leito fluidizado pulsado	43
3.1.5	Descrição do sistema de pulsação do ar fluidizante	44
3.1.6	Descrição do modo de operação do equipamento	45
3.1.7	Obtenção dos perfis de queda de pressão em leito fluidizado a partir de ensaios experimentais.....	46
3.2	Etapa 2: Ensaios de simulação pelo software COMSOL Multiphysics®	47
3.2.1	Desenho da geometria computacional no Software COMSOL Multiphysics®	47
3.2.2	Construção da malha computacional no Software COMSOL Multiphysics®	48
3.2.3	Parâmetros de inserção no modelo de escoamento bifásico (Euler-Euler).....	48
3.2.4	Caso 1: Simulação em leito fluidizado sem uso de pulsação do ar (0 Hz)	49
3.2.5	Caso 2: Simulação em leito fluidizado com uso de pulsação do ar (5, 10 e 15 Hz).....	51
3.2.6	Caso 3: Simulações com diferentes modelos de arraste e sem uso de pulsação do ar (0 Hz)	52
3.2.7	Caso 4: Simulações com diferentes modelos de arraste e com uso de pulsação do ar (5 Hz)	52
4	RESULTADO E DISCUSSÃO.....	54
4.1	Etapa 1: Ensaios experimentais e coleta de dados em laboratório	54
4.1.1	Caracterização do sólido particulado amido de milho.....	54
4.1.2	Obtenção do perfil de queda de pressão em leito fluidizado a partir de ensaios experimentais.....	56
4.2	Etapa 2: Ensaios de simulação pelo software COMSOL Multiphysics®	60
4.2.1	Desenho da geometria CAD no Software COMSOL Multiphysics®	60
4.3	Construção da malha computacional no Software COMSOL Multiphysics®	60
4.3.1	Caso 1: Simulação em leito fluidizado sem uso de pulsação do ar (0 Hz)	62
4.3.2	Caso 2: Simulação em leito fluidizado com uso de pulsação do ar (5, 10 e 15 Hz).....	64
4.3.3	Caso 3: Simulações com diferentes modelos de arraste e sem uso de pulsação do ar (0 Hz)	68

4.3.4	Caso 4: Simulações com diferentes modelos de arraste e com uso de pulsação do ar (5 Hz)	70
5	CONCLUSÕES	72

1 INTRODUÇÃO

A fluidização destacou-se na indústria petroquímica na década de 40 durante a descoberta do processo de craqueamento catalítico do petróleo, conhecido como FCC (*Fluidized Catalytic Cracking*) (ZENZ, 1997). Durante a Segunda Guerra Mundial, engenheiros químicos norte-americanos empenharam-se para encontrar um meio de transformar querosene e gasóleo em gasolina. A técnica disponível na época utilizava um leito fixo com catalisadores de alumina, mas tal processo não era adequado para grande escala devido à dificuldade em se controlar a temperatura do leito. Por isso, pesquisadores do *Massachusetts Institute of Technology* e engenheiros da *Standard Oil Development Company* desenvolveram, após muitas tentativas, um circuito completamente pneumático de craqueamento catalítico em leito fluidizado (FCC) (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

Atualmente, o processo de fluidização está presente em vários setores, como por exemplo, na indústria química, farmacêutica e também na alimentícia. Essa técnica destaca-se no setor de alimentos nos processos de torrefação de café, secagem e congelamento de alimentos, recobrimentos de balas, granulação de alimentos em pó em leito fluidizado, entre outros.

Devido à sua versatilidade, a fluidização pode ser aplicada a todos os processos que envolvam o contato entre a fase sólida particulada e a fase fluida (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

O termo fluidização é utilizado para nomear um processo em que a fase particulada é suspensa por uma corrente ascendente de gás ou de líquido. Quando isto ocorre, o leito de partículas passa a se comportar como um fluido, principalmente no que se refere às propriedades de escoamento (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

Comparando-se o método de fluidização com outros processos que envolvam o contato entre sólidos, destacam-se as seguintes vantagens (KUNNI, LEVENSPIEL, 1991):

- i. O comportamento fluido do leito facilita o transporte de sólido e, portanto, o controle das operações com regime de operação contínuo;
- ii. A rápida mistura das partículas favorece condições isotérmicas;
- iii. Desfavorece situações de descontrole térmico e hidrodinâmico;
- iv. É aplicável a grande escala de produção; e
- v. São obtidas largas taxas de troca de calor e massa.

A fluidodinâmica computacional é uma ferramenta adequada para a solução de muitos problemas de engenharia. Devido ao alto custo de equipamentos e do tempo que se gasta para

sua confecção, a técnica CFD (*Computational Fluid Dynamics*) passa a ser de grande interesse no desenvolvimento tecnológico (MARINI, 2008).

O uso do CFD é possível devido ao desenvolvimento e ao crescimento exponencial de computadores com alta velocidade e grande capacidade de armazenamento. Dessa forma, os estudos podem ser conduzidos de maneira mais rápida e eficiente por meio dos métodos computacionais, utilizando a simulação numérica aplicada à dinâmica dos fluidos e fenômenos de transporte (MALISKA, 2010).

Alguns exemplos de sua aplicação são (ROPELATO; FONTES; FUSCO, 2010):

- i. Motores a combustão interna e turbinas a gás;
- ii. Aerodinâmica de aeronaves e veículos;
- iii. Hidrodinâmica de navios;
- iv. Engenharia elétrica e eletrônica: equipamentos de resfriamento incluindo micro circuitos; e
- v. Engenharia biomédica: fluxo sanguíneo através de artérias e veias.

Para a resolução de um problema matemático utilizando-se o método computacional é necessária a escolha de um Software. Para isso, leva-se em conta, além do custo e o tempo de execução do método, o número de aproximações, a taxa de convergência, a estabilidade, a acuracidade, a precisão, a abrangência das aplicações e o esforço de programação. Softwares de baixo custo estão disponíveis para a implantação de métodos numéricos que podem ser adaptados a uma grande variedade de problemas (CHAPRA & CANALE, 2008).

1.1 Objetivo

1.1.1 Objetivo Geral

O objetivo deste trabalho foi estudar as alterações na fluidodinâmica em um leito fluidizado via CFD de partículas do tipo Geldart C, para os casos sem o sistema de pulsação de ar e com o sistema de pulsação de ar variando a frequência de pulsação entre 5 Hz, 10 Hz e 15 Hz.

1.1.2 Objetivos Específicos

Para atingir o objetivo geral, alguns objetivos específicos foram necessários, entre eles a análise de simulações no Software COMSOL considerando os seguintes fatores:

- i. Estudo dos perfis de fluidização em leito fluidizado com diâmetro médio de partícula constante sem a pulsação do ar (0 Hz); e

- ii. Modelagem e simulação para obtenção dos perfis de fluidização em leito fluidizado pulsado, com diâmetro médio de partícula constante, utilizando-se 5 Hz, 10 Hz e 15 Hz;

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Fluidização

O conceito de fluidização pode ser definido, basicamente, como uma operação em que as partículas sólidas são suspensas por um fluxo ascendente de fluido (gás ou líquido), porém sem o arraste das partículas pela fase fluida. Durante este processo, as partículas sólidas se comportam como partículas em um estado líquido (GIBILARO, 2001).

O processo de fluidização é muito utilizado na indústria, principalmente em: processos de secagem de sólidos, misturas, revestimento de partículas, aquecimento, resfriamento e congelamento de sólidos (ROPELATO; FONTES; FUSCO, 2010).

Um leito é um conjunto de partículas em uma coluna. Quando é injetado na parte inferior da coluna um fluxo ascendente de gás ou de líquido, cada partícula é submetida a diferentes forças. Durante o processo de fluidização, a força da gravidade que atua nas partículas é compensada pela força de arraste exercida pelo escoamento do fluido. Como a força de arraste que atua em cada partícula é diferente, o comportamento dessas moléculas também será diferenciado (SAMUELSBERG; HJERTAGER, 1996).

A velocidade mínima de fluidização é importante para se garantir a eficiência do processo, pois, abaixo dessa velocidade, o leito é fixo e, em velocidades muito acima da velocidade mínima, as partículas podem ser arrastadas pela fase fluida para fora do leito (SAMUELSBERG; HJERTAGER, 1996). A velocidade mínima de fluidização pode ser analisada através de um gráfico da variação de pressão versus velocidade do fluido. No início do processo, ocorre o aumento tanto da velocidade do fluido como da variação de pressão. Esse aumento é contínuo até que a força aplicada pelo fluido na partícula se iguale a sua massa. Neste ponto, a queda de pressão torna-se constante com o aumento da velocidade, e a velocidade mínima de fluidização é igual à velocidade do fluido.

Quando a velocidade do fluido ascendente que percorre os sólidos é baixa, o fluido apenas percorre os espaços vazios entre as partículas estacionárias e o leito é chamado de leito fixo, ou seja, está abaixo da velocidade mínima de fluidização (Figura 1a). Aumentando a vazão do fluido que passa entre as partículas ocorre um distanciamento destas e observam-se pequenas vibrações e movimentações em algumas regiões; neste momento o leito é chamado de leito expandido. Aumentando-se ainda mais a vazão do fluido, chega-se a uma condição na qual todas as partículas são suspensas pelo fluxo ascendente. É nesta condição que as forças de fricção entre as partículas e o fluido são superiores ao peso das mesmas. Assim, tem-se o leito com uma velocidade mínima de fluidização (Figura 1b) (GELDART, 1973).

Existe também o leito classificado como borbulhante. Ele ocorre, normalmente, em sistemas gás-sólido. Quando se aumenta a velocidade do fluxo de um gás muito denso e com alta pressão em um leito com partículas muito finas observa-se o aparecimento de bolhas e a canalização deste gás. Tal leito é chamado de borbulhante (Figura 1c). Em alguns casos raros, o sistema sólido-líquido também se comporta como borbulhante. Isso ocorre somente quando sólidos muito densos são fluidizados por líquidos de baixa densidade. Porém, normalmente, em um sistema sólido-líquido se obtém uma expansão lenta, progressiva e a fluidização é conhecida como suave (Figura 1d) (GELDART, 1973).

Quando, em sistema gás-sólido com partículas finas, o leito apresenta um diâmetro pequeno, as bolhas de ar formadas se unem e crescem consideravelmente. Essas bolhas se estenderão por todo o leito se desfazendo somente na superfície (Figura 1e). O leito comporta-se como um pistão quando as partículas desse sistema são grossas (Figura 1f) (GELDART, 1973).

O leito fluidizado turbulento ocorre quando partículas finas são fluidizadas a uma vazão de gás suficientemente alta e a velocidade terminal dos sólidos é excedida. Assim, ocorre o arraste das partículas, e, ao invés de bolhas, observa-se um movimento turbulento de sólidos e vazios de gás de vários tamanhos e formas (Figura 1g) (GELDART, 1973).

Com um grande aumento na velocidade de fluidização do gás em sistemas gás-sólido ou do líquido em sistemas líquido-sólido, as partículas são transportadas para fora do leito. Neste instante temos um leito fluidizado com transporte pneumático de sólidos (Figura 1h) (GELDART, 1973).

Figura 1 - Diferentes regimes de fluidização

Fonte: Adaptado de (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

Após a fluidização do leito, é necessário analisar o movimento das partículas e do fluido dentro deste equipamento. Porém, esta é uma análise bastante complexa em virtude de diversos fatores que podem afetar a dinâmica dentro do leito fluidizado. Os principais fatores são a geometria do equipamento e as propriedades das partículas (diâmetro médio, densidade, esfericidade, etc.).

2.2 Leito fluidizado pulsado

A fluidização pulsada é um modo particular de operação do leito fluidizado em que a vazão de gás oscila periodicamente (WANG; RHODES, 2005). O conceito de pulsação do ar consiste na variação repetitiva da vazão de ar entre uma fase ativa, na qual a vazão se mantém positiva, e uma fase inativa, na qual a vazão de ar é nula. Coppens e Van Ommen (2003) propuseram que a velocidade superficial do ar (u) na fluidização pulsada pode ser descrita pela Equação 1.

$$u(t) = u_0 + u_s \sin(2\pi f t) \quad (1)$$

Em que t é o tempo, f a frequência de oscilação, u_0 a velocidade superficial média do ar e u_s a amplitude de oscilação da velocidade do ar.

O comportamento da fluidização pulsante pode ser associado a três tipos de pulsação: fluidização intermitente (baixa frequência); fluidização pistonada (frequência intermediária); e fluidização normal (alta frequência de pulsação).

O uso de leito fluidizado pulsado apresenta algumas vantagens em relação aos leitos convencionais, podendo-se destacar (POIRIER; KUDRA; PLATON, 2000):

- i. Fácil fluidização de partículas irregulares ou leitos contendo partículas de distintos tamanhos;
- ii. Início da fluidização das partículas utilizando vazão de ar cerca de 30 a 50% menor que na fluidização convencional;
- iii. Minimização da formação de canais preferenciais;
- iv. Fluidização de partículas frágeis; e
- v. Menor perda de carga durante o escoamento do ar através do leito de partículas.

O uso de menores vazões de fluido no início da fluidização reduz o consumo de gás utilizado nos processos (KUDRA; MUJUMDAR, 2002; GAWRZYNSKI; GLASER; KUDRA, 1999; PRACHAYAWARAKORN et al., 2005; NITZ; TARANTO, 2008) e permite processar produtos coesivos, uma vez que é possível melhorar a qualidade da fluidização dos finos sem que ocorra a formação de canais preferenciais.

2.3 Classificação dos sólidos pelo diagrama de Geldart

Em 1973, Geldart analisou cuidadosamente a fluidização de diferentes sólidos e classificou-os, em função da diversidade dos tamanhos das partículas, em quatro grupos. Esta classificação é muito utilizada para a caracterização do comportamento fluidodinâmico. A Figura 2 ilustra a classificação de Geldart que relaciona a densidade e o diâmetro das partículas.

Figura 2 - Diagrama simplificado mostrando a classificação das partículas segundo seu comportamento durante a fluidização em ar

Fonte: (GELDART, 1973).

2.3.1 Grupo C

As partículas do grupo C são de tamanho bastante reduzido (diâmetro próximo de 20 μm) e normalmente são coesas. Como exemplo, podemos destacar as partículas de amido de milho. Em condições normais, são partículas dificilmente fluidizadas. Quando o leito possui diâmetro reduzido a tendência é que as partículas ascendam como um pistão ou ocorrerá a formação de caminhos preferenciais no leito que se estenderá desde o distribuidor até a superfície, e o gás passará sem provocar alterações significativas no leito. Isto ocorre, pois as forças entre as partículas são maiores que a força do gás sobre elas (PAIVA, 2001).

2.3.2 Grupo A

As partículas do grupo A são sólidos pequenos, com baixa densidade ($\sim 1,4 \text{ g/cm}^3$) e de fácil fluidização. Durante o processo com ar, em condições ambientes e na velocidade mínima, ocorre a fluidização não-borbulhante e na medida em que se aumenta a velocidade do ar o processo passa a ser borbulhante (GELDART, 1973).

Partículas deste grupo, como os catalisadores, foram exaustivamente estudadas e analisadas por Rietema (1984, p. 5-23 apud GELDART, 1986, p. 132)¹. Durante os estudos o autor concluiu que as forças entre as partículas eram bastante significativas.

O leito expande-se consideravelmente entre a velocidade mínima de fluidização (u_{mf}) e a velocidade mínima de borbulhamento (u_{mb}). Quando a velocidade do fluido está acima da u_{mb} , as bolhas formadas rompem o frágil equilíbrio em que se encontra a fase densa expandida, e ao ceder, ocorre à redução da altura do leito.

Com uma velocidade do ar acima de 6 m/s observa-se o aumento do volume do leito. Cessando a entrada de ar, ocorre uma lenta redução da altura do equipamento. Por isso, as partículas pertencentes a este grupo são classificadas como de fácil fluidização (GELDART, 1986).

O transporte de massa no interior do leito é notado mesmo que existam poucas bolhas e a superfície do leito se parece com um líquido em ebulição. O tamanho das bolhas é dependente do tamanho médio das partículas, da pressão e da temperatura (GELDART, 1986).

2.3.3 Grupo B

Ao contrário do que ocorre com as partículas do grupo A, no grupo B a força interparticular é desprezível e, com o aumento da velocidade do escoamento, acima das condições mínimas para a fluidização, ocorre sempre o aparecimento de bolhas. Neste caso, a velocidade mínima de fluidização (U_{mf}) é igual à velocidade mínima de borbulhamento (U_{mb}).

A expansão do leito é atenuada e este cede rapidamente logo que o fornecimento do gás é interrompido. Para que ocorra a circulação dos sólidos é necessária a presença de bolhas. O tamanho das bolhas aumenta à medida que se vai subindo no leito (GELDART, 1986).

2.3.4 Grupo D

Estão classificadas neste grupo partículas grosseiras, de dimensões maiores que as dos outros grupos e mais densas, como por exemplo, grãos de café. As bolhas menores sobem o leito com velocidade inferior a do gás no escoamento. O gás passa por dentro das bolhas, entrando pela base e saindo por cima das mesmas criando uma transferência de massa diferenciada daquela apresentada nos grupos A e B. Perto da base do leito aparecem vazios horizontais. Se a coluna for estreita, estes vazios podem ascender por todo o leito e provocar

¹ RIETEMA, K. "Powders: What ate they?" **Powder Tchnol**, 1984. 37, 5-23.

um escoamento tipo pistão. Em colunas de maiores dimensões, estes vazios dividem-se em bolhas que crescem sem coalescência. O desaparecimento das bolhas dar-se-á quando estas atingirem uma velocidade de 3 m/s e o regime será turbulento. O tamanho das bolhas se assemelha aos do grupo B. Quando o distribuidor possui apenas uma saída no eixo do leito é possível criar-se leito em jorro (GELDART, 1986).

2.4 Escoamentos em Sistemas Particulados

O estudo da fluidodinâmica em sistemas particulados teve início em 1850 quando Stokes analisou a fluidodinâmica da partícula isolada em seu trabalho. Desde então, muitas pesquisas têm sido desenvolvidas para melhor entendimento de escoamento bifásico.

O primeiro estudo do sistema gás-sólido foi atribuído a Davidson (1961) que desvendou os fundamentos básicos da fluidização. Em seu trabalho, foi analisado o movimento da bolha em um leito fluidizado utilizando duas equações da continuidade e outra para o cálculo das velocidades relativas em função da lei de Darcy para escoamentos em meio poroso.

Ainda na década de 1960, Anderson e Jackson (1967) desenvolveram a modelagem do sistema gás-sólido multifásico. Utilizando a equação do movimento de uma partícula sólida e as equações de Navier-Stokes para o movimento do fluido, um conjunto de expressões foi criado para um sistema de partículas fluidizadas. Por meio de aproximações, as equações de Navier-Stokes e as de movimento de Newton foram usadas para a representação do balanço de momento para a fase fluida e sólida, respectivamente.

Kunii e Levenspiel (1968) sugeriram um modelo para o escoamento de gás em um leito fluidizado baseando-se em um único parâmetro: o tamanho efetivo da bolha.

Yerushalmi e Cankurt (1978) focaram seus estudos em leitos fluidizados aplicando-se alta velocidade no fluido (gás). Os autores definiram dois tipos de leito quando altas velocidades são aplicadas: o de fluidização rápida e o de fluidização turbulenta. Foi verificado que a fluidização turbulenta é um estágio intermediário entre a fluidização borbulhante e a rápida. Assim, aquele estudo sugeriu que a velocidade superficial do gás no leito deve ser usada como um critério de transição entre os regimes. Concluiu-se que os leitos fluidizados de alta velocidade apresentam inúmeras vantagens sobre os leitos borbulhantes, como por exemplo: maior capacidade de processo, maior eficiência, contato mais estreito entre o gás e o sólido e maior capacidade de receber sólidos coesivos.

A queda de pressão no leito foi determinada por Arastoopour e Gidaspow (1979) por meio de modelos hidrodinâmicos. Os modelos foram baseados em fatores de atrito

encontrados na literatura da época. Esses modelos predizem uma razão na queda de pressão e a velocidade superficial do gás por meio da análise do atrito entre as partículas. Os autores concluíram que entre três modelos analisados: o de velocidade relativa, o de queda de pressão nas fases gás e sólida e o modelo com a queda de pressão somente na fase gasosa. O modelo de velocidade relativa foi o que melhor se ajustou aos dados experimentais com fração volumétrica constante na entrada.

Em 1986, Gidaspow fez uma revisão dos modelos hidrodinâmicos existentes. O autor utilizou três diferentes modelos para analisar a variação das frações volumétricas, de pressão e de velocidade do gás e do sólido em função do tempo.

Na década de 1990, muitos pesquisadores discutiram uma classificação geral para formular modelos com dois fluidos. Enwald et al. (1996) publicaram uma modelagem matemática de gás-fluxo de partículas por meio de modelos hidrodinâmicos, em que as equações de Navier-Stokes foram usadas para descrever a fase particulada como contínuo.

A partir de 2000, é possível encontrar algumas publicações envolvendo o sistema particulado gás-sólido aliado a mecânica do fluido computacional. DECKER et al. (2004), analisaram o sistema particulado em dutos através da técnica CFD. Em 2013, BRAUN analisou, através de simulações computacionais, os modelos contínuos baseando-se na formulação Euleriana e utilizou o código fonte MFIX para as simulações computacionais da dinâmica do sistema gás-sólido e comparou seus resultados com dados experimentais da literatura.

2.5 Utilização de pulsação de vazão no leito fluidizado

Pesquisas demonstram que a utilização da pulsação reduz a velocidade mínima de fluidização. Bizhaem e Tabrizi (2013) descobriram que em altas frequências de pulsação a velocidade mínima de fluidização para pós do grupo A e B pode ser reduzida em até um terço da velocidade mínima obtida em fluidização constante. Sobrino et al. (2008) descrevem um padrão semelhante em partículas do grupo B, em que a velocidade mínima de fluidização diminui à medida que se aumenta a frequência de pulsação.

Pesquisa semelhante associou o conceito de fluidização pulsada para o processamento de nano pó. Utilizando uma válvula solenóide, Ali e Asif (2012) variaram a frequência de pulsação de (0,05, 0,1 e 0,25) Hz. Os autores descobriram que a utilização do fluxo pulsado é vantajosa em relação à fluidização contínua, pois a velocidade mínima de fluidização reduziu significativamente. Em comparação, quanto as partículas do grupo A, Dacanal et al. (2013) foram capazes de identificar uma diferença no efeito da frequência de pulsação na velocidade

mínima de fluidização. Usando um disco rotativo para pulsar o fluxo de ar, os autores verificaram que a velocidade mínima de 0,57 m/s sob fluxo contínuo foi reduzida aumentando-se a frequência de pulsação do ar. Neste trabalho, a velocidade mínima foi de 0,50 m/s a 5 Hz e 0,38m/s em 15 Hz.

Porém, estudos sobre partículas ligeiramente maiores que as do grupo A e B contradizem os resultados anteriores. Alamian et al. (2011) utilizaram partículas de sulfato de potássio e frequência de pulsação variando de 0,5 a 1 Hz. Seus resultados vão de encontro com os dados obtidos por Bizhaem e Tabrizi (2013). Alamian et al. (2011) descobriram que a queda de pressão sob fluxo pulsado foi maior do que sob a fluidização contínua, e um aumento na queda de pressão estava relacionada com um aumento da frequência de pulsação. Os autores atribuem os resultados ao comportamento observado no leito pulsado com baixa frequência de pulsação e em leito contínuo. A ascensão e a queda repentina das partículas foram observadas em ambos os regimes.

O leito borbulhante apresenta uma frequência de pulsação natural criada pelo movimento das bolhas de ar (WONG & BAIRD, 1971). Hao e Bi (2005) analisaram a relação entre a frequência de pulsação e a queda de pressão em partículas do grupo A e B, por meio de uma válvula solenóide capaz de proporcionar uma pulsação na faixa de 0,2 a 10 Hz. O estudo foi realizado em um equipamento com profundidade variando de (0,1 a 0,4) m e uma frequência de pulsação de 3,3 Hz. Os autores descobriram que, embora o sinal de pressão seja mais fraco, o aumento da profundidade do leito estático não reduz a pulsação. Na conclusão, os autores afirmaram que a pulsação não é enfraquecida devido às interações gás-sólido dentro do leito. Notou-se, no entanto, que, quando a frequência aumenta, a amplitude da pulsação diminui.

Em um estudo sobre a desidratação de lodo de celulose para utilização de papel como fonte de combustível, Kudra et al. (2002) estudaram a secagem em leito fluidizado pulsado, por meio de um disco rotativo variando a frequência de pulsação entre (5 e 10) Hz. Nenhuma diferença na homogeneidade do leito foi encontrada durante o estudo. Assim sendo, os autores argumentaram que a frequência de pulsação não interfere na homogeneidade do leito. Mas, notou-se uma diminuição de 100 Pa na queda de pressão quando se variou a frequência de 10 Hz para 5Hz. Essa redução também foi observada por Alamian et al. (2011), mas contradiz Zhang e Koksai (2006), os quais concluíram que a diminuição na frequência de pulsação aumenta a queda de pressão.

Reyes et al. (2007) não encontraram diferença na velocidade mínima variando a frequência de pulsação. Os autores adaptaram um disco rotativo com uma abertura de 12%

para variar a pulsação de (0,3, 0,7 e 1,3) Hz durante a secagem de fatias de batatas em leito fluidizado. As frequências resultaram em uma velocidade mínima de fluidização de 1,6 m/s em todos os ensaios. No entanto, a queda de pressão aumentada com o aumento da frequência de pulsação em velocidades maiores. A frequência de pulsação na queda de pressão era menor em teores de umidade mais baixos, devido ao aumento da porosidade e diminuição da aglomeração.

Godoi et al. (2010) utilizaram um disco rotativo com 60° de abertura para criar uma corrente de gás deslocada de pulsação em um leito de partículas coesas. Embora a pesquisa não incluísse uma comparação com a fluidização contínua, não houve diferença entre as frequências de (7, 10 e 13) Hz utilizadas. A natureza coesiva das partículas provoca a formação de canais preferenciais e a formação de bolhas no interior do leito a baixas e altas velocidades.

A velocidade mínima de fluidização e a queda de pressão associadas fornecem uma ferramenta útil para avaliar o impacto da fluidização pulsada contra o fluxo contínuo. Em geral, quando se utiliza a fluidização pulsada ocorre à redução da velocidade mínima em até 76% (ALI & ASIF, 1012). Porém, algumas pesquisas mostraram que os resultados dependem das características das partículas (NISHIMURA et al., 2002).

Muitos estudos verificaram que as frequências mais elevadas, próximas a 15 Hz, apresentam maiores reduções na velocidade mínima de fluidização (BIZHAEM & TABRIZI, 2013), o que é explicado por uma tendência na qual maior frequência corresponde a quedas de pressão mais elevadas (ALAMIAN et al., 2011).

Neste trabalho, foram utilizadas partículas coesas, pertencentes ao grupo C de Geldart, e verificou-se que a fluidização pulsada neste caso não inibi a formação de caminhos preferenciais, o que ocorre é o deslocamento desses caminhos no interior do equipamento. Tal fato facilita o início do processo com uma velocidade inferior do que a velocidade necessária quando não se utiliza a pulsação do fluido.

2.6 Métodos Numéricos

O método numérico é uma técnica muito utilizada na aproximação de soluções de problemas matemáticos em que a obtenção de uma resposta analítica é complexa. Contudo, a solução numérica é uma resposta aproximada, enquanto a solução analítica é uma resposta exata (GILAT, 2008).

Quando os métodos numéricos são utilizados para a obtenção de uma solução e um número é cortado em um procedimento de aproximação, excluindo os valores após certa casa

decimal, ocorre o erro de truncamento. Quando esse número é aproximado ocorre o erro de arredondamento. Ambos os erros são independente e podem existir mesmo quando as operações matemáticas são exatas. Assim, como a solução numérica é uma aproximação, sempre ocorrerão erros de arredondamento e de truncamento, que somados, representam os erros totais (GILAT, 2008).

Apesar dos erros citados, os métodos numéricos são de extrema importância para a matemática e engenharia, pois não apresentam restrições na solução de problemas complicados como ocorre no método analítico (GILAT, 2008) e, ainda, tais erros podem ser insignificantes quando comparados com a facilidade e a rapidez em que os resultados são obtidos.

O grande problema, e esse sim muito importante, é a escolha do método utilizado, pois se essa escolha for errada serão obtidos resultados incompatíveis com a questão abordada (MALISKA, 2010).

O método numérico é desenvolvido por meio da solução de uma ou mais equações diferenciais substituindo as derivadas existentes por equações algébricas que englobam a função incógnita. Utilizando o método analítico é possível encontrar uma solução para as variáveis dependentes num número infinito de pontos. Por outro lado, quando optamos por trabalhar com uma aproximação numérica da equação diferencial, aceitamos ter a solução por meio de um número discreto de vértices da malha, esperando que, quanto mais pontos, mais próxima da solução exata será a solução numérica (GILAT, 2008).

Os métodos mais utilizados são: o Método das Diferenças Finitas (MDF), o Método dos Volumes Finitos (MVF), o Método dos Elementos Finitos (MEF) e o Método de Elemento de Contorno (MEC).

2.6.1 Método das Diferenças Finitas

Estudos indicam que o Método das Diferenças Finitas foi descoberto por Euler no século XVIII. É utilizado para resolução de problemas com geometrias simples e é o método de resolução de Equações Diferenciais Parciais (EDP) mais antigo (GILAT, 2008).

O ponto de partida é a discretização do problema em que o domínio é substituído por uma série de pontos discretos, ou pontos nodais, nos quais são calculadas as incógnitas do problema. As derivadas, que aparecem na equação original, são aproximadas por fórmulas discretas de diferenças. A aplicação dessas fórmulas aos pontos do domínio discretizado gera um sistema de equações algébricas, cuja solução fornece os valores das incógnitas do problema nesses pontos (GILAT, 2008).

Em princípio, o MDF pode ser aplicado a qualquer tipo de malha, contudo é normalmente aplicado a malhas estruturadas onde as linhas da malha servem como coordenadas locais (GILAT, 2008).

A desvantagem do MDF é o fato da conservação não ser inerente ao método, a não ser que sejam tomadas medidas especiais. Existe também a desvantagem da utilização de geometrias simples em problemas complexos o que pode resultar em erros nas soluções (GILAT, 2008).

2.6.2 Método dos Volumes Finitos

Para a obtenção de respostas aproximadas, além do método de diferenças finitas, pode-se também utilizar o método de volumes finitos (MVF). Tal metodologia realiza simulações de equações diferenciais sob a forma de equações algébricas para solucionar problemas analiticamente impossíveis. Nele, o domínio do cálculo é subdividido em volumes de controle e, conhecendo alguns valores, obtêm-se outros desejados (GONÇALVES, 2007).

O MVF baseia-se na forma integral da equação da conservação em que ocorre a divisão do domínio em um número finito de volumes de controle (VC) contínuos e, em seguida, a equação da conservação é aplicada para cada VC. No centro do VC localiza-se um nó computacional no qual são calculados os valores das variáveis. Em seguida, podem-se obter os valores das superfícies dos VC através da interpolação dos valores nodais (centro do VC). Através de fórmulas apropriadas são resolvidas as integrais de volume e de superfície resultando em uma equação algébrica para cada VC, na qual aparecem os valores das variáveis no nó analisado e nos nós vizinhos (LI; CHEN; WU, 2000).

Assim como o método das diferenças finitas, o método de volumes finitos utiliza-se de malhas computacionais. A grande vantagem desse método é que ele pode ser aplicado a qualquer tipo de malha, pois se adapta a geometrias complexas. A malha delibera os limites do volume de controle e não necessita estar relacionada com um sistema de coordenadas (GONÇALVES, 2007). Além disso, todas as incógnitas existentes que precisam ser resolvidas possuem um significado físico e são de fácil compreensão.

Ainda comparando os dois métodos, pode-se ressaltar que a desvantagem da utilização do MVF em relação ao MDF é que para soluções de grau superior à segunda derivada, a solução pelo primeiro método é mais complicada, pois as aproximações por VF requer três níveis de aproximação: interpolação, diferenciação e integração (GONÇALVES, 2007).

2.6.3 Método dos Elementos Finitos

O Método dos Elementos Finitos foi aprimorado na década de 60. Anteriormente a essa data, a resolução de problemas contínuos era realizada por desenvolvimento direto dos sistemas de equações de derivadas parciais levando-se em consideração as devidas condições de contorno (COOK et al., 2002).

Para reduzir a dificuldade na utilização desta técnica, recorria-se a Série de Fourier. Devido à grande dificuldade, esses procedimentos eram aplicados somente em sistemas homogêneos e de geometria simples. Para superar tais restrições, as derivadas exatas de difícil resolução eram substituídas por derivadas aproximadas (AZEVEDO, 2003).

O aperfeiçoamento desta técnica teve como resultado o Método das Diferenças Finitas (MDF). Com o desenvolvimento dos computadores e busca constante dos pesquisadores em aprimorar o MDF surgiu o Método dos Elementos Finitos (MEF) (DHATT; TOUZOT; LEFRANÇOES, 2012).

O MEF é muito parecido com o MVF, pois em ambos, o domínio é reduzido a um conjunto discreto de elementos finitos (GONÇALVES, 2007). Além disso, o MEF se baseia no uso de uma aproximação das variáveis desconhecidas a fim de transformar equações diferenciais parciais em equações algébricas através da substituição do problema real por outro semelhante (DHATT; TOUZOT; LEFRANÇOES, 2012).

Para a resolução desse método é necessária uma equação integral, em que exista a possibilidade de substituí-la sobre um domínio complexo de volume (V) por um somatório de integrais considerando todos os subdomínios de geometria simples (V_i) (DHATT; TOUZOT; LEFRANÇOES, 2012).

A malha normalmente utilizada é não estruturada onde, em problemas 2D, os elementos finitos são usualmente representados por triângulos ou quadriláteros, enquanto que em 3D são os tetraedros ou hexaedros (GONÇALVES, 2007).

2.6.4 Método de Elemento de Contorno

O Método de Elemento de Contorno (MEC) é também um método numérico de solução de equações diferenciais que são desenvolvidas e transformadas em equações integrais sobre uma região de contorno. Essa região é reduzida em seguimentos chamados de elementos de contorno, nos quais as condições iniciais do problema são aplicadas (POUZADA, 1999).

Esse método surgiu como uma alternativa do Método de Elementos Finitos (MEF), pois reduz consideravelmente a ordem da dimensão do problema visto que necessita

discretizar apenas o contorno da região de interesse e, conseqüentemente, diminui também o tempo gasto na solução (POUZADA, 1999).

A diminuição no tempo de solução resulta na principal vantagem do método que é a redução do custo computacional. A precisão dos resultados é também uma vantagem da técnica (ALVES, 2006).

Algumas desvantagens também são claras, como por exemplo, a dificuldade na implementação computacional e a falta de programas comerciais que abranja o método (ALVES, 2006).

2.7 Malhas computacionais

A malha computacional é uma representação discretizada do domínio no qual o problema será solucionado. O domínio da solução é primeiramente subdividido em um número finito de elementos. Após, com a reologia computacional e o método numérico adequado, é possível desenvolver o problema (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

Existem dois tipos de malhas: as ortogonais e as não-ortogonais. As malhas ortogonais são homogêneas, ou seja, o espaçamento entre os elementos finitos é igual, tanto na vertical como na horizontal (GONÇALVES, 2007). A Figura 3 ilustra a malha ortogonal.

Figura 3 - Malha ortogonal

Fonte: (VERSTEERG & MALALASEKERA, 2007).

Analisando a Figura 3, podemos observar que, para avaliar um fluxo ao redor do cilindro utilizando uma malha ortogonal, a borda da geometria é discretizada por uma aproximação e o volume de controle localizado no interior do cilindro é desconsiderado no cálculo. Para minimizar os erros oriundos da aproximação inadequada da borda pode-se refinar a malha, porém, neste tipo de solução, o refinamento não pode ser focado apenas na região de interesse, sendo necessário o refinamento de toda a malha e, conseqüente, ocorre o desperdício computacional (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

Para superar as limitações das malhas ortogonais em geometrias complexas o sistema de malhas não ortogonais foi desenvolvido. A Figura 4 mostra essa adaptação.

Figura 4 - Malha não-ortogonal

Fonte: (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

A malha não estruturada é ideal para geometrias irregulares. Nela todos os detalhes geométricos são incorporados de forma precisa e, ainda, a malha pode ser manipulada para abranger a região de interesse por meio do refinamento. Contudo as malhas não ortogonais são mais complexas que as malhas ortogonais equivalentes (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

As malhas não ortogonais podem ser estruturadas ou não estruturadas. Esta divisão é feita devido à disposição relativa dos diferentes elementos. Nas malhas não ortogonais estruturadas os elementos são colocados em uma família de linhas e as linhas de diferentes famílias não se cruzam. Este tipo de malha é equivalente à malha ortogonal (GOLÇALVES, 2007). A Figura 5 mostra esse tipo de malha.

Figura 5 - Malha não-ortogonal estruturada em 2D

Fonte: (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

Essa ligação entre as células vizinhas facilita o cálculo computacional e a matriz das equações algébricas possui uma estrutura regular. A dificuldade deste tipo de malha é que ela não pode ser utilizada em geometrias complexas. Outro ponto negativo é que pode ser complexa a distribuição dos pontos da malha, pois quando ocorre o refinamento, existe um acúmulo de células na região desejada da malha, mas implica necessariamente em menor distanciamento entre outras regiões do domínio e consequentemente aumento do tempo de

resolução e desperdício de recursos. Este fato é ainda mais complicado em geometrias 3D (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

Para minimizar algumas limitações das malhas estruturadas desenvolveram-se as malhas estruturadas por blocos. Nelas existem dois (ou mais) níveis de subdivisão do domínio de solução. Na Figura 6 é apresentada uma malha estruturada por blocos com continuidade nas interfaces que mapeia uma geometria 2D em torno de um cilindro, e cuja geometria contém três blocos (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

Figura 6 - Malha estruturada por blocos

Fonte: (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

A Figura 7 demonstra a flexibilidade desse tipo de malha comparando-a com as malhas estruturadas simples, porque garante a utilização de regiões mais estreitas em locais em que é necessária maior precisão de cálculo. É possível refinar as malhas localmente, ou seja, dentro de algum bloco.

Figura 7 - Malha estruturada por cinco blocos

Fonte: (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

As malhas não estruturadas são utilizadas em geometrias muito complexas, pois é a única que consegue adaptar-se sem qualquer limitação à fronteira do domínio de solução, conforme ilustrado na Figura 8.

Figura 8 - Malha não estruturada

Fonte: (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

De acordo com a teoria, estas malhas podem ser utilizadas com qualquer método de discretização, porém adaptam-se melhor às aproximações por volumes finitos ou por elementos finitos. Os volumes de controle podem ter qualquer forma e não existe qualquer restrição de quantidade de elementos vizinhos ou vértices. Na prática, as malhas são feitas de triângulos ou quadriláteros em soluções 2D e tetraedros ou hexaedros em 3D. A desvantagem das malhas não estruturadas é a irregularidade da estrutura dos volumes, aumento da complexidade e do tempo de resolução dos problemas e na sua formulação. Os algoritmos que resolvem os sistemas de equações algébricas são obrigatoriamente mais lentos que os algoritmos para malhas estruturadas. Os códigos computacionais para as malhas não estruturadas são mais flexíveis e não precisam ser modificados quando a malha é refinada (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

2.8 Modelagem Matemática e Numérica

2.8.1 Escoamento Bifásico: Modelos matemáticos para sistemas gás-sólido

Segundo Gidaspow (1994), para o escoamento gás-sólido existem dois tipos de modelos matemáticos:

- i. Modelos Eulerianos, utilizados quando as partículas são consideradas um contínuo; ou
- ii. Modelos Lagrangeanos, para partículas discretas.

A grande diferença entre os dois métodos é que no Euleriano todas as fases existentes são consideradas como um contínuo enquanto que no Lagrangeano as partículas são analisadas separadamente uma a uma, ou seja, para cada partícula é necessário uma equação do movimento de Newton.

2.8.2 Teoria para as interfaces do Modelo Euler-Euler

As interfaces do modelo de Euler-Euler são baseadas nas equações de Navier-Stokes para cada fase (contínua e dispersa). A modelagem computacional acoplada ao Software COMSOL utilizada para a resolução das simulações numéricas de escoamento bifásico considera que ambas as fases são fluidos contínuos e interpenetrantes, e a interface física resolve um conjunto de equações de impulso para cada fase.

2.8.3 Equação da Continuidade para conservação de massa

A Equação 2 ilustra a fórmula da conservação de massa onde k pode representar tanto a fase fluida (contínua, $k = c$) como a fase particulada (dispersa, $k = d$).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \phi_k) + \nabla \cdot (\rho_k \phi_k u_k) = 0 \quad (2)$$

A relação entre as frações volumétricas deve seguir a seguinte relação:

$$\phi_c = 1 - \phi_d \quad (3)$$

Em que ϕ_c e ϕ_d são as frações volumétricas do gás (fase contínua) e da partícula (fase dispersa), ρ é a massa específica (kg/m^3) e u_k é a velocidade (m/s).

Considerando ambas as fases incompressíveis, a Equação 2 pode ser simplificada pela Equação 4 para a fase gasosa e pela Equação 5 para a fase particulada:

$$\frac{\partial \phi_c}{\partial t} + \nabla \cdot (\phi_c u_g) = 0 \quad (4)$$

$$\frac{\partial \phi_d}{\partial t} + \nabla \cdot (\phi_d u_d) = 0 \quad (5)$$

Assim, a Equação da continuidade (Eq. 6), para a mistura, pode ser obtida a partir das Equações 4 e 5.

$$\nabla \cdot (\phi_d u_d + u_c (1 - \phi_d)) = 0 \quad (6)$$

2.8.4 Equação de conservação de quantidade de movimento para um sistema bifásico

O modelo Euler-Euler considera duas fases para um escoamento binário, como por exemplo, um sistema gás-sólido. A fase contínua representa o fluido gás, ou seja, enquanto a

fase dispersa representa a dispersão do sólido particulado. A fração de sólidos na fase dispersa é representada pelo termo ϕ_d , enquanto a fração de gás na fase contínua é indicada pelo termo ϕ_c .

A Equação de Navier-Stokes, ou equação de quantidade de movimento, para a fase contínua é representada pela Equação 7 e para a fase dispersa pela Equação 8.

$$\rho_c \phi_c \frac{\partial}{\partial t}(u_c) + u_c \nabla \cdot (u_c) = -\phi_c \nabla p + \nabla(\phi_c \tau_c) - \phi_c \rho_c g + F_{m,c} + \phi_c F_c \quad (7)$$

$$\rho_d \phi_d \frac{\partial}{\partial t}(u_d) + u_d \nabla \cdot (u_d) = -\phi_d \nabla p + \nabla(\phi_d \tau_d) - \phi_d \rho_d g + F_{m,d} + \phi_d F_d \quad (8)$$

Em que, p é a pressão (Pa), τ_c é a tensão de cisalhamento da fase contínua e τ_d é a tensão de cisalhamento da fase dispersa (Pa), g é a gravidade (m/s^2), F_m é o termo de transferência de interfase do impulso, ou seja, é a força exercida sobre o volume de cada fase pela outra fase (N/m^3), e F é outro termo que representa a força do volume (N/m^3).

2.8.5 Equação de tensão de cisalhamento para um sistema bifásico

A fase fluida é considerada newtoniana e os tensores de cisalhamento são compostos pelo termo viscoso, como indicado pelas Equações 9 e 10.

$$\tau_c = \mu_c \left\{ [\nabla u_c + (\nabla u_c)^T] - \frac{2}{3} (\nabla u_c) I \right\} \quad (9)$$

$$\tau_d = \mu_d \left\{ [\nabla u_d + (\nabla u_d)^T] - \frac{2}{3} (\nabla u_d) I \right\} \quad (10)$$

Em que μ é a viscosidade dinâmica para cada fase (Pa·s).

2.8.6 Equação da viscosidade da mistura gás-sólido

Usando uma expressão para a viscosidade da mistura, o valor padrão para a viscosidade considerando as duas fases é comumente indicado pela Eq. 11.

$$\mu_c = \mu_d = \mu_{mix} \quad (11)$$

Outra forma de representação da viscosidade da mistura é representada pelo modelo de Krieger, que descreve a viscosidade de misturas simples através da concentração de sólidos, como descrito pela Equação 12.

$$\mu_{mix} = \mu_c \left(1 - \frac{\phi_d}{\phi_{d,max}} \right)^{-2,5\phi_{d,max}} \quad (12)$$

Nesta Equação $\phi_{d,max}$ é o valor máximo de compactação utilizado para partículas sólidas (ENWALD et al., 1996).

2.8.7 Equações de modelos de arraste

2.8.7.1 Modelo de arraste de Gidaspow

O termo F_m ilustra a força aplicada pela fase sólida na fase gasosa e vice-versa. Considerando a fase particulada como um fluido, esse termo é afetado pela força de arraste, principalmente em fluidos com alta concentração de sólidos disperso e, por isso, esta força é considerada no modelo de Euler- Euler.

$$F_{drag,c} = -F_{drag,d} = \beta * u_{slip} \quad (13)$$

Em que β é o coeficiente de transferência de quantidade de movimento entre as fases contínua e dispersa, e a velocidade de escorregamento (u_{slip}) é definida pela Equação 14:

$$u_{slip} = u_d - u_c \quad (14)$$

Considerando fluxos densos com alta concentração da fase dispersa, como por exemplo, a fluidização em leito fluidizado, o modelo de Gidaspow pode ser adotado para determinar o coeficiente de arraste (WEN & YU, 1996).

$$\beta = \frac{3}{4} C_d \frac{\phi_c \phi_d \rho_c}{d_d} |u_{slip}| \phi_c^{-2,65}, \text{ para } \phi_c > 0,8 \quad (15)$$

$$\beta = 150 \frac{\mu_c \phi_d^2}{\phi_c d_d^2} + 1,75 \frac{\phi_d \rho_c}{d_d} |u_{slip}|, \text{ para } \phi_c \leq 0,8 \quad (16)$$

Em ambas as equações, d_d é o diâmetro da fase dispersa em metros e C_d é o coeficiente de arraste de cada partícula isolada. Esse coeficiente é, em geral, uma função relacionada com o número de Reynolds da partícula (Re_p).

$$Re_p = \frac{\phi_c d_d \rho_c |u_{slip}|}{\mu_c} \quad (17)$$

Nenhuma equação universal para o coeficiente de arraste de uma partícula é válida. Utilizando o modelo de Gidaspow (1994).

$$C_d = \frac{24}{Re_p} (1 + 0,15 Re_p^{0,687}), \quad \text{para } Re_p \leq 1000 \quad (18)$$

$$C_d = 0,44, \quad \text{para } Re_p > 1000 \quad (19)$$

2.8.7.2 Modelo de arraste de Hadamard-Rybcznski

O modelo de arraste de Hadamard-Rybcznski é usado para a simulação de escoamento de bolhas de gás em líquidos.

O coeficiente de arraste do gás que ascende em um líquido puro e estático pode ser calculado em função do número de Reynolds da bolha (Re_B). Dependendo do valor utilizado, Re_B pode ser tanto de Hadamard-Rybcznski (quando $Re_B \leq 11$) como de Moore's ($11 < Re_B \leq 500$). No entanto, Mei et al. obtiveram uma correlação empírica utilizando ambas as correlações (HADAMARD, 1911).

$$C_d = \frac{16}{Re_B} \left[1 + \left[\frac{8}{Re_B} + \frac{1}{2} (1 + 3,315 Re_B^{-0,5})^{-1} \right] \right] \quad (20)$$

2.8.7.3 Modelo de arraste de Schiller-Naumann

As correlações de Schiller e Naumann são usadas para o sistema gás-sólido em leito de jorro, consideram-se três regimes:

Regime de Stokes:

$$Cd = \frac{24}{Re_p} \quad \text{para } 0 < Re_p \leq 200 \quad (21)$$

Regime de viscosidade:

$$Cd = \frac{24}{Re_p} [1 + 0,15 Re_p^{0,687}] \quad \text{para } 200 < Re_p \leq 2500 \quad (22)$$

Regime inercial:

$$Cd = 0,44 \quad \text{para } 2500 < Re_p \quad (23)$$

2.8.7.4 Modelo de arraste de Haider-Levenspiel

O modelo de Harider-Levenspiel é utilizado para sistema gás-sólido com partículas não-esféricas. Deste modo, o termo esfericidade foi inserido no modelo.

$$Cd = \frac{24}{Re} [I + ARe^B] + \frac{C}{\left[I + \frac{D}{Re}\right]}$$

$$A = \exp(2,3288 - 6,4581\Psi + 2,4486\Psi^2)$$

$$B = 0,0964 + 0,5565\Psi \quad (24)$$

$$C = \exp(4,905 - 13,8944\Psi + 18,4222\Psi^2 - 10,2599\Psi^3)$$

$$D = \exp(1,4681 + 12,2584\Psi - 20,7322\Psi^2 + 15,8855\Psi^3)$$

A generalização da correlação de Cd em relação ao número de Reynolds Re apresentadas por Haider e Levenspiel é um exemplo universal. O coeficiente de arraste pode ser calculado através da seguinte equação:

$$Cd = \frac{24}{Re} [I + \exp(2,3288 - 6,4581\Psi + 2,4486\Psi^2) Re^{0,0964 + 0,5565\Psi}]$$

$$+ \frac{73,69 Re \exp(-5,0748\Psi)}{Re + 5,378 \exp(6,2122\Psi)} \quad (25)$$

Wadell introduziu a concepção de esfericidade da partícula Ψ de acordo com a forma da partícula, assim:

$$\Psi = \frac{s}{S_p} \quad (26)$$

Em que s é a superfície de uma esfera com o mesmo volume que a partícula e S_p é a área de superfície da partícula.

2.8.8 Modelos de pressão do sólido

Para o escoamento gás-sólido, é necessário estabelecer um modelo de pressão do sólido devido às colisões entre as partículas. O modelo adotado utiliza o gradiente de difusão descrito na Equação 32.

$$\nabla p_s = -G(\phi_c) \nabla \phi_c \quad (27)$$

Em que a função G é representada pela Equação 28 (EDWALD et al., 1996):

$$G(\phi_c) = 10^{B_1 \phi_c + B_2} \quad (28)$$

O modelo de pressão de sólidos utilizado nesse trabalho foi o de Gidaspow e Ettehadieh que define:

$$G(\phi_c) = 10^{-8,76 \phi_c + 5,43} \quad (29)$$

3 MATERIAIS E MÉTODOS

O trabalho foi subdividido em duas etapas. Na primeira etapa, foram realizados os ensaios experimentais no Laboratório de Fluidodinâmica e Caracterização de Sistemas Particulados (LAFLUSP), do Departamento de Engenharia de Alimentos da FZEA/USP. Com os dados obtidos, fez-se a caracterização da partícula de amido de milho. Na segunda etapa, foram inseridos os dados no Software COMSOL e realizadas as simulações. Primeiramente, foram feitas simulações para encontrar o diâmetro médio de partícula equivalente na simulação. O diâmetro médio equivalente, utilizado nas simulações, foi o diâmetro de partícula que produziu um perfil de fluidodinâmica semelhante ao perfil de queda de pressão obtido experimentalmente. Tal ensaio foi realizado sem pulsação do ar (0 Hz). Após, a pulsação do ar foi inserida e utilizou-se (5, 10 e 15) Hz. Em seguida, optou-se por variar no modelo de arraste disponível no software mantendo-se constantes os outros parâmetros. Finalmente, os dados foram analisados e comparados.

3.1 Etapa 1: Ensaios experimentais e coleta de dados em laboratório

3.1.1 Matéria-prima

Para a fluidização de partículas finas nos ensaios laboratoriais utilizou como matéria prima principal o amido de milho nativo obtido comercialmente pela empresa *Ingredion Brasil Ingredientes Industriais Ltda.* Para cada batelada do processo adicionou-se cerca de 500 gramas de amido no equipamento.

Os resultados da caracterização experimental serviram de base para a simulação numérica realizada no software COMSOL.

3.1.2 Diâmetro médio e distribuição de tamanho de partículas

A determinação do diâmetro médio e a distribuição de tamanho das partículas foram feitas por difração a laser (SHIMADZU SALD 201V, Japão). Os intervalos de tamanho de partículas foram classificados de acordo com a norma ISO 565 (1990), que corresponde aos seguintes intervalos de tamanho “ ϕ ”: (1180; 850; 600; 425; 300; 212; 150; 106; 75; 53; 38; 25; 16; 10; 5; 3,5; 2,45 e 1,715) μm . Além disso, foram determinadas a distribuição de tamanho de partículas e os tamanhos de partículas nos percentis 10%, 50% (mediana) e 90%, para cada uma das amostras.

3.1.3 Caracterização da densidade e porosidade

A densidade do sólido (ρ_s) foi determinada por picnometria (MOHSEIN, 1970), utilizando etanol como líquido inerte. A densidade do leito (ρ_b), também chamada de

densidade aparente, foi determinada pela relação entre a massa e o volume da amostra. Foram adicionados cerca de 20 g de amostra em uma proveta e foi verificado o volume apresentado. Dividindo-se a massa pelo volume obtido, determinou-se a densidade do leito. A porosidade total (ε_t) do leito foi determinada utilizando-se a Equação 35. A densidade do leito compactado foi determinada pelo dispositivo Tap Density Tester (LOGAN, TAP-2S, USA).

$$\varepsilon_t = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_s} \quad (30)$$

3.1.4 Descrição do equipamento leito fluidizado pulsado

O equipamento utilizado trata-se de um leito fluidizado, operado em batelada, localizado no Laboratório de Fluidodinâmica e Caracterização de Sistemas Particulados (LAFLUSP), do Departamento de Engenharia de Alimentos da FZEA/USP. O leito foi constituído por uma base cônica de 4" de diâmetro por 150 mm de altura, e um corpo cilíndrico de 10" de diâmetro por 400 mm de altura.

A temperatura do ar de fluidização utilizada nos experimentos foi a temperatura ambiente, próxima a 27 °C. A vazão do ar fluidizante foi monitorada por uma placa orifício previamente calibrada por um anemômetro de fio quente. As partículas elutriadas foram coletadas em um ciclone instalado na saída de ar do leito fluidizado. O sistema de pulsação do ar foi realizado por meio da rotação de uma válvula esfera, instalada abaixo da placa distribuidora de ar. A frequência de rotação da válvula foi equivalente ao número de ciclos por minuto de abertura/fechamento da corrente de ar fluidizante.

O material constituinte da câmara do leito foi aço inoxidável 304. O equipamento foi instalado em uma bancada e possui conexão de ligação ao compressor radial e conexão de saída no topo do leito para o ciclone, controlador de temperatura e a válvula esfera que permite a frequência de pulsação do ar na fluidização. O ciclone também foi constituído de aço inoxidável, e sua função foi recolher as partículas arrastadas. A alimentação da matéria-prima e a retirada do sólido particulado foram realizadas pela base do leito fluidizado. O sistema experimental utilizado na pesquisa é mostrado pela Figura 9.

Figura 9 - Leito fluidizado pulsado

Fonte: Própria autoria.

3.1.5 Descrição do sistema de pulsação do ar fluidizante

A velocidade do ar fluidizante foi ajustada pela rotação de um compressor radial (CRE-03, Aeromack, Brasil). A frequência de rotação do compressor foi controlada por um inversor de frequência (CFW08-0073B22024PSZ, WEG, Brasil).

A pulsação do ar foi realizada por meio da rotação de uma válvula esfera, instalada abaixo da placa distribuidora de ar, como mostram as Figuras 10 e 11. O inversor de frequência (CFW08-0040B22024PSZ, WEG, Brasil) permitiu o controle da rotação de um motor trifásico (4 polos, 1 CV, WEG, Brasil) em uma faixa de 172 a 3000RPM. A válvula esfera, instalada na linha de ar, foi acoplada ao eixo do motor trifásico, de modo a girar na frequência de rotação pré-determinada pelo inversor de frequência. Portanto, a frequência de rotação do motor, em número de rotações por minuto (RPM), determinou a frequência de pulsação do ar fluidizante. Neste trabalho, as frequências de pulsação foram estabelecidas em (300, 600 e 900) RPM, ou seja, (5, 10 e 15) Hz.

Figura 10 - Esquema do sistema de pulsação com válvula esfera

Fonte: (DACANAL, 2009).

Figura 11– Fotografia do sistema de pulsação do ar com válvula esfera

Fonte: Própria autoria.

3.1.6 Descrição do modo de operação do equipamento

A operação do equipamento foi conduzida de acordo com o seguinte procedimento:

- i) Alimentação: com o equipamento desligado, a amostra de matéria-prima previamente pesada foi introduzida no leito.

ii) Preparação do equipamento: ao iniciar o experimento, os inversores de frequência foram acionados e ajustados na posição mínima de rotação. A rotação da válvula esfera foi ajustada de acordo com a frequência de pulsação (0, 300, 600 ou 900) RPM.

iii) Operação: o inversor de frequência que controla o compressor radial foi acionado, e a rotação do compressor foi ajustada nos intervalos de (200 a 3000) RPM, em intervalos de 50 RPM.

iv) Retirada da amostra: finalizado o ensaio de fluidodinâmica, os inversores foram desligados e a amostra recolhida do leito e ciclone.

v) Limpeza: finalizado o processo, todo o equipamento passa pelas etapas de lavagem, enxágue e secagem, antes do início de um novo ensaio experimental.

3.1.7 Obtenção dos perfis de queda de pressão em leito fluidizado a partir de ensaios experimentais

Os ensaios de fluidodinâmica em leito fluidizado foram realizados utilizando-se 500 g de amido de milho. O aumento da velocidade do ar foi monitorado pela diferença de pressão em uma placa orifício previamente calibrada por um anemômetro de fio quente (TESTO 425, Alemanha). Os valores de diferença de pressão na placa orifício foram coletados por um sistema de aquisição de dados, juntamente com os perfis de queda de pressão do produto no leito. Desta forma, foi possível obter, simultaneamente, os valores de velocidade do ar e queda de pressão do sólido particulado no leito.

Os perfis de queda de pressão com o aumento da velocidade do ar foram obtidos por meio de um sistema de aquisição de dados (FieldLogger/DigiRail, NOVUS, Brasil), utilizando-se sensores de diferencial de pressão (HUBA 694, 0 a 25mbar, NOVUS, Brasil).

A Figura 12 mostra um esquema dos pontos de aquisição de queda de pressão nos pontos entre a base do leito (P1) e no topo do leito (P2).

É válido mencionar que foram realizados ensaios de queda de pressão na placa perfurada, localizada na base do leito, sem a presença de sólido particulado. Estes valores foram subtraídos dos ensaios contendo produto (amido de milho), a fim de obter o valor da queda de pressão resultante pela presença de sólidos, que descrevem os perfis de fluidodinâmica apresentados neste trabalho.

Figura 12 - Esquema dos pontos de aquisição da queda de pressão no leito

Fonte: (DACANAL, 2009).

3.2 Etapa 2: Ensaios de simulação pelo software COMSOL Multiphysics®

O COMSOL Multiphysics® é um software baseado em métodos numéricos (elementos finitos) utilizado para experimentação simulada. Sua plataforma é de fácil entendimento e possui ferramentas para aplicações em diversas áreas, como por exemplo: engenharia elétrica, mecânica e química, e também escoamento de fluido.

Neste trabalho foi utilizado o módulo CFD que engloba modelos para a simulação da dinâmica dos fluidos. Esta interface apresenta ferramentas que facilitam a modelagem de vários tipos de fluidos, incluindo compressível, incompressível, newtoniano e não-newtoniano em regime laminar ou turbulento.

O modelo utilizado nas simulações baseia-se no modelo de escoamento bifásico de Euler-Euler com base nas Equações 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11 e 12.

3.2.1 Desenho da geometria computacional no Software COMSOL Multiphysics®

O desenho CAD, com as medidas do equipamento, foi construído no COMSOL Multiphysics® pela ferramenta de desenho de geometria. A geometria do equipamento é

utilizada para a confecção da malha computacional, e também posterior indicação das fronteiras de entrada e saída de ar, e parede do leito.

3.2.2 Construção da malha computacional no Software COMSOL Multiphysics®

A construção da malha computacional foi importante para a discretização do domínio em que foi aplicado o método de elementos finitos para a obtenção dos dados de fluidodinâmica através da simulação. Após o desenho da geometria no software, foi selecionado o item da malha computacional. O software possui duas opções de seleção de tipo de malha: a malha automática ou a malha definida pelo usuário. A malha automática possui refinamento nas bordas e nos contornos da geometria, e é otimizada pelo software COMSOL Multiphysics® para problemas numéricos de escoamento (CFD). Com relação ao tamanho dos elementos da malha, o software apresenta nove opções de tamanho dos elementos entre: de “extremamente finos” a “extremamente grossos”. Para os ensaios de simulação, em uma primeira etapa, o tamanho selecionado foi a predefinição “coarse”, que corresponderam a elementos mais espaçados, com menor número de elementos e, consequentemente, em menor custo computacional.

3.2.3 Parâmetros de inserção no modelo de escoamento bifásico (Euler-Euler)

Foi necessário inserir no COMSOL Multiphysics® as propriedades do fluido (ar) e do sólido (amido de milho). As propriedades do ar (fase contínua) foram: a densidade (ρ_c) e a viscosidade dinâmica (μ_c). As propriedades do amido de milho (fase dispersa) foram: a concentração de sólidos (ϕ_{max}) a densidade (ρ_d) e o tamanho médio das partículas (d_d). Para o valor de diâmetro médio das partículas foram feitas quatro simulações distintas para encontrar um valor de diâmetro equivalente ao diâmetro real. Ainda para a fase dispersa, foi necessário escolher o modelo de viscosidade da mistura, coeficiente de arraste e pressão. Para o modelo de viscosidade da mistura (μ_d), o software permitia a inserção de um modelo pelo usuário ou o modelo de Krieger. Após um breve estudo dos trabalhos já existentes nesta área, foi escolhido o modelo de Krieger (Equação 31). Para o modelo de arraste (*drag model*) o software também disponibilizava a opção para o usuário inserir um modelo ou as seguintes opções: Schiller-Naumann, Haider-Levenspiel, Hadamard-Rybczynski e Gidaspow. Em um primeiro momento, o modelo de Gidaspow (Equações 32 e 33) foi utilizado, porém após as primeiras simulações optou-se por variar o modelo de arraste para verificar os resultados, pois não existem trabalhos que justifiquem a escolha desses modelos. Para o modelo de pressão, estavam disponíveis os modelos de Gidaspow, Ettehadieh e uma junção dos dois modelos, Gidaspow-Ettehadieh. O modelo de pressão de sólidos escolhido foi o de Gidaspow-

Ettehadieh (Equação 34). A Tabela 1 apresenta os valores adicionados e os modelos selecionados.

$$\mu_{mix} = \mu_c \left(1 - \frac{\phi_d}{\phi_{d,max}}\right)^{-2,5\phi_{d,max}} \quad (31)$$

$$\beta = \frac{3\phi_c\phi_d\rho_c C_d}{4d_d} |u_{slip}| \phi_c^{-2,65}, \text{ para } \phi_c > 0,8 \quad (32)$$

$$\beta = \frac{150\mu_c\phi_d^2}{\phi_c d_d^2} + 1,75 \frac{\phi_d\rho_c}{d_d} |u_{slip}|, \text{ para } \phi_c < 0,8 \quad (33)$$

$$G(\phi_c) = 10^{-8,76\phi_c+5,43} \quad (34)$$

Tabela 1 – Propriedades da fase contínua e fase dispersa

Propriedade	Valor (unidade)
ρ_c (densidade do ar)	1,2 Kg/m ³
μ_c (viscosidade do ar)	1,8 10 ⁻⁵ Pa.s
ρ_d (densidade do amido)	1446,7 Kg/m ³
d_d (diâmetro do amido)	50, 100, 150 e 200 μ m
Φ_{max}	0,62
Coefficiente de Arraste	Modelo de Gidaspow
Pressão do sólido	Modelo de Gidaspow-Ettehadieh

Fonte: Própria autoria.

Após essas considerações, foi necessário definir, na geometria do equipamento, onde estava a entrada do ar fluidizante, a saída e as paredes. Em seguida, definiu-se o leito em seu estágio inicial, ou seja, o equipamento com o produto na sua parte inferior, ainda sem a passagem do ar fluidizante. Para representar a massa de amido de milho correspondente no software foi feita a medição da altura representada pela massa de partículas nos ensaios laboratoriais e esse valor, correspondente a 15 cm, foi inserido no COMSOL Multiphysics® para representar a dispersa no instante inicial.

3.2.4 Caso 1: Simulação em leito fluidizado sem uso de pulsação do ar (0 Hz)

Para a obtenção dos perfis de queda de pressão, por meio da simulação sem uso da pulsação, foram testados diferentes diâmetros médios de partículas. Por isso, foram feitas simulações para os diâmetros de (50, 100, 150 e 200) μ m, e os perfis simulados foram comparados aos perfis experimentais.

Ao iniciar o Software, a primeira escolha realizada foi com relação a dimensão que se pretendia trabalhar. Foi selecionada a opção 2D. Em seguida, selecionou-se o escoamento de fluidos em um escoamento multifásico, pois se trabalhou com o sistema binário, ou seja, fase contínua e fase dispersa, o Modelo escolhido foi o de Euler-Euler, o escoamento é laminar devido ao número de Reynolds, o regime é transiente e o sistema é dependente do tempo. Esses parâmetros foram selecionados sequencialmente, conforme a Figura 13:

Fonte: Própria autoria.

Com os parâmetros já inseridos no software foi definida a velocidade do ar fluidizante. Nas simulações, essa velocidade variou de 0 até 1 m/s durante um período de 120 segundos. Para a otimização do tempo de coleta de dados, uma função “degrau” foi adicionada nas definições da plataforma do software. Essa função representa o incremento de velocidade com o passar do tempo de forma paulatina e através dela é possível a análise da fluidodinâmica no leito com apenas uma simulação. A Figura 14 ilustra a variação da velocidade durante os 120 segundos de simulação.

Fonte: Própria autoria.

A função “degrau” facilitou a obtenção dos dados de velocidade e de queda de pressão durante a fluidização, pois sem ela seria necessária a aquisição de dados para cada velocidade, ou seja, o tempo gasto durante a simulação seria muito maior.

Os dados de pressão e de velocidade foram coletados após o fim da simulação e o gráfico de velocidade versus variação de pressão foi elaborado e comparado com o gráfico obtido por meio dos experimentos laboratoriais.

Essa simulação foi realizada quatro vezes, umas para cada valor de diâmetro médio estipulado (50, 100, 150 e 200) μm . Os dados foram comparados para a definição do diâmetro médio de simulação equivalente ao diâmetro médio real da partícula e, após essa definição, foi acrescentada a pulsação do ar ao Software COMSOL Multiphysics®.

3.2.5 Caso 2: Simulação em leito fluidizado com uso de pulsação do ar (5, 10 e 15 Hz)

Uma vez determinado o diâmetro médio em 100 μm , adicionou-se a fluidização pulsada ao Software COMSOL Multiphysics®. Para o acréscimo da pulsação na simulação, utilizou-se uma função analítica no Software. A pulsação nada mais é do que o trabalho de abertura e de fechamento da válvula esfera na entrada do fluido. Por isso, foi acrescentada uma função periódica na definição da plataforma. Esta função poderia envolver tanto a função seno como a função cosseno. A única diferença está no estágio inicial da válvula: inicialmente aberta (função cosseno) ou inicialmente fechada (função seno). A função utilizada foi a Equação 35, considerando a válvula inicialmente fechada. As simulações foram realizadas modificando-se a frequência de pulsação em (5, 10 e 15) Hz.

$$v = |\text{sen}(2\pi ft)| \quad (35)$$

Esses valores também foram graficados em função da queda de pressão no leito, e comparado com os valores experimentais de perfil de queda de pressão.

A Figura 15 ilustra o perfil de variação da velocidade do ar com o passar do tempo considerando a simulação sem pulsação e com pulsação do ar de (5, 10 e 15) Hz.

Figura 15 - Perfis de velocidade de fluidização do ar obtidos a frequências de pulsação de (0, 5, 10 e 15) Hz, correspondentes às frequências de rotação da válvula esférica de (0, 300, 600 e 900) RPM

Fonte: DACANAL, et al., 2016.

3.2.6 Caso 3: Simulações com diferentes modelos de arraste e sem uso de pulsação do ar (0 Hz)

Dentre os quatro modelos de arraste disponíveis no software - Gidaspow, Hadamard-Rbysznski, Schiller-Naumann e Haider-Levenspiel - foi escolhido para uma análise inicial o modelo de Gidaspow. Essa escolha foi baseada na bibliografia do próprio software COMSOL que utiliza esse mesmo modelo para uma simulação envolvendo fluidodinâmica. Assim, foram feitas outras simulações, adotando-se os mesmos parâmetros, e variou-se apenas o modelo de arraste (*drag model*). Após a simulação, os dados foram coletados e comparados.

3.2.7 Caso 4: Simulações com diferentes modelos de arraste e com uso de pulsação do ar (5 Hz)

Assim como no Caso 3, fez-se uma última simulação variando-se o modelo de arraste (*drag model*) e mantendo-se constante os outros parâmetros. A pulsação do ar foi mantida fixa

em 5 Hz. Após a simulação, os dados foram coletados e comparados ao perfil fluidodinâmico obtido experimentalmente.

4 RESULTADO E DISCUSSÃO

4.1 Etapa 1: Ensaios experimentais e coleta de dados em laboratório

4.1.1 Caracterização do sólido particulado amido de milho

Os valores obtidos para o diâmetro médio e a densidade das partículas finas de amido de milho foram de 30,3 μm e 1446,7 kg/m^3 , respectivamente. Os valores para D10, D50 e D90 foram de (2,6, 9,8 e 19,1) μm , respectivamente. E, por fim, a circularidade, o arredondamento e o alongamento obtidos pela análise 2D das partículas foram iguais a 0,82, 0,52 e 1,39, respectivamente. A Tabela 2 ilustra os valores médios obtidos e as variações máximas e mínimas.

Tabela 2 - Propriedades físicas da partícula de amido de milho

D4.3 Diâmetro médio (μm)	30,3 $\pm$ 2,7
D10 (μm)	2,6 $\pm$ 0,7
D50 (μm)	9,8 $\pm$ 0,8
D90 (μm)	19,1 $\pm$ 0,4
Span (-)	1,7 $\pm$ 0,2
Umidade do produto (-)	13,4% $\pm$ 0,1%
Densidade da partícula (kg/m^3)	1446,7 $\pm$ 9,5
Densidade do leite (kg/m^3)	462,3 $\pm$ 14,5
Densidade aparente (kg/m^3)	640,1 $\pm$ 12,9
Porosidade aparente (-)	0,68 $\pm$ 0,02
Concentração de sólidos (-)	0,32 $\pm$ 0,02

Fonte: (DACANAL, et al., 2016).

Para se obter os parâmetros de forma e de morfologia, as partículas de amido de milho foram analisadas por microscopia eletrônica de varredura (MEV). A Figura 16 mostra as partículas de amido de milho com uma ampliação de 1500 vezes. Nesta figura, pode-se observar uma irregularidade no tamanho médio. Com relação a morfologia, a forma das partículas de amido de milho foi considerada poliédrica.

Figura 16 - Imagem da partícula de amido de milho ampliada 1500 vezes (MEV)

Fonte: (DACANAL, et al., 2016).

A Figura 17 mostra as partículas de amido de milho.

Figura 17 - Partículas de amido de milho

Fonte: (DACANAL, et al., 2016).

A Figura 18 mostra a distribuição cumulativa das partículas de amido de milho nativo. A curva de distribuição de tamanho foi deslocada a partir de partículas de menor tamanho para as partículas de maior tamanho.

Figura 18 - Distribuição cumulativa das partículas de amido de milho

Fonte: (DACANAL, et al., 2016).

4.1.2 Obtenção do perfil de queda de pressão em leito fluidizado a partir de ensaios experimentais

Para a fluidização a 0 Hz, ou seja, sem uso de pulsação do ar, a velocidade mínima de fluidização foi igual a 0,66 m/s. O uso das frequências de pulsação de (5, 10 e 15) Hz proporcionou uma redução da velocidade mínima de fluidização, resultando nos valores de 0,35 m/s, 0,28 m/s e 0,28 m/s, respectivamente, como descrito pelas Figuras 19, 20, 21 e 22. Todas as velocidades foram observadas visualmente.

Figura 19 - Perfis de queda de pressão no leito fluidizado para amido de milho nativo (sem o sistema de pulsação)

Fonte: Própria autoria.

Figura 20 - Perfis de queda de pressão no leito fluidizado para amido de milho nativo (5 Hz)

Fonte: Própria autoria.

Figura 21 - Perfis de queda de pressão no leito fluidizado para amido de milho nativo (10 Hz)

Fonte: Própria autoria.

Figura 22 - Perfis de queda de pressão no leito fluidizado para amido de milho nativo (15 Hz)

Fonte: Própria autoria.

Durante a expansão do leito pôde-se observar a formação de caminhos preferências, os quais são aberturas (“rachaduras”) presentes no leito que possibilitam a passagem de ar sem movimentação efetiva do leito de partículas. Com a utilização da pulsação do ar, independente da frequência de pulsação utilizada, observou-se que a atuação desses canais foi minimizada. Isso porque foi observado que quando se utilizou a pulsação do fluido, os canais preferenciais se deslocavam e se rompiam mais rápido que quando não se utilizava a pulsação.

O valor máximo de variação de pressão foi de 832 Pa no experimento sem o uso da pulsação, 717 Pa utilizando-se uma frequência de pulsação do ar de 5 Hz, 820 Pa quando utilizou-se 10 Hz e 867 Pa para 15 Hz.

Em todos os gráficos é possível observar na parte inicial o aumento da variação de pressão com o aumento da velocidade do fluido. Esta parte inicial é o leito fixo representado pela Equação de Ergun. Na parte final de todos os gráficos, pode-se observar também o processo de elutriação, que nada mais é que o arraste das partículas para fora do leito. No leito sem pulsação, o arraste iniciou-se com uma velocidade do ar de, aproximadamente, 0,68 m/s. Analisando o leito com pulsação, pode-se observar que esse processo iniciou-se nas velocidades de 0,6 m/s, 0,45 m/s e de 0,45 m/s para (5, 10 e 15) Hz, respectivamente.

Vários pesquisadores estudaram sobre a utilização da pulsação em processos de fluidização de partículas. Sabe-se que para cada tipo de partícula analisada o resultado é diferente. Assim, analisando somente os dados experimentais obtidos no laboratório pode-se obter a Figura 23.

Figura 23 - Comparação entre os dados experimentais

Através da sobreposição dos perfis experimentais obtidos no laboratório, podem-se observar as diferenças apresentadas com relação à variação de pressão, velocidade mínima de fluidização e a elutriação. Observa-se, na Figura 23, que quando se utilizou a pulsação do ar de 15 Hz a variação de pressão foi maior, porém muito próxima dos experimentos sem pulsação e com pulsação do ar de 10 Hz. Pode-se constatar também que ao atingir a velocidade do ar de 0,4 m/s, em todos os experimentos com pulsação, o processo de fluidização já tinha sido iniciado, enquanto que sem a pulsação do ar foi necessária uma velocidade bem maior (0,66 m/s). A elutriação das partículas finas, considerando-se o experimento sem a pulsação de ar, ocorreu com uma velocidade do ar fluidizante próxima a 0,68 m/s. Nota-se, neste caso, que logo que se inicia o processo de fluidização as partículas de amido começam a ser arrastadas para fora do equipamento. Com a utilização da pulsação do ar, o processo de elutriação inicia-se antecipadamente, ou seja, a pulsação do ar contribui para o arraste das partículas para fora do leito fluidizado em velocidades do ar elevadas. Na prática, sabe-se que durante o processo de fluidização, a velocidade do ar fluidizante é fixa, e por isso, considerando a velocidade do ar próxima a 0,4 m/s tem-se que com o uso da pulsação as partículas de amido de milho não são arrastadas e o processo de fluidização já foi iniciado, enquanto que para o experimento sem a pulsação do ar necessitava-se de uma velocidade do ar cinquenta por cento maior.

Através da Figura 23 pôde-se também observar uma falta de dados entre as faixas de 0,01 até 0,2 m/s, aproximadamente, nos três casos no qual se utilizou a fluidização pulsada. Tal fato ocorreu por causa da falta de sensibilidade dos sensores utilizados, os quais não conseguiram simular a pulsação do ar em baixas velocidades.

4.2 Etapa 2: Ensaios de simulação pelo software COMSOL Multiphysics®

4.2.1 Desenho da geometria CAD no Software COMSOL Multiphysics®

O início do trabalho com a simulação ocorreu com a criação da geometria do leito fluidizado no Software COMSOL. As dimensões do leito foram coletadas no laboratório e foram inseridas no programa. A Figura 24 ilustra o Leito obtido no Software COMSOL Multiphysics®.

Fonte: Própria autoria.

4.3 Construção da malha computacional no Software COMSOL Multiphysics®

No software COMSOL Multiphysics® pode-se trabalhar com nove tipos de refinamento de malha: extremamente grossa (*extremely coarse*), extra grossa (*extra coarse*), mais grossa (*coarser*), grossa (*coarse*), normal (*normal*), fina (*fine*), mais fina (*finer*), extra fina (*extra fine*) e extremamente fina (*extremely fine*). Cada tipo possui um número de elementos no domínio e de contorno. Esse número varia consideravelmente entre a malha *extremely coarse* (menor número) até a *extremely fine* (maior número). Sabe-se que quanto maior é o número de elementos maior é o tempo gasto com o processamento. A Figura 25 ilustra os tipos de malha e nela pôde-se notar a grande diferença na quantidade de elementos finitos em cada tipo de malha e, conseqüentemente, a redução de seus tamanhos. Na tabela 3, quantificaram-se os elementos finitos de cada tipo de malha.

Figura 25 - Ilustração com exemplos de malhas obtidas pelo software COMSOL

Fonte: Própria autoria.

Tabela 3 - Malha triangular gerada pelo software COMSOL Multiphysics® v.5.1.

Dimensão do elemento	Número de elementos no domínio	Número de elementos de contorno
Extremamente grosseira	966	118
Extra grossa	1503	162
Mais grossa	2262	203
Grossa	3995	288
Normal	6052	363
Fina	9791	449
Mais fina	23881	894
Extrafina	56593	1693
Extremamente fina	88389	1693

Fonte: Própria autoria.

Inicialmente, utilizou-se a malha Extremamente grossa (*Extremely Coarse*) para análise dos parâmetros adotados para minimizar o tempo gasto na obtenção de dados. Quando se notou que a configuração estava correta foi selecionada a malha grossa (*Coarse*) para maior precisão nos resultados, pois foi observado que a utilização de malhas com número de elementos superior a esta malha não melhorava na precisão dos resultados, apenas aumentava o tempo computacional.

4.3.1 Caso 1: Simulação em leito fluidizado sem uso de pulsação do ar (0 Hz)

Para o início da simulação foi necessário escolher os modelos de viscosidade, arraste e pressão. Para as primeiras simulações foi selecionado o modelo de Kriegertype para a viscosidade, o modelo de Gidaspow para o arraste e o modelo de Gidaspow-Ettehadieh para a pressão. Em seguida, foram realizadas simulações considerando o diâmetro médio da partícula igual a 50 μm , 100 μm , 150 μm e 200 μm , pois foi observada que o diâmetro mássico obtido experimentalmente (30 μm) não correspondia ao diâmetro médio de arraste da partícula na simulação. Isso ocorre porque as partículas de amido de milho pertencem ao grupo C de Geldart, ou seja, são extremamente coesas. Assim, os modelos disponíveis não conseguem descrever a queda brusca de variação de pressão após o ponto de pressão máxima. Para obter essa representação necessita-se utilizar um diâmetro correspondente maior que o diâmetro médio real, por causa da força de interação entre as partículas.

Os resultados obtidos durante a simulação considerando o diâmetro médio de partícula uniforme podem ser representados na Figura 26 abaixo e comparado com os dados experimentais.

Figura 26 - Simulações variando o diâmetro médio de partícula

Fonte: Própria autoria.

Analisando os gráficos foi possível concluir que o diâmetro de 100 μm foi o que melhor representou o diâmetro médio para a simulação, pois comparando com os demais, observou-se que o seu pico máximo de variação de pressão foi o que mais se aproximou dos dados experimentais. Notou-se que antes da velocidade mínima de fluidização (0,35 m/s) nenhum dos resultados da simulação retratou o que acontece realmente no leito. Ocorre que antes da fluidização existe a formação de canais preferenciais, porém o software utilizado não retratou esse fato. Após a velocidade mínima de fluidização, tem-se que novamente o diâmetro de 100 μm foi o que melhor se ajustou aos dados experimentais, pois ambos demonstram no mesmo momento o início do processo de elutriação (momentos em que as partículas são arrastadas para fora do leito).

Foram capturadas imagens do leito durante a simulação. A Figura 27 retrata a expansão do leito em um intervalo de 20 segundos entre cada imagem.

Figura 27 - Expansão do leito durante a simulação

Fonte: Própria autoria.

Pôde-se observar que, na simulação, na velocidade do ar em 0,8 m/s o leito ainda estava em expansão e o processo de elutriação ainda não tinha sido iniciado como ocorreu nos dados experimentais.

4.3.2 Caso 2: Simulação em leito fluidizado com uso de pulsação do ar (5, 10 e 15 Hz)

Nesta fase, acrescentou-se a pulsação nos ensaios. O valor de diâmetro utilizado foi o de 100 μm , pois esse foi o valor que melhor se ajustou nos ensaios preliminares. Selecionou-se o modelo de Kriegertype para a viscosidade, o modelo de Gidaspow para o arraste e o modelo de Gidaspow-Ettechadieh para a pressão. As frequências de pulsação estudadas foram de 5 Hz, 10 Hz e 15 Hz. Esses valores foram alterados na Equação 35. Como a quantidade de resultados foi muito elevada, optou-se por realizar ensaios para cada velocidade, não utilizando mais a função “degrau”. Assim, após cada simulação, coletava-se o valor médio da variação de pressão para a respectiva velocidade e após todos os ensaios fez-se o gráfico da velocidade versus a variação de pressão para cada frequência e comparou-se esse resultado com o obtido experimentalmente.

Os resultados obtidos durante a simulação utilizando a frequência de 5 Hz podem ser representados na Figura 28 e comparados com os dados experimentais.

Figura 28 - Dados simulados e experimentais utilizando 5 Hz

Fonte: Própria autoria.

Na análise desses resultados pôde-se notar que a variação de pressão foi superior no experimento simulado do que no experimento laboratorial. Observa-se também que a formação de caminhos preferenciais não foi retratada pelo software COMSOL Multiphysics®. O início do processo de fluidização ocorreu próximo a velocidade de 0,35 m/s nos dois experimentos, porém notou-se que a elutriação de partículas foi iniciada antes no experimento laboratorial e a quantidade de produto retido no equipamento ao término dos ensaios foi consideravelmente menor nesse experimento.

Os resultados obtidos durante a simulação utilizando a frequência de 10 Hz podem ser representados na Figura 29 e comparados com os dados experimentais.

Figura 29 - Dados simulados e experimentais utilizando 10 Hz

Fonte: Própria autoria.

Através desses dados notou-se que o valor máximo de variação de pressão foi muito próximo nos dois experimentos. Os modelos utilizados não retrataram, mais uma vez, a formação de caminhos preferenciais típico desse tipo de partícula (Geldart C). A velocidade mínima de fluidização foi bem próxima nos dois experimentos ($V_{mf} = 0,28 \text{ m/s}$). Notou-se, mais uma vez, que no experimento laboratorial a quantidade de partículas no interior do leito ao término do processo é bem menor.

Os resultados obtidos durante a simulação utilizando a frequência de 15 Hz podem ser representados na Figura 30 e comparados com os dados experimentais.

Figura 30 - Dados simulados e experimentais utilizando 15 Hz

Fonte: Própria autoria.

Utilizando-se 15 Hz de pulsação no ar fluidizando pôde-se observar que a variação de pressão máxima foi ligeiramente menor no experimento simulado. O início do processo de fluidização ocorreu próximo a velocidade de 0,28 m/s nos dois experimentos. Observou-se, novamente, que os modelos utilizados não retrataram a formação de caminhos preferenciais. Por fim, observou-se que a elutriação de partículas foi mais intensa no experimento laboratorial e, por isso, a quantidade de amido ao término do ensaio foi bem menor nesse experimento.

A Figura 31 ilustra resultados obtidos no Software COMSOL Multiphysics® em um mesmo diagrama sobreposto. O diagrama permite a comparação dos dados simulados abordando os resultados obtidos sem pulsação e com pulsação do ar.

Fonte: Própria autoria.

Neste gráfico é possível observar que a variação de pressão inicial foi maior quando se utilizou a pulsação do ar na frequência de 10 Hz. Nota-se também muita similaridade nos valores iniciais de variação de pressão para os resultados com pulsação de ar. Ficou claro, mais uma vez, que os modelos utilizados não retrataram a formação de caminhos preferenciais no início do processo. Observa-se também que, com a pulsação do ar, a elutriação de partículas foi menor e, conseqüentemente, maior quantidade do produto foi retido no interior do equipamento. A Figura 32 mostra o comportamento no interior do equipamento durante o processo de fluidização. As fotos foram obtidas na velocidade de 0,4 m/s. Nessa velocidade já se iniciou o processo de fluidização em todas as simulações pulsadas, pois a velocidade mínima de fluidização já foi superada.

Fonte: Própria autoria.

Na Figura 32 observou-se que a expansão do leito na velocidade de 0,4 m/s foi bem maior quando não se utilizou a pulsação de ar. Com essa velocidade, o processo de fluidização ainda não foi iniciado na simulação sem pulsação de ar, porém notou-se que, apesar de não retratar a formação de caminhos preferenciais, os modelos utilizados retrataram uma maior expansão para esse caso.

Utilizando a pulsação do ar, a expansão do leito foi bem parecida nos três valores de frequências analisados.

4.3.3 Caso 3: Simulações com diferentes modelos de arraste e sem uso de pulsação do ar (0 Hz)

Uma vez determinado o diâmetro médio da partícula, optou-se por manter constantes os modelos de pressão e de viscosidade utilizados nas simulações preliminares e alterar o modelo de arraste para verificar as diferenças obtidas. O Software disponibiliza quatro modelos de arraste: Gidaspow (utilizado nas primeiras simulações), Hadamard-Rbysznski, Schiller-Naumann e Haider-Levenspiel. Assim, realizou-se a simulação com o diâmetro médio fixo de 100 μm e variou-se apenas o modelo de arraste.

A Figura 33 demonstra a comparação entre os dados simulados e os dados experimentais.

Figura 33 - Variação no modelo de arraste sem pulsação

Os modelos de arraste de Gidaspow e de Haider-Levenspiel foram os que mais se ajustaram aos dados experimentais. Pode-se observar que os modelos utilizados não retrataram novamente os canais preferenciais formados antes do início efetivo da fluidização. Após a velocidade mínima de fluidização ambos os gráficos tiveram um comportamento parecido com o que ocorre na realidade, inclusive o início da elutriação. O modelo de Hadamard-Rbyszynski foi o que apresentou maior variação de pressão dentre todos os outros, pois tal modelo é utilizado em simulações de bolhas de ar em líquidos. O modelo de Schiller-Naumann também apresentou uma variação de pressão bem próxima ao que ocorre na realidade, porém em menor ajuste se comparado aos modelos de Gidaspow e Haider-Levenspiel.

A Figura 34 ilustra o comportamento no leito fluidizado durante a simulação com os diferentes modelos de arraste analisados. Para a captura das fotos foi escolhida a velocidade de 0,4 m/s, pois esse valor foi superior à velocidade mínima de fluidização.

Figura 34 - Expansão do leito com a mudança do modelo de arraste

Fonte: Própria autoria.

Pode-se observar através da análise dessa figura que ao atingir a velocidade de 0,4 m/s os quatro modelos apresentaram comportamento diferente no interior do leito. Observa-se que o modelo de Gidaspow apresenta a maior expansão seguida pelo modelo de Haider-Levenspiel, Hadamard-Rybczynski e Schiller-Naumann. O comportamento fluidodinâmico experimental assemelhou-se aos modelos de Gidaspow e Haider-Levenspiel.

4.3.4 Caso 4: Simulações com diferentes modelos de arraste e com uso de pulsação do ar (5 Hz)

Os mesmos ensaios simulados foram realizados variando-se apenas o modelo de arraste e mantendo-se fixos os outros parâmetros, porém a simulação foi realizada utilizando a pulsação do ar de 5 Hz.

A Figura 35 possibilitou a comparação entre os diferentes tipos de modelo e os dados experimentais e laboratoriais.

Figura 35 - Variação no modelo de arraste com pulsação (5 Hz)

Fonte: Própria autoria.

O escoamento em leito fixo do gráfico do modelo de Gidaspow foi bastante semelhante à parte inicial dos resultados experimentais, bem como a velocidade mínima de fluidização e o início da elutriação. Em todos os casos a quantidade de produto retido no leito, quando na velocidade de 1 m/s, foi maior nos dados simulados que no experimental. Esta quantidade de produto é representada pela diferença de produto representada pela diferença de pressão no equipamento. Os modelos não retrataram, em nenhum dos casos, a formação de canais preferências apresentadas no ensaio experimental.

5 CONCLUSÕES

O amido de milho possui comportamento coesivo e foi classificado pelo diagrama de Geldart entre os grupos C e A. Porém, devido às características durante o processo de fluidização, o amido de milho pertence ao grupo C de Geldart, o que se justifica o uso da pulsação do ar fluidizante para melhorar a qualidade da fluidização.

O uso da pulsação do ar fluidizante resultou no decréscimo da velocidade mínima de fluidização, o que possibilitou o início do processo a uma vazão de ar menor que quando comparado aos ensaios sem uso da pulsação do ar. A utilização da pulsação do ar, independentemente da frequência utilizada, resultou o deslocamento dos caminhos preferenciais e a ruptura desses caminhos em uma velocidade do fluido inferior do que quando não se utilizou a pulsação.

O perfil fluidodinâmico obtido durante a fluidização de amido de milho foi similar aos perfis simulados, para um diâmetro de partícula de 100 μm . No entanto, observaram-se desvios entre os resultados experimentais e simulados nas faixas próximas à velocidade mínima de fluidização, fenômeno decorrente da formação de canais preferenciais característicos do tipo de partícula analisada, porém não retratado pelo modelo de escoamento elaborado em COMSOL. O início da elutriação ocorreu em velocidades superiores a 0,6 m/s, e foram similares para uma mesma frequência de pulsação de ar (0, 5 Hz, 10 Hz e 15 Hz). Porém em todos os casos a queda de variação de pressão e, conseqüentemente, a massa de produto elutriado para fora do equipamento, foram maiores nos ensaios experimentais.

Os ensaios de simulação que testaram diferentes modelos de arraste disponíveis no software COMSOL não resultaram em melhor ajuste. O modelo de Gidaspow foi o que melhor se ajustou aos dados experimentais, tanto no caso sem a pulsação do ar, como no caso utilizando a frequência de pulsação igual a 5 Hz.

REFERÊNCIAS

ALAMIAN, R.; BANIASADI, A.; TABRIZI, H. B. An experimental study on effects of applying the pulsating flow to a gas-solid fluidized bed. **World Acad. Sci. Eng. Technol**, 2011.

ALI, S.S.; ASIF, M. **Fluidização de nanopartículas: efeito da fluidização pulsada, Tecnologia do pó**. 2012.

ALI, S.S.; ASIF, M.; AJBAR, A. **Bed collapse behavior of pulsed fluidized beds of nano-powder**. 2014.

ALVES, L. M. **Apostila de Método dos elementos de Contorno**. Universidade Federal do Paraná. Curitiba, 2006. Disponível em: <<http://www.portalsaberlivre.com.br/manager/uploads/apostilas/1316552755.pdf>>. Acesso em: 14 ago. 2015.

ANDERSON, T. B.; JACKSON, R. A fluid mechanical description of fluidized beds. **Industrial and Engineering Chemistry**, v. 6, n. 4, p. 527–539, 1967.

ARASTOPOUR, H.; GIDASPOW, D. Vertical pneumatic conveying using four hydrodynamic models. **Industrial and Chemical Engineering Fundamentals**, v. 18, n. 2, p. 123–130, 1979.

AZEVEDO, A. F. M. **Método dos Elementos Finitos**. Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, 1ª Edição, 2003.

BRAUN, M. P. S. **Modelagem do particulado em sistemas gás-sólido utilizando o modelo de dois fluidos e o método dos elementos discretos**. 2013. Tese (Doutorado em Dinâmica das Máquinas e Sistemas) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2013. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18149/tde-16092013-160059/>>. Acesso em: 13 ago. 2015.

BIZHAEM, H. K.; TABRIZI, H. B. **Experimental study on hydrodynamic characteristics of gas-solid pulsed fluidized bed**. *Powder Technol. P.* 237 (14-31), 2013.

CHAPRA, S. C.; CANALE, R. P. **Métodos Numéricos para Engenharia**. 5ª ed. Porto Alegre, 2008.

COOK, R. D. et al. **Concepts and Applications of Finite Element Analysis**. 4ª ed, John Wiley & Sons, Inc., 2002.

COPPENS M.O.; VAN OMMEN J.R. Structuring chaotic fluidized beds. **Chemical Engineering Journal**, v. 96, p. 117, 2003.

DACANAL, G.C. **Aglomeração de polpa de acerola e proteína isolada de soja em pó em leito fluidizado cônico e pulsado**. 2009.202 f. Tese (dissertação em Engenharia de Alimentos) – Universidade Estadual de Campinas, São Paulo. 2009.

DACANAL, G.C. et al. Effects of pulsating air flow in fluid bed agglomeration of starch particles. **Journal of Food Engineering** (2016), <http://dx.doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2016.03.004>.

DACANAL, G.C.; HIRATA, F.C.; MENEGALLI, F.C. **Fluidodinâmica e caracterização morfológica de proteína isolada de soja obtida por aglomeração em leito fluidizado pulsado**. 2013.

DAVIDSON, J. R. Symposium on fluidization. **Transaction Institution of Chemical Engineering**, v. 39, p. 230–232, 1961.

DECKER, R. K. et al. **Aplicação da fluidodinâmica computacional (CFD) na análise do escoamento multifásico em dutos**. In: CILAMCE - Iberian Latin American Congress on Computational Methods in Engineering, 2004, Recife.

DHATT, G; TOUZOT, G.; LEFRANÇOES, E. **Finit Element Method. Numerical Methods Series**. 2012.

ENWALD, H.; PEIRANO, E.; ALMSTEDT, A. E. Eulerian two-phase flow theory applied to fluidization. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 22, p. 21 – 66, 1996.

GAWRZYNSKI Z.; GLASER R.; KUDRA, T. **Drying of powdery materials in a pulsed fluid bed dryer**. *Drying Technology*, v. 17 (7-8), p. 1523–1532, 1999.

GELDART, D. Types of gas fluidization. **Powder Technology**, v. 7, p. 55–86, 1973.

GELDART, D. **Characterization of Fluidized Powders**. *Gas Fluidization Technology*, p. 33, John Wiley & Sons, 1996.

GIBILARO, L. G. **Fluidization Dynamics**. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2001.

GIDASPOW, D. Hydrodynamics of fluidization and heat transfer: supercomputer modeling. **Applied Mechanics Reviews**, v. 39, n. 1, p. 10 – 22, 1986.

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

GILAT, A. **Métodos numéricos para engenheiros e cientistas** [recurso eletrônico]: uma introdução com aplicações usando o MATLAB/Amos Gilat, Vish Subramaniam; tradução Alberto Resende de Conti. – Dados eletrônicos. – Porto Alegre: Bookman, 2008.

GODOI, F. C. et al. **Fluidodinâmica e secagem de partículas coesivas de um polímero biodegradável em um leito fluidizado pulsado rotativo**. 2010, p. 1297-1306.

GONÇALVES, N. D. F. **Método dos Volumes Finitos em Malhas Não-Estruturadas**. 2007. 71 f. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Ciências do Porto. 2007.

HADAMARD, J. **Mouvement permanent lent d'un sphere liquidet visqueusedans unliquid visqueux**. *Comptes Rendus Mathématique*. Académie des Sciences, Paris, 152, pp. 1735-1738, 1911.

HAO, B.; BI, H.T. Forced bed mass oscillation in gas-solid fluidized beds. **Powder Technol.** P. 149, 2005.

HOUNSLOW, R. L. R., MARSHALL, V. R. **A discretized population balance for nucleation, growth and aggregation**, AIChE J., 1988.

IVERSON, S. M. et al. Nucleation, growth and breakage phenomena in agitated wet granulation processes: A review. **Powder Technology**, v. 117, n. 1-2, p. 3-39, 2001.

JIMENEZ, T.; TURCHIULI, C.; DUMOULIN, E. Particles agglomeration in a conical fluidized bed in relation with air temperature profiles. **Chemical Engineering Science**, v. 61, p. 5954-5961, 2006.

KUDRA, T. et al. Drying of pulp and paper sludge in a pulsed fluid bed dryer. **Technol**, 2002.

KUDRA T.; MUJUMDAR A. **Advanced Drying Technologies**, Marcel Dekker. New York, p. 459, 2002.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. Bubbling bed model. **Industrial and Engineering Chemistry**, v. 7, n. 3, p. 446-452, 1968.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. 2nd ed. Boston, 1991.

LI, R.; CHEN, Z.; WU, W. **Generalized Difference Methods for Differential Equations**. Numerical Analysis of Finite Volume Methods; Marcel Dekker, 2000.

LIU L. X. et al. Coalescence of Deformable Granules in Wet Granulation Processes. **AIChE Journal**, v. 46, p. 529, 2000.

MALISKA, C. R. **Transferência de calor e mecânica dos fluidos computacional**. 2nd ed. Rio de Janeiro: LTC, 2010.

MARINI, F. **Simulação de um leito fluidizado aplicando a técnica CFD baseada na teoria cinética do escoamento granular**. Campinas, SP: [s.n.], 2008.

MENDEZ, L. M. R. **Processo de aglomeração de farinha de banana verde com alto conteúdo de amido resistente em leito fluidizado pulsado**. 2013. 111 f. Tese (dissertação em Engenharia Química) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo. 2013.

MOHSENIN N. N. Physical properties of plant and animal material. **Structure, physical characteristics and breach science publishes**. p. 73-75, 1970.

MORT P. R. Scale-up of binder agglomeration processes. **Powder Technology**, v. 150, n.2, p. 86-103, 2005.

NISHIMURA, A. et al. **Heat transfer characteristics in a pulsating fluidized bed in relation to bubble characteristics**. 2002.

NITZ M.; TARANTO O.P. Film coating of the ophy line pellets in a pulsed fluid bed coater. **Chemical Engineering and Processing**, v. 47, p. 1412-1419, 2008.

PAIVA, J. L. M. S. **Influência da granulometria das partículas sobre o comportamento hidrodinâmico de leitos fluidizados**. Coimbra. Universidade de Coimbra, 2001.

POIRIER M.; KUDRA T.; PLATON R. **Drying of vegetables in a pulsed fluid-bed dryer**. Newsletter No 3, 2000.

POUZADA, E. V. S. **Estudo da aplicação do método dos elementos de contorno à análise de propagação em estruturas guiantes**. 1999. Tese (Doutorado em Engenharia) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 1999.

PRACHAYAWARAKORN. S. et al. **Comparison of performances of pulsed and conventional fluidized bed dryers**. Journal of Stored Products Research, v. 41 (5), p. 479–497, 2005.

ROPELATO, K.; FONTES, C. E.; FUSCO, J. M. **On CFD practices for cyclone simulation**. 7th International Conference on Multiphase Flow (ICMF 2010). Tampa, FL USA, May 30-June 4, 2010.

REYES, A.; MOYANO, P.; PAZ, J. **Secagem de fatias de batata em leito fluidizado**. 2007.

RUSS J.C. **The Image Processing Handbook**. 2^a ed., CRC Press, USA, 1994.

SAMUELSBERG, A.; HJERTAGER, B. H. An experimental and numerical study of flow patterns in a circulating fluidized bed reactor. **International Journal of Multiphase Flow**, v.22, p. 575–591, 1996.

SMITH, R. K. **Introductory lectures on fluid dynamics**. Version: June 13, 2008.

SOBRINO, C. et al. **Fluidização de partículas do Grupo B com um distribuidor rotacional**, 2008.

STOKES, C.R. **On the Effect of the Internal Friction of Fluids on the Motion of Pendulums**, Trans. Cambridge Phil. Soc., 1850.

TAN H. S.; SALMAN A. D.; HOUNSLOW M. J. Kinetics of fluidized bed melt granulation I: The effect of process variables. **Chemical Engineering Science**, v. 61, p. 1585–1601, 2006.

TURCHIULI, C. et al. Fluidised bed agglomeration: Agglomerates shape and end-use properties. **Powder Technology**, v.157, p. 168-175, 2005.

VERSTEERG, H. K.; MALALASEKERA, W. **An Introduction to Computational Fluid Dynamics**. The finite volume method. Second Edition, 2007.

YANG, N. et al. CFD simulation of concurrent-up gas-solid flow in circulating fluidized beds with structure-dependent drag coefficient. **Chemical Engineering Journal**, 71-80, 2003.

YERUSHALMI, J.; CANKURT, N. T. **High-velocity fluid beds**. Chemtech, v. 8, n. 9, p. 564–572, 1978.

YURONG, H. et al. Hydrodynamic characteristics of gas-irregular particle two-phase flow in a bubbling fluidized bed: An experimental and numerical study. **Powder Technology**, v.287, p. 264–276, 2016.

ZANG, D.; KOKSAL, M. Heat transfer in a pulsed bubbling fluidized bed. **Powder Technol.** p. 168 (21-31), 2006.

ZENZ, F. A. **Fluidization phenomena and fluidized bed technology**. 1997. In M. E. Fayed & L. Otten (Eds.), Handbook of powder science and technology (2^a ed Chap. 9).

WANG X.S.; RHODES M. J. Using pulsed flow to overcome fluidization. **Chemical Engineering Science**, v. 60, p. 5177-5181, 2005.

WEN, C. Y.; YU, Y. H. Mechanics of Fluidization. **Chemical Engineering Progress Symposium Series**, vol. 62, p. 100-110, 1996.

WONG, H. W.; BAIRD, M. H. I. **Fluidização em um fluxo de gás pulsado**. 1971.

APÊNDICE A – RESULTADOS SIMULADOS E EXPERIMENTAIS

As Tabelas 4, 5, 6 e 7 apresentam os dados obtidos no software COMSOL na análise do diâmetro médio simulado para os valores de (50, 100, 150 e 200) μm . A Tabela 8 apresenta a média do diâmetro médio das partículas de amido de milho obtido experimentalmente.

Tabela 4 - Resultados simulados (50 μm)

Diâmetro = 50 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
160.8	0.01
371.5	0.02
555.5	0.03
584.1	0.04
659.9	0.05
584.4	0.1
452.7	0.2
329.4	0.3
161.7	0.4
46.2	0.5
14	0.6
9.7	0.7
9.5	0.8
9.5	0.9
9.5	1

Fonte: Própria autoria.

Tabela 5 - Resultados simulados (100 μm)

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
160.8	0.01
371.5	0.02
555.5	0.03
584.1	0.04
757.6	0.05
728.1	0.1
624.4	0.2
542.2	0.3
477	0.4
420.8	0.5
371.8	0.6
336.1	0.7
298.8	0.8
185.3	0.9
52.4	1

Fonte: Própria autoria.

Tabela 6 - Resultados simulados (150 μ m)

Diâmetro = 150 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
160.8	0.01
371.5	0.02
555.5	0.03
584.1	0.04
1021.3	0.05
930.1	0.1
826.2	0.2
697.8	0.3
629.7	0.4
577.5	0.5
521.9	0.6
469.5	0.7
422.3	0.8
380	0.9
343.5	1

Fonte: Própria autoria.

Tabela 7 - Resultados simulados (200 μ m)

Diâmetro = 200 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
160.8	0.01
371.5	0.02
555.5	0.03
584.1	0.04
1197.5	0.05
1344.7	0.1
1203	0.2
1175.6	0.3
884.1	0.4
760.4	0.5
693.5	0.6
626.8	0.7
567.3	0.8
514.9	0.9
455.2	1

Fonte: Própria autoria.

Tabela 8 - Média dos resultados experimentais

Diâmetro = 200 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
33.0	0.00
832.7	0.005
542.7	0.01
425.8	0.02
392.7	0.03
321.4	0.04
421.3	0.05
395.7	0.10
379.7	0.20
422.6	0.30
452.8	0.40
417.2	0.50
414.9	0.60
325.7	0.70
154.9	0.80
55.3	0.90
34.4	1.00

Fonte: Própria autoria.

Com a obtenção do diâmetro médio equivalente inseriu-se a pulsação na simulação. As Tabelas 9 e 10 mostram os dados obtidos utilizando-se 5 Hz de pulsação.

Tabela 9 - Resultados simulados com 5 Hz

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
790	0.04
815	0.06
758	0.08
758	0.1
720	0.2
652	0.3
571	0.4
498	0.5
458	0.6
423	0.7
395	0.8
360	0.9
343	1

Fonte: Própria autoria.

**Tabela 10 - Resultados experimentais com
5 Hz**

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
24.1	0.003
38.5	0.003
72	0.003
120.7	0.005
198	0.008
242.2	0.012
320.6	0.018
412.8	0.021
511.5	0.025
623	0.031
717.6	0.038
112.8	0.178
117	0.26
148.5	0.31
180.3	0.393
289.4	0.387
526	0.357
523.5	0.399
329.1	0.468
369	0.529
501.9	0.595
253.5	0.6751
347	0.705
275.2	0.761
254.9	0.81
64.6	0.858
35.2	0.925
65.2	0.93

Fonte: Própria autoria.

As Tabelas 11 e 12 mostram os valores obtidos com 10 Hz de pulsação no ar fluidizante.

Tabela 11 - Resultados simulados com 10 Hz

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
849	0.04
825	0.06
776	0.08
817	0.1
730	0.2
590	0.3
513	0.4
464	0.5
422	0.6
384	0.7
364	0.8
334	0.9
312	1

Fonte: Própria autoria.

**Tabela 12 - Resultados experimentais com
10 Hz**

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
34.9	0.003
66.1	0.003
107.2	0.007
162.9	0.01
219.1	0.012
299.8	0.013
383.8	0.019
480.4	0.025
584.4	0.025
696.8	0.035
820.8	0.036
385.5	0.185
411.5	0.191
509.9	0.225
529.4	0.254
509.1	0.318
480	0.357
435.7	0.423
417.1	0.474
369.1	0.517
352.9	0.586
266.5	0.646
255.8	0.69
176.4	0.748
121.6	0.809
61.3	0.861
67.2	0.902
62.3	0.938

Fonte: Própria autoria.

As Tabelas 13 e 14 mostram os valores obtidos com 15 Hz de pulsação no ar fluidizante.

Tabela 13 - Resultados simulados com 15 H

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
831	0.04
828	0.06
790	0.08
799	0.1
690	0.2
570	0.3
495	0.4
452	0.5
411	0.6
380	0.7
345	0.8
327	0.9
302	1

Fonte: Própria autoria.

**Tabela 14 - Resultados experimentais com
15 Hz**

Diâmetro = 100 µm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
34.1	0.003
67.5	0.001
109.7	0.001
165.7	0.003
228.6	0.012
318.1	0.007
400.7	0.012
497.8	0.012
604.7	0.017
734.5	0.027
867.1	0.029
352.5	0.154
442.4	0.167
415.5	0.213
507.7	0.229
489.8	0.272
470.4	0.337
421.8	0.369
405.6	0.404
390.4	0.442
329.2	0.479
284.6	0.51
259.7	0.544
198.7	0.577
166.2	0.62
142.9	0.645
96.5	0.678
63.4	0.712
20.8	0.763
23.5	0.804
21.5	0.828
29.4	0.862
29.8	0.895
34.5	0.932

Fonte: Própria autoria.

As Tabelas 15, 16, 17 e 18 apresentam os dados obtidos no software COMSOL quando se variou o modelo de arraste na simulação. Os modelos utilizados foram: Gidaspow, Hadamard-Rbysznski, Schiller-Naumann e Haider-Levenspiel.

Tabela 15 - Modelo de Gidaspow

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
160.8	0.01
763.7	0.03
668.9	0.05
751.6	0.1
632.8	0.2
543.5	0.3
476.6	0.4
422.3	0.5
374.1	0.6
336.2	0.7
301.3	0.8
187.4	0.9
51.4	1

Fonte: Própria autoria.

Tabela 16 - Modelo de Hadamard-Rbysznski

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
250.1	0.02
711.2	0.03
589.1	0.05
872.1	0.1
743.4	0.2
645.3	0.3
575.1	0.4
508.8	0.5
448.9	0.6
399	0.7
358.2	0.8
324.1	0.9
289	1

Fonte: Própria autoria.

Tabela 17 - Modelo Schiller-Naumann

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
144.8	0.02
706.3	0.03
581.3	0.05
832.4	0.1
700.3	0.2
603.2	0.3
525.8	0.4
455.5	0.5
396.3	0.6
350.1	0.7
316.2	0.8
231.1	0.9
64.4	1

Fonte: Própria autoria.

Tabela 18 - Modelo Haider-Levenspiel

Diâmetro = 100 μm	
ΔP (Pa)	Velocidade (m/s)
10.8	0
146.3	0.02
696.8	0.03
552.1	0.05
751.6	0.1
632.8	0.2
543.5	0.3
476.6	0.4
422.3	0.5
374.1	0.6
336.2	0.7
301.3	0.8
187.4	0.9
51.4	1

Fonte: Própria autoria.

APÊNDICE B – CALIBRAÇÃO DA PLACA ORÍFICIO E DA PLACA PERFURADA

Tabela 19 - Parâmetros adotados na calibração da placa orifício:

	[pol]	[mm]
Diâmetro _{Base}	4	97.4
Diâmetro _{Orifício}	-	15
Diâmetro _{Duto}	-	21.6
ρ_{ar}	1.1	kg/m ³
β	0.695	-
Co	0.0147	-
to	-0.1569	-

ΔP [mbar]	ΔP [mbar]	$V_{anemômetro}$ [m/s]	$V_{correlacao}$ [m/s]	erro ²
0.48	0.48	0.00	0.00	0.00
0.49	0.49	0.03	0.16	0.02
0.50	0.50	0.04	0.16	0.01
0.51	0.51	0.05	0.16	0.01
0.51	0.51	0.06	0.16	0.01
0.53	0.53	0.08	0.16	0.01
0.52	0.52	0.10	0.16	0.00
0.58	0.58	0.12	0.17	0.00
0.64	0.64	0.15	0.18	0.00
0.66	0.66	0.17	0.18	0.00
1.15	1.15	0.25	0.24	0.00
1.91	1.91	0.35	0.31	0.00
2.60	2.60	0.40	0.37	0.00
3.27	3.27	0.45	0.41	0.00
4.13	4.13	0.50	0.46	0.00
4.98	4.98	0.54	0.51	0.00
5.88	5.88	0.58	0.55	0.00
6.68	6.68	0.62	0.59	0.00
7.71	7.71	0.65	0.63	0.00
8.99	8.99	0.69	0.68	0.00
9.80	9.80	0.73	0.71	0.00
10.91	10.91	0.78	0.75	0.00
12.40	12.40	0.80	0.80	0.00
13.20	13.20	0.83	0.82	0.00
14.48	14.48	0.87	0.86	0.00
16.13	16.13	0.91	0.91	0.00
17.21	17.21	0.94	0.94	0.00
19.25	19.25	0.98	0.99	0.00
20.19	20.19	1.00	1.02	0.00
36.71	36.71	1.34	1.37	0.00
minimiza erro				8.18E-02

Fonte: Própria autoria.

Figura 36 - Curva de calibração da placa orifício

Fonte: Própria autoria.

Tabela 20 - Parâmetros para a calibração da placa perfurada:

	[pol]	[mm]
Diâmetro_{Base}	4	97.4
$\text{Diâmetro}_{Orificio}$	-	15
Diâmetro_{Duto}	-	21.6
ρ_{ar}	1.1	kg/m^3

Correlação placa perfurada $y=ax+b$

a 0.02505

b 0.46545

Fonte: Própria autoria.

Tabela 21 - Parâmetros placa perfurada e placa orifício

y Placa perfurada	x Placa Orifício	y correlação perfurada	Erro ²
$\Delta P[\text{mbar}]$	$\Delta P[\text{mbar}]$	$\Delta P[\text{mbar}]$	
0.42	0.48	0.48	0.00
0.42	0.49	0.48	0.00
0.43	0.50	0.48	0.00
0.44	0.51	0.48	0.00
0.44	0.51	0.48	0.00
0.44	0.53	0.48	0.00
0.45	0.52	0.48	0.00
0.46	0.58	0.48	0.00
0.46	0.64	0.48	0.00
0.46	0.66	0.48	0.00
0.51	1.15	0.49	0.00
0.54	1.91	0.51	0.00
0.57	2.60	0.53	0.00
0.60	3.27	0.55	0.00
0.63	4.13	0.57	0.00
0.64	4.98	0.59	0.00
0.65	5.88	0.61	0.00
0.68	6.68	0.63	0.00
0.71	7.71	0.66	0.00
0.72	8.99	0.69	0.00
0.75	9.80	0.71	0.00
0.78	10.91	0.74	0.00
0.80	12.40	0.78	0.00
0.80	13.20	0.80	0.00
0.82	14.48	0.83	0.00
0.85	16.13	0.87	0.00
0.88	17.21	0.90	0.00
0.90	19.25	0.95	0.00
0.93	20.19	0.97	0.00
1.37	36.71	1.39	0.00

Fonte: Própria autoria.

Figura 37 - Curva de calibração da placa perfurada

Fonte: Própria autoria.