



Programa de Pós-Graduação em Engenharia
de Recursos Naturais da Amazônia

ANÁLISE EXPERIMENTAL E NUMÉRICA DA FLUIDIZAÇÃO PARA APLICAÇÕES INDUSTRIAIS

Reimar de Oliveira Lourenço

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia, PRODERNA/ITEC, da Universidade Federal do Pará, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor em Engenharia de Recursos Naturais.

Orientadores: Emanuel Negrão Macêdo

André Luiz Amarante Mesquita

Belém

Março de 2012

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)
Sistema de Bibliotecas da UFPA

Lourenço, Reimar de Oliveira, 1970-
Análise experimental e numérica da
fluidização para aplicações industriais / Reimar
de Oliveira Lourenço. - 2012.

Orientador: Emanuel Negrão Macêdo;
Coorientador: André Luiz Amarante Mesquita.
Tese (Doutorado) - Universidade Federal do
Pará, Instituto de Tecnologia, Programa de
Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Naturais
da Amazônia, Belém, 2012.

1. Fluidização. 2. Óxido de alumínio. 3.
Fluidodinâmica computacional. I. Título.
CDD 22. ed. 660.284292

**ANÁLISE EXPERIMENTAL E NUMÉRICA DA FLUIDIZAÇÃO PARA
APLICAÇÕES INDUSTRIAIS**

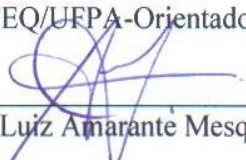
Reimar de Oliveira Lourenço

TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE RECURSOS NATURAIS DA AMAZÔNIA (PRODERNA/ITEC) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE DOUTOR EM ENGENHARIA DE RECURSOS NATURAIS.

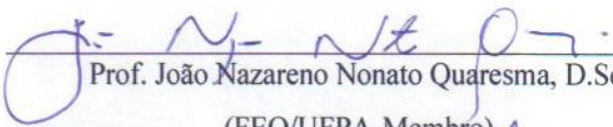
Aprovada por:


Prof. Emanuel Negrão Macêdo, D.Sc.

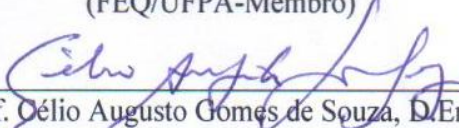
(FEQ/UFPA-Orientador)


Prof. André Luiz Amarante Mesquita, Dr.Eng.

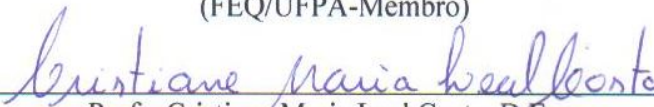
(FEM/UFPA-Orientador)


Prof. João Nazareno Nonato Quaresma, D.Sc.

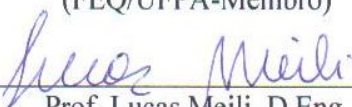
(FEQ/UFPA-Membro)


Prof. Célio Augusto Gomes de Souza, D.Eng.

(FEQ/UFPA-Membro)


Profa. Cristiane Maria Leal Costa, D.Eng.

(FEQ/UFPA-Membro)


Prof. Lucas Meili, D.Eng.

(DEQ/UFSM-Membro)

BELÉM, PA - BRASIL

MARÇO DE 2012

Dedico este trabalho aos meus dois melhores amigos, Rubem Manoel (in memorian) e Maria de Nazaré (in memorian), pais dedicados e sempre presentes, aos meus irmãos, a minha eterna companheira Aderjane, que sempre me apoiou dando-me forças para lutar ainda mais por meus, ou melhor, por nossos objetivos e, em especial, ao maior presente que Deus me deu, meu filho Humberto.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus, a toda minha família e a família de minha mulher que participaram direta e indiretamente para a realização deste trabalho e pela paciência e compreensão nos vários momentos importantes em que estive ausente.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia – PRODERNA, pelo respaldo técnico que me foi propiciado para a realização deste trabalho, bem como a FAPESPA e CNPq pelo incentivo financeiro.

Aos funcionários do PRODERNA/UFPA, em especial ao Ribamar e a Adria, pelo apoio administrativo.

Aos amigos Matheus, Bené, Rômulo, Alvino e Zé Pedro, bem como a “galera do PRODERNA/LSP”, que estiveram presentes ao longo desta caminhada, dando-me todo apoio necessário e abrindo caminho para uma amizade a qual pretendo manter.

A todos os amigos de São Luis, que mesmo de longe me incentivaram e acreditaram na realização deste trabalho.

Aos Alunos de IC Aline Sampaio, Diego Estumano e Pedro Macias, pela inestimável ajuda durante os experimentos, bem como ao amigo Marcelo Oliveira.

Aos meus Orientadores Pof. Dr. Emanuel Negrão Macêdo e Prof. Dr. André Luiz Amarante Mesquita, pela paciência e confiança em mim depositada para a realização deste trabalho, bem como aos incentivos recebidos em todos os momentos.

Por fim, a Aderjane Lacerda, companheira dedicada e amiga de todas as horas que nunca me deixou desistir de mais esta etapa de nossas vidas. Não bastasse todo incentivo e apoio ainda me deu o maior presente que pude ter até hoje...o nosso querido Humberto Lourenço. Mais uma vez, muito obrigado amor!!!

Resumo da Tese apresentada ao PRODERNA/UFPA como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Engenharia de Recursos Naturais (D.Eng.)

ANÁLISE EXPERIMENTAL E NUMÉRICA DA FLUIDIZAÇÃO PARA APLICAÇÕES INDUSTRIAIS

Reimar de Oliveira Lourenço

Março/2012

Orientadores: Emanuel Negrão Macêdo

André Luiz Amarante Mesquita

Área de Concentração: Uso e Transformação de Recursos Naturais

Os leitos fluidizados gás-sólido possuem grande importância na indústria de processamento, em função de apresentar um bom efeito de mistura entre as fases, além de altas taxas de transferência de calor e massa, necessitando para isso baixo consumo de energia. Alguns exemplos típicos de aplicações industriais desse equipamento podem ser encontrados em processos que envolvem reações catalíticas, regeneração catalítica, ou ainda a combustão e gaseificação de carvão. O entendimento do comportamento fluidodinâmico deste equipamento é de fundamental importância para que o leito fluidizado possa ser adaptado a novas condições de uso. A literatura reporta diversos estudos com leito fluidizado, relatando variadas contribuições já incorporadas ao conhecimento da operação do mesmo. A ferramenta de CFD (*Computational Fluid Dynamics*) tem se mostrado uma boa alternativa para entendimento da operação deste equipamento. A utilização do modelo Euleriano granular multifásico juntamente com equações de conservação da massa, energia e movimento, para cada uma das fases presentes, tem gerado êxito quando aplicada a leitos fluidizados. De forma geral, este trabalho teve por objetivo estudar o comportamento do escoamento fluidodinâmico de esferas de vidro e alumina em um leito fluidizado convencional do tipo gás-sólido, variando os modelos de arraste de Gidaspow, Syamlal-O'Brien e Wen-Yu, bem como os modelos de turbulência K- ϵ e RSM. De forma mais específica, o trabalho buscou avaliar o comportamento fluidodinâmico das partículas no equipamento, através do monitoramento dos parâmetros fluidodinâmicos mais importantes, dentre os quais podemos destacar a velocidade de mínima fluidização do mesmo, a queda de pressão do equipamento na mínima fluidização, sua porosidade e a expansão do leito de partículas, também na mínima fluidização. Os testes experimentais foram comparados com simulações numéricas utilizando a ferramenta de CFD, onde se observou boa concordância dos resultados simulados frente aos resultados experimentais.

Palavras-Chave: Fluidização, alumina, fluidodinâmica computacional.

Abstract of Thesis presented to PRODERNA/UFPA as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Natural Resources Engineering (D.Eng.)

EXPERIMENTAL AND NUMERICAL ANALYSIS OF FLUIDIZATION FOR INDUSTRIAL APPLICATIONS

Reimar de Oliveira Lourenço

March/2012

Advisors: Emanuel Negrão Macêdo

André Luiz Amarante Mesquita

Research Area: Use and Transformation of Natural Resources

The gas-particle fluidized beds have great importance in the processing industry, due to have a good effect of mixing between the phases, and high rates of heat and mass transfer, requiring it to lower power consumption. Some typical examples of industrial applications of this equipment can be found in processes involving catalytic reactions, catalyst regeneration, or the combustion and coal of gasification. The understanding of the fluid dynamic behavior of this equipment is of fundamental importance for the fluidized bed can be adapted to new conditions. The literature reports several studies of fluidized bed, reporting varied contributions already incorporated the knowledge of the operation. The CFD (*Computational Fluid Dynamics*) tool has proved a good alternative for understanding the operation of this equipment. The use of multiphase granular Eulerian model together with the conservation equations of mass, energy and momentum for each of the phases present, has shown success when applied to fluidized beds. Overall, this work is to study the behavior of the fluid dynamic flow of glass beads and alumina in conventional fluidized bed type gas-solid, varying models Gidaspow, Syamlal-O'Brien and Wen-Yu, as well as Turbulence Models K- ϵ and RSM. More specifically, the work seeks to study the behavior of the fluid-dynamic equipment, by monitoring the most important fluid-dynamic parameters, among which we highlight the minimum fluidization velocity of the same, the pressure drop at minimum fluidization equipment, its porosity and expansion of the bed particles, also at minimum fluidization. Experimental tests were compared with numerical simulations using CFD (*Computational Fluid Dynamics*) tool, in which good agreement of the simulated results compared to experimental results.

Keywords: Fluidization, alumina, computational fluid dynamics.

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO.....	1
1.1 - OBJETIVO GERAL.....	4
1.2 – OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	4
1.3 - APRESENTAÇÃO DO TRABALHO.....	4
 CAPÍTULO 2 - REVISÃO DA LITERATURA.....	 6
2.1 – FLUIDIZAÇÃO.....	6
2.1.1 – Regimes de Fluidização.....	7
2.1.2 – Características da Fluidização Homogênea e Heterogênea.....	9
2.1.3 – Qualidade da Fluidização.....	11
2.2 – PARÂMETROS FLUIDODINÂMICOS IMPORTANTES.....	14
2.2.1 – Velocidade de Mínima Fluidização e Queda de Pressão no Leito.....	15
2.3 – TIPOS DE DISTRIBUIDORES DE AR EM LEITO FLUIDIZADO.....	21
2.4 – FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL.....	24
2.4.1 – Pré-processamento.....	26
2.4.2 – Solver.....	26
2.4.3 – Pós-processamento.....	26
 CAPÍTULO 3 - MATERIAIS E MÉTODOS.....	 28
3.1 – METODOLOGIA EXPERIMENTAL.....	28
3.1.1 – Material.....	28
3.1.1.1 – Determinação do Diâmetro Médio.....	30
3.1.2 – Unidade Experimental.....	31
3.1.2.1 – Localização.....	31
3.1.2.2 – Descrição do Funcionamento da Unidade Experimental.....	31
3.1.3 – Descrição do Equipamento.....	33
3.1.3.1 – Leito Fluidizado.....	33
3.1.3.2 – Medidor de Vazão.....	34
3.1.3.3 – Medidor de Pressão.....	35
3.1.4 – Procedimento Experimental.....	36
3.2- METODOLOGIA DAS SIMULAÇÕES.....	37
3.2.1 – Execução Numérica.....	37
3.2.1.1 – A Malha Computacional.....	37
3.2.2 – Modelagem de Escoamentos Multifásicos via CFD.....	38
3.2.2.1 – Modelagem Euler – Euler.....	38
3.2.2.1.1 – Modelo Euleriano.....	38
3.2.2.2 – A Escolha do Modelo Multifásico.....	39
3.2.3 – Modelagem Fluidodinâmica em Leito Fluidizado.....	39

3.2.3.1 – Frações Volumétricas.....	39
3.2.3.2 – Equações de Conservação.....	40
3.2.3.2.1 – Equação da Continuidade.....	40
3.2.3.2.2 – Equação de Momentum para Fase Fluida.....	41
3.2.3.2.3 – Equação de Momentum para Fase Sólida.....	42
3.2.4 – Turbulência.....	42
3.4.4.1 – Modelo k- ϵ	45
3.4.4.2 – Modelo dos Tensores de Reynolds (RSM).....	46
3.2.5 – Coeficiente de Troca na Interface.....	52
3.2.5.1 – Coeficiente de Troca Fluido-Sólido.....	52
3.2.6 – Pressão de Sólidos.....	55
3.2.7 – Função Distribuição Radial.....	56
3.2.8 – Tensão de Cisalhamento dos Sólidos.....	56
3.2.8.1 – Viscosidade Colisional.....	57
3.2.8.2 – Viscosidade Cinética.....	57
3.2.8.3 – Viscosidade Bulk.....	57
3.2.8.4 – Viscosidade Friccional.....	58
3.2.9 – Temperatura Granular.....	58
3.2.10 – Métodos Numéricos Utilizados nas Simulações.....	60
 CAPÍTULO 4 – RESULTADOS EXPERIMENTAIS.....	 61
4.1 – CARACTERIZAÇÃO DO MATERIAL.....	61
4.2 – ESFERA DE VIDRO.....	61
4.2.1 – Caracterização das Esferas de Vidro.....	61
4.2.2 – Caracterização Fluidodinâmica das Esferas de Vidro.....	63
4.2.2.1- Caracterização Da Manta Distribuidora de Ar.....	63
4.2.2.2 – Parâmetros Fluidodinâmicos das Esferas de Vidro.....	65
4.3 – ALUMINA.....	77
4.3.1 – Caracterização da Alumina.....	77
4.3.2 – Caracterização Fluidodinâmica da Alumina.....	79
4.4 – MISTURA BINÁRIA.....	87
4.4.1 – Parâmetros Fluidodinâmicos da Mistura Binária.....	88
 CAPÍTULO 5 – RESULTADOS SIMULADOS.....	 98
5.1 – SIMULAÇÕES DA CÂMARA DE PLENUM.....	98
5.1.1 – Estudo de Convergência de Malha.....	98
5.1.2 – Perfis de Velocidade do Ar no Plenum.....	99
5.1.3 – Queda de Pressão na Manta Distribuidora de Ar.....	101
5.2 – SIMULAÇÕES DO LEITO FLUIDIZADO.....	102
5.2.1 – Verificação da Metodologia Utilizada na Simulação.....	102
5.2.2 – Parâmetros Fluidodinâmicos Simulados da Alumina.....	112

5.2.2.1 – Influência dos Modelos de Turbulência.....	112
5.2.2.2 – Influência dos Modelos de Arraste.....	120
5.2.3 – Porosidade do Leito Fluidizado.....	126
5.2.3.1 – Perfis de Porosidade do Leito Fluidizado.....	126
5.2.3.2 – Curvas de Porosidade do Leito Fluidizado.....	136
5.2.3.3 - Perfis radiais de velocidade das partículas.....	143
 CAPÍTULO 6 - CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	 146
6.1 – CONCLUSÕES.....	146
6.2 – SUGESTÕES.....	148
 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	 149
 APÊNDICE A – DISTRIBUIÇÃO GRANULOMETRICA DAS ESFERAS DE VIDRO.....	 157
 APÊNDICE B – AJUSTE POLINOMIAL DA POROSIDADE DO LEITO CARREGADO COM ESFERAS DE VIDRO.....	 161
 APÊNDICE C – SIMULAÇÃO DO PERFIL DA FRAÇÃO DE SÓLIDOS DAS ESFERAS DE VIDRO (VERIFICAÇÃO DA METODOLOGIA).....	 165
 APÊNDICE D - AJUSTE POLINOMIAL DA POROSIDADE DO LEITO CARREGADO DE ALUMINA.....	 169
 APÊNDICE E – SIMULAÇÃO DO PERFIL DA FRAÇÃO DE SÓLIDOS DA ALUMINA.....	 173

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1	Diferentes regimes de fluidização com o aumento da velocidade. Adaptado de (KUNII e LEVENSPIEL, 1990).....	8
Figura 2.2	Discriminação fenomenológica entre as fluidização G/S e L/S (GELDART, 1986).....	9
Figura 2.3	Classificação de Geldart; (MARINI, 2008), <i>appud</i> (GELDART, 1986).....	12
Figura 2.4	Modalidades de contato gás-partícula com o incremento da velocidade superficial do gás (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).....	13
Figura 2.5	Transição do Leito Fixo para o Leito Fluidizado (DALEFFE, 2005).....	16
Figura 2.6	Curva típica de fluidização para partículas médias e de tamanho uniforme (adaptado de Kunni e Levenspiel, 1991).....	20
Figura 2.7	ΔP versus velocidade do gás, para materiais homogêneos e misturas. (Adaptado de Gauthier, Zerguerras e Flamant, 1999).....	20
Figura 2.8	Qualidade da fluidização associada ao tipo de distribuidor de fluido (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).....	21
Figura 2.9	Exemplos de alguns distribuidores de gás para leito fluidizado (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).....	23
Figura 3.1	Imagem da Alumina obtida pelo IMAGE J para determinação da esfericidade (Fonte: LTP – UFPA).....	29
Figura 3.2	Aparato Experimental.....	31
Figura 3.3	Representação esquemática do leito fluidizado.....	33
Figura 3.4	Manta utilizada nos experimentos (Fonte: LTP – UFPA).....	34
Figura 3.5	Rotâmetros (Fonte: LTP – UFPA).....	35
Figura 3.6	Manômetro digital (Fonte: LTP – UFPA).....	35
Figura 3.7	Malha típica adotada.....	37
Figura 4.1	Porcentagem de Massa Retida versus Abertura de Peneira para EV tipo AD.....	62
Figura 4.2	Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante para EV tipo AD.....	62
Figura 4.3	Ajuste da Queda de Pressão na Manta distribuidora de ar.....	63
Figura 4.4	Determinação da velocidade de mínima fluidização da EV tipo AD	66

	($H_0/D_L = 0,71$ cm).....	
Figura 4.5	Determinação da velocidade de mínima fluidização da EV tipo AD ($H_0/D_L = 1,07$ cm).....	66
Figura 4.6	Determinação da velocidade de mínima fluidização da EV tipo AD ($H_0/D_L = 1,43$ cm)	67
Figura 4.7	Comparação da Curva Característica EV tipo AD ($H_0/D_L = 0,71; 1,07$ e $1,43$).....	67
Figura 4.8	Comparação da Curva Característica EV tipo AF ($H_0/D_L = 0,71; 1,07$ e $1,43$)	68
Figura 4.9	Comparação da Curva Característica EV tipo AG ($H_0/D_L = 0,71; 1,07$ e $1,43$).	68
Figura 4.10	Comparação da Curva Característica EV tipo AH ($H_0/D_L = 0,71; 1,07$ e $1,43$).	69
Figura 4.11a	Expansão do leito carregado com EV tipo AD ($H_0/D_L = 0,71; 1,07$ e $1,43$).	70
Figura 4.11b	Expansão do leito carregado com EV tipo AF ($H_0/D_L = 0,71; 1,07$ e $1,43$).	70
Figura 4.11c	Expansão do leito carregado com EV tipo AG ($H_0/D_L = 0,71; 1,07$ e $1,43$).	71
Figura 4.11d	Expansão do leito carregado com EV tipo AH ($H_0/D_L = 0,71; 1,07$ e $1,43$).....	71
Figura 4.12a	Expansão do leito carregado com EV tipo AD, AF, AG e AH ($H_0/D_L = 0,71$).....	72
Figura 4.12b	Expansão do leito carregado com EV tipo AD, AF, AG e AH ($H_0/D_L = 1,07$).	72
Figura 4.12c	Expansão do leito carregado com EV tipo AD, AF, AG e AH ($H_0/D_L = 1,43$).....	73
Figura 4.13	Expansão do leito carregado com EV tipo AD ($H_0 = 0,20$ m).....	73
Figura 4.14	Porosidade leito carregado com EV tipo AD ($H_0 = 0,15$ m).....	74
Figura 4.15	Porcentagem de Massa Retida <i>versus</i> Abertura da Peneira.....	78
Figura 4.16	Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante	78
Figura 4.17	Determinação do tipo de fluidização segundo a classificação de	79

	Geldart (1986).).	
Figura 4.18	Curva característica da Alumina [Razão de Aspecto (H_0/D_L) = 0,71]	
	). .	80
Figura 4.19	Curva característica da Alumina [Razão de Aspecto (H_0/D_L) = 0,71]	
	). .	81
Figura 4.20	Curva característica da Alumina [Razão de Aspecto (H_0/D_L) = 2,14].).	82
Figura 4.21	Comparação da Curva Característica alumina (H_0 /D_L = 0,71, 1,43 e 2,14)).	83
Figura 4.22	Expansão do leito carregado com alumina (H_0 /D_L = 0,71, 1,43 e 2,14).).	84
Figura 4.23	Expansão do leito carregado com alumina (H_0 /D_L = 0,71).....	85
Figura 4.24	Porosidade leito carregado com alumina (H_0 /D_L = 2,14).....	85
Figura 4.25a	Curva característica da mistura (10% Alumina+ Crosta, D_p = 6, 8, 10, 12 mm).....	88
Figura 4.25b	Curva característica da mistura (5% Alumina+ Crosta, D_p = 6, 8, 10, 12 mm)).	89
Figura 4.25c	Curva característica da mistura (15% Alumina+ Crosta, D_p = 6, 8, 10, 12 mm)).	89
Figura 4.25d	Curva característica da mistura (20% Alumina+ Crosta, D_p = 6, 8, 10, 12 mm)).	90
Figura 4.26	Fluidização das partículas de alumina percolando por entre o leito poroso de crosta (10% Alumina + Crosta – 8 mm, U_g = 0,14 m/s).	91
Figura 4.27	Fluidização das partículas de alumina percolando por entre o leito poroso de crosta (10% Alumina + Crosta – 6 mm, U_g = 0,4 m/s).	92
Figura 4.28	Fluidização das partículas de alumina percolando por entre o leito poroso de crosta (10% Alumina + Crosta – 10 mm, U_g = 0,4 m/s).....	92
Figura 4.29	Curva característica da mistura (Alumina+Crosta – 5,10,15,20%, D_p = 10 mm).....	94
Figura 4.30a	Curva característica da mistura (Alumina+ Crosta – 5 %, D_p = 6, 8, 10,12 mm).....	95

Figura 4.30b	Curva característica da mistura (Alumina+ Crosta – 10 %, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).).	95
Figura .30c	Curva característica da mistura (Alumina+ Crosta – 15 %, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).).	96
Figura 4.30d	Curva característica da mistura (Alumina+ Crosta – 20 %, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).	96
Figura 4.31	Curva de Perda de Massa do <i>Blend</i> (Crosta + 20% Alumina), para diversos D_p 's.).	97
Figura 5.1	Influência do diâmetro da placa deflectora, a uma altura de 0,062 m, para uma velocidade de entrada de ar no plenum de 1,33 m/s.	99
Figura 5.2	Influência da altura da placa deflectora, com diâmetro de 0,07m, para uma velocidade de entrada de ar no plenum de 0,013 m/s.	100
Figura 5.3	Perfis de velocidade do ar para diferentes diâmetros da placa deflectora ($H_{pD} = 0,06$ m e $U_{ent} = 0,013$ m/s).	100
Figura 5.4	Perfis de velocidade do ar para diferentes alturas da placa deflectora ($\phi = 0,07$ m e $U_{ent} = 0,013$ m/s).	101
Figura 5.5	Queda de pressão na Manta Distribuidora de ar do sistema de fluidização (Experimental versus simulado).	102
Figura 5.6	Simulação do perfil da fração de sólidos no leito 2D ($U_g = 0,38$ m/s, i.e., $\sim 6U_{mf}$, dragfunction: Syamlal–O'Brien, $e_{ss} = 0,9$)(Taghipouret al, 2005).	104
Figura 5.7	Simulação do perfil da fração de sólidos no leito 2D ($U_g = 0,38$ m/s, drag function: Syamlal–O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, 11200 células).	104
Figura 5.8	Simulação do perfil da fração de sólidos no leito 2D ($U_g = 0,38$ m/s, drag function: Syamlal–O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, 11200 células).	105
Figura 5.9	Comparação da queda de pressão simulada, usando Gidaspow ($U=0,38$ m/s).	106
Figura 5.10	Comparação da queda de pressão simulada, usando Syamlal–O'Brien ($U=0,38$ m/s).	107

Figura 5.11	Comparação da queda de pressão simulada, usando Wen-Yu ($U=0,38$ m/s).....	107
Figura 5.12	Comparação da Expansão simulada do leito fluidizado, usando o modelo de arraste de Gidaspow.....	108
Figura 5.13	Comparação da Expansão simulada do leito fluidizado, usando o modelo de arraste de Syamlal-O'Brien.....	108
Figura 5.14	Comparação do presente trabalho com resultados de Taghipour <i>et al</i> (2005) da queda de pressão no leito <i>versus</i> velocidade superficial do gás, usando o modelo de arraste de Gidaspow.....	109
Figura 5.15	Comparação do presente trabalho com resultados de Taghipour <i>et al</i> (2005) da queda de pressão no leito <i>versus</i> velocidade superficial do gás, usando o modelo de arraste de Syamlal-O'Brien.....	109
Figura 5.16	Comparação da velocidade superficial do gás no leito fluidizado <i>versus</i> a posição radial, usando o modelo de arraste de Syamlal-O'Brien ($H_0=0,2$ m; $U_g=0,38$ m/s).....	110
Figura 5.17	Comparação da velocidade superficial do gás no leito fluidizado <i>versus</i> a posição radial, usando o modelo de arraste de Wen-Yu ($H_0=0,2$ m; $U_g=0,38$ m/s).....	111
Figura 5.18	Comparação da velocidade superficial do gás no leito fluidizado <i>versus</i> a posição radial, usando o modelo de arraste de Gidaspow ($H_0=0,2$ m; $U_g=0,38$ m/s).....	111
Figura 5.19	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 0,71$; <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	113
Figura 5.20	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 1,43$; <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	114
Figura 5.21	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 2,14$; <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	115
Figura 5.22	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 0,71$; <i>drag function</i> : Wen-Yu; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> :	

	0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	117
Figura 5.23	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 1,43$; <i>drag function</i> : Wen-Yu, $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	117
Figura 5.24	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 2,14$; <i>drag function</i> : Wen-Yu; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	118
Figura 5.25	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 0,71$; <i>drag function</i> : Gidaspow; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	119
Figura 5.26	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 1,43$; <i>drag function</i> : Gidaspow; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	119
Figura 5.27	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 2,14$; <i>drag function</i> : Gidaspow; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	120
Figura 5.28	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Arraste($H/D= 0,71$; Laminar; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	121
Figura 5.29	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Arraste($H/D= 1,43$; Laminar; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	122
Figura 5.30	Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Arraste($H/D= 2,14$; Laminar; $e_{ss}= 0,9$; <i>Mesh</i> : 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).....	122
Figura 5.31	Curva Característica da Alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Syamlal, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005).....	125
Figura 5.32	Curva Característica da Alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Wen-Yu, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005).....	125
Figura 5.33	Curva Característica da Alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Gidaspow, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005).....	126
Figura 5.34	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D= 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss}= 0,9$, Laminar,	

	<i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,38$ m/s).....	127
Figura 5.35	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,30$ m/s).....	128
Figura 5.36	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,25$ m/s).....	129
Figura 5.37	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,20$ m/s).....	129
Figura 5.38	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,15$ m/s).....	130
Figura 5.39	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,10$ m/s).....	130
Figura 5.40	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,05$ m/s).....	131
Figura 5.41	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,025$ m/s).....	131
Figura 5.42	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_{mf} = 0,018$ m/s)	132
Figura 5.43	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,014$ m/s).....	133
Figura 5.44	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,010$ m/s).....	133
Figura 5.45	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar,	

	<i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,005$ m/s).....	134
Figura 5.46	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,05$ m/s).....	135
Figura 5.47	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,05$ m/s).....	135
Figura 5.48	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Wen-Yu, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,0-0,05$ m/s, tempo(s) = 3,0).....	136
Figura 5.49	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, <i>drag function</i> : Wen-Yu, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005, $U_g = 0,10-0,38$ m/s, tempo(s) = 3,0).....	136
Figura 5.50	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Syamlal-O'Brien, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005).....	137
Figura 5.51	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Wen-Yu, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005).....	138
Figura 5.52	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Gidaspow, Laminar, <i>Mesh</i> : 0,005).....	139
Figura 5.53	Perfil radial de fração de sólidos no Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Gidaspow; $H_0 = 0,1$ m; $U_g = 0,38$ m/s; tempo=0,5s).....	140
Figura 5.54	Perfil radial de fração de sólidos no Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Syamlal- O'Brien; $H_0 = 0,1$ m; $U_g = 0,38$ m/s; tempo=0,5s).....	140
Figura 5.55	Perfil radial de fração de sólidos no Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Wen-Yu; $H_0 = 0,1$ m; $U_g = 0,38$ m/s; tempo=0,5s).....	141
Figura 5.56	Perfil axial de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Gidaspow;	

	$H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).....	142
Figura 5.57	Perfil axial de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Syamlal-O'Brien; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).....	142
Figura 5.58	Perfil axial de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Wen-Yu; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).....	143
Figura 5.59	Perfil radial da velocidade das partículas. Comparação dos modelos de turbulência (Gidaspow; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).....	144
Figura 5.60	Perfil radial da velocidade das partículas. Comparação dos modelos de turbulência (Syamlal-O'Brien; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).....	144
Figura 5.61	Perfil radial da velocidade das partículas. Comparação dos modelos de turbulência (Wen-Yu; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).....	145
Figura A1	Porcentagem de Massa Retida <i>versus</i> Abertura de Peneira para EV tipo AF.....	158
Figura A2	Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante para EV tipo AF.	158
Figura A3	Porcentagem de Massa Retida <i>versus</i> Abertura de Peneira para EV tipo AG.....	159
Figura A4	Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante para EV tipo AG.....	159
Figura A5	Porcentagem de Massa Retida <i>versus</i> Abertura de Peneira para EV tipo AH.....	160
Figura A6	Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante para EV tipo AH.....	160
Figura B1	Porosidade leito carregado com EV tipo AF($H_0 = 0,10$ m).....	162
Figura B2	Porosidade leito carregado com EV tipo AF($H_0 = 0,15$ m).....	162
Figura B3	Porosidade leito carregado com EV tipo AF($H_0 = 0,20$ m).....	162
Figura B4	Porosidade leito carregado com EV tipo AG($H_0 = 0,10$ m).....	163
Figura B5	Porosidade leito carregado com EV tipo AG($H_0 = 0,15$ m).....	163

Figura B6	Porosidade leito carregado com EV tipo AG($H_0 = 0,20$ m).....	163
Figura B7	Porosidade leito carregado com EV tipo AH($H_0 = 0,10$ m).....	164
Figura B8	Porosidade leito carregado com EV tipo AH($H_0 = 0,15$ m).....	164
Figura C1	Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D($U_g=0,38$ m/s, função de arraste: Gidaspow, malha = 0,01).....	166
Figura C2	Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D($U_g=0,38$ m/s, função de arraste: Syamlal-O'Brien, malha = 0,01)	166
Figura C3	Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D($U_g=0,38$ m/s, função de arraste: Wen-Yu, malha = 0,01).....	166
Figura C4	Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D($U_g=0,38$ m/s, função de arraste: Gidaspow, malha = 0,008).....	167
Figura C5	Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D($U_g=0,38$ m/s, função de arraste: Syamlal-O'Brien, malha = 0,008).....	167
Figura C6	Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D($U_g=0,38$ m/s, função de arraste: Wen-Yu, malha = 0,008).....	167
Figura C7	Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D($U_g=0,38$ m/s, função de arraste: Gidaspow, malha = 0,005).....	168
Figura C8	Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D($U_g=0,38$ m/s, função de arraste: Syamlal-O'Brien, malha = 0,005).....	168
Figura C9	Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D($U_g=0,38$ m/s, função de arraste: Wen-Yu, malha = 0,005).....	168
Figura D1	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina($H_0= 0,10$ m, Syamlal, Laminar, Mesh: 0,005).....	170
Figura D2	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0= 0,20$ m, Syamlal, Laminar, Mesh: 0,005).....	170
Figura D3	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina($H_0= 0,30$ m, Syamlal, Laminar, Mesh: 0,005).....	170
Figura D4	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0=$ 0,10 m, Gidaspow, Laminar, Mesh: 0,005).....	171
Figura D5	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0=$ 0,10 m, Wen-Yu, Laminar, Mesh: 0,005).....	171

Figura D6	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, K-Epsilon, Mesh: 0,005).....	171
Figura D7	Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, RSM, Mesh: 0,005).....	172
Figura E1	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,38$ m/s)	174
Figura E2	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,30$ m/s)	174
Figura E3	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,25$ m/s)	175
Figura E4	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,20$ m/s)	175
Figura E5	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $u = 0,15$ m/s)	176
Figura E6	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10$ m/s)	176
Figura E7	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,05$ m/s)	177
Figura E8	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,025$ m/s)	177
Figura E9	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,018$ m/s)	178
Figura E10	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,015$ m/s)	178

	m/s)	
Figura E11	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,010$ m/s).....	179
Figura E12	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,005$ m/s).....	179
Figura E13	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Gidaspow, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,0 - 0,05$ m/s, Tempo (s) = 3,0).	180
Figura E14	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Gidaspow, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10 - 0,38$ m/s, Tempo (s) = 3,0)	180
Figura E15	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Wen-Yu, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,0 - 0,05$ m/s, Tempo (s) = 3,0)	181
Figura E16	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Wen-Yu, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10 - 0,38$ m/s, Tempo (s) = 3,0).	181
Figura E17	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, K-Épsilon, Mesh: 0,005, $U_g = 0,0 - 0,05$ m/s, Tempo (s) = 3,0).	182
Figura E18	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, K-Epsilon, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10 - 0,38$ m/s, Tempo (s) = 3,0).	182
Figura E19	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal,RSM, Mesh: 0,005, $U_g = 0,0 - 0,05$ m/s, Tempo (s) 3,0)	183
Figura E20	Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, RSM, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10 - 0,38$ m/s, Tempo (s) = 3,0).....	183

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1	Crêterios de identificação do tipo de fluidização: particulada ou agregativa.(COSTA, 2010).....	10
Tabela 2.2	Alguns valores das constantes K1 e K2 (MARQUES, 2004).....	18
Tabela 3.1	Propriedades dos Materiais.....	29
Tabela 3.2	Constantes do Modelo $k - \epsilon$	46
Tabela 4.1	Características físicas das esferas de vidro (EV) empregadas nos Experimentos.....	63
Tabela 4.2	Equações polinomiais para a estimativa dos parâmetros fluidodinâmicos.....	74
Tabela 4.3	Porosidade de mínima fluidização experimental e estimada por correlação.....	75
Tabela 4.4	Parâmetros fluidodinâmicos para diferentes alturas de H_0 de EV's tipo AD.....	75
Tabela 4.5	Velocidade de mínima fluidização experimental e calculada por correlações para EV-AD.....	76
Tabela 4.6	Propriedade do Material.....	77
Tabela 4.7	Quantidades de alumina utilizadas no trabalho.....	80
Tabela 4.8	Velocidade de mínima fluidização experimental e calculada por correlações para Alumina.....	84
Tabela 4.9	Equações polinomiais para a estimativa dos parâmetros fluidodinâmicos.....	86
Tabela 4.10	Porosidade de mínima fluidização experimental e estimada por correlação.....	86
Tabela 4.11	Parâmetros fluidodinâmicos para diferentes alturas de H_0 de alumina.....	87
Tabela 4.12	Velocidades características da mistura.....	93
Tabela 5.1	Variação de pressão (Pa) para o caso de $U_g = 0,0036$ m/s.....	98
Tabela 5.2	Variação de pressão (Pa) para o caso de $U_g = 0,0282$ m/s.....	99
Tabela 5.3	Parâmetros da Simulação.....	103
Tabela 5.4	Velocidade de mínima fluidização experimental e simulada para Alumina.....	115

Tabela 5.5	Velocidade de mínima fluidização experimental e simulada para Alumina.....	116
Tabela 5.6	Velocidade de mínima fluidização experimental e simulada para Alumina.....	123
Tabela 5.7	Velocidade de mínima fluidização experimental e simulada para Alumina.....	124

NOMENCLATURA

A	Área da seção transversal, m^2
Ar	Número de Arquimedes, adimensional
d	Diâmetro, m
Exp	Expansão do Leito, %
H	Altura, m
H ₀	Altura de Leito Estático, m
K	Constantes do Modelo
k	Energia Cinética Turbulenta, m^2/s^2
p	Pressão, Pa
r	Posição Radial, m
R	Raio do Leito Fluidizado, m
Re	Número de Reynolds, adimensional.
S	Termo fonte das equações de transporte, $m^{-3}s^{-1}$
S _{ij}	Tensor taxa de deformação
t	tempo, s
g	Aceleração gravitacional, m/s^2
m _s	massa de sólidos, g
U	Velocidade, m/s
U _g	Velocidade superficial do gás, m/s
k _{gs}	Coeficiente de troca de momento na interface gás-sólido
k _θ	Coeficiente de difusão para energia granular, $kg.m^3/s$
C _D	Coeficiente de arraste, $kg.m^3/s$
e _{ss}	Coeficiente de restituição devido a colisão entre partículas
g _{o,ss}	Coeficiente de distribuição radial

LETRAS GREGAS

γ	Peso Específico
ε	Porosidade, adimensional
μ	Viscosidade dinâmica, Pa.s
Δp	Queda de Pressão, KPa
ν	Viscosidade cinemática, CST
ρ	Massa Específica, g/cm^3
φ	Esfericidade, adimensional
ε	Taxa de dissipação de k,
δ _{ij}	Delta de Kronecker
ε	Fração Volumétrica

τ	Taxa de Cisalhamento
θ	Temperatura Granular, m ² s ⁻²
α	Fração volumétrica
θ	Temperatura granular
μ_s	Tensão de cisalhamento dos sólidos

SUBSCRITO

mf	Mínima Fluidização
fi	Fluidização Incipiente
fc	Fluidização Completa

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

O Norte do Brasil é reconhecidamente uma das mais ricas regiões deste País. Ela conta com uma área de, aproximadamente, 3.869.637 Km² e população estimada em 16.095.187 habitantes, segundo dados do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE – censo, 2010). Formada por sete estados da Federação, está localizada num importante ecossistema do planeta: a Amazônia.

Com área correspondente a 42,2% do território brasileiro, possui o maior e o segundo maior estado do Brasil, respectivamente Amazonas e Pará, cujas populações foram estimadas em 3.538.387 habitantes e 7.688.593 habitantes, respectivamente (IBGE - censo, 2010).

Apesar dos números grandiosos, a região Norte constitui-se, ainda, num lugar onde há muitos desafios a serem vencidos. Alguns destes problemas são tão grandes quanto sua extensão territorial, sendo que, o grande desafio a ser vencido nesta “região desafio” é o de alavancar o desenvolvimento com sustentabilidade e equilíbrio do consumo dos recursos naturais existentes.

Neste sentido, o uso de novas tecnologias que possibilitem a maximização da eficiência de processos e produtos já existentes, agregando valor comercial aos mesmos, ou ainda através do desenvolvimento de novos produtos, deve ser tratado como pauta do dia nas instituições, aqui localizadas, que se dispõem a nobre tarefa de desenvolver novas tecnologias.

A região Norte possui forte vocação para o desenvolvimento de atividades econômicas focadas no uso racional de seus recursos naturais. Por exemplo, é possível encontrar na biodiversidade amazônica, inúmeras espécies de plantas produtoras de óleos essenciais, que se apresenta como a fonte renovável mais apropriada para a produção de essências aromáticas.

Além disso, no estado do Pará encontra-se localizada uma das maiores províncias minerais do planeta, colocando este estado como grande produtor destes recursos naturais. O grande carro chefe da mineração no estado é o minério de ferro, contudo a bauxita possui uma cadeia produtiva de transformação desse minério em alumínio primário, completamente instalada na região.

Em face de sua grande importância e possibilidade de uso o alumínio é um produto conhecido por quase todos no planeta. Utilizado na construção de máquinas e asas de avião; em ornamentos de cozinha e painéis e geladeiras; em latas de refrigerante e cerveja e bandejas de restaurantes; em caixilhos de janela e fiação elétrica; e bicicletas e pastas para guardar papéis, o alumínio é um material versátil.

Seu baixo peso, resistência à corrosão, condutividade de eletricidade e calor, e sua resistência, além de sua possibilidade de ser derramado, prensado ou laminado lhe garantiram uma presença cada vez maior em bens de consumo em todo o mundo.

Entretanto, o custo econômico aparentemente baixo do alumínio e sua onipresença não correspondem aos altos custos para o meio ambiente decorrentes de sua mineração e refinação. A conversão da bauxita, o minério de alumínio, em alumínio primário é também o processo industrial que mais consome energia no mundo, e os produtores de alumínio utilizam mais eletricidade do que qualquer outra indústria.

Na cadeia produtiva do alumínio verifica-se, dentre outros, o uso recorrente da tecnologia de fluidização. Este uso pode ser verificado nas diversas etapas do processo de produção do alumínio. Na etapa de produção da alumina, por exemplo, a fluidização pode ser verificada na movimentação de material através do uso de calhas fluidizadas, na calcinação da alumina, com o uso de reatores de leito fluidizados, dentre outros.

Outra possibilidade de uso de leitos fluidizados se dá no processamento de redução do alumínio, onde este equipamento pode ser adequado ao uso no controle de emissões de poluentes.

Dentre as principais fontes emissoras de poluentes do processamento do alumínio destacam-se as cubas eletrolíticas. Neste setor do processo há a possibilidade do uso de leitos fluidizados como controladores de poluentes. Os sistemas de controle de poluição dessas unidades podem utilizar a própria alumina para a adsorção do gás fluoreto, para que numa segunda fase esta alumina (impregnada com fluoreto e outros compostos orgânicos), seja reaproveitada no próprio processo produtivo.

Esse é um exemplo de problema o qual a tecnologia da fluidização poderia ser útil aos interesses locais, sendo, portanto, necessário o incentivo ao seu desenvolvimento, além de qualificar mão de obra para o setor e qualificar empresas locais na prestação de serviços especializados.

Na verdade, a tecnologia da fluidização que teve seu início na década de 20 com o processo de gaseificação do carvão experimentou, a partir da década de 40, um acentuado desenvolvimento em sua aplicação nos diversos ramos da indústria,

notadamente com a construção do primeiro craqueador catalítico em leito fluidizado (FCC).

Contudo, a dinâmica dos sólidos num leito fluidizado é complexa, e fortemente dependente de parâmetros como a geometria do leito, as propriedades do fluido e as características da partícula. Pequenas diferenças nestes parâmetros podem causar fortes mudanças na eficiência do processo. Segundo Marini (2008), para se ter certeza que um reator de leito fluidizado está num ponto ótimo de eficiência, constrói-se um modelo em escala de bancada, ou em escala piloto, para investigar processo de fluidização. Embora tais aparatos sejam de grande valia no entendimento do escoamento, nem sempre são acessíveis.

Maliska (2004) comenta que a experimentação em laboratório tem como principal vantagem o fato de tratar com uma configuração real. Contudo em alguns casos é extremamente cara ou até mesmo sem a menor possibilidade de ser realizada. Uma alternativa para isso seria a simulação numérica em função de, praticamente, não possuir restrições, podendo resolver problemas complexos com condições de contorno gerais em geometrias, também, complexas.

Neste sentido, o uso da ferramenta de CFD (*Computational Fluid Dynamics*) é hoje uma realidade, graças ao grande desenvolvimento dos computadores, que já conseguem atingir altas velocidades de processamento e grande capacidade de armazenamento, (MALISKA, 2004).

Marini (2008) comenta que o uso da fluidodinâmica computacional para prever escoamentos internos e externos apresentou um grande crescimento a partir da década de 1980. A partir deste momento tal ferramenta passou a ser aplicada no projeto de motores a combustão interna, câmaras de combustão, turbinas a gás e fornos. Ainda, segundo este autor, os atuais desafios são os escoamentos gás-sólido, gás-líquido, gás-sólido-líquido e a turbulência.

Atualmente os pacotes computacionais são cada vez mais completos tornando, portanto a CFD uma ferramenta poderosa e capaz de englobar uma grande gama de áreas de aplicação industriais e científicas.

Alguns exemplos de aplicação da CFD são Motores a combustão interna e turbinas a gás; Aerodinâmica de aeronaves e veículos; Hidrodinâmica de navios; Engenharia elétrica e eletrônica: equipamentos de resfriamento incluindo micro circuitos; Engenharia de processos químicos: mistura, separação, escoamentos multifásicos e reações químicas; Engenharia naval: estruturas de plataformas marítimas; Escoamentos

em rios, estuários e oceanos; Engenharia biomédica: fluxo sanguíneo através de artérias e veias (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007).

1.1. OBJETIVO GERAL

Este trabalho tem por objetivo realizar uma análise experimental e numérica de um leito fluidizado para aplicações industriais, através da verificação dos resultados de bancada frente às simulações transiente do escoamento bifásico gás-sólido via CFD, usando alumina como material particulado.

1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Análise experimental da fluidodinâmica em leito fluidizado operando com esferas de vidro, alumina e *Blend* (mistura binária de crosta e alumina);
- Estabelecer um comparativo de parâmetros fluidodinâmicos entre dados experimentais e os obtidos por simulação computacional;
- Verificar se a ferramenta de CFD é capaz de reproduzir de forma adequada os dados experimentais;
- Determinar qual o melhor modelo de arraste, dentre os modelos descritos por GUIDASPOW; WEN e YU e SYAMLAL e O'BRIEN e os modelos de turbulência, dentre os quais o K- ϵ e o RSM, descrevem melhor a dinâmica do leito de partículas
- Monitorar algumas variáveis relevantes do processo, tais como: Velocidade de mínima fluidização, queda de pressão na mínima fluidização, porosidade do leito de partículas, dentre outras.

1.3. APRESENTAÇÃO DO TRABALHO

Uma apresentação do que será exposto em cada capítulo encontra-se a seguir.

No **Capítulo 2**, apresenta-se uma revisão bibliográfica de trabalhos associados à fluidização. São abordados ainda: os regimes de fluidização bem como suas características homogêneas e heterogêneas, os parâmetros fluidodinâmicos mais

importantes, o equacionamento e modelagem matemática do fenômeno e a parte relacionada à fluidodinâmica computacional.

No **Capítulo 3**, tem-se a descrição dos métodos empregados na investigação científica, a descrição individual dos equipamentos utilizados e a sua integração na unidade experimental e o detalhamento do uso da técnica de CFD para simulação do problema.

Os resultados obtidos e as discussões sobre o trabalho experimental e as simulações realizadas são apresentados nos **Capítulos 4 e 5**, respectivamente.

O **Capítulo 6** resume as principais conclusões obtidas neste estudo e apresenta sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 2

REVISÃO DA LITERATURA

2.1- FLUIDIZAÇÃO

O leito fluidizado vem sendo bastante utilizado em escala industrial, nas mais diversas aplicações, por ser capaz de proporcionar um excelente efeito de mistura entre as fases, favorecendo com isso a elevação das taxas de transferência de calor e massa, conseqüentemente diminuindo o consumo de energia necessário nas operações realizadas neste tipo de equipamento, frente a outros equipamentos capazes de realizar as mesmas operações.

A operação de fluidização experimentou um desenvolvimento acentuado até os dias de hoje, em diversas aplicações industriais. Isto começa por volta de 1940 quando a técnica expandiu-se a partir da construção do primeiro craqueador catalítico em leito fluidizado (FCC). Algumas das aplicações industriais de leitos fluidizados gás-sólido que podem ser citadas são as sínteses e reações catalíticas, regeneração catalítica, combustão e gaseificação de carvão. Além disso, os leitos fluidizados podem ser empregados em processos não reacionais (processos físicos) de onde os benefícios relativos ao aumento das taxas de transferência de calor e massa são explorados, como por exemplo: secagem de grãos, mistura de partículas, recobrimento, granulação, aquecimento e resfriamento de sólidos, dentre outros.

Igual a qualquer outro tipo de equipamento, o leito fluidizado apresenta características desejáveis e indesejáveis. Na sequência apresentam-se algumas das principais vantagens e também limitações de um leito fluidizado enquanto equipamento industrial.

Num processo de fluidização gás-sólido a mistura fluido-partícula comporta-se como um fluido apresentando como benefício uma operação com característica contínua. Além disso, o rápido processo de mistura dos sólidos deixa o sistema em condições praticamente isotérmicas, o que simplifica o controle e o desenvolvimento da operação. Por outro lado, a possibilidade de circulação das partículas entre duas ou mais unidades de fluidização, permite obter, também, altas taxas de transferência de calor num equipamento compacto, possibilitando com isso que o leito fluidizado possa ser projetado para operar com grandes capacidades; pré-requisito indispensável na secagem

e resfriamento de partículas. Por fim, as taxas de transferência de calor e massa, entre o gás e as partículas, são elevadas comparadas a outras modalidades de contato .

Dentre as principais limitações podem ser citadas a dificuldade em descrever o fluxo de gás no interior do equipamento, com elevados desvios do escoamento *plugflow* e o *bypassing* de sólidos nas bolhas. Além disso, a rápida mistura dos sólidos no leito leva a uma não uniformidade do tempo de residência das partículas no leito, o que para operações contínuas resultaria em uma não uniformidade do produto. Os sólidos frágeis, por sua vez, podem ser fragmentados devido às colisões partícula-partícula e partícula-leito, o que levaria ao fracionamento das partículas podendo com isso ser elutriadas pelo gás, afetando a manutenção das condições fluidodinâmicas, necessitando de uma reposição do material arrastado. As partículas abrasivas podem promover alguns problemas de erosão e o desgaste das partes do leito em contato com as mesmas e finalmente, no caso de operações desenvolvidas a altas temperaturas a aglomeração e a sinterização de partículas finas poderão acarretar problemas de manutenção das condições fluidodinâmicas iniciais.

2.1.1. Regimes de Fluidização

Os regimes fluidodinâmicos dependem das características físicas da partícula, como granulometria, tamanho médio de partículas, forma e massa específica; e das características do fluido como viscosidade dinâmica e massa específica. Algumas condições de operação do equipamento podem influenciar na determinação do regime de fluidização, dentre elas, temperatura e vazão da fase fluida, compactação da fase particulada, altura efetiva e diâmetro (CREMASCO, 2011).

Os regimes fluidodinâmicos identificados podem ser: fluidização homogênea, fluidização borbulhante, fluidização do tipo *slug* (frequentemente em leitos longos e estreitos), fluidização turbulenta, fluidização rápida e transporte pneumático, como ilustra a Figura 2.1.

Quando um fluido escoar ascendentemente a baixa vazão, através de um leito de partículas finas, o fluido apenas percola os espaços entre as partículas estacionadas, caracterizando o leito fixo de sólidos, como mostra a Figura 2.1 a.

Para velocidades maiores que as encontradas no regime turbulento, tem-se uma fluidização rápida, mostrada na Figura 2.1e, que ocorre para altas velocidades superficiais, superiores a velocidade terminal das partículas.

O fluxo de gás quando fica suficientemente elevada, a ponto de ultrapassar a velocidade terminal das partículas, leva a superfície superior do leito a simplesmente desaparecer e inicia-se o arraste do leito. Nessa condição, tem-se o transporte pneumático, mostrado na Figura 2.1 f.

2.1.2. Características da Fluidização Homogênea e Heterogênea

O modo de contato observado na fluidização do tipo líquido-sólido (L/S) se difere do modo de contato observado gás-sólido (G/S), enquanto a fluidização particulada (L/S) tem um comportamento totalmente pseudo-homogêneo, a fluidização agregativa (G/S) caracteriza-se pela formação de *bubbling* e *slugging*.

A Figura 2.2 apresenta uma comparação entre as dinâmicas de sistemas de fluidização G/S e L/S.

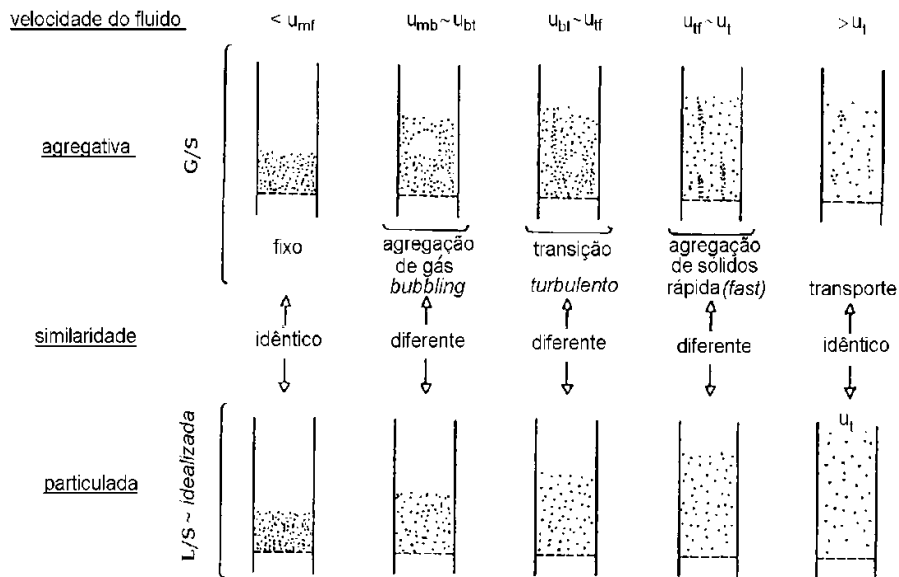


Figura 2.2 – Discriminação fenomenológica entre as fluidizações G/S e L/S (GELDART, 1986).

Nesta figura são utilizadas as seguintes definições de velocidade superficial:

u_{mf} = velocidade de mínima fluidização

u_{mb} = velocidade de mínimo *bubbling*

u_{bt} = velocidade de transição entre a fluidização *bubbling* e turbulenta

u_{ff} = velocidade de fluidização turbulenta rápida ou *fast*

u_t = velocidade da partícula

Alguns autores estabeleceram critérios para diferenciar entre a fluidização particulada e agregativa, como mostra a Tabela 2.1.

Após o trabalho pioneiro, desenvolvido por Wilhelm e Kwauk (1948), vários outros autores, utilizaram os números adimensionais *Froude*, *Arquimedes*, razão entre as densidades das fases e/ou as várias combinações de ε_{mf} , como mostra a Tabela 2.1.

Tabela 2.1 – Critérios de identificação do tipo de fluidização: particulada ou agregativa.

Correlação e autores	Particulada	Agregativa
$(Fr)_{mf} = \frac{u_{mf}^2}{gd_p}$ (WILHELM e KWAIK, 1948)	$(Fr)_{mf} < 0,13$	$(Fr)_{mf} > 1,3$
$\frac{D_e}{d_p} = 71,3 \left(\frac{\mu^2}{gd_p^3 \rho^2} \right) \left(\frac{\rho_s - \rho}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) \left\{ \left[1 + \frac{gd_p^3 \rho (\rho_s - \rho)}{54 \mu^2} \right]^{1/2} - 1 \right\}^2$ (HARRISON e DAVIDSON, 1961)	$D_e/d_p < 1$	$D_e/d_p > 10$
$R = (Fr_{mf})(Re_{mf}) \left(\frac{\rho_s - \rho}{\rho} \right) \left(\frac{H_{mf}}{D_T} \right)$ (ROMERO e JOHNSON, 1962)	$R < 100$	$R > 100$
$N_{tr} = \sqrt{gd_p^3} \left(\frac{\rho_s - \rho}{\mu} \right)$ (VERLOOP e HEERTJES, 1970)	$N_{tr} < 50$	$N_{tr} > 5000$
$N_f = \sqrt{Ar \frac{\rho_s}{\rho}}, \quad [(N_f)_{cr}]_1 = 128 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^{1,5}}{\varepsilon_{mf}^2 (3 - \varepsilon_{mf})},$ $[(N_f)_{cr}]_2 = 640 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^{1,5}}{\varepsilon_{mf}^2 (3 - \varepsilon_{mf})}$ (DOICHEV, 1974)	$N_f < [(N_f)_{cr}]$	$N_f > [(N_f)_{cr}]$
$U_e = \frac{(gd_p)^{0,5}}{u_t} \left(\frac{\rho_s - \rho}{\rho_s} \right)^{0,5}, \quad U_\varepsilon = 0,56n(1 - \varepsilon_b)^{0,5} \varepsilon_b^{n-1}$ (FOSCOLO e GIBILARO, 1984)	$U_\varepsilon < U_e$	$U_\varepsilon > U_e$

2.1.3. Qualidade da Fluidização

O estado de fluidização é a faixa de condição de operação capaz de manter a fluidização estável, podendo variar de acordo com o sistema gás-sólido, considerando que diversos fatores afetam a estabilidade do regime de fluidização. A seguir são apresentadas as condições segundo Kunii e Levenspiel, (1991).

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

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

Outros fatores podem afetar a qualidade da fluidização, tais como a geometria do leito, sistema de distribuição do gás à entrada do leito, tipo de sólido usado, como, por exemplo: se as partículas apresentam características de permanecerem livremente suspensas no gás ou se são capazes de formarem aglomerados.

Observando cuidadosamente a fluidização no ar ambiente de diversos tipos de partículas de vários tamanhos, Geldart (1978) identificou quatro tipos de comportamento fluidodinâmico dos sólidos. Os grupos são discutidos em ordem crescente de tamanho de partículas, conforme descrito em Kunii e Levenspiel (1991).

Figura 2.3

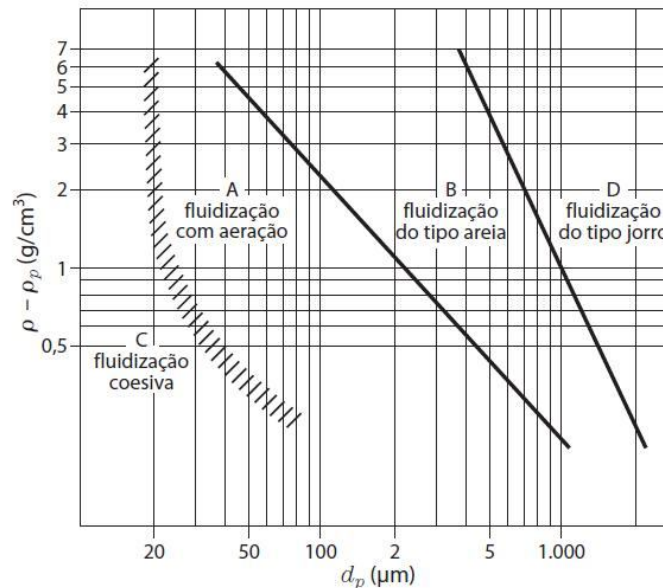


Figura 2.3 - Classificação de Geldart. para fluidização de partículas no ar em condições ambiente (GELDART, 1986).

Grupo A: As partículas deste grupo apresentam diâmetro médio pequeno (20-100 μ m) e baixa massa específica (menor que 1,4 g/cm³), e possui uma grande faixa de fluidização entre a velocidade de mínima fluidização e a velocidade para iniciar as bolhas, proporcionando alta expansão do leito e alta mistura do gás e do sólido. Quando a velocidade do gás aumenta acima da velocidade de bolhas, a fluidização é borbulhante e é caracterizada por bolhas ascendem mais rápido que o gás através do leito de sólidos; as bolhas dividem-se e coalescem quando sobem em direção ao topo do leito e quando as bolhas atingem o diâmetro do leito, o regime torna-se pistonado.

Grupo B: as partículas deste grupo encontram-se na faixa de diâmetro e massa específica, 40 μ m < ds < 500 μ m e 4 g/cm³ > ps > 1,4 g/cm³, respectivamente. Essas partículas fluidizam bem com vigorosa ação das bolhas e rápido crescimento das mesmas, que aparecem logo após a velocidade de mínima fluidização. O tamanho das

bolhas aumenta com a altura do leito e a velocidade do gás em excesso, apresentando expansão do leito e mistura de partículas moderadas. A areia é um exemplo típico desse grupo.

Grupo C: são partículas com propriedades coesivas e de diâmetro pequeno, é extremamente difícil de fluidizar devido às forças interpartículas, com a formação de canais e aglomerados ou a combinação de ambas, sem formação de bolhas. Entretanto, o uso de agitadores mecânicos ou mesmo de vibração podem quebrar os caminhos preferenciais, melhorando assim a fluidização. Proporciona também baixa expansão do leito e apresenta pobre mistura dos sólidos.

Grupo D: as partículas têm diâmetro grande e/ou são muito densas; por isso na fluidização convencional deste tipo de partículas pode haver a formação de caminhos preferenciais, proporcionar baixa expansão do leito e baixa mistura de sólidos. Desta forma, partículas deste grupo são mais adequadas ao leito de jorro.

Já a Figura 2.4 mostra as mudanças no comportamento dinâmico de um leito de sólidos com o incremento progressivo na velocidade do gás.

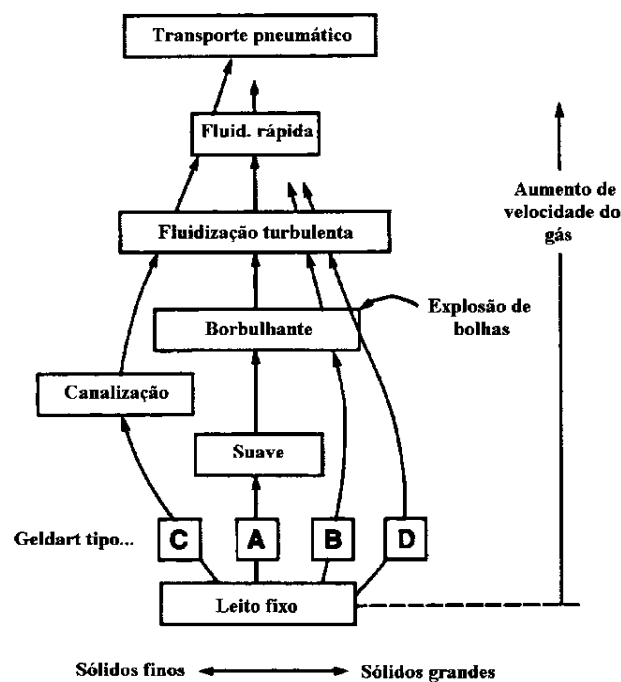


Figura 2.4 – Modalidades de contato gás-partícula com o incremento da velocidade superficial do gás (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

Alguns autores mais rigorosos subdividem os leitos fluidizados borbulhantes em três diferentes modos de contato: regime suave (*snow*) de bolhas, regime rápido (*fast*) de bolhas (*bubble*) e regime rápido de crescimento de bolhas. Essa multiplicidade de modalidades de contato gás-partícula é inerente a fluidização e a experimentação tem mostrado que a transição entre esses vários regimes não é nítida, aspecto que dificulta sobremaneira o desenvolvimento desse tipo de estudo (COSTA, 2010).

Na identificação dos diferentes regimes de fluxo decorrentes da fluidização gás-partícula, pode-se observar ou medir diversas propriedades experimentais como, por exemplo, aparência visual do leito, flutuações locais ou globais da expansão do leito. Tomando por base sinais oriundos de transdutores de pressão, sondas capacitivas, sondas de fibra óptica, raio-X, manômetros dentre outros. Muitos critérios foram propostos por diversos autores, tal como relatam Brereton e Grace (1992). Yates e Simons (1994) apresentaram uma extensa revisão sobre técnicas de medidas experimentais para investigação do regime de fluxos de gases e sólidos em misturas fluidizadas, (COSTA, 2010).

A literatura existente relata informações detalhadas sobre avaliações hidrodinâmicas de sistemas de fluidização gás-partícula, a partir de estudos de flutuações de pressão no interior do leito (tais como Svoboda *et al.* (1983) e (1984); Chehbouni *et al.* (1994); Svenson *et al.* (1996); He *et al.* (1997); Schouten e Van Den Bleek (1998); Xu *et al.* (1998)). É consensual, entre vários pesquisadores, que essas flutuações de pressão são originadas basicamente do escoamento randômico das fases e a heterogeneidade característica do leito tais como: *bubbling* de gás e aglomerados de partículas presentes na suspensão fluidizada (HE *et al.* (1997) e XU *et al.* (1998)). Entretanto, um detalhamento minucioso, das causas e efeitos do tipo e amplitude dessas flutuações, associadas ao tipo de regime de fluxos no interior do leito, precisa ser desenvolvido.

2.2. PARÂMETROS FLUIDODINÂMICOS IMPORTANTE

De modo a compreender o mecanismo de fluidização de sólidos em um dado processo, torna-se importante a determinação de parâmetros fluidodinâmicos, como velocidade, porosidade e queda de pressão na condição de mínima fluidização, os quais representam o comportamento do leito poroso pela passagem de fluido através do mesmo. Desta forma, para que estes parâmetros possam ser determinados, deve-se

analisar o efeito da velocidade superficial do fluido sobre o gradiente de pressão (curva de fluidização), pois o cálculo confiável deste parâmetro é essencial para o projeto de um leito fluidizado,(COSTA, 2010).

2.2.1. Velocidade de Mínima Fluidização e Queda de Pressão no Leito

Quando um fluido em sentido ascendente passa através de um leito de partículas sustentado por uma placa distribuidora, a fluidização tem início quando o equilíbrio entre a força de arraste (f_R) promovida pelo fluxo ascendente do gás em movimento tornar-se igual ao peso aparente das partículas (MARQUES, 2004). Nesse caso, temos para a mínima fluidização:

$$(\rho_S - \rho)(1 - \varepsilon_{mf})AH_{mf} = f_R AH_{mf} \quad (2.1)$$

ou,

$$f_R = (\rho_S - \rho)(1 - \varepsilon_{mf}) \quad (2.2)$$

Onde:

f_R = força de arraste por unidade de volume no leito

A = área da secção transversal do leito

ε_{mf} e H_{mf} = porosidade e altura do leito na condição de mínima fluidização

A porosidade do leito na mínima fluidização (ε_{mf}) indica a fração de fluido presente nesta situação:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{m_s}{A\rho_S H_{mf}} \quad (2.3)$$

Durante o início da fluidização, a porosidade é maior em comparação com o leito fixo. A determinação experimental da porosidade na mínima fluidização pode ser feita conhecendo a massa de sólidos no leito (m_s) e a altura do leito na mínima fluidização (H_{mf}) (MARQUES, 2004).

Quando o escoamento é uniforme, a equação do movimento para o fluido torna-se:

$$-\frac{\Delta P}{H_0} = f_R \quad (2.4)$$

Henry Darcy (1856) fornece para a força resistiva m da equação 2.4 a seguinte equação:

$$f_R = \left(\frac{\mu}{K} + \frac{c\rho u}{\sqrt{K}} \right) u \quad (2.5)$$

onde, μ é viscosidade do fluido Newtoniano, K é permeabilidade do meio poroso, com dimensão L^2 , e c um parâmetro adimensional.

A mínima fluidização representa a mudança entre a situação de leito fixo e leito fluidizado, como pode ser observado na Figura 2.5 na curva fluidodinâmica da queda de pressão no leito *versus* a velocidade superficial do ar, onde U_{mf} é a velocidade de mínima fluidização.

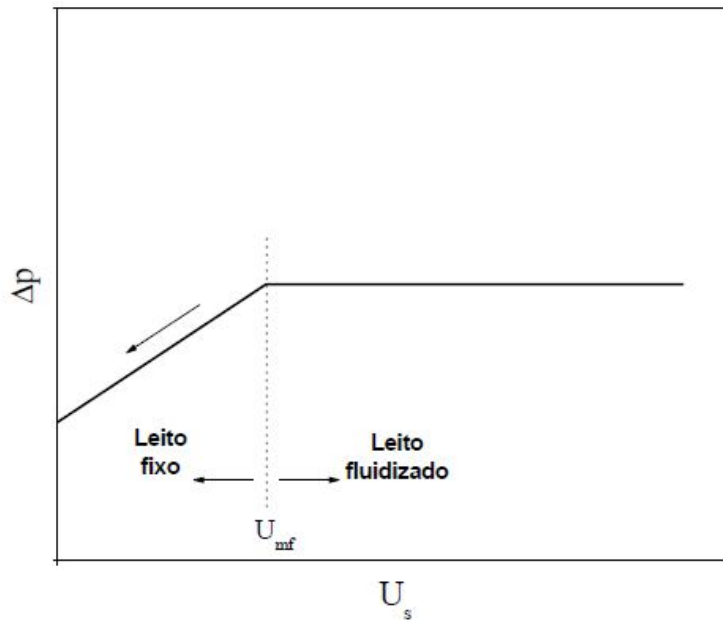


Figura 2.5 - Transição do leito fixo para leito fluidizado (DALEFFE, 2005).

Para essa situação fica válida a equação:

$$-\frac{\Delta P}{H_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho)g \quad (2.6)$$

Para a força de arraste ou resistiva m, tem-se:

$$(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho)g = \left(\frac{\mu}{K} + \frac{C\rho u_{mf}}{\sqrt{K}} \right) u_{mf} \quad (2.7)$$

Ergun (1952) propôs uma aproximação para a condição de mínima fluidização, representado pela seguinte equação:

$$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2 \mu}{\varepsilon_{mf}^3 (\phi d_p)^2} u_{mf} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) \rho}{\varepsilon_{mf}^3 (\phi d_p)} u_{mf}^2 \quad (2.8)$$

Para meio isotrópico, a equação anterior assume a seguinte forma:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} \left(\frac{\rho d_p u_{mf}}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2} \left(\frac{\rho d_p u_{mf}}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho (\rho_s - \rho) g}{\mu^2} \quad (2.9)$$

Ou,

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} (\text{Re}_{mf})^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2} \text{Re}_{mf} = \text{Ar} \quad (2.10)$$

A equação 2.9 pode ser simplificada para partículas menores e partículas maiores, resumindo-se em:

$$u_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2 (\rho_s - \rho) g}{150 \mu} \frac{\varepsilon_{mf}^3}{(1 - \varepsilon_{mf})} \quad \text{para, } \text{Re}_{mf} < 20 \quad (2.11)$$

(Partículas menores)

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p (\rho_s - \rho) g}{1,75 \rho} \varepsilon_{mf}^3 \phi \quad \text{para } Re_{mf} > 1000 \quad (2.12)$$

(Partículas maiores)

O parâmetro Ar representa o número de *Arquimedes*, definido como:

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho (\rho_s - \rho) g}{\mu^2} \quad (2.13)$$

A equação 2.13 também pode ser definida como número de *Galileo* (G_a). Usualmente pode-se estimar u_{mf} , quando os valores de ε_{mf} e/ou ϕ não são conhecidos. Rearranjando a equação 2.10 para um leito de partículas irregulares, obtemos:

$$K_1 (Re_{mf})^2 + K_2 Re_{mf} = Ar \quad (2.14)$$

Onde,

$$K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} \quad \text{e} \quad K_2 = \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2} \quad (2.15)$$

Os parâmetros K_1 e K_2 para diferentes tipos de partículas numa faixa de ($0,001 < Re_{mf} < 4000$), são considerados constantes (MARQUES, 2004). Alguns pesquisadores publicaram valores para K_1 e K_2 , como mostra a Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Alguns valores das constantes K_1 e K_2 .

Pesquisadores	$K_2/2K_1$	$1/K_1$
WEN e YU (1966), dados da literatura	33,7	0,0408
RICHARDSON (1971)	25,7	0,0365
SAXENA e VOGEL (1977), dolomita: altas T e P	25,3	0,0571
BABU <i>et al.</i> (1978), para Re_{mf} variando de 0,02 a 200	25,3	0,0651
GRACE (1982), para Ar variando de 1 a 10^8	27,2	0,0408
CHITESTER <i>et al.</i> (1984), carvão e esferas de vidro $P > 64$ bar	28,7	0,0494

A operação de um leito fluidizado dentro de um específico e estável estado fluidodinâmico é importante para o controle das interações partícula-partícula e gás-partícula devido os efeitos de desgaste das partículas e dos parâmetros de transferência de calor no leito.

Desta forma, são encontradas na literatura curvas fluidodinâmica, em função do sistema particulado analisado, apresentando algumas formas características distintas. As Figuras 2.6 e 2.7 exemplificam algumas destas curvas para os diferentes sistemas encontrados nas condições práticas.

A Figura 2.6 é uma curva típica de fluidização para partículas médias e de granulometria uniforme apresentada em Kunii e Levenspiel (1991) e a análise desta figura indica os regimes de fluidização e os parâmetros de interesse em um processo de fluidização. Inicialmente tem-se uma relação linear entre a velocidade e a queda de pressão dentro do leito o que caracteriza a operação em leito fixo (A–B), pois o fluxo de ar escoa através do leito a uma taxa pequena sem provocar movimento das partículas. A partir deste ponto, com um pequeno aumento do fluxo de gás, as partículas começam a vibrar e mover-se em algumas regiões do leito, caracterizando o chamado leito expandido (B-C). Observa-se que com o aumento da velocidade superficial do gás, atinge-se um valor de queda de pressão máxima ($\Delta P_{\text{máx}}$ – ponto C); a partir deste ponto o gás consegue vencer a força peso da massa de partículas e as forças interpartículas. Nesse instante as partículas começam a movimentar aleatoriamente e a queda de pressão diminui para F onde a fluidização se instala, e após pequenas oscilações, atinge-se um valor constante chamado queda de pressão de mínima fluidização (ΔP_{mf} – ponto F). Este comportamento constante caracteriza um sistema ideal com partículas uniformes. (GELDART,1978).

Após o estabelecimento completo da fluidização, como ilustrado na Figura 2.6, procedendo-se o caminho de volta, ou seja, diminuindo a velocidade do gás, as partículas fluidizadas acomodam-se na forma de um leito fixo expandido, com porosidade ε_{mf} . Com a vazão de gás eventualmente cessada, uma suave acomodação ou vibração do leito reduzirá sua porosidade para seu valor estável inicial de ε_m . Geralmente, U_{mf} é tomado como a intersecção da linha ΔP versus velocidade do gás do leito fixo de porosidade ε_{mf} (no retorno) com a linha horizontal correspondente à m_s/A (ponto A, Figura 2.6). (GELDART,1978).

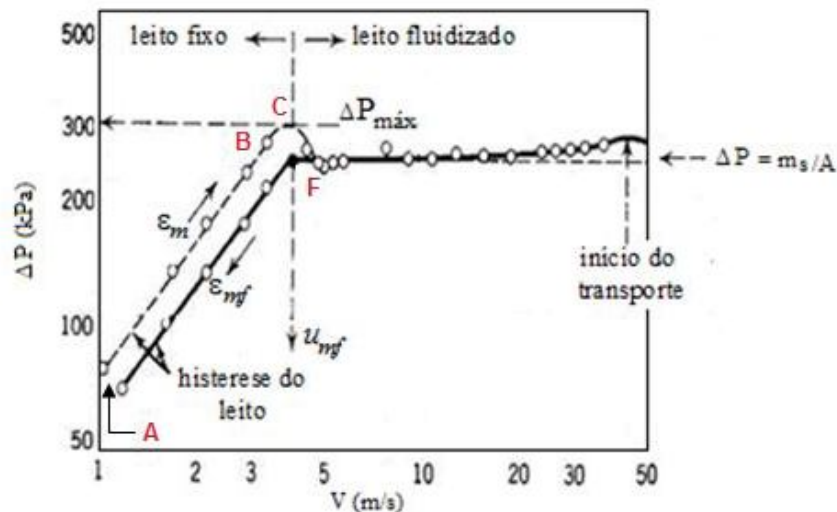


Figura 2.6 - Curva típica de fluidização para partículas médias e de tamanho uniforme (adaptado de Kunni e Levenspiel, 1991).

De acordo com Gauthier, Zerguerras e Flamant (1999), para algumas misturas binárias de partículas, além da velocidade mínima de fluidização (U_{mf}), as velocidades de fluidização incipiente (U_{fi}) e de fluidização completa (U_{fc}) são importantes na caracterização do sistema fluidodinâmico.

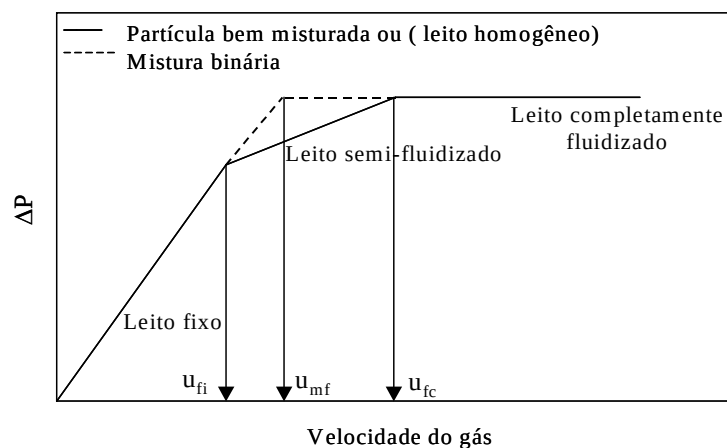


Figura 2.7– ΔP versus velocidade do gás, para materiais homogêneos e misturas.

Na Figura 2.7, observa-se que a abscissa do ponto que intercepta as curvas de leito fixo e leito semi-fluidizado corresponde a velocidade de fluidização incipiente (U_{fi}), já a abscissa do ponto de intersecção das curvas de leito semi-fluidizado e de leito completamente fluidizado equivale à velocidade de fluidização completa. Por fim a

velocidade de mínima fluidização encontra-se na região chamada domínio de transição pertencente entre as duas velocidades U_{fi} e U_{fc} . (GELDART,1978).

2.3 – TIPOS DE DISTRIBUIDORES DE AR EM LEITOS FLUIDIZADOS

Um detalhe técnico muito importante e que se não receber os devidos cuidados pode comprometer o desempenho do leito fluidizado, é o distribuidor ou placa distribuidora. Esta é colocada entre a base do leito e a flange de admissão do fluido. O distribuidor é o responsável por uniformizar a passagem do fluido através do leito, ou seja, impedir que ele escoe por caminhos preferenciais. Além disso, um distribuidor bem projetado leva a uma boa fluidização, na qual o fluido atinge todo o leito, promovendo um contato íntimo entre as fases do material utilizado (KUNII E LEVENSPIEL, 1991).

Observações experimentais demonstram que a qualidade da fluidização borbulhante é fortemente influenciada pelo tipo de distribuidor de gás. A Figura 2.7 ilustra o efeito do tipo de distribuidor no escoamento do gás.

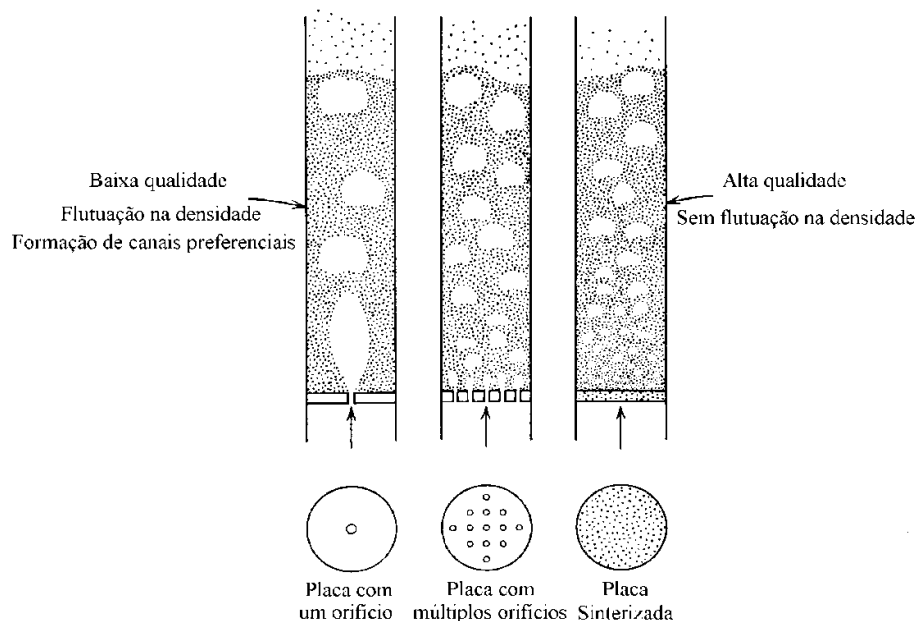


Figura 2.8 – Qualidade da fluidização associada ao tipo de distribuidor de fluido (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

A qualidade do contato das fases é superior quando utiliza-se discos com muitos furos pequenos ou mesmo placas sinterizadas, entretanto do ponto de vista industrial ou operações em grande escala, tais distribuidores apresentam o inconveniente de apresentarem elevadas quedas de pressão. O que vale dizer, um significativo incremento no consumo de energia e na potência do soprador/compressor. No projeto de um distribuidor de gás de um leito fluidizado, temos que inicialmente avaliar a queda de pressão disponível, posteriormente escolher o tipo de dispositivo e detalhar o projeto.

Na escolha dos materiais, tanto os metálicos quanto os cerâmicos apresentam vantagens e desvantagens. Os cerâmicos são mais resistentes à corrosão de gases, particularmente a temperaturas elevadas, no entanto, tem baixa resistência a choques térmicos ou expansão por *stress*. Os materiais cerâmicos, também, são mais facilmente desgastados (erosão inerente ao escoamento), promovendo um aumento gradual do diâmetro dos orifícios. Em geral os distribuidores metálicos são mais utilizados porque resistem mecanicamente e usualmente mais baratos e baixa resistência química sobretudo nas temperaturas elevadas. Muitos outros materiais podem fazer esse papel, como por exemplo: filtro de tecido, fibra comprimida, tela de arame compactada, ou um leito plano de partículas pequenas, etc. Naturalmente, alguns distribuidores poderiam ser montados intercalando alguns destes dispositivos com aberturas diferentes (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

Estudos sobre fluidização em pequena escala usam habitualmente placas distribuidoras confeccionadas por material poroso (cerâmico ou metal sinterizado), uma vez que elas apresentam uma resistência ao fluxo suficientemente alto para dar uma distribuição mais uniforme de fluxo de gás no leito. Esta situação é considerada ideal do ponto de vista de distribuição de ar no leito. Distribuidores de placas perfuradas são muito usados na indústria porque eles são baratos e fáceis de fabricar. A Figura 2.8 ilustra alguns tipos de distribuidores.

O tipo (a) consiste de uma placa perfurada ou uma tela com determinada granulometria; eles apresentam a desvantagem de permitir a queda dos sólidos mais finos através dos orifícios quando o fluxo de gás é interrompido. Esse tipo de problema pode ser minimizado utilizando uma variação do tipo (a), a qual emprega dois estágios de pratos ou telas de maneira intercalada como ilustra a Figura 2.8 (b).

Um problema deste projeto é a pequena flexibilidade operacional. Grandes placas perfuradas defletem imprevisivelmente sob uma grande carga de sólidos, sendo assim, elas precisam ser reforçadas por um suporte. Além disso, durante a expansão térmica,

vazamento de gás nas junções da placa com o leito pode ocorrer. Quando é muito difícil instalar uma estrutura de reforço para aumentar a resistência mecânica de uma placa perfurada plana contra uma carga pesada, placas curvadas como mostram os tipos (c) e (d), são às vezes usadas. Placas curvas resistem mais a cargas elevadas de partículas e ao *stress* térmico. Devido à tendência das bolhas e canais preferências de escoamento de ar ocorrerem preferencialmente próximo ao eixo central do leito fluidizado, o projeto de uma placa côncava ou do tipo (c) minimiza essa tendência (altura do leito no centro do leito é maior). Placas distribuidoras curvadas para cima ou convexas tipo (d) proporcionam um bom contato entre as fases quando a quantidade de orifícios junto às bordas da placa for grande e poucos furos nas proximidades do centro do distribuidor.

Se o gás à entrada do leito estiver isento de partículas sólidas, um meio poroso granular entre duas placas perfuradas aparece como um bom distribuidor além de excelente isolante térmico na medida em que separa o leito quente dos gases a baixas temperaturas à entrada do leito (e). Pode-se também dividir o fluxo de gases utilizando barras na forma de uma espécie de grade, a qual apresenta basicamente, as mesmas características dos pratos perfurados. Estes tipos de dispositivos suportam grandes cargas de sólidos, entretanto são menos eficazes que os discos perfurados quanto à uniformidade da distribuição de gás (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

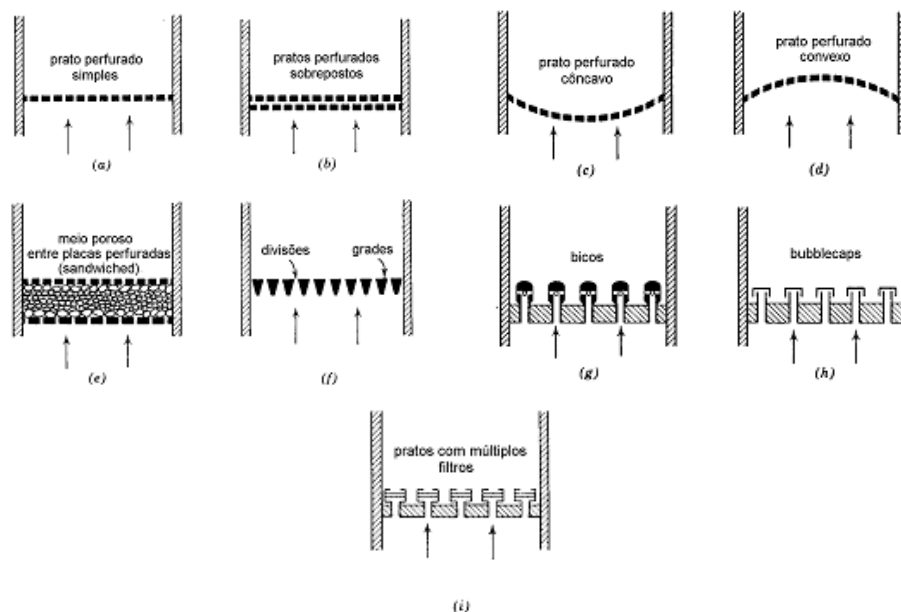


Figura 2.9 – Exemplos de alguns distribuidores de gás para leito fluidizado (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

Distribuidores de ar do tipo placa perfurada não devem ser usados em condições operacionais severas, tais como altas temperaturas e meios altamente reativos. Bocais do tipo (g) e *bubblecaps* do tipo (h) podem ser utilizados para prevenir a queda ou passagem de sólidos através do distribuidor. Apesar da maior complexidade de construção, os distribuidores de gás dos tipos (g) e (h) não apresentam desempenho superior aos tipos (b) e (e); somado-se a isso, os sólidos podem se depositar, sinterizar e aderir na superfície do distribuidor. Pratos de múltiplos filtros, como ilustra o tipo (i), distribuem melhor o gás quando comparados aos modelos (g) e (h), entretanto, alguns cuidados especiais necessitam ser tomados para assegurar o livre escoamento de gás através do material filtrante (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

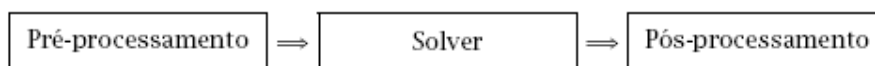
2.4. FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL

Com advento dos computadores e a intensificação da pesquisa na área da análise numérica, surgiu um segmento direcionado a dinâmica dos fluidos que atualmente é conhecida como Dinâmica de Fluido Computacional, ou CFD (*Computational Fluid Dynamics*). A simulação de escoamentos em torno de perfis aerodinâmicos, a simulação de escoamentos com reação química, ou ainda, a simulação de sistemas multifásicos, são algumas das importantes aplicações da análise numérica computacional. O avanço tecnológico do setor computacional abriu novas possibilidades para abordagem dos problemas de engenharia, com a utilização de cálculos de soluções para os mais completos modelos matemáticos. Atualmente os computadores apresentam configurações suficientes para o estudo de sistemas mais complexos. (DUARTE, 2006)

Visto o avanço na capacidade de processamento e armazenamento de dados dos computadores, um grande avanço tem sido obtido na geração de “softwares” de CFD comerciais. Os códigos CFD comerciais são mais que simples resolvidores de sistemas de equações, estes códigos permitem a geração de malhas, o controle e acompanhamento da solução ao longo das iterações e disponibilizam um display de resultados com alta capacidade gráfica para geração dos resultados. Uma das principais vantagens refere-se à rápida geração de resultados para sistemas simples (geometria simples, uma única fase e 2D). Uma das mais importantes e significantes áreas de avanço em CFD nas últimas décadas tem sido a flexibilidade das malhas. Atualmente os softwares permitem refinamentos detalhados em regiões específicas de um

equipamento. Em casos mais sofisticados a malha pode acompanhar possíveis deformações do volume de controle durante a simulação (DUARTE, 2006).

Códigos CFD são estruturados sobre algoritmos numéricos que podem lidar com problemas de escoamentos de fluidos. Para fornecer fácil acesso a seu poder de resolução, todos os pacotes comerciais de CFD incluem sofisticadas interfaces ao usuário para a entrada dos parâmetros do problema e para o exame dos resultados. Um código CFD geralmente contém três principais elementos: um pré-processador, um solver e um pós-processador. A seguir é feita uma breve análise das funções de cada um desses elementos, sendo que o código CFD tem a seguinte configuração: (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007)



2.4.1 - Pré-processamento

O pré-processamento consiste da entrada de um problema de escoamento em um programa CFD por meio de uma interface com o usuário e a subsequente transformação desta entrada em uma forma apropriada para o uso do *solver*. As atividades do pré-processamento incluem: definição da geometria da região de interesse: o domínio; a geração da grade, ou malha – a subdivisão do domínio em um número de subdomínios menores: uma *malha de volumes de controle*; seleção dos fenômenos físicos ou químicos que precisam ser modelados; definição das propriedades do fluido; especificação das condições de contorno apropriadas e especificação dos parâmetros numéricos. (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007)

A solução para um problema de escoamento (velocidade, pressão, temperatura, etc.) é definida nos *nós* dentro de cada volume de controle. A precisão de uma solução por CFD é regida pelo número de volumes de controle na malha. Em geral, quanto maior o número destes, melhor a precisão da solução. Entretanto, não só a precisão da solução, mas também o custo computacional e o tempo de cálculo são dependentes do refinamento da malha. Boas malhas são frequentemente não uniformes: são mais refinadas em áreas onde ocorrem grandes variações de ponto a ponto e mais grosseiras em regiões com relativamente menores mudanças. Portanto, é necessário conciliar a

precisão desejada com o custo computacional na geração de malhas. (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007)

2.4.2 - Solver

O *solver* é o componente que resolve o problema de CFD, produzindo os resultados requeridos, em um processo não-interativo por batelada. Resolve o problema de CFD como segue:

- As equações diferenciais parciais são integradas por todos os volumes de controle da região do interesse. Isto é equivalente a aplicar uma lei básica de conservação (por exemplo, para a massa ou o momento) a cada volume de controle;
- Estas equações integrais são convertidas a um sistema de equações algébricas gerando um jogo de aproximações para os termos nas equações integrais;
- As equações algébricas são resolvidas iterativamente. Uma aproximação iterativa é requerida por causa da natureza não-linear das equações e quando a solução se aproxima de um valor constante ela é dita convergente. Para cada iteração, um erro, ou o residual, são relatados como uma medida da conservação total das propriedades do escoamento. Para a proximidade da solução final depende-se de um número de fatores, incluindo o tamanho e a forma dos volumes de controle e do tamanho dos residuais finais. Os processos físicos complexos, tais como a combustão e a turbulência, são modelados frequentemente usando relacionamentos empíricos, e as aproximações inerentes nestes modelos contribuem também às diferenças entre a solução de CFD e o escoamento real. O processo de solução não requer nenhuma interação do usuário e consequentemente é realizado geralmente como um processo de grupo. O solver produz um arquivo de resultados que são transferidos então ao pós-processador. (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007)

2.4.3 - Pós-processamento

O pós-processador é o componente usado para analisar interativamente, visualizar e apresentar os resultados. O pós-processamento inclui desde a obtenção de valores nos pontos às sequências animadas complexas. Os exemplos de algumas

características importantes dos pós-processadores são: visualização do volume da geometria e dos volumes de controle, o vetor traça um gráfico a fim de mostrar o sentido e o valor do fluxo, visualização da variação das variáveis escalares (variáveis que têm somente o valor, não sentido, tal como a temperatura, a pressão e a velocidade) com o domínio, cálculos numéricos quantitativos, cartas que apresentam lotes gráficos das variáveis, animação e saída impressa. (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007)

CAPÍTULO 3

MATERIAIS E MÉTODOS

Inicialmente será apresentada a metodologia utilizada para obtenção dos dados experimentais deste trabalho, a qual foi desenvolvida no Laboratório de Transporte Pneumático localizado no prédio do Laboratório de Engenharia Mecânica da Universidade Federal do Pará (LTP/LABEM/UFPA). Foi realizada a seleção e caracterização dos materiais utilizados (basicamente esferas de vidro e alumina); avaliação do comportamento fluidodinâmico das partículas escolhidas para este trabalho, tomando especial atenção a avaliação dos parâmetros característicos necessários ao projeto deste tipo de equipamento, ou seja, velocidade de mínima fluidização (U_{mf}), queda de pressão na mínima fluidização (ΔP_{mf}), dentre outros.

A seguir, uma descrição dos materiais, equipamentos e metodologia experimental utilizada no desenvolvimento do trabalho.

3.1. METODOLOGIA EXPERIMENTAL

3.1.1. Material

Os materiais utilizados para a obtenção dos dados experimentais foram a alumina (Al_2O_3), gentilmente cedida pela empresa ALBRÁS – Alumínio Brasileiro S/A, por intermédio da SOLVE Engenharia Ltda, ao Programa de Pós-Graduação de Engenharia de recursos Naturais da Amazônia - PRODERNA/UFPA e esferas de vidro, compradas de uma empresa especializada, do estado de São Paulo. A Tabela 3.1, a seguir, apresenta as propriedades a serem obtidas dos materiais utilizados neste trabalho.

Para a caracterização dos materiais foram obtidos dados como: densidade da partícula (ρ_s), diâmetro médio das partículas (d_p), esfericidade (ϕ) e porosidade do leito fixo (ε).

A Tabela 3.1 apresenta as metodologias para a caracterização dos materiais utilizados na realização dos experimentos propostos para o desenvolvimento deste trabalho.

Tabela 3.1 - Metodologia para a determinação das propriedades dos materiais.

PROPRIEDADES	MÉTODO
ρ_s (g/cm ³)	Picnometria
d_p (cm)	Peneiramento
ϕ	Razão do diâmetro inscrito e o diâmetro circunscrito na área projetada da partícula num plano estável. Análise de imagem.
ε	Obtida através da fração volumétrica de espaços vazios interpartícula, quando o material está na condição de leito fixo.

A seguir será feito uma breve descrição da metodologia utilizada na medida da esfericidade por meio de análise de imagem. Para a medida da esfericidade da partícula foram selecionadas, aleatoriamente, partículas dos materiais estudados e através da utilização da técnica de análise de imagem, foi estimada a esfericidade do material.

Na determinação experimental da esfericidade da alumina foi utilizado o programa IMAGE J. versão 2009. Trata-se de um programa de domínio público, de análise de imagens. A Figura 3.1 mostra a imagem capturada pelo IMAGE J., utilizada na estimativa da esfericidade do material.



Figura 3.1 – Imagem da Alumina obtida pelo IMAGE J para determinação da esfericidade (Fonte: LTP – UFPA).

A partir da figura projetada foi possível, com base no método descrito por Massarani e Peçanha (1986), calcular a esfericidade do material como uma relação entre

o diâmetro do círculo inscrito e o diâmetro do círculo circunscrito (Equação 3.1), através da utilização do referido software de análise de imagem.

$$\phi = \frac{d_i}{d_c} \quad (3.1)$$

em que:

d_i : diâmetro do maior círculo inscrito;

d_c : diâmetro do menor círculo circunscrito.

O desenvolvimento no software se deu da seguinte forma: depois de selecionada a partícula, criou-se uma célula em torno da mesma e o *software* calculou a área que a partícula ocupava na célula. A seguir, determinou-se o centro da superfície, gerando-se um círculo inscrito e um círculo circunscrito de tal forma que os mesmos tangenciassem a partícula. A partir daí obteve-se dois pontos que interceptavam a superfície do círculo inscrito passando pelo centro do mesmo, obtendo-se assim o diâmetro inscrito. O mesmo se fez para o diâmetro circunscrito e a relação entre os diâmetros encontrados forneceu a esfericidade do material.

3.1.1.1. Determinação do Diâmetro Médio

Através da análise granulométrica pela técnica de peneiramento obteve-se o diâmetro médio das partículas (diâmetro médio de *Sauter*), determinado pela Equação 3.2:

$$d_p = \frac{1}{\sum_i \frac{\Delta x_i}{(d_i + d_{i-1})}} \quad (3.2)$$

Em que: d_p = diâmetro médio de *Sauter*;

Δx_i = fração mássica retida na peneira i ;

d_i = diâmetro de abertura da peneira i , e

d_{i-1} = diâmetro de abertura da peneira.

3.1.2. Unidade Experimental

3.1.2.1. Localização

Como dito anteriormente, a instalação do leito fluidizado foi feita nas dependências do Laboratório de Engenharia Mecânica – LABEM, mais especificamente no Laboratório de Transporte Pneumático - LTP da Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Federal do Pará – Campus Belém.

3.1.2.2. Descrição do Funcionamento da Unidade Experimental

Na Figura 3.2 pode ser visualizado o aparato utilizado nos experimentos.

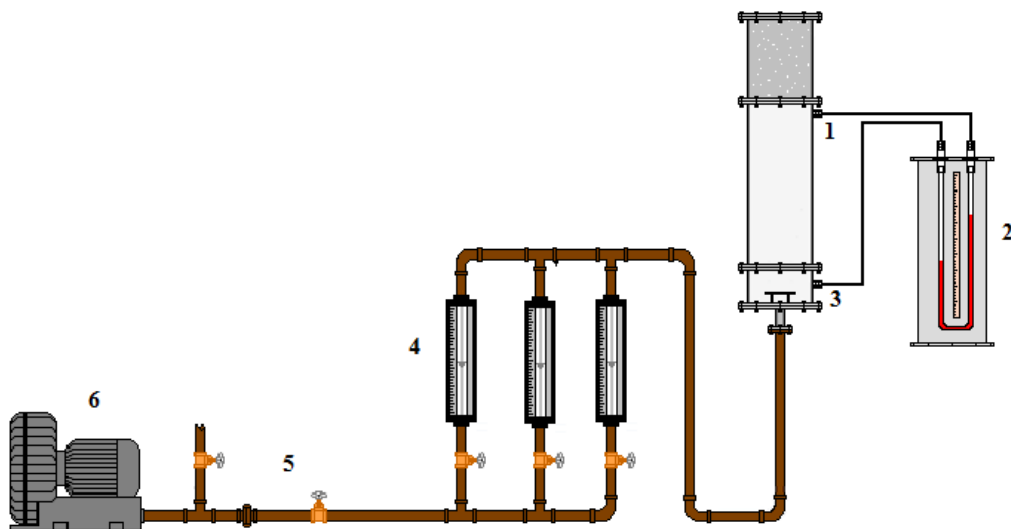


Figura 3.2 – Aparato Experimental.

Legenda: 1 – Tomada de Pressão na parte superior do leito, 2 – manômetro, 3 – Tomada de pressão no *plenum*, 4 – rotâmetros, 5 – válvula de controle de vazão, 6 – soprador.

A unidade é regida sob as devidas especificações de cada componente do conjunto pelo painel situado na caixa de controle dos equipamentos do Laboratório de

Transporte Pneumático. Admissão de ar ao leito foi feita através de um compressor TEMARI modelo TRM 5 de 7,5 cv, controlado por um inversor de frequência DANFOSS modelo VTL 6000 HVAC, um sistema do tipo *by – pass* que utiliza válvulas esfera para ajuste de vazão, bem como uma válvula do tipo agulha para o ajuste fino da vazão de ar do leito fluidizado.

O manômetro de formato em “U”, instalado inicialmente no equipamento, foi substituído por um manômetro diferencial digital de maior precisão. Esta mudança impactou de maneira relevante para obtenção dos dados de queda de pressão, gerando resultados mais satisfatórios na curva fluidodinâmica (curva característica) dos materiais utilizados no equipamento.

O leito fluidizado funciona com fluxo de ar ascendente suficiente para que ocorra a movimentação do material sólido contido na coluna. A vazão de ar é controlada por uma válvula (5) MAGNA Série 608, de ajuste fino, segundo a vazão desejada que é medida nos rotâmetros (4) CONTECH modelo 440 de séries 09060649, 09060037, 09040759, respectivamente. Estes funcionam de forma gradual através da utilização de um painel de rotâmetros conforme Figura 3.2. De acordo com a vazão de ar estabelecida monitora-se a queda de pressão no leito de partículas através do uso do manômetro diferencial digital (2) cujos pontos de tomada de pressão (TAP's) estão assim localizados: TAP1 (Ponto de tomada de alta pressão), localizado na região da câmara de *plenum* (3) e TAP2 (Ponto de tomada de baixa pressão), localizado na região superior da coluna cilíndrica, um pouco abaixo do filtro de ar instalado no topo da mesma (1). Deste modo, é possível determinar os parâmetros característicos de fluidização do material, tais como: a velocidade de mínima fluidização (U_{mf}) e a queda de pressão do leito na mínima fluidização (ΔP_{mf}), obtidos através da análise gráfica da curva característica de cada material. Por fim, o leito é alimentado com o material de interesse, de forma manual com diferentes cargas que por sua vez produzem diferentes alturas de leito estático.

3.1.3. Descrição do Equipamento

3.1.3.1. Leito Fluidizado

O leito foi fabricado em acrílico, possuindo formato cilíndrico com diâmetro de 140 mm e altura de 700 mm, de acordo com os estudos de fluidização de trabalhos como o de WEBER (2006), dentre outros. Este material foi selecionado devido possuir algumas características desejáveis tais como alta durabilidade e transparência. No que diz respeito à durabilidade, o equipamento adquire boa resistência à vibração, quando submetido a altas vazões de ar. Do ponto de vista da transparência, o mesmo facilita a observação detalhada do comportamento fluidodinâmico durante os experimentos.

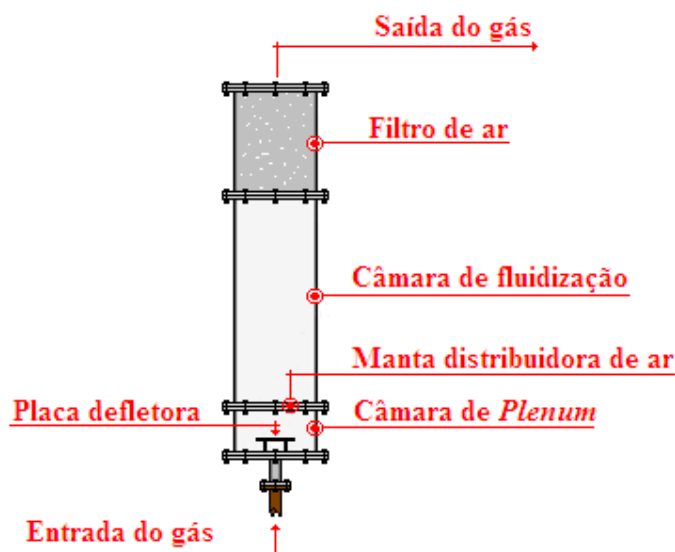


Figura 3.3 – Representação esquemática do leito fluidizado.

A base do equipamento é constituída por uma câmara de *plenum* com altura de 138 mm e mesmo diâmetro do leito, cuja finalidade é promover uma melhor distribuição do fluxo de gás. Uma placa defletora com dimensões de 100 mm de diâmetro e 62 mm de altura foi instalada no *plenum* objetivando aumentar a eficiência de distribuição de ar do *plenum*, uma vez que a relação D_c/D_i (Diâmetro do corpo cilíndrico do equipamento/ Diâmetro de entrada do ar) estava fora do valor considerado desejável para uma boa distribuição do ar ($D_c/D_i = 6$). Com o objetivo de promover a distribuição de ar no leito de partículas o mais uniforme possível ao longo da seção transversal do mesmo uma manta distribuidora de ar (AIR SLIDE) confeccionada com

fios de poliéster de alta firmeza, tecida em tafetá com revestimento de poliuretano, foi usada como elemento distribuidor de ar e instalada nos flanges de acoplamento da câmara de *plenum* e o corpo cilíndrico do leito (Câmara de fluidização). Além de ajudar a promover uma boa distribuição de ar, a manta distribuidora tem, também, a finalidade de suportar o leito (carga) de partículas, não permitindo perda de material para o *plenum*. Acima do leito encontra-se um filtro manga confeccionado em poliuretano capaz de reter as partículas de alumina e/ou esferas de vidro arrastadas da base do leito pelo elevado fluxo de gás. O esquema do leito fluidizado e suas dimensões podem ser observados a seguir (Figura 3.3).



Figura 3.4 – Manta utilizada nos experimentos (Fonte: LTP – UFPA).

3.1.3.2 Medidores de vazão

Para verificação da vazão do gás no equipamento foi utilizado um painel de rotâmetros com abrangência de monitoramento de todos os regimes observados em um leito fluidizado, ou seja, do regime de leito fixo até a região de elutriação das partículas (arraste de partículas), passando pela zona de fluidização. Para o experimento, isto é, determinação da velocidade de mínima fluidização foi necessária somente parte da capacidade do painel compreendendo uma faixa de vazão entre 0,2 Nm³/h e 11,6 Nm³/h.

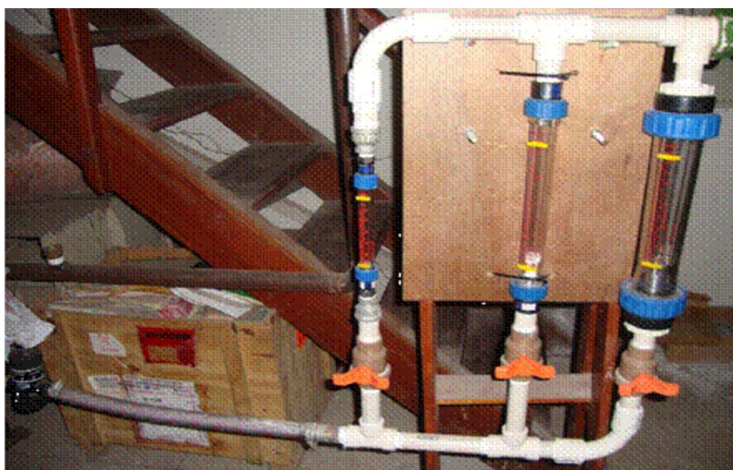


Figura 3.5 – Rotômetros (Fonte: LTP – UFPA).

3.1.3.3. Medidor de pressão

As medidas de queda de pressão foram feitas através do manômetro diferencial digital (Figura 3.6). Os TAP's (Tomadas de Pressão) são conectados ao manômetro por dois tubos de polietileno de 3/8'' (9,53 mm de diâmetro externo e 6,35mm de diâmetro interno 1 m de comprimento) para as medições de queda de pressão lidas no manômetro diferencial digital.



Figura 3.6 – Manômetro digital (Fonte: LTP – UFPA).

3.1.4. Procedimento Experimental

Inicialmente, como forma de reconhecimento do protótipo montado, os testes experimentais foram conduzidos com a finalidade de determinar a capacidade real de trabalho do equipamento. Posteriormente os ensaios foram desenvolvidos para monitorar os regimes de contato gás-partícula, de maior interesse, durante os experimentos.

O procedimento experimental aplicado neste trabalho apresenta as seguintes etapas:

a) Material

Antes de iniciar o ensaio experimental definiu-se primeiramente a altura do leito fixo a ser trabalhado. Foram definidas três alturas diferentes para os dois materiais utilizados neste estudo, são elas: $H_o = 10, 20$ e 30 cm. Uma vez definida as alturas, definiu-se a massa equivalente da carga do material, para cada altura.

b) Acionamento do compressor

Como a unidade não era dotada de sistema de controle de temperatura, então optou-se por determinar um tempo de estabilização da temperatura na linha. Logo, antes do início das corridas experimentais, ligava-se o compressor centrífugo por cerca de 60 minutos para que o sistema estabilizasse termicamente.

c) Procedimento de coleta de dados

O procedimento adotado para aquisição de dados foi o seguinte: primeiramente era escolhido o intervalo de coleta de dados. Uma vez atingido a condição desejada, esperava-se aproximadamente 30 segundos para garantir que nenhuma perturbação, como, por exemplo, as manobras da válvula, prejudicassem a leitura dos dados para então alterar a condição para uma nova aquisição. Uma vez estabilizada a condição desejada, eram feitas leituras de queda de pressão no equipamento que juntamente com os dados de vazão possibilitavam a confecção da curva característica do material, inferência da velocidade de mínima fluidização do material, dentre outras análises.

Por fim, todos esses resultados experimentais foram comparados com simulações numéricas utilizando-se a ferramenta de fluidodinâmica computacional (CFD), realizadas em um software comercial disponível no mercado.

3.2. METODOLOGIA DAS SIMULAÇÕES

3.2.1. Execução Numérica

As simulações numéricas foram realizadas através do *FLUENT*[®]

3.2.1.1. A Malha Computacional

A malha adotada neste trabalho pode ser observada na Figura 3.7. Tanto na região de leito estático como no “*free-board*” foram testadas e adotadas malhas estruturadas, com células retangulares, em diferentes graus de refinamento. As malhas usadas no desenvolvimento deste trabalho, após análise de convergência de malha na variação de pressão tiveram em média 8400 células.

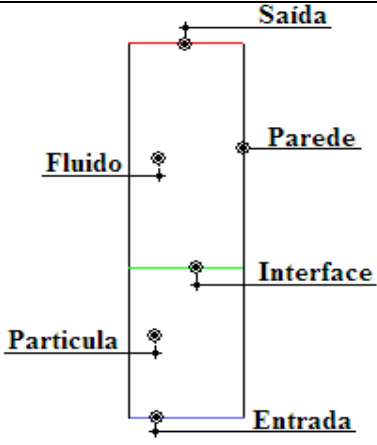
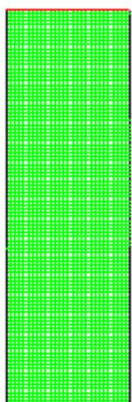
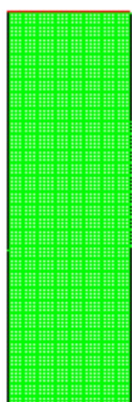
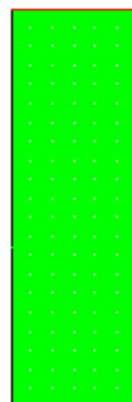
GEOMETRIA			
Espaçamento de malha	0,01	0,008	0,005
			
Células	2800	4375	11200

Figura 3.7 - Malhas típicas adotadas.

O tamanho das células foi fixado em 10% acima do tamanho da partícula estudada. Esta é uma importante característica destas malhas e se deve ao fato de que a célula deve ser suficientemente grande para acomodar uma partícula em seu interior.

3.2.2. Modelagem de Escoamentos Multifásicos via CFD

Os avanços computacionais em mecânica de fluidos promoveram as bases para maior discernimento da dinâmica de escoamentos multifásicos. Atualmente existem duas aproximações para o cálculo dos escoamentos multifásicos: Euler-Lagrange e Euler-Euler. Neste trabalho foi considerada a aproximação do tipo Euler-Euler.

3.2.2.1. Modelagem Euler-Euler

Na aproximação Euler-Euler, as diferentes fases são tratadas matematicamente como mutuamente contínuas. Desde que o volume de uma fase não possa ser ocupado por outras fases, o conceito de fração volumétrica da fase é introduzido. Estas frações volumétricas são consideradas como funções contínuas do espaço e do tempo e sua soma é igual a um. As equações de conservação para cada fase são definidas para obter um conjunto de equações que têm estrutura similar para todas as fases. No caso de fluxos granulares as equações são obtidas através de informações empíricas e pela aplicação da teoria cinética dos gases (DUARTE, 2006).

Existem alguns modelos multifásicos Euler-Euler que são classicamente utilizados na literatura: o Modelo de Volume de Fluido (VOF), o Modelo de Mistura e o Modelo Euleriano. Neste trabalho aplicou-se o Modelo Euleriano.

3.2.2.1.1. O Modelo Euleriano

O modelo Euleriano é um dos mais complexos dos modelos multifásicos. Ele resolve um conjunto de n equações dentre elas as equações de momento e continuidade para cada fase. O agrupamento é executado através do coeficiente de pressão e troca na interface. A forma com que cada agrupamento é tratado depende do tipo de fases envolvidas. Escoamentos granulares (fluido-sólido) são tratados diferentemente de não granulares (fluido-fluido). A troca de momento entre as fases é também dependente do tipo de mistura modelada. Aplicações do modelo multifásico Euleriano incluem colunas de bolhas, suspensão de partículas, leitos fluidizados, leito de jorro dentre outros (DUARTE, 2006).

3.2.2.2. A Escolha do Modelo Multifásico

O primeiro passo para resolver qualquer problema multifásico é determinar qual dos regimes descritos melhor representa o escoamento desejado. Em geral, uma vez determinado este regime de fluxo deve-se selecionar o modelo apropriado baseado nas regras gerais citadas por DUARTE (2006) a seguir:

- Para bolhas, gotas e partículas em ascensão em que as frações volumétricas da fase dispersa são menores ou iguais a 10%, usa-se o modelo de fase discreta;
- Para bolhas, gotas e partículas em ascensão em que as frações volumétricas das fases misturadas ou dispersas excedem 10%, tanto o modelo de mistura ou o modelo Euleriano são indicados;
- Para vazões baixas (“slug flow”), o modelo VOF é indicado;
- Para escoamentos em superfícies lisas ou estratificadas, o modelo VOF também é indicado;
- Para transporte pneumático, o modelo de mistura para fluxo homogêneo ou o modelo Euleriano para fluxo granular são indicados;
- Para leitos fluidizados e leitos de jorro, usar o modelo Euleriano granular;
- Para transporte hidráulico, usar o modelo de mistura ou Euleriano.

3.2.3. Modelagem Fluidodinâmica em Leito Fluidizado

O modelo adequado para simulação de fluidodinâmica em leito fluidizado é o Modelo Euleriano Granular Multifásico, já que se trata de um transporte pneumático com fluxo granular. Seguem então detalhes sobre o desenvolvimento deste modelo com suas principais equações e conceitos.

3.2.3.1. Frações Volumétricas

A descrição do fluxo multifásico como interpenetradamente contínua incorpora o conceito de fração de volume da fase, denotada aqui por α_q . Frações de volume representam o espaço ocupado por cada fase, e as leis de conservação de massa e *momentum* são satisfeitas em cada fase individualmente. A derivação das equações de conservação pode ser feita pela média do conjunto de balanços instantâneos locais para cada fase ou usando a aproximação pela teoria de mistura.

$$V_q = \int_V \alpha_q dV \quad (3.3)$$

Em que:

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (3.4)$$

A densidade efetiva da fase q é definida por:

$$\rho_q^{\wedge} = \alpha_q \rho_q \quad (3.5)$$

Em que a ρ_q é a densidade física da fase q .

3.2.3.2. Equações de Conservação

As equações gerais de conservação são derivadas e apresentadas nesta seção, seguidas pelas respectivas soluções.

3.2.3.2.1. Equação da Continuidade

A fração de volume para cada fase é calculada pela equação da continuidade:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \vec{v}_q) = \frac{1}{\rho_q} \left(\sum_{p=1}^n \dot{m}_{pq} - \alpha_q \frac{d_q \rho_q}{dt} \right) \quad (3.6)$$

A solução desta equação para cada fase secundária (p), junto com a condição de que a soma das frações volumétricas é igual a um (dada pela Equação 3.3), permite o cálculo da fração volumétrica da fase primária (q). Este tratamento é comum para fluxos fluido-fluido e granulares.

No caso da modelagem em leito fluidizado a fase primária é a fase fluida (f) e só existe uma fase secundária que corresponde a fase sólida (s).

3.2.3.2.2. Equações de Momentum para a Fase Fluida

A conservação de momentum para a fase fluida f é:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_f \rho_f \vec{v}_f) + \nabla \cdot (\alpha_f \rho_f \vec{v}_f \vec{v}_f) = & -\alpha_f \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}}_f + \\ & \alpha_f \rho_f (\vec{F}_f + \vec{F}_{lift,f} + \vec{F}_{vm,f}) + \sum (\vec{k}_{fs} (\vec{v}_s - \vec{v}_f) + \dot{m}_{fs} \vec{v}_{fs}) \end{aligned} \quad (3.7)$$

Em que $\vec{g}$ é a gravidade e $\vec{F}_f + \vec{F}_{lift,f} + \vec{F}_{vm,f}$ e $\bar{\bar{\tau}}_f$ são definidos a seguir:

$\bar{\bar{\tau}}_f$ é o tensor tensão de cisalhamento para a fase fluida f .

$$\bar{\bar{\tau}}_f = \alpha_f \mu_f (\nabla \vec{v}_f + \nabla \vec{v}_f^T) + \alpha_f \left(\lambda_f - \frac{2}{3} \mu_f \right) \nabla \cdot \vec{v}_f \bar{\bar{I}} \quad (3.8)$$

Sendo μ_f e λ_f as viscosidades cisalhantes e *bulk* da fase fluida f e $\vec{F}_f$ é a força de campo. O termo $\vec{F}_{lift,f}$ é a força de ascensão que atua na partícula, principalmente devido aos gradientes de velocidade no campo do escoamento da fase primária (f), sendo que esta força é mais significativa para partículas maiores. Na maioria dos casos, a força de ascensão $\vec{F}_{lift,f}$ é insignificante quando comparada com a força de arraste, então esta força pode ser desprezada. O termo $\vec{F}_{vm,f}$ é a força de massa virtual que é desprezível para o leito fluidizado. Esta força só é significativa quando a densidade da fase secundária é muito menor que a densidade da fase primária (por exemplo, para uma coluna de bolhas transiente). O termo k_{fs} é o coeficiente de troca de momentum, relativo a interação entre as fases, e p é a pressão de cisalhamento por todas as fases.

$\vec{v}_{fs}$ é a velocidade de interface, definida a seguir. Se $\dot{m}_{fs} > 0$ (massa da fase s está sendo transferida para a fase f), então $\vec{v}_{fs} = \vec{v}_s$. Se $\dot{m}_{fs} < 0$ (massa da fase f sendo transferida para a fase s), então $\vec{v}_{fs} = \vec{v}_f$ e $\vec{v}_{fs} = \vec{v}_{sf}$.

3.2.3.2.3. Equações de Momentum para a Fase Sólida

De acordo com Duarte (2006), é recomendado o uso do modelo euleriano granular multifásico para descrever o comportamento do fluxo de uma mistura fluido-sólido em leito de jorro. Os tensores de tensão da fase sólida são derivados fazendo uma analogia entre o movimento aleatório das partículas oriundo das colisões partícula-partícula e o movimento térmico das moléculas no gás, levando em conta a inelasticidade da fase granular. Como é o caso para o gás, a intensidade das flutuações de velocidade das partículas determina as tensões, viscosidade e pressão da fase sólida. A energia cinética associada com as flutuações de velocidade das partículas é representada por uma “pseudo-temal” ou temperatura granular que é proporcional à energia cinética devido à flutuação de velocidade das partículas devido aos choques entre as mesmas.

A conservação de *momentum* para a fase sólida (s) é descrita da seguinte forma:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = & -\alpha_s \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} + \\ & \alpha_s \rho_s (\vec{F}_s + \vec{F}_{lift,s} + \vec{F}_{vm,s}) + \sum_{f=1}^N (\vec{k}_{fs} (\vec{v}_f - \vec{v}_s) + \dot{m}_{fs} \vec{v}_{fs}) \end{aligned} \quad (3.9)$$

Em que: p_s é a pressão da fase sólida, k_{fs} é o coeficiente de troca de momentum entre a fase fluida f e a fase sólida s , e N é o número total de fases.

3.2.4. Turbulência

Serão apresentadas algumas considerações básicas a respeito dos principais modelos de turbulência disponíveis no pacote computacional FLUENT®. Será apresentado modelos $k-\varepsilon$ e $k-\omega$ e suas variantes, finalizando no Modelo dos Tensores de Reynolds (RSM).

Todos os escoamentos encontrados na engenharia se tornam instáveis acima de certo número de Reynolds. Para baixos números de Reynolds, os escoamentos são laminares. Para altos números de Reynolds, os escoamentos tornam-se turbulentos. Um estado caótico e aleatório de movimento se desenvolve, no qual a velocidade e a pressão se alteram continuamente com o tempo.

A maior parte dos escoamentos na engenharia são turbulentos. Portanto, o regime de escoamento turbulento não é só de interesse teórico. No estudo de mecânica dos fluidos é necessário acesso a ferramentas capazes de representar os efeitos da turbulência. Logo, se faz necessário conhecer a física da turbulência e sua modelagem.

A principal diferença entre os escoamentos laminar e turbulento é o aparecimento de turbilhões de uma grande variedade de escalas de tamanho em escoamentos turbulentos. Com o presente poder computacional e as atuais teorias do fenômeno da turbulência, a solução direta das equações de Navier-Stokes para escoamentos plenamente turbulentos é uma tarefa muito difícil.

Assim, um procedimento computacional que é prática comum para obter equações de conservação válidas para escoamentos turbulentos tem sido a aplicação de uma *média de Reynolds* sobre as equações de transporte básicas. Tais modelos são chamados RANS, e são os chamados modelos clássicos. Entre tais modelos podem ser citados os modelos *zero-equation* e *two-equation*. Os modelos de dois parâmetros conhecidos são o $k \rightarrow \varepsilon$ e o $k \rightarrow \omega$.

Desde que o modelo $k-\varepsilon$ padrão foi proposto por Launder e Spalding (1972), o mesmo tornou-se a sensação dos projetos de engenharia que envolvia escoamentos industriais e transferência de calor. Tal modelo popularizou-se rapidamente devido à robustez, economia e precisão satisfatória na predição de escoamentos turbulentos. O modelo $k-\varepsilon$ padrão é um modelo a duas equações de transporte, cuja resolução em separado, fornece de forma independente, a velocidade turbulenta e as escalas de comprimento.

É interessante ressaltar que o modelo $k-\varepsilon$ é um modelo semi-empírico, simultaneamente baseado em considerações fenomenológicas e empíricas.

Como é inerente a todo sistema, melhoramentos no modelo $k-\varepsilon$ padrão foram sugeridos no sentido de otimizar sua performance. Neste aspecto, duas outras variantes desse modelo surgiram e ambas estão disponíveis no FLUENT®: o modelo RNG $k-\varepsilon$ e o modelo Realizable $k-\varepsilon$.

O modelo RNG $k-\varepsilon$ foi proposto por Yakhot *et al.* (1986) e baseia-se em rigorosas técnicas estatísticas (*Renormalization Group Theory*). O modelo RNG $k-\varepsilon$ possui um termo adicional na equação de transporte da taxa de dissipação de turbulência (ε), responsável pela significativa melhora na precisão dos escoamentos rapidamente forçados ou espiralados (CHOUDHURY, 1993). Pela teoria RNG, tal modelo fornece

uma fórmula analítica para o cálculo dos números turbulentos de Prandtl, possibilidade esta inexistente no modelo k - ε padrão, cujos valores são meras constantes fornecidas pelo usuário.

Por sua vez, o modelo *Realizable* k - ε foi apresentado por Shih *et al.* (1995), cujo termo *Realizable* transmite a idéia de que o modelo certamente satisfaz as restrições matemáticas para os tensores de Reynolds em consonância as propriedades físicas do escoamento turbulento. Neste modelo, foram propostas novas formulações para a viscosidade turbulenta e para a taxa de dissipação de turbulência. Pragmaticamente, conforme relatado na literatura, as modificações incorporadas pelo modelo *Realizable* k - ε , promoveram uma maior precisão na simulação de jatos planares e redondos, escoamentos rotacionais, camadas limites sob fortes gradientes de pressão, recirculação de fluido etc.

Na mesma linha de raciocínio, o FLUENT[®] apresenta o modelo k - ω padrão, no qual estão incorporados os efeitos de compressibilidade, expansão e escoamento a baixos Reynolds (WILCOX, 1998). Apresenta ainda, uma variante desse modelo proposta por Menter (1994), conhecida como modelo SST k - ω (Shear-Stress Transport). O SST k - ω efetivamente combina a robustez e precisão da formulação do modelo k - ω na região próxima à parede com a independência do modelo k - ε em regiões distantes dela. Essas características faz com o modelo SST k - ω seja mais preciso e seguro para uma ampla classe de escoamento quando comparado ao modelo k - ω padrão.

E por fim, o modelo de turbulência mais elaborado e à disposição no FLUENT[®] é o modelo RSM (*Reynolds Stress Model*), inicialmente proposto por Launder *et al.* (1975). O modelo RSM despreza a hipótese de isotropia do escoamento e introduz para cada um dos tensores de Reynolds, uma equação de transporte específica para o fechamento das equações RANS. O modelo RSM possui em relação aos demais modelos de turbulência, um maior potencial para modelar escoamentos em geometrias complexas.

Estes são os principais modelos de turbulência disponíveis no FLUENT[®], as próximas subseções apresentam a descrição matemática dos modelos k - ε e do modelo RSM.

3.2.4.1 - O Modelo $k-\varepsilon$

O modelo $k-\varepsilon$ padrão é um modelo de turbulência semi-empírico baseado na modelagem das equações de transporte da energia cinética turbulenta (k) e sua taxa de dissipação de turbulência (ε). Na derivação do modelo $k-\varepsilon$, é assumido que o escoamento é totalmente turbulento e os efeitos da viscosidade molecular são desprezíveis. Portanto, o modelo $k-\varepsilon$ padrão somente é válido para escoamentos turbulentos totalmente estabelecidos.

A energia cinética turbulenta (k) e sua taxa de dissipação (ε) são descritas pelas seguintes equações de transporte:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (3.10)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \quad (3.11)$$

Nestas equações, G_k representa a geração de energia cinética turbulenta devido aos gradientes médios de velocidade, G_b a geração de energia cinética turbulenta devido à flutuação, Y_M a contribuição da dilatação flutuante na turbulência compressível da taxa de dissipação global. Por sua vez, $C_{1\varepsilon}$, $C_{2\varepsilon}$ e $C_{3\varepsilon}$ são constantes, σ_k e σ_ε são os números de Prandtl turbulento para k e ε , respectivamente e finalmente, S_k e S_ε são termos fontes definidos pelo usuário.

A viscosidade turbulenta (μ_t) é calculada em função de k e ε :

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (3.12)$$

Os valores das constantes do modelo $k-\varepsilon$ são padrões e podem ser vislumbrados na Tabela 3.2:

Tabela 3.2 – Valores padrões das constantes do modelo $k-\varepsilon$ padrão.

$C_{1\varepsilon}$	1,44
$C_{2\varepsilon}$	1,92
σ_k	1,00
σ_ε	1,30
C_μ	0,09

Os valores padrões mencionados anteriormente foram determinados através de experimentos realizados com ar e água em vários níveis de turbulência e representam valores otimizados para se trabalhar numa ampla faixa de escoamentos livres e próximos às paredes.

3.2.4.2 - O Modelo dos Tensores de Reynolds (RSM)

O modelo de turbulência RSM (*Reynolds Stress Model*) envolve a resolução dos tensores individuais de Reynolds ($\overline{u'_i u'_j}$) através do uso de equações diferenciais de transporte para fechar a Equação do Movimento quando apresentada na forma das equações RANS. A equação de transporte exata para o transporte dos tensores de Reynolds ($\overline{\rho u'_i u'_j}$) pode ser descritas como:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\overline{\rho u'_i u'_j} \right) + C_{ij} = D_{T,ij} + D_{L,ij} + P_{ij} + G_{ij} + \phi_{ij} - \varepsilon_{ij} + F_{ij} + S_{usu} \quad (3.13)$$

Na equação anterior, C_{ij} representa a convecção, $D_{T,ij}$ a difusão turbulenta, $D_{L,ij}$ a difusão molecular, P_{ij} a produção de tensão, G_{ij} a produção de flutuação, ϕ_{ij} a tensão devido à contribuição da pressão, ε_{ij} a dissipação, F_{ij} a produção pela rotação do sistema e S_{usu} um termo fonte definido pelo usuário, cujas expressões são doravante apresentadas:

$$C_{ij} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\rho u_k \overline{u'_i u'_j} \right) \quad (3.14)$$

$$D_{T,ij} = -\frac{\partial}{\partial x_k} \left[\overline{\rho u'_i u'_j u'_k} + \overline{p(\delta_{kj} u'_i + \delta_{ik} u'_j)} \right] \quad (3.15)$$

$$D_{L,ij} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left[\mu \frac{\partial}{\partial x_k} (\overline{u'_i u'_j}) \right] \quad (3.16)$$

$$P_{ij} = -\rho \left(\overline{u'_i u'_k} \frac{\partial u'_j}{\partial x_k} + \overline{u'_j u'_k} \frac{\partial u'_i}{\partial x_k} \right) \quad (3.17)$$

$$G_{ij} = -\rho \beta \left(\overline{g_i u'_j \theta} + \overline{g_j u'_i \theta} \right) \quad (3.18)$$

$$\phi_{ij} = \overline{p \left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u'_j}{\partial x_i} \right)} \quad (3.19)$$

$$\varepsilon_{ij} = 2\mu \overline{\frac{\partial u'_i}{\partial x_k} \frac{\partial u'_j}{\partial x_k}} \quad (3.20)$$

$$F_{ij} = -2\rho\Omega_k \left(\overline{u'_j u'_m \varepsilon_{ikm}} + \overline{u'_i u'_m \varepsilon_{jkm}} \right) \quad (3.21)$$

Alguns dos termos apresentados na Equação (3.13), tais como C_{ij} , $D_{L,ij}$, P_{ij} e F_{ij} não requerem nenhuma modelagem. Entretanto, os termos $D_{T,ij}$, G_{ij} , ϕ_{ij} e ε_{ij} precisam ser modelados no sentido de fechar i -conjunto de equações apresentadas:

O termo $D_{T,ij}$ pode ser modelado conforme o modelo generalizado da difusão gradiente, proposto por Daly e Harlow *et al.* (1970):

$$D_{T,ij} = C_s \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\rho \frac{\overline{k u'_k u'_l}}{\varepsilon} \frac{\partial \overline{u'_i u'_j}}{\partial x_l} \right) \quad (3.22)$$

Todavia, a equação supracitada, pode gerar instabilidades numéricas. Neste aspecto, os pacotes numéricos têm simplificado e usado uma difusividade turbulenta escalar, adotando para σ_k , segundo Lien *et al.* (1994), o valor de 0,82.

$$D_{T,ij} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial \overline{u_i' u_j'}}{\partial x_k} \right) \quad (3.23)$$

O termo que acopla o binômio pressão-tensão (ϕ_{ij}) é modelado de acordo com as propostas de Gilbson *et al.* (1978), Launder (1989). Uma aproximação clássica para a modelagem de ϕ_{ij} , emprega a seguinte decomposição:

$$\phi_{ij} = \phi_{ij,1} + \phi_{ij,2} + \phi_{ij,w} \quad (3.24)$$

Nesta decomposição, $\phi_{ij,1}$ representa o termo de retorno de isotropia, $\phi_{ij,2}$ o termo rápido de pressão-tensão e $\phi_{ij,w}$ o binômio parede-reflexão, podendo ser modelados da seguinte forma:

$$\phi_{ij,1} = -C_1 \rho \frac{\varepsilon}{k} \left[\overline{u_i' u_j'} - \frac{2}{3} \delta_{ij} k \right] \quad (C_1 = 1,8) \quad (3.25)$$

$$\phi_{ij,2} = -C_2 \left[(P_{ij} + F_{ij} + G_{ij} - C_{ij}) - \frac{2}{3} \delta_{ij} (P + G - C) \right] \quad (C_2 = 0,60) \quad (3.26)$$

$$\begin{aligned} \phi_{ij,w} = & C_1' \frac{\varepsilon}{k} \left(\overline{u_k' u_m' n_k n_m} \delta_{ij} - \frac{3}{2} \overline{u_i' u_k' n_j n_k} - \frac{3}{2} \overline{u_j' u_k' n_i n_k} \right) \frac{k^{3/2}}{C_1 \varepsilon d} \\ & + C_2' \left(\phi_{km,2} n_k n_m \delta_{ij} - \frac{3}{2} \phi_{ik,2} n_j n_k - \frac{3}{2} \phi_{jk,2} n_i n_k \right) \frac{k^{3/2}}{C_1 \varepsilon d} \end{aligned} \quad (3.27)$$

P_{ij} , F_{ij} , G_{ij} e C_{ij} são definidos $P = 0,5P_{kk}$, $G = 0,5G_{kk}$ e $C = 0,5C_{kk}$. Ainda, $C_1' = 0.5$; $C_2' = 0,3$, nk é a componente unitária normal à parede, d é a distância normal até a parede e $C_1 = C_\mu^{3/4} / \kappa$, lembrando que $C_\mu = 0,09$ e κ é a constante de Von Kármán (0,4187).

Quando o RSM é aplicado em escoamentos próximos à parede usando um tratamento de parede melhorado, o termo pressão-tensão (ϕ_{ij}) precisa ser modificado, segundo as sugestões de modificações sugeridas Launder et al. (1989):

$$C_1 = 1 + 2,58A\sqrt{A_2} \left\{ 1 - \exp \left[- (0,0067 Re_t)^2 \right] \right\} \quad (3.28)$$

$$C_2 = 0,75\sqrt{A} \quad (3.29)$$

$$A = \left[1 - \frac{9}{8}(A_2 - A_3) \right] \quad (3.30)$$

$$A_2 = a_{ik}a_{ki} \quad (3.31)$$

$$A_3 = a_{ik}a_{kj}a_{ji} \quad (3.32)$$

$$C_1' = -\frac{2}{3}C_1 + 1,67 \quad (3.33)$$

$$C_2' = \max \left[\frac{\frac{2}{3}C_2 - \frac{1}{6}}{C_2}, 0 \right] \quad (3.34)$$

$$Re_t = \frac{\rho k^2}{\mu \varepsilon} \quad (3.35)$$

A variável a_{ij} representa o tensor anisotrópico de Reynolds, definido como:

$$a_{ij} = - \left(\frac{\overline{\rho u_i' u_j'} + \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij}}{\rho k} \right) \quad (3.36)$$

Um modelo opcional para o binômio pressão-tensão foi proposto por Speziale, Sarkar e Gatsky. (1991) conforme está disposto a seguir:

$$\begin{aligned}\phi_{ij} = & -(C_1 \rho \varepsilon + C_1^* P) b_{ij} + C_2 \rho \varepsilon \left(b_{ik} b_{kj} - \frac{1}{3} b_{mn} b_{mn} \delta_{ij} \right) + (C_3 - C_3^* \sqrt{b_{ij} b_{ij}}) \rho k S_{ij} \\ & + C_4 \rho k \left(b_{ik} S_{jk} + b_{jk} S_{ik} - \frac{2}{3} b_{mn} S_{mn} \delta_{ij} \right) + C_5 \rho k (b_{ik} \Omega_{jk} + b_{jk} \Omega_{ik})\end{aligned}\quad (3.37)$$

$$b_{ij} = - \left(\frac{-\rho \overline{u'_i u'_j} + \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij}}{2 \rho k} \right) \quad (3.38)$$

As constantes mencionadas nas equações anteriores assumem os seguintes valores: $C_1 = 3,4$; $C_1^* = 1,8$; $C_2 = 4,2$; $C_3 = 0,8$; $C_3^* = 1,3$; $C_4 = 1,25$ e $C_5 = 0,4$.

Por sua vez, a taxa média de tensão (S_{ij}) e o tensor médio da taxa de rotação (Ω_{ij}) são definidos como:

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_j}{\partial x_i} + \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) \quad (3.39)$$

$$\Omega_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} - \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \quad (3.40)$$

O termo G_{ij} devido às flutuações pode ser modelado da seguinte maneira:

$$G_{ij} = \beta \frac{\mu_t}{Pr_t} \left(g_i \frac{\partial T}{\partial x_j} + g_j \frac{\partial T}{\partial x_i} \right) \quad (Pr_t = 0,85) \quad (3.41)$$

Se o fluido for um gás ideal, a expressão anterior torna-se:

$$G_{ij} = - \frac{\mu_t}{\rho Pr_t} \left(g_i \frac{\partial \rho}{\partial x_j} + g_j \frac{\partial \rho}{\partial x_i} \right) \quad (3.42)$$

De forma geral, quando um termo específico precisa da energia cinética turbulenta para ser modelado, a mesma é obtida através do traço do tensor de Reynolds:

$$k = \frac{1}{2} \overline{u_i' u_i'} \quad (3.43)$$

A Equação (3.43) representa a energia cinética turbulenta e deve ser resolvida no sentido de obter as condições de contorno para os tensores de Reynolds, onde a constante σ_k assume o valor de 0,82 e S_k representa o termo fonte definido pelo usuário. Já o tensor de dissipação (ε_{ij}) é modelado segundo a Equação (3.44)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + \frac{1}{2} (P_{ii} + G_{ii}) - \rho \varepsilon (1 + 2M_t^2) + S_k \quad (3.44)$$

$$\varepsilon_{ij} = \frac{2}{3} \delta_{ij} (\rho \varepsilon + Y_M) \quad (3.45)$$

$$Y_M = 2\rho \varepsilon M_t^2 \quad (3.46)$$

A taxa de dissipação escalar (ε) é calculada por intermédio de uma equação de transporte similar àquela usada no modelo k - ε padrão, cujas constantes assumem os seguintes valores: $\sigma_\varepsilon = 1,0$; $C_{\varepsilon 1} = 1,44$ e $C_{\varepsilon 2} = 1,92$. Por sua vez, $C_{\varepsilon 2}$ é avaliado como uma função da direção do escoamento local relativo ao vetor gravidade e S_ε é um termo fonte definido pelo usuário.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] C_{\varepsilon 1} \frac{1}{2} [P_{ii} + C_{\varepsilon 3} C_{ii}] \frac{\varepsilon}{k} - C_{\varepsilon 2} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \quad (3.47)$$

A viscosidade turbulenta é calculada da mesma forma que para os modelos k - ε , por intermédio da Equação (3.12). Finalmente, se o escoamento não for isotérmico, ao modelo RSM deve ser acrescentado à equação da energia, nos seguintes moldes:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho E) + \frac{\partial}{\partial x_i} [u_i (\rho E + p)] = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(k + \frac{c_p \mu_t}{Pr_t} \right) \frac{\partial T}{\partial x_j} + u_i (\tau_{ij})_{eff} \right] + S_h \quad (3.48)$$

E simboliza a energia total e τ_{ij} pode ser descrito como:

$$(\tau_{ij})_{eff} = \mu_{eff} \left(\frac{\partial u_j}{\partial x_i} + \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) - \frac{2}{3} \mu_{eff} \frac{\partial u_i}{\partial x_i} \delta_{ij} \quad (3.49)$$

3.2.5. Coeficientes de Troca na Interfase

Pode-se observa nas Equações 3.5 e 3.7 que a troca de momentum entre as fases está baseada no valor de coeficiente de troca para escoamentos granulares, isto é, no coeficiente de troca fluido-sólido k_{fs}

3.2.5.1. Coeficiente de Troca Fluido-Sólido

O coeficiente de troca fluido-sólido k_{fs} pode ser escrito na forma geral:

$$k_{fs} = \frac{\alpha_s \rho_s f}{t_s} \quad (3.50)$$

Em que: f é definida diferentemente para diferentes modelos de coeficientes de troca (como escrito a seguir) e t_s “o tempo de relaxação da partícula”, o qual é definido como:

$$t_s = \frac{\rho_s d_s^2}{18\mu_f} \quad (3.51)$$

d_s é o diâmetro das partículas.

Todas as definições de f incluem um coeficiente de arraste (C_D) baseado no número de Reynolds (Re). Esta função de arraste que difere os modelos de coeficiente de troca entre si.

Para o Modelo de Syamlal e O'Brien (1989):

$$f = \frac{C_D Re_s \alpha_f}{24v_{r,s}^2} \quad (3.52)$$

Em que a função de arraste tem a forma derivada de Dalla Valle (1948).

$$C_D = \left(0,63 + \frac{4,8}{\sqrt{Re_s}} \right)^2 \quad (3.53)$$

Este modelo é baseado em medições da velocidade terminal de partículas em leitos fluidizados, com correlações que são função da fração de volume e do número de Reynolds relativo.

$$Re_s = \frac{\rho_g d_s |\vec{v}_s - \vec{v}_f|}{\mu_f} \quad (3.54)$$

Assim, o coeficiente de troca fluido-sólido tem a forma:

$$K_{fs} = \frac{3\alpha_s \alpha_f \rho_f}{4v_{r,s}^2 d_s} C_D \left(\frac{Re_s}{v_{r,s}} \right) |\vec{v}_s - \vec{v}_f| \quad (3.55)$$

Sendo $v_{r,s}$ a velocidade terminal para a fase sólida de J. GARSIDE e M. R. ALDIBOUNI (1977):

$$v_{r,s} = 0,5 \left(A - 0,06 Re_s + \sqrt{(0,06 Re_s)^2 + 0,12 Re_s (2B - A) + A^2} \right) \quad (3.56)$$

Onde A é:

$$A = \alpha_f^{4,14} \quad (3.57)$$

Para $\alpha_f \leq 0,85$:

$$B = \alpha_f^{1,28} \quad (3.58)$$

Para $\alpha_f > 0,85$:

$$B = \alpha_f^{2,65} \quad (3.59)$$

Este modelo é apropriado quando a tensão de cisalhamento dos sólidos é definida pelo modelo de Syamlal e O'Brien (1993).

Para o Modelo de Wen e Yu (1966), que é apropriado para sistemas diluídos, o coeficiente de troca fluido-sólido é definido a seguir:

$$K_{fs} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_f \rho_f |\vec{v}_s - \vec{v}_f|}{d_s} \alpha_f^{-2,65} \quad (3.60)$$

Onde:

$$C_D = \frac{24}{\alpha_f \text{Re}_s} \left[1 + 0,15(\alpha_f \text{Re}_s)^{0,687} \right] \quad (3.61)$$

E Re_s é definido pela Equação 3.20

O Modelo de Gidaspow *et al.* (1992) é uma combinação do Modelo de Wen e Yu (1966) para região diluída e da equação de Ergun (1952) para fase densa.

Quando $\alpha_f > 0,8$, o coeficiente de troca fluido-sólido K_{fs} é da seguinte forma:

$$K_{fs} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_f \rho_f |\vec{v}_s - \vec{v}_f|}{d_s} \alpha_f^{-2,65} \quad (3.62)$$

Em que:

$$C_D = \frac{24}{\alpha_f \text{Re}_s} \left[1 + 0,15(\alpha_f \text{Re}_s)^{0,687} \right] \quad (3.63)$$

Quando $\alpha_f \leq 0,8$

$$K_{fs} = 150 \frac{\alpha_s(1-\alpha_f)\mu_f}{\alpha_f d_s^2} + 1,75 \frac{\rho_f \alpha_s |\vec{v}_s - \vec{v}_f|}{d_s} \quad (3.64)$$

Este modelo é recomendado para leitos fluidizados densos.

3.2.6. Pressão de Sólidos

Para fluxos granulares em regime compressível (i.e., onde a fração de volume de sólidos é menor que o máximo valor permitido), a pressão de sólidos é calculada independentemente e utilizada para o termo de gradiente de pressão, Δp_s , na equação de momentum da fase granular. Como existe uma distribuição de velocidade para as partículas, um parâmetro denominado temperatura granular é introduzido no modelo, e aparece nas expressões de pressão de sólidos e de viscosidades. A temperatura granular é uma medida da variação da energia cinética das partículas devido aos choques entre as mesmas.

A pressão de sólidos é composta por um termo cinético e um segundo termo devido às colisões entre as partículas.

$$p_s = \alpha_s \rho_s \theta_s + 2\rho_s(1+e_{ss})\alpha_s^2 g_{0,ss} \theta_s \quad (3.65)$$

Onde e_{ss} é o coeficiente de restituição devido à colisão das partículas. O termo $g_{0,ss}$ é função de distribuição radial que governa a transição da condição “compressível” com $\alpha \leq \alpha_{s,\max}$ para a condição “incompressível” com $\alpha = \alpha_{s,\max}$. Um valor padrão de 0,63 já veio definido no software utilizado, no entanto pode ser modificado durante a inicialização.

3.2.7. Função Distribuição Radial

A função de distribuição radial, g_o , é um fator de correção que modifica a probabilidade de colisões entre os grãos quando a fase granular sólida torna-se densa e é dada por:

$$g_o = \frac{S + d_p}{S} \quad (3.66)$$

Onde s é a distância entre os grãos. Da Equação 3.32 pode ser observado que para uma fase sólida diluída $s \rightarrow g_o$. No limite onde a fase sólida compacta, $s \rightarrow 0$ e $g_o \rightarrow \infty$. A função distribuição radial está intimamente conectada ao fator X da teoria não uniforme dos gases de Chapman e Cowling (1990). X é igual a 1 para gases raros, e aumenta e tende a infinito quando as moléculas estão tão próximas umas das outras que o movimento destas não é possível. Na literatura não há uma formulação única para a função distribuição radial.

$$g_o = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,\max}} \right)^{1/2} \right]^{-1} \quad (3.67)$$

Em que $\alpha_{s,\max}$ é especificado pelo usuário na etapa de inicialização do problema.

3.2.8. Tensão de Cisalhamento dos Sólidos

O tensor de tensão de sólidos, contem viscosidades *bulk* e de cisalhamento resultantes da troca de momentum entre as partículas devido à translação e colisão. Um componente friccional de viscosidade pode também ser incluído para quantificar a transição plástico-viscosa que ocorre quando partículas da fase sólida alcançam a máxima fração de volume de sólidos.

As partes colisional e cinéticas, e a parte opcional friccional, são somadas para compor o parâmetro denominado viscosidade de cisalhamento dos sólidos, apresentado a seguir:

$$\mu = \mu_{S,col} + \mu_{S,Kin} + \mu_{S,fr} \quad (3.68)$$

3.2.8.1. Viscosidade Colisional

A parte colisional da viscosidade de cisalhamento é modelada por:

$$\mu_{S,col} = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left(\frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (3.69)$$

3.2.8.2. Viscosidade Cinética

O *FLUENT 6.1.18* disponibiliza duas expressões para a parte cinética. A expressão padrão é dada por Syamlal *et al.* (1993).

$$\mu_{S,Kin} = \frac{\alpha_s \rho_s d_s \sqrt{\pi \theta_s}}{6(3 - e_{ss})} \left[1 + \frac{2}{5} (1 + e_{ss}) (3e_{ss} - 1) \alpha_s g_{0,ss} \right] \quad (3.70)$$

A seguinte expressão opcional por Gidaspow *et al.* (1992) também está disponível.

$$\mu_{S,Kin} = \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\pi \theta_s}}{96 \alpha_s (1 + e_{ss}) g_{0,ss}} \left[1 + \frac{4}{5} (1 + e_{ss}) \alpha_s g_{0,ss} \right]^2 \quad (3.71)$$

3.2.8.3. Viscosidade *Bulk*

O parâmetro denominado viscosidade *bulk* dos sólidos é usado para quantificar a resistência dos grânulos de partículas à compressão e expansão. Ela possui a seguinte formulação por Lun *et al.* (1984).

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left(\frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (3.72)$$

3.2.8.4. Viscosidade Friccional

Em fluxos densos a baixo cisalhamento, onde a fração de volume secundária para a fase sólida se aproxima do limite de empacotamento, a geração de tensão é devido principalmente à fricção entre as partículas. O parâmetro de viscosidade de cisalhamento dos sólidos calculada no *FLUENT 6.1-18*, como padrão, não leva em conta a fricção entre as partículas. Se a viscosidade friccional é incluída nos cálculos o *FLUENT 6.1.18* usa a expressão de SCHAEFFER'S (1987).

$$\mu_{s,fr} = \frac{p_s \sin \phi}{2\sqrt{I_{2D}}} \quad (3.73)$$

Onde p_s é a pressão de sólidos, ϕ é o ângulo de fricção interna, e I_{2D} é a segunda invariância do tensor de tensão deviatórico.

3.2.9. Temperatura Granular

Como mencionado anteriormente no trabalho de Duarte (2006), a temperatura granular para a fase sólida é proporcional à energia cinética devido ao choque entre as partículas, isto é, proporcional à flutuação da energia cinética das partículas devido aos choques entre as mesmas. A equação de transporte derivada da teoria cinética toma a forma:

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \theta_s) + \nabla (\alpha_s \rho_s \vec{v} \theta_s) \right] = \left(-p_s \bar{\bar{I}} + \bar{\bar{\tau}}_s \right) : \nabla \vec{v}_s + \nabla (k_{\theta_s} \nabla \theta_s) - \gamma_{\theta_s} + \phi_{fs} \quad (3.74)$$

Em que:

$\left(-p_s \bar{\bar{I}} + \bar{\bar{\tau}}_s \right) : \nabla \vec{v}_s$ = geração de energia pelo tensor tensão de sólidos

$\nabla (k_{\theta_s} \nabla \theta_s)$ = difusão de energia (k_{θ_s} é o coeficiente de difusão);

γ_{θ_s} = dissipação de energia colisional;

ϕ_{fs} = troca de energia entre fase fluida f e a fase solida s .

A Equação 3.40 tem o termo $(k_{\theta_s} \nabla \theta_s)$ descrevendo o fluxo difusivo de energia granular. Quando o modelo padrão de Syamlal *et al.* (1993) é utilizado, o coeficiente difusivo para energia granular, k_{θ_s} é dado por:

$$k_{\theta_s} = \frac{15d_s \rho_s \alpha_s \sqrt{\pi \theta_s}}{4(41 - 33\eta)} \left[1 + \frac{12}{5} \eta^2 (4\eta - 3) \alpha_s g_{0,ss} + \frac{16}{15\pi} (41 - 33\eta) \eta \alpha_s g_{0,ss} \right] \quad (3.75)$$

Em que:

$$\eta = \frac{1}{2} (1 + e_{ss}) \quad (3.76)$$

O software *FLUENT 6.1.18* usa a seguinte expressão se o modelo opcional de Gidaspow *et al.* (1992) for escolhido.

$$k_{\theta_s} = \frac{150d_s \rho_s \sqrt{\pi \theta_s}}{384(1 + e_{ss}) g_{0,ss}} \left[1 + \frac{6}{5} \alpha_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \right]^2 + 2\rho_s \alpha_s^2 d_s (1 + e_{ss}) g_{0,ss} \sqrt{\frac{\theta_s}{\pi}} \quad (3.77)$$

A dissipação colisional de energia, S , representa a taxa de dissipação de energia dentro da fase sólida devido às colisões entre as partículas. Este termo é representado pela expressão derivada de Lun *et al.* (1984).

$$\gamma_{\theta_s} = \frac{12(1 + e_{ss}^2) g_{0,ss}}{d_s \sqrt{\pi}} \rho_s \alpha_s^2 \theta_s^{3/2} \quad (3.78)$$

A transferência de energia cinética da flutuação randômica nas velocidades das partículas da fase sólida (s) para a fase fluida (f) ou sólida é representada por ϕ_s :

$$\phi_{fs} = -3k_{fs} \theta_s \quad (3.79)$$

O *FLUENT 6.1.18* geralmente usa uma relação algébrica para a temperatura granular. Esta tem sido obtida negligenciando convecção e difusão na equação de transporte.

3.2.10. Métodos Numéricos Utilizados nas Simulações

Sempre que métodos numéricos são aplicados, a solução para uma determinada variável de interesse (ϕ) é apenas conhecida em alguns pontos do domínio (nós), devido à transformação das equações diferenciais em equações algébricas pela técnica de discretização.

Pela técnica de volumes finitos, o domínio do escoamento é dividido em inúmeros volumes de controle, cada qual recebendo em sua posição central, um ponto de interesse da malha. Em cada volume de controle, ocorre a integração das equações de transporte, mediante aproximações apropriadas (MEIER, 1998), o que resulta num conjunto de equações algébricas. Por sua vez, neste conjunto de equações algébricas, inevitavelmente acabam sendo incorporadas informações advindas de outros volumes de controle adjacentes àquele sob análise, devido aos termos convectivos e difusivos inerentes às equações de transporte (MALISKA, 2007). Por conseguinte, os termos convectivos e difusivos destas equações algébricas, devem ser necessariamente compartilhados entre os volumes de controle adjacentes mediante técnicas de interpolação (MINKOWYCZ *et al.*, 1988).

Os esquemas de interpolação presentes no FLUENT® são: *DIFERENÇAS CENTRAIS* (FLUENT INC., 2005), *UPWIND* de primeira e segunda ordem (BARTH e JESPERSEN, 1989), *POWER LAW* (PATANKAR, 1980) e *QUICK* (LEONARD e MOKHTARI, 1990). No presente trabalho foi utilizado o esquema *UPWIND* de primeira ordem.

Em relação aos algoritmos disponíveis pelo FLUENT® que permitem o acoplamento da pressão com a velocidade, foi empregado neste estudo o SIMPLE (*Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equations*) que é um dos algoritmos mais empregados no acoplamento pressão-velocidade. O acoplamento é efetuado através de uma relação que permite corrigir a pressão a cada nova iteração de velocidade. Pelos algoritmos de acoplamento pressão-velocidade, a pressão é calculada com base no ponto central de cada volume de controle.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS E DISCUSSÕES DOS EXPERIMENTOS

4.1. CARACTERIZAÇÃO DO MATERIAL

Os materiais utilizados neste trabalho foram alumina, crosta “residual” oriunda de cubas eletrolíticas, gentilmente cedidas pela ALBRAS – Alumínio Brasileiro S/A, e esferas de vidro classificadas por faixas granulométricas, adquiridas junto a fornecedor especializado.

4.2. ESFERAS DE VIDRO

4.2.1 Caracterização das Esferas de vidro

Inicialmente foi verificada a distribuição granulométrica das esferas de vidro. Foram feitos testes de peneiramento, em triplicata, com carga de aproximadamente 300g de material, agitadas por aproximadamente 20 minutos a uma amplitude de vibração da ordem de 1,7.

Estes procedimentos foram repetidos para todos os testes granulométricos, das demais Esferas de Vidro. As Figuras 4.1 e 4.2 apresentam os resultados de percentual em massa do material por faixa de abertura de peneira, bem como a curva de massa acumulada e massa passante nas peneiras para Esferas de Vidro tipo AD.

A Figura 4.1 mostra que algo em torno de 85% a 90% do material ficou retido na peneira de 150 micras de abertura, sendo que o diâmetro médio de partículas (d_p) foi estimado em 187,29 μm .

A Figura 4.2 apresenta a curva de distribuição de material passante e retido no conjunto de peneiras.

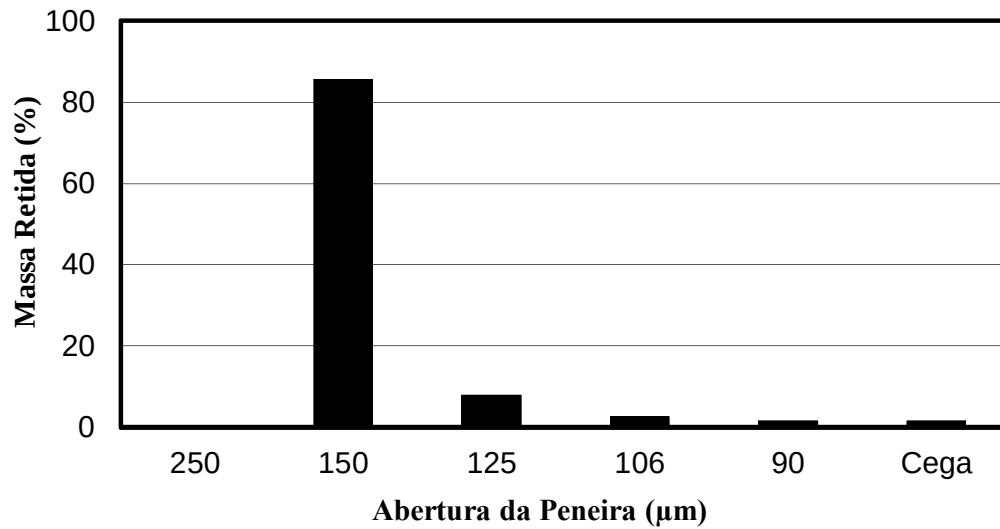


Figura 4.1 - Porcentagem de Massa Retida *versus* Abertura de Peneira para EV tipo AD.

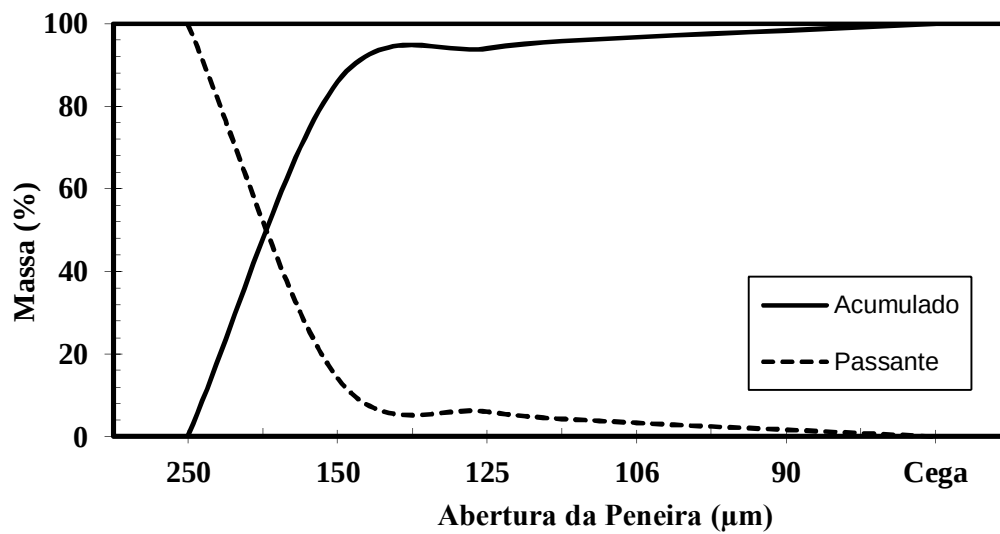


Figura 4.2 - Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante para EV tipo AD.

A Tabela 4.1 apresenta as características físicas das esferas de vidro utilizadas na realização dos experimentos propostos para o desenvolvimento deste trabalho.

Tabela 4.1 – Características físicas das esferas de vidro (EV) empregadas nos experimentos.

EV	Tipo (GELDART)	d_p (μm)	ρ_s (kg/m^3)
AD	B	187,29	2500
AF	B	126,85	2500
AG	A	80,06	2500
AH	A	71,82	2500

4.2.2. Caracterização Fluidodinâmica das Esferas de Vidro

4.2.2.1. Caracterização da Manta Distribuidora de Ar

Para a aquisição correta dos dados de pressão foi necessária a construção de uma curva característica que relacionasse a queda de pressão na manta distribuidora de ar *versus* velocidade superficial do gás. Este procedimento se faz necessário visto que os pontos de tomada de pressão (TAP's) estão localizados na altura da câmara de *plenum* e no topo da coluna, imediatamente abaixo do filtro de ar instalado no equipamento. Com um ajuste quadrático para a curva encontrada, obteve-se a queda de pressão na manta distribuidora para cada velocidade do gás durante a fluidização. A Figura 4.1 mostra o ajuste dos pontos que relacionam queda de pressão na placa à velocidade superficial do gás no leito.

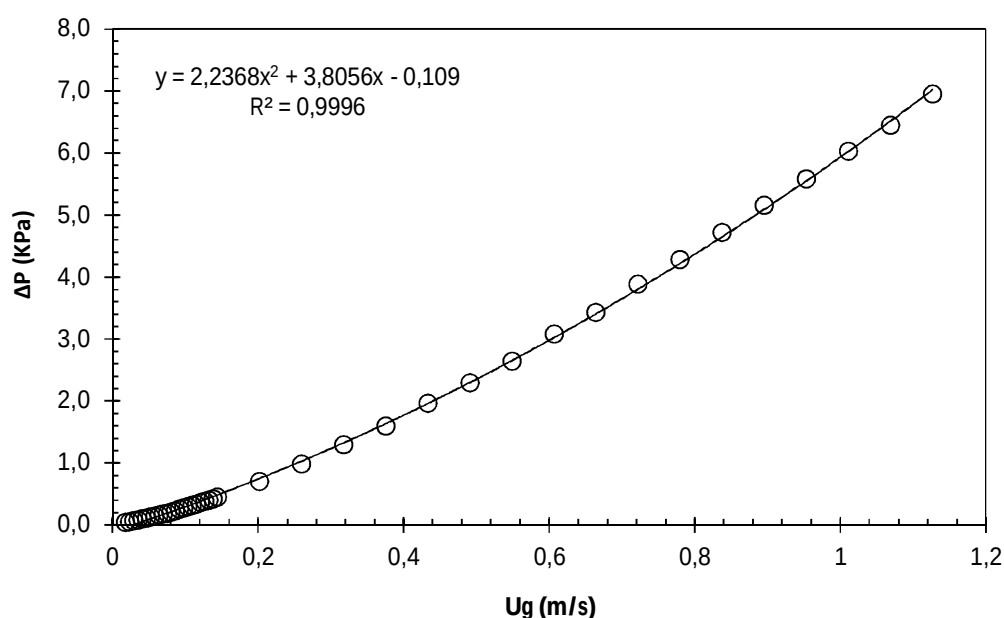


Figura 4.3 - Ajuste da Queda de Pressão na Manta distribuidora de ar.

O ajuste resultou numa relação: $\Delta P = 2,2368*U^2 + 3,8056*U - 0,109$, com coeficiente de determinação $R^2=0,9996$. Para a obtenção dos valores de queda de pressão a ser determinado durante a operação de fluidização, procedeu-se da seguinte maneira: subtraiu-se o valor referente à queda de pressão na manta distribuidora do valor obtido durante as medidas de cada ponto da curva característica do leito e, assim, se obteve a queda de pressão somente do leito de partículas associado a cada valor de velocidade do ar no sistema. Esse procedimento foi adotado uma vez que pontos de tomada de pressão (TAP) logo acima da manta sofrem muita interferência na leitura de resultado. Estas interferências resultam basicamente pela dinâmica dos leitos heterogêneos cuja formação de bolhas ocorre de forma frequente alterando consideravelmente os resultados. Em virtude disso optou-se por aquistar os dados de pressão levando-se em consideração a queda de pressão da manta, e posteriormente promover a subtração desses valores para obter o valor preciso do ΔP (queda de pressão) ponto a ponto para cada material estudado.

Para se avaliar a permeabilidade da manta distribuidora de ar, levou-se em consideração, que em um meio poroso isotrópico e homogêneo percolado por um fluido newtoniano, para o escoamento uniforme, ou seja, quando o campo de velocidades é uniforme, a equação do movimento para o fluido assume a seguinte forma:

$$-\frac{\Delta P}{L} = f_R \quad (4.1)$$

A força resistiva f_R é calculada a partir da seguinte equação constitutiva (A partir dos trabalhos de Henry Darcy (1856)):

$$f_R = \left(\frac{\mu}{K} + \frac{c\rho U_g}{\sqrt{K}} \right) U_g \quad (4.2)$$

Sendo:

P a pressão,

L a espessura da manta,

μ é viscosidade dinâmica do fluido,

ρ a massa específica do fluido,

U_g é a velocidade superficial do gás.

K e c são parâmetros, que dependem apenas de fatores estruturais da matriz porosa quando não ocorrem interações físico-químicas entre a matriz e o meio poroso.

Neste caso, K é permeabilidade do meio poroso, com dimensão L^2 , e c um parâmetro adimensional de ajuste.

Para a temperatura usada nos ensaios, a viscosidade dinâmica do gás foi estimada em aproximadamente $1,79 \times 10^{-5}$ kg/m.s. Sabendo que a espessura da manta distribuidora de gás é de 0,005 m, obteve-se um valor para a constante de permeabilidade Darciana da ordem de $4,32 \times 10^{-12}$ m². Os resultados apresentados neste trabalho estão concordantes com os de Cardoso (2008), que apresentou resultados de permeabilidade em uma placa porosa, confeccionada a partir de micro esferas de bronze sinterizadas a alta pressão.

4.2.2.2. Parâmetros Fluidodinâmicos das Esferas de Vidro

Uma vez caracterizadas as EV's, foram realizados os testes fluidodinâmicos deste material no leito fluidizado. A Figura 4.4, a seguir, mostra a curva característica obtida para as partículas de EV tipo AD.

As curvas fluidodinâmicas de EV tipo AD, obtidas experimentalmente para as alturas de leito estático (H_0) 10, 15 e 20 cm, equivalentes a razões de aspecto (H_0/D_L) de 0,71; 1,07 e 1,43; respectivamente, foram determinadas avaliando-se a evolução da queda de pressão no leito em função da velocidade do gás (método convencional), descrito em Kunii e Levenspiel (1991). Neste método, a U_{mf} é determinada na desfluidização do leito, a partir do diagrama ΔP versus U, pela intersecção da linha do leito fixo com a linha horizontal correspondente ao peso da carga de leito pela área da secção transversal da coluna.

A Figura 4.4 descreve o comportamento fluidodinâmico das EV's tipo AD para a H_0/D_L de 0,71. Observa-se que para estas cargas analisadas é encontrado comportamento típico de leito fluidizado descrito por Marques (2004), que trabalhou com faixas distintas de Esferas de Vidro (EV).

Na Figura 4.4, é possível observar um comportamento da fluidização das EV's, sendo possível identificar, através da análise gráfica convencional, a velocidade de mínima fluidização estimada em 0,0325 m/s. A queda de pressão na mínima fluidização, também, foi estimada em 1,75 KPa. Aumentando a carga de material no

leito fluidizado, não representou mudança significativa do comportamento fluidodinâmico do sólido.

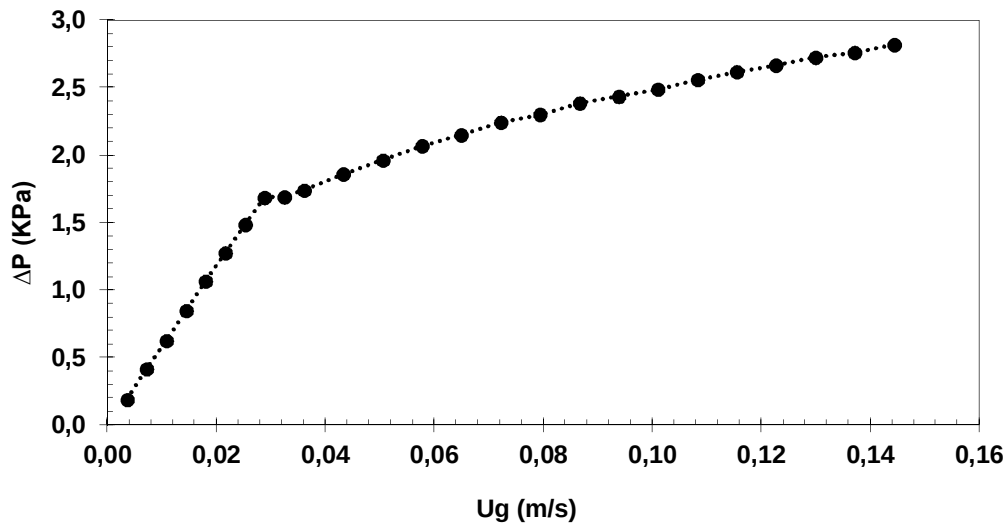


Figura 4.4 - Determinação da velocidade de mínima fluidização da EV tipo AD
($H_0/D_L = 0,71$ cm).

As Figuras 4.5 e 4.6 mostram claramente que não houve mudança no comportamento da fluidodinâmica do leito, apresentando, o material, uma condição de fluidização com a ocorrência dos pontos de uma leve inclinação, a partir da mínima fluidização, na região de fluidização completa.

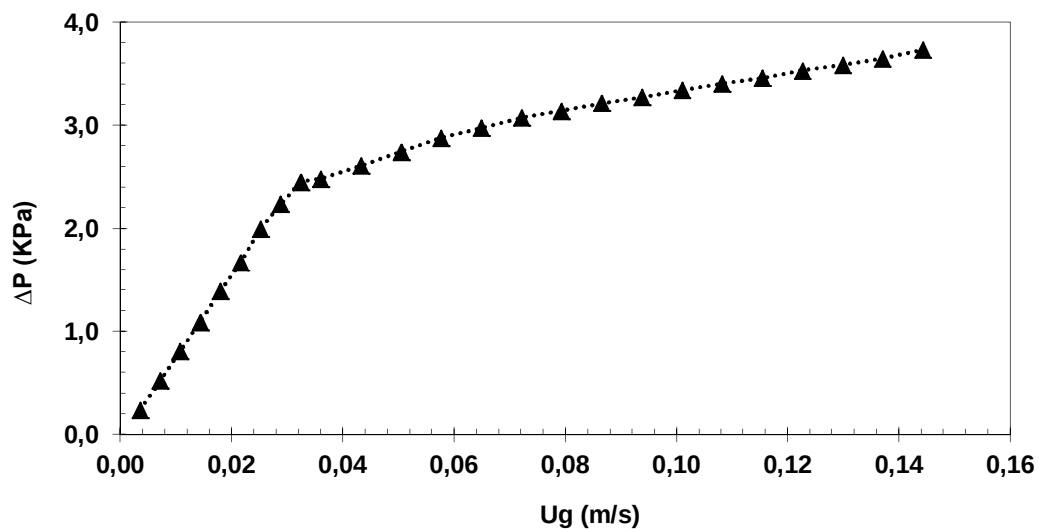


Figura 4.5 - Determinação da velocidade de mínima fluidização da EV tipo AD
($H_0/D_L = 1,07$ cm).

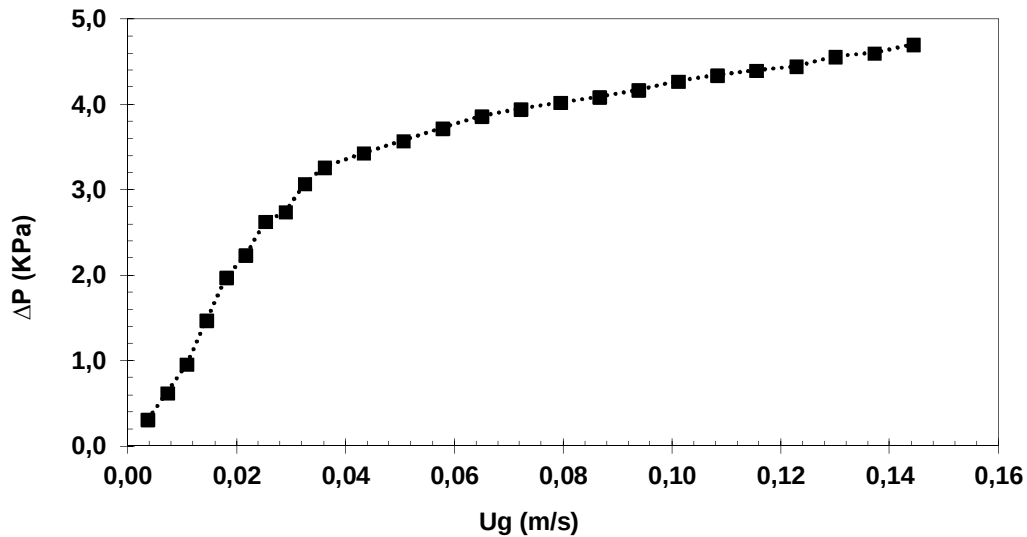


Figura 4.6 - Determinação da velocidade de mínima fluidização da EV tipo AD ($H_0/D_L = 1,43$ cm).

Os valores observados para U_{mf} 's dos leitos com H_0/D_L de 1,07 e 1,43, foram estimados em 0,0361 e 0,0330, respectivamente, tendo queda de pressão na mínima fluidização (ΔP_{mf}) assumida em torno de 2,47 KPa e 3,06 KPa, respectivamente. Os resultados obtidos com esferas de vidro estão compatíveis com os observados por Marques (2004), bem como Cardoso (2008), para o mesmo material. A Figura 4.7 mostra a variação da queda de pressão no leito em função da carga de material adicionado.

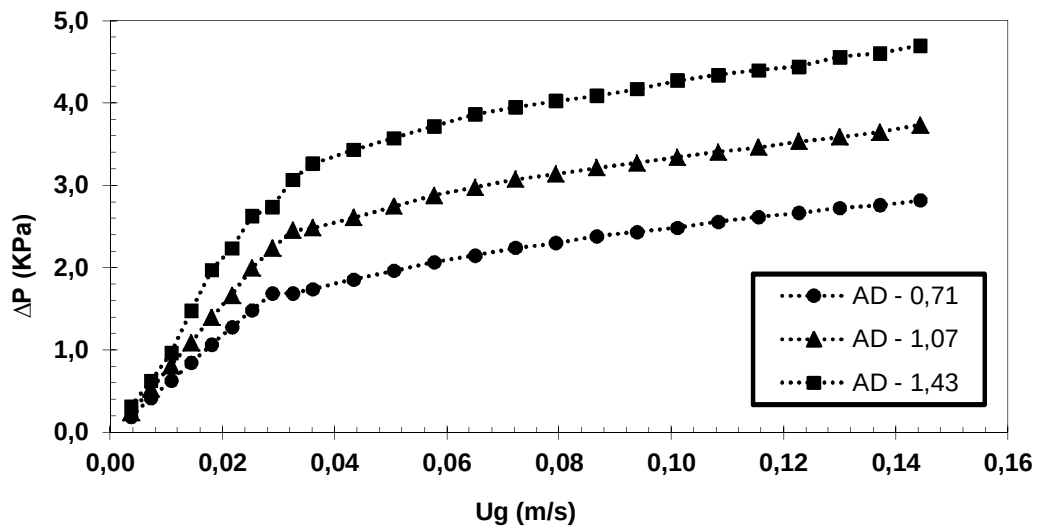


Figura 4.7 - Comparação da Curva Característica EV tipo AD ($H_0/D_L = 0,71$; 1,07 e 1,43).

Costa 2010, estudando sementes de jambú, observa a influência da carga de material adicionado no leito, sobre o comportamento fluidodinâmico do mesmo e constata a influência da carga de sólidos na queda de pressão no leito durante a operação de fluidização.

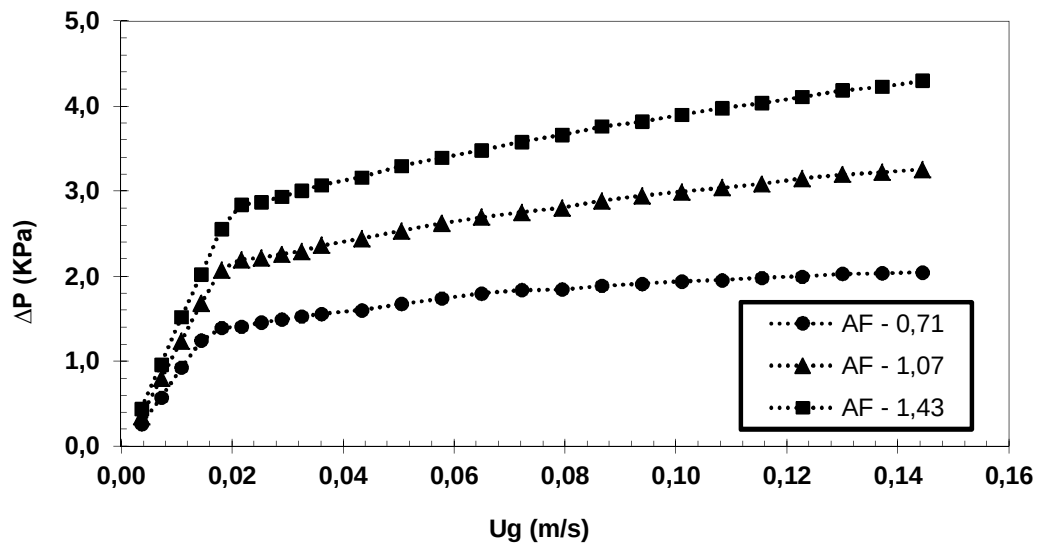


Figura 4.8 - Comparação da Curva Característica EV tipo AF ($H_0/D_L = 0,71$; 1,07 e 1,43).

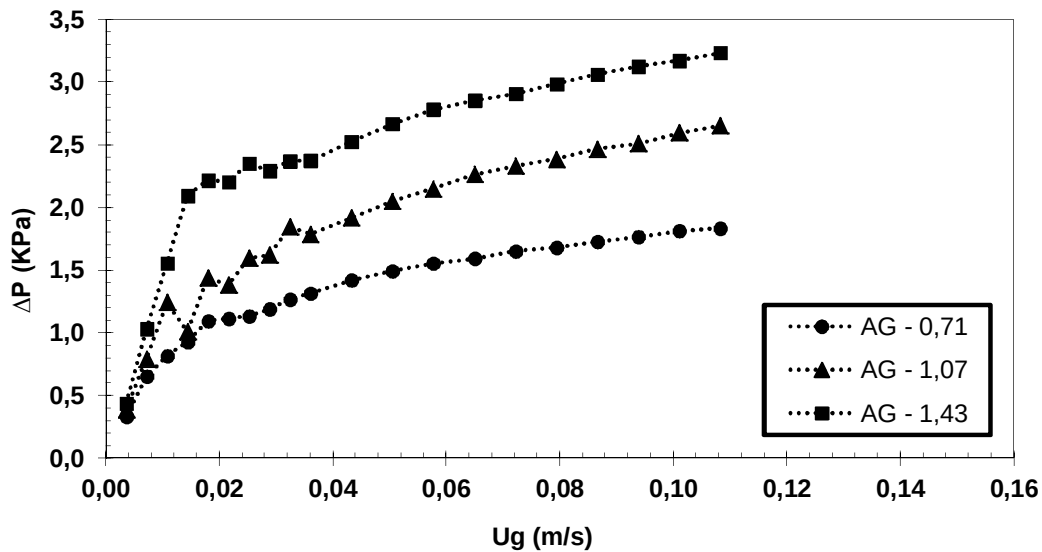


Figura 4.9 - Comparação da Curva Característica EV tipo AG ($H_0/D_L = 0,71$; 1,07 e 1,43).

Ainda segundo Costa (2010) isto confirma a teoria de fluidização, pois uma vez que o fluxo gasoso perde energia para vencer os atritos de escoamento, aumenta sua energia potencial e realiza trabalho, com a expansão do leito de sólidos, e o resultado físico deste fenômeno é a perda de carga ou queda de pressão, conforme visto nas Figuras 4.7 à 4.9, que mostram o comportamento fluidodinâmico de esferas de vidro com diferentes faixas de diâmetros médios (AD, AF, AG, AH), fluidizadas em um leito com diferentes cargas do material.

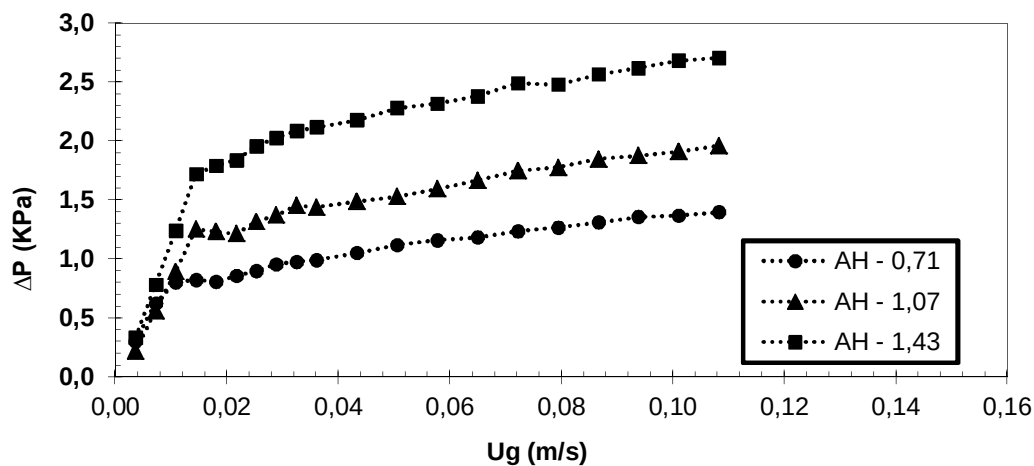


Figura 4.10 - Comparação da Curva Característica EV tipo AH ($H_0/D_L = 0,71; 1,07$ e $1,43$).

Ao passar do regime de leito fixo ao estado fluidizado o leito de partículas sofre, com raras exceções, uma expansão em relação a sua altura inicial (H_0). As Figuras 4.11(a, b, c, d) mostram a influência da quantidade de material adicionada no equipamento, na expansão do leito de partículas. Nota-se, neste sentido, que o aumento da carga de sólidos no leito impacta diretamente no aumento da expansão do leito de partículas, promovendo o aparecimento de um patamar de estabilidade na expansão, a partir de uma determinada velocidade, que neste caso está estimada em torno de 0,12 m/s.

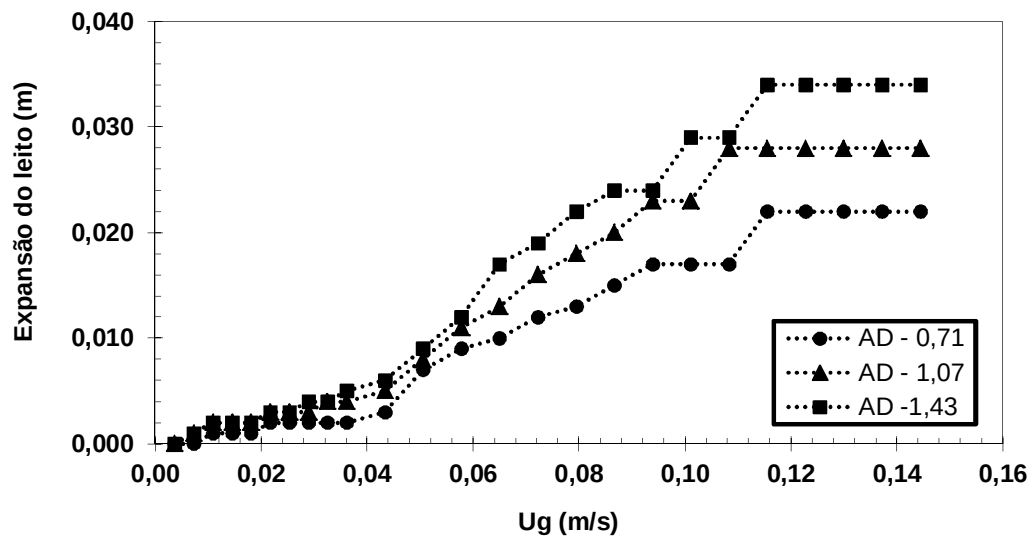


Figura 4.11a - Expansão do leito carregado com EV tipo AD ($H_0/D_L = 0,71$; 1,07 e 1,43).

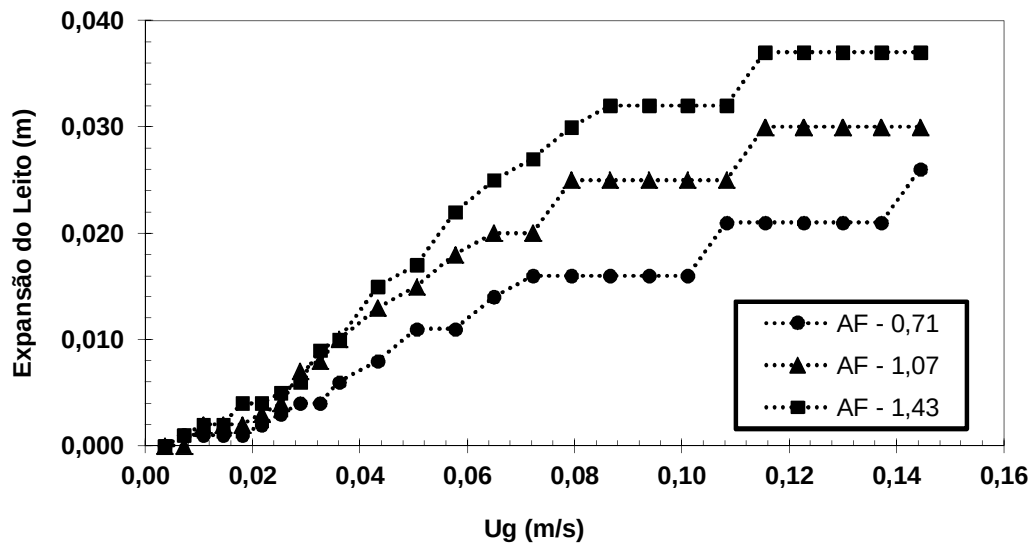


Figura 4.11b - Expansão do leito carregado com EV tipo AF ($H_0/D_L = 0,71$; 1,07 e 1,43).

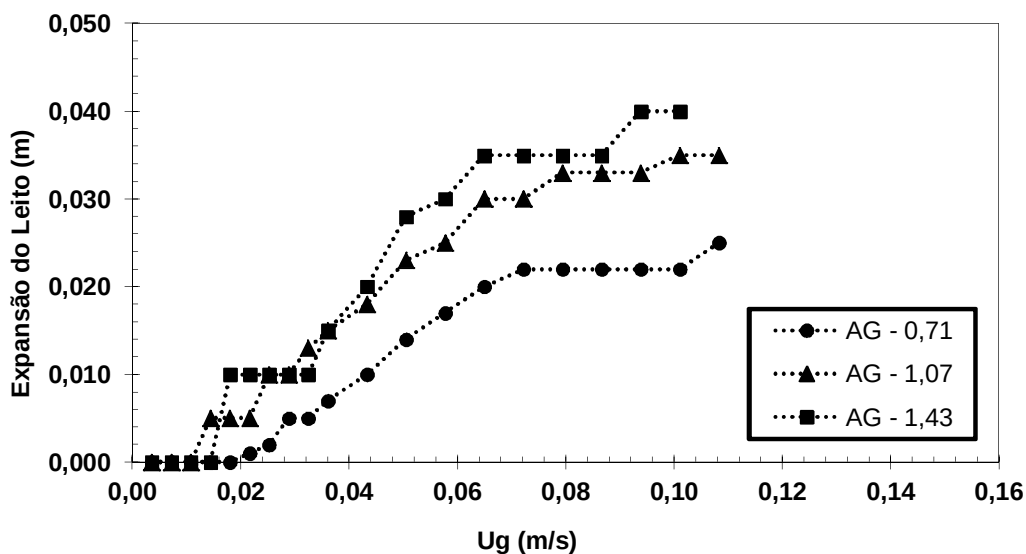


Figura 4.11c - Expansão do leito carregado com EV tipo AG ($H_0/D_L = 0,71$; 1,07 e 1,43).

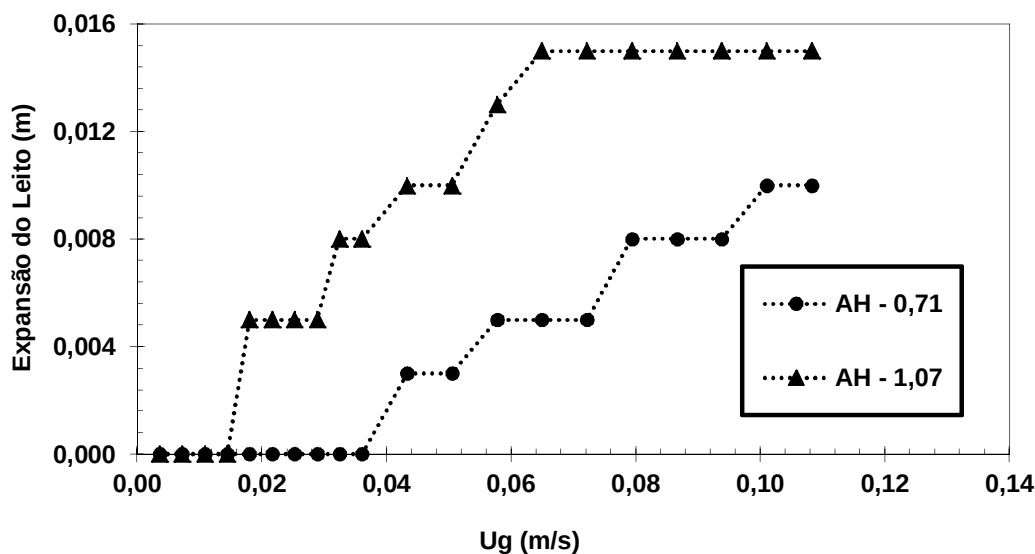


Figura 4.11d - Expansão do leito carregado com EV tipo AH ($H_0/D_L = 0,71$; 1,07 e 1,43).

Ao se comparar partículas iguais, com faixas de diâmetros diferentes, fluidizadas com cargas aproximadas, observa-se comportamento similar ao reportado anteriormente. Contudo os patamares de estabilidade na expansão, agora, estão dispostos em alturas diferentes, bem como faixas de velocidades, também diferentes (Figura 4.12).

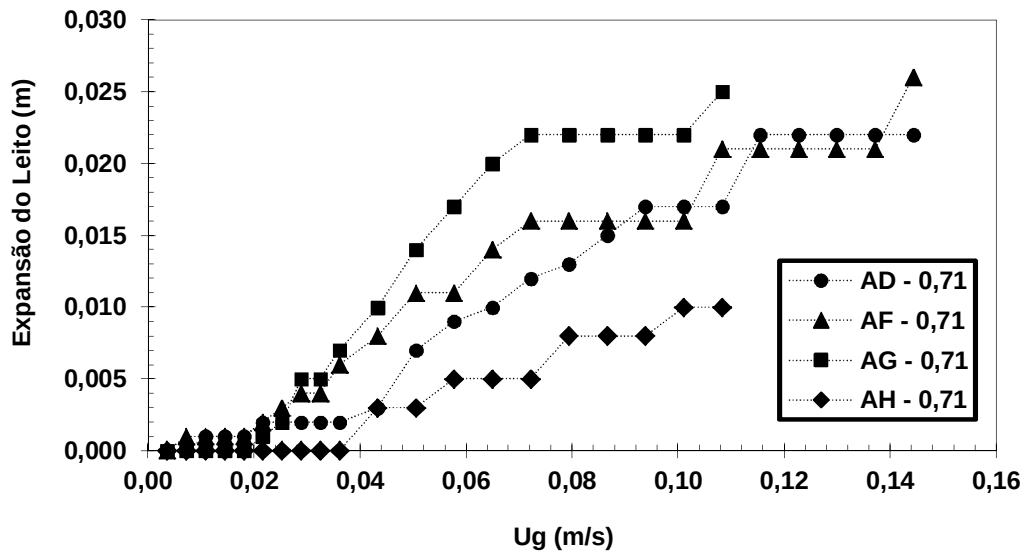


Figura 4.12a - Expansão do leito carregado com EV tipo AD, AF, AG e AH ($H_0/D_L = 0,71$).

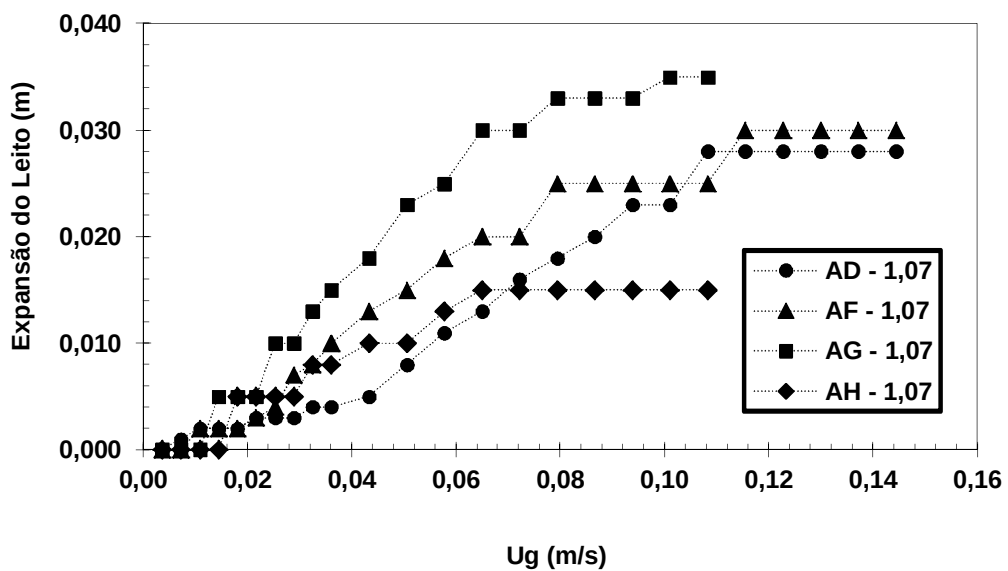


Figura 4.12b - Expansão do leito carregado com EV tipo AD, AF, AG e AH ($H_0/D_L = 1,07$).

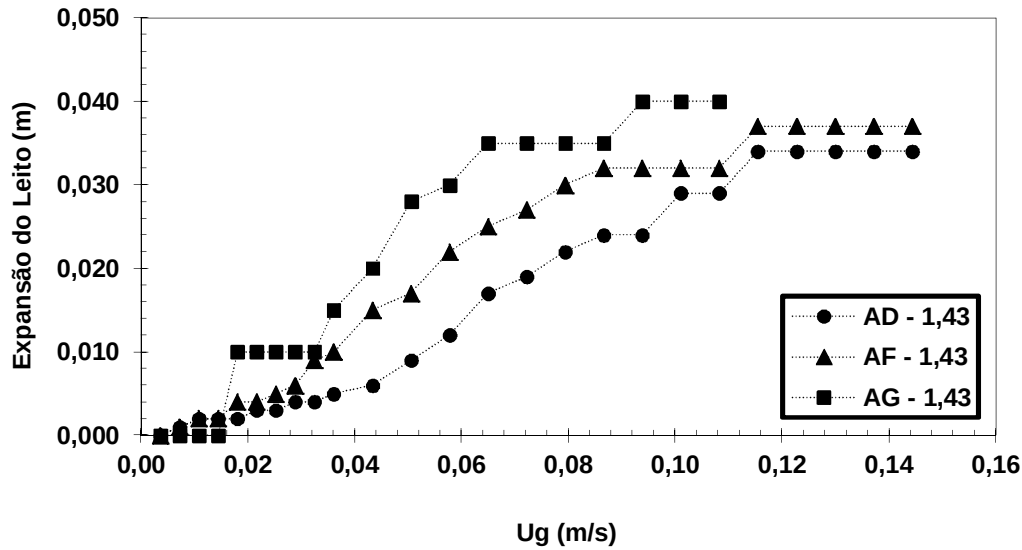


Figura 4.12c - Expansão do leito carregado com EV tipo AD, AF, AG e AH ($H_0/D_L = 1,43$).

As Figuras 4.13 e 4.14 ilustram os ajustes matemáticos para a obtenção dos parâmetros fluidodinâmicos Exp_{mf} e ϵ_{mf} , realizados entre os valores experimentais da velocidade do gás e as correspondentes altura e porosidade do leito de sólidos, respectivamente. Os dados experimentais foram adequadamente descritos por modelos polinomiais, apresentando coeficiente de determinação, em quase sua totalidade, acima de 0,990 para todas as condições experimentais.

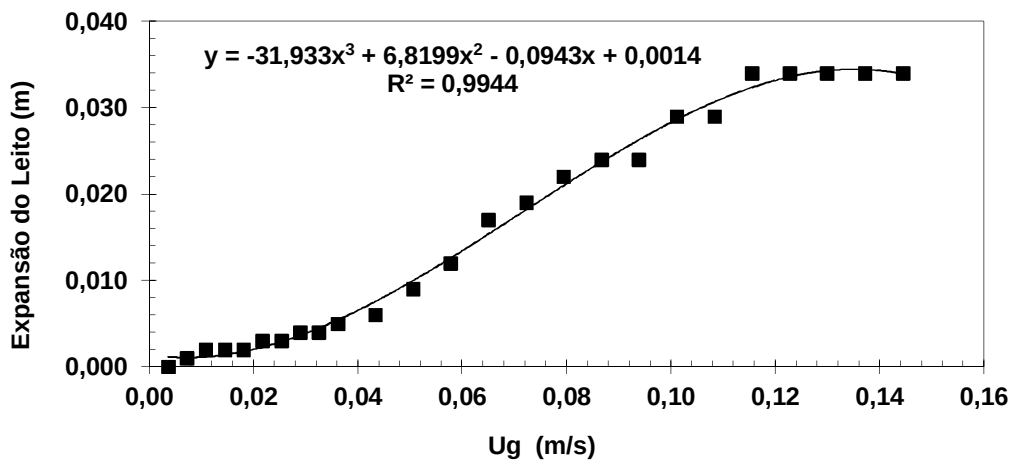


Figura 4.13 - Expansão do leito carregado com EV tipo AD ($H_0 = 0,20$ m).

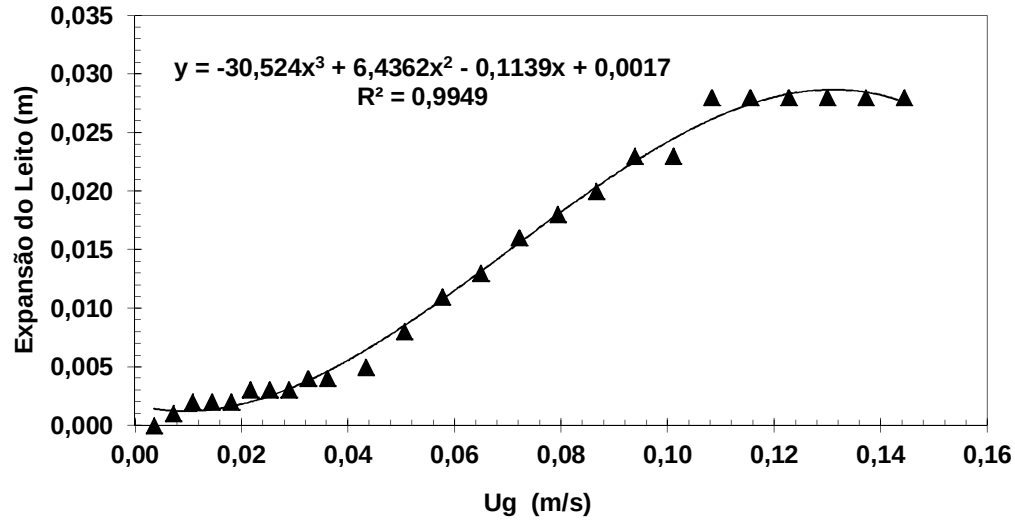


Figura 4.14 - Porosidade leito carregado com EV tipo AD ($H_0 = 0,15$ m).

Na Tabela 4.2 são apresentadas as equações polinomiais e os respectivos coeficientes de determinação para todas as alturas de leito estático (H_0) de EV's tipo AD, analisadas neste trabalho.

Tabela 4.2 - Equações polinomiais para a estimativa dos parâmetros fluidodinâmicos.

Altura (cm)	Parâmetros	Equação Polinomial	R^2
10	Expansão (cm)	$y = -1859,9x^3 + 400,36x^2 - 4,0601x + 0,0419$	0,9893
	$\varepsilon(-)$	$y = -80,371x^3 + 16,38x^2 - 0,0316x + 0,4296$	0,9888
15	Expansão (cm)	$y = -3052,4x^3 + 643,62x^2 - 11,386x + 0,1745$	0,9949
	$\varepsilon(-)$	$y = -87,408x^3 + 17,783x^2 - 0,2058x + 0,4334$	0,9951
20	Expansão (cm)	$y = -3193,3x^3 + 681,99x^2 - 9,4277x + 0,1417$	0,9944
	$\varepsilon(-)$	$y = -71,061x^3 + 14,615x^2 - 0,1154x + 0,4315$	0,9944

Os valores da porosidade de mínima fluidização foram também calculados com a ajuda da correlação de Choy e Ray (1985), Equação 4.3, e comparados com os seus

respectivos valores experimentais (Tabela 4.3). Um bom ajuste foi encontrado entre os valores calculados e os experimentais, pois segundo Kunii e Lenvespiel (1991) desvios relativos inferiores de 20% são considerados satisfatórios.

$$\varepsilon_{mf} = 0,568 \left[\frac{\mu^2}{\rho_f g (\rho_s - \rho_f) d^3} \right]^{0,029} \left(\frac{\rho_f}{\rho_s} \right)^{0,021} \quad (4.3)$$

Tabela 4.3 - Porosidade de mínima fluidização experimental e estimada por correlação.

Altura(cm)	$\varepsilon_{mf \text{ Exp}} (-)$	$\varepsilon_{mf \text{ eq}} (-)$	Desvio(%)
10	0,44	0,50	13,64
15	0,44	0,50	13,64
20	0,44	0,50	13,64

Na Tabela 4.4 estão sumarizados os valores obtidos para os parâmetros fluidodinâmicos no sistema em regime de leito fixo e fluidizado, bem como a expansão do leito de partículas para as diferentes alturas de leito estático de esferas de vidro com classificação AD.

Tabela 4.4 - Parâmetros fluidodinâmicos para diferentes alturas de H_0 de EV's tipo AD.

H_0 (cm)	$\varepsilon_0(-)$	U_{mf} (m/s)	$\varepsilon_{mf} (-)$	ΔP_{mf} (KPa)	H_{mf} (m)	$H_0/D_L (-)$
10	0,43	0,0325	0,44	1,6887	0,11	0,77143
15	0,43	0,0361	0,44	2,4798	0,166	1,15714
20	0,43	0,0325	0,44	3,0695	0,22	1,54286

O efeito exercido da quantidade de material, nos parâmetros fluidodinâmicos também pode ser observado na Tabela 4.4, onde verifica-se a pouca influência sobre a velocidade de mínima fluidização e nenhuma influência sobre a porosidade de mínima fluidização, o que está de acordo com a teoria da fluidização. A porosidade do leito fixo e conseqüentemente do sistema fluidizado apresentam valores próximos ao esperado, ou seja, mantendo entre 20 e 40 % de espaços vazios no leito de partículas. Costa (2010) comenta que porosidades do leito de partículas com valores maiores que o esperado pode representar uma característica desejável, pois facilita o contato entre as fases sólido-fluido e as taxas de transferência de calor e massa, favorecendo as operações de secagem e recobrimento.

A queda de pressão e a altura de mínima fluidização sofreram influência direta com a carga de sólidos, o que era esperado, pois a queda de pressão é diretamente proporcional ao peso das partículas dividido pela área da seção transversal da coluna. Ao contrário do que aconteceu com Silva (2000) ao estudar a fluidodinâmica de celulose microcristalina em leito fluidizado, bem como com Costa (2010), no estudo de sementes de jambú, a expansão no leito de sólidos variou numa proporção direta ao aumento na quantidade de material adicionada ao equipamento.

A análise das Tabelas 4.4 e 4.5 indica a ocorrência de fluidização parcial e que a operação do sistema ocorre, em alguns casos, em leito raso, devido a relação H_0/D_L apresentarem valores menor que 1, sugerindo a ocorrência de desvios entre a velocidade de mínima fluidização obtida experimentalmente e as calculadas pelas equações da literatura (Geldart, 1986). Porém, experimentalmente observou-se visualmente um movimento intenso das partículas e sem formação de canais preferenciais durante todas as condições estudadas. A Tabela 4.5 sumariza e confirma os pequenos desvios obtidos para U_{mf} experimental como encontrado para a correlação de Colters e Rivas (2004)

Tabela 4.5 - Velocidade de mínima fluidização experimental e calculada por correlações para EV-AD.

CORRELAÇÕES	U_{mf} Calculado (cm/s)	U_{mf} Experimental (cm/s)	DESVIO (%)
MILLER e LOGWINUK (1961)	2,75	3,25	15,35
DAVIES E RICHARDSON (1966)	3,78		16,45
LEVENSPIEL (1993)	1,20		63,01
YANG et al (2003)	4,82		48,45
COLTERS e RIVAS (2004)	2,94		9,44
WEN e YU (1966)	2,85		12,34
BABU et al (1978)	6,01		84,97
LUCAS et al (1986)	4,17		28,45
SAXENA e VOGEL (1977)	5,27		62,21

A Tabela 4.5 apresenta os resultados obtidos através de correlações encontradas na literatura para a velocidade de mínima fluidização, comparadas com o resultado experimental para uma carga de Esferas de vidro (EV-AD) com razão de aspecto (H_0/D_L) de 0,71; além de seus respectivos desvios.

Na análise da Tabela 4.5 pode-se verificar que as correlações que apresentaram desvios pequenos em relação à velocidade de mínima fluidização da EV-AD, obtida experimentalmente foram as de: Davies e Richardson (1966), Miller e Logwinuk (1961), Wen e Yu (1966) e Colters e Rivas (2004), apresentando desvios na ordem de 9,44 %, a 16,45%.

Como a correlação de Colters e Rivas (2004), apresentou desvio abaixo de 10 % dos valores observados experimentalmente, infere-se que tal correlação descreve de forma satisfatória o comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado na condição de mínima fluidização, para o material analisado.

4.3. ALUMINA

4.3.1 Caracterização da Alumina

Outro material utilizado neste trabalho foi alumina, gentilmente cedida pela ALBRAS. A caracterização das propriedades de interesse do material e os métodos utilizados estão destacados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 - Propriedade do Material.

Propriedade	Valor observado	Método
ρ_s (Kg/m ³)	3000	Picnometria
d_p (µm)	84,06	Diâmetro de peneira
ϕ	0,679	Relação de área projetada do maior círculo inscrito pelo menor círculo circunscrito a partícula.

Através da análise da distribuição granulométrica do material obteve-se o diâmetro médio da partícula (d_p) estimado pelo cálculo do Diâmetro de Sauter. Os testes de granulometria foram realizados com 300g de alumina, num tempo de duração do peneiramento de 20 minutos e frequência de agitação igual a 1,7. O valor encontrado foi

de 84,06 μm . A Figura 4.15 mostra a maior retenção da massa do material na faixa de peneira com abertura de 75 μm . Observou-se um valor de 50,35% de massa retida.

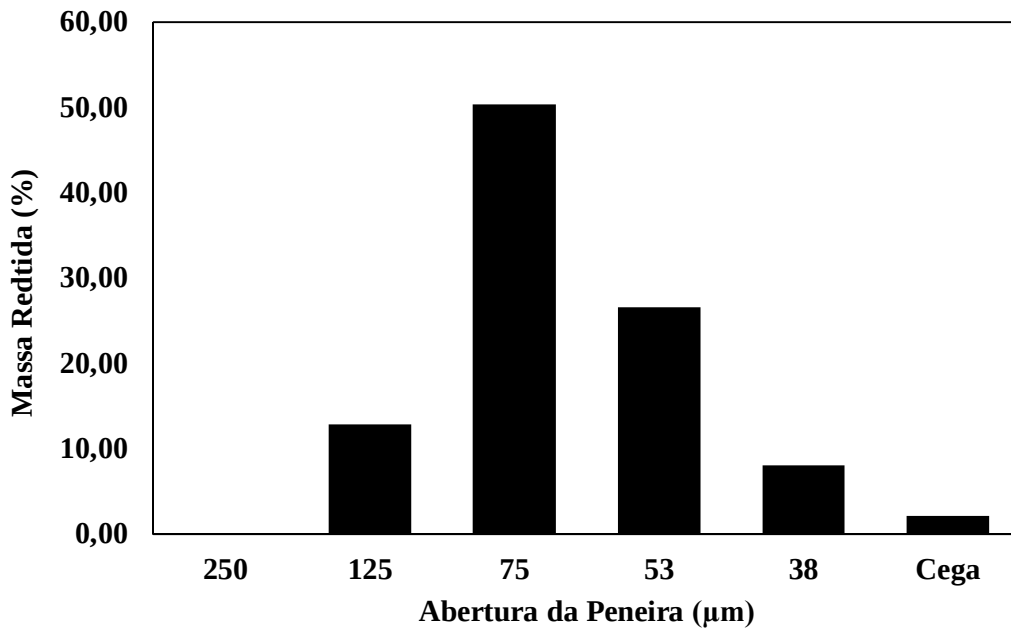


Figura 4.15 - Porcentagem de Massa Retida *versus* Abertura da Peneira.

Na Figura 4.16 é apresentado os perfis de distribuição de massa acumulada e massa passante nas peneiras.

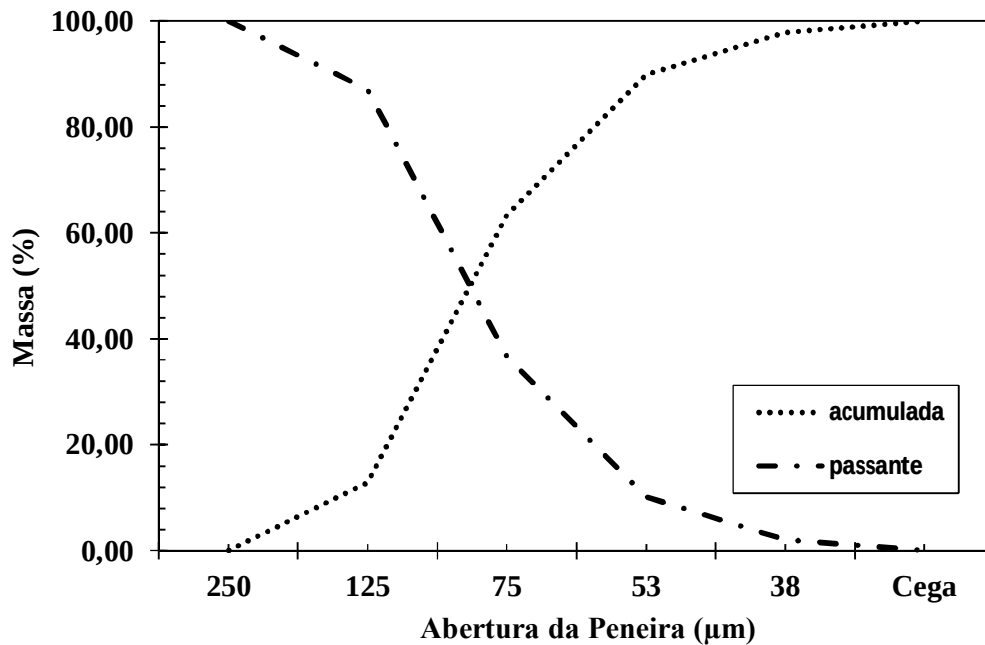


Figura 4.16 - Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante.

Os dados obtidos da distribuição granulométrica do material possibilitaram classificar a alumina de acordo com o diagrama de Geldart (1986) para o tipo de fluidização. A Figura 4.17 mostra o diagrama de classificação para a alumina, que neste caso encontra-se dentro da faixa de material do tipo “B” de Geldart, logo sendo classificado como fluidização do tipo areia. Materiais com esta característica apresentam boas condições de fluidização.

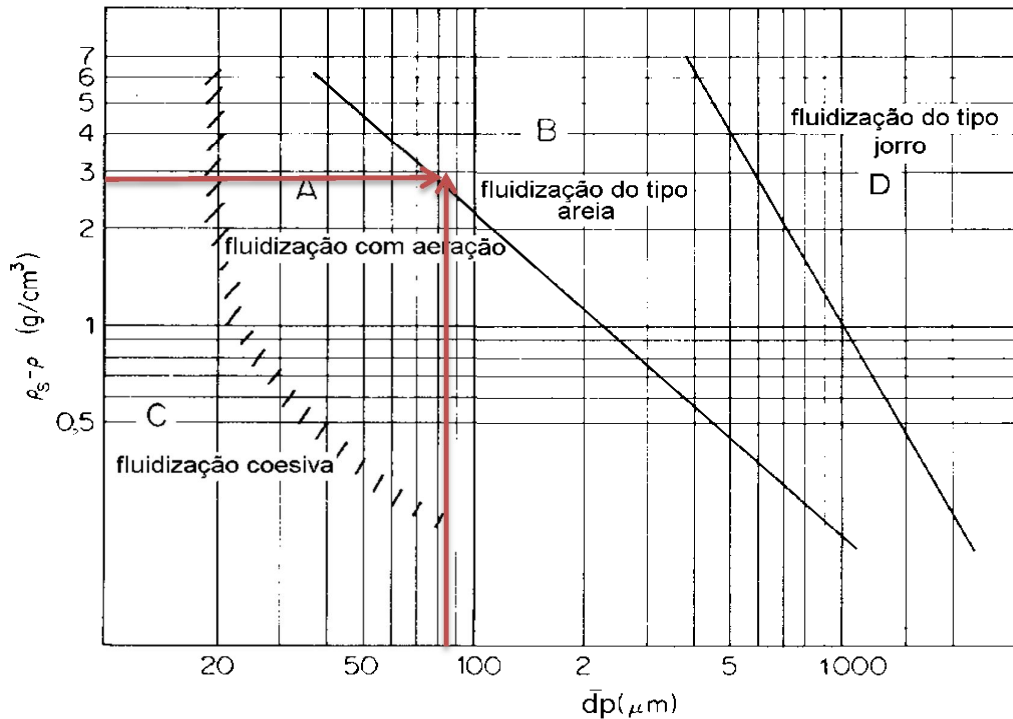


Figura 4.17 - Determinação do tipo de fluidização segundo a classificação de Geldart (1986).

4.3.2. Caracterização Fluidodinâmica da Alumina

Uma vez caracterizadas as partículas de alumina, foram realizados os testes fluidodinâmicos, deste material no leito fluidizado.

A Tabela 4.7 apresenta as quantidades de alumina empregadas para cada razão de aspecto (H_0/D_L) utilizada na realização dos experimentos propostos para o desenvolvimento deste trabalho.

Tabela 4.7 - Quantidades de alumina utilizadas no trabalho.

Carga (g)	H ₀ (m)	D _L (m)	H ₀ /D _L
2362	0,10	0,14	0,71
3847	0,20	0,14	1,43
5230	0,30	0,14	2,14

As curvas fluidodinâmicas de alumina (Figuras 4.18 a 4.20) obtidas experimentalmente para as razões de aspecto (H₀ /D_L) 0,71; 1,43 e 2,14 foram determinadas avaliando-se a evolução da queda de pressão no leito em função da velocidade do gás, segundo Kunii e Levenspiel (1991). Da mesma forma que para as esferas de vidro a U_{mf} foi determinada, na desfluidização do leito, a partir do diagrama ΔP versus U, pela intersecção da linha do leito fixo com a linha horizontal correspondente ao peso da carga de leito pela área da secção transversal da coluna.

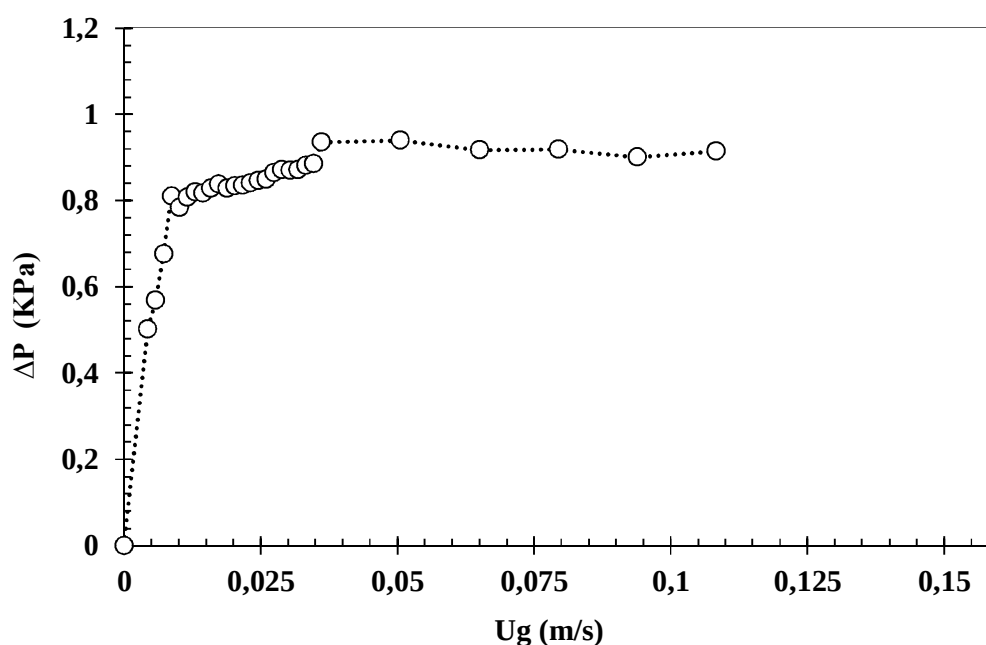


Figura 4.18 - Curva característica da Alumina [Razão de Aspecto (H₀/D_L) = 0,71].

Marques (2004) comenta que na obtenção do diagrama típico de fluidização dos materiais mais finos, observa-se a presença de uma terceira linha que indica a região de leito semifluidizado. Este tipo de gráfico foi apresentado, inicialmente, por Richardson (1971), onde esta nova linha foi utilizada para a determinação das velocidades de fluidização incipiente (U_{fi}) e fluidização completa ou plena (U_{fp}).

Na obtenção dos diagramas de fluidização da alumina, observou-se a presença de uma terceira linha indicando uma região de leito semifluidizado, tal como descrito por Marques (2004) e por Richardson (1971), delimitando as velocidades de fluidização incipiente (U_{fi}) e fluidização completa ou plena (U_{fp}).

A Figura 4.18 descreve o comportamento fluidodinâmico das partículas de alumina para uma razão de aspecto de H_0/D_L igual a 0,71. Observa-se que para estas cargas analisadas, também, foi encontrado comportamento típico de leito fluidizado descrito anteriormente por Marques (2004), bem como Cardoso (2008), segundo o que observou Richardson (1971), em seus trabalhos.

Observa-se um comportamento de semifluidização para a alumina (Figura 4.18), sendo possível a identificação das velocidades de fluidização insipiente (U_{fi}) com valores estabelecidos da ordem de 0,0101 m/s, velocidade de fluidização completa (U_{fp}) apresentado valores em torno de 0,045 m/s, e a velocidade de mínima fluidização estimada em 0,0129 m/s. A queda de pressão na mínima fluidização, também, foi estimada em 0,95 KPa.

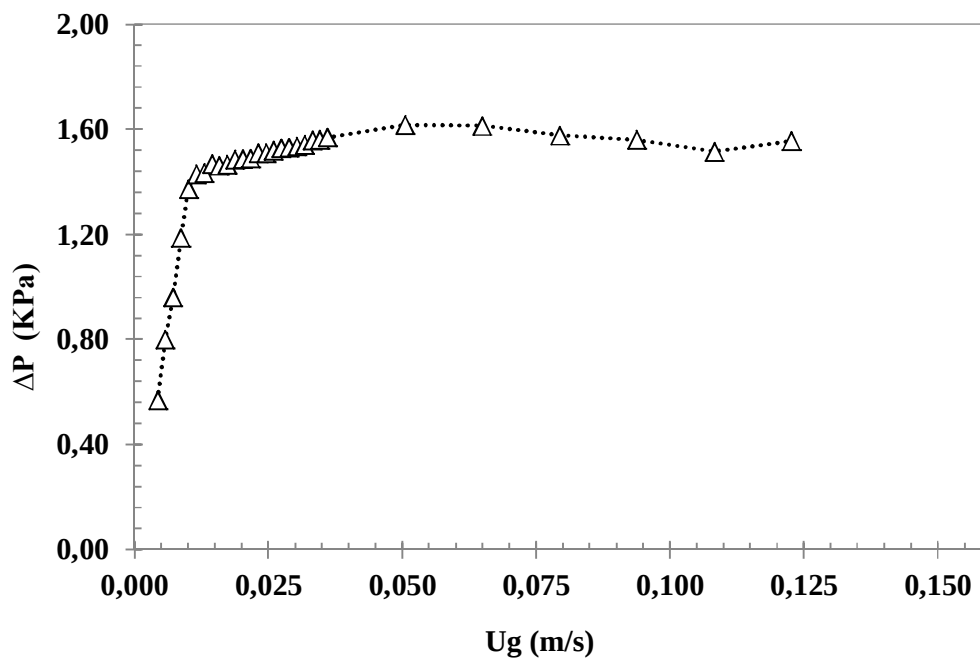


Figura 4.19 - Curva característica da Alumina [Razão de Aspecto (H_0/D_L) = 1,43].

Também no caso da alumina, o aumento da carga de material no leito fluidizado, não representou mudança significativa do comportamento fluidodinâmico do sólido. As

Figuras 4.19 e 4.20 mostram a manutenção do comportamento fluidodinâmico do leito, com o material, permanecendo com uma condição de semifluidização com a ocorrência dos pontos de fluidização insipiente, mínima fluidização e fluidização completa.

Os valores observados para U_{mf} dos leitos com razões de aspecto 1,43 e 2,14 foram estimadas em 0,0115 m/s e 0,0144 m/s, respectivamente, tendo queda de pressão na mínimafluidização (ΔP_{mf}) assumida em torno de 1,64 KPa e 2,40 Kpa, respectivamente.

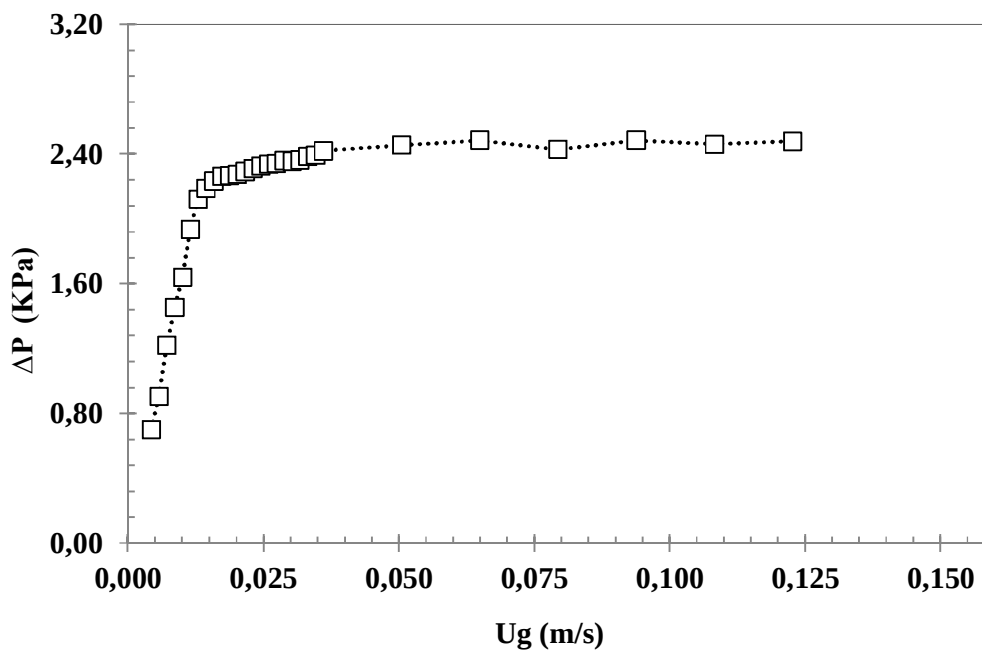


Figura 4.20 - Curva característica da Alumina [Razão de Aspecto (H_0/D_L) = 2,14].

A Figura 4.21 mostra a variação da queda de pressão no leito em função da carga de material adicionado. Uma relação direta entre a carga de material adicionada ao leito e o aumento da queda de pressão no mesmo é observado. Esta relação já era esperada e foi anteriormente explicada quando da análise da Figura 4.12 à 4.14.

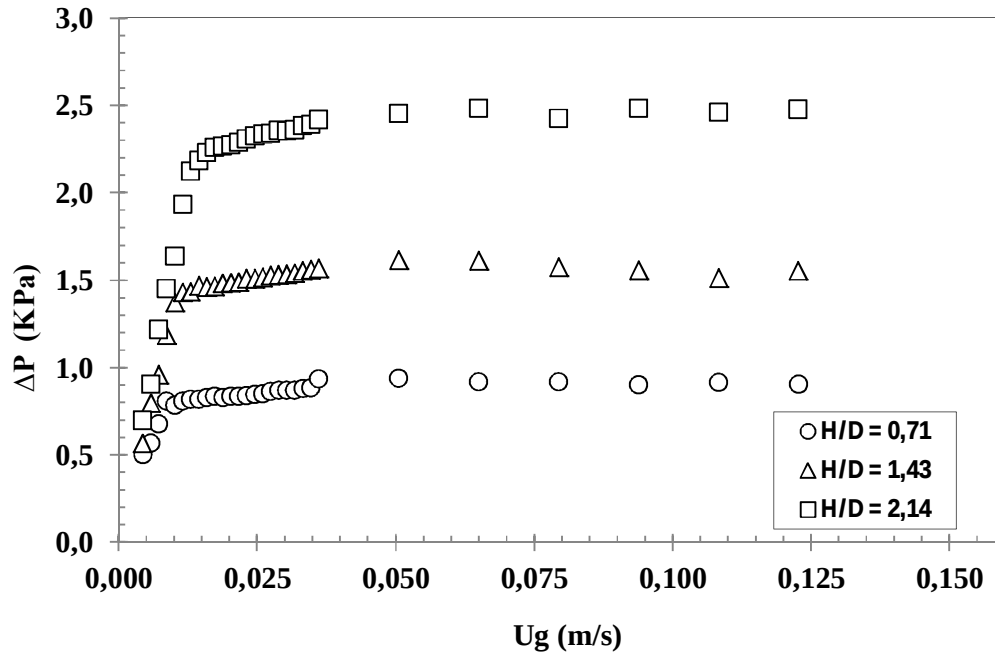


Figura 4.21 - Comparação da Curva Característica alumina ($H_0/D_L = 0,71, 1,43$ e $2,14$).

Os valores observados para queda de pressão no leito carregados com cargas diferentes de alumina variaram entre 0,85 KPa, 1,41KPa e 2,16 KPa, para leitos com razão de aspecto de 0,7; 1,4 e 2,1; respectivamente.

A Tabela 4.8 apresenta os resultados obtidos através de correlações encontradas na literatura para a velocidade de mínima fluidização, comparadas com o resultado experimental para uma carga de alumina com razão de aspecto (H_0/D_L) de 0,71; bem como seus respectivos desvios.

Na análise da Tabela 4.8 pode-se observar que algumas correlações apresentam desvios pequenos em relação à velocidade de mínima fluidização obtida experimentalmente, dentre os quais podemos relacionar Colters e Rivas (2004), Lucas et al (1986), Levenspiel (1993) e, destacadamente, a correlação de Davies e Richardson (1966), que com um desvio de, aproximadamente, 0,99 %, apresentou uma velocidade de mínima fluidização calculada da ordem de 1,28 cm/s, demonstrando que tal correlação parece descrever adequadamente o comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado sob as condições de mínima fluidização, para o material analisado.

Tabela 4.8 - Velocidade de mínima fluidização experimental e calculada por correlações para Alumina.

CORRELAÇÕES	U_{mf} Calculado (cm/s)	U_{mf} Experimental (cm/s)	DESVIO (%)
MILLER e LOGWINUK (1961)	0,93	1,29	28,03
DAVIES E RICHARDSON (1966)	1,28		0,99
LEVENSPIEL (1993)	1,22		5,75
YANG et al (2003)	1,63		26,22
COLTERS e RIVAS (2004)	1,48		15,08
WEN e YU (1966)	0,97		25,15
BABU et al (1978)	2,05		59,09
LUCAS et al (1986)	1,42		9,91
SAXENA e VOGEL (1977)	1,80		39,32

A Figura 4.22 mostra a influência da quantidade de material adicionada no equipamento, na expansão do leito de partículas de alumina. Também neste caso, nota-se que o aumento da carga de sólidos no leito impacta diretamente no aumento da expansão do leito de partículas, promovendo o aparecimento de um patamar de estabilidade na expansão, a partir de uma determinada velocidade, que neste caso está estimada em torno de 0,048 m/s.

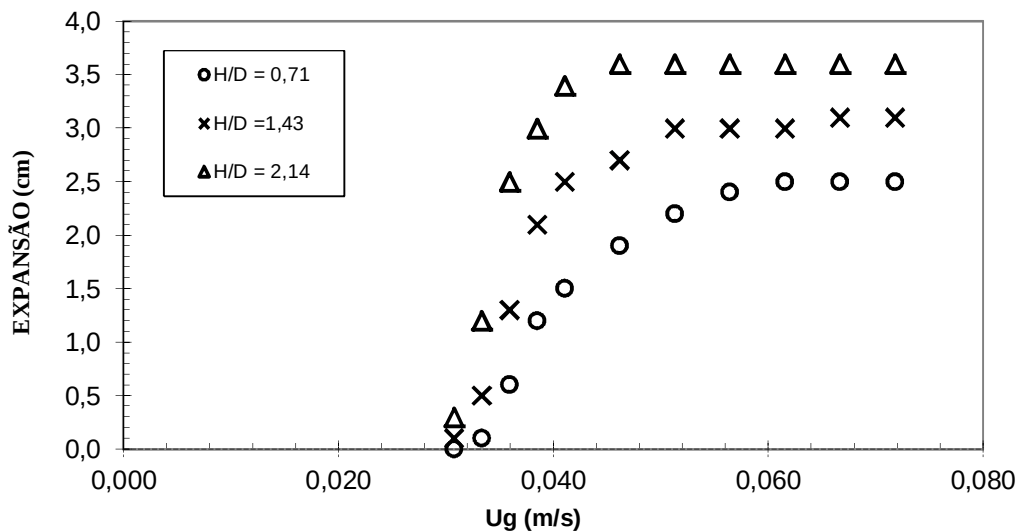


Figura 4.22 - Expansão do leito carregado com alumina ($H_0/D_L = 0,71, 1,43$ e $2,14$).

Ainda quanto à expansão do leito de partículas, os valores observados ficaram compreendidos na faixa de 2,5 a 3,6 cm conforme mostrado na Figura 4.22. A expansão na mínima fluidização, por sua vez, foi de aproximadamente 1,2; 2,1 e 3,0 cm para as razões de aspecto 0,71; 1,43 e 2,14, respectivamente.

As Figuras 4.23 e 4.24 ilustram os ajustes matemáticos para a obtenção dos parâmetros fluidodinâmicos Exp_{mf} e ϵ_{mf} , realizados entre os valores experimentais da velocidade do gás e as correspondentes altura e porosidade do leito de sólidos, respectivamente.

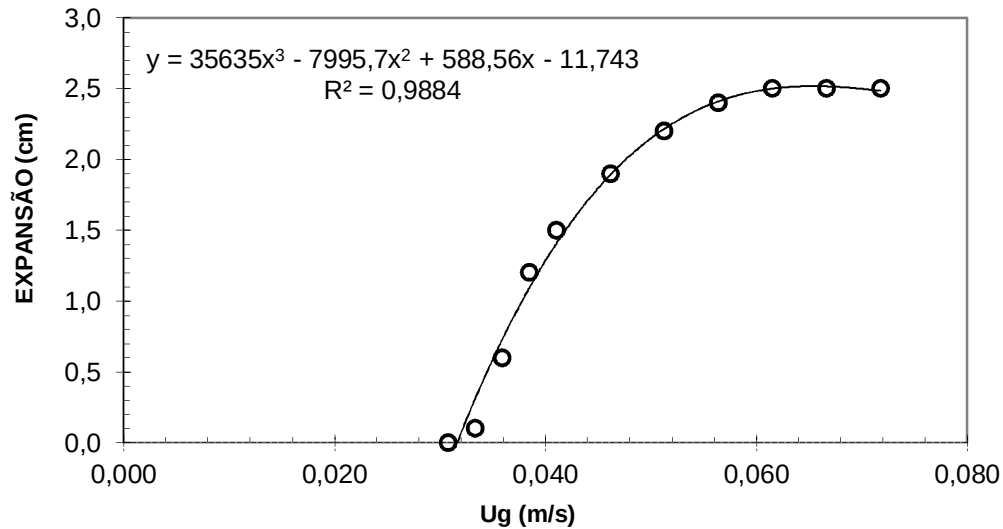


Figura 4.23 - Expansão do leito carregado com alumina ($H_0/D_L = 0,71$).

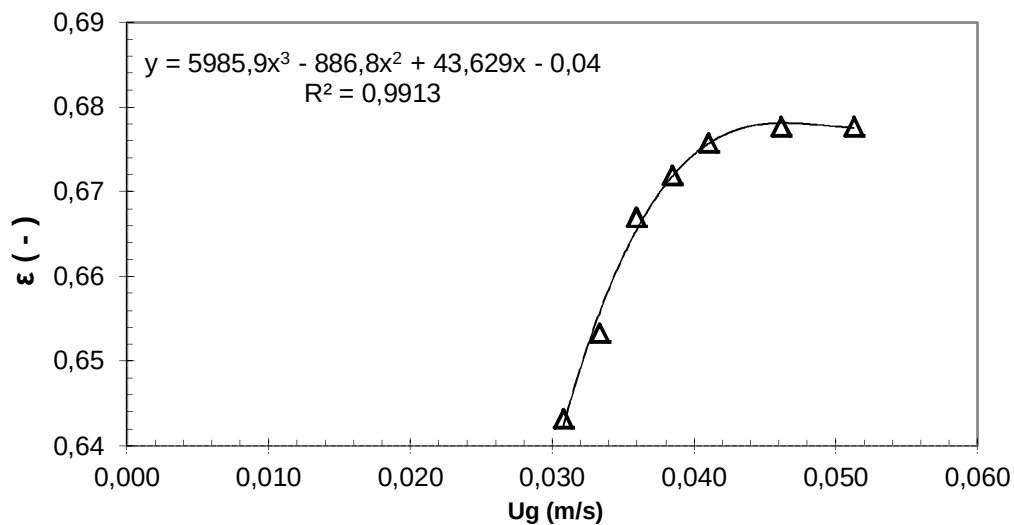


Figura 4.24 - Porosidade leito carregado com alumina ($H_0/D_L = 2,14$).

Os dados experimentais foram adequadamente descritos por modelos polinomiais, apresentando coeficiente de correlação acima de 0,980 para todas as condições experimentais.

Na Tabela 4.9 são apresentadas as equações polinomiais e os respectivos coeficientes de correlação para todas as Razões de Aspecto (H_0/D_L) de alumina, analisadas neste trabalho.

Tabela 4.9 - Equações polinomiais para a estimativa dos parâmetros fluidodinâmicos.

H_0/D_L	Parâmetros	Equação Polinomial	R^2
0,71	Expansão (cm)	$y = 35635x^3 - 7995,7x^2 + 588,56x - 11,743$	0,988
	$\varepsilon(-)$	$y = 1143,8x^3 - 234,27x^2 + 15,959x + 0,3284$	0,986
1,43	Expansão (cm)	$y = 166420x^3 - 28772x^2 + 1652,3x - 28,514$	0,982
	$\varepsilon(-)$	$y = 2615,1x^3 - 445,27x^2 + 25,159x + 0,2054$	0,984
2,14	Expansão (cm)	$y = 477084x^3 - 72821x^2 + 3680,6x - 58$	0,990
	$\varepsilon(-)$	$y = 5985,9x^3 - 886,8x^2 + 43,629x - 0,04$	0,991

Os valores da porosidade de mínima fluidização foram também calculados com a ajuda da correlação de Choy e Ray (1985), Equação 4.4, e comparados com os seus respectivos valores experimentais (Tabela 4.10). O desvio encontrado entre os valores calculados e os experimentais foi da ordem de 40 % para todos os casos, sugerindo que a correlação proposta não representou satisfatoriamente a porosidade na mínima fluidização para alumina, nos casos estudados, pois segundo Kunii e Levenspiel (1991), apenas desvios relativos inferiores de 20% devem ser considerados satisfatórios.

$$\varepsilon_{mf} = 0,586 \left[\frac{\mu^2}{\rho_f g (\rho_s - \rho_f) d_p^3} \right]^{0,029} \left(\frac{\rho_f}{\rho_s} \right)^{0,021} \quad (4.4)$$

Tabela 4.10 - Porosidade de mínima fluidização experimental e estimada por correlação.

Altura(cm)	$\varepsilon_{mfExp}(-)$	$\varepsilon_{mf eq}(-)$	Desvio (%)
10	0,65	0,39	40,0
15	0,65	0,39	40,0
20	0,65	0,39	40,0

Na Tabela 4.11 estão sumarizados os valores obtidos para os parâmetros fluidodinâmicos no sistema em regime de leito fixo e fluidizado, bem como a expansão do leito de partículas para as diferentes alturas de leito estático de alumina, estudados neste trabalho.

Tabela 4.11 - Parâmetros fluidodinâmicos para diferentes alturas de H_0 de alumina.

$H_0(\text{cm})$	$\varepsilon_0(-)$	$U_{mf}(\text{m/s})$	$\varepsilon_{mf}(-)$	$\Delta P_{mf}(\text{KPa})$	$H_{mf}(\text{cm})$	$H_0/D_L(-)$
10	0,63	0,0129	0,65	0,95	11,2	0,71
15	0,63	0,0115	0,65	1,64	22,1	1,43
20	0,63	0,0144	0,65	2,4	33,0	2,14

4.4. MISTURA BINÁRIA

O comportamento fluidodinâmico de leitos fluidizados gás-sólido, depende de diversos fatores, dentre os quais, as características da partícula. Em sistemas com partículas que possuam densidades aproximadas ou mesmo iguais, porém com tamanhos de partículas extremamente diferentes, os mesmos podem apresentar um comportamento de segregação onde as partículas de maior tamanho, denominadas *jetsam*, mantêm a tendência de permanecer em repouso no fundo do leito, enquanto as partículas de menor tamanho, denominadas *flotsam*, começam a fluidizar.

Nesta etapa do trabalho, um estudo experimental do comportamento fluidodinâmico de uma mistura binária de partículas com tamanhos extremamente diferentes foi conduzido, levando-se em consideração diferentes composições da mistura.

4.4.1. Parâmetros Fluidodinâmicos da mistura binária

Além da alumina, o resíduo gerado na demolição do revestimento de cubas eletrolíticas de produção de alumínio (crosta), foi utilizado. Uma mistura de alumina com crosta britada a diferentes tamanhos (6, 8, 10, 12 mm), que neste trabalho será designado por *Blend* (Crosta + alumina), foi avaliada a diferentes composições.

Segundo Formisani (2001), a análise da fluidização de uma mistura binária pressupõe a segregação do material pelo tamanho das partículas, o que se apresenta como uma primeira dificuldade na definição da velocidade de mínima fluidização destes casos. Diferentemente dos leitos fluidizados monodispersos onde a U_{mf} representa,

qualitativamente, o aumento da força de arraste necessária à suspensão da partícula sólida no seio da fase gás, nas misturas binárias ela também constitui uma referência para avaliar os diversos níveis de velocidade nos regime de fluidização. O gráfico a seguir mostra o comportamento do *Blend* numa proporção de 10% (w/w) de alumina em relação à massa de crosta adicionada ao leito fluidizado, para quatro diâmetros médios da crosta (6, 8, 10, 12 mm).

O comportamento da curva sugere que existe uma região inicial de leito fixo que permanece até uma faixa de velocidade da ordem de 0,14 m/s, quando ocorre uma mudança de tendência (ligeira diminuição da queda de pressão). Neste ponto ocorre a fluidização parcial do sistema onde a o material mais fino (*flotsam*) entra em fluidização enquanto a fração mais grossa (*jetsam*) permanece em repouso. Portanto, a velocidade observada neste ponto pode ser reconhecida como a mínima velocidade de fluidização do *flotsam* ($U_{mf,f}$). Comportamento análogo ao observado na Figura 4.25a, é observado nas demais variações nas frações da mistura binária (*blend*). As Figuras 4.25b à 4.25d, apresentam uma velocidade de mínima fluidização do *flotsam* ($U_{mf,f}$) na ordem de 0,14 m/s.

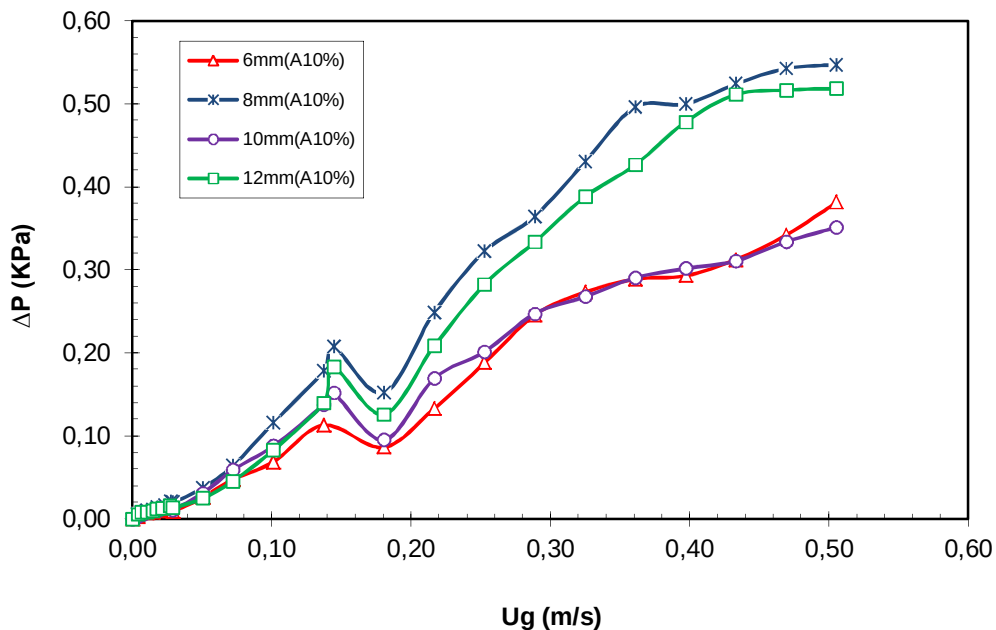


Figura 4.25a - Curva característica da mistura (10% Alumina+ 90% Crosta, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).

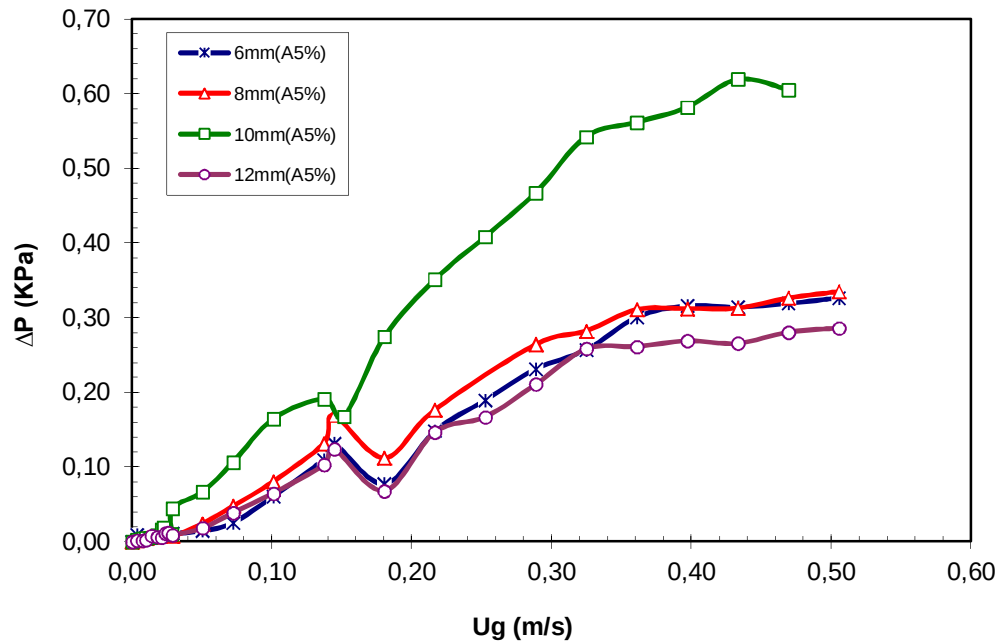


Figura 4.25b - Curva característica da mistura (5% Alumina+ 95% Crosta, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).

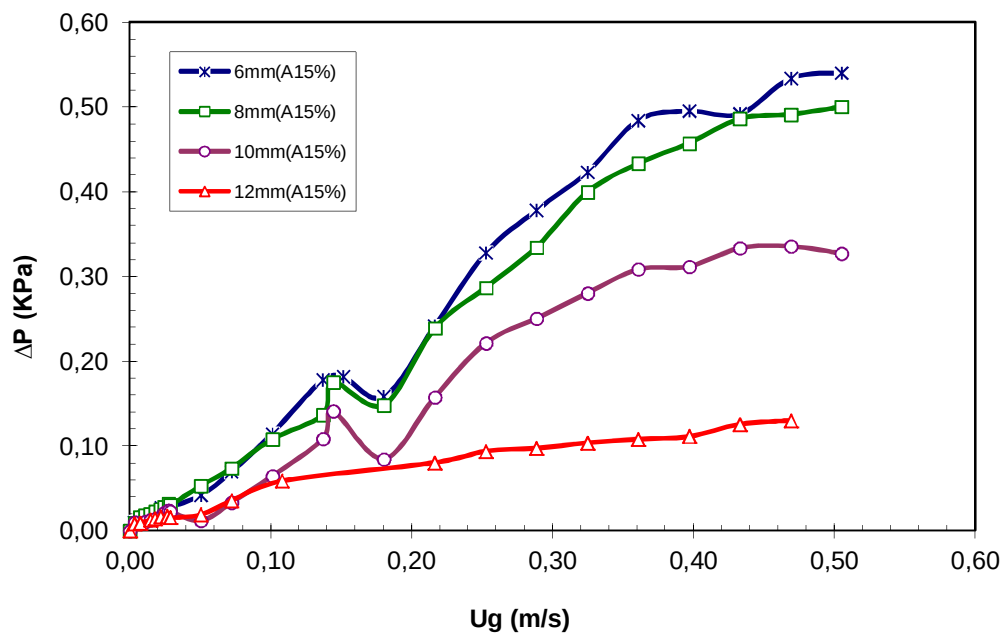


Figura 4.25c - Curva característica da mistura (15% Alumina+ 85% Crosta, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).

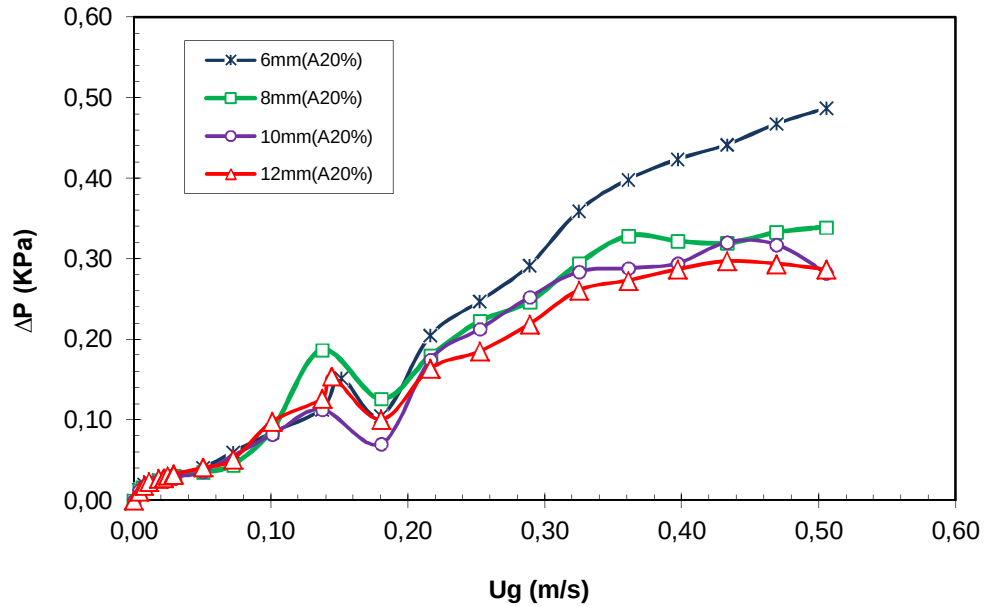


Figura 4.25d - Curva característica da mistura (20% Alumina+ 80% Crosta, $D_p = 6, 8, 10, 12 \text{ mm}$).

Visualmente, observa-se a fluidização das partículas de alumina (*flotsam*), percolando por entre o leito poroso de crosta (*jetsam*), como mostrado na Figura 4.26, a seguir.

A faixa de perda de carga neste ponto variou de 0,113 à 0,207 KPa, para os diferentes diâmetros médios estudados. Observa-se, porém que não houve uma tendência de aumento da perda de carga no leito, com o aumento do diâmetro médio, o que sugere uma influência da condição de empacotamento do leito, ou seja, uma condição tal que permita maior ou menor resistência à passagem do ar em função do acomodamento das partículas de crosta na coluna de fluidização. Formisani (2003) faz comentário análogo ao avaliar a fluidização de misturas binárias de mesmo material com diferentes tamanhos. X. Liu et al(2008), ao estudar a fluidização de partículas de carvão com diâmetros extremamente grandes comenta que a observação visual mostra que a fluidização de misturas de fato é um processo progressivo controlado pela interação entre a velocidade do gás e o tamanho das partículas. Com o aumento da velocidade superficial do gás as partículas menores da mistura de carvão começam a fluidizar enquanto as partículas maiores permanecem em repouso até uma velocidade equivalente a $2.0 U_{mf, calc}$ (Velocidade de mínima fluidização teórica, calculada pela correlação de Wen Yu).



Figura 4.26 - Fluidização das partículas de alumina percolando por entre o leito poroso de crosta (10% Alumina + Crosta – 8 mm, $U_g = 0,14$ m/s).

Ao contrário do que ocorre, normalmente, com a fluidização de materiais homogêneos, não houve a formação de um patamar característico da região de fluidização do material no leito, e sim um novo aumento da queda de pressão à medida que se aumentou a vazão de ar no sistema.

Visualmente, observou-se que durante esse aumento de perda de carga a alumina passou a permear gradualmente toda a extensão do leito poroso de crosta até que o ar atingisse uma velocidade de aproximadamente 0,4 m/s. A partir deste ponto, a curva parece mostrar o início de uma região de estabilização da queda de pressão, sugerindo com isso o início de uma fluidização plena. Contudo, visualmente, observou-se apenas a alumina percolando por inteiro o leito poroso de crosta que permaneceu parada.

Este comportamento leva a conclusão que neste ponto começa a segregação do material e, posterior, elutriação da alumina. Portanto a velocidade de 0,4 m/s seria caracterizada como a velocidade mínima de segregação do material (U_{se}).

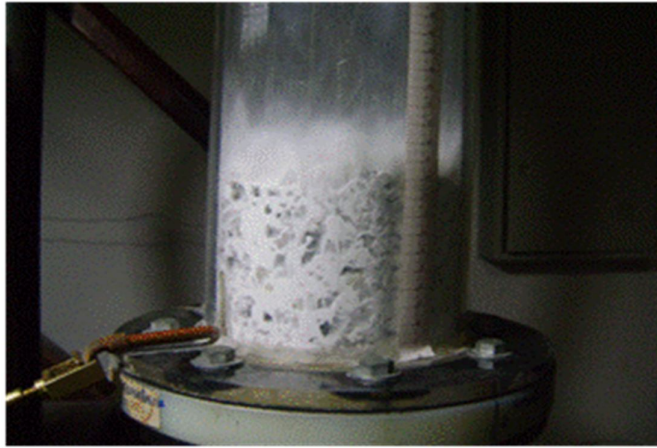


Figura 4.27 - Fluidização das partículas de alumina percolando por entre o leito poroso de crosta (10% Alumina + Crosta – 6 mm, $U_g = 0,4$ m/s).

Nas demais frações de alumina utilizadas neste trabalho, o comportamento foi similar ao encontrado nesta primeira análise, o que sugere que a variação da fração de alumina na mistura não influenciou no comportamento do sistema.

Por outro lado, o tamanho médio das partículas mostrou uma variação na relação de proporção das curvas que provavelmente deve ter sido influenciada pela condição de empacotamento do leito. Para todos os ensaios foi utilizada uma razão de aspecto (H_0/D_L) de aproximadamente 0,71, ou seja, uma altura de leito estático (H_0) equivalente a 10 cm.



Figura 4.28 - Fluidização das partículas de alumina percolando por entre o leito poroso de crosta (10% Alumina + Crosta – 10 mm, $U_g = 0,4$ m/s)

Em sistemas particulados formados por material com duas faixas de tamanho distintas, a percolação do componente mais fino por entre a fração de grossos desse

material só será possível se a relação df/dc (diâmetro médio de finos / diâmetro médio de grossos) não assumir valores acima de um valor limite que dependerá do empacotamento da fração de grossos. A Tabela 4.12 a seguir mostra as características das velocidades experimentais da mistura.

Tabela 4.12 - Velocidades características da mistura.

Crosta (mm)	Alumina (% w/w)	df/dc	$U_{mf,f}$	U_{se}
6	5	0,014	0,140	0,360
8		0,011	0,152	0,360
10		0,008	0,137	0,361
12		0,007	0,140	0,320
6	10	0,014	0,140	0,505
8		0,011	0,140	0,361
10		0,008	0,140	0,510
12		0,007	0,140	0,433
6	15	0,014	0,140	0,470
8		0,011	0,140	0,430
10		0,008	0,140	0,400
12		0,007	0,108	0,433
6	20	0,014	0,140	0,400
8		0,011	0,140	0,360
10		0,008	0,140	0,360
12		0,007	0,140	0,360

Outra composição da mistura binária também foi testada neste trabalho, sendo utilizada alumina balanceada com crosta nas frações de (5, 10, 15, 20 %).

A Figura 4.29 mostra o comportamento fluidodinâmico da mistura nas novas condições.

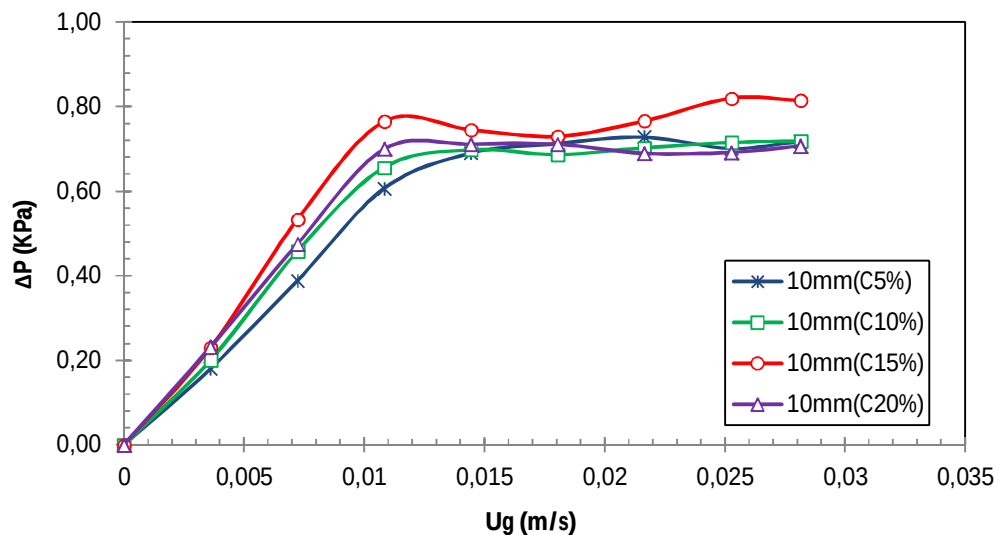


Figura 4.29 - Curva característica da mistura (Alumina+ Crosta – 5,10,15,20%, $D_p = 10$ mm).

Neste caso, é possível verificar o comportamento característico da fluidização ocorrendo a partir de uma velocidade aproximada de 0,01083 m/s (U_{mf}). Para velocidades menores que 0,01 m/s, observou-se o comportamento característico do leito fixo onde o ar apenas percolou o leito de partículas sem promover, no entanto, a agitação das mesmas. A perda de carga na mínima fluidização ocorreu numa faixa que vai de 0,06 à 0,076 KPa. Neste caso, também, o comportamento fluidodinâmico se reproduz em todas as análises subseqüentes, mostrando a pouca influência da fração de crosta adicionada na mistura, bem como do tamanho do diâmetro médio estudado. A razão de aspecto utilizada, também, nesta bateria de testes foi de aproximadamente 0,71.

Analisando o comportamento dos gráficos nas Figuras 4.30-b a 4.309-d, observa-se que a velocidade de mínima fluidização avaliada nas misturas estudadas, em relação ao comportamento da fluidização homogênea da alumina não mudou significativamente, demonstrando que para estas condições de mistura a presença da crosta nas frações estudadas não interferiu no comportamento fluidodinâmico da alumina. Os resultados obtidos para velocidade de mínima fluidização da alumina foi da ordem de 0,0129 m/s à 0,0144 m/s para razões de aspecto variando de 0,71 à 2,14, respectivamente, para o caso homogêneo.

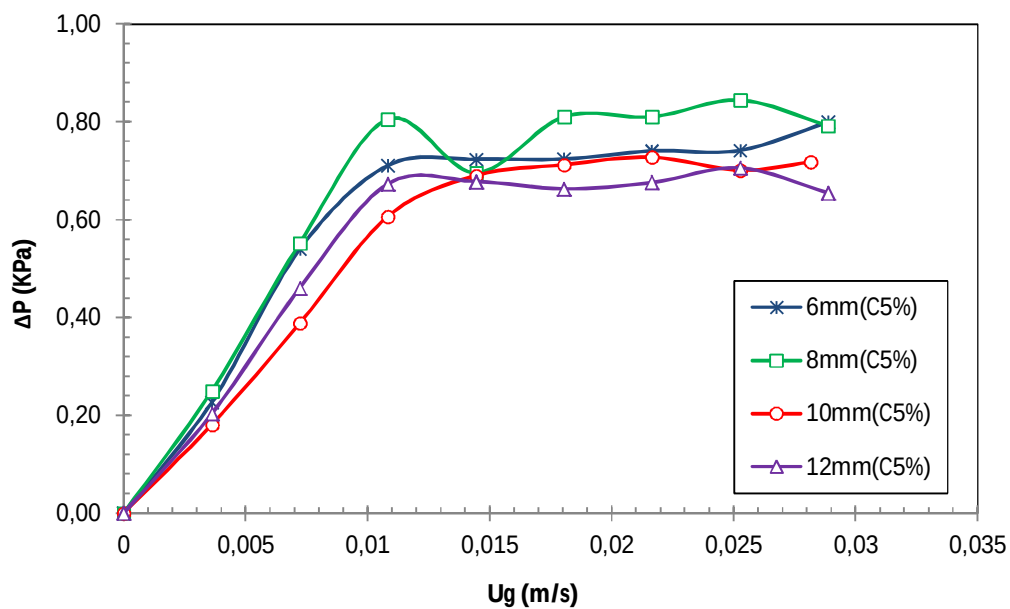


Figura 4.30a - Curva característica da mistura (95% Alumina+ 5% Crosta, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).

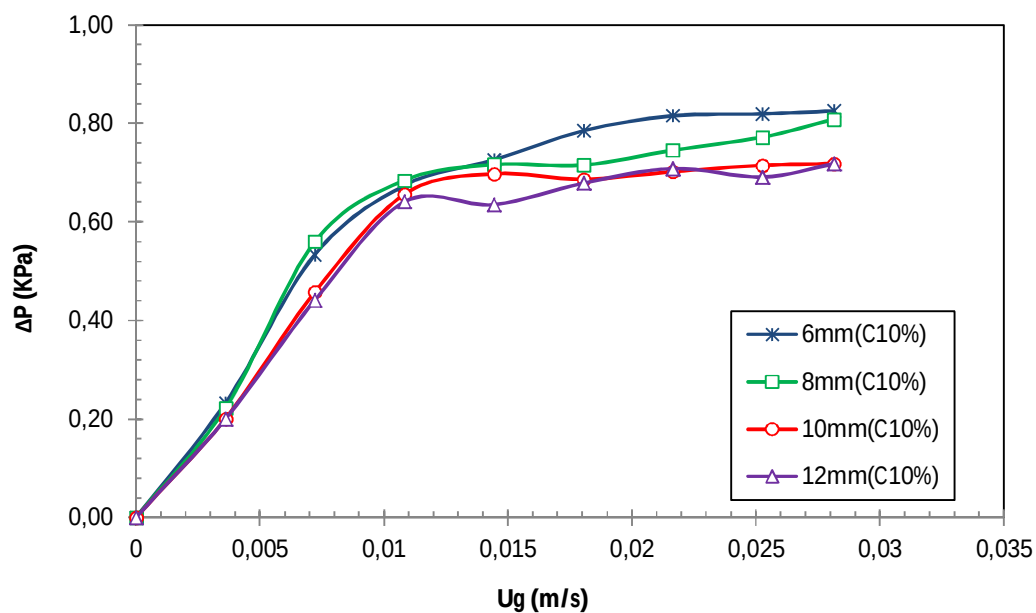


Figura 4.30b - Curva característica da mistura (90% Alumina+ 10% Crosta, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).

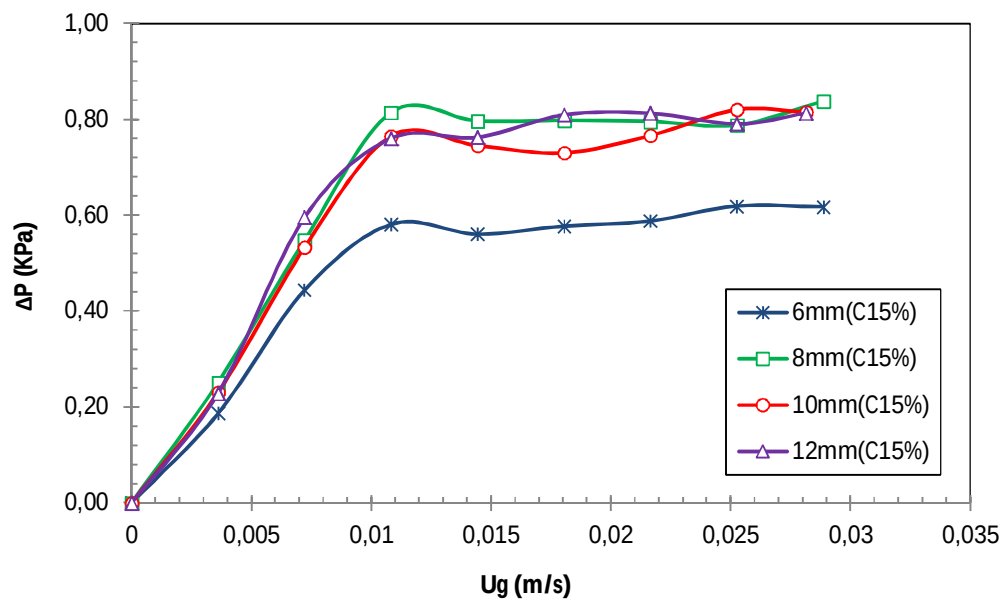


Figura 4.30c - Curva característica da mistura (85% Alumina+ 15% Crosta, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).

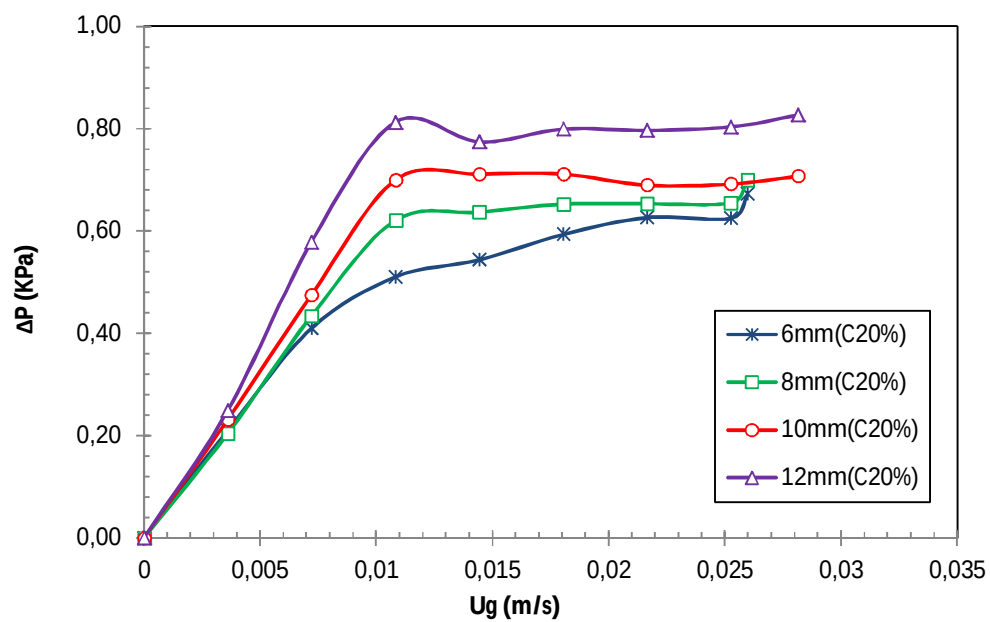


Figura 4.30d - Curva característica da mistura (80% Alumina+ 20% Crosta, $D_p = 6, 8, 10, 12$ mm).

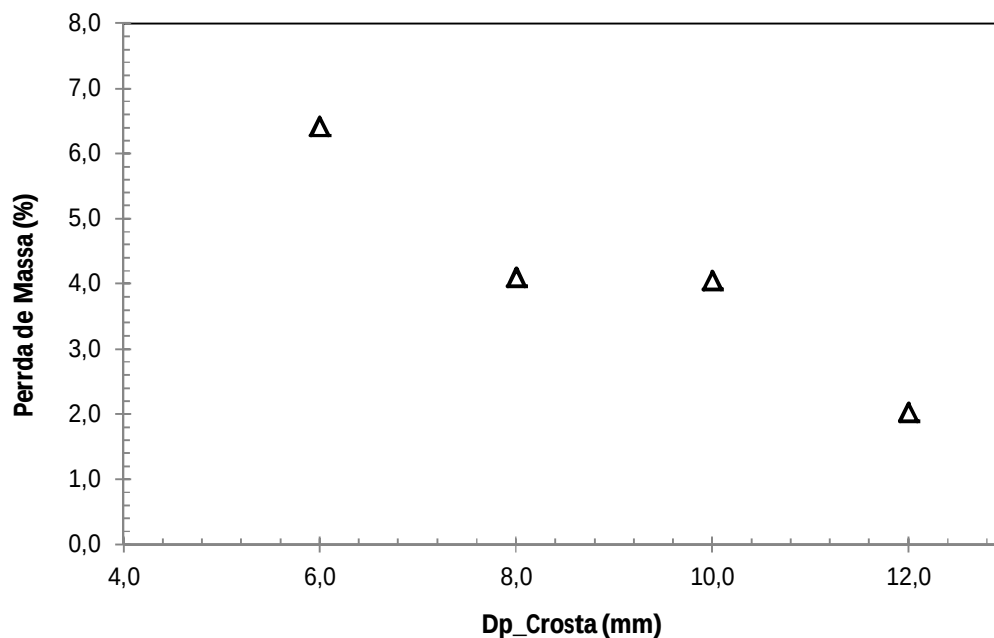


Figura 4.31 - Curva de Perda de Massa do *Blend* (Crosta + 20% Alumina), para diversos D_p 's.

Outra análise pode ser feita a partir da observação visual do leito na condição de fluidização. No momento da fluidização do *Blend* (alumina fluidizada percolando o leito poroso de crosta), a partir da velocidade de segregação da mistura ($U_{se} = 0,4$ m/s), observou-se de forma clara o arraste de material.

CAPÍTULO 5

RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES

A seguir serão apresentados os resultados obtidos a partir das simulações do leito fluidizado usado no LTP/LABEM/UFPA.

5.1. SIMULAÇÕES DA CÂMARA DE *PLENUM*

5.1.1. Estudo de convergência de malha

Nas situações estudadas foram realizadas análises de convergência de malha. A situação mais crítica de convergência foi o caso da variação de pressão, devido à presença da manta. Nas Tabelas 5.1 e 5.2 são apresentados, respectivamente, os valores dessa variação de pressão em determinadas posições nas condições de velocidades do ar de 0,0036 e 0,0282 m/s.

Por limitação do software, que permitiu um máximo de 100000 células por face, não foi possível refinar mais as malhas. Da Tabela 5.1 observa-se uma excelente taxa de convergência de malha em três casas decimais, para a queda de pressão, com 80010 células. Entretanto, na Tabela 5.2 observou-se a necessidade de um número menor de células. Portanto, a malha utilizada nas demais situações foi de 80010 células.

Tabela 5.1 - Variação de pressão (Pa) para o caso de $U_g = 0,0036$ m/s.

Células	Posição							
	0	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07
354	28,91	28,91	28,91	28,91	28,91	28,91	28,91	28,91
1254	34,82	34,82	34,82	34,82	34,82	34,82	34,82	34,82
5020	34,83	34,83	34,83	34,83	34,83	34,83	34,83	34,83
7822	34,86	34,86	34,86	34,86	34,86	34,86	34,86	34,86
20106	29,18	29,18	29,18	29,18	29,18	29,18	29,18	29,18
31307	29,15	29,15	29,15	29,15	29,15	29,15	29,15	29,15
80010	29,14	29,14	29,14	29,14	29,14	29,14	29,14	29,14

Tabela 5.2 - Variação de pressão (Pa) para o caso de $U_g = 0,0282$ m/s.

	Posição							
Células	0	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07
354	269,4	269,4	269,4	269,4	269,4	269,4	269,4	269,4
1254	277,9	277,9	277,9	277,9	277,9	277,9	277,9	277,9
5020	273,4	273,4	273,4	273,4	273,4	273,4	273,4	273,4
7822	273,1	273,1	273,1	273,1	273,1	273,1	273,1	273,1
20106	273,1	273,1	273,1	273,1	273,1	273,1	273,1	273,1

5.1.2. Perfis de velocidade do ar no *Plenum*

Na etapa de simulação dos perfis de velocidade do ar no plenum, foram simuladas diferentes velocidades de entrada de ar na câmara de plenum, para diferentes configurações. A Figura 4.3 mostra a influência do diâmetro da placa defletora para uma velocidade de entrada de ar no plenum de 0,013 m/s, mantendo uma distância de 0,06 m acima da origem do distribuidor.

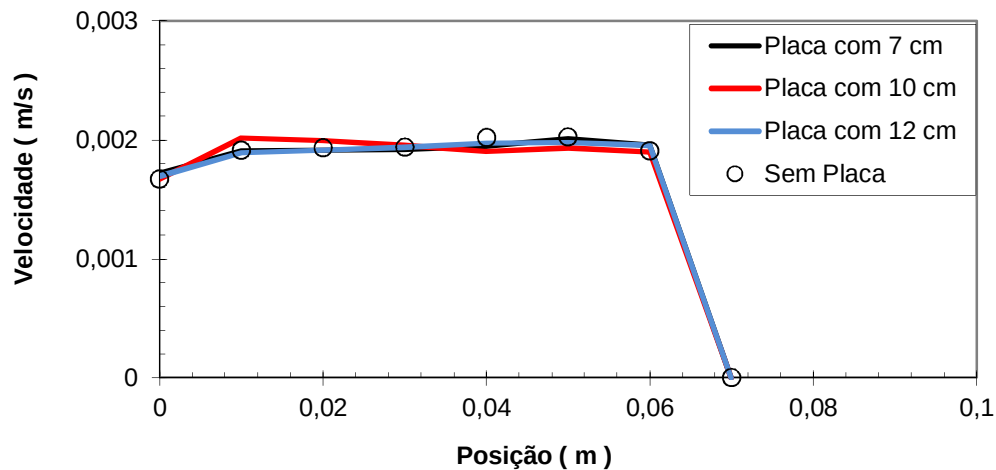


Figura 5.1 - Influência do diâmetro da placa defletora, a uma altura de 0,062 m, para uma velocidade de entrada de ar no plenum de 1,33 m/s.

Analisando a Figura 5.1, percebe-se que a configuração do plenum com placa defletora a 0,06 m de altura e diâmetro de 0,07 m, foi a que proporcionou melhor distribuição de ar no plenum, dentre os diâmetros estudados, para uma velocidade de 0,013 m/s.

A Figura 5.2, apresenta a distribuição de velocidade do ar variando com a posição radial do plenum, analisado junto à manta distribuidora de ar, para configuração do plenum com placa deflectora posicionada a 0,06 m de distância da entrada de ar e diâmetro de 0,07 m.

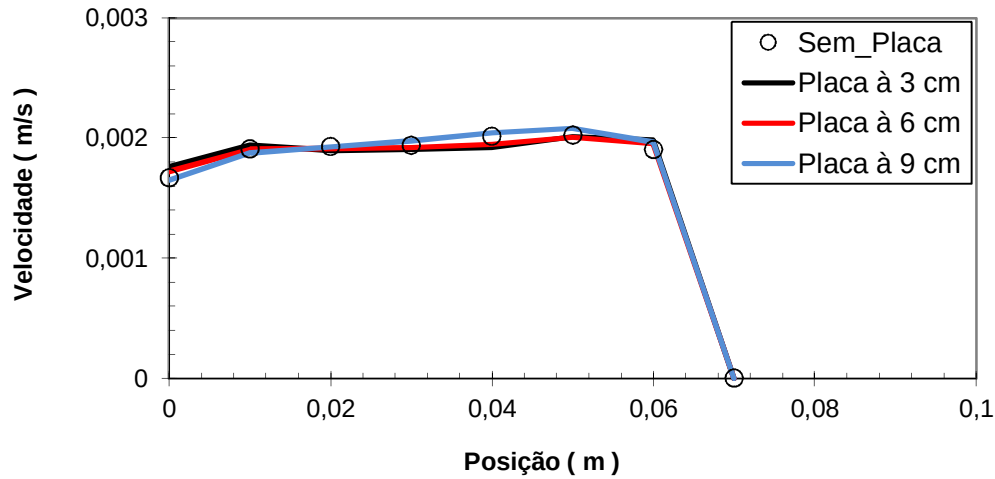


Figura 5.2 - Influência da altura da placa deflectora, com diâmetro de 0,07m, para uma velocidade de entrada de ar no plenum de 0,013 m/s.

Analisando a Figura 5.3, observa-se uma tendência de aumento da velocidade a partir do centro do plenum. A velocidade do ar se aproxima de zero junto à parede do plenum, em função da condição de não deslizamento,

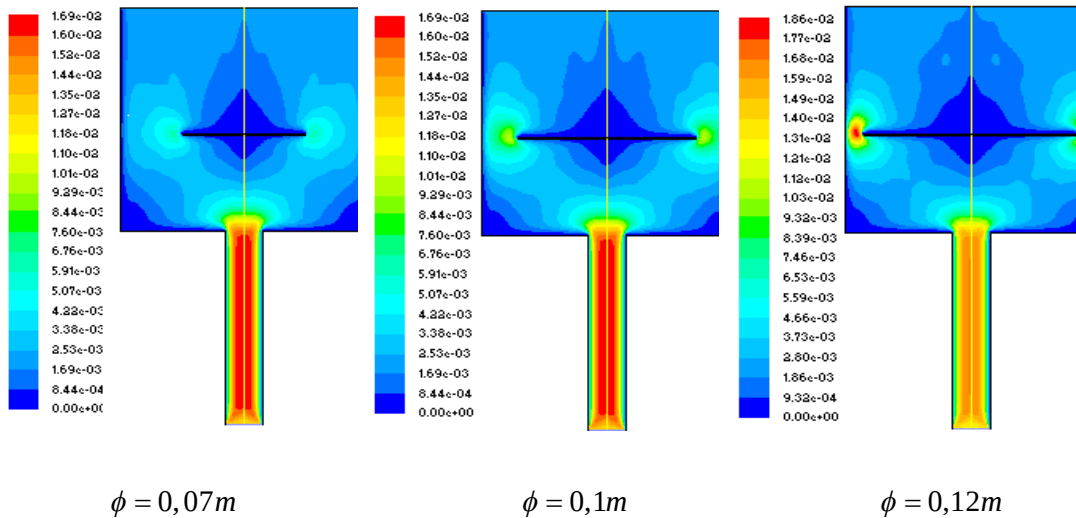


Figura 5.3 - Perfis de velocidade do ar para diferentes diâmetros da placa deflectora ($H_{PD} = 0,06$ m e $U_{ent} = 0,013$ m/s).

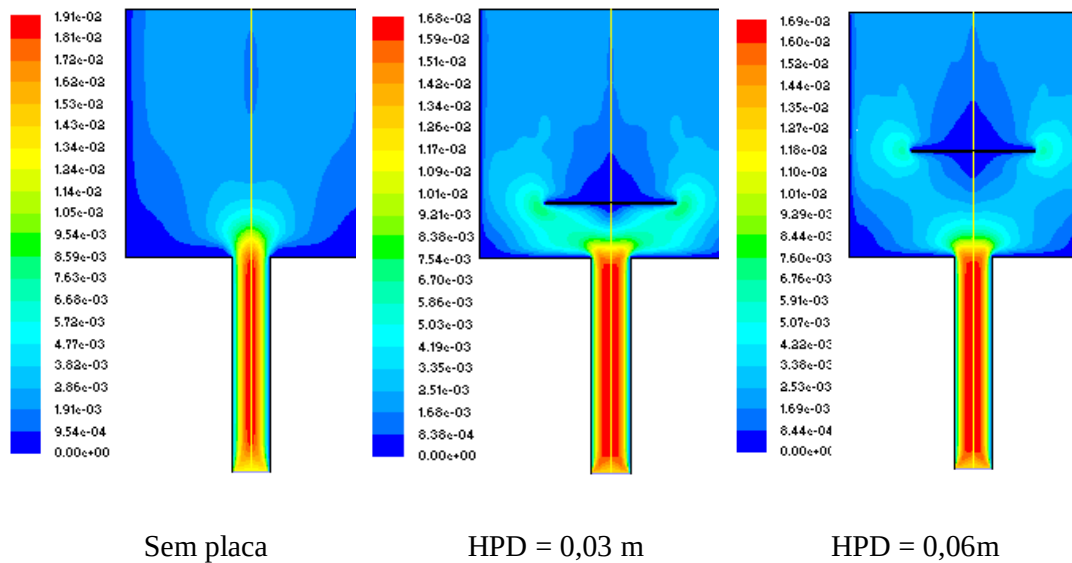


Figura 5.4 - Perfis de velocidade do ar para diferentes alturas da placa deflectora
($\phi = 0,07m$ e $U_{ent} = 0,013$ m/s).

Os perfis de velocidade obtidos pela simulação podem ser observados nas Figuras 5.3 e 5.4, para configurações sem e com placa deflectora, respectivamente, variando primeiramente o diâmetro da placa, mantendo fixas a altura e velocidade do ar na entrada (Figura 5.4), e em seguida variando a posição da placa e mantendo fixas a velocidade do ar na entrada e o diâmetro da placa.

Comparando os perfis de velocidade com e sem placa deflectora, Figuras 5.3 e 5.4, observa-se que a colocação da placa proporciona melhor distribuição do ar na câmara de plenum. Contudo, o uso da placa promove o aparecimento em regiões centrais, próximo à manta de distribuição do ar, de pequenas zonas de recirculação que por vezes podem ser indesejáveis ao processo de fluidização de partículas. Considerando apenas as posições e os diâmetros da placa, objeto de estudo deste trabalho, observa-se que a distribuição do ar no plenum é melhorada quando este apresenta-se na configuração com uso da placa distribuidora a uma altura de 0,03 m e diâmetro de 0,07 m.

5.1.3. Queda de Pressão na Manta Distribuidora de Ar

A Figura 5.5 apresenta os resultados da queda de pressão na manta distribuidora de ar do sistema de fluidização, obtidos experimentalmente e comparados com as simulações numéricas.

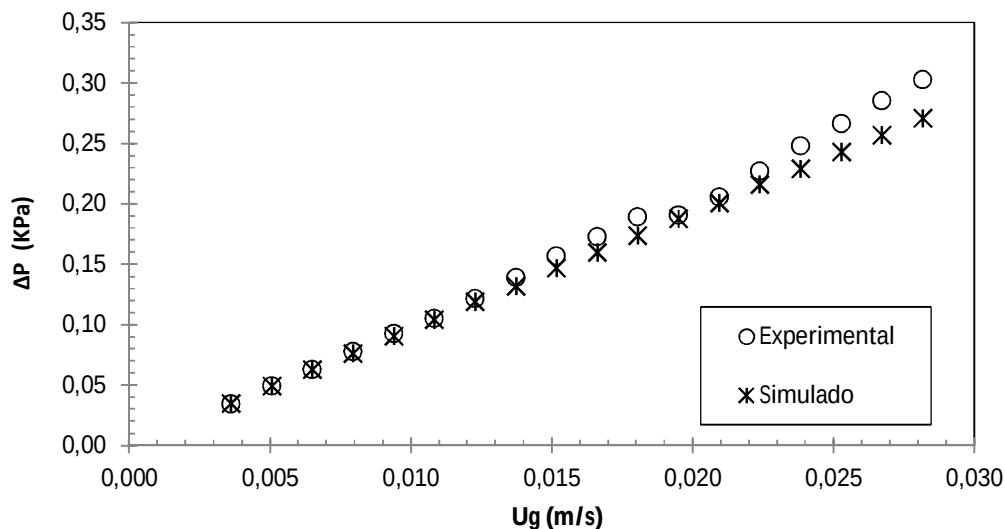


Figura 5.5 - Queda de pressão na Manta Distribuidora de ar do sistema de fluidização (Experimental versus simulado).

Fazendo uma análise do desvio dos resultados simulados em relação aos resultados obtidos experimentalmente (Figura 4.2), observa-se um desvio médio de aproximadamente 5,7 %, sendo que qualitativamente, o desvio apresentou uma tendência de aumento à medida que houve um aumento na vazão de ar do sistema.

5.2. SIMULAÇÕES DO LEITO FLUIDIZADO

Neste capítulo será apresentado inicialmente o estudo de verificação da metodologia de simulação empregada no presente trabalho, por meio da comparação dos resultados simulados de Taghipour *et al* (2005), que fluidizou esferas de vidro. Em seguida serão apresentados e discutidos os resultados referentes aos parâmetros de fluidização obtidos em função da variação dos modelos de arraste e modelos de turbulência baseados nas simulações realizadas via CFD, do leito fluidizado usando alumina como material particulado. Por fim, Os resultados simulados serão comparados com os resultados experimentais da fluidização da alumina já mostrado no capítulo anterior.

5.2.1. Verificação da metodologia utilizada na simulação

Conforme dito anteriormente, optou-se por utilizar como base o trabalho de Taghipour *et al* (2005), para verificar o uso da ferramenta de CFD na análise do

comportamento de um leito fluidizado. Com o auxílio do *software* comercial FLUENT (versão - 6.3.26), procedeu-se a simulação de um leito fluidizado bidimensional (retangular), conforme descrito por Taghipour *et al* (2005), cujas características são apresentadas a seguir: Leito confeccionado em acrílico (*plexiglas*), com altura de 1,00 m, largura de 0,28 m e espessura de 0,025 m. O material utilizado na simulação foi esfera de vidro com massa específica (ρ) igual a 2500 Kg/m³ e diâmetro médio da partícula (D_p), da ordem de 275 μ m. A altura inicial do leito de partículas (H_0), utilizada na simulação foi equivalente 40 % da altura do leito ($H_0 = 0,4 \cdot H_{\text{Leito}}$).

Os parâmetros da simulação estão sumarizados na Tabela 5.3:

Tabela 5.3 - Parâmetros da Simulação.

Descrição	Valor	Comentários
Densidade da Partícula	2500 Kg/m ³	Esferas de Vidro
Densidade do Gás	1,225 Kg/m ³	Ar
Diâmetro médio da Partícula	275 μ m	Distribuição uniforme
Coefficiente de restituição	0,9/0,99	Range da literatura
Compactação inicial dos sólidos	0,60	Valor fixo
Velocidade superficial do gás	0,025 – 0,51m/s	0,5 – 0,6 Umf
Largura do leito	0,28m	Valor fixo
Altura do leito	1 m	Valor fixo
Altura do leito estático	0,40 m	Valor fixo
Espaçamento da malha	0,005 m	Especificado
Condição de contorno (entrada)	<i>velocity</i>	Velocidade superficial do gás
Condição de contorno (saída)	<i>Outflow</i>	Escoamento plenamente desenvolvido
<i>Time steps</i>	0,001s	Especificado
Número máximo de iterações	20	Especificado
Critério de convergência	10 ⁻³	Especificado

Os perfis de fração de volume de sólidos obtido por simulação, para esferas de vidro fluidizadas a uma velocidade $U = 0,38$ m/s, podem ser observados nas Figuras a seguir. Através destas figuras é possível a observação do comportamento do leito fluidizado em cada fase de sua operação: o leito fixo, o leito fluidizado e a transição entre eles (expansão). Os resultados apresentados nessas simulações estão em conformidade com os resultados apresentados por Taghipour *et al* (2005).

A seguir serão apresentados alguns resultados dos perfis de porosidade obtidos por Taghipour *et al* (2005). Em seus trabalhos, Taghipour *et al* (2005), usaram um modelo Euleriano-Granular, analisando diferentes velocidades superficiais do gás,

(0,03; 0,1; 0,38; 0,46 e 0,51 m/s), tendo como *Drag function* o modelo de Syamlal-O'Brien, bem como um coeficiente de restituição elástica (e_{ss}) igual a 0,9.

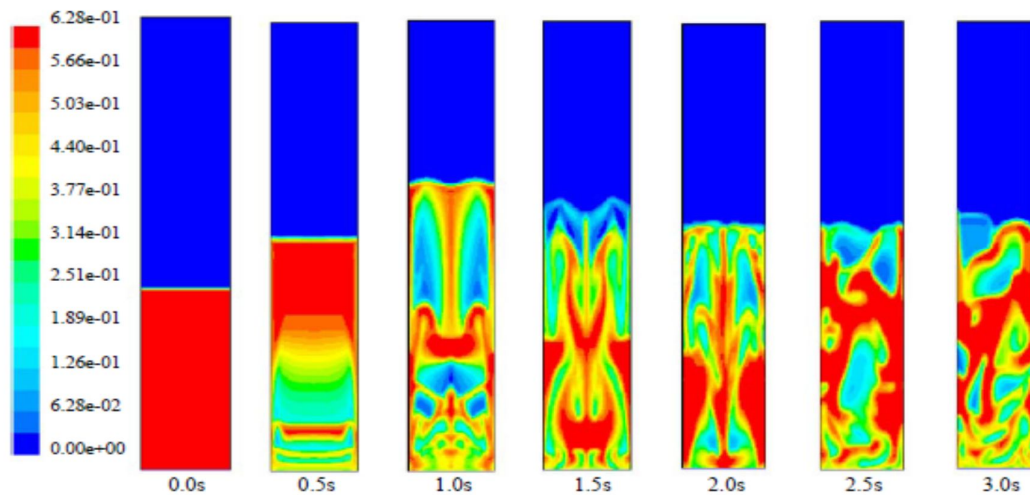


Figura 5.6 - Simulação do perfil da fração de sólidos no leito 2D ($U_g = 0,38\text{m/s}$, i.e., $\sim 6U_{mf}$, dragfunction: Syamlal–O'Brien, $e_{ss} = 0,9$) [Taghipouret *et al*, 2005].

Buscando verificar a melhor estratégia de simulação foi testada, inicialmente, as mesmas condições apresentadas por Taghipour *et al* (2005), usando como parâmetro de entrada uma velocidade superficial do gás na ordem de 0,38 m/s.

A malha foi gerada no *software* GAMBIT (versão: 2.3.16) e exportada para o FLUENT. Malhas estruturadas foram implementadas com 2800, 4375 e 11200 células, para determinar o melhor espaçamento de malha a ser adotado neste trabalho.

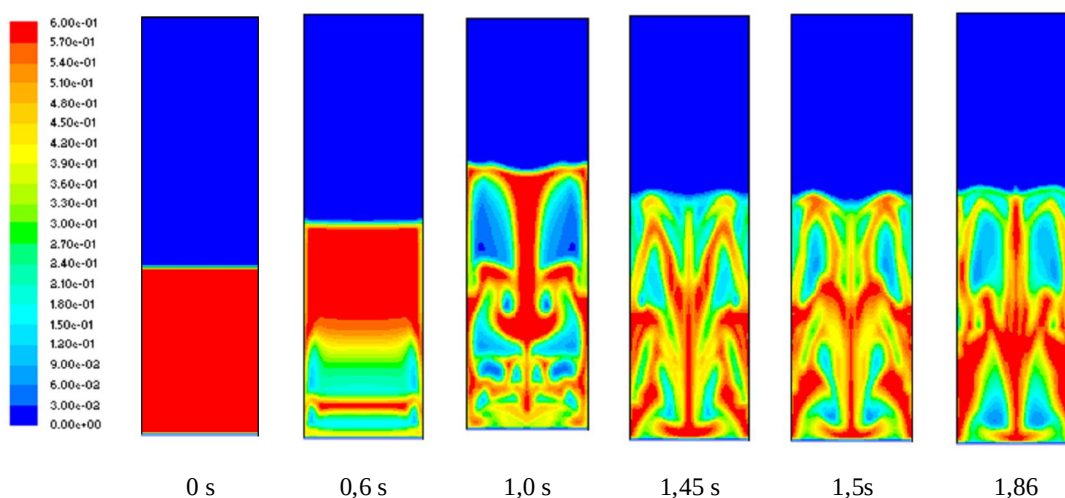


Figura 5.7 - Simulação do perfil da fração de sólidos no leito 2D ($U_g = 0,38\text{m/s}$, drag function: Syamlal–O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, 11200 células).

Nas Figuras 5.6 e 5.7, são apresentados os resultados dos perfis de fração de sólidos do leito fluidizado, simulado, utilizando esferas de vidro com as mesmas características do trabalho de referência, onde o conjunto de partículas é representado pela cor vermelha e a fração de vazios sendo representada pela cor azul.

Os resultados apresentados mostram uma movimentação abrupta do conjunto de partículas, com o passar do tempo. No tempo 0,0 s observa-se o conjunto de partículas acondicionado na parte inferior do leito, representado pela cor vermelho, enquanto que a parte superior do leito (*Freeboard*) encontra-se preenchido com ar, representado pela cor azul. Como a velocidade superficial do gás utilizada nesta simulação representa o equivalente a aproximadamente 6 vezes o valor da U_{mf} , segundo Taghipour *et al* (2005), e mais de 10 vezes, segundo os dados obtidos neste trabalho ($U_{mf} = 0,0325$ m/s, $H_0/D_L = 0,71$), nota-se que o valor escolhido encontra bem acima da velocidade de mínima fluidização. Logo, com um pequeno incremento de tempo (tempo = 0,6s), observa-se a formação de um *slug* que movimenta verticalmente o conjunto de partículas e na seqüência o comportamento aleatório (a partir do tempo 2,5s) da formação, coalescência e erupção das bolhas ao longo do leito de partículas.

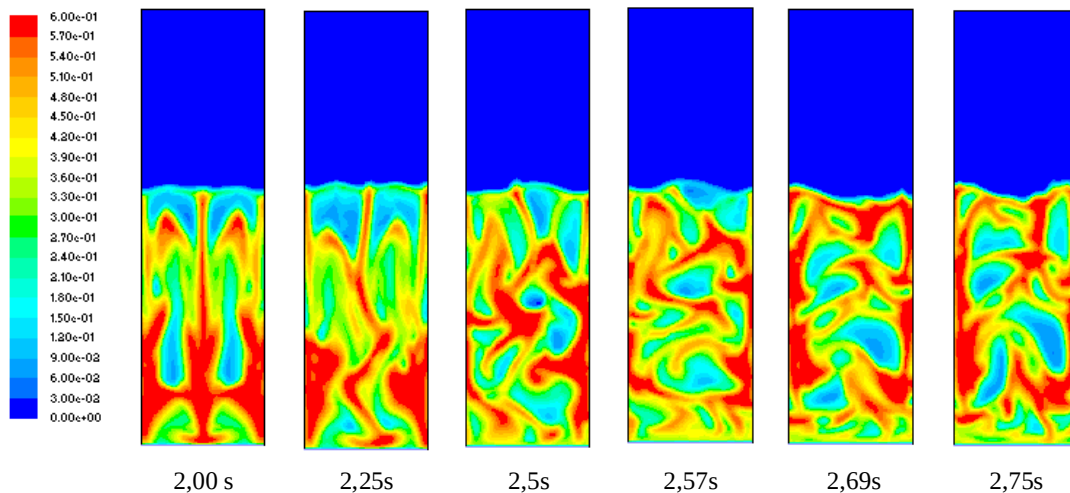


Figura 5.8 - Simulação do perfil da fração de sólidos no leito 2D ($U_g = 0.38$ m/s, *drag function*: Syamlal–O’Brien, $\text{ess} = 0.9$, 11200 células).

Na sequência mostrada na Figura 5.8, observa-se a evolução do comportamento fluidodinâmico do conjunto de partículas, destacando-se mais uma vez a formação, coalescência e erupção das bolhas, representadas pelas cores em tons mais fraco de azul e verde bem como os pontos com maior adensamento de partículas representadas pela

cor vermelha. Ainda nesta sequência é possível observar a expansão do leito com o passar do tempo de simulação.

Nos anexos constam outros resultados de porosidade que seguem a mesma tendência destes já apresentados, de porosidade para simulações com espaçamento de malha 0,01(2800 células) e 0,008(4375 células), para diferentes modelos de arraste.

A seguir será apresentada uma comparação dos resultados simulados no presente trabalho, que nos gráficos está representado pela sigla PT, com os resultados de Taghipour *et al* (2005), da queda de pressão no leito com o passar do tempo, para os modelos de arraste de Gidaspow e Syamlal-O'Brien.

Nas Figuras 5.9, 5.10 e 5.11 observa-se que a queda de pressão no leito fluidizado decai significativamente no início da fluidização, mantendo-se em torno de um após 3s de simulação. Baseado nesta análise, adotou-se para este trabalho o tempo de simulação de 3s para comparar os resultados simulados com os experimentais.

As flutuações nos resultados da queda de pressão no leito se dão pela contínua formação e coalescência das bolhas durante a fluidização do material

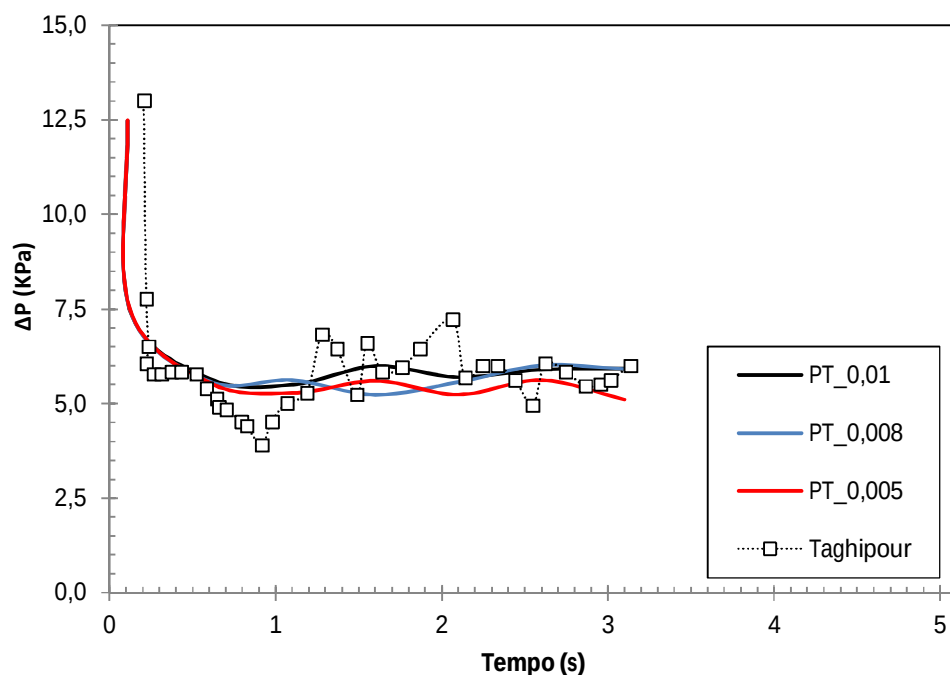


Figura 5.9 - Comparação da queda de pressão simulada, usando Gidaspow ($U=0,38$ m/s).

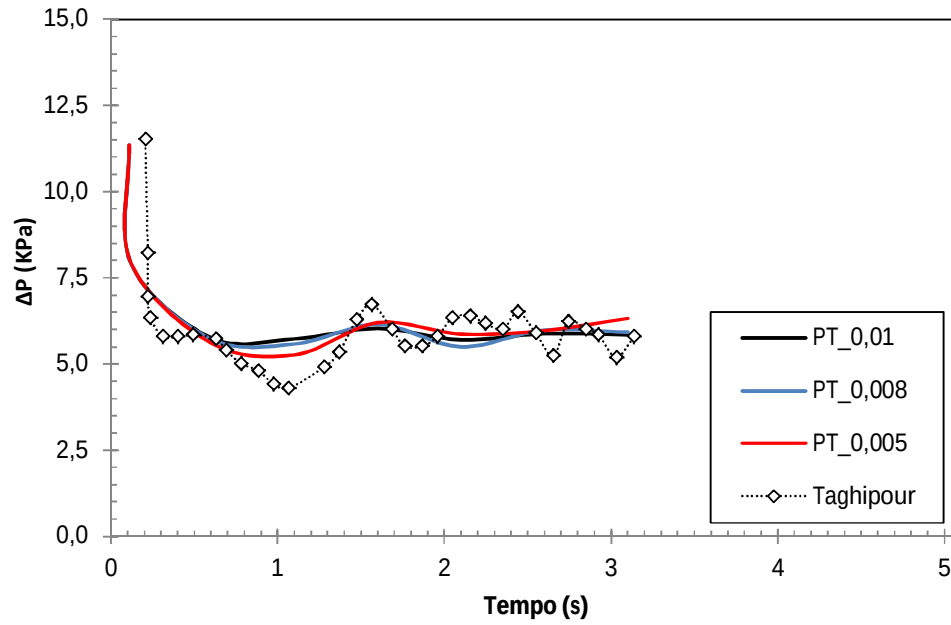


Figura 5.10 - Comparação da queda de pressão simulada, usando Syamlal-O'Brien ($U=0,38$ m/s).

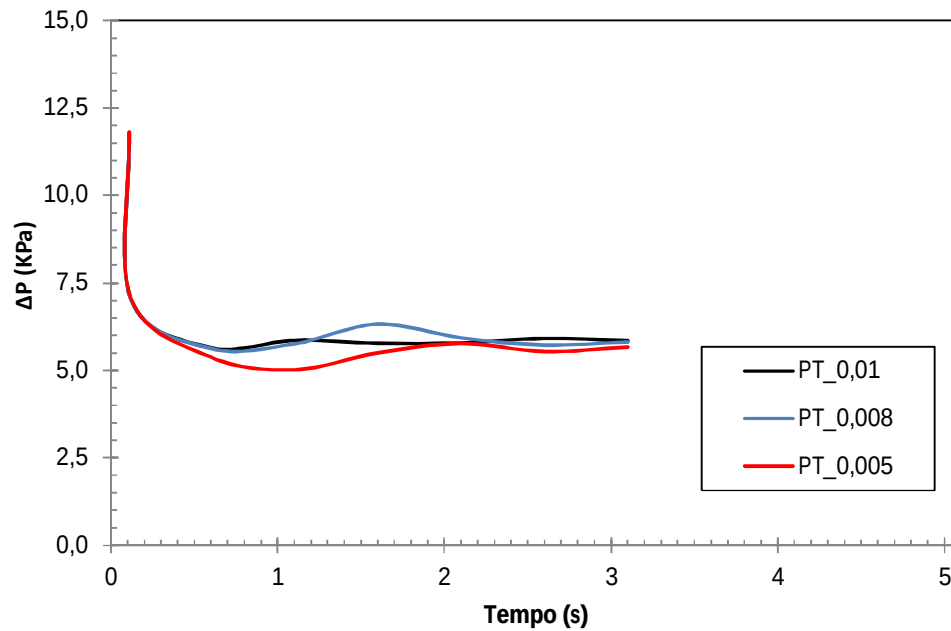


Figura 5.11 - Comparação da queda de pressão simulada, usando Wen-Yu ($U=0,38$ m/s).

Nas Figuras 5.12 e 5.13 são apresentadas as variações de expansão do leito de partículas com a variação da velocidade superficial do gás para os modelos de arraste de Gidaspow e Syamlal-O'Brien, para as diferentes malhas

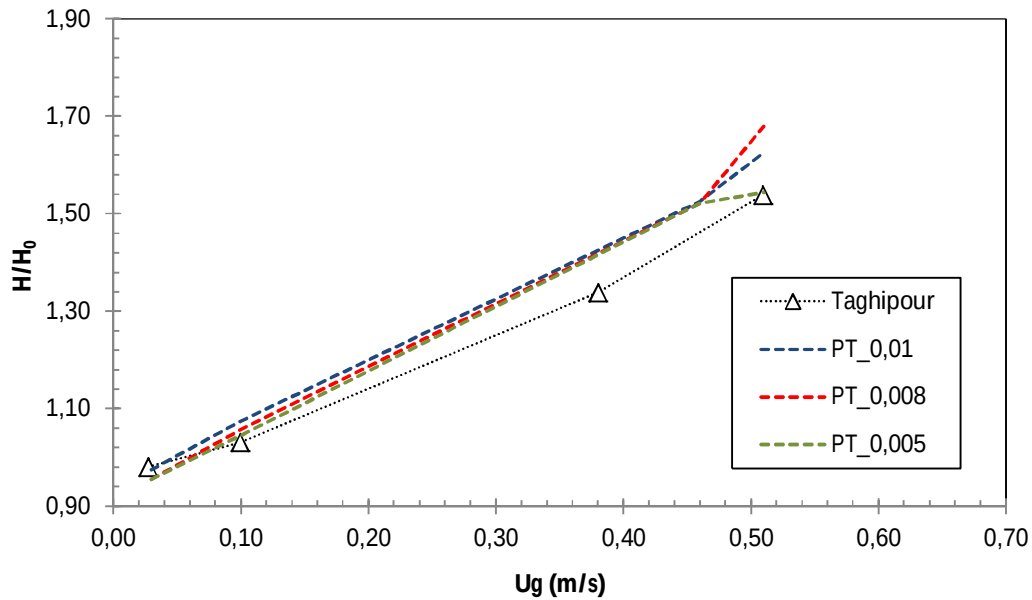


Figura 5.12 - Comparação da Expansão simulada do leito fluidizado, usando o modelo de arraste de Gidaspow.

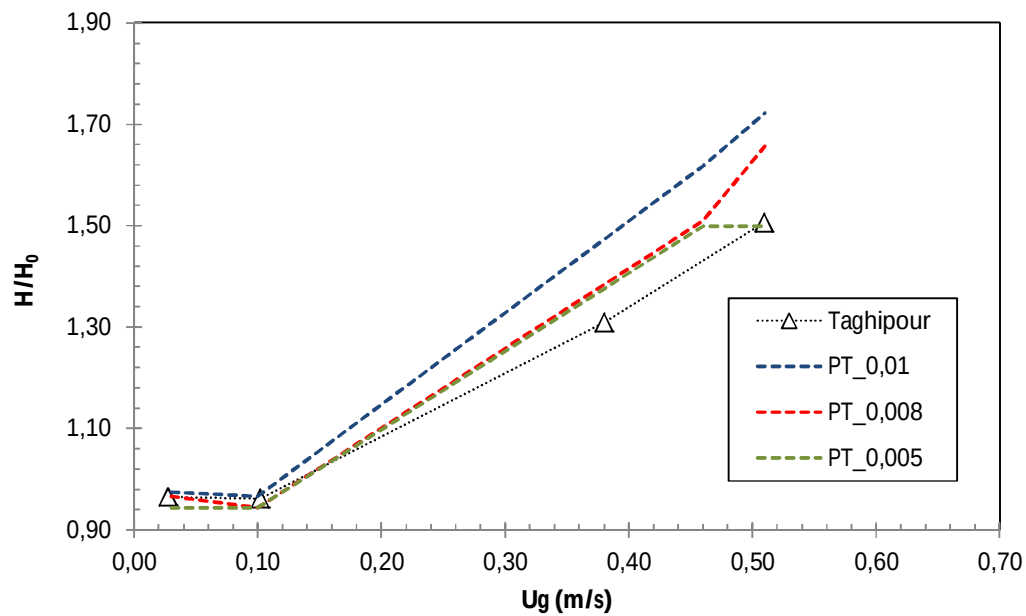


Figura 5.13 - Comparação da Expansão simulada do leito fluidizado, usando o modelo de arraste de Syamlal-O'Brien.

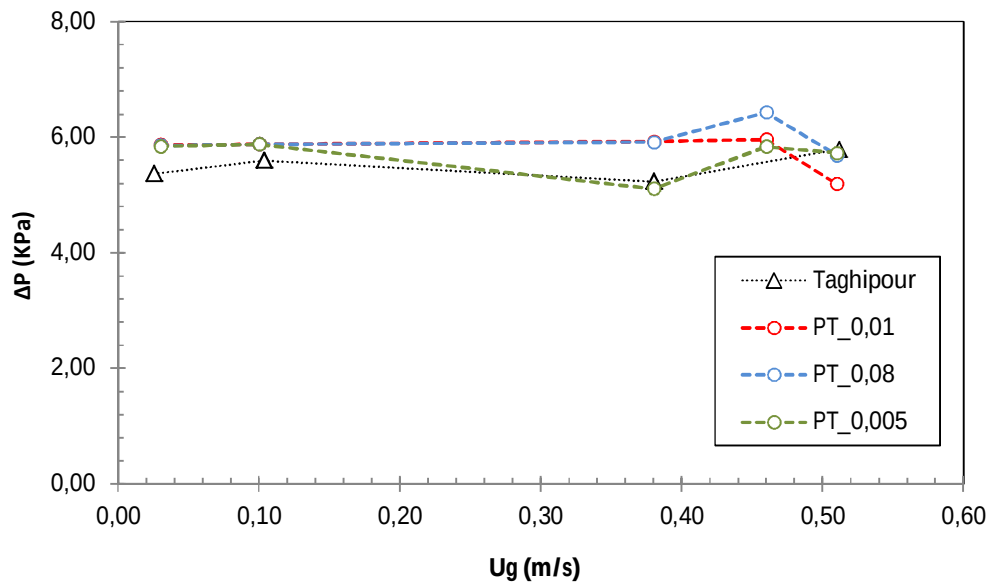


Figura 5.14 - Comparação do presente trabalho com resultados de Taghipour *et al* (2005) da queda de pressão no leito *versus* velocidade superficial do gás, usando o modelo de arraste de Gidaspow.

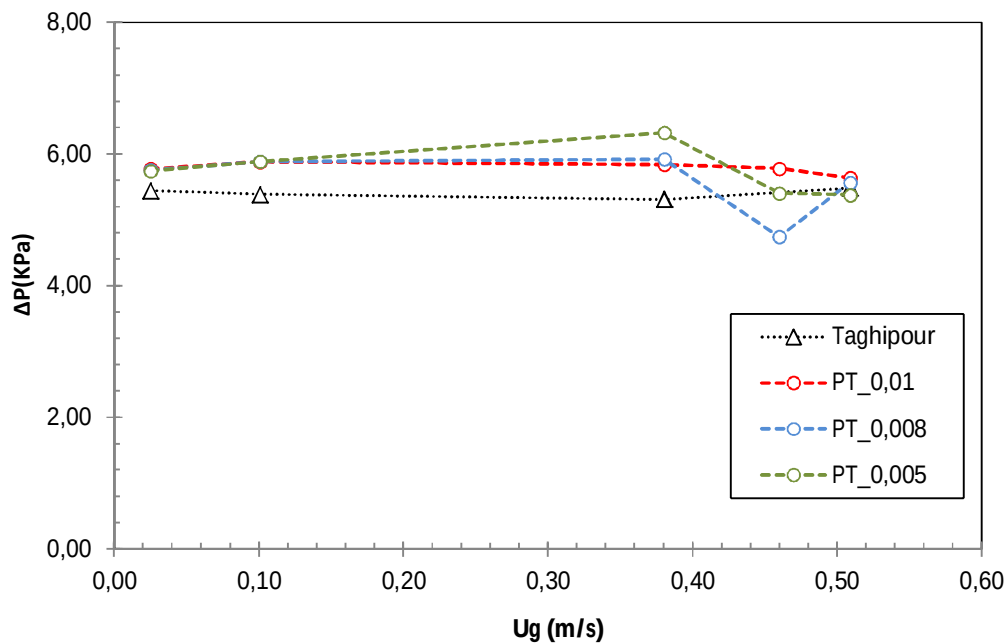


Figura 5.15 - Comparação do presente trabalho com resultados de Taghipour *et al* (2005) da queda de pressão no leito *versus* velocidade superficial do gás, usando o modelo de arraste de Syamlal-O'Brien.

As Figuras 5.14 e 5.15 mostram a variação da queda de pressão no leito em função da variação da velocidade superficial do gás. Os resultados mostraram boa concordância com as simulações de Taghipour *et al* (2005), contudo observa-se que para velocidades menores que a velocidade de mínima fluidização, a queda de pressão apresentou resultados acima dos valores esperados para região de leito fixo.

Uma comparação do perfil de velocidade superficial do gás em função da posição radial do leito será mostrada na sequência de Figuras 5.16, 5.17 e 5.18. Os perfis foram obtidos a de 0,2m de altura do leito, usando os modelos de arraste de Syamlal-O'Brien, Wen-Yu e Gidaspow, respectivamente.

É possível verificar a necessidade do refino da malha a ser utilizada nas simulações. Neste trabalho optou-se pelo uso da malha estruturada mais refinada com espaçamento de 0,005, o que totalizou um número 11200 células na malha.

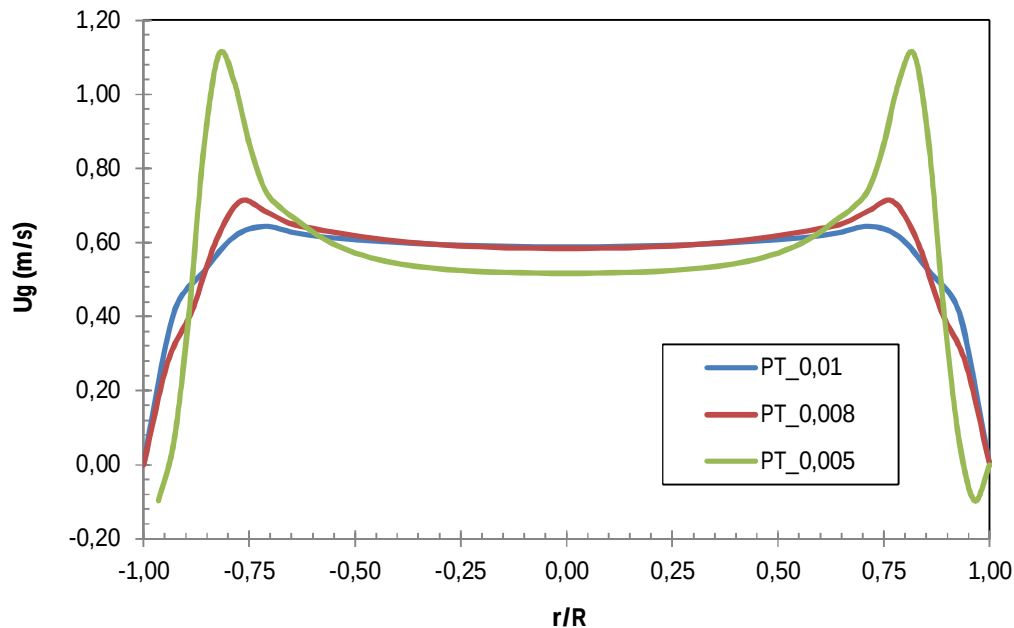


Figura 5.16 - Comparação da velocidade superficial do gás no leito fluidizado *versus* a posição radial, usando o modelo de arraste de Syamlal-O'Brien ($H_0=0,2\text{m}$; $U_g=0,38\text{ m/s}$).

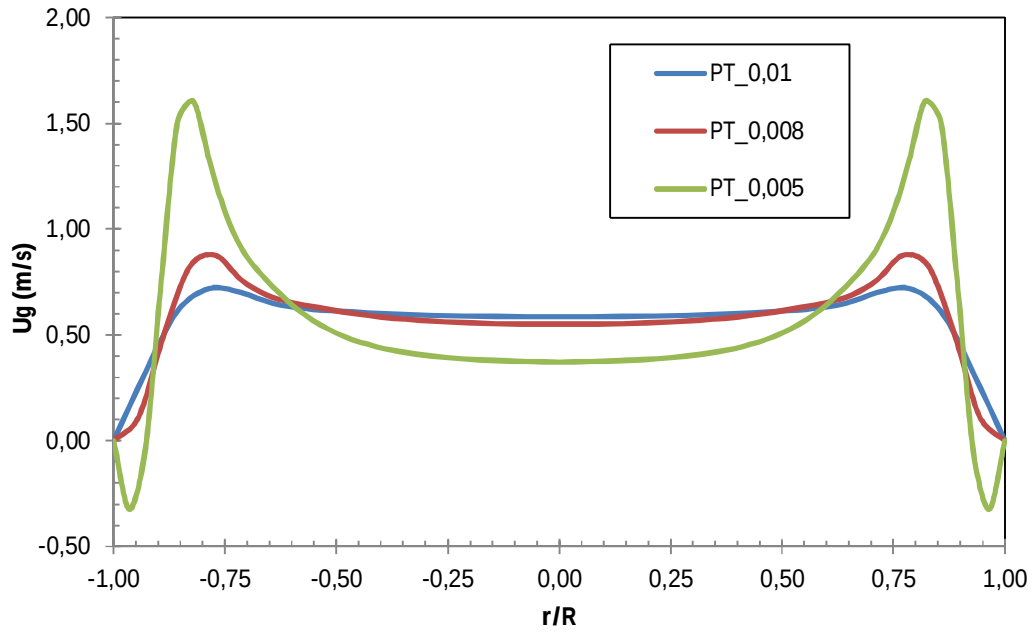


Figura 5.17 - Comparação da velocidade superficial do gás no leito fluidizado *versus* a posição radial, usando o modelo de arraste de Wen-Yu ($H_0=0,2\text{m}$; $U_g=0,38\text{ m/s}$).

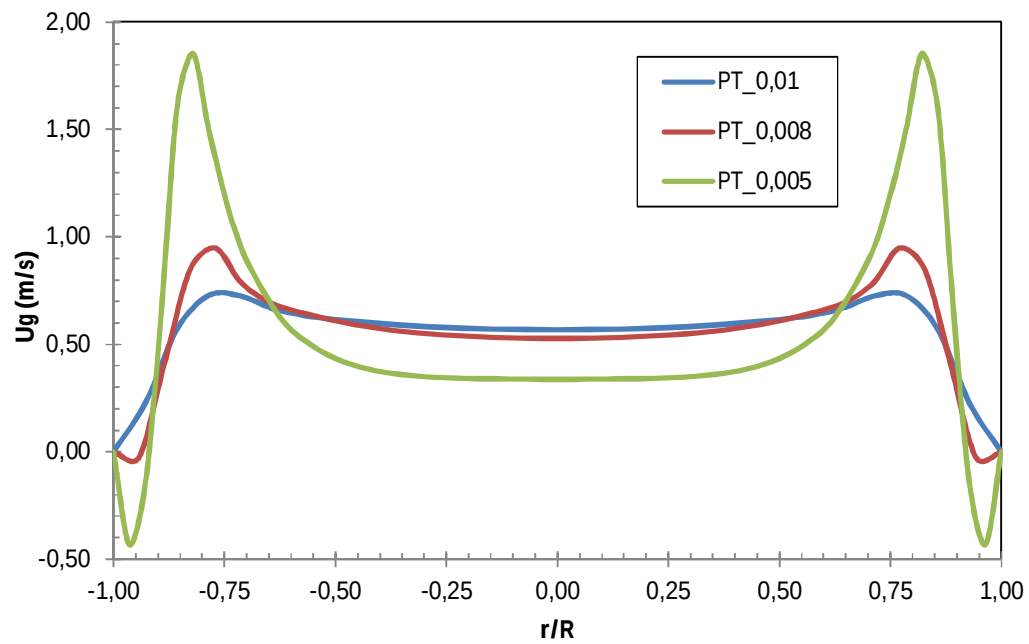


Figura 5.18 - Comparação da velocidade superficial do gás no leito fluidizado *versus* a posição radial, usando o modelo de arraste de Gidaspow ($H_0=0,2\text{m}$; $U_g=0,38\text{ m/s}$).

5.2.2. Parâmetros Fluidodinâmicos Simulados da Alumina

5.2.2.1. Influência dos Modelos de Turbulência.

A seguir serão apresentados os resultados simulados da alumina, variando os modelos de turbulência RSM (*Reynolds Stress Models*) e K- ϵ , bem como sem modelo de turbulência, que no *software* utilizado no presente trabalho é denominado laminar. Os modelos foram verificados com os resultados experimentais, comparando-se alguns parâmetros importantes de projeto, dentre eles a queda de pressão na mínima fluidização (ΔP_{mf}) e a velocidade de mínima fluidização (U_{mf}), e a porosidade na mínima fluidização do leito (ϵ_{mf}).

As curvas fluidodinâmicas obtidas experimental e computacionalmente para razões de aspecto (H/D) usadas neste trabalho foram determinadas avaliando-se a evolução da queda de pressão no leito em função da velocidade do gás. A velocidade de mínima fluidização (U_{mf}) foi determinada, na desfluidização do leito, a partir do diagrama ΔP versus U_g , pela intersecção da linha do leito fixo com a linha horizontal correspondente a região de fluidização do material.

A Figura 5.19 descreve o comportamento fluidodinâmico das partículas de alumina para razões de aspecto $H/D = 0,71$. Foram comparadas as simulações com e sem modelo de turbulência, para o modelo de arraste de Syamlal-O'Brien.

Pode-se observar que a simulação sem o modelo de turbulência apresentou os melhores resultados, para toda a faixa de fluidização, envolvendo a região de leito fixo e região de fluidização completamente desenvolvida. A caso simulado que mostrou melhor concordância com os dados experimentais apresentou velocidade de mínima fluidização (U_{mf}) estimada em torno de 0,0130 m/s; e a queda de pressão na mínima fluidização, também, foi estimada em 0,92 kPa.

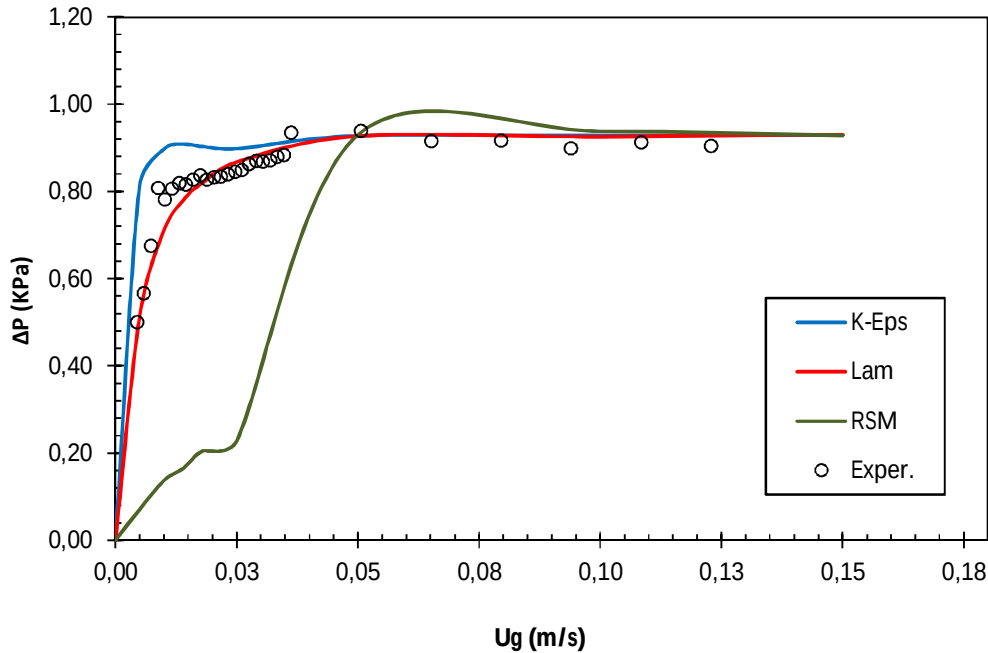


Figura 5.19 – Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D = 0,71$; *drag function*: Syamlal-O’Brien; $e_{ss} = 0,9$; *Mesh*: 0,005; $U_g = 0,0 - 0,15$ m/s).

Com o uso do modelo de turbulência, o modelo K- ϵ apresentou melhor ajuste que o modelo dos tensores de Reynolds (RSM), principalmente na região de leito fixo onde o RSM apresentou resultado pobre em relação as demais condições.

Na Figura 5.20, observamos o comportamento fluidodinâmico das partículas de alumina para razões de aspecto $H/D = 1,43$. Foram comparadas, também, as simulações com e sem modelo de turbulência, para o modelo de arraste de Syamlal-O’Brien.

Nestas simulações, os casos sem o modelo de turbulência apresentaram os melhores resultados, para toda a faixa de fluidização. Contudo, a velocidade de mínima fluidização (U_{mf}) apresentou resultado de 0,0125 m/s; tendo queda de pressão na mínima fluidização estimada em 1,45 kPa.

Com o uso do modelo de turbulência, o modelo K- ϵ apresentou ajuste similar ao modelo dos tensores de Reynolds (RSM), e mais pobre que a condição Laminar.

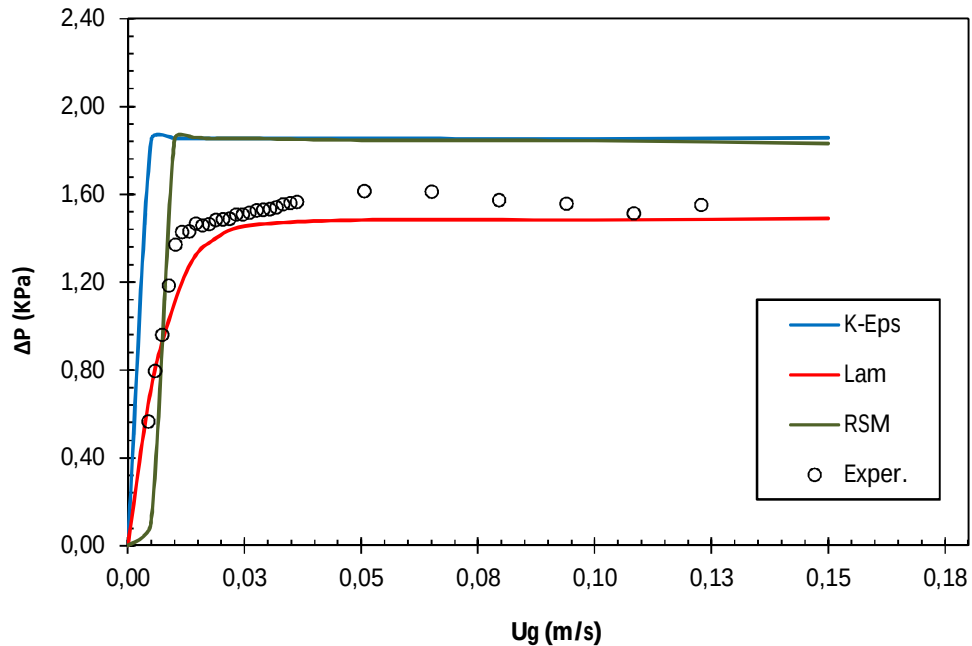


Figura 5.20 - Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D = 1,43$; *drag function*: Syamlal-O'Brien; $e_{ss} = 0,9$; *Mesh*: 0,005; $U_g = 0,0 - 0,15$ m/s).

Na Figura 5.21, o comportamento fluidodinâmico das partículas de alumina para razões de aspecto $H/D = 2,14$; mostra melhor concordância com os dados experimentais, das simulações nos casos sem o modelo de turbulência, para toda a faixa de fluidização. A velocidade de mínima fluidização (U_{mf}) apresentou resultado de 0,014 m/s; tendo queda de pressão na mínima fluidização estimada em 2,25 kPa. Os modelos K- ϵ e tensores de Reynolds (RSM) apresentaram pouca concordância com os dados experimentais.

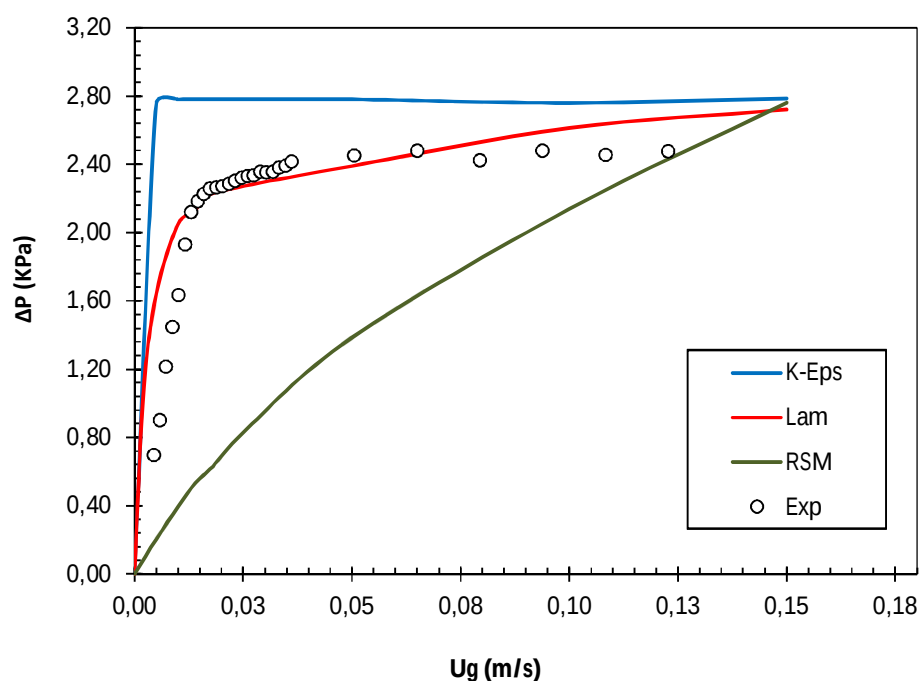


Figura 5.21 - Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D=2,14$; *drag function*: Syamlal-O'Brien; $e_{ss}=0,9$; *Mesh*: 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).

A Tabela 5.4 apresenta os resultados obtidos através das simulações com e sem modelo de turbulência, usando Syamlal-O'Brien como modelo de arraste, para a velocidade de mínima fluidização, comparadas com o resultado experimental para cargas de alumina com razões de aspecto (H/D) de 0,71; 1,43; 2,14; bem como seus respectivos desvios.

Tabela 5.4 - Velocidade de mínima fluidização experimental e simulada para Alumina.

H/D	Modelo	U_{mf} Simulado (m/s)	U_{mf} Experimental (m/s)	DESVIO (%)
0,71	Laminar	0,0130	0,0129	0,77
	K-ε	0,0050		158,00
	RSM	0,0510		74,71
1,43	Laminar	0,0125	0,0115	8,00
	K-ε	0,0072		108,33
	RSM	0,0130		15,38
2,14	Laminar	0,0140	0,0144	2,86
	K-ε	0,0072		100,00
	RSM	-		-

Na análise da Tabela 5.4 pode-se observar que as simulações dos casos Laminar, foram os que apresentaram os menores desvios em relação à velocidade de mínima fluidização obtida experimentalmente, demonstrando que tal condição parece descrever adequadamente o comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado sob as condições de mínima fluidização, para o material analisado.

Na Tabela 5.5 são apresentados os resultados obtidos através das simulações com e sem modelo de turbulência, usando Syamlal-O'Brien como modelo de arraste, para inferência da queda de pressão na mínima fluidização, comparadas com o resultado experimental para cargas de alumina com razões de aspecto (H/D) de 0,71; 1,43; 2,14; bem como seus respectivos desvios.

Analisando a Tabela 5.5, mais uma vez observa-se que as simulações dos casos "Laminar", foram os que apresentaram os menores desvios em relação à queda de pressão na mínima fluidização obtida experimentalmente, demonstrando a boa concordância destas simulações no comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado.

Tabela 5.5 - Velocidade de mínima fluidização experimental e simulada para Alumina.

H/D	Modelo	ΔP_{mf} Simulado (KPa)	ΔP_{mf} Experimental (KPa)	DESVIO (%)
0,71	Laminar	0,92	0,95	3,26
	K- ϵ	0,92		3,26
	RSM	0,92		3,26
1,43	Laminar	1,45	1,54	7,69
	K- ϵ	1,84		16,30
	RSM	1,84		16,30
2,14	Laminar	2,25	2,40	6,67
	K- ϵ	2,38		14,29
	RSM	-		-

A Figura 5.22 à 5.27 descrevem o comportamento fluidodinâmico das partículas de alumina para razões de aspecto H/D = 0,71; 1,43; 2,14. Nestes casos foram comparadas as simulações com e sem modelo de turbulência, para os modelos de arraste de Wen-Yu e Gidaspow, respectivamente.

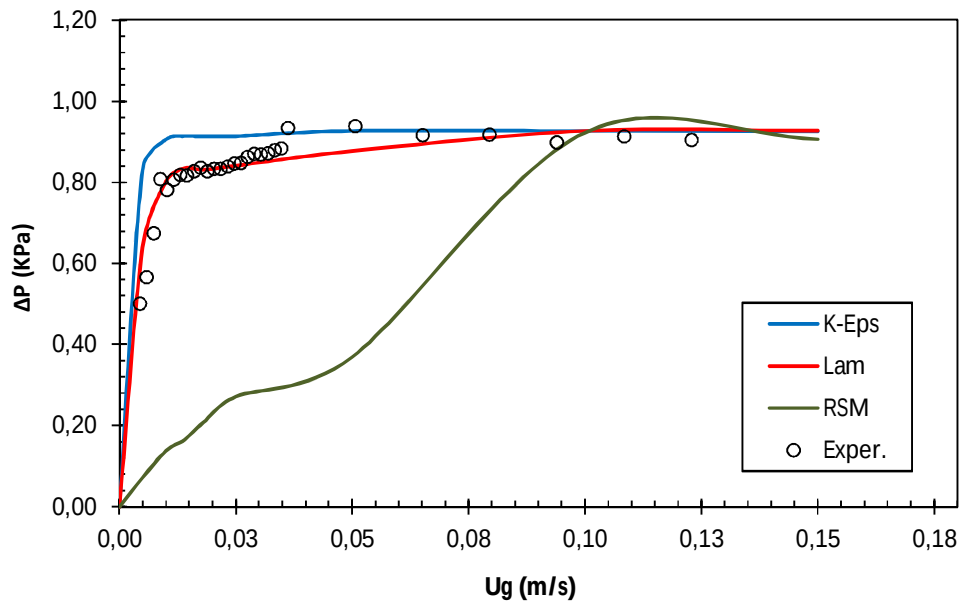


Figura 5.22 - Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 0,71$; *drag function*: Wen-Yu; $e_{ss}= 0,9$; *Mesh*: 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).

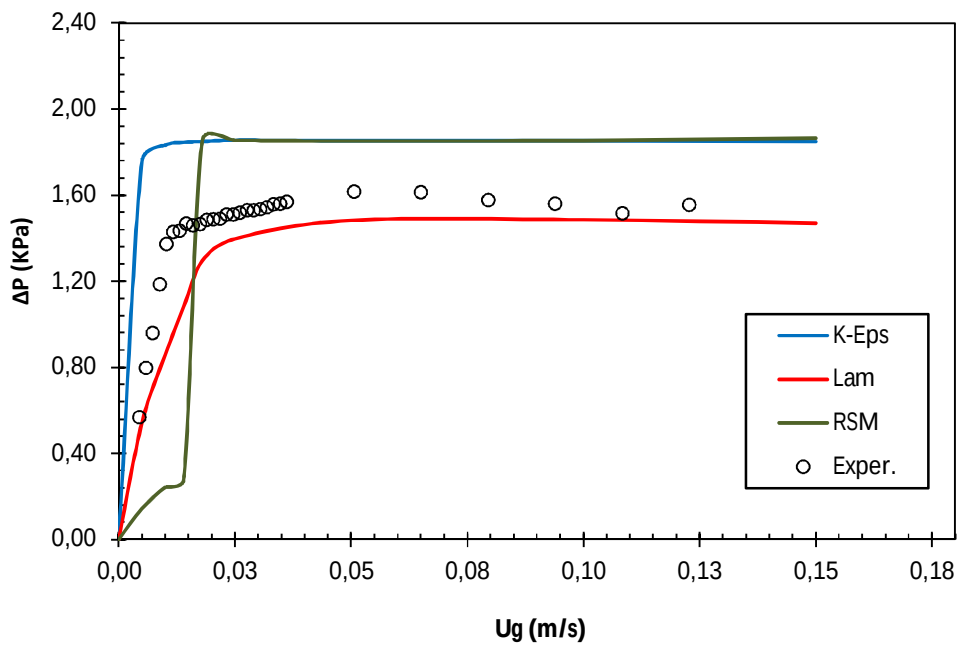


Figura 5.23 - Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 1,43$; *drag function*: Wen-Yu; $e_{ss}= 0,9$; *Mesh*: 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).

De forma similar ao que foi observado nos casos anteriores, os casos em que não foram usados os modelos de turbulência apresentaram melhores concordância com os resultados experimentais, dos que tiveram modelos de turbulência considerados, demonstrando que de forma geral, para faixa de fluidização estudada, nas condições estabelecidas, os casos Laminares foram mais precisos que os demais, à exceção da Figura 5.25 que apresentou melhor concordância para o modelo K- ϵ .

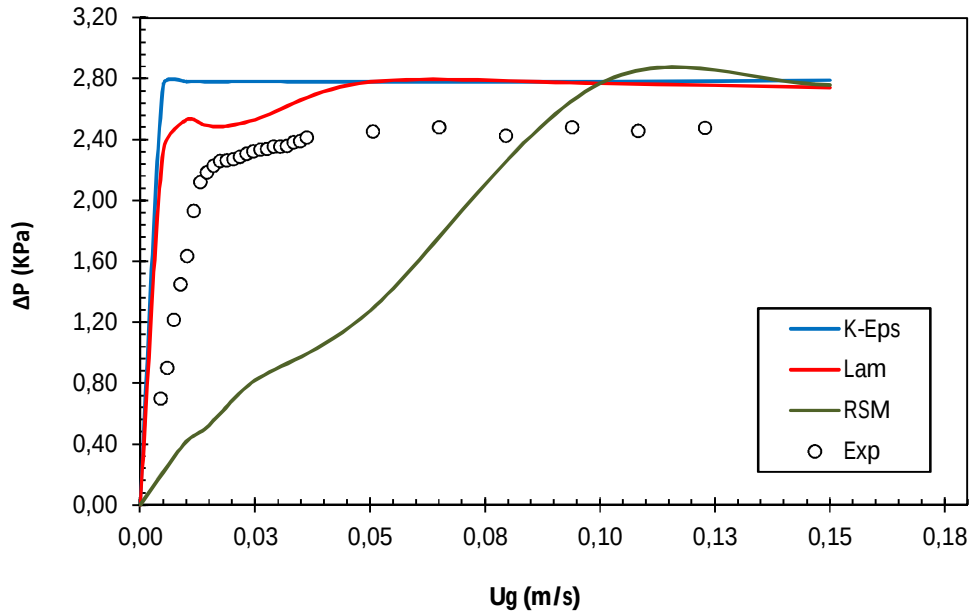


Figura 5.24 - Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D= 2,14$; *drag function*: Wen-Yu; $e_{ss}= 0,9$; *Mesh*: 0,005; $U_g=0,0 - 0,15$ m/s).

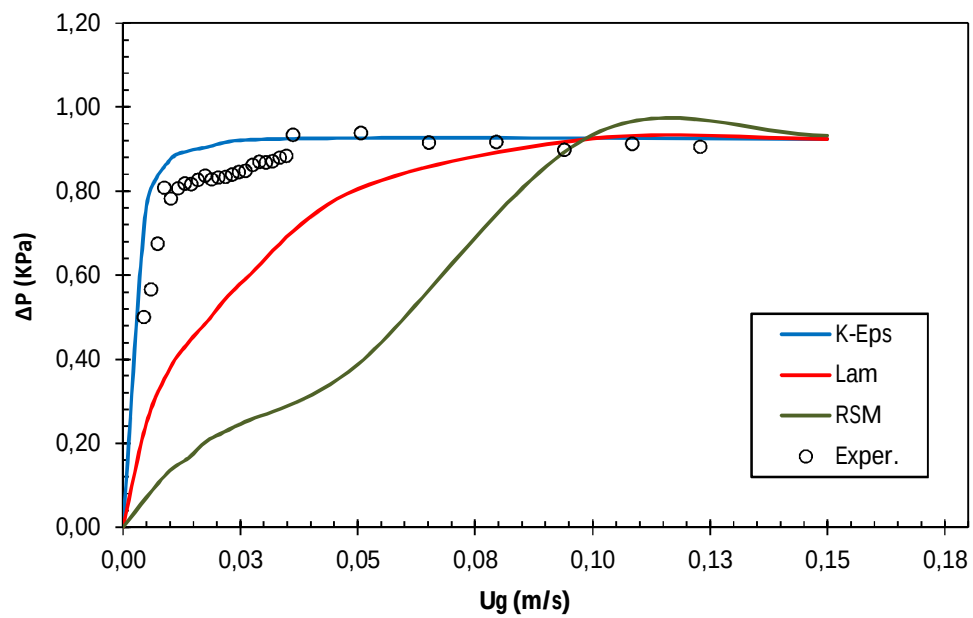


Figura 5.25 - Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D = 0,71$; *drag function*: Gidaspow; $e_{ss} = 0,9$; *Mesh*: 0,005; $U_g = 0,0 - 0,15$ m/s).

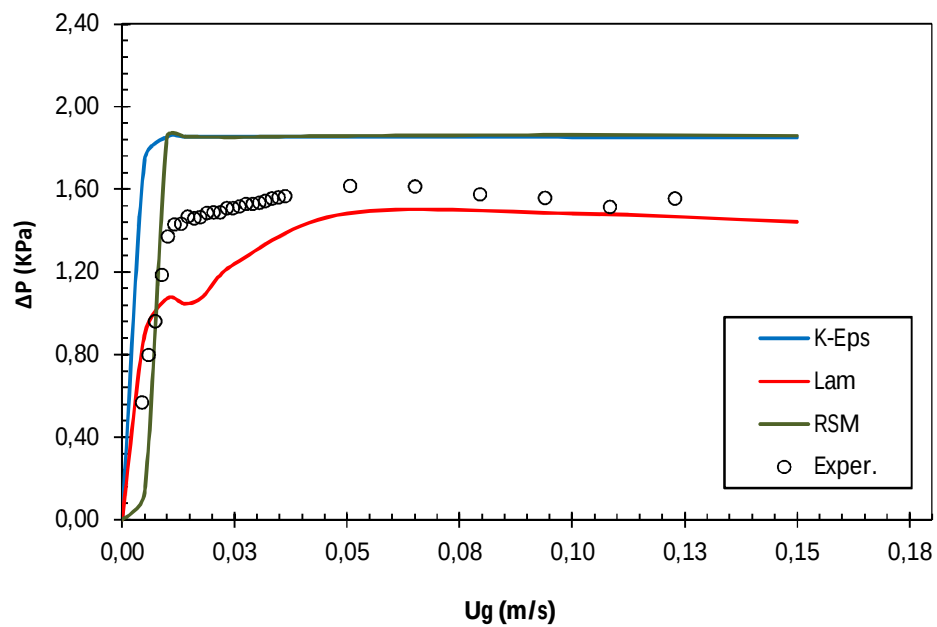


Figura 5.26 – Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D = 1,43$; *drag function*: Gidaspow; $e_{ss} = 0,9$; *Mesh*: 0,005; $U_g = 0,0 - 0,15$ m/s).

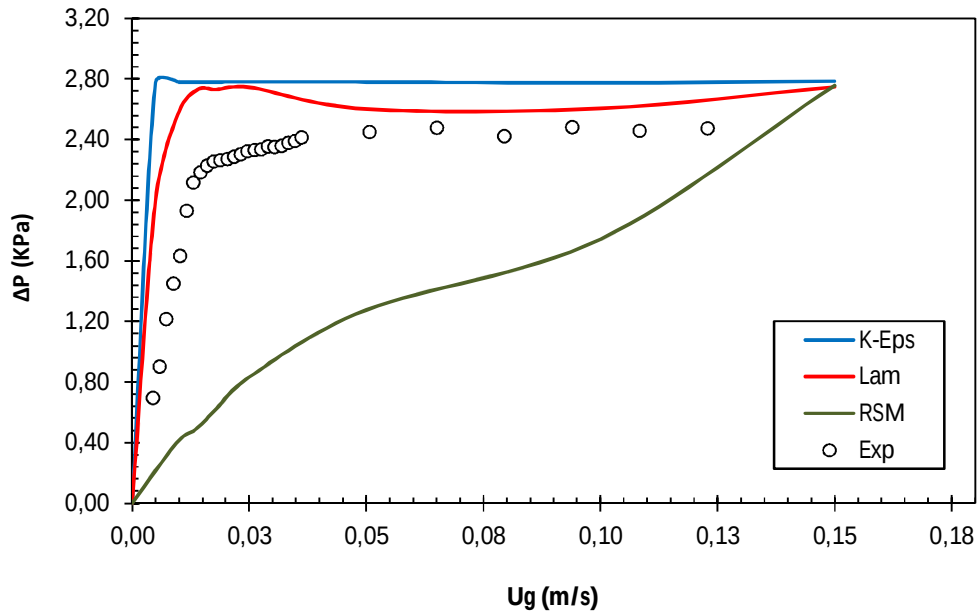


Figura 5.27 - Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Turbulência ($H/D = 2,14$; *drag function*: Gidaspow; $e_{ss} = 0,9$; *Mesh*: 0,005; $U_g = 0,0 - 0,15$ m/s).

5.2.2.2. Influência dos Modelos de Arraste.

Visto que dentre os casos estudados os que não foram implementados com modelo de turbulência, ou seja, os Laminares, apresentaram as melhores concordâncias; a seguir serão apresentados os resultados simulados da alumina, variando os modelos de arraste (*drag function*) de Syamlal-O'Brien, Wen-Yu e Gidaspow, para o caso Laminar. Os modelos foram verificados com os resultados experimentais, comparando-se os parâmetros de queda de pressão na mínima fluidização (ΔP_{mf}) e a velocidade de mínima fluidização (U_{mf}).

A Figura 5.28 à 5.31 descrevem o comportamento fluidodinâmico das partículas de alumina para razões de aspecto $H/D = 0,71$; 1,43; 2,14; comparando, com os dados experimentais, as simulações com os modelos de arraste de Syamlal-O'Brien, Wen-Yu e Gidaspow, respectivamente.

Na Figura 5.28, merecem destaque as simulações com os modelos de arraste de Syamlal-O'Brien e Wen-Yu que apresentaram boa concordância com os resultados experimentais, mostrando que estes modelos podem representar bem o comportamento característico do leito fluidizado nas condições estudadas.

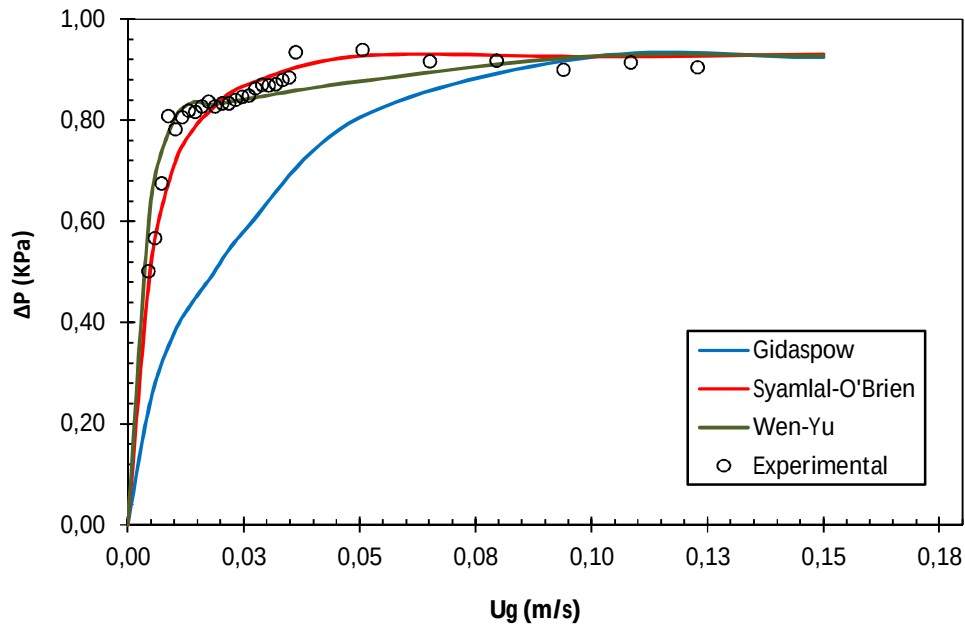


Figura 5.28 - Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Arraste ($H/D = 0,71$; Laminar; $e_{ss} = 0,9$; $Mesh$: 0,005; $U_g = 0,0 - 0,15$ m/s).

Na sequência, a Figura 5.29 apresenta os resultados para variação da queda de pressão em função da velocidade superficial do gás para $H/D = 1,43$. Pode-se observar que nesta condição o modelo de Syamlal-O'Brien apresenta melhor concordância com os dados experimentais, contudo o modelo de Wen-Yu, também, apresentou bons resultados e o modelo de Gidaspow, apresentou bons resultados na região de leito fixo e de fluidização completa, divergindo, no entanto, na região próxima à mínima fluidização.

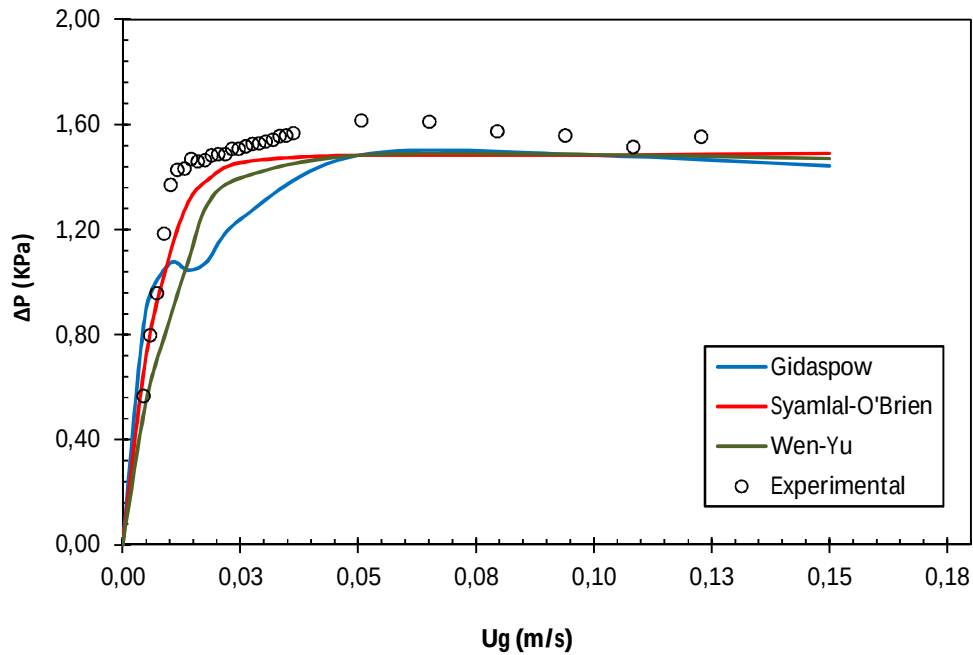


Figura 5.29 - Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Arraste ($H/D = 1,43$; Laminar; $e_{ss} = 0,9$; $Mesh$: 0,005; $U_g = 0,0 - 0,15$ m/s).

Por fim, a Figura 5.30 apresenta os resultados para variação da queda de pressão em função da velocidade superficial do gás para $H/D = 2,14$.

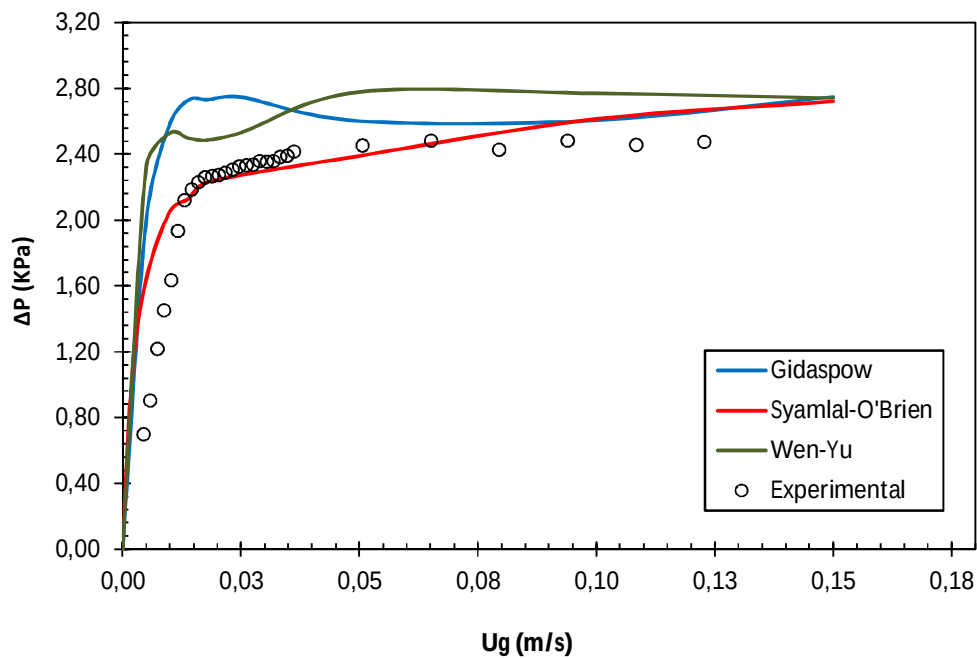


Figura 5.30 – Curva Característica da Alumina. Comparação dos modelos de Arraste ($H/D = 2,14$; Laminar; $e_{ss} = 0,9$; $Mesh$: 0,005; $U_g = 0,0 - 0,15$ m/s).

Nesta condição o modelo de Syamlal-O'Brien apresenta, notadamente, a melhor concordância com os dados experimentais, frente aos modelos de Wen-Yu, que apresentou resultados pobres na região de mínima fluidização, e o de Gidaspow que, também, não apresentou bons resultados na região próxima à mínima fluidização.

A Tabela 5.6 apresenta os resultados obtidos através das simulações variando os modelos de arraste de Syamlal-O'Brien, Wen-Yu e Gidaspow, para a velocidade de mínima fluidização, comparadas com o resultado experimental para cargas de alumina com razões de aspecto (H/D) de 0,71; 1,43; 2,14; bem como seus respectivos desvios.

Tabela 5.6 - Velocidade de mínima fluidização experimental e simulada para Alumina.

H/D	Modelo de Arraste	U_{mf} Simulado (m/s)	U_{mf} Experimental (m/s)	DESVIO (%)
0,71	Syamlal-O'Brien	0,0130	0,0129	0,77
	Wen-Yu	0,0101		27,72
	Gidaspow	0,020		35,50
1,43	Syamlal-O'Brien	0,0125	0,0115	8,00
	Wen-Yu	0,0202		43,07
	Gidaspow	0,0120		4,17
2,14	Syamlal-O'Brien	0,0140	0,0144	2,86
	Wen-Yu	0,0072		100,00
	Gidaspow	0,0072		100,00

Na análise da Tabela 5.6 pode-se observar que os menores desvios em relação à velocidade de mínima fluidização obtida experimentalmente, foram encontrados nas simulações com modelo de Syamlal-O'Brien, variando de 0,77 à 8,00 % de desvio dos valores observados experimentalmente.

Na Tabela 5.7 são apresentados os resultados obtidos através das simulações usando os modelos de arraste Syamlal-O'Brien, Wen-Yu e Gidaspow, para inferência da queda de pressão na mínima fluidização, comparadas com o resultado experimental para cargas de alumina com razões de aspecto (H/D) de 0,71; 1,43; 2,14; bem como seus respectivos desvios.

Tabela 5.7 - Velocidade de mínima fluidização experimental e simulada para Alumina.

H/D	Modelo	ΔP_{mf} Simulado (KPa)	ΔP_{mf} Experimental (KPa)	DESVIO (%)
0,71	Syamlal-O'Brien	0,92	0,95	3,26
	Wen-Yu	0,88		7,95
	Gidaspow	0,88		7,95
1,43	Syamlal-O'Brien	1,43	1,54	7,69
	Wen-Yu	1,49		3,36
	Gidaspow	1,52		1,32
2,14	Syamlal-O'Brien	2,25	2,40	6,67
	Wen-Yu	2,80		14,29
	Gidaspow	2,64		9,09

Analisando a Tabela 5.7, observa-se que os modelos de arraste verificados neste estudo, na maioria dos casos conseguiram observar valores concordantes com dados experimentais. Neste sentido podemos destacar Gidaspow com um desvio relativo da ordem de 1,32% em relação ao valor observado para queda de pressão na razão de aspecto de leito de $H/D = 1,43$; tendo como maior desvio o de Wen-Yu em $H/D = 2,14$.

As Figura 5.31 à 5.36 descrevem o comportamento fluidodinâmico das partículas de alumina para razões de aspecto $H/D = 0,71$; $1,43$; $2,14$; para cada um os modelos de arraste, separadamente. Foram comparadas as simulações com os dados experimentais e verificado que, de forma geral, os casos que usaram o modelo de arraste de Syamlal-O'brien, com coeficiente de restituição elástica $e_{ss} = 0,9$, para uma faixa de velocidade superficial do gás de $U_g = 0,0 - 0,15$ m/s, foi o que observou melhor concordância com os dados experimentais, seguidos dos modelos de Wen-Yu e Gidaspow.

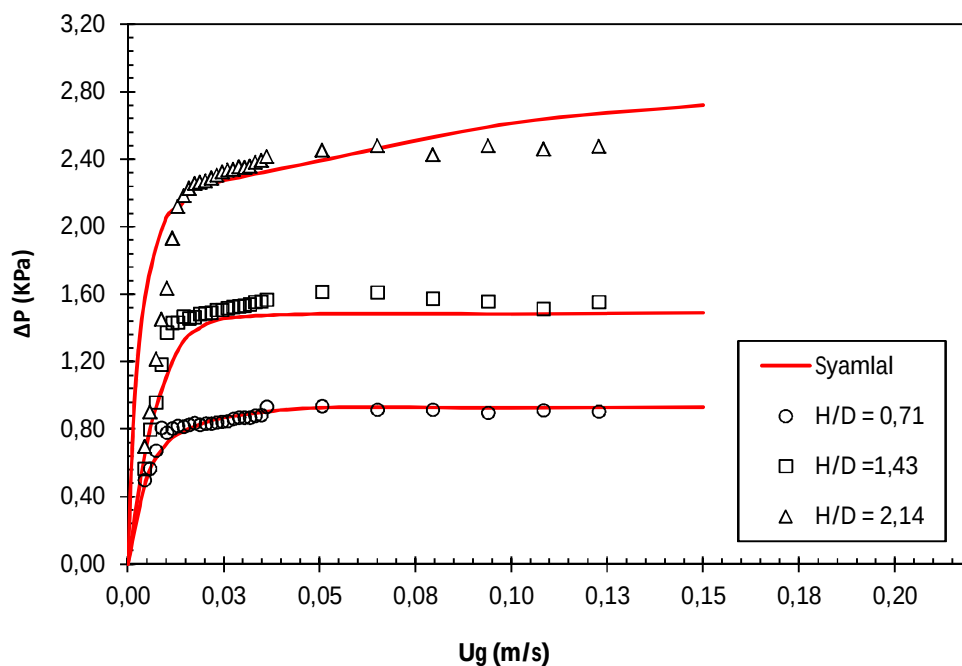


Figura 5.31 - Curva Característica da Alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Syamlal, Laminar, *Mesh*: 0,005).

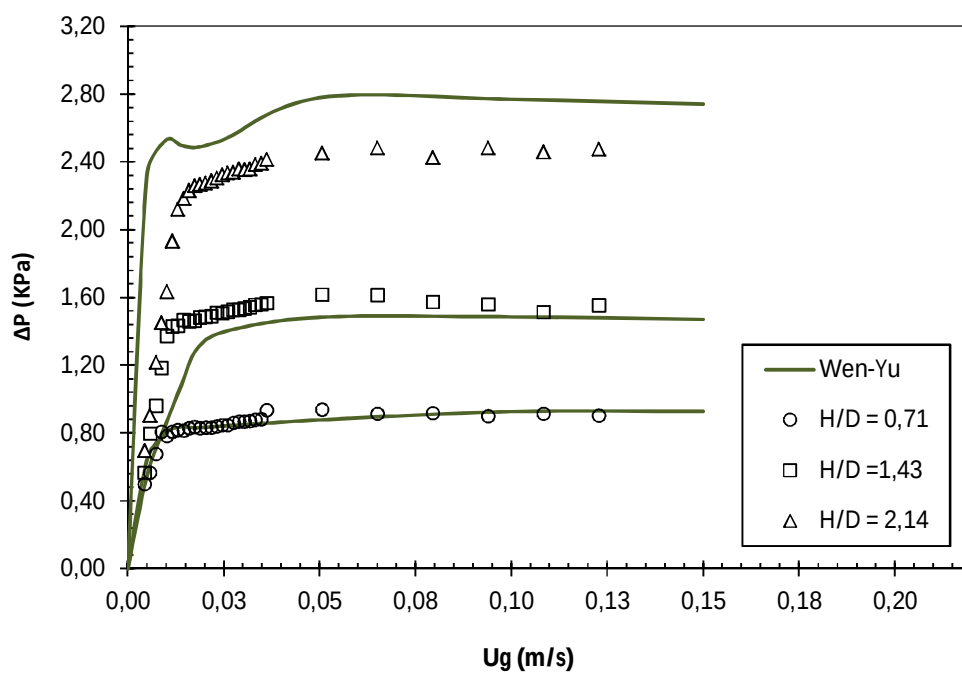


Figura 5.32 - Curva Característica da Alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Wen-Yu, Laminar, *Mesh*: 0,005).

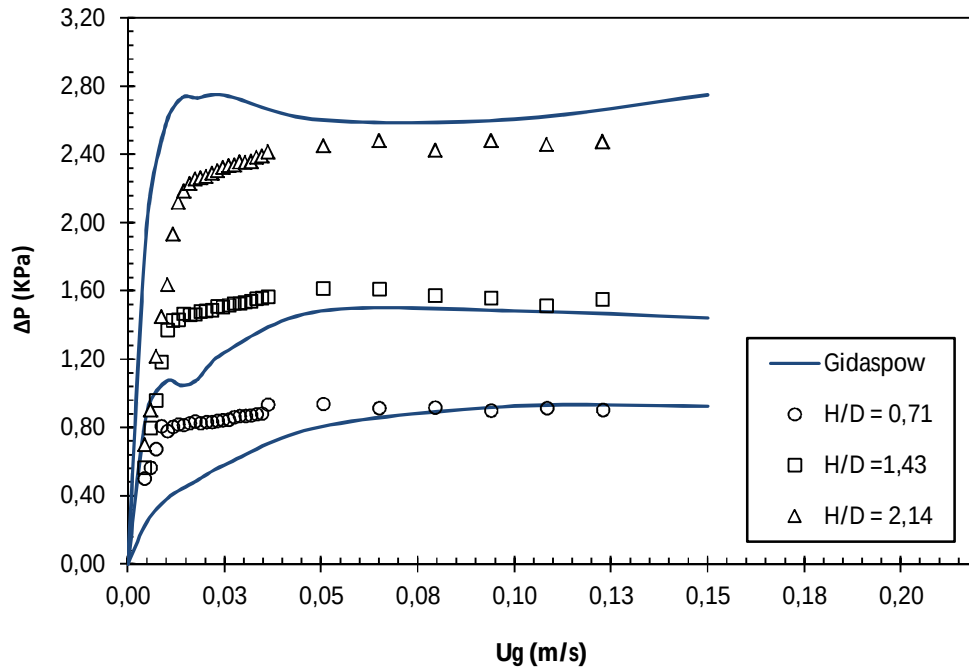


Figura 5.33 - Curva Característica da Alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Gidaspow, Laminar, *Mesh*: 0,005).

5.2.3. Porosidade do Leito Fluidizado

5.2.3.1. Perfis de Porosidade do Leito Fluidizado

A seguir são apresentados os resultados da simulação realizada para um leito fluidizado convencional, operando com alumina. Optou-se por realizar uma simulação 2D, seguindo condições similares às realizadas com esferas de vidro. Para a simulação da alumina a estratégia foi variar o parâmetro de entrada (velocidade superficial do gás), para um determinado tempo de simulação (3,0 s).

Inicialmente, a Figura 5.34 apresenta o perfil de porosidade do leito de partículas de alumina sendo fluidizados a uma velocidade de 0,38 m/s, durante um tempo físico simulado de 3 segundos, sendo obtidos *frames* simulados a cada 0,5 segundos. É observada a expansão do leito de partículas em função do tempo físico simulado até uma estabilização na altura do leito de partículas.

São apresentados resultados dos perfis de fração de sólidos observados para um leito carregado com alumina numa razão de aspecto (H_0/D_L) de 0,71, usando o modelo de Syamlal-O'Brien para função de arraste (*Drag function*), bem como um coeficiente de restituição elástica (e_{ss}) igual a 0,9. Nestas simulações não foram levados em consideração modelos de turbulência.

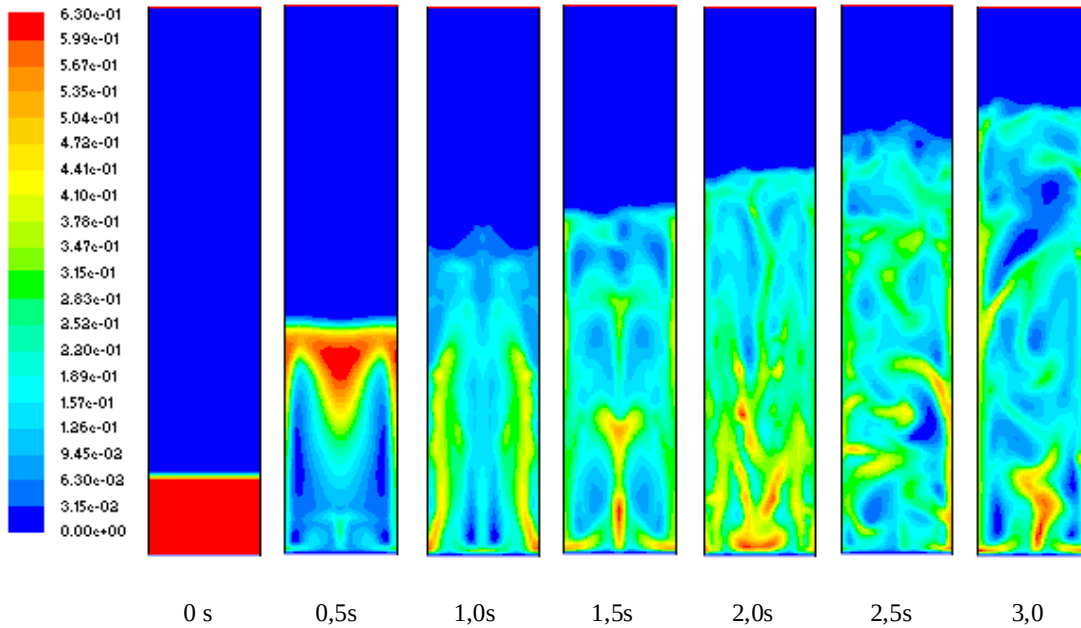


Figura 5.34 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,38$ m/s).

No instante 0,0s (Figura 5.34), o *frame* mostra a condição inicial de leito estático com uma altura de $H_0 = 0,10$ m ($H/D=0,71$), onde o conjunto de partículas, representado pela cor vermelha, encontra-se em repouso na base do leito, abaixo da região de expansão conhecida como *freeboard*, representada pela cor azul. Nesse instante a velocidade superficial do gás é igual a zero ($U_g = 0,0$ m/s). Nos *frames* 0,5s à 3,0s; uma expansão gradual do leito é verificada, mostrando concordância com as observações visuais dos testes experimentais com a alumina, para $U_g = 0,38$ m/s. Após 3segundos de simulação observou-se um cenário com fluidização turbulenta, formação de *sluggs* e forte erupção de bolhas no topo do leito. A queda de pressão neste ponto simulado foi de $\Delta P=0,89$ KPa.

A seguir é apresentada a sequência de *frames* para o leito de fluidizado com velocidades superficiais do gás variando de $U_g=0,30$ m/s a 0,005 m/s, também, durante

um tempo físico simulado de 3 segundos, sendo obtidos *frames* simulados a cada 0,5 segundos. A Figura 5.35 mostra a seqüência de *frames* para a velocidade superficial do gás de 0,30 m/s. A partir desta velocidade, simulou-se a desfluidização do leito e observou-se o comportamento do leito fluidizado com a diminuição gradual da velocidade superficial do gás (U_g). Neste caso, como esperado, a altura do leito de partículas tende a diminuir, bem como a formação de *sluggs* coalescentes até o topo do leito. Contudo a fluidização encontra-se, ainda, fortemente vigorosa e turbulenta.

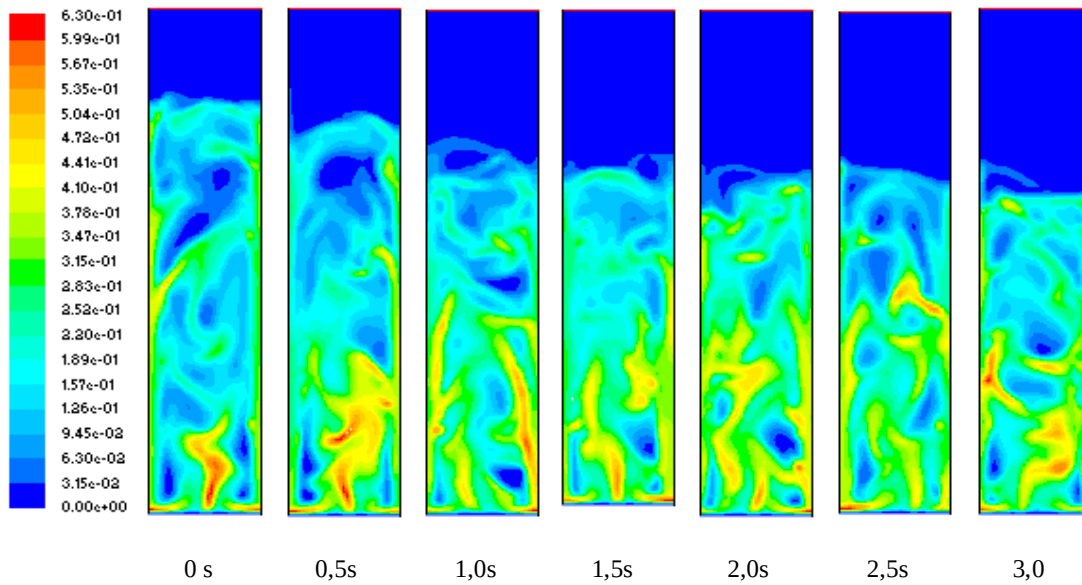


Figura 5.35 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,30$ m/s).

As Figuras 5.36 à 5.39 mostram o comportamento do leito de partícula com a diminuição da velocidade do gás (0,25 – 0,10 m/s), e em função do tempo físico de simulação de 3,0s, com intervalos de 0,5s. A desfluidização gradual promoveu uma diminuição, também, gradual na expansão do leito de partículas e conseqüente diminuição da porosidade do leito (ϵ).

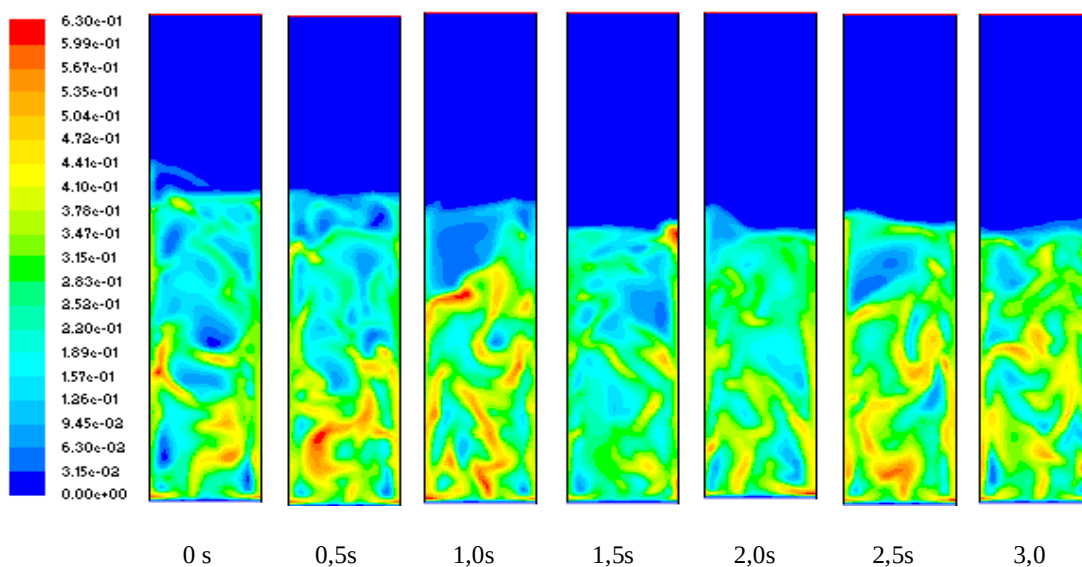


Figura 5.36 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,25$ m/s).

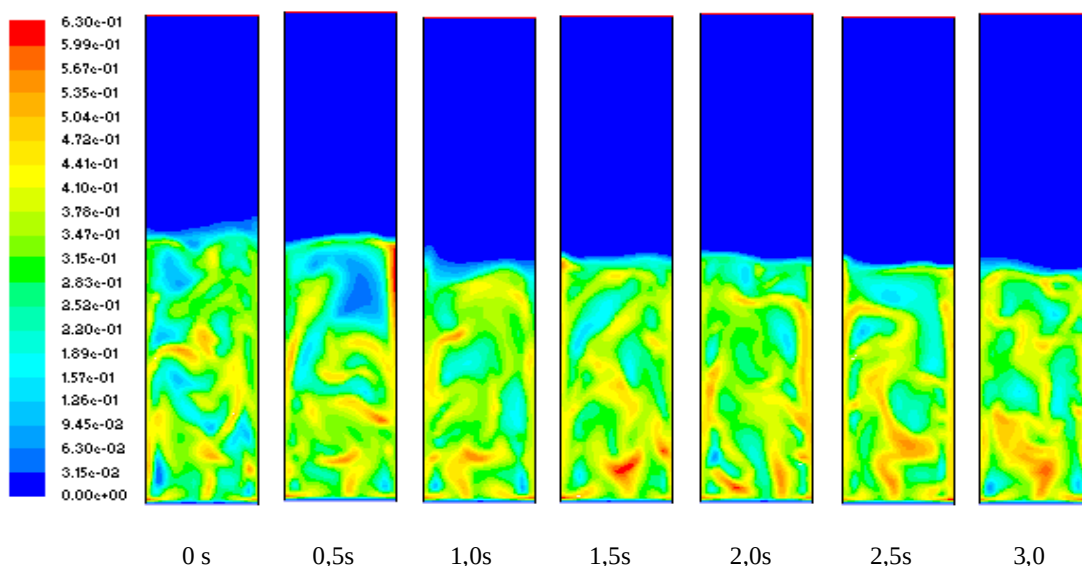


Figura 5.37 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,20$ m/s).

Como visto na Figura 5.35, com a diminuição gradual da velocidade superficial do gás, ocorre uma transição entre o leito fortemente agitado e turbulento (Figura 5.38) para um leito fluidizado (Figura 5.39) com pouca formação de *slugs* e baixa erupção de bolhas na superfície o leito de partículas. Para esta faixa de velocidade superficial do gás ($U_g = 0,25$ à $0,10$ m/s), a queda de pressão no leito variou de $\Delta P = 0,9$ à $0,93$ KPa.

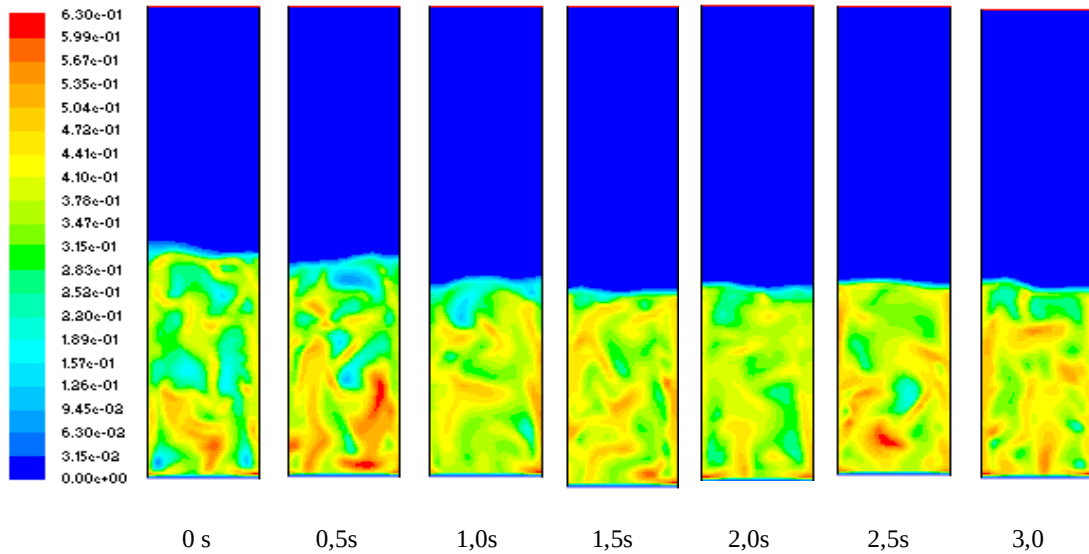


Figura 5.38 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,15$ m/s).

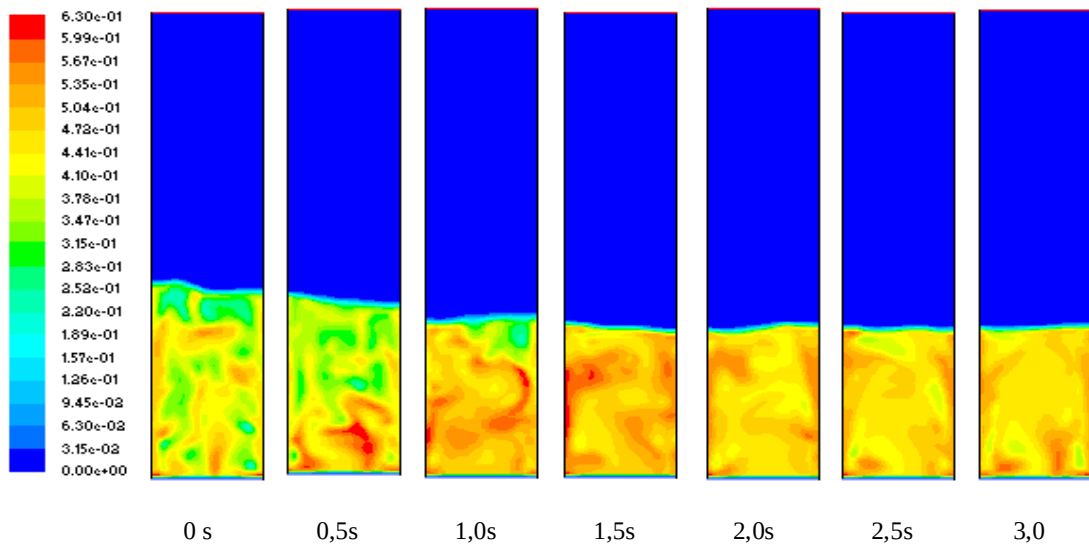


Figura 5.39 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,10$ m/s).

Nas Figuras 5.40 à 5.45 são apresentados os resultados os perfis de porosidade do leito na transição do leito completamente fluidizado até o leito compactado, ou seja, leito fixo.

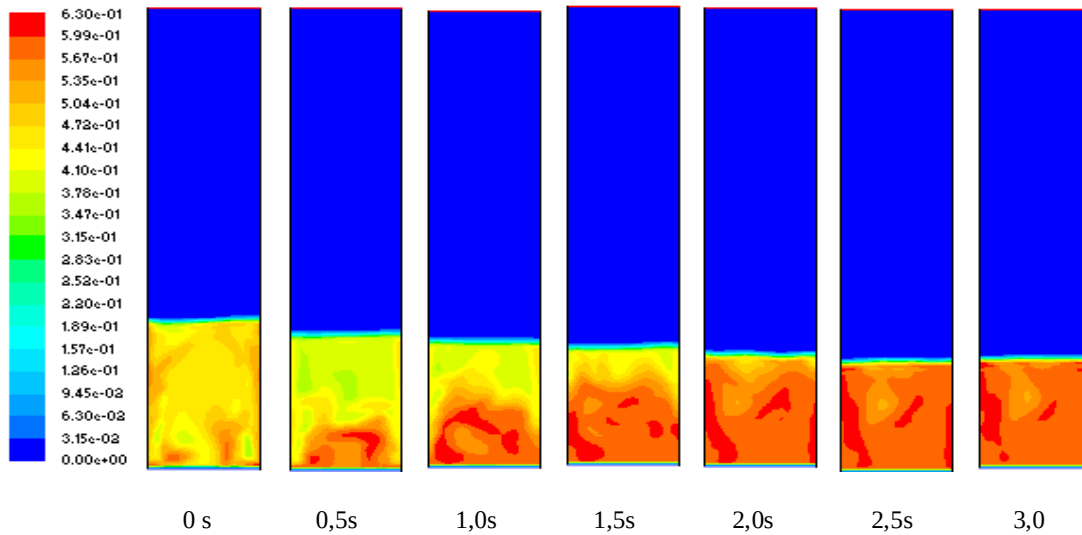


Figura 5.40 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,05$ m/s).

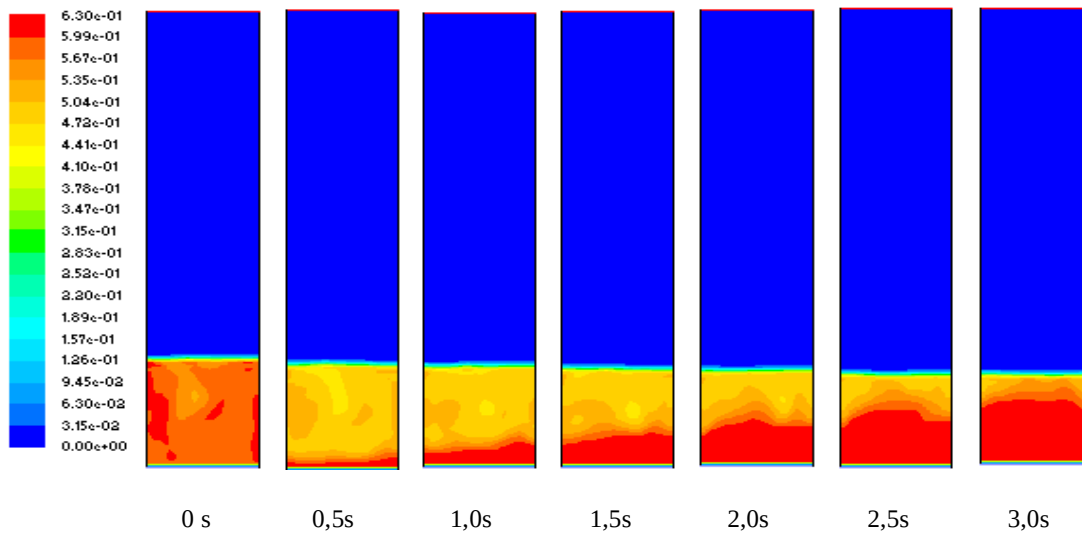


Figura 5.41 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,025$ m/s).

Nesta faixa de vazão de gás, com diminuição gradual da velocidade superficial do gás, ocorreu a transição entre o leito completamente fluidizado (Figuras 5.40 à 5.42)

e o leito fixo (Figura 5.43 à 5.45). Nesta faixa de vazão do gás não se observou formação de *sluggs* nem erupção de bolhas na superfície o leito de partículas. Para esta faixa de velocidade superficial do gás ($U_g = 0,05$ à $0,005$ m/s), a queda de pressão no leito variou de $\Delta P = 0,93$ à $0,51$ KPa.

A Figura 5.42 mostra os perfis de porosidade do leito de partículas na velocidade de mínima fluidização ($U_{mf} = 0,018$ m/s) observadas na simulação. Como será visto mais à frente a U_{mf} simulada também foi estimada pelo método gráfico dos pontos simulados na curva característica do leito. A queda de pressão na mínima fluidização foi estimada em $\Delta P_{mf} = 0,82$ KPa. O tempo físico de simulação também foi de 3 segundos sendo obtidos *frames* a cada 0,5 segundos.

Como a curva característica simulada foi obtida na desfluidização do leito, a cada velocidade simulada ocorreu uma diminuição da altura do leito de partículas, em função do tempo físico de simulação, até a estabilização conforme observado na Figura 5.42.

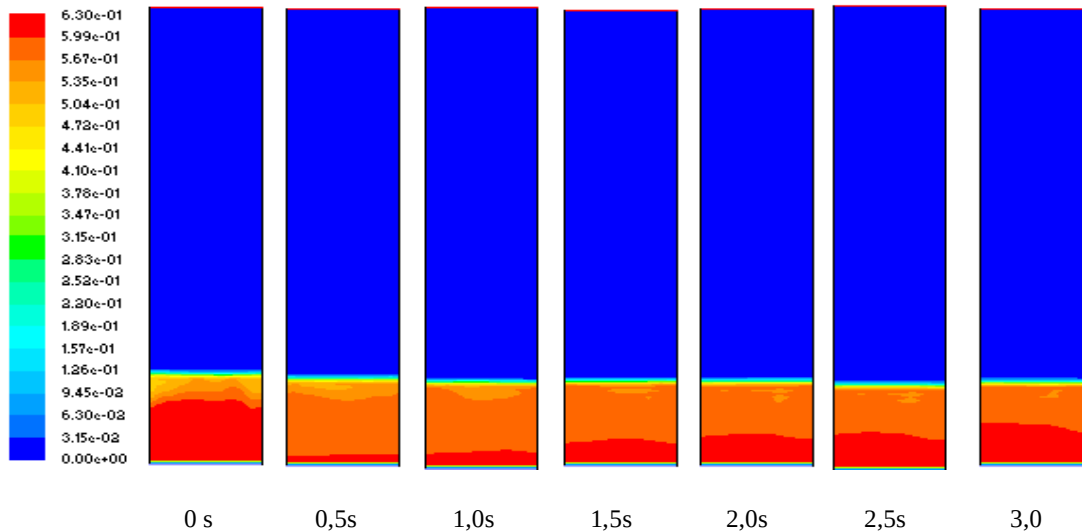


Figura 5.42 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D = 0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss} = 0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_{mf} = 0,018$ m/s).

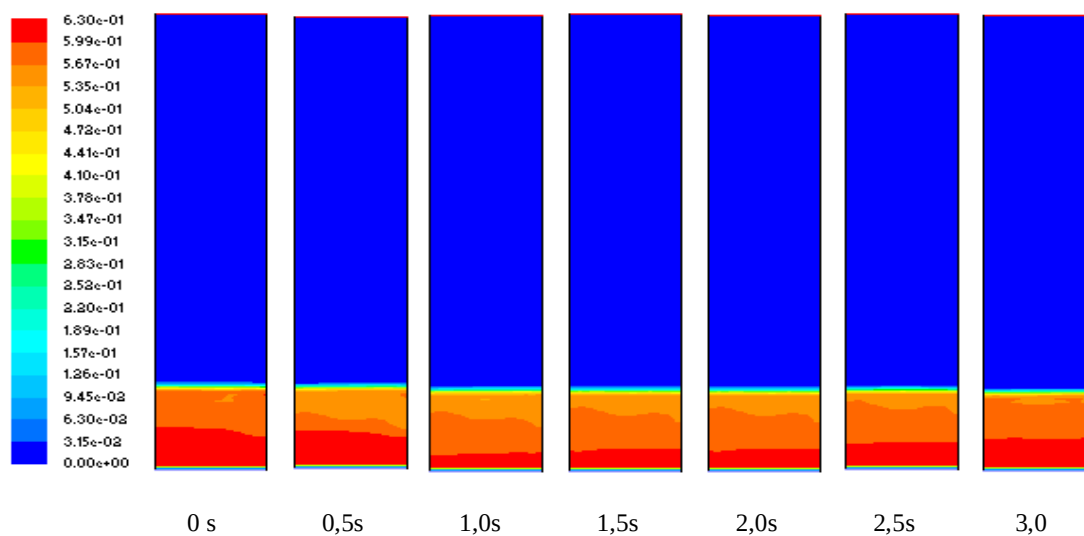


Figura 5.43 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,014$ m/s).

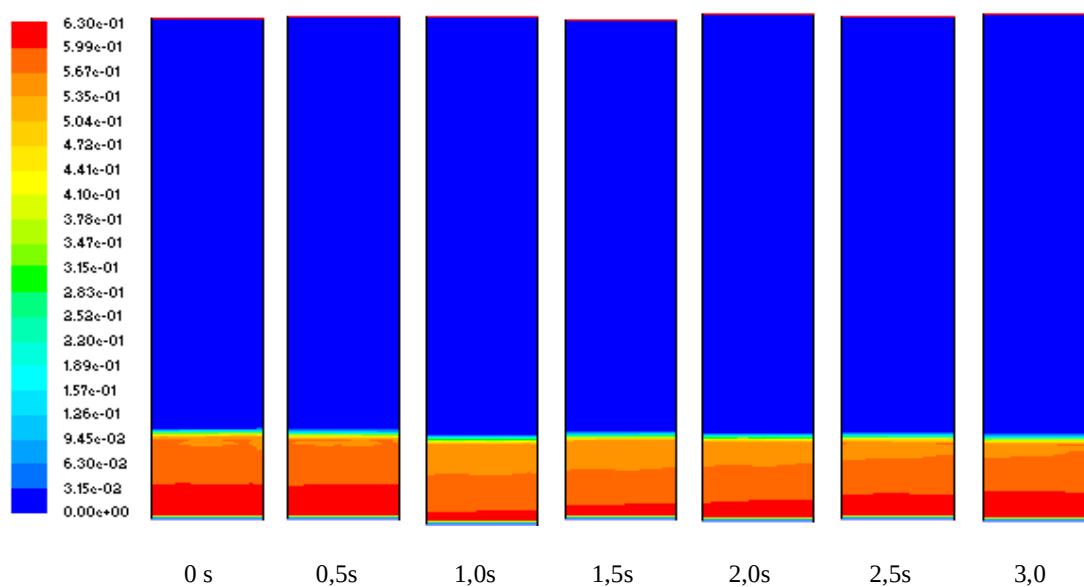


Figura 5.44 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,010$ m/s).

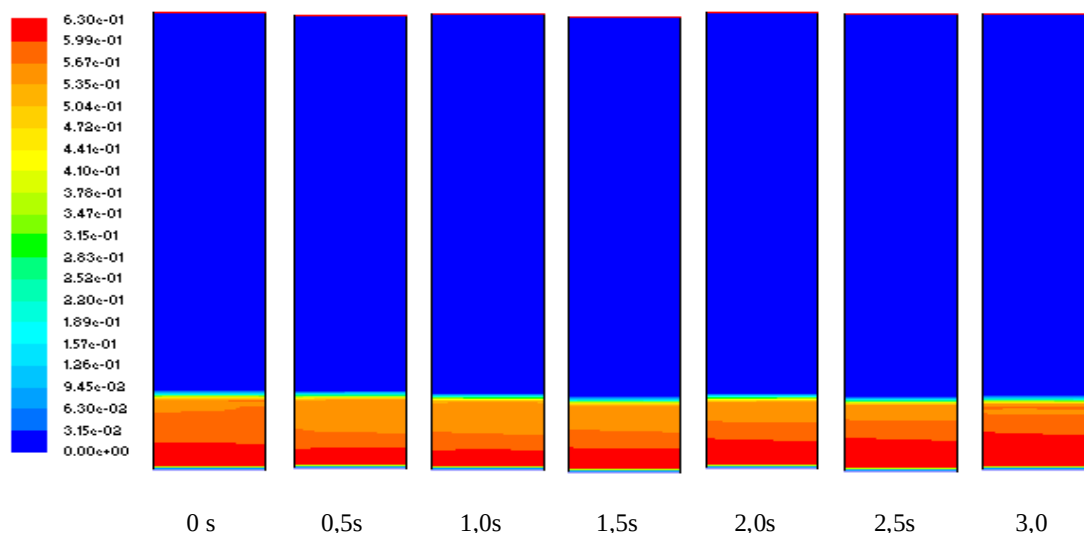


Figura 5.45 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Syamlal-O'Brien, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,005$ m/s).

Nas Figuras 5.46 à 5.49 estão dispostos os perfis de porosidade do leito de partículas na condição de estabilidade de cada velocidade simulada (tempo = 3,0 s), com a utilização dos modelos de arraste de Gidaspow e Wen-Yu.

Inicialmente os perfis mostram o leito de partículas na condição de leito fixo ($U_g = 0,0$ m/s à 0,014 m/s), sofrendo uma pequena expansão do leito de partículas até chegar à condição de mínima fluidização ($U_{mf} = 0,018$ m/s). Após este ponto o leito apresenta características de fluidização completamente estabelecida e fluidização turbulenta ($U_g = 0,025$ m/s à 0,38 m/s), para ambos os casos. Na condição de mínima fluidização ($U_{mf} = 0,018$ m/s) foram observadas quedas de pressão na mínima fluidização de ΔP 0,49 KPa e ΔP 0,83 KPa para os casos com função de arraste de Gidaspow e Wen-Yu, respectivamente. Outros perfis de porosidade, obtidos para as demais alturas bem como para a utilização dos modelos de turbulência, podem ser encontrados nos anexos deste trabalho.

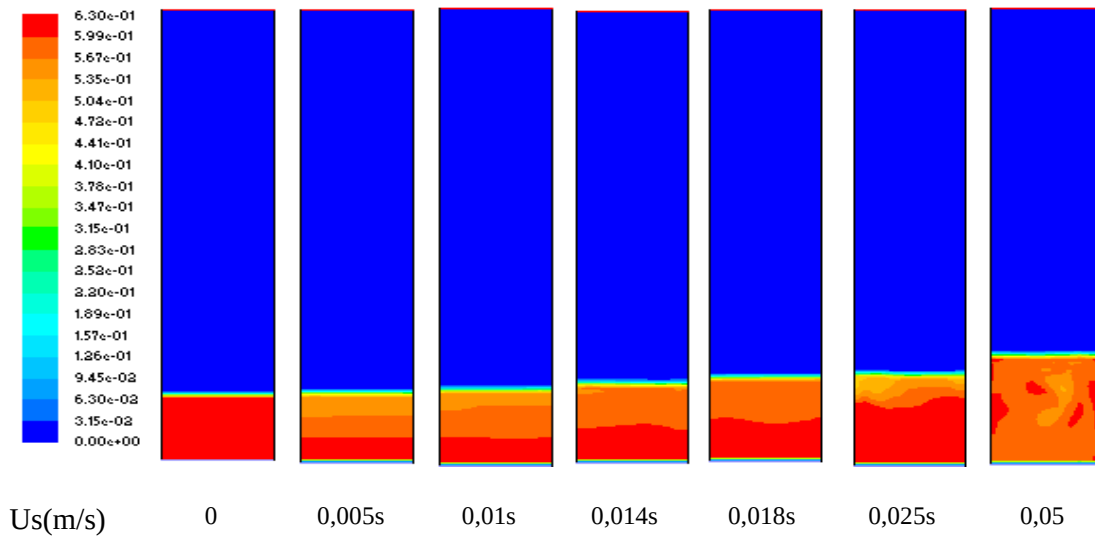


Figura 5.46 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Gidaspow, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,0-0,05$ m/s, tempo(s) = 3,0).

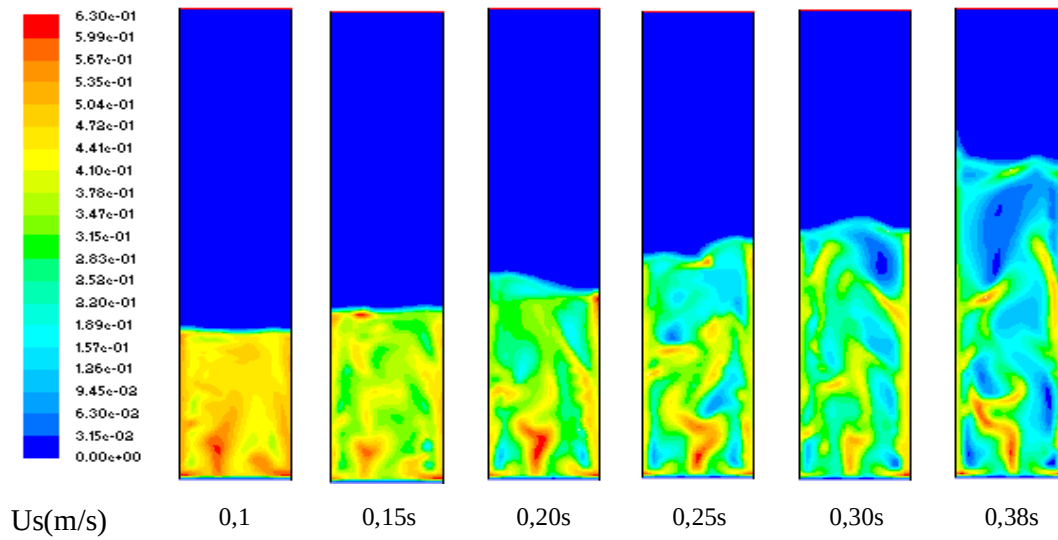


Figura 5.47 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Gidaspow, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,10-0,38$ m/s, tempo(s) = 3,0).

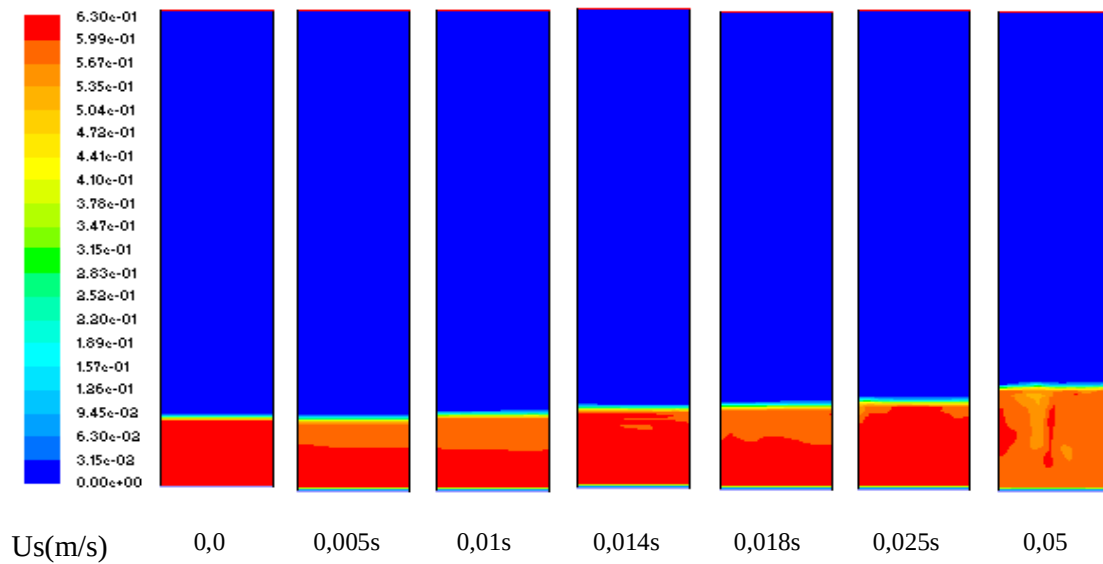


Figura 5.48 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Wen-Yu, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,0-0,05$ m/s, tempo(s) = 3,0).

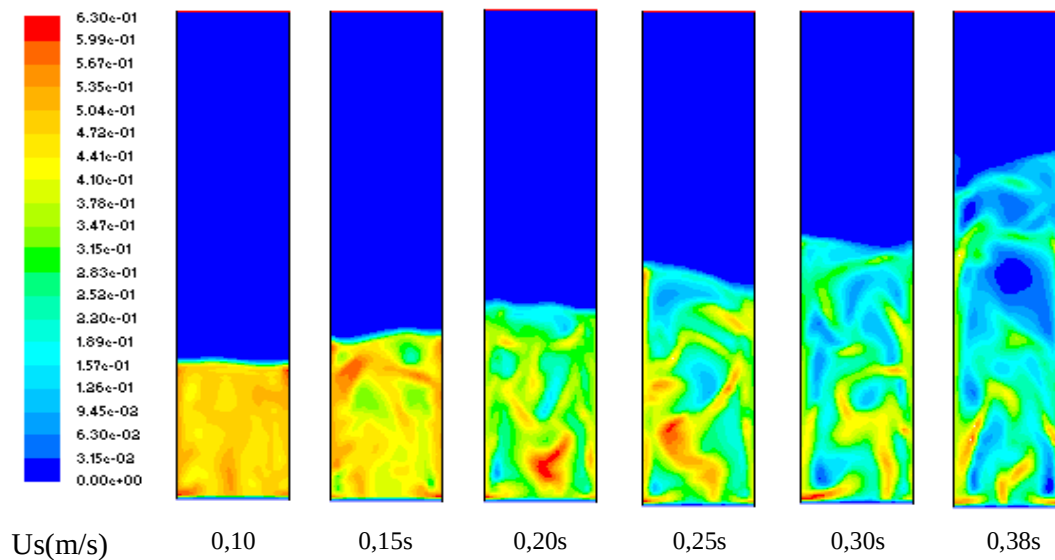


Figura 5.49 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H/D=0,71$, *drag function*: Wen-Yu, $e_{ss}=0,9$, Laminar, *Mesh*: 0,005, $U_g = 0,10-0,38$ m/s, tempo(s) = 3,0).

5.2.3.2. Curvas de Porosidade do Leito Fluidizado

As Figuras 5.50 à 5.53 mostram a variação da porosidade do leito de partículas em função da velocidade superficial do gás para simulações sem considerar modelos de turbulência e para modelos de arraste de Syamlal-O'Brien, Wen-Yu e Gidaspow.

De forma geral é possível observar que para as simulações que usaram para o arraste o modelo de Syamlal-O'Brien (Figura 4.5.1.20), o perfil do gráfico mostrou a tendência de aumento da porosidade do leito com o aumento da vazão de gás, bem como com o aumento da carga de material utilizado. Para o caso da simulação do leito com menor razão de aspecto $H/D = 0,71$, a porosidade variou de $\varepsilon = 0,51$ à $0,84$. Para as demais razões de aspecto essa variação foi de $\varepsilon = 0,64$ à $0,87$; para $H/D = 1,43$ e $\varepsilon = 0,65$ à $0,82$ para $H/D = 2,14$. A porosidade média do leito na mínima fluidização foi de $\varepsilon_{mf} = 0,67$.

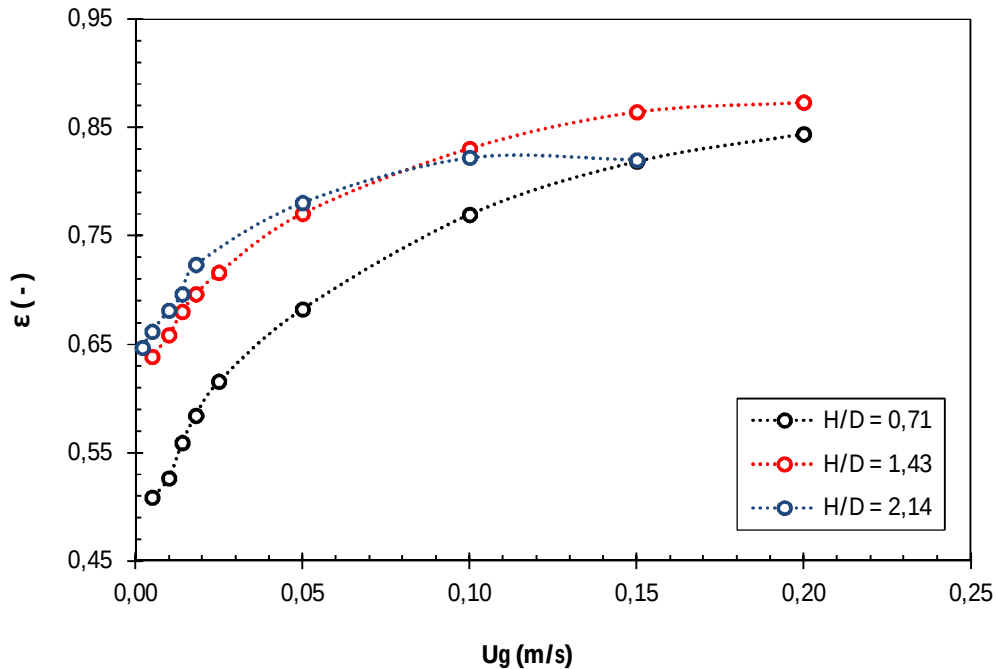


Figura 5.50 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Syamlal-O'Brien, Laminar, *Mesh*: 0,005).

Para as simulações que usaram para o arraste o modelo de Wen-Yu (Figura 5.52), o perfil do gráfico mostrou a tendência similar ao observado em Syamlal-O'Brien, ou seja, aumento da porosidade do leito com o aumento da vazão de gás, bem

como com o aumento da carga de material utilizado. Para esse caso, da simulação do leito com menor razão de aspecto $H/D = 0,71$, a porosidade variou de $\varepsilon = 0,51$ à $0,82$. Para as demais razões de aspecto essa variação foi de $\varepsilon = 0,63$ à $0,86$; para $H/D = 1,43$ e $\varepsilon = 0,64$ à $0,81$ para $H/D = 2,14$. A porosidade média do leito na mínima fluidização foi de $\varepsilon_{mf} = 0,65$.

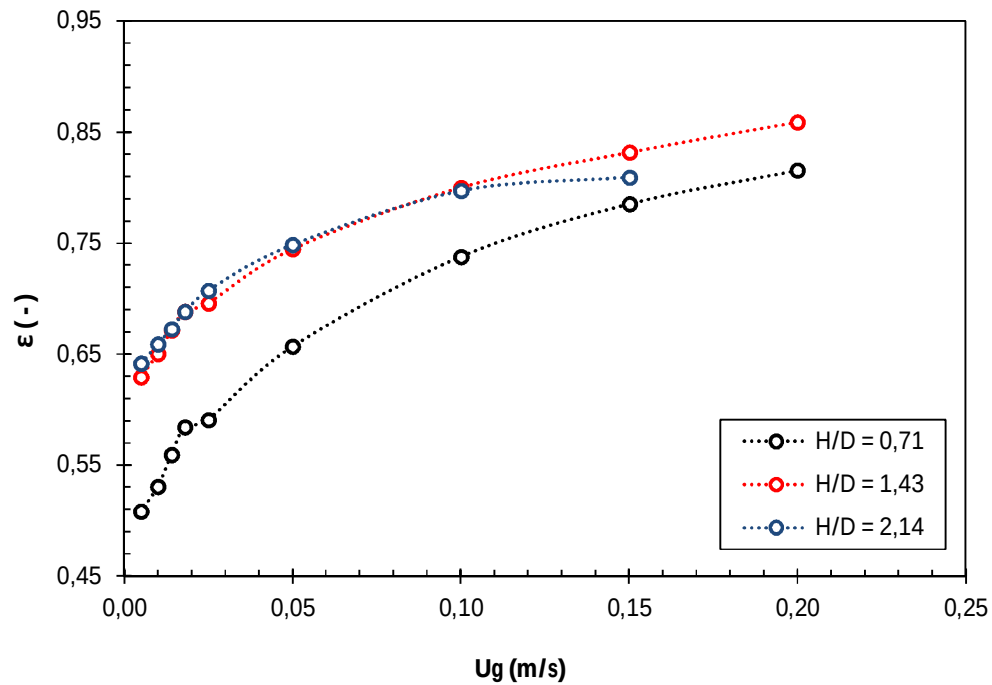


Figura 5.51 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Wen-Yu, Laminar, *Mesh*: 0,005).

Para as simulações que usaram para o arraste o modelo de Gidaspow (Figura 5.52), o perfil do gráfico mostrou a tendência, também, de aumento da porosidade do leito com o aumento da vazão de gás, bem como com o aumento da carga de material utilizado. Para as razões de aspecto de $H/D = 0,71$; $H/D = 1,43$; $H/D = 2,14$; a porosidade variou de $\varepsilon = 0,52$ à $0,82$; $\varepsilon = 0,51$ à $0,82$ e $\varepsilon = 0,66$ à $0,82$; respectivamente. A porosidade média do leito na mínima fluidização foi de $\varepsilon_{mf} = 0,63$.

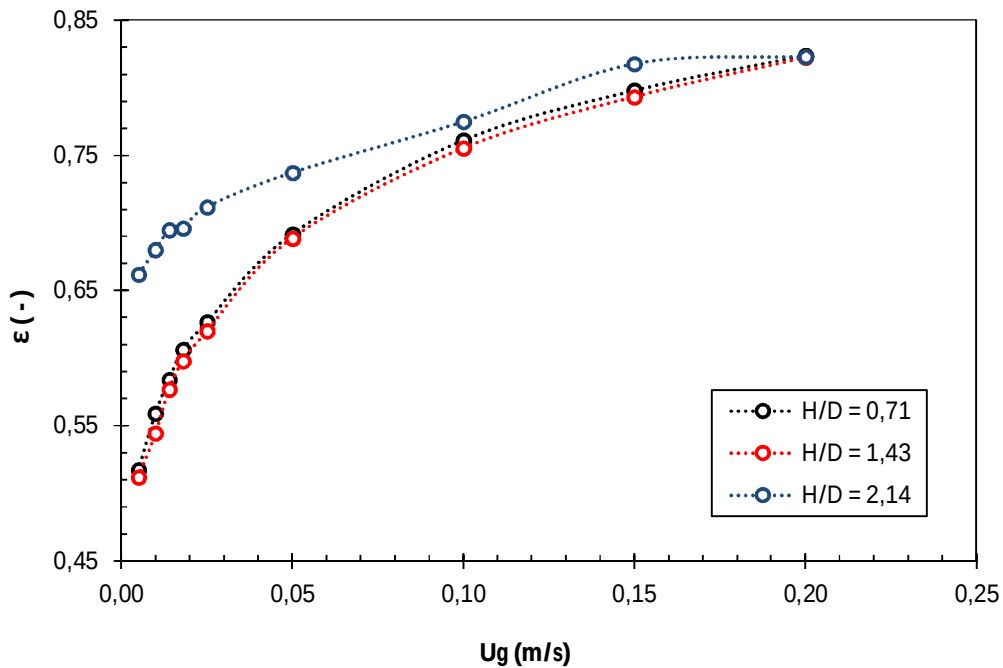


Figura 5.52 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação das Alturas de Leito Estático (Gidaspow, Laminar, *Mesh*: 0,005).

A seguir serão apresentados, também, alguns perfis radiais de fração de sólidos e porosidade axial do leito de partículas a uma determinada velocidade superficial do gás ($U_g = 0,38$ m/s), para um tempo de fluidização simulado de 0,5s; tendo o leito fluidizado uma altura de leito estático $H_0 = 0,1$ m, ou seja, $H/D = 0,71$.

As Figuras 5.53 à 5.55 mostram os perfis radiais de fração de sólidos do leito a uma altura de 0,1m variando os modelos de arraste de Gidaspow, Syamlal-O'Brien e Wen-yu, bem como os modelos de turbulência de K- ϵ e RSM (*Reynolds Stress Models*). Como se pode observar a distribuição radial das partículas é não uniforme sendo que uma quantidade relativamente maior de partículas está distribuída junto à parede do leito em relação ao centro do mesmo.

Para os casos que usam o modelo K- ϵ esta tendência se inverte mostrando maior distribuição de partículas na região central do leito. Xi Gao *et al* (2012) apresentou em seu trabalho uma análise envolvendo a distribuição radial de esferas de vidro onde comparou dados experimentais com simulações para diferentes alturas.

Na análise da Tabela 5.6 pode-se observar que os menores desvios em relação à velocidade de mínima fluidização obtida experimentalmente, foram encontrados nas

simulações com modelo de Syamlal-O'Brien, variando de 0,77 à 8,00 % de desvio dos valores observados experimentalmente.

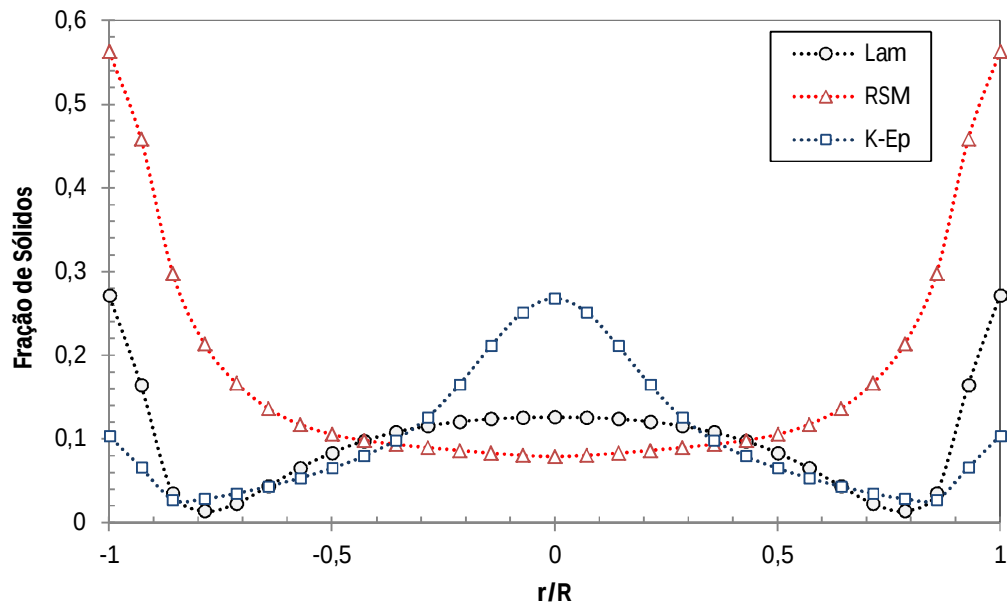


Figura 5.53 - Perfil radial de fração de sólidos no Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Gidaspow; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).

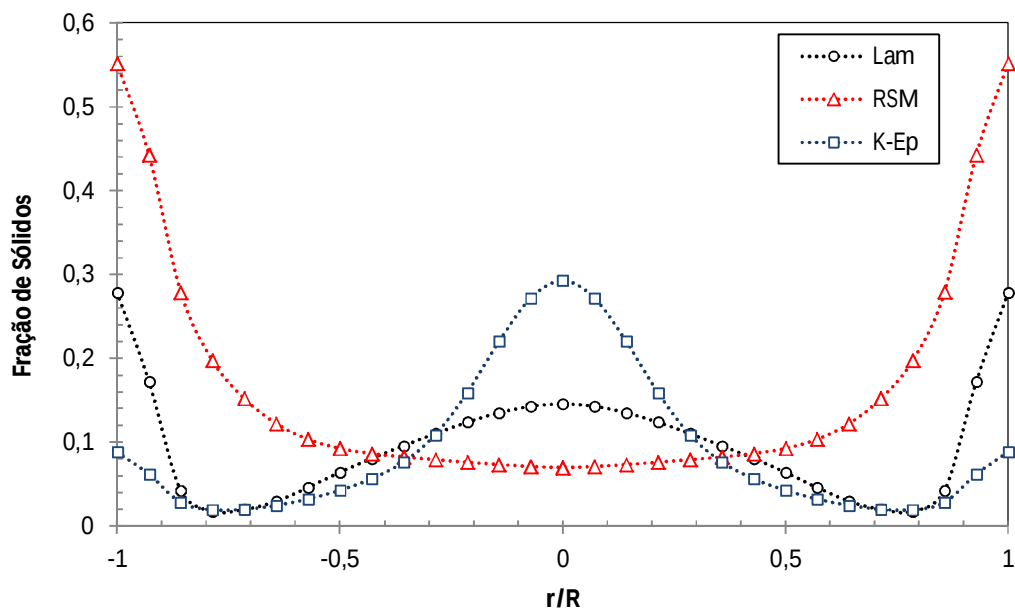


Figura 5.54 - Perfil radial de fração de sólidos no Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Syamlal-O'Brien; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).

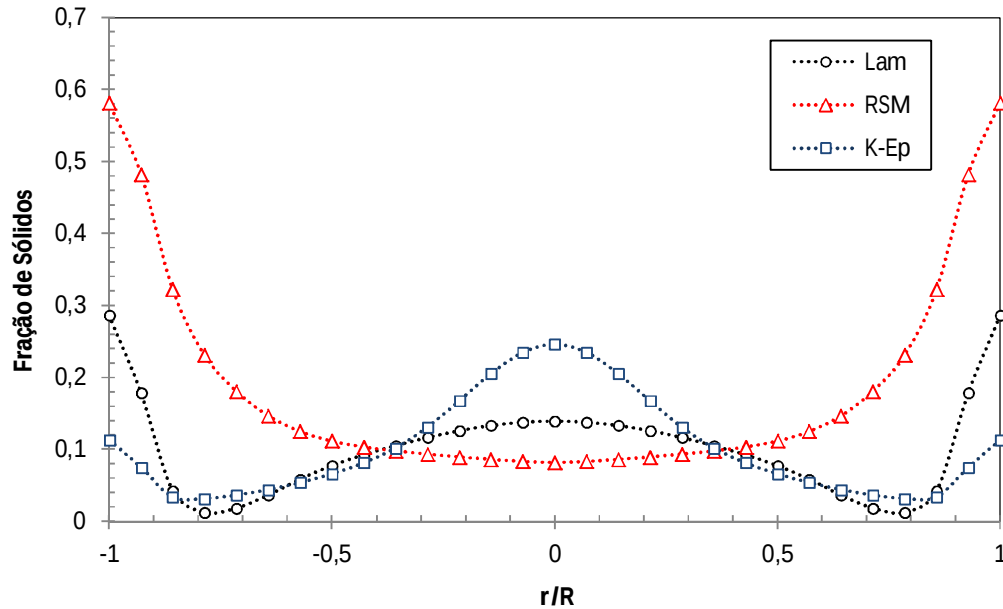


Figura 5.55 - Perfil radial de fração de sólidos no Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Wen-Yu; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).

As Figuras 5.56 à 5.58 mostram os perfis de porosidade axial do leito ($r/R=0,0$) para os modelos de arraste de Gidaspow, Syamlal-O'Brien e Wen-yu, variando os modelos de turbulência de K- ϵ e RSM (*Reynolds Stress Models*). Para o tempo de simulação de 0,5 segundos ocorre uma variação da porosidade do leito até uma altura de 0,25 m; tendo uma maior concentração de partículas entre as posições axiais de 0,2 à 0,3 m. O modelo RSM observou faixa de variação de porosidade menor que as demais casos. Qualitativamente os resultados encontrados no presente trabalho estão em conformidade com os resultados observados por Xi Gao *et al* (2012).

Os resultados apresentados nas Figuras 5.56 à 5.58 mostram uma distribuição significativamente não uniforme. Na faixa compreendida entre 0,2 e 0,3 m da coluna a concentração de sólidos é maior que no topo e na base da mesma. Os casos que utilizaram o modelo K- ϵ apresentaram um aumento e posterior decaimento contínuo da fração de sólidos com a altura da coluna. A mesma tendência é seguida pelos casos utilizando modelo Laminar.

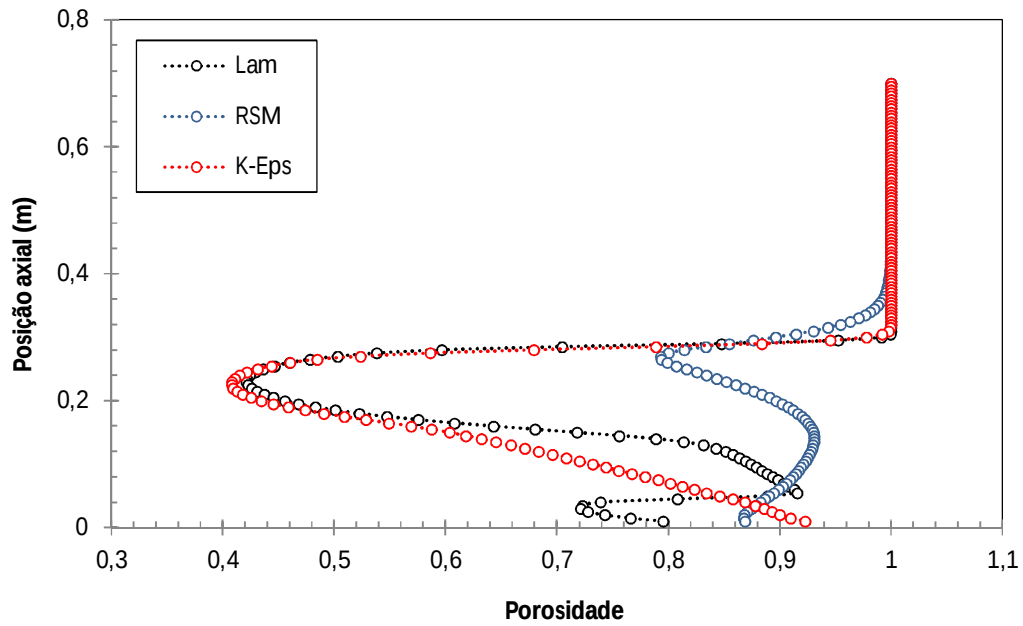


Figura 5.56 - Perfil axial de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Gidaspow; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).

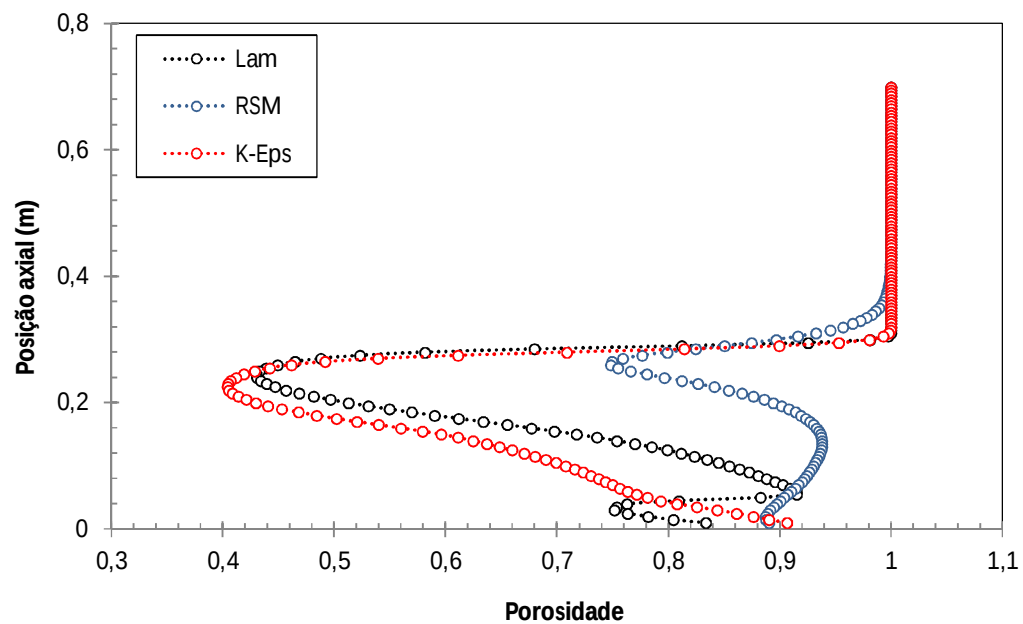


Figura 5.57 - Perfil axial de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Syamlal-O'Brien; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).

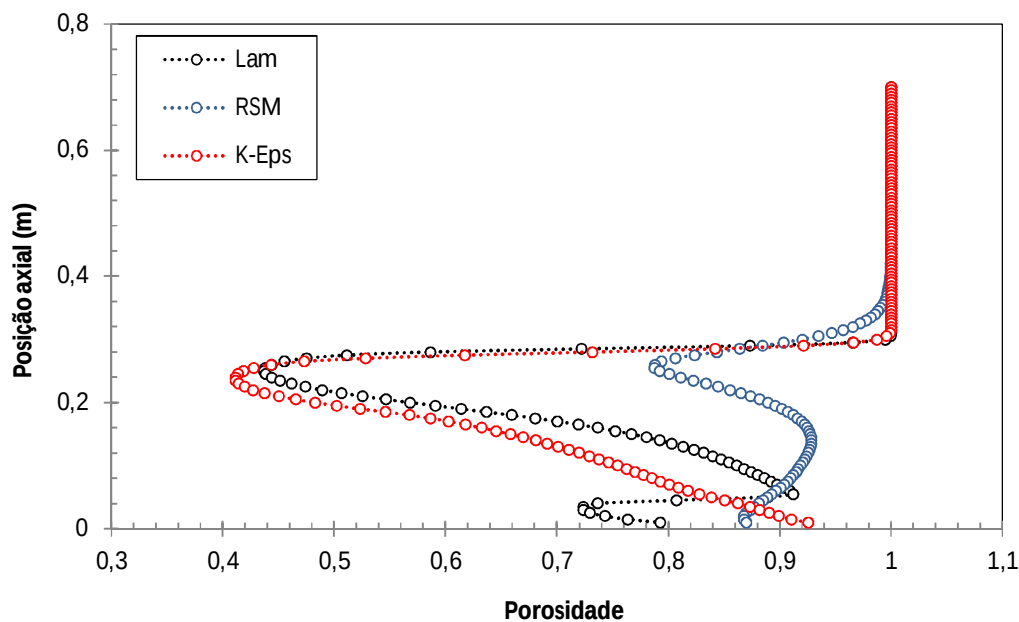


Figura 5.58 - Perfil axial de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina. Comparação dos modelos de turbulência (Wen-Yu; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).

No presente trabalho observou-se uma tendência similar ao encontrado no trabalho de Xi Gao *et al* (2012), tendo seus dados simulados comparados com resultados experimentais. Nas figuras 5.57 à 5.58 observou-se pouca influência dos modelos de arraste no comportamento do perfil axial de porosidade do leito sendo que os modelos K- ϵ e laminar apresentaram tendências muito próximas.

5.2.3.3. Perfis Radiais de Velocidade das Partículas

A Figura 5.59 mostra o perfil radial da velocidade simulada do conjunto de partículas ao longo da seção transversal do leito de partículas. Os resultados foram verificados a uma altura de 0,1 m da entrada do leito para uma velocidade de 0,38 m/s.

O tempo de simulação foi de 0,5 segundos. Observou-se uma tendência similar para o perfil de velocidade utilizando o modelo de arraste de Gidaspow combinado com os modelos K- ϵ e Laminar, apresentando nas áreas periféricas do leito maiores velocidades do que nas regiões centrais do mesmo. O modelo RSM, por sua vez,

apresentou perfil contrário ao comentado nos casos anteriores, tendo na faixa central do leito as maiores velocidades observadas.

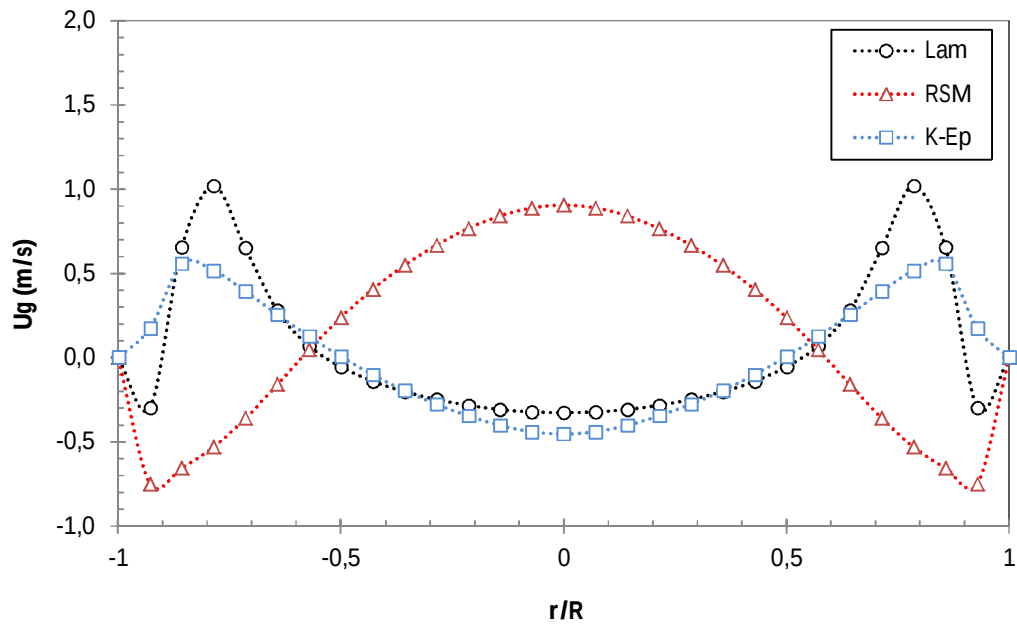


Figura 5.59 - Perfil radial da velocidade das partículas. Comparação dos modelos de turbulência (Gidaspow; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).

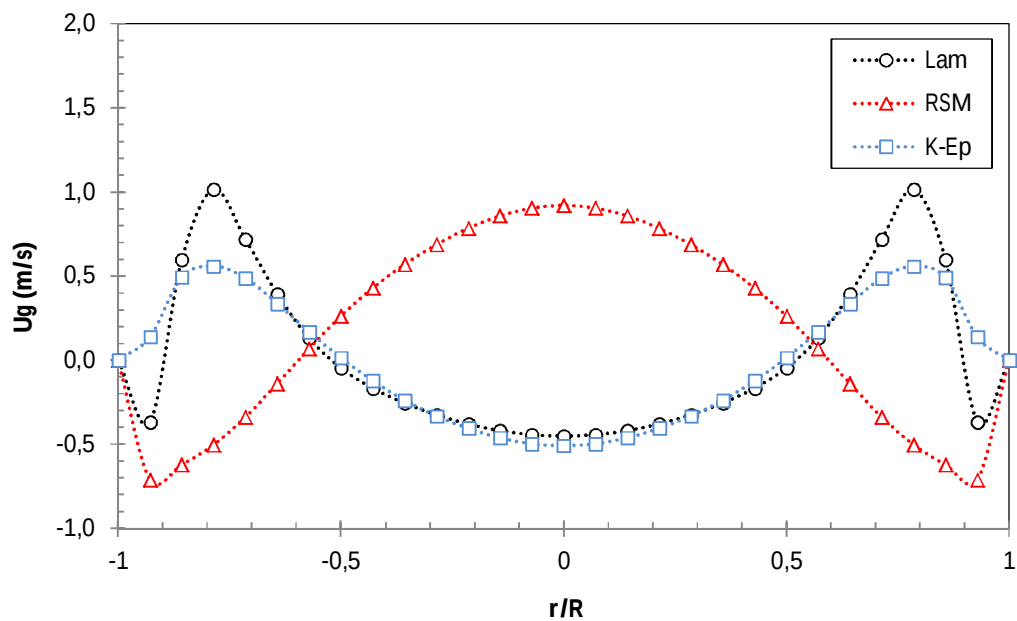


Figura 5.60 - Perfil radial da velocidade das partículas. Comparação dos modelos de turbulência (Syamlal-O'Brien; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).

As Figuras 5.60 e 5.61 apresentam tendências similares às encontradas na figura anterior sugerindo que para este caso os modelos de arraste, também, não mostraram grande influência nos resultados.

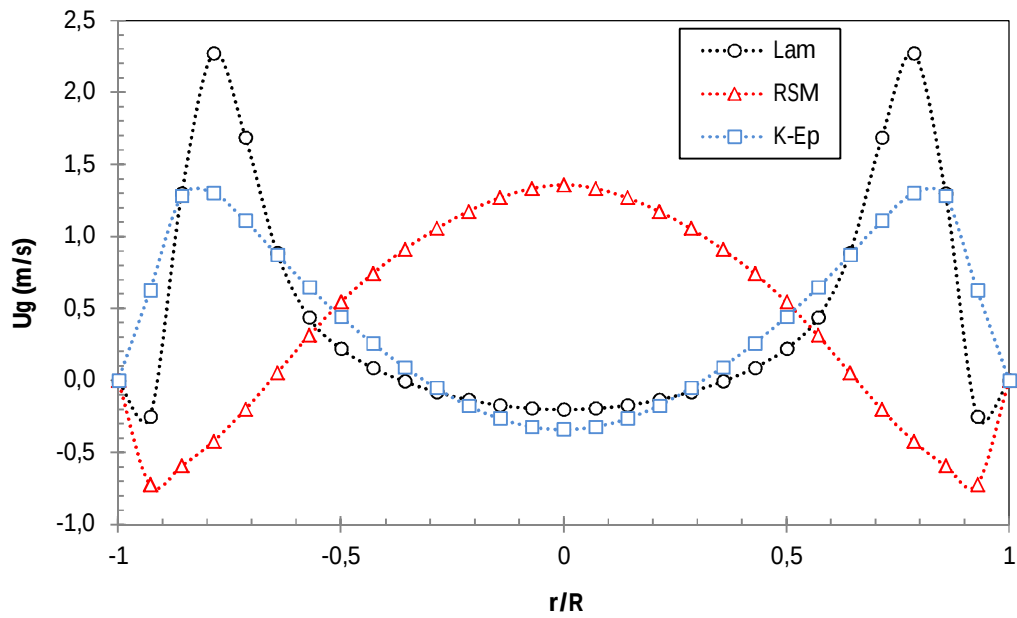


Figura 5.61 - Perfil radial da velocidade das partículas. Comparação dos modelos de turbulência (Wen-Yu; $H_0=0,1$ m; $U_g=0,38$ m/s; tempo=0,5s).

CAPÍTULO 6

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

6.1. CONCLUSÕES

De acordo com os resultados e análise realizada neste trabalho pode-se concluir que:

Os parâmetros fluidodinâmicos mais importantes observados para EV's tipo AD, diferentes alturas (H_0) variaram de 0,0325m/s à 0,0361m/s para a U_{mf} , 1,69KPa à 3,07 KPa para os ΔP_{mf} 's e 0,44 para ε_{mf} . Já para a alumina testada a diferentes razões de aspecto do leito de partícula, os resultados variaram de 0,0115 m/s à 0,0144 m/s para a U_{mf} , 0,95 KPa à 2,4 KPa para a ΔP_{mf} e 0,65 – 0,66 para ε_{mf} .

Alguns resultados foram obtidos através de correlações encontradas na literatura para a velocidade de mínima fluidização, comparadas com o resultado experimental dos ensaios com os materiais, além de seus respectivos desvios. Para uma carga de esferas de vidro (EV-AD) com razão de aspecto (H_0/D_L) de 0,71; a melhor correlação encontrada foi a de Colters e Rivas (2004), que apresentou um desvio de, aproximadamente, 9,44 % para uma U_{mf} calculada de, aproximadamente, 2,94 cm/s. Para alumina, a melhor correlação foi a de Davies e Richardson (1966), que com um desvio de, aproximadamente, 0,99 %, apresentou uma U_{mf} calculada da ordem de 1,28 cm/s, demonstrando boa concordância com comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado sob as condições de mínima fluidização.

Quanto à expansão do leito de partículas, os valores observados ficaram compreendidos na faixa de 2,5 a 3,6 cm, para alumina. Já a expansão na mínima fluidização foi de aproximadamente 1,2; 2,1 e 3,0 cm para as razões de aspecto 0,71; 1,43 e 2,14, respectivamente.

Para as análises do *Blend*, foi verificada uma velocidade mínima de fluidização do *flotsam* ($U_{mf,f}$) de 0,14 m/s para mistura com variação do percentual de alumina (5%, 10%, 15%, 20 %), bem como o diâmetro médio da crosta (6mm, 8mm, 10mm, 12mm). A faixa de queda de pressão variou de 0,113 à 0,207 KPa, para os diferentes diâmetros médios estudados. A velocidade mínima de segregação do material foi $U_{se} = 0,4$ m/s. Deste ponto em diante, começou a segregação do material, com a elutriação da alumina.

A percolação do material mais fino por entre o material mais grosso demonstrada pela relação df/dc , cujo valor limite é 0,41, no presente trabalho variou de 0,007 à 0,014, para todas as composições estudadas.

Para o *Blend* com percentagens diferentes de crosta (5%, 10%, 15%, 20 %, em massa). Foi possível verificar o comportamento característico da fluidização ocorrendo a partir de uma velocidade aproximada de 0,01083 m/s (U_{mf}), sendo que a queda de pressão na mínima fluidização ocorreu numa faixa que vai de 0,06 à 0,076 KPa.

Quanto aos resultados gerados via CFD, podemos destacar que:

Na etapa de simulação dos perfis de velocidade do ar no *plenum*, foram simuladas diferentes velocidades de entrada de ar na câmara de plenum, para diferentes configurações. Comparando os perfis de velocidade com e sem placa defletora observou-se que a colocação da placa proporcionou melhor distribuição do ar na câmara de *plenum*.

Considerando apenas as posições e os diâmetros da placa, observou-se que a distribuição do ar no *plenum* melhorou quando este apresentou uma configuração com placa distribuidora a uma altura de 0,03 m e diâmetro de 0,07 m.

Na obtenção dos parâmetros fluidodinâmicos simulados foram avaliados uso de funções de arraste e modelos de turbulência para verificar o comportamento da queda de pressão no leito fluidizado em função da velocidade superficial do gás. Das funções de arraste utilizadas, a que apresentou melhor resultado frente aos dados experimentais foi a de Syamlal-O'Brien que proporcionou boa concordância tanto na região de leito fixo quanto na região de fluidização do leito.

Quanto ao uso, ou não, dos modelos de turbulência a melhor condição observada foi a que não levou em consideração o uso de um modelo de turbulência (condição Laminar), que ajustou melhor os resultados simulados frente aos experimentais. De forma geral, os modelos RSM (Reynolds Stress Models) e K- ϵ , apresentaram bons ajustes na região de fluidização. Contudo, na região de leito fixo os ajustes dos pontos simulados foram “pobres” frente aos dados experimentais.

Portanto, os parâmetros fluidodinâmicos obtidos no presente trabalho foram para os casos que usaram modelo de arraste de Syamlal-O'Brien, Wen-Yu e Gidaspow sem modelo de turbulência (Condição Laminar). A velocidade de mínima fluidização (U_{mf}) apresentou desvios da ordem de 0,77% à 8,0 % para os casos estudados de Syamlal-O'Brien. Quanto a queda de pressão na mínima fluidização (ΔP_{mf}), os desvios observados dos resultados simulados frente aos experimentais variou de 3,3 % à 7,7 %.

De forma geral foi possível observar que para as simulações que usaram para o arraste o modelo de Syamlal-O'Brien a tendência de aumento da porosidade do leito com o aumento da vazão de gás, bem como com o aumento da carga de material utilizado. A porosidade média do leito na mínima fluidização foi de $\epsilon_{mf} = 0,67$.

Para as simulações que usaram para o arraste o modelo de Wen-Yu ocorreu tendência similar ao observado em Syamlal-O'Brien. A porosidade média do leito na mínima fluidização foi de $\epsilon_{mf} = 0,65$. Para as simulações que usaram para o arraste o modelo de Gidaspow a porosidade média do leito na mínima fluidização foi de $\epsilon_{mf} = 0,63$.

A análise qualitativa dos gráficos de porosidade do leito ficou dentro do esperado, mostrando a evolução da fluidodinâmica do sistema desde o leito fixo, passando pela expansão do material, até a fluidização completa.

Os desvios observados entre os resultados simulados e os obtidos experimentalmente apresentaram, de maneira geral, boa concordância. Estes resultados sugerem que a ferramenta computacional empregada no presente trabalho, mostrou-se eficaz e proveitosa para analisar o escoamento gás-sólido em um leito fluidizado.

Por fim, a malha numérica bidimensional, estruturada, com 11200 células, empregada nas simulações mostrou-se satisfatória, no entanto a possibilidade de um maior refinamento desta, na região de maior interesse do equipamento não pode ser descartada.

6.2. SUGESTÕES

Como sugestão para trabalhos futuros recomenda-se: A simulação 3D do leito fluidizado; Estudo de outras configurações de malha, bem como o refino das mesmas na região de interesse; Variar os parâmetros dos modelos de turbulência; Simular outros materiais particulados. Para mistura binária recomenda-se ampliar o estudo das frações da mistura. Para alumina, recomenda-se o estudo das frações com diâmetro médio homogêneo, isoladamente. Além disso, recomenda-se estudar a perda de material no leito para o caso polidisperso. Quanto aos procedimentos experimentais, sugere-se a implementação de um sistema de aquisição de dados em tempo real. Sugerem-se, ainda, mudanças na configuração do leito fluidizado, tais como: uso de outros tipos de distribuidores de ar, além de outras geometrias.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BABU, S.P., SHAH, B. E TALWALKAR, A. “Fluidization Correlations for Coal Gasification Materials- Minimum Fluidization Velocity and fluidized bed Expansion Ratio”, **AIChE Symposium Series**, vol. 74, p.176, 1978.
- Bai, D., E., SHIBUYA, E., MASUDA, Y., NAKAGAWA, N. e KATO, K. “Characterization of Gas Fluidization Regimes using Pressure Fluctuations” **Powder Technology**, vol. 87, p. 105, 1996b.
- Bai, D., E. SHIBUYA, E., MASUDA, Y., NAKAGAWA, N. e KATO, K. “Flow Structure in a Fast Fluidized Bed”, **Chemical Engineering Science**, vol. 51, p.957, 1996a.
- BAI, D., ISSANGYA, A.S. e GRACE, J.R “Characteristics of Gas-Fluidized Beds in Different Flow Regimes” **Ind. Eng. Chem. Res.**, vol. 38, p. 803, 1999.
- BARTH, T.J and JESPERSEN, D. “The Design and Application of Upwind Schemes on Unstructured Meshes”, Technical Report AIAA-89-0366, AIAA 27th Aerospace Sciences Meeting, Reno, Nevada, 1989.
- BRERETON, C.M.H. E GRACE, J.R. “The Transition to Turbulent Fluidization” **Chem. Res. Des.**, vol. 70, p.246, 1992.
- BRIENS, C. L., BRIENS, L. A., HAY, J. HUDSON, C. E MARGARITS, A. “Hurst’s Analysis to Detect Minimum Fluidization and Gas Mal-Distribution in Fluidized Beds” **AIChE Journal**, vol. 43, p. 1904, 1997.
- CARDOSO, C. R. **Arraste de Partículas Finas em um Leito Fluidizado e Eficiência de Coletade um Ciclone Dipleg**. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal de Uberlândia. Uberlândia, 2008.
- CHAPMAN, S. and COWLING, T.G., “The mathematical theory of non-uniform gases”, Cambridge University Press, Cambridge, England, 3rd edition, 1990.

- CHEHBOUNI, A. J., CHAOUKI, J., GUY, C. E. KLVANA, D. “Characterization of the Flow Transition Between Bubbling and Turbulent Fluidization”, **Ind. Eng. Chem. Res.**, vol 33, p. 1889, 1994.
- CHITESTER, D.C., KORNOSKY, R.M., FAN, L.S., DANKO, J.P., “Characteristics of Fluidization at High Pressure” **Chemical Engineering Science**, vol. 39, p.253, 1984.
- CHOUDHURY, D., “Introduction to the Renormalization Group Method and Turbulence Modeling” Fluent Inc. Technical Memorandum TM-107, 1993.
- CLIFT, GRACE & WEBER, “Bubbles, Drops and Particles”, Technical Report, Academic Press, 1978.
- COLTTERS, R.; RIVAS, A. L. Minimum fluidation velocity correlations in particulate systems.**Powder Technology**, v. 147, p. 34-48, 2004.
- COSTA, C M.L., “**Caracterização e Análise Experimental do Recobrimento de Sementes de jambu (*spilanthus oleracea*) em Leito Fluidizado**”. Tese de Doutorado. FEQUI/UNICAMP. Campinas, 2010.
- CREMASCO, M. A., Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos, São Paulo, Blucher, 2012.
- CROWE, C., SOMMER, M., TSUJI, Y., “Multiphase Flows with Droplets and Particles”, CRC Press, 1998.
- DALLA VALLE, J. M., Micromeritics. Pitman, London, 1948.
- DALY, B.J. and HARLOW, F.H., “Transport Equations in Turbulence”, Phys. Fluids, Vol. 13, p. 2634-2649, 1970.

DU, W., BAO, X., XU, J. and WEI, W., “Computational fluid dynamics (CFD) modeling of spouted bed: Assessment of drag coefficient correlations”, Chemical Engineering Science, In Press, Available online 11 October 2005.

DUARTE, C. R., “**Estudo Experimental e de Simulação da Fluidodinâmica e Recobrimento em Leito de Jorro**”. Tese de Doutorado. FEQUI/UFU, Uberlândia, 2006.

ERGUM, S. **Chemical Engineering Progress**.vol.48, p.89, 1952.

FELIPE, C.A.S., CAMARGO, C. E ROCHA, S.C.S. “Distinção de regimes de fluidização via análise espectral de séries de tempo de flutuações de pressão”, **Anais do 30º ENEMP**,CD ROM, São Carlos-SP, 2002.

FOSCOLO, P.U. E GIBILARO, G. “A Fully Predictive Criterion for the Transition between Particulate and Aggregative Fluidization”, **Chemical Engineering Science**, vol.39, p.1667, 1984.

GAUTHIER, D., ZERGUERRAS, S., FLAMANT, G. “Influence of the particle size distribution of powders on the velocities of minimum and complete fluidization” **Chemical Engineering Journal**, vol. 74, p.181, 1999.

GELDART, D., ABRAHAMSEN, A.R. “Homogeneous Fluidization of Fine Powders using Various gases and Pressure” **Powder Technology**, vol.19, p.133, 1978.

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

GIBSON, M. M. & LAUNDER, B. E., “ground Effects on Pressure Fluctuations in the Atmospheric Boundary Layer”, j. Fluid Mech., Vol. 86, p. 491-511, 1978.

GIDASPOW, D., BEZBURUAH, R., and Ding, J., Hydrodynamics of circulating fluidizedbeds, kinetic theory approach in fluidization, Proceedings of the 7th P EngineeringFoundation Conference on Fluidization,1992.

- GRACE, J. R. in **Handbook of Multiphase Systems**, Hemisphere Ed., Washington, 1982.
- HARRISON, H., DAVIDSON, J. F., DEKOCK, J.W. "On the Nature of Aggregative and Particle Fluidization" **Trans. Inst. Chemical Engineering**, vol.39, p.202, 1961.
- HE, Z., ZHANG, W., HE, K. E CHEN, B. "Modeling Pressure Fluctuations via Correlation Sctruture in a Gas-Solid Fluidizied Bed" **AIChE Journal**, vol. 46, p. 1914, 1997.
- HONG, S.C., JO, B.R., DOH, D.S. "Determination of minimum fluidization velocity by the statistical analysis of pressure fluctuations in a gas-solids fluidized bed" **Powder Technology**, vol.60, p.215, 1989.
- KUNII, D. E LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**, John Wiley & Sons, New York, 534 p. 1991.
- LAUNDER, B.E. and SPALDING, D.B., "Lectures in Mathematical Models of Turbulence", Academic Press, London, England, 1972.
- LAUNDER, B.E., REECE, G.J. and RODI, W., "Progress in the Development of a Reynolds-Stress Turbulence Closure", J. Fluid Mech., Vol. 68, n.3, p. 537-566, 1975.
- LAUNDER, B.E, "Second-Moment Closure and Its Use in Modeling Turbulent Industrial Flows", International Journal for Numerical Methods in Fluids, Vol. 9, p. 963-985, 1989.
- LEONARD, B.P. and MOKHTARI, S. "ULTRA-SHARP Nonoscillatory Convection Schemes for High-Speed Steady Multidimensional Flow", NASA TM 1-2568 (ICOMP-90-12), NASA Lewis Research Center, 1990.

- LUCAS A.; ARNALDOS, J.; CASAL, J. e PUIGJANER, L. **High temperature incipient fluidization in mono and polydisperse systems**. Chemical Engineering Communication, vol 41, pp. 121 – 132, 1986.
- LEU, L. P.E WU, C.N. “Prediction of Pressure Fluctuations and Minimum Fluidization Velocity of Binary Mixtures of Geldart Group B Particles in Bubbling Fluidized Beds” **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, vol. 78, p.578, 2000.
- LEVENSPIEL O. **Flujo de fluidos e intercambio de calor**. Oregon State University. Corvallis, Oregon. Editorial Reverté, S.A. 1993.
- LIEN, F.S. and LESCHZINER, M.A., “Assessment of Turbulent Transport Models Including Non- Linear RNG Eddy-Viscosity Formulation and Second-Moment Closure”, Computers and Fluids, Vol. 23, n. 8, p. 983-1004, 1994.
- LIPPENS, B. C. E MULDER, J. “Prediction of the minimum fluidization velocity”, **Powder Technology**, vol. 75, p.67, 1993.
- LOURENÇO, R. O, SILVA, M.O, ESTUMANO, D.C, SAMPAIO, A.C, MESQUITA, A.L.A, MACÊDO, E.N, **Behavior analyze fluid dynamics of alumina particles in fluidized bed**, School of Mechanic Engineering and School of Chemical Engineering of, Federal University of Pará, SOLVE Engenharia LTDA., 20th International Congress of Mechanical Engineering, Gramado, RS, Brazil, 2009.
- MALISKA, C. R., “Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional”, 2 ed. LTC, Rio de Janeiro, 2004.
- MARINI, F., “Simulação de um Leito Fluidizado Aplicando a Técnica CFD baseada na Teoria Cinética do Escoamento Granular”, Dissertação de Mestrado, FEQUI/UNICAMP, Campinas, 2008.
- MARQUES, F. C., “Caracterização dos regimes de Fluidização de partículas finas através da análise de flutuações de pressão no leito”, Dissertação de Mestrado, FEQUI/UFU, Uberlândia, 2004.

MASSARANI, G., PEÇANHA, R. P., “Dimensão Característica e Forma de Partículas. Anais XIV, Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, Campinas, p. 302-312, 1986.

MEIER, H.F., “Modelagem Fenomenológica e Simulação Bidimensional de Ciclones por Técnicas da Fluidodinâmica Computacional”, Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, Brasil, 210 p., 1998.

MENTER, F.R., “Two-Equation Eddy-Viscosity Turbulence Models for Engineering Applications”, AIAA Journal, Vol. 32, n. 8, p. 1598-1605, 1994.

MILLER, C.O, LOGWINUK, A, Ind. Eng. Chem. 43, 1220– 1226, 1951.

MINKOWYCZ, W.J, SPARROW, E.M., SCHNEIDER, G.E and PLECTHER, R.H., “Handbook of Numerical Heat Transfer”, Ed. John Wiley & Sons Inc., New York, 1988.

PATANKAR, S.V., “Numerical Heat Transfer and Fluid Flow”, Ed. Hemisphere Pub. Co., NY, 1980.

PUNCOCHAR, M., DRAHOS, J., CERMAK, J., SELUCKY, K. “Evaluation of minimum fluidizing velocity in gas fluidized bed from pressure fluctuations” **Chem. Eng. Commun.** vol. 35, p.81, 1984.

RICHARDSON, J. B. “In Fluidization and Particulate Systems”, Chapt.2 in Fluidization, Davidson, J. F. e Harrison, H. Academic Press, New York, 1971.

ROMERO, J. B. E JOHANSON, L.N. **Chemical Eng. Prog. Symposium Series**, vol. 38, p.28, 1962.

SAXENA, S. C. E VOGEL, G.J. “The Measurement of Incipient Fluidization Velocities in a Bed of Coarse Dolomite at Temperature and Pressure ”, **Trans. Inst. Chemical**

Engineering vol. 14, p.59, 1977.

SYAMLAL, M. and O'BRIEN, T. J., "Computer simulation of bubbles in a fluidized bed", *AIChE Symp. Series*, Vol. 85, p. 22-31, 1989.

SYAMLAL, M., ROGERS, W. and O'BRIEN, T. J., *MFIX documentation*: Vol. 1, Theory Guide. National Technical Information Service, Springfield, VA, 1993.

SCHOUTEN, J.C. E VAN DE BLEEK, C.M. "Monitoring the Quality of Fluidization Using the Short-Term Predictability of Pressure Drop" **AIChE Journal**, vol. 44, p. 48, 1998.

SHUEN, J. S., CHEN, L.D., FAETH, G. M., "Evaluation of a Stochastic Model of Particle Dispersion in a Turbulent round Jet", *AIChE Journal*, Vol. 29, n. 1, 1983.

SPEZIALE, C.G., SARKAR, S. and GATSKY, B., "Modelling the Pressure-Strain Correlation of Turbulence: an Invariant Dynamical Systems Approach", *J. Fluid Mech.*, Vol. 227, p. 245-272, 1991.

SVENSSON, A. F., JOHNSON, F. E LECKNER, B. "Fluidization Regimes in Non-Slugging Fluidized Beds: The Influence of Pressure Drop Across the Air Distributor", **Powder Technology**, vol. 86, p.299, 1996.

SVODOBA, K., CERMÁK, J., HARTMAN, M. DRAHOŠ, J. E SELUCKÝ K. "Pressure Fluctuations in Gas-Fluidized Beds at Elevated Temperature" **Ind. Eng. Chem. Process Dev.**, vol 22, p. 514, 1983.

TAGHIPOUR, FARIBORZ; ELLIS, NAKO; WONG, CLAYTON. **Experimental and computational study of gas-solid fluidized bed hydrodynamics**. *Chemical Engineering Science*, 60, p 6857 – 6867, 2005.

VERSTEEG E MALALASEKERA, *An Introduction to Computational Fluid Dynamics, The Finite Volume Method*, Second Edition, 2007.

VERLOOP, J. E HEERTJES, P. M., **Chemical Engineering Science**, vol. 25, p. 825, 1970.

WEBER, M. I. **Avaliação da eficiência de um reator anaeróbio de leito fluidizado para o tratamento de resíduos líquidos da indústria de refrigerantes**. Dissertação de Mestrado apresentada à Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, da Universidade Federal do Paraná para obtenção do Título de Mestre em Engenharia. Paraná, Brasil, 2006.

WEN, C. Y.; YU, Y. H. “A generalized Method for Predicting the minimum Fluidization Velocity” **AIChE Journal**, vol. 12, p. 610, 1966.

WILCOX, D.C., “Turbulence Modeling for CFD”, DCW Industries, Inc., La Canada, California, 1998.

WILHELM, R. H. E KWAUK, M. “Fluidization of Particle Solids”, **Chemical Engineering Progress**, vol. 44, p. 201, 1948.

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

YANG, W-C, **Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems** (Chemical Industries), Marcel Dekker (CRC), Inc., New York (USA), 2003.

YATES, J. G. E SIMONS, S. J. R. “Experimental Methods in Fluidization Research”, **International Journal of Multiphase Flow**, vol. 20, p.297, 1994.

XU, G, NOMURA, K., BAI, Y., SUN, G., NAKAGAWA, N., LI, J. E KATO, K. “Characteristics of Pressure with Respect to Heterogeneous Flow Structure in Fluidized Beds”, **Journal of Chemical Engineering of Japan**, vol. 31, p. 236, 1998.

APÊNDICE – A

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DAS ESFERAS DE VIDRO

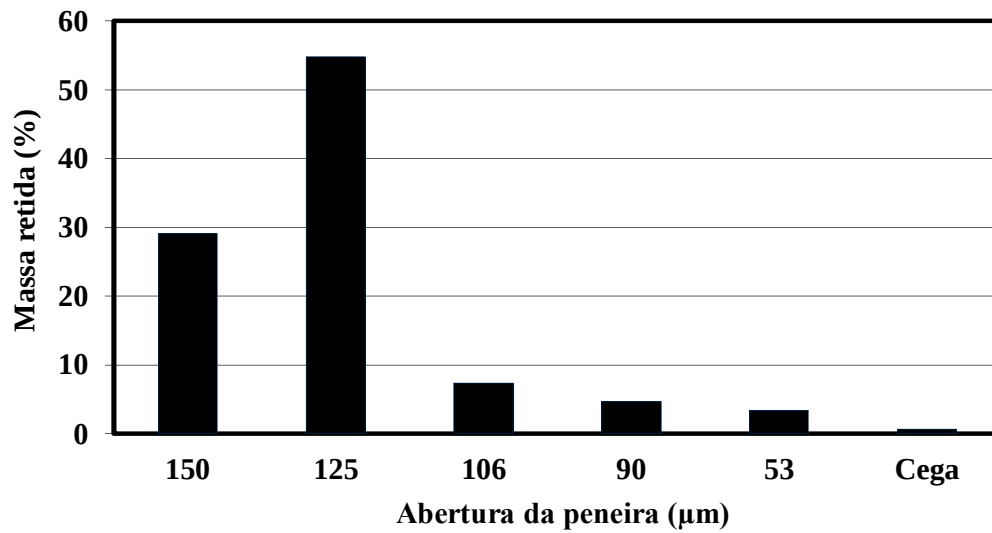


Figura A1 - Porcentagem de Massa Retida *versus* Abertura de Peneira para EV tipo AF.

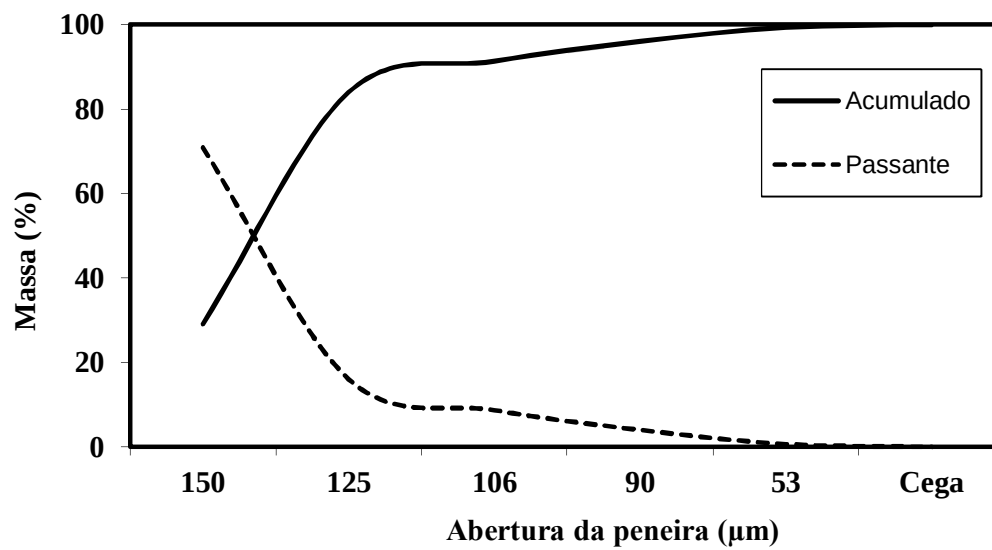


Figura A2 - Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante para EV tipo AF.

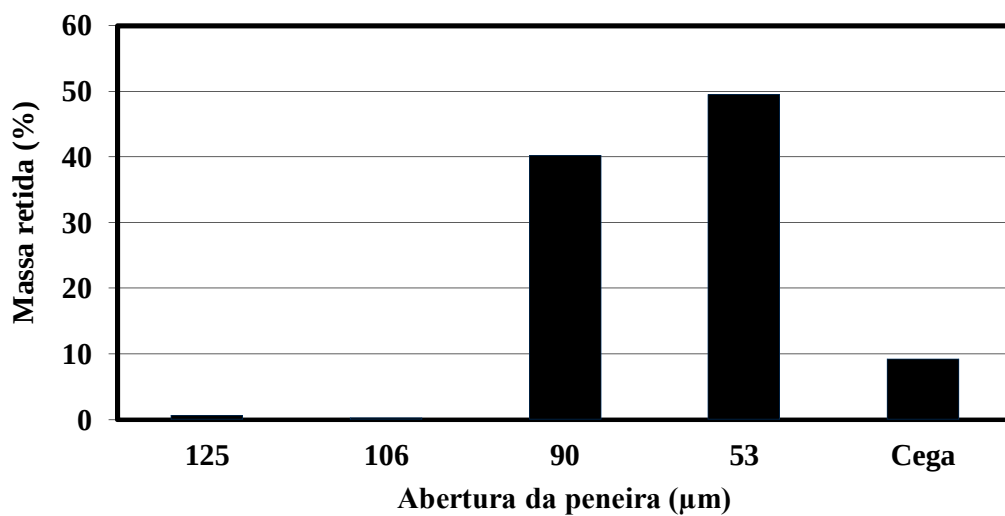


Figura A3 - Porcentagem de Massa Retida *versus* Abertura de Peneira para EV tipo AG.

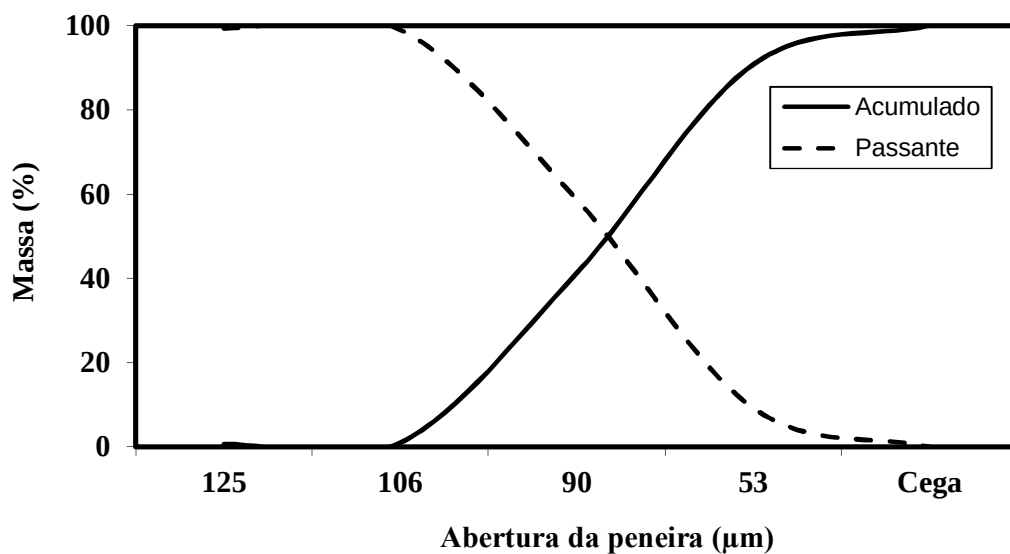


Figura A4 - Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante para EV tipo AG.

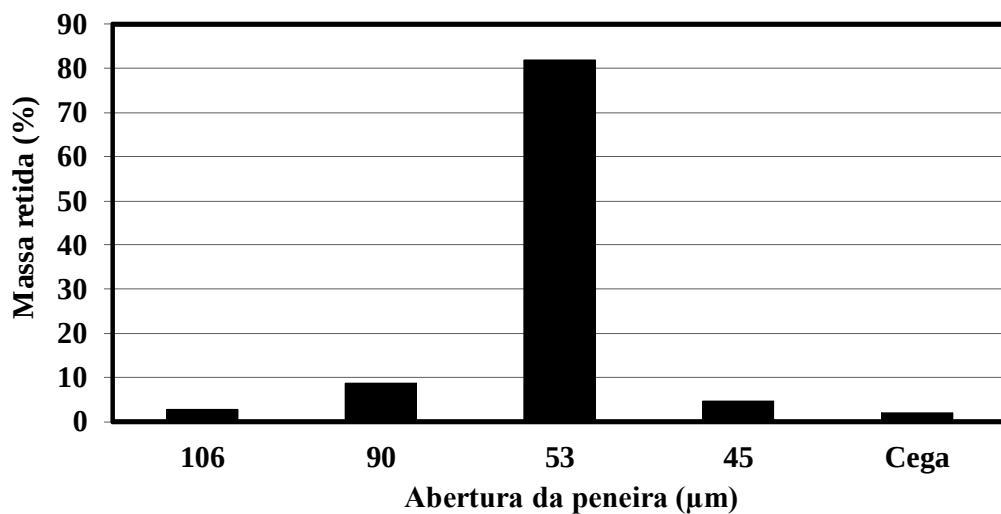


Figura A5 - Porcentagem de Massa Retida *versus* Abertura de Peneira para EV tipo AH.

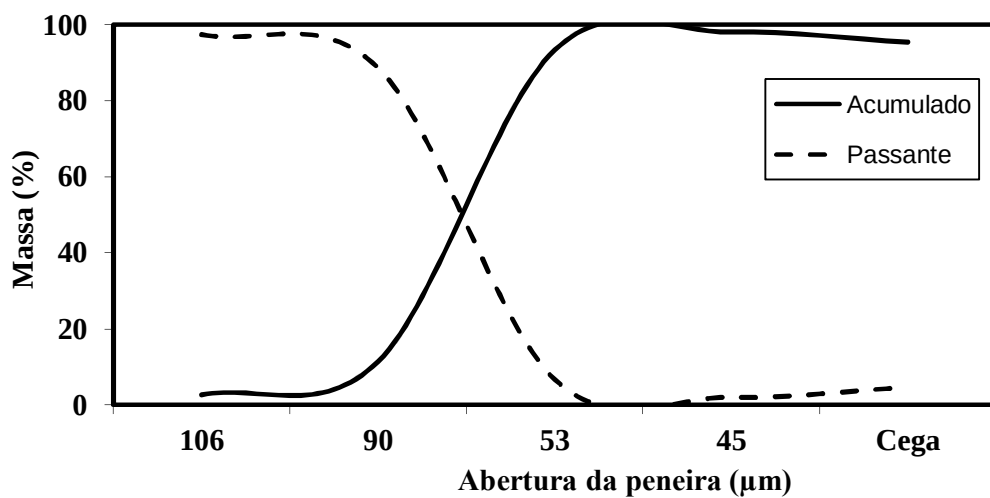


Figura A6 - Relação entre a Percentagem de Massa Acumulada e Massa Passante para EV tipo AH.

APÊNDICE – B

AJUSTE POLINOMIAL DA POROSIDADE DO LEITO CARREGADO COM ESFERAS DE VIDRO

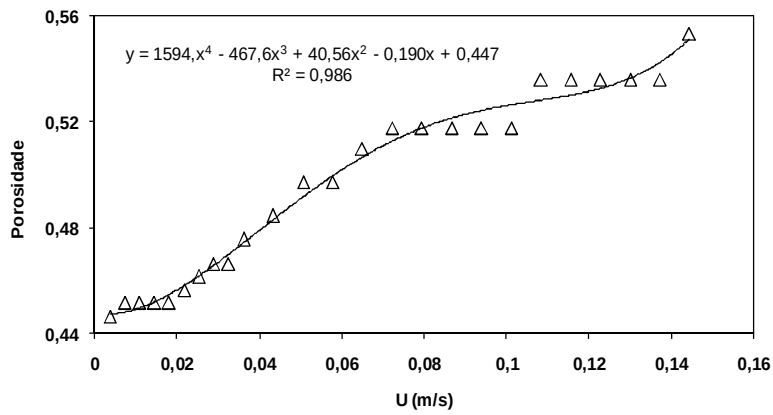


Figura B1 - Porosidade leito carregado com EV tipo AF($H_0 = 0,10$ m).

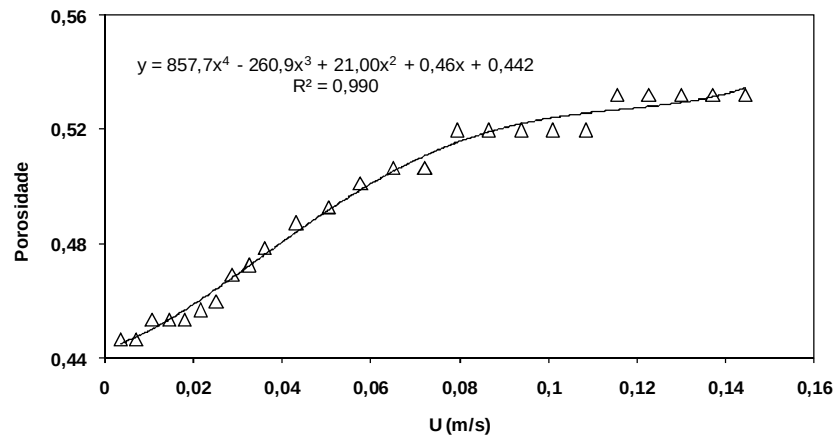


Figura B2 - Porosidade leito carregado com EV tipo AF($H_0 = 0,15$ m).

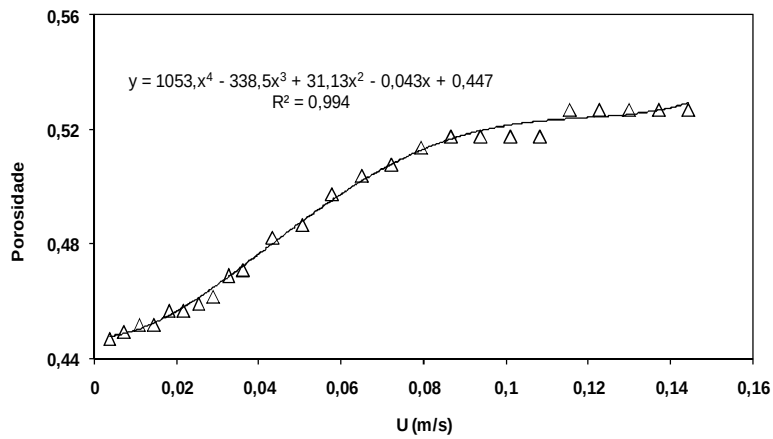


Figura B3 - Porosidade leito carregado com EV tipo AF($H_0 = 0,20$ m).

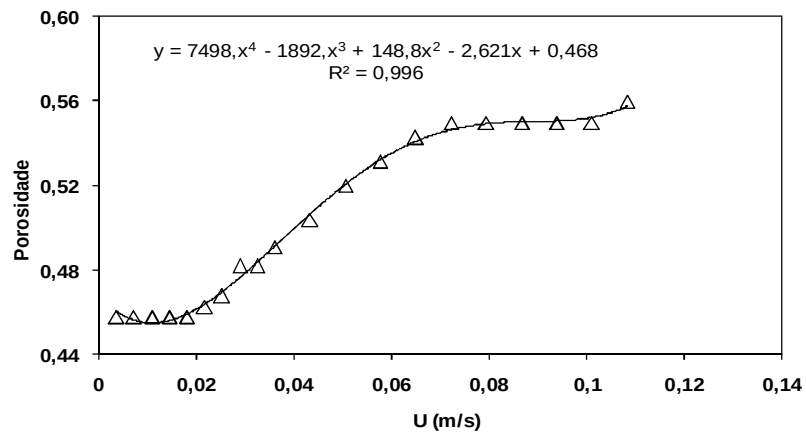


Figura B4 - Porosidade leito carregado com EV tipo AG($H_0 = 0,10$ m).

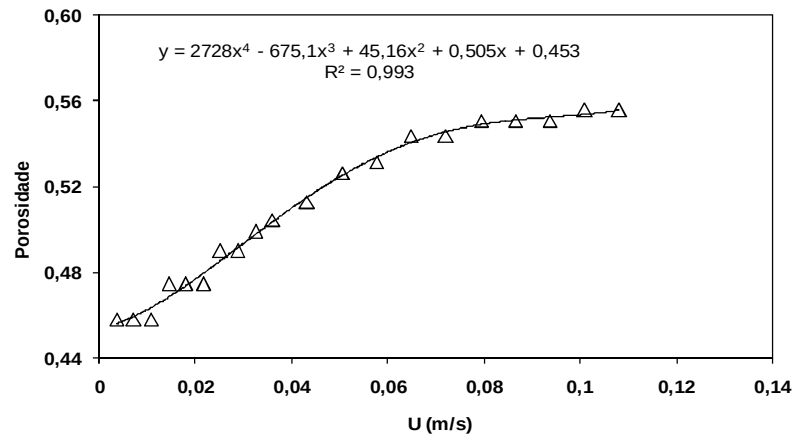


Figura B5 - Porosidade leito carregado com EV tipo AG($H_0 = 0,15$ m).

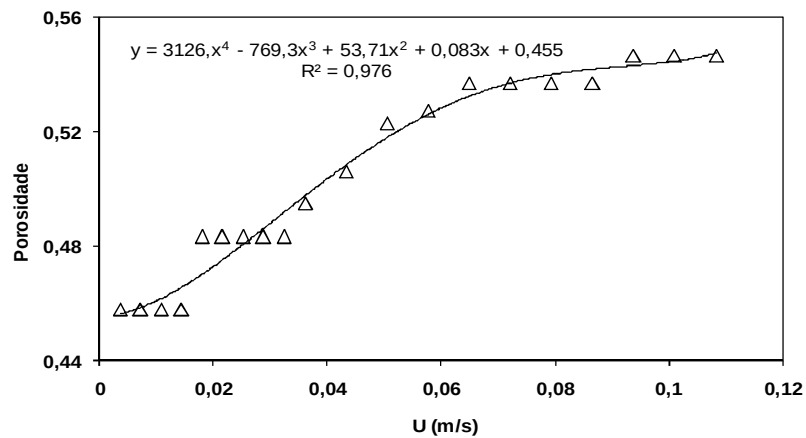


Figura B6 - Porosidade leito carregado com EV tipo AG($H_0 = 0,20$ m).

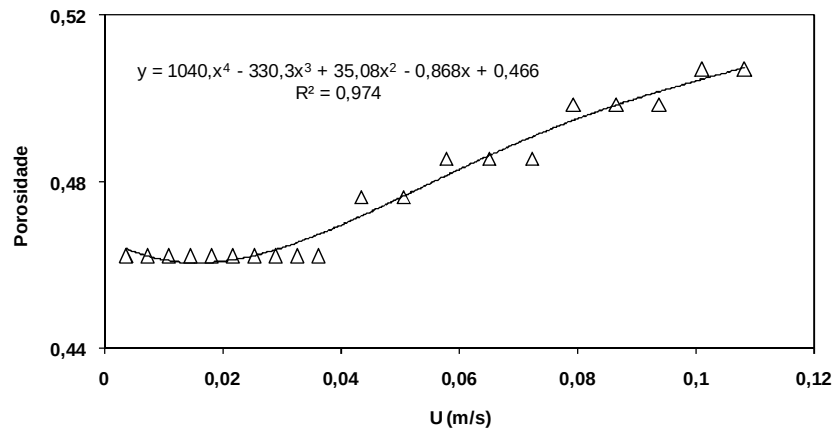


Figura B7 - Porosidade leito carregado com EV tipo AH($H_0 = 0,10$ m).

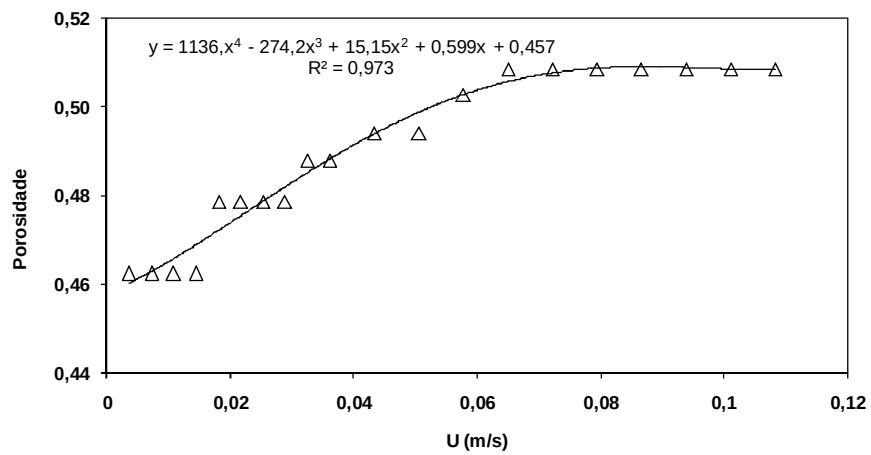


Figura B8 - Porosidade leito carregado com EV tipo AH($H_0 = 0,15$ m).

APÊNDICE – C

**SIMULAÇÃO DO PERFIL DA FRAÇÃO DE SÓLIDOS DAS
ESFERAS DE VIDRO (VERIFICAÇÃO DA METODOLOGIA)**

$U=0,38 \text{ m/s}$

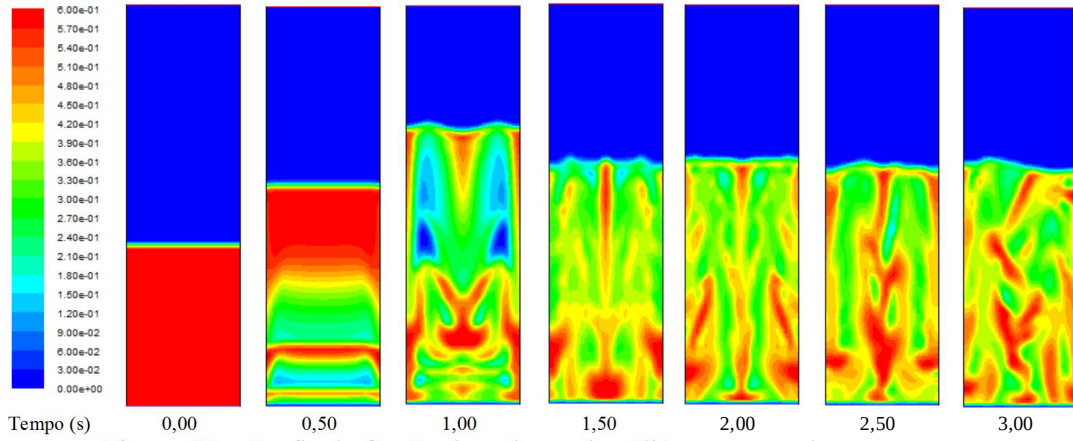


Figura C1 - Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D
($U_g=0,38 \text{ m/s}$, função de arraste: Gidaspow, malha = 0,01).

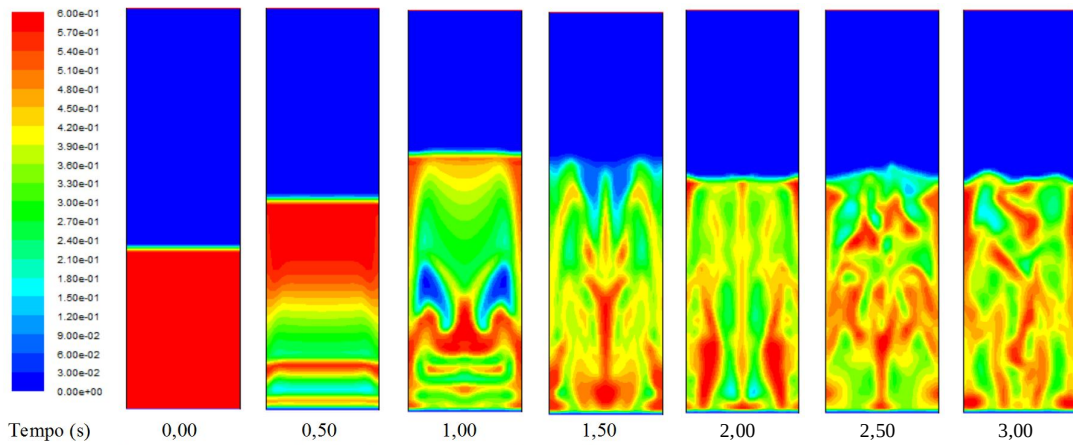


Figura C2 - Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D
($U_g=0,38 \text{ m/s}$, função de arraste: Syamlal-O'Brien, malha = 0,01).

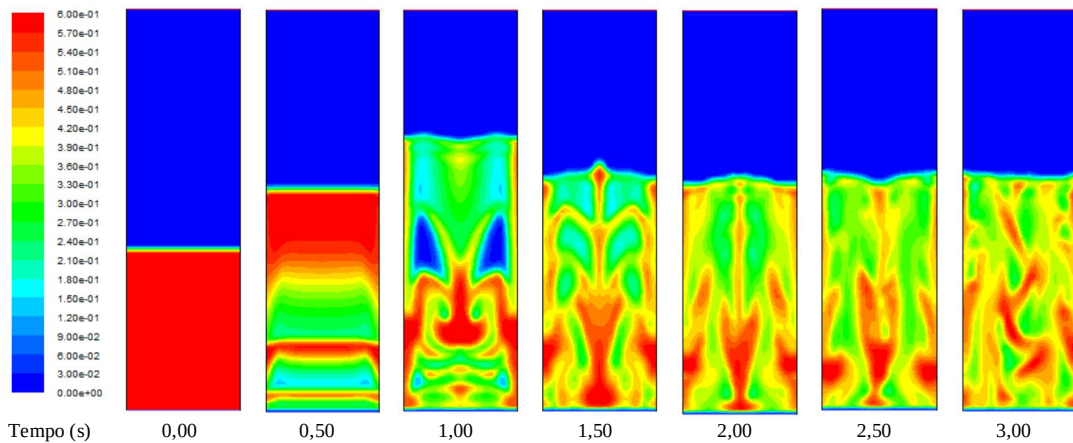


Figura C3 - Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D
($U_g=0,38 \text{ m/s}$, função de arraste: Wen-Yu, malha = 0,01).

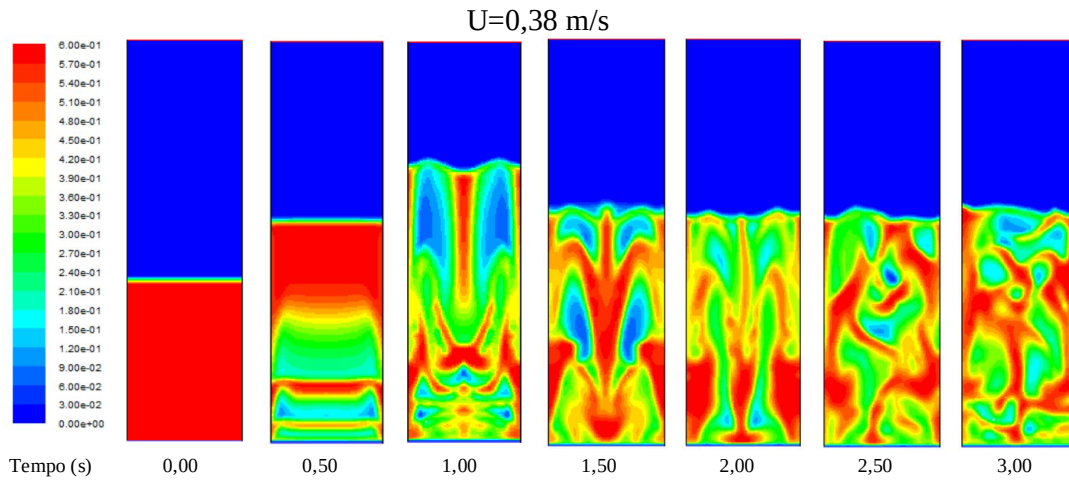


Figura C4 - Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D
($U_g=0,38 \text{ m/s}$, função de arraste: Gidaspow, malha = 0,008).

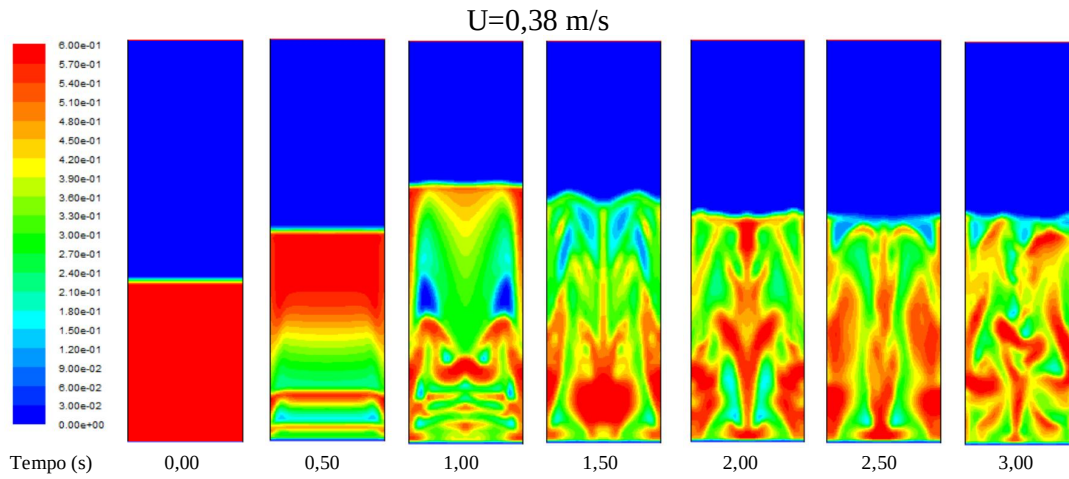


Figura C5 - Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D
($U_g=0,38 \text{ m/s}$, função de arraste: Syamlal-O'Brien, malha = 0,008).

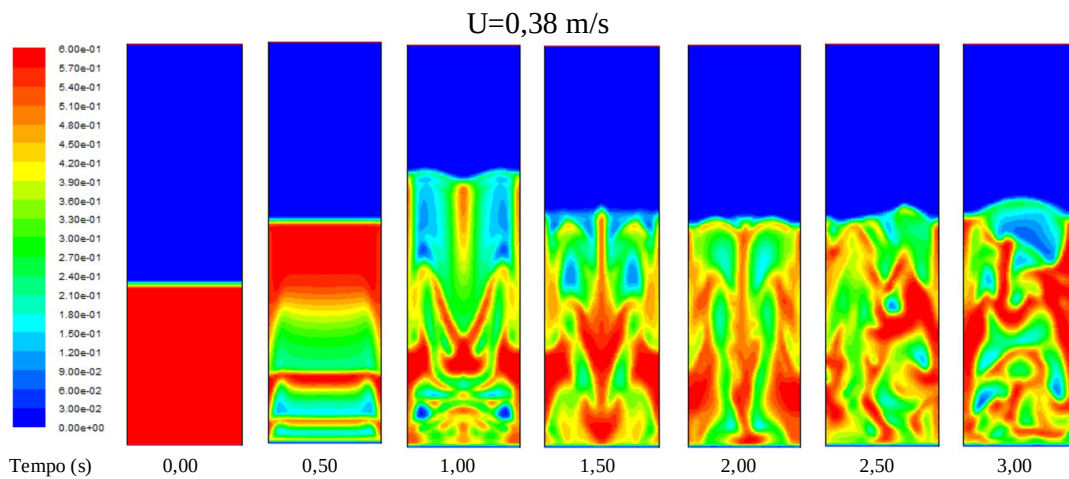


Figura C6 - Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D
($U_g=0,38 \text{ m/s}$, função de arraste: Wen-Yu, malha = 0,008).

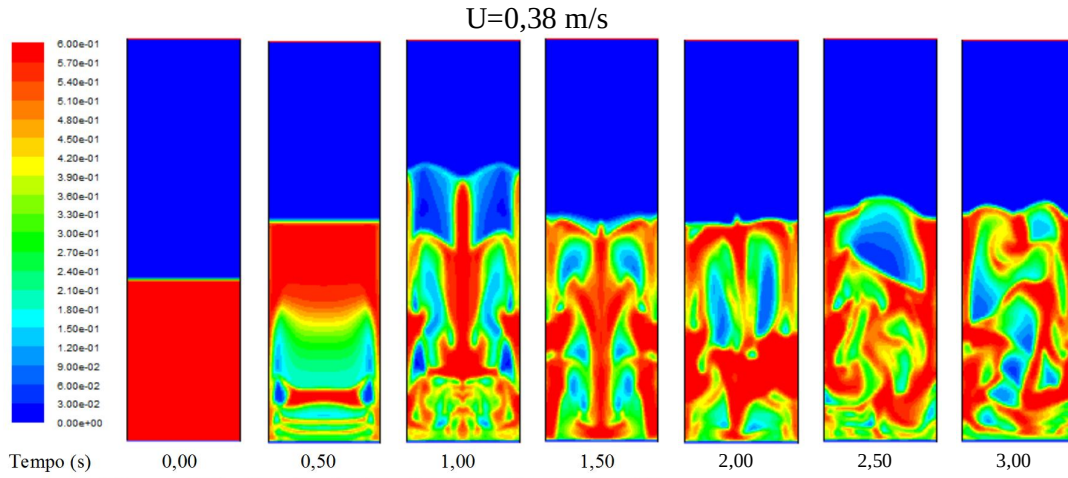


Figura C7 - Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D
($U_g=0,38 \text{ m/s}$, função de arraste: Gidaspow, malha = 0,005).

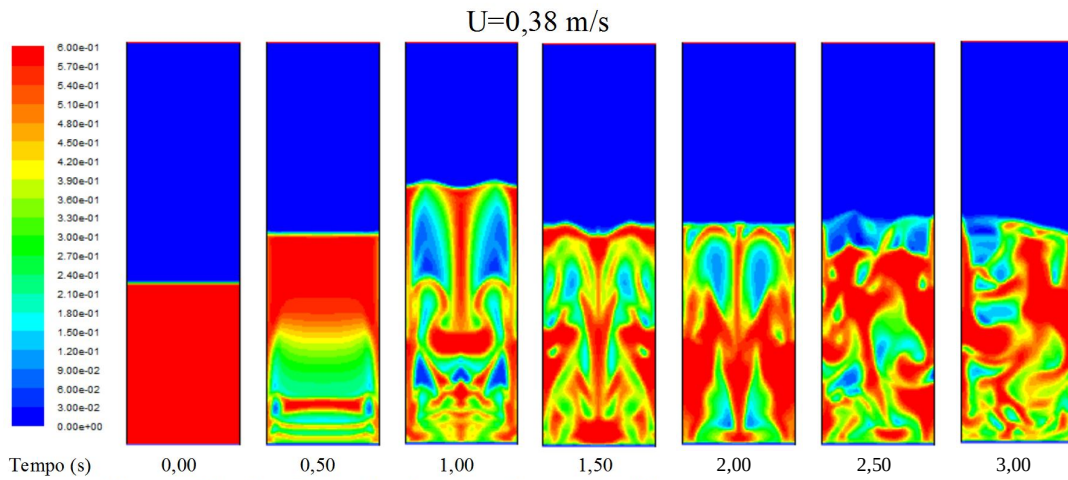


Figura C8 - Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D
($U_g=0,38 \text{ m/s}$, função de arraste: Syamlal-O'Brien, malha = 0,005).

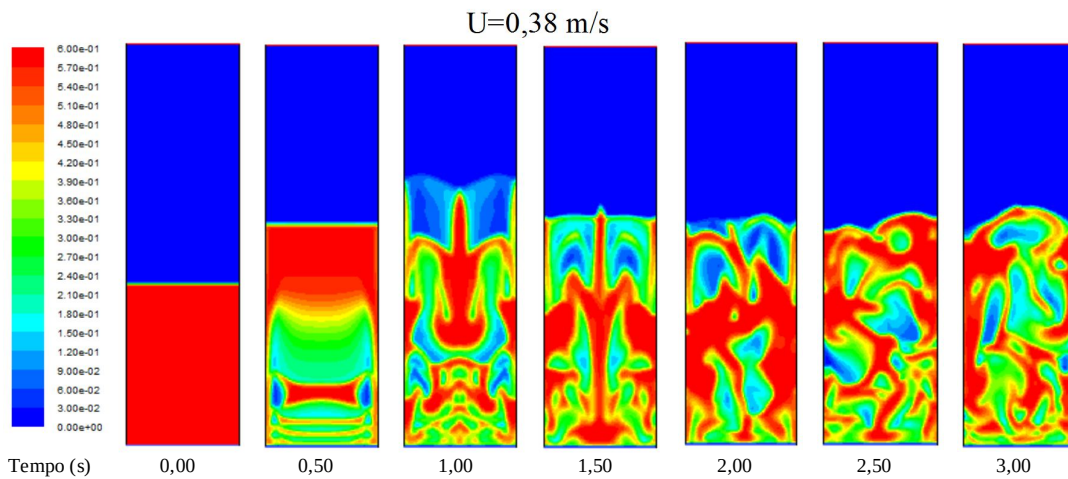


Figura C9 - Perfis da fração de volume de sólidos do leito fluidizado 2D
($U_g=0,38 \text{ m/s}$, função de arraste: Wen-Yu, malha = 0,005).

APÊNDICE – D

AJUSTE POLINOMIAL DA POROSIDADE DO LEITO CARREGADO COM ALUMINA

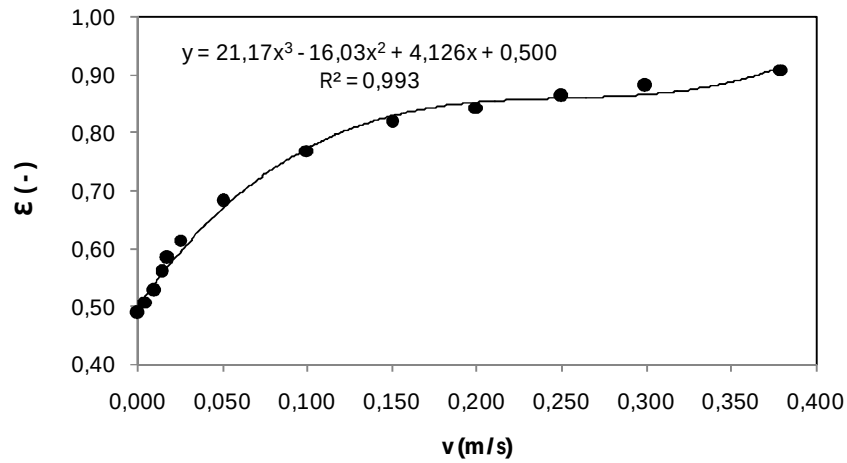


Figura D1 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, Laminar, Mesh: 0,005).

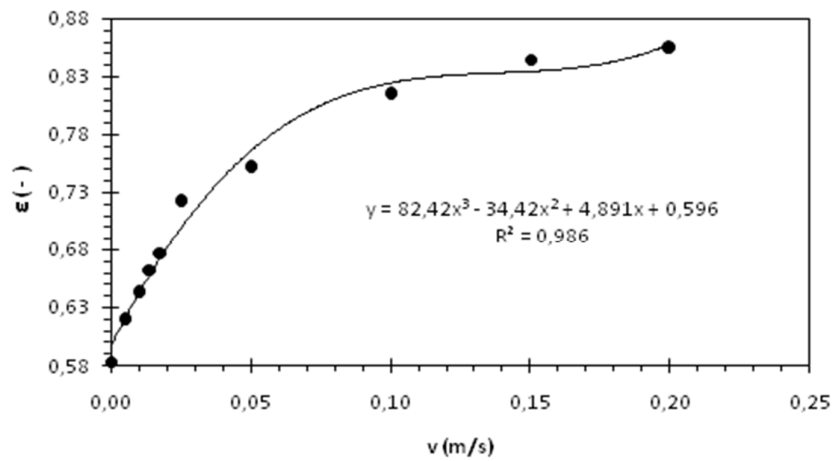


Figura D2 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,20$ m, Syamlal, Laminar, Mesh: 0,005).

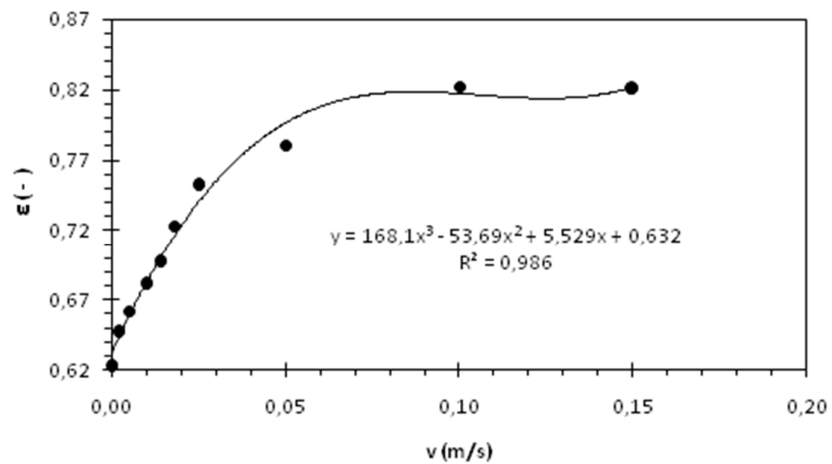


Figura D3 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,30$ m, Syamlal, Laminar, Mesh: 0,005).

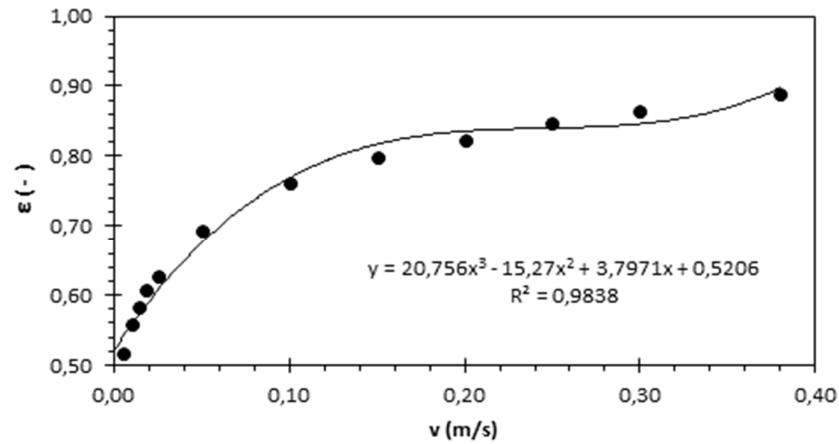


Figura D4 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Gidaspow, Laminar, Mesh: 0,005).

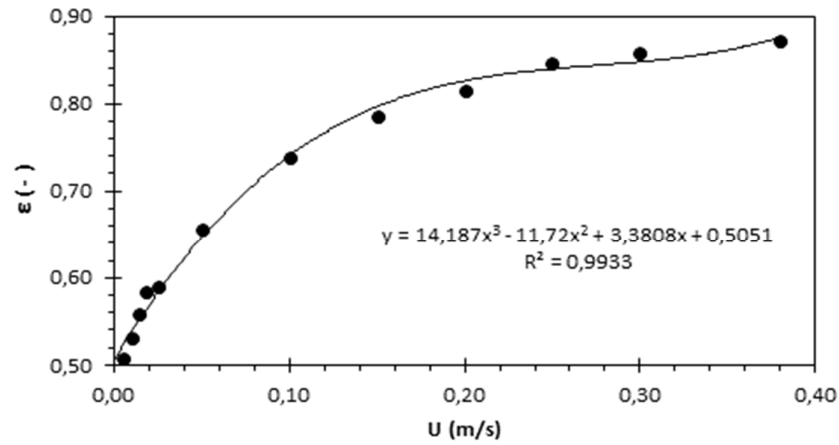


Figura D5 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Wen-Yu, Laminar, Mesh: 0,005).

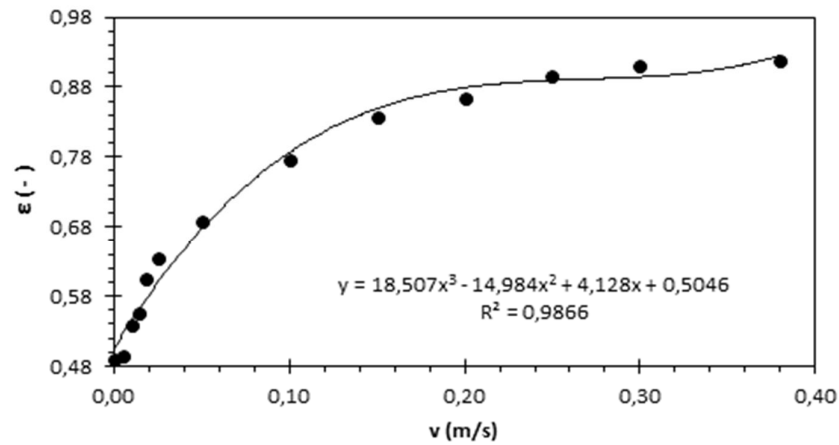


Figura D6 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, K-Epsilon, Mesh: 0,005).

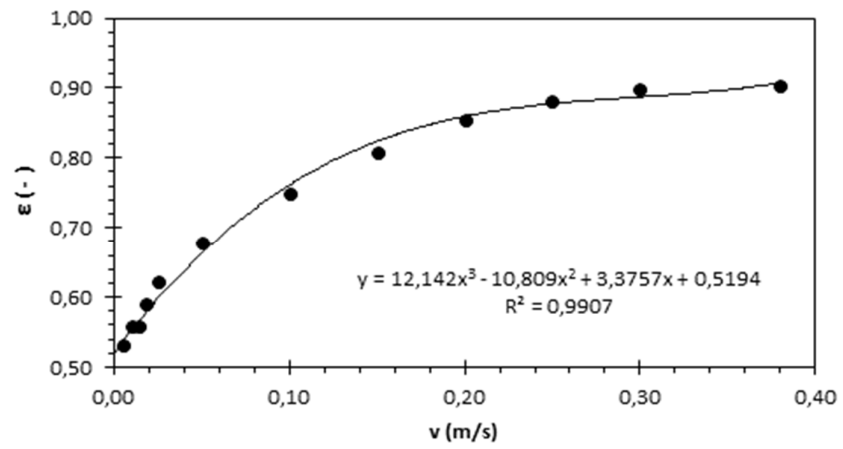


Figura D7 - Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, RSM, Mesh: 0,005).

APÊNDICE – E

SIMULAÇÃO DO PERFIL DA FRAÇÃO DE SÓLIDOS DA ALUMINA

E.1_ Variação das Funções de Arraste

E.1.1_ Modelo de Syamlal-O'Brien

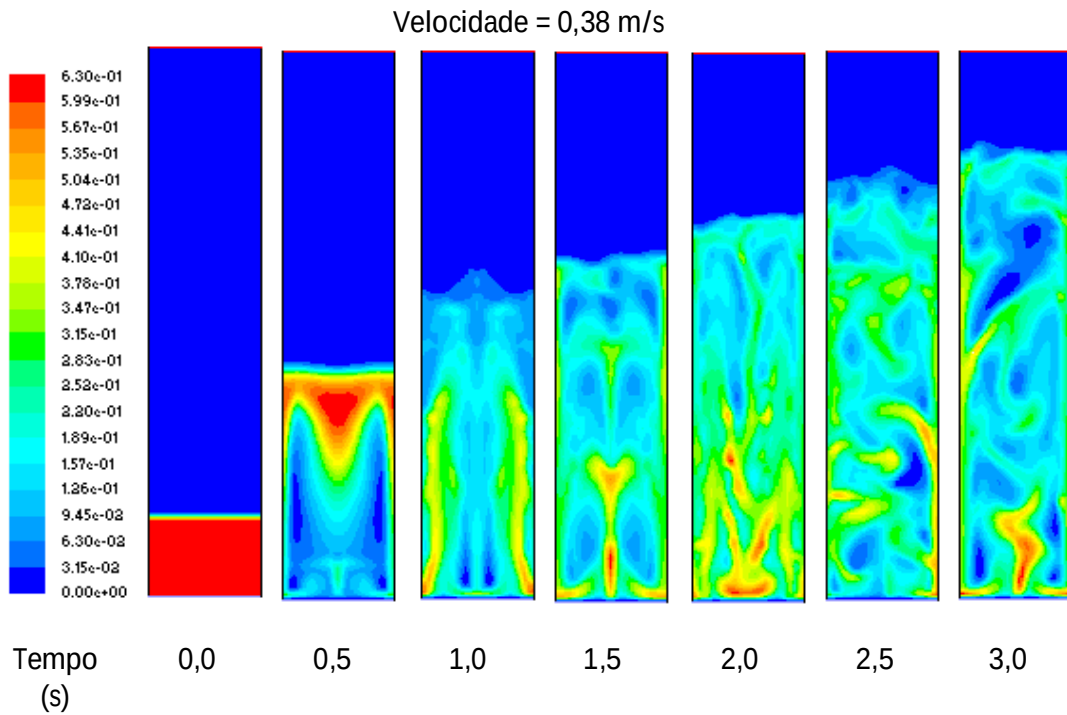


Figura E1 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,38$ m/s).

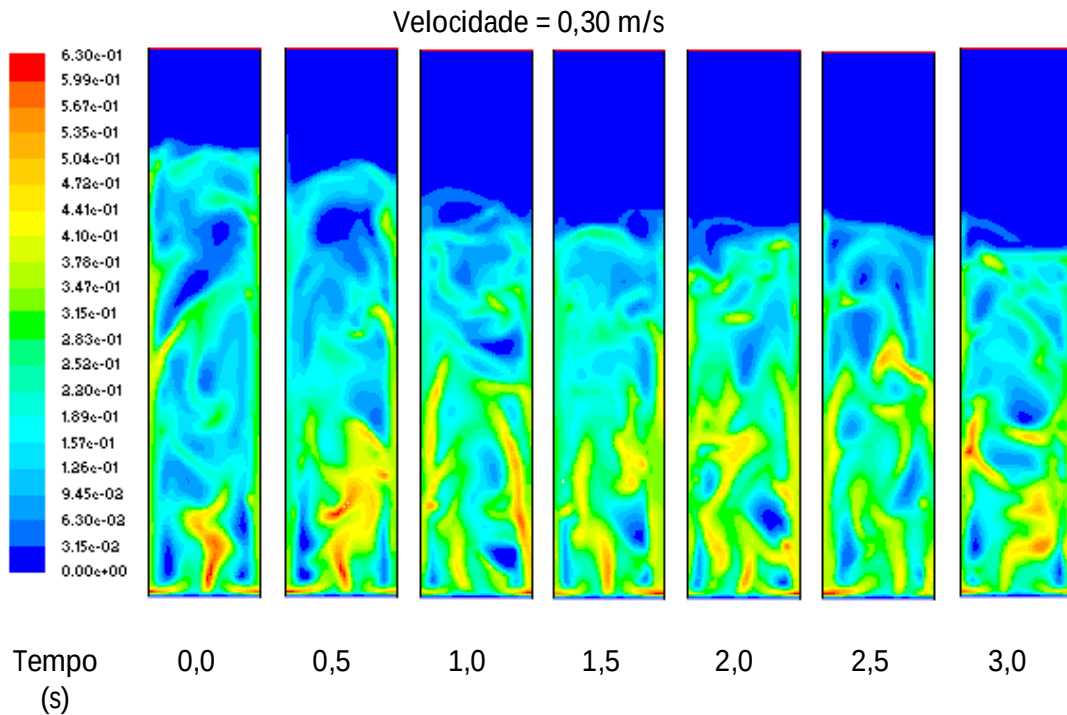


Figura E2 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,30$ m/s).

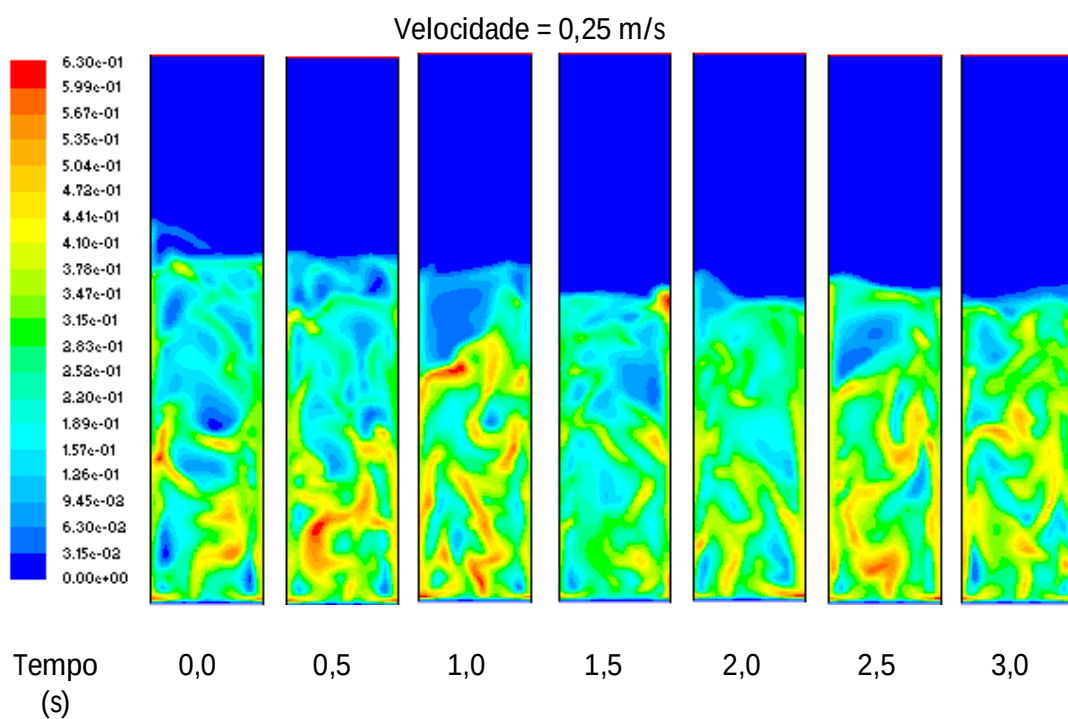


Figura E3 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,25$ m/s).

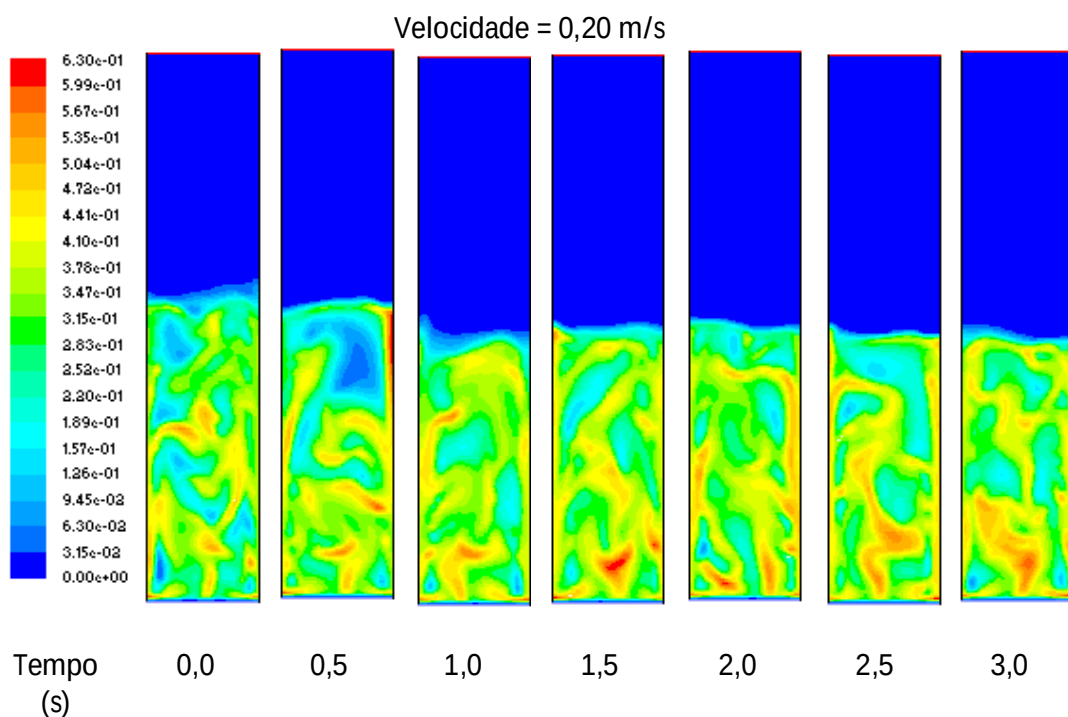


Figura E4 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,20$ m/s).

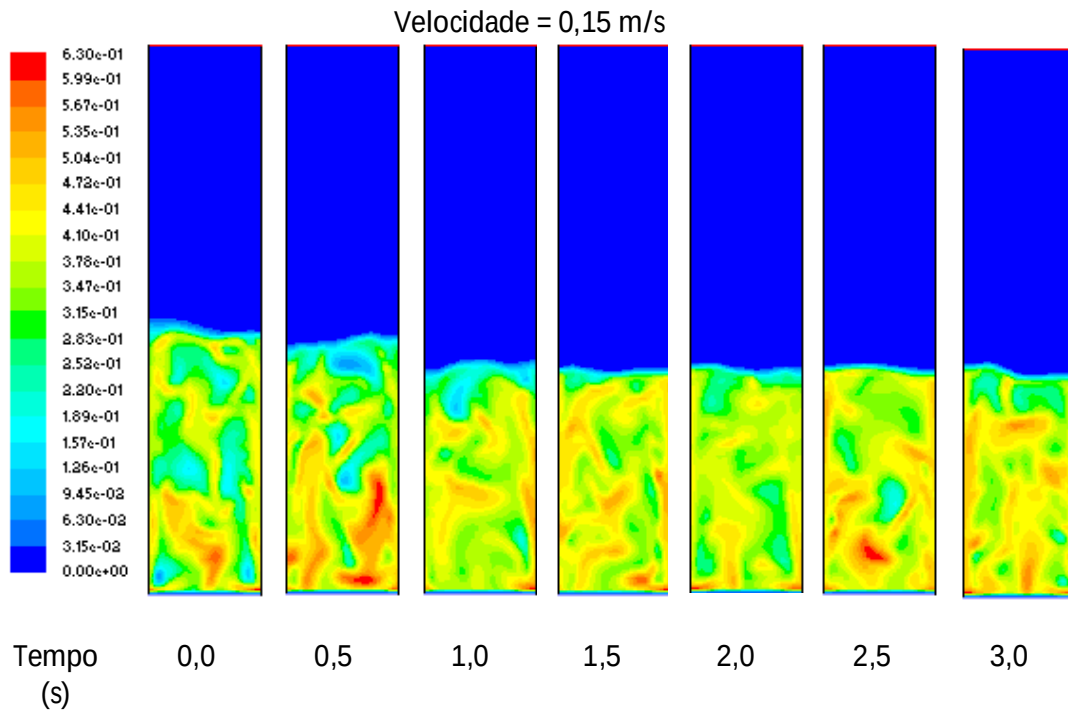


Figura E5 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,15$ m/s).

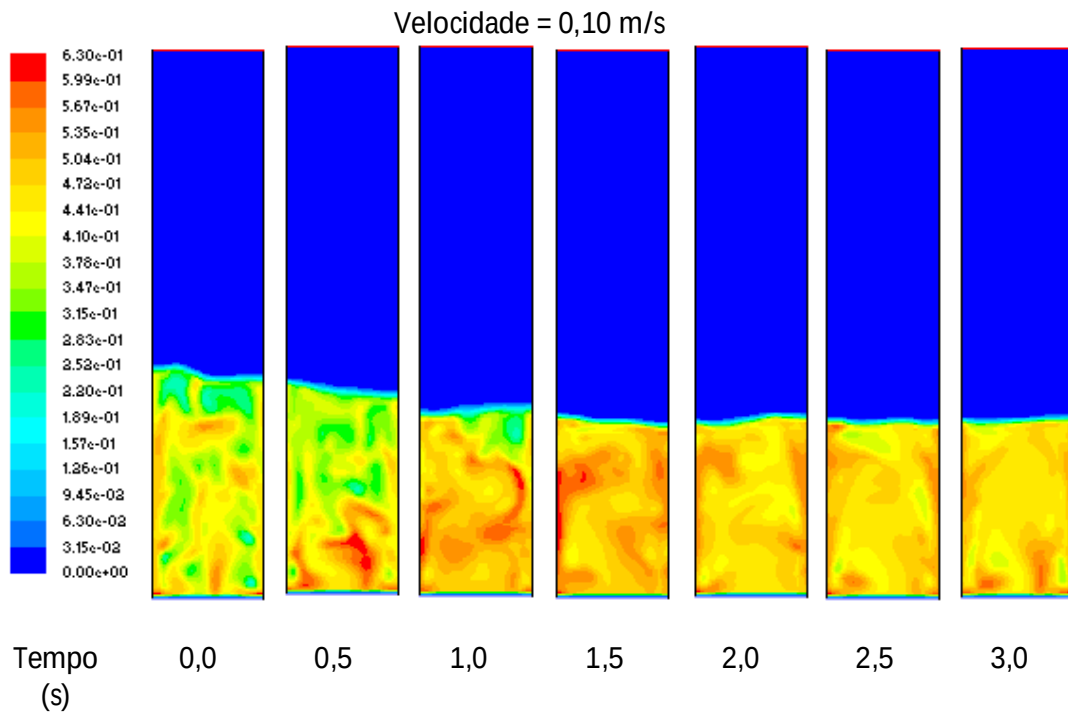


Figura E6 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10$ m/s).

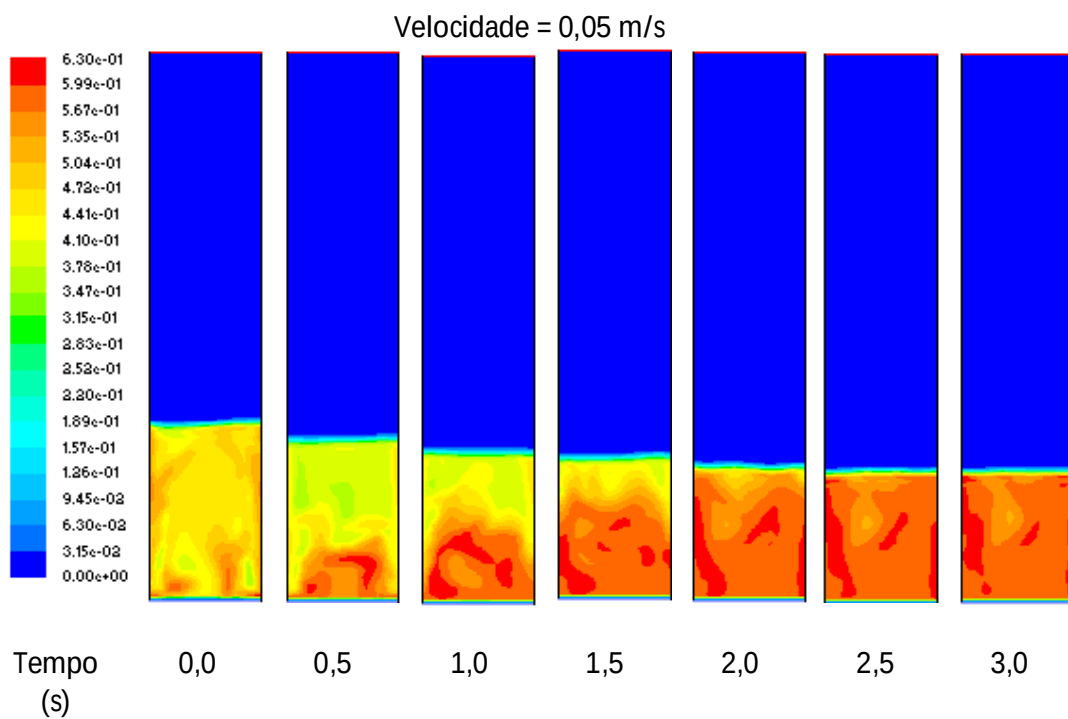


Figura E7 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,05$ m/s).

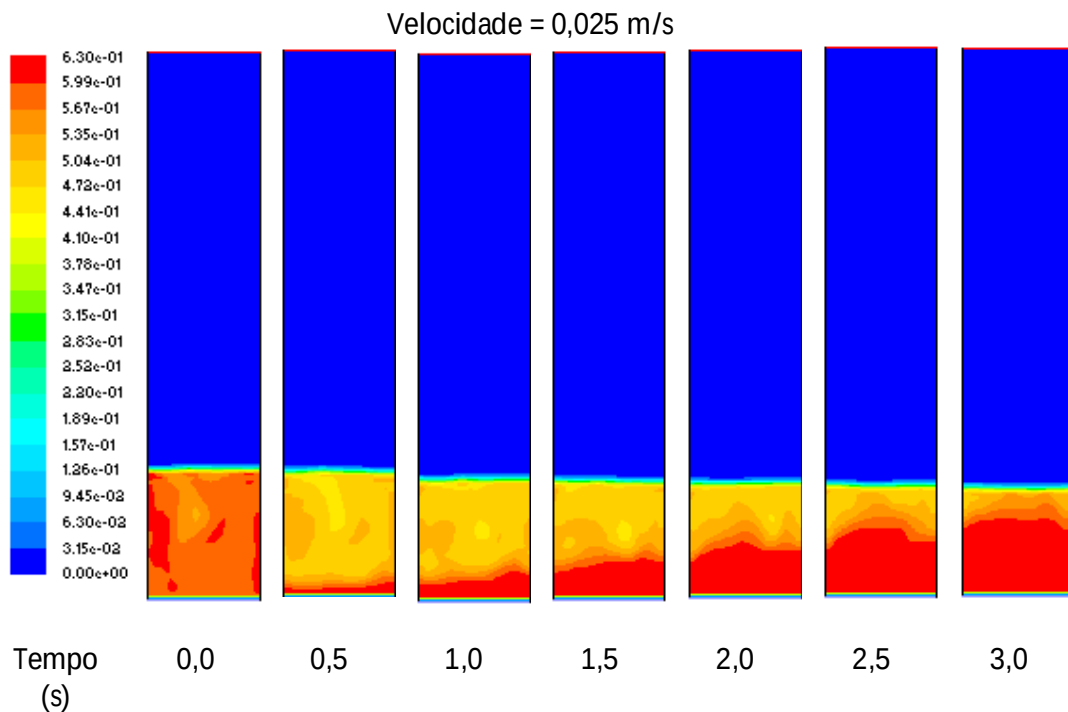


Figura E8 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,025$ m/s).

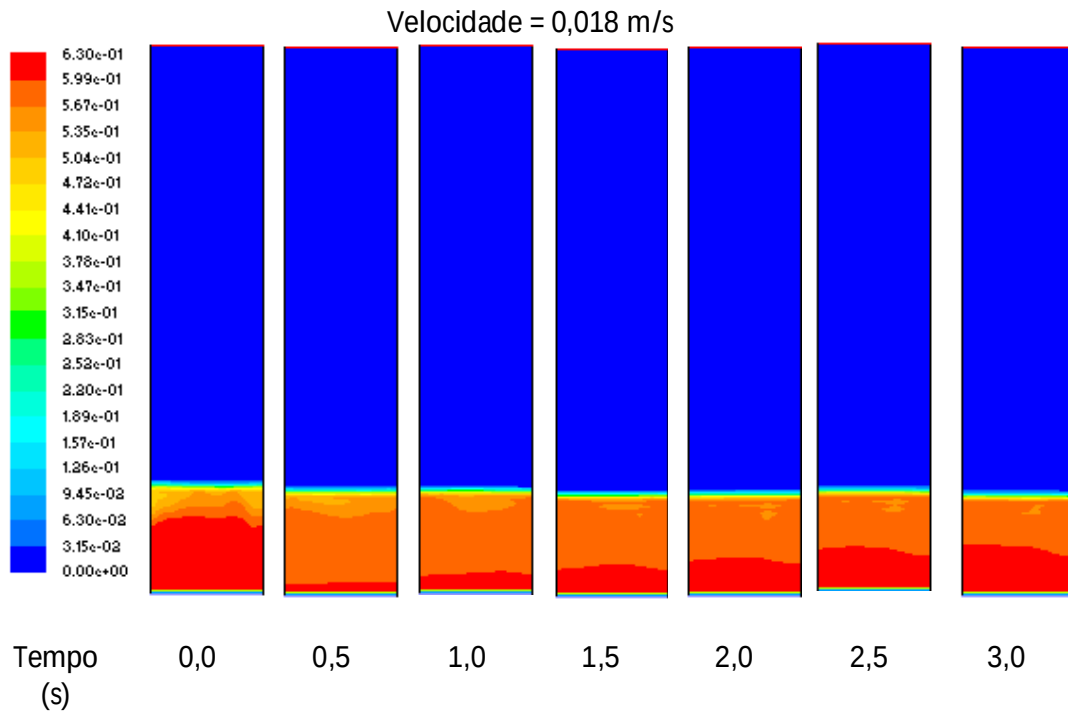


Figura E9 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,018$ m/s).

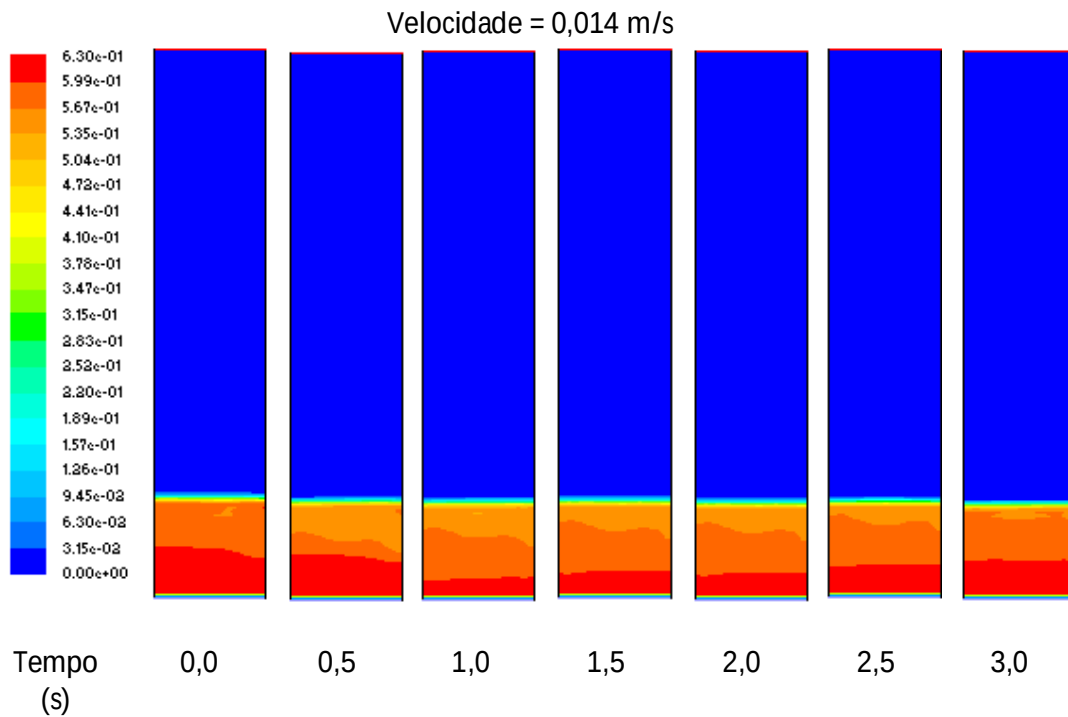


Figura E10 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,015$ m/s).

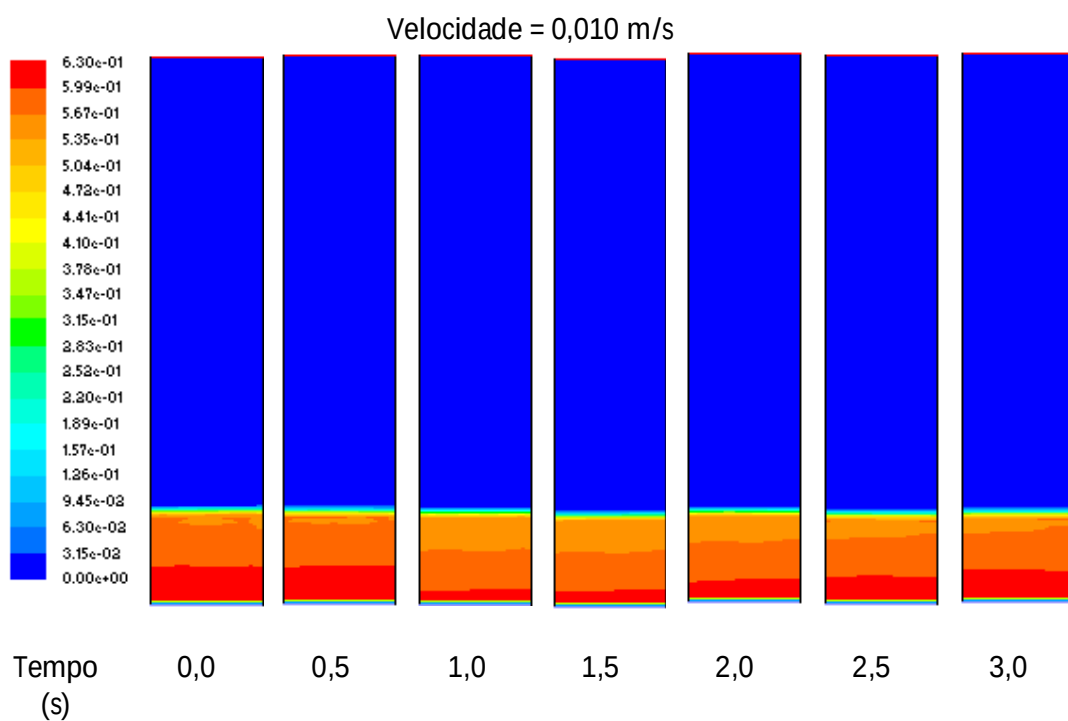


Figura E11 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,010$ m/s).

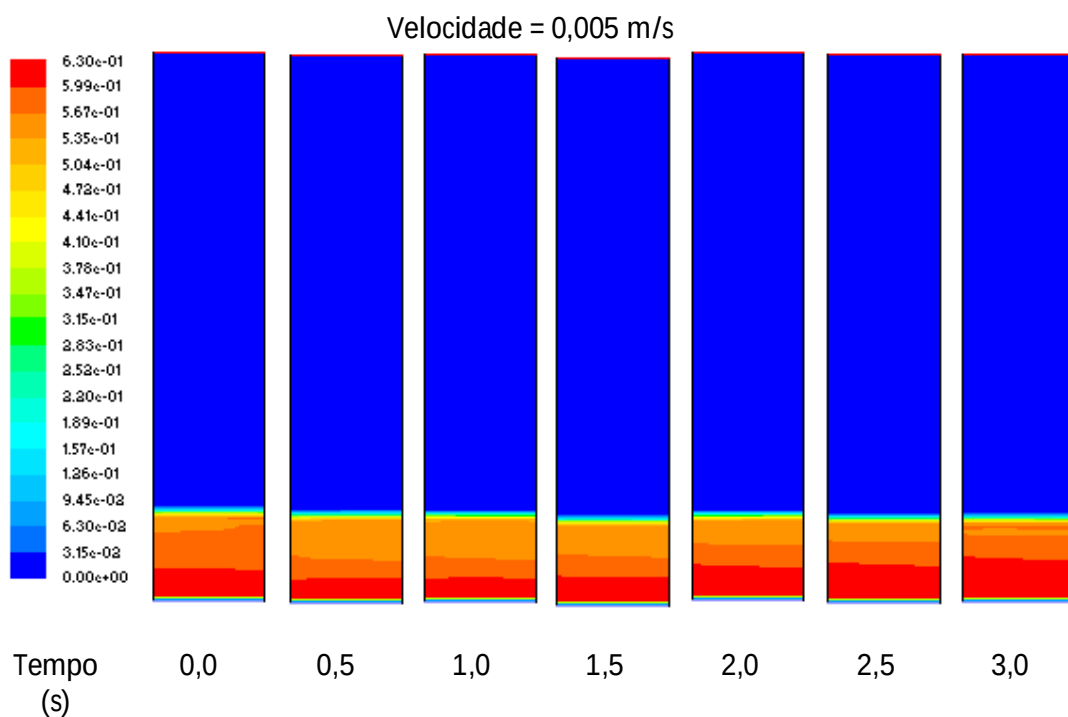


Figura E12 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal-O'Brien, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,005$ m/s).

E.1.2_ Modelo de Gidaspow

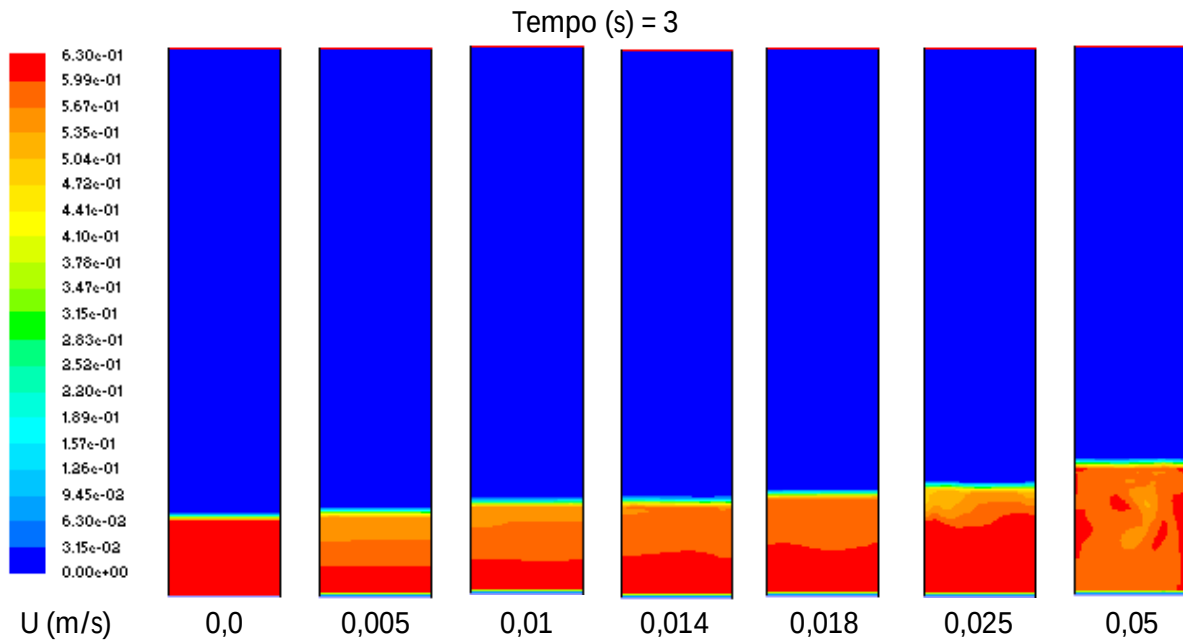


Figura E13 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Gidaspow, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,0 - 0,05$ m/s, Tempo (s) = 3,0).

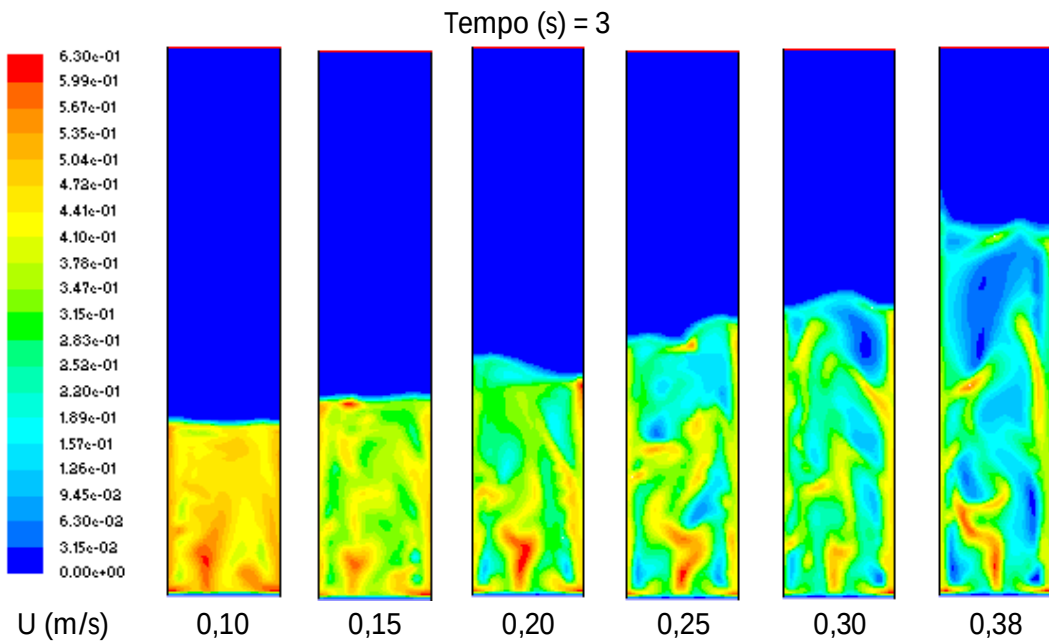


Figura E14 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Gidaspow, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10 - 0,38$ m/s, Tempo (s) = 3,0).

E.1.3_ Modelo de Wen-Yu

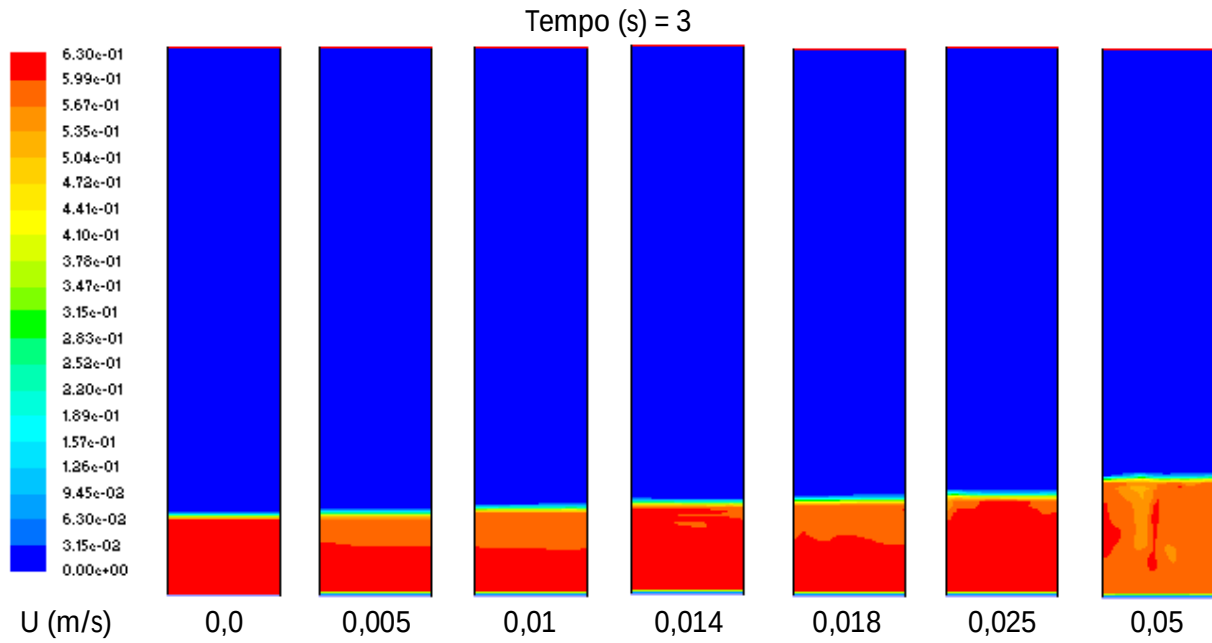


Figura E15 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Wen-Yu, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,0 - 0,05$ m/s, Tempo (s) = 3,0).

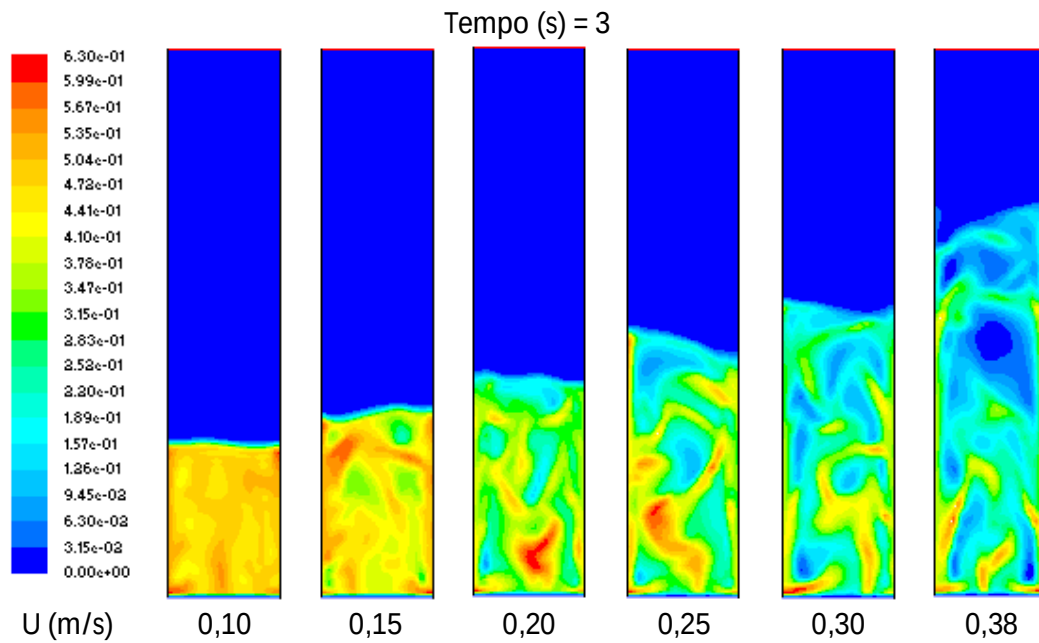


Figura E16 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Wen-Yu, Laminar, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10 - 0,38$ m/s, Tempo (s) = 3,0).

E.2_ Variação dos Modelos de Turbulência

E.2.1_ Modelo K-Épsilon

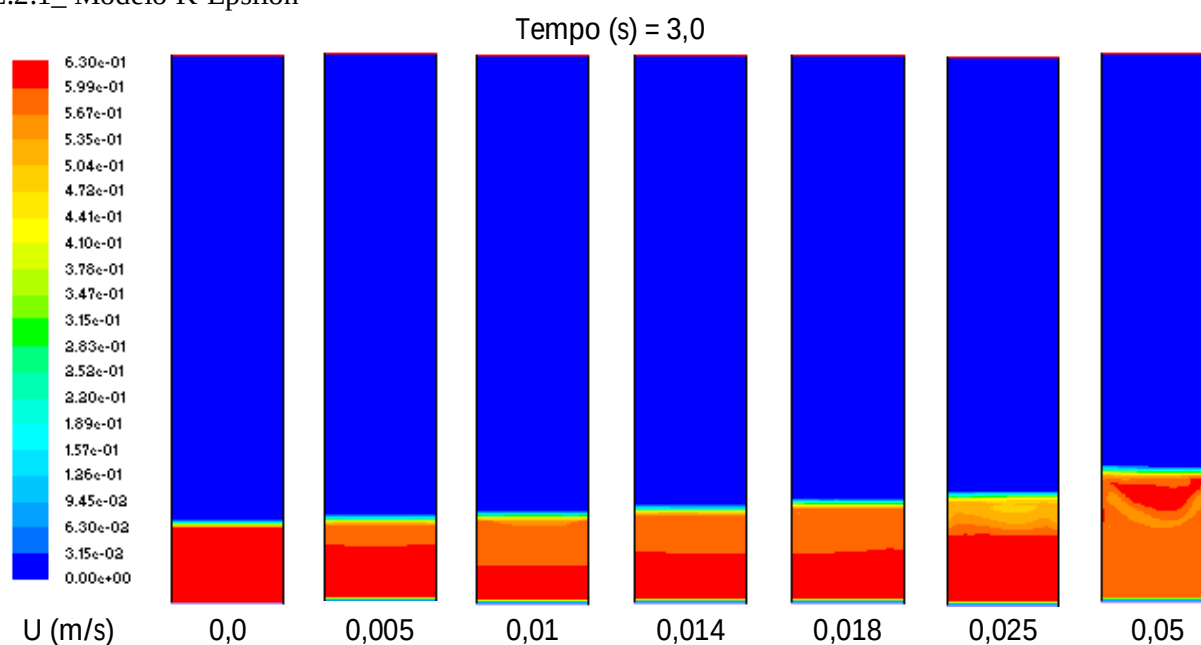


Figura E17 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, K-Épsilon, Mesh: 0,005, $U_g = 0,0 - 0,05$ m/s, Tempo (s) = 3,0).

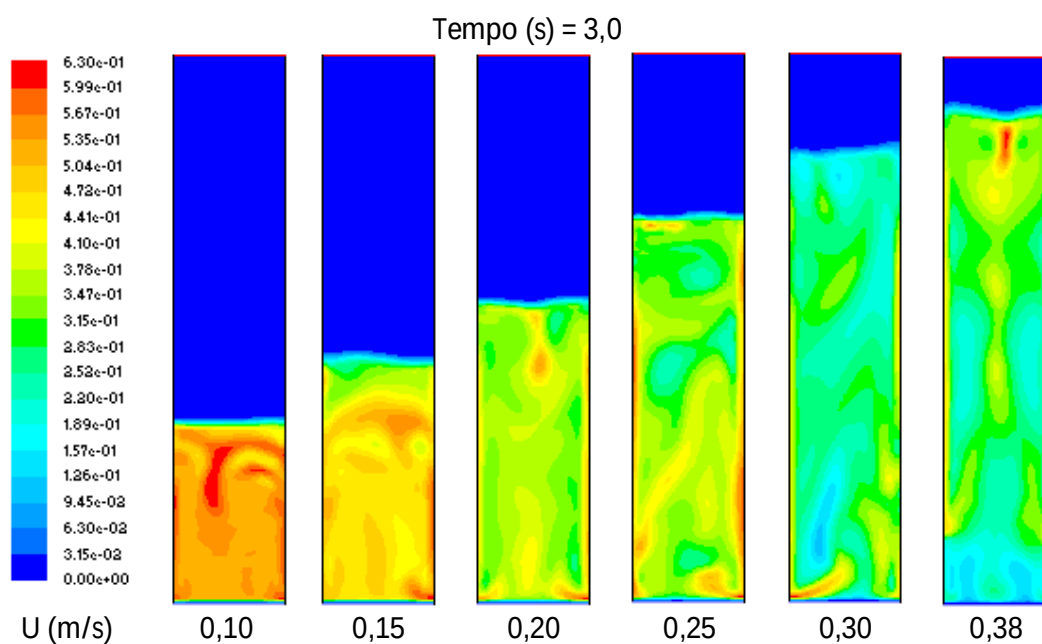


Figura E18 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, K-Epsilon, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10 - 0,38$ m/s, Tempo (s) = 3,0).

E.2.1_ Modelo RSM (*Reynolds Stress Models*)

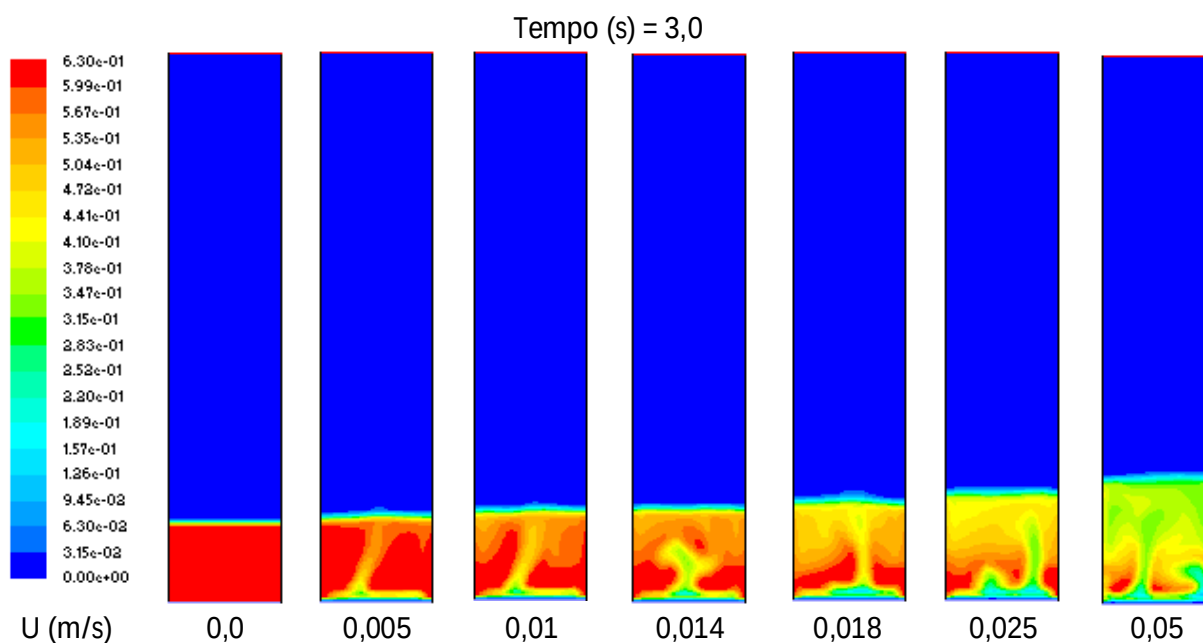


Figura E19 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, RSM, Mesh: 0,005, $U_g = 0,0 - 0,05$ m/s, Tempo (s) = 3,0).

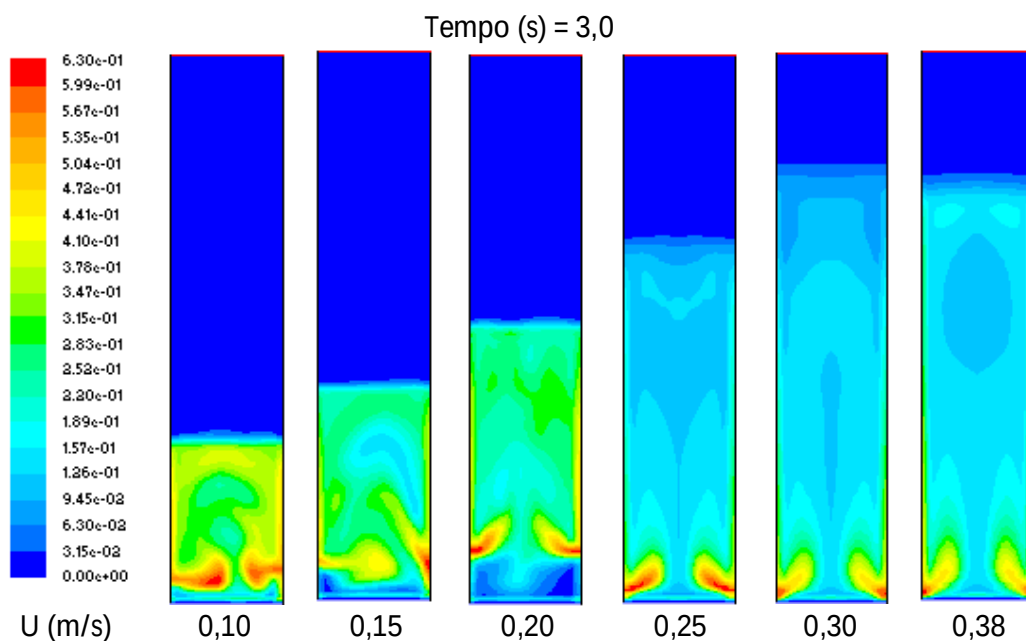


Figura E20 - Perfil de Porosidade do Leito de partículas carregado com alumina ($H_0 = 0,10$ m, Syamlal, RSM, Mesh: 0,005, $U_g = 0,10 - 0,38$ m/s, Tempo (s) = 3,0).