

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE MINAS, METALURGIA  
E MATERIAIS

CATERINA GONÇALVES PHILIPPSSEN

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO FLUIDODINÂMICA APLICADA À ANÁLISE DO  
DESEMPENHO DA PLANTA PILOTO SEMI-INDUSTRIAL DE LEITO FLUIDIZADO  
EM PROCESSOS DE COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL COM ALTO TEOR  
DE CINZAS**

**Porto Alegre**

**2018**

CATERINA GONÇALVES PHILIPPSEN

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO FLUIDODINÂMICA APLICADA À ANÁLISE DO  
DESEMPENHO DA PLANTA PILOTO SEMI-INDUSTRIAL DE LEITO FLUIDIZADO  
EM PROCESSOS DE COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL COM ALTO TEOR  
DE CINZAS**

Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalurgia e de Materiais da Universidade Federal do Rio Grande do Sul como requisito para a obtenção do título de Doutor em Engenharia.

Área de Concentração: Tecnologia Mineral, Ambiental e Metalurgia Extrativa.

Orientador: Prof. Dr. Antônio Cezar Faria Vilela  
Coorientador: Prof. Dr. Leandro Dalla Zen

**Porto Alegre  
2018**

CATERINA GONÇALVES PHILIPPSSEN

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO FLUIDODINÂMICA APLICADA À ANÁLISE DO  
DESEMPENHO DA PLANTA PILOTO SEMI-INDUSTRIAL DE LEITO FLUIDIZADO  
EM PROCESSOS DE COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL COM ALTO TEOR  
DE CINZAS**

Esta tese foi analisada e julgada adequada para a obtenção do título de Doutor em Engenharia e aprovado em sua forma final pelo Orientador e pela Banca examinadora designada pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalurgia e de Materiais da Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

---

Orientador: Prof. Dr. Antônio Cezar Faria Vilela

---

Coorientador: Prof. Dr. Leandro Dalla Zen

Aprovado em: \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_

BANCA EXAMINADORA:

Prof. Dra. Flávia S. F. Zinani - UNISINOS \_\_\_\_\_

Prof. Dr. Gabriel M. Faé Gomes - SUMESA \_\_\_\_\_

Prof. Dr. Nilson Romeu Marcílio – UFRGS \_\_\_\_\_

Dedico este trabalho à minha  
família, em especial à minha filha  
Tainá e meu marido Milton.

## **AGRADECIMENTOS**

Ao meu marido e à minha filha, por todo apoio, paciência e compreensão.

Aos meus pais e irmã pelo apoio e incentivo, em especial à minha mãe pela ajuda na recuperação de boa parte deste trabalho.

Aos meus orientadores, Prof. Dr. Antônio Cezar Faria Vilela e Prof. Dr. Leandro Dalla Zen, pela oportunidade de realizar este trabalho, e pela orientação dada.

À Fundação de Ciência e Tecnologia (CIENTEC), em especial ao departamento de processos na unidade industrial de Cachoeirinha, onde foi realizada toda a parte experimental deste trabalho.

Agradecimento especial aos colegas da CIENTEC, Adair e Daniel por todo o trabalho pesado no laboratório de combustão e ajuda nas operações na planta piloto, ao engenheiro Eduardo K. Bard pela ajuda nas operações e na simulação numérica, e ao colega Juarez Santana pela ajuda no desenvolvimento da planta de bancada e nas operações na planta piloto.

Aos muitos amigos e colegas, estagiários, assistentes de pesquisa e engenheiros da CIENTEC por toda a ajuda no desenvolvimento deste trabalho.

Ao CNPq pela bolsa de doutorado.

## RESUMO

Na matriz elétrica brasileira, as termelétricas vêm sendo utilizadas como fontes de energia complementar. Para minimizar os impactos ambientais na geração de energia a partir do carvão mineral, diversos estudos apontam para o uso da tecnologia de leito fluidizado como uma alternativa flexível, eficiente e limpa. Neste tipo de reator a fluidodinâmica determina a distribuição das partículas e do gás, o que influencia na mistura entre as fases, e conseqüentemente, na eficiência do processo, porém, não é totalmente compreendida. Baseando-se nisto, esta tese tem como objetivo caracterizar a fluidodinâmica do leito fluidizado borbulhante, a partir de modelos matemáticos e análise experimental. Busca-se desenvolver uma maior compreensão da influência fluidodinâmica no desempenho da planta em processos de combustão do carvão mineral brasileiro, o qual possui alto teor de cinzas. Para isso, os modelos matemáticos foram validados na planta de bancada a temperatura ambiente, e posteriormente, aplicados para a planta piloto a 850 °C. O desempenho de cada operação foi avaliado a partir do rendimento de conversão e teor de carbono residual nas cinzas para diferentes alturas de leito e velocidade superficial do gás. Os resultados obtidos mostram que para a obtenção de um maior tempo de residência, a velocidade superficial do gás mais adequada depende da altura do leito fixo. O teor de carbono residual nas cinzas foi menor para o leito mais alto, o que é explicado pelas características do combustível utilizado e pelo ponto de alimentação do carvão. Não foi observada relação direta entre os coeficientes de troca gasosa para a transferência de massa no leito, com o teor de carbono residual nas cinzas, ou com o rendimento de conversão. Para uma análise mais completa da influência fluidodinâmica no desempenho da planta, a região de *freeboard* deve ser incluída na modelagem. A análise em planta de bancada a temperatura ambiente foi fundamental para compreender como ocorre a movimentação das partículas e das bolhas. As variações na altura do leito e velocidade do gás geraram diferentes variações nos coeficientes de troca gasosa para a transferência de massa, no tempo de residência e no teor de carbono nas cinzas.

Palavras-chave: Fluidodinâmica. Leito fluidizado. Carvão mineral.

## ABSTRACT

In the Brazilian electric matrix, thermoelectric power plants are used as complementary energy sources. In order to minimize the environmental impacts of coal power generation, several studies point to the use of fluidized bed technology as a flexible, efficient and clean alternative. In this type of reactor, the fluid dynamics determines the distribution of particles and the gas, which influences in the mixing between the phases, and consequently, in the efficiency of the process, however, is not fully understood. Based on this information, this thesis aims to characterize the fluid dynamics of the bubbling fluidized bed, from mathematical models and experimental analysis. Aim to develop a better understanding of the fluid dynamics influence on the plant performance in the combustion processes of the Brazilian coal, which has a high ash content. For this purpose, the mathematical models were validated in the bench plant at room temperature, and later, applied to the pilot plant at 850 °C. The performance of each operation was evaluated from the combustion efficiency and residual carbon content in the ashes for different bed heights and gas-surface velocity. The obtained results show that to attain a longer residence time the most suitable gas-surface velocity depends on the height of the fixed bed. The residual carbon content in the ashes was lower in the upper bed, which is explained by the characteristics of the fuel used and the point of coal feeding. Besides, was not observed a direct relation between the gas exchange coefficients for mass transfer in the bed with the residual carbon content in the ashes or with the combustion efficiency. Toward a more complete analysis of fluid dynamics influence on the plant performance, the freeboard region should be included in the modeling. The analysis in bench plant at room temperature was fundamental to understand how the movement of particles and bubbles occurs. The variations in bed height and gas velocity generated different variations in the gas exchange coefficients for mass transfer, residence time and carbon content in the ashes.

Keywords: Fluid Dynamics. Fluidized Bed. Coal.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Fluxograma do desenvolvimento de um modelo de reator. ....	29
Figura 2 - Regimes de fluidização fluido-sólido em leito fluidizado .....	34
Figura 3 - Queda de pressão do leito ( $\Delta P$ ) em função da velocidade superficial do gás ( $u$ ). ....	35
Figura 4 - Classificação das partículas. ....	37
Figura 5 - Densidade de sólidos no reator de LFB. ....	41
Figura 6 - Regiões de uma bolha segundo o modelo K-L. ....	45
Figura 7 - Micro fotografia de uma bolha formada em leito fluidizado. ....	46
Figura 8 – Peneira e base vibratória utilizada para a determinação do diâmetro médio $d_{ps}$ . ....	72
Figura 9 – Dimensões da planta de bancada. ....	77
Figura 10 – Dimensões da planta piloto. ....	77
Figura 11 – Vista superior do conjunto de tubos formadores do distribuidor de ar da (a) planta de bancada e da (b) planta piloto. ....	78
Figura 12 – Detalhe do distribuidor de ar da planta de (a) bancada e (b) piloto. ....	78
Figura 13 – Arranjo experimental da planta de bancada. ....	79
Figura 14 – Curva da queda de pressão do distribuidor de ar da planta de bancada e planta piloto. .	79
Figura 15 - Fluxograma da planta piloto. ....	82
Figura 16 - Mecanismos de transferência de massa na bolha. ....	92
Figura 17 - Modelo de transferência de massa gás-sólido em leito fluidizado. ....	94
Figura 18 – Geometria 3-D da planta de bancada simulada numericamente. ....	108
Figura 19 – Geometria 2-D da planta piloto simulada numericamente. ....	110
Figura 20 – Posições críticas adimensionais da planta de bancada. ....	111
Figura 21 – Posições críticas adimensionais da planta piloto. ....	112
Figura 22 – Curva $\Delta P \times u$ experimental e teórica do leito L2. ....	115
Figura 23 – Curva $\Delta P \times u$ , experimental e teórica dos leitos L2, L2(5%), L2(10%) e L2(15%). ....	116
Figura 24 – Comparação dos valores de $u_{mf}$ , teórico e experimental, para os leitos L2, L2(5%), L2(10%) e L2(15%). ....	116
Figura 25 – Diagrama de regime de escoamento. ....	117
Figura 26 – Queda de pressão $\Delta P$ em função da quantidade de carvão no leito L2. ....	118
Figura 27 – Variação na queda de pressão em função da altura H do leito L2. ....	119
Figura 28 – Variação da expansão média do leito L2 em função (a) da altura do leito fixo para o leito L2 e diferentes velocidades do gás, e em função (b) da quantidade de carvão no leito. ....	120
Figura 29 – Variação da taxa de expansão média do leito em função (a) da altura do leito fixo para o leito L2 e diferentes velocidades, e em função (b) da quantidade de carvão no leito. ....	121
Figura 30 – Tamanho médio das bolhas em função da (a) velocidade superficial média do gás para $H = 0,09$ m e em função da (b) altura do leito fixo para $u = 0,33$ m/s. ....	122



Figura 31 – Velocidade média de ascensão das bolhas em função da (a) velocidade superficial média do gás para $H = 0,09$ m e em função da (b) altura do leito fixo para $u = 0,33$ m/s.....	123
Figura 32 – Sequência de bolhas observadas na parede lateral da planta de bancada, concentradas na região central do reator. ....	124
Figura 33 – Influência de $u$ e $H$ no (a) coeficiente global de troca gasosa para a transferência de massa bolha-emulsão $K_{be}$ e no (b) termo <i>crossflow ratio</i> por unidade de altura de mínima fluidização $X_b/H_{mf}$ .....	125
Figura 34 – Influência de $u$ e $H$ no coeficiente global de troca gasosa para a transferência de massa no leito $K_d$ . ....	126
Figura 35 – Número de <i>Sherwood</i> do leito ( $Sh_{,bed}$ ) em função do número de Reynolds ( $Re$ ) e da altura do leito estático para o leito $L_2$ .....	126
Figura 36 – Evolução da média temporal de $\epsilon_s$ para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral. ....	127
Figura 37 - Taxa de variação relativa da média temporal de $\epsilon_s$ para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral. ....	128
Figura 38 – Média temporal da distribuição da pressão do gás dentro do reator para as simulações 2-D frontal e 2-D lateral. ....	129
Figura 39 – Média temporal da distribuição da pressão dos sólidos dentro do reator para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral. ....	130
Figura 40 – Média temporal da distribuição da magnitude da velocidade superficial do gás dentro do reator para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral. ....	130
Figura 41 – Média temporal da distribuição da (a) componente $x$ e da (b) componente $y$ da velocidade do gás.....	131
Figura 42 – Média temporal da distribuição da magnitude da velocidade dos sólidos dentro do reator para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral. ....	132
Figura 43 - Média temporal da distribuição da (a) componente $x$ e da (b) componente $y$ da velocidade do gás.....	133
Figura 44 - Média temporal da fração volumétrica da fase gasosa para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral.....	134
Figura 45 - Bolhas formadas no leito de acordo com o (a) modelo numérico e (b) observadas na planta de bancada. ....	135
Figura 46 – Fração de gás no centro do reator 3-D no instante de tempo 25,00 s nas paredes (a) frontal e (b) lateral.....	136
Figura 47 – Variação na (a) taxa de expansão $H_e/H$ e na (b) fração de bolhas no leito ( $\delta$ ) entre as operações OP.....	139
Figura 48 – Comparação do (a) tamanho $d_b$ e (b) velocidade das bolhas $u_b$ entre as operações OP. ....	139
Figura 49 - Comparação entre as operações OP do (a) coeficiente de troca gasosa $K_{be}$ [ $s^{-1}$ ] e do (b) termo adimensional <i>crossflow ratio</i> por unidade de altura de mínima fluidização $X_b/H_{mf}$ [ $m^{-1}$ ].....	140

Figura 50 - Comparação entre as operações OP do (a) coeficiente de troca gasosa $K_d$ [ $s^{-1}$ ] e do (b) número de Sherwood do leito $Sh_{bed}$ [-].	141
Figura 51 – Evolução da média temporal de $\epsilon_s$ para as simulações das operações (a) OP1 e (b) OP3.	143
Figura 52 – Taxa de variação da média temporal de $\epsilon_s$ para as simulações das operações (a) OP1 e (b) OP3.	143
Figura 53 – Distribuição da média temporal da pressão dos sólidos na região do leito para as operações (a) OP1 e (b) OP3.	143
Figura 54 – Distribuição da média temporal da magnitude da velocidade do gás para as operações (a) OP1 e (b) OP3.	144
Figura 55 – Distribuição da componente y da velocidade do gás para as operações (a) OP1 e (b) OP3.	145
Figura 56 – Distribuição da média temporal da magnitude da velocidade dos sólidos para as operações (a) OP1 e (b) OP3.	146
Figura 57 – Ilustração do tamanho, formato e frequência das bolhas formadas nas operações (a) OP1 e (b) OP3.	146
Figura 58 – Curva do teor de $O_2$ e $CO_2$ a partir da análise elementar do carvão CRM.	149
Figura 59 – Tempo de residência $t_s$ em função da velocidade do gás ( $u$ ), da altura do leito ( $H$ ) e da velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ).	150
Figura 60 – Influência da altura do leito fixo $H$ e da velocidade superficial do gás $u$ no teor de carbono residual nas cinzas.	151
Figura 61 – Teor de carbono residual em função da altura do leito $H$ e (b) da velocidade superficial do gás $u$ .	151

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Limites máximos de emissões para poluentes atmosféricos. Valores mássicos em base seca. ....	26
Tabela 2 – Limites de emissões de poluentes atmosféricos para a combustão externa de carvão mineral e assemelhados. ....	26
Tabela 3 – Propriedades dos grupos de Geldart. ....	38
Tabela 4 - Resumo dos estudos que utilizaram a modelagem e simulação para análise de processos em leito fluidizado. ....	56
Tabela 5 – Análise elementar e imediata da mistura do carvão mineral CRM – Base seca (b.s.), % em massa. ....	71
Tabela 6 – Meshes da peneira Tyler utilizada na determinação de $d_{ps}$ . ....	72
Tabela 7 – Esfericidade para alguns materiais. ....	74
Tabela 8 – Caracterização física dos leitos L1, L2 e do carvão mineral. ....	75
Tabela 9 – Quantidades aproximadas de material no leito durante a estabilização da operação (OP1). ....	75
Tabela 10 – Caracterização física dos leitos L2(5%), L2(10%) e L2(15%). ....	76
Tabela 11 – Caracterização dos distribuidores de ar. ....	78
Tabela 12 – Testes realizados na planta de bancada a temperatura ambiente. ....	80
Tabela 13 – Testes realizados na planta piloto a 850°C. ....	83
Tabela 14 - Fração de bolhas no leito segundo o modelo K-L. ....	89
Tabela 15 – Parâmetros utilizados na simulação numérica da planta de bancada. ....	109
Tabela 16 – Parâmetros utilizados na simulação numérica da planta piloto. ....	110
Tabela 17 – Posições críticas da planta de bancada, utilizadas na análise do modelo numérico 2-D frontal. ....	112
Tabela 18 – Posições críticas da planta de bancada, utilizadas na análise do modelo numérico 2-D lateral. ....	112
Tabela 19 – Posições críticas da planta piloto utilizadas na análise do modelo numérico. ....	113
Tabela 20 – Parâmetros de estabilização das operações OP em planta piloto, utilizados para análise fluidodinâmica. ....	138
Tabela 21 – Parâmetros de estabilização das operações. ....	148
Tabela 22 – Emissões gasosas, tempo de residência e carbono residual nas cinzas de cada operação. ....	149

## LISTA DE ABREVIATURAS

ABCM	Associação Brasileira de Carvão Mineral
ALUMAR	Consórcio de Alumínio do Maranhão S.A.
ALUNORTE	Alumina do Norte do Brasil S.A.
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento.
CFD	Computational Fluid Dynamics.
CIENTEC	Fundação de Ciência e Tecnologia.
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente.
CRM	Companhia Rio-Grandense de Mineração.
CTCL	Centro Tecnológico de Carvão Limpo.
DNPM	Departamento Mineral de Produção Mineral.
DTI	Department of Trade and Industry.
ELETRORBRAS	Centrais Elétricas Brasileiras S.A.
EPE	Empresa de Pesquisa Energética.
FCF	Fração de carbono fixo.
FEPAM	Fundação Estadual de Proteção Ambiental Henrique Luiz Roessler – RS.
FORTRAN	Formula Translation.
IEA	International Energy Agency.
IGCC	Integrated Gasification Combined Cycle.
K-L	Kunii e Levenspiel.
KTGF	Kinetic Theory of Granular Flow.
LFB	Leito fluidizado borbulhante.
MFIX	Multiphase Flow of Interphase Exchange.
MME	Ministério de Minas e Energia.
NETL	National Energy Technology Laboratory.
PCA3	Portable Combustion Analyzer.
RNG	Renormalization group
ROM	Run of mine.
SATC	Associação Beneficente da Indústria Carbonífera de Santa Catarina.
SI	Sistema Internacional de Unidades.
TCEG	Teoria Cinética dos Escoamentos Granulares.
TDH	Transport Disengaging Height.
TFM	Two Fluid Model.
TGA	Thermogravimetric Analyzer.

UFRGS	Universidade Federal do Rio Grande do Sul.
UFRJ	Universidade Federal do Rio de Janeiro.
UNISINOS	Universidade do Vale do Rio dos Sinos.
USP	Universidade de São Paulo.

## LISTA DE SÍMBOLOS

$a'$	área da superfície específica das partículas de carvão [ $m^2$ ].
$a_b$	área interfacial da bolha por unidade de volume [ $m^{-1}$ ].
$Ar$	Número de Arquimedes [-].
$A_t$	Área da seção transversal do leito [ $m^2$ ].
<b>C</b>	Componente de flutuação de <b>c</b> .
<b>c</b>	Velocidade instantânea da fase sólida [ $m/s$ ].
$C_D$	Coefficiente de arrasto.
$C_{ib}$	Concentração da espécie “ <i>i</i> ” na fase bolha [ $g/m^3$ ].
$C_{ic}$	Concentração da espécie “ <i>i</i> ” na fase nuvem [ $g/m^3$ ].
$C_{ie}$	Concentração da espécie “ <i>i</i> ” na fase emulsão [ $g/m^3$ ].
$C_\beta$	Constantes do modelo de turbulência.
$D$	Coefficiente de difusividade molecular [ $m^2/s$ ].
$d_b$	Tamanho médio das bolhas [ $m$ ].
$d_{b0}$	Diâmetro inicial das bolhas [ $m$ ].
$d_{bm}$	Diâmetro máximo das bolhas [ $m$ ].
$d_p$	Tamanho médio das partículas do leito [ $m$ ].
$d_p^*$	Diâmetro das partículas adimensional [-].
$d_{pc}$	Tamanho médio das partículas de carvão [ $m$ ].
$d_{ps}$	Diâmetro de Sauter [ $m$ ].
$d_r$	Diâmetro do reator [ $m$ ].
<b>D<sub>s</sub></b>	Tensor taxa de deformação [ $s^{-1}$ ].
$d_{sph}$	Tamanho médio da partícula esférica [ $m$ ].
<b>e</b>	coeficiente de restituição.
$F_{gs}$	coeficiente para a força de interação da energia granular
<b>g</b>	constante gravitacional [ $m/s^2$ ].
$g_0$	Função de distribuição radial.
<b>H</b>	Altura do leito [ $m$ ].
<b>He</b>	Expansão do leito [ $m$ ].
$H_{mf}$	Altura do leito na mínima fluidização [ $m$ ].
<b>I</b>	Tensor identidade.

$I_{2D}$	Segundo invariante do tensor taxa de deformação [ $s^{-1}$ ].
$I_{gs}$	Força de interação gás-sólido.
$K_1, K_2, K_3$ e $K_4$	Coefficientes do regime granular.
$K_d$	Coefficiente global de troca gasosa no leito [ $s^{-1}$ ].
$K_{bc}$	Coefficiente de troca gasosa entre as fases bolha e nuvem [ $s^{-1}$ ].
$K_{be}$	Coefficiente de troca gasosa entre as fases bolha e emulsão [ $s^{-1}$ ].
$K_{ce}$	Coefficiente de troca gasosa entre as fases nuvem e emulsão [ $s^{-1}$ ].
$M_g$	Massa molar da fase [kg/mol].
$N_{ib}$	Vazão molar da espécie $i$ na fase bolha [mol/s].
$N_{ic}$	Vazão molar da espécie $i$ na fase nuvem [mol/s].
$N_{or}$	Número de orifícios por metro quadrado [ $m^{-2}$ ].
$P_g$	Pressão do gás dentro do reator [Pa].
$p_g$	Pressão do fluido [Pa].
$P_s$	Pressão dos sólidos dentro do reator [Pa].
$p_s^v$	Pressão granular em regime viscoso [Pa].
$q$	Convecção [ $m^3/s$ ].
$Q$	Vazão de gases [ $Nm^3/s$ ].
$q_{\theta}$	Fluxo difusivo da temperatura granular.
$R$	Constante universal dos gases [J/mol.K]
$Re$	Número de Reynolds [-].
$Re_{mf}$	Número de Reynolds na mínima fluidização [-].
<b>S</b>	Tensor taxa de deformação da fase gasosa [Pa].
$S_{bc}$	Superfície entre as fases bolha e nuvem [m].
$S_{be}$	Superfície entre as fases bolha e emulsão [m].
$Sc$	Número de <i>Schmidt</i> [-].
$S_{ce}$	Superfície entre as fases nuvem e emulsão [m].
$Sh$	Número de <i>Sherwood</i> [-].
$Sh_{bed}$	Número de <i>Sherwood</i> do leito [-].
$S_p$	Superfície da partícula de carvão [m].
$t_b$	Tempo de ascensão das bolhas [s].
$T_g$	Temperatura do gás [K].
$T_m$	Temperatura máxima no leito [K].

$T_s$	Temperatura dos gases de saída [K].
$t_s$	Tempo de residência [s].
$u$	Velocidade superficial média do gás [m/s].
$u_b$	Velocidade de ascensão das bolhas [m/s].
$u_{br}$	Velocidade de ascensão de uma única bolha [m/s].
$u_{mf}$	Velocidade de mínima fluidização [m/s].
$u_t$	Velocidade terminal das partículas [m/s].
$u_t^*$	Velocidade do gás adimensional [-].
$V$	Volume interno do reator entre $T_m$ e $T_s$ [m <sup>3</sup> ].
$\mathbf{v}$	Vetor velocidade [m/s].
$V_b$	Volume da bolha [m <sup>3</sup> ].
$V_g$	Magnitude da velocidade do gás [m/s].
$\mathbf{v}_g$	Vetor velocidade da fase gasosa [m/s].
$V_{g,y}$	Componente y da velocidade do gás no leito [m/s].
$V_r$	Velocidade terminal da fase sólida [m/s].
$V_s$	Magnitude da velocidade dos sólidos [m/s].
$\mathbf{v}_s$	Vetor velocidade da fase sólida [m/s].
$X_b$	<i>Crossflow ratio</i> [-].
$X_b/H_{mf}$	<i>Crossflow ratio</i> por unidade de altura do leito [m <sup>-1</sup> ].
$X_{sg}$	Constante do modelo de turbulência.
$z$	Altura ao longo do leito [m].

### Símbolos Gregos

$\beta_{gs}$	Coeficiente da quantidade de movimento (função de arrasto).
$\gamma_b$	Fração de sólidos nas bolhas [-].
$\gamma_\Theta$	Taxa de dissipação de energia granular.
$\delta$	Fração de bolhas no leito [-].
$\Delta P$	Queda de pressão do leito [Pa].
$\varepsilon$	Dissipação turbulenta [m <sup>2</sup> /s <sup>3</sup> ].
$\varepsilon_g$	Fração volumétrica da fase gasosa [-].
$\varepsilon_{mf}$	Fração volumétrica da fase gasosa na mínima fluidização [-].
$\varepsilon_s$	Fração volumétrica da fase sólida [-].



$\varepsilon_s'$	Dissipação da energia fluante dos sólidos [ $\text{m}^2/\text{s}^3$ ].
$\eta_t$	Relação entre $\tau_{gs}^t$ e $\tau_{gs}^x$ .
$\Theta$	Temperatura granular [ $\text{m}^2/\text{s}^2$ ].
$\theta$	Ângulo de atrito interno [ $^\circ$ ].
$K_{bc}$	Coefficiente de transferência de massa bolha-nuvem [ $\text{m}/\text{s}$ ].
$K_{be}$	Coefficiente de transferência de massa bolha-emulsão [ $\text{m}/\text{s}$ ].
$K_{ce}$	Coefficiente de transferência de massa nuvem-emulsão [ $\text{m}/\text{s}$ ].
$K_{d,bed}$	Coefficiente de transferência da espécie "i" da partícula reativa para a bolha [ $\text{m}/\text{s}$ ].
$K_g$	Coefficiente de transferência de massa gás-sólido [ $\text{m}/\text{s}$ ].
$k_s$	Condutividade da energia turbulenta dos sólidos.
$k$	Energia cinética turbulenta [ $\text{m}^2/\text{s}^2$ ].
$K_\Theta$	Coefficiente de difusão granular.
$\lambda_s^v$	Viscosidades volumétrica da fase sólida em regime viscoso [ $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ ].
$\mu$	Viscosidade gasosa [ $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ].
$\mu_g$	Viscosidade dinâmica da fase gasosa [ $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ ].
$\mu_g^t$	Viscosidade turbulenta do gás [ $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ ].
$\mu_s$	Viscosidade dinâmica da fase sólida [ $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ ].
$\mu_s^p$	Viscosidade dinâmica da fase sólida em regime plástico [ $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ ].
$\mu_s^v$	Viscosidade dinâmica da fase sólida em regime viscoso [ $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ ].
$\xi_r^2$	Constante do modelo de turbulência.
$\Pi_{kg}, \Pi_{ks}$	Interações turbulentas.
$\rho$	Massa específica da mistura [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].
$\rho_g$	Massa específica da fase gasosa [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].
$\rho_s$	Massa específica da fase sólida [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].
$\tau_g$	Tensor tensão da fase gasosa [ $\text{Pa}$ ].
$\tau_s$	Tensor tensão da fase sólida [ $\text{Pa}$ ].
$\tau_s^p$	Tensor tensão para a fase sólida em regime plástico [ $\text{Pa}$ ].
$\tau_s^v$	Tensor tensão para a fase sólida em regime viscoso [ $\text{Pa}$ ].
$\tau_g^t$	Escala de tempo dos vórtices turbulentos.
$\tau_{gs}^t$	Escala de tempo integral Lagrangeano.
$\tau_{gs}^x$	Tempo de relaxação das partículas.

$\tau_s^c$	Escala de tempo colisional.
$\varphi$	Esfericidade média do leito [-].
$\Phi_{gs}$	Transferência de energia granular entre as fases sólida e gás.
$\omega_c$	Constante do modelo de turbulência.

#### Subíndices

b	Bolha.
c	Nuvem.
e	Emulsão.
g	Gás.
<i>i</i>	Espécie química.
<i>L</i>	Fase gás ou sólida.
<i>n e m</i>	Fases do leito, bolha (b), nuvem (c) ou emulsão (e).
p	Partícula.
s	Sólido.

#### Superíndices

<i>Col</i>	Colisional.
<i>Kin</i>	Cinético.
P	Regime plástico.
V	Regime viscoso.

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>21</b>
1.1	GERAÇÃO TERMELÉTRICA.....	21
1.2	CARVÃO MINERAL.....	22
<b>1.2.1</b>	<b>Potencial de uso do Carvão Mineral no Brasil .....</b>	<b>23</b>
<b>1.2.2</b>	<b>Emissões .....</b>	<b>25</b>
<b>1.2.3</b>	<b>Aproveitamento das cinzas geradas .....</b>	<b>27</b>
1.3	TECNOLOGIA DE LEITO FLUIDIZADO NA GERAÇÃO DE ENERGIA TÉRMICA.....	27
1.4	IMPORTÂNCIA DA MODELAGEM E SIMULAÇÃO FLUIDODINÂMICA .....	28
1.5	OBJETIVOS.....	31
<b>2</b>	<b>TECNOLOGIA DE LEITO FLUIDIZADO .....</b>	<b>33</b>
2.1	TEORIA DE FLUIDIZAÇÃO.....	33
2.2	COMPORTAMENTO DAS PARTÍCULAS: CLASSIFICAÇÃO GELDART .....	36
2.3	A FLUIDODINÂMICA EM PROJETO DE REATORES .....	39
<b>2.3.1</b>	<b>Distribuidores de Ar .....</b>	<b>39</b>
<b>2.3.2</b>	<b>Distribuição de Sólidos: Região de <i>Freeboard</i> e altura TDH .....</b>	<b>40</b>
2.4	MODELAGEM DO LEITO FLUIDIZADO .....	42
<b>3</b>	<b>ESTADO DA ARTE.....</b>	<b>48</b>
3.1	MODELAGEM E SIMULAÇÃO APLICADA À ANÁLISE DE PROCESSOS EM LEITO FLUIDIZADO .....	48
3.2	DINÂMICA DOS FLUIDOS COMPUTACIONAL.....	59
<b>4</b>	<b>COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL EM LEITO FLUIDIZADO.....</b>	<b>64</b>
4.1	MECANISMOS DE COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL EM LEITO FLUIDIZADO ..	64
4.2	CINÉTICA QUÍMICA EM LEITO FLUIDIZADO .....	68
<b>5</b>	<b>DESCRIÇÃO DOS PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS.....</b>	<b>70</b>
5.1	CARVÃO MINERAL CRM.....	70
5.2	CARACTERIZAÇÃO FÍSICA DAS PARTÍCULAS .....	71
5.3	PLANTA DE BANCADA.....	76
5.4	ANÁLISE DAS BOLHAS .....	80
5.5	PLANTA PILOTO.....	81
5.6	ANÁLISE DOS GASES E DAS CINZAS .....	83
<b>6</b>	<b>MODELAGEM FLUIDODINÂMICA DO LEITO FLUIDIZADO .....</b>	<b>84</b>
6.1	QUEDA DE PRESSÃO .....	84

6.2	VELOCIDADE DO GÁS .....	85
6.3	VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTÍCULAS.....	86
6.4	EXPANSÃO DO LEITO .....	87
6.5	BOLHAS .....	87
<b>6.5.1</b>	<b>Diâmetro médio .....</b>	<b>87</b>
<b>6.5.2</b>	<b>Velocidade de ascensão .....</b>	<b>88</b>
<b>6.5.3</b>	<b>Fração de Bolhas no Leito.....</b>	<b>89</b>
6.6	TRANSFERÊNCIA DE MASSA .....	89
<b>6.6.1</b>	<b>Transferência de Massa bolha-emulsão .....</b>	<b>89</b>
<b>6.6.2</b>	<b>Transferência de Massa Gás-Sólido.....</b>	<b>93</b>
6.7	TEMPO DE RESIDÊNCIA .....	95
<b>7</b>	<b>MODELAGEM NUMÉRICA DO LEITO FLUIDIZADO .....</b>	<b>96</b>
7.1	MFIX – MULTIPHASE FLOW WITH INTERPHASE EXCHANGES.....	96
7.2	BALANÇO DE MASSA .....	97
7.3	BALANÇO DA QUANTIDADE DE MOVIMENTO .....	98
<b>7.3.1</b>	<b>Tensor Tensão da Fase Fluida .....</b>	<b>100</b>
<b>7.3.2</b>	<b>Tensor Tensão da Fase Sólida.....</b>	<b>100</b>
7.4	MODELO DE TURBULÊNCIA .....	102
7.5	CONSERVAÇÃO DA ENERGIA GRANULAR.....	105
7.6	PROBLEMA PROPOSTO PARA AS SIMULAÇÕES .....	107
<b>7.6.1</b>	<b>Planta de Bancada .....</b>	<b>108</b>
<b>7.6.2</b>	<b>Planta Piloto.....</b>	<b>109</b>
<b>7.6.3</b>	<b>Posições Críticas do Problema .....</b>	<b>111</b>
<b>8</b>	<b>VALIDAÇÃO DOS MODELOS EM PLANTA DE BANCADA.....</b>	<b>114</b>
8.1	MODELO EXPERIMENTAL .....	114
<b>8.1.1</b>	<b>Velocidade de Mínima Fluidização e Velocidade Terminal .....</b>	<b>114</b>
<b>8.1.2</b>	<b>Queda de pressão .....</b>	<b>118</b>
<b>8.1.3</b>	<b>Expansão e Taxa de Expansão dos Leitos .....</b>	<b>119</b>
<b>8.1.4</b>	<b>Dinâmica das Bolhas .....</b>	<b>122</b>
<b>8.1.5</b>	<b>Coeficiente de Transferência de Massa .....</b>	<b>125</b>
8.2	MODELO NUMÉRICO.....	127
<b>8.2.1</b>	<b>Determinação do Regime Permanente.....</b>	<b>127</b>
<b>8.2.2</b>	<b>Perfil de Distribuição da Pressão do Gás e dos Sólidos .....</b>	<b>129</b>
<b>8.2.3</b>	<b>Perfil de Distribuição da Velocidade do Gás .....</b>	<b>130</b>
<b>8.2.4</b>	<b>Perfil de Distribuição da Velocidade dos sólidos e Expansão do Leito .....</b>	<b>132</b>
<b>8.2.5</b>	<b>Fração Volumétrica de Gás .....</b>	<b>134</b>
<b>8.2.6</b>	<b>Dinâmica das Bolhas .....</b>	<b>135</b>

<b>9</b>	<b>APLICAÇÃO DOS MODELOS E ANÁLISE FLUIDODINÂMICA NA PLANTA PILOTO</b>	<b>138</b>
9.1	MODELO EXPERIMENTAL .....	138
9.2	MODELO NUMÉRICO.....	142
<b>10</b>	<b>INFLUÊNCIA FLUIDODINÂMICA NO DESEMPENHO DO REATOR .....</b>	<b>148</b>
<b>11</b>	<b>CONCLUSÕES .....</b>	<b>153</b>
11.1	PLANTA DE BANCADA.....	153
11.2	PLANTA PILOTO.....	155
11.3	INFLUÊNCIA FLUIDODINÂMICA NO DESEMPENHO DA PLANTA PILOTO .....	155
<b>12</b>	<b>SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....</b>	<b>157</b>
	<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>158</b>
	<b>APÊNDICE A – DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA E DIÂMETRO DE SAUTER.....</b>	<b>168</b>
	<b>APÊNDICE B – MASSA ESPECÍFICA E ESFERICIDADE DAS PARTÍCULAS.....</b>	<b>181</b>
	<b>APÊNDICE C – PLANTAS PILOTO E DE BANCADA.....</b>	<b>189</b>
	<b>APÊNDICE D – TAMANHO E VELOCIDADE DAS BOLHAS.....</b>	<b>196</b>
	<b>ANEXO – SIMULAÇÕES MFIX.....</b>	<b>204</b>

## 1 INTRODUÇÃO

Atualmente, um dos desafios tecnológicos é buscar fontes alternativas de energia para atender o aumento da demanda. Segundo dados do Balanço Energético Nacional (EPE, 2015), em 2014 houve um aumento de 2,9 % no consumo final de eletricidade, o qual foi atendido pela geração térmica. Este aumento na utilização das usinas térmicas se deve à redução da oferta de energia hidráulica pelo terceiro ano consecutivo. Com isso, a capacidade instalada de energia térmica, em 2014, aumentou 3,6 % na matriz elétrica do país, a qual inclui biomassa, gás natural, carvão mineral e petróleo. Em termos de geração termelétrica, o uso de carvão mineral e seus derivados aumentaram 24,2 % (EPE, 2015). No ano seguinte, mesmo com a queda de 1,8 % no consumo de eletricidade final, o uso de carvão mineral para a geração elétrica aumentou 3,9 % em relação a 2014 (EPE, 2016).

### 1.1 GERAÇÃO TERMELETRICA

A matriz elétrica brasileira é fortemente hidráulica, onde as termelétricas vêm sendo utilizadas como fontes de energia complementar, principalmente na região sul do país onde estão localizadas as reservas nacionais de carvão mineral (Oliveira, 2009 e Kist *et al.*, 2010). Cerca de 90% destas reservas estão no estado do Rio Grande do Sul (RS), o que torna o carvão mineral um combustível com alto potencial de aproveitamento energético na região. De acordo com Santana *et al.* (2011), estas reservas são vastas e podem ser mais exploradas, por isso, o consumo de carvão como fonte de energia, vem sendo estudado e aperfeiçoado com o objetivo de minimizar as emissões e melhorar o aproveitamento das cinzas geradas com a combustão. A maior parte destes estudos é voltada para a combustão em leito fluidizado (850°C) ou pulverizado (1200-1600°C).

Por questões ambientais, atualmente há uma necessidade de mudança no modelo de utilização dos combustíveis fósseis (Godinho, 2006). Devido a isso, busca-se constantemente viabilizar o uso de combustíveis alternativos como biomassas e resíduos, além de melhorar os processos de geração de energia

térmica para que atenda aos padrões de emissão exigidos pelos órgãos fiscalizadores ambientais. As principais tecnologias limpas em desenvolvimento para a geração de energia a partir do carvão mineral são (Kist *et al.*, 2010):

- Combustão de carvão pulverizado supercrítico (ou geração de vapor em pressões supercríticas), o que aumenta a eficiência do ciclo termodinâmico;
- Combustão em leito fluidizado que permite, com a utilização de sistemas de limpeza adequados, a redução nas emissões de enxofre em até 90% e de compostos nitrogenados, entre 70-80%, por operarem em temperaturas mais baixas;
- Gaseificação integrada a ciclo combinado ou IGCC (*Integrated Gasification Combined Cycle*) que origina um gás combustível sintético que pode ser utilizado em turbinas em ciclo combinado com o aproveitamento dos gases de exaustão para o ciclo Rankine, possibilitando a redução nas emissões de compostos sulfurados (95%) e nitrogenados (90%).

Países como Japão, Alemanha, Dinamarca, Holanda, Finlândia e China vem apresentando os melhores resultados de eficiência (42 – 49%) utilizando a tecnologia de combustão de carvão supercrítico (DTI, 2006).

No Brasil, atualmente, as termelétricas a carvão mineral em operação que utilizam a tecnologia de leito fluidizado estão localizadas nas empresas ALUMAR (Consórcio de Alumínio do Maranhão S.A.) de São Luís no Maranhão (MA), e ALUNORTE (Alumina do Norte do Brasil S.A.) de Barcarena no Pará (PA) (NOGUEIRA, 2011; GONÇALVES FILHO, 2012; COSTA E SILVA, 2016). No sul do Brasil, há dois projetos para implantação de leito fluidizado, um na termelétrica Sul Catarinense, em Treviso, Santa Catarina (SC) e outro na termelétrica Pampa Sul, em Candiota, Rio Grande do Sul (RS) (ANEEL, 2008; ENGIE, 2018).

## 1.2 CARVÃO MINERAL

O carvão mineral é uma rocha sedimentar combustível, gerada a partir da decomposição de restos vegetais por milhões de anos acumulados em regiões pantanosas, os quais se solidificam devido à ação de bactérias, alta pressão e temperatura em que são submetidos na ausência de ar. Estes restos vegetais

passam por um processo denominado carbonificação, no qual perdem oxigênio e hidrogênio e são enriquecidos com carbono (DNPM, 2001).

Os carvões possuem diferentes estágios durante a sua formação classificados de acordo com o seu grau de carbonificação, ou rank, tais como turfa, linhito, sub-betuminoso, betuminoso e antracito (Ribeiro, 2002; Tolmasquim, 2016). Quanto mais próximo ao antracito, maior é o grau de carbonificação. O grau de carbonificação, ou rank, é determinado a partir de parâmetros químicos (umidade, matéria volátil, carbono, hidrogênio, poder calorífico) e físicos, ou petrográficos, (poder refletor da vitrinita).

O carvão mineral brasileiro apresenta altos teores de cinzas (30 - 60%) e de enxofre (0,5 - 7%), e é classificado como de baixo rank (de linhito a sub-betuminoso). Devido a isso, o carvão brasileiro geralmente necessita passar por processos de beneficiamento para remover impurezas, principalmente compostos inorgânicos e enxofre, o que ocasiona uma diminuição mássica do carvão e aumento no seu poder calorífico (Hoffmann, 2013).

### **1.2.1 Potencial de uso do Carvão Mineral no Brasil**

Atualmente, o carvão mineral ainda é uma das principais fontes de energia do mundo. Mais de 60 % da demanda mundial de carvão mineral é utilizado no setor energético, o qual, de acordo com o relatório do *World Energy Outlook* (IEA, 2014), deve aumentar 0,5 % ao ano entre 2012 e 2040 considerando um cenário em que os países cumpram seus compromissos ambientais e energéticos assumidos (Tolmasquim, 2016).

Entre os combustíveis fósseis, o carvão mineral é o mais abundante na natureza, correspondendo a 27% da matriz energética mundial, e 41 % na matriz elétrica mundial (Ministério de Minas e Energia - MME, 2014). No Brasil, os recursos de carvão mineral correspondem a 3,5 vezes os recursos de petróleo, e considerando o consumo atual no país, as reservas provadas de carvão mineral devem durar por mais de 500 anos (CGEE, 2012).

A utilização do carvão mineral no Brasil ocorre na geração de energia elétrica, uso energético industrial, e na indústria siderúrgica na produção de coque, ferro-



gusa e aço. No uso energético, o carvão mineral é nacional, enquanto que na indústria siderúrgica o carvão mineral utilizado é importado (CGEE, 2012). A não utilização de carvões brasileiros na siderurgia está ligada mais a fatores econômicos do que de qualidade.

O beneficiamento do carvão brasileiro, além de gerar custos adicionais, é difícil devido as suas características (Sampaio, 1983). Por isso, utilizar o carvão na sua forma bruta, ou ROM (*Run of Mine*) apresenta-se como uma vantagem econômica (Couch, 2003 *apud* Hoffmann, 2013)<sup>1</sup>, em que a tecnologia de leito fluidizado é a mais adequada para o carvão brasileiro.

De acordo com o relatório técnico apresentado pelo Ministério de Minas e Energia (MME, 2009), a produção e o consumo do carvão mineral são perfeitamente harmonizáveis com o meio ambiente mediante a utilização de tecnologias apropriadas e disponíveis. O relatório apresenta três soluções para o equacionamento dos impactos ambientais na utilização do carvão mineral em termelétricas:

- 1) Redução de emissões de CO<sub>2</sub>, por captura e estocagem;
- 2) Melhoria das técnicas de combustão, aumento na eficiência e na redução de emissão de CO<sub>2</sub>;
- 3) Eliminação da emissão de outros poluentes, tais como particulados e óxidos de enxofre e de nitrogênio.

Segundo a Associação Brasileira de Carvão Mineral - ABCM (2014a), com uma maior oferta de geração de energia térmica a partir do carvão mineral, poderia ser gerada uma economia mensal na despesa com energia pelos consumidores finais no País. O custo se elevou devido à menor oferta de geração hidrelétrica, causado pela falta de chuvas, levando à utilização de fontes energéticas mais caras incluindo-se também gás natural e óleo combustível.

A seguir são apresentadas algumas vantagens na utilização de termelétricas a carvão mineral, dentre as quais se destacam (ABCM, 2014b):

- Garantia da continuidade de geração por não depender das condições climáticas;

---

<sup>1</sup> COUCH, 2003. "Coal preparation". Em: IEA Clean Coal Centre, *Coal Online*. [Online]. Disponível em: <http://www.coalonline.org/site/coalonline/content/browser>. [Acesso: 27 de Agosto de 2013] *apud* HOFFMANN, 2013.

- O custo mais baixo em comparação com outros combustíveis utilizados em usinas térmicas;
- Às baixas emissões, levando em conta os compromissos do país;
- Boa competitividade se houver isonomia tributária, fiscal e de custo de investimento.

### 1.2.2 Emissões

A combustão de carvão mineral libera gases normais ao processo tais como: CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, além das cinzas. O dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>) reage com o oxigênio do ar atmosférico formando SO<sub>3</sub>, o qual, com a presença de água proveniente da combustão ou do ar forma ácido sulfúrico, o qual, condensando pode ocasionar a formação de chuva ácida por meio de deposição úmida, ou ácido por meio da deposição seca (Carvalho júnior e Lacava, 2003). Para diminuir este dano ambiental, utilizam-se absorventes calcários para a dessulfuração, com os quais se pode obter uma eficiência superior a 90 % utilizando-se tecnologias adequadas.

O calcário é uma rocha sedimentar que tem como principal constituinte o carbonato de cálcio (CaCO<sub>3</sub>). É abundante na região sul do Brasil, muito eficiente na dessulfuração e ainda possibilita a produção de cinzas nas termelétricas que podem ser comercializadas para a indústria cimenteira (Santana *et al.*, 2011; Moraes, 2011 e Samaniego, 2011).

As emissões de NO<sub>x</sub> são minimizadas utilizando a tecnologia de leito fluidizado, pois opera em temperaturas abaixo do limite da sua formação (1400 °C) (Gonçalves Filho, 2012). Para o abatimento de material particulado (*fly ash*), existem sistemas integrados ao processo de dessulfuração que podem chegar a uma eficiência de abatimento superior a 99 %, apresentam baixo consumo de água e não geram efluentes líquidos (ELETROBRAS, 2017).

No Brasil, os limites máximos de emissões de material particulado (MP), SO<sub>x</sub> e NO<sub>x</sub> em processos de combustão de carvão mineral, são apresentadas na Tabela 1, de acordo com as exigências do Banco Nacional de Desenvolvimento (BNDES, 2013) e a resolução do CONAMA 436/2011, a qual determina os limites de emissão para poluentes atmosféricos gerados nas indústrias siderúrgicas. Todos os valores

devem ser expressos em mg/Nm<sup>3</sup> em base seca e corrigido para os teores de oxigênio descrito.

Tabela 1 - Limites máximos de emissões para poluentes atmosféricos. Valores mássicos em base seca.

	Potência	Material particulado (MP) mg/Nm <sup>3</sup>	NOx (NO <sub>2</sub> ) mg/Nm <sup>3</sup>	SOx (SO <sub>2</sub> ) mg/Nm <sup>3</sup>	O <sub>2</sub> %
Câmara de combustão dos fornos de coque <sup>1</sup>		50	700	800	7
Combustão de Carvão Mineral <sup>2</sup>	Todas	50	400	400	6

Fonte: <sup>1</sup>CONAMA 436/2011, <sup>2</sup>Banco Nacional de Desenvolvimento - BNDES (2013).

A diretriz técnica n° 01/2018 da FEPAM (Fundação Estadual de Proteção Ambiental Henrique Luiz Roessler - RS) estabelece os limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos oriundos de fontes fixas para a obtenção de licenciamento ambiental. Na Tabela 2 estão relacionados os limites de emissões para a combustão externa de carvão mineral e assemelhados. Todos os valores estão em base seca, na condição referencial de oxigênio de 6%.

Tabela 2 – Limites de emissões de poluentes atmosféricos para a combustão externa de carvão mineral e assemelhados.

Potência térmica nominal (MW)	Material particulado (MP) (mg/Nm <sup>3</sup> )	CO (mg/Nm <sup>3</sup> )	NOx (mg/Nm <sup>3</sup> )	SOx (mg/Nm <sup>3</sup> )
Até 10	300	500	1600	2700
Maior que 10 até 70	200	500	800	2200
Maior que 70 até 500	80	500	750	1300
Maior que 500 até 1000	65	250	600	950
Maior que 1000	50	250	400	400

Fonte: ESTADO DO RIO GRANDE DO SUL (2018).

### 1.2.3 Aproveitamento das cinzas geradas

Diversos estudos (e.g. Pozzobon, 1999; Margon, 2002; Ferret, 2004; Rohde *et al.*, 2006; Siqueira, 2011; Santana *et al.*, 2011; Martins, 2001; Matsinhe *et al.*, 2014, Sabedot *et al.*, 2015 entre outros) mostram que as cinzas provenientes da combustão de carvão mineral podem ser utilizadas como matéria-prima para diferentes aplicações, o que tem caráter ecológico pois resolve o problema da disposição final deste resíduo (Santana *et al.*, 2011).

Atualmente, o principal destino das cinzas de carvão mineral é para a indústria da construção civil, mas estudos mostram que este resíduo pode ser utilizado também na agricultura como fertilizante e corretivo da acidez do solo, reagentes para a sorção de poluentes, extração de metais, formulação de materiais vítreos e vitrocerâmicos e obtenção de zeólitas (Martins, 2001; Ferret, 2004; Santana *et al.*, 2011; Matsinhe *et al.*, 2014; Sabedot *et al.*, 2015).

## 1.3 TECNOLOGIA DE LEITO FLUIDIZADO NA GERAÇÃO DE ENERGIA TÉRMICA

A tecnologia de leito fluidizado consiste na queima de um combustível sólido convenientemente preparado, em um leito de material inerte (geralmente areia) que se encontra fluidizado devido ao escoamento de um gás (ar). Esta tecnologia permite um contato eficiente entre as fases gás-sólido, opera a temperaturas mais baixas, em torno de 700-900 °C, o que possibilita a redução de gases de efeito estufa como óxidos de nitrogênio (NO<sub>x</sub>) e óxidos de enxofre (SO<sub>x</sub>), além de possibilitar a utilização de carvões de baixo rank (Mota, 1997 e Kist *et al.*, 2010). O seu potencial para utilizar absorvedores de baixo custo na captura do enxofre (*in situ*), dentro do leito, é uma das características mais atrativas dos leitos borbulhantes e circulantes (Gonçalves Filho, 2012). Por apresentar alta eficiência de queima e controle ambiental, a tecnologia de leito fluidizado se adapta muito bem no processo de combustão do carvão nacional (Samaniego, 2011; Hoffmann, 2013).

O leito fluidizado apresenta-se como uma tecnologia flexível, eficiente e limpa, por isso é indicado para a combustão de diferentes combustíveis, individualmente ou

misturados, como biomassa e resíduos, além do carvão mineral (Zen *et al.*, 2007, Silva, 2009 e Baltazar *et al.*, 2009). A co-combustão de resíduos e carvão é possível ser realizada em instalações já existentes, representando uma pequena fração nos custos de uma instalação nova (Abelha, 2005), além de ser uma alternativa para diminuir as emissões de gases de efeito estufa e permitir a redução de custos relacionados à deposição destes resíduos gerados por processos industriais. Diversos trabalhos (e.g. Zen *et al.*, 2007; Meneguello e Castro, 2007; Gomes, 2013; Linhares, 2016 entre outros) vêm mostrando a viabilidade técnica e econômica da co-combustão e oxicomustão de carvão mineral e biomassa em leito fluidizado para a geração de energia, tais como a serragem, lenha picada, casca de arroz, casca de acácia negra e cana-de-açúcar. Esta alternativa ainda contribui para a diversificação e descentralização da matriz energética do país.

#### 1.4 IMPORTÂNCIA DA MODELAGEM E SIMULAÇÃO FLUIDODINÂMICA

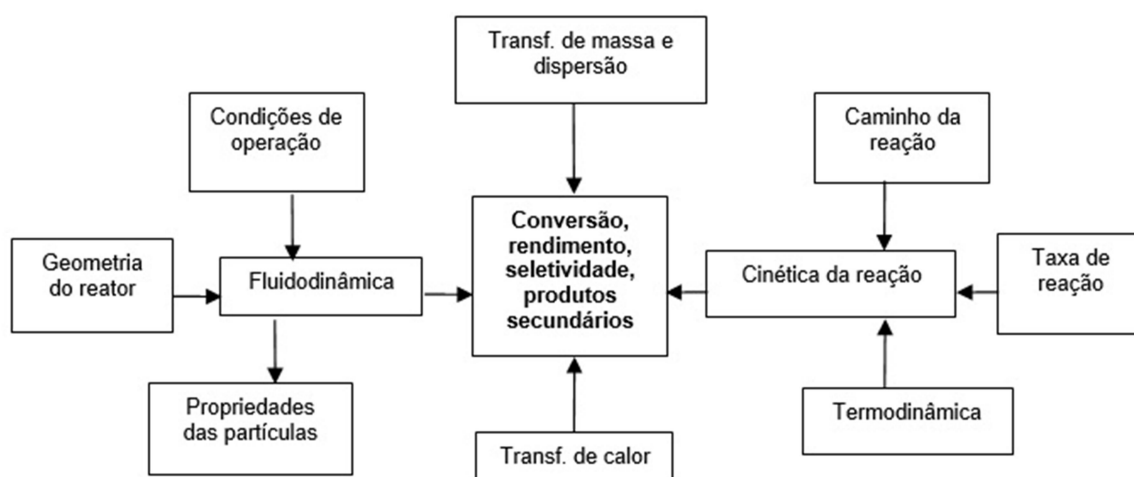
Em um processo de conversão termoquímica em leito fluidizado, como combustão, oxicomustão e gaseificação, há um número elevado de variáveis a serem manuseadas, e as interações entre as fases e as reações químicas são complexas. Por isso, há uma crescente demanda por modelos matemáticos que permitam descrever e analisar o comportamento das mesmas. Assim, a modelagem e simulação do processo mostra-se como uma ferramenta promissora para análise, projeto e otimização de reatores de leito fluidizado.

Os modelos matemáticos que descrevem um reator de leito fluidizado dependem do tipo de processo, pois não existe um modelo com aplicabilidade universal, mas todos os modelos existentes fornecem informações importantes sobre o comportamento do reator (Yang, 2003). Ou seja, para descrever um processo de combustão, oxicomustão ou gaseificação em leito fluidizado, podem existir diversos modelos matemáticos que dependem do tipo de escoamento, do problema a ser resolvido, grau de detalhe requerido para o problema e da disponibilidade de dados. Para uma descrição muito precisa do processo, haverá um conjunto complexo de equações que devem ser analisadas antes de buscar a solução. Esta análise deve

estar de acordo com o objetivo a ser atingido e dos dados disponíveis (Ravelli *et al.*, 2008; Santos, 2008 e Papadikis *et al.*, 2009).

A Figura 1 mostra um fluxograma que descreve o desenvolvimento de um modelo de reator, o qual inclui basicamente fenômenos físicos de fluidodinâmica, e químicos relacionados à cinética da reação, além dos fenômenos de transferência de massa e energia. Os fenômenos físicos e químicos devem ser modelados para depois incluir os fenômenos de transferência de massa e calor, e a partir destas descrições, analisar a conversão e/ou rendimento do processo.

Figura 1 - Fluxograma do desenvolvimento de um modelo de reator.



Fonte: Adaptado de Yang (2003).

A ferramenta de simulação numérica, CFD - *Computational Fluid Dynamics* é utilizada atualmente para realizar previsões do processo e analisar fenômenos físicos e químicos que ocorrem dentro do reator, os quais não são possíveis acompanhar durante o processo. Esta ferramenta vem crescendo junto com a necessidade de melhorar o processo de combustão, sendo desenvolvidos e aperfeiçoados constantemente modelos matemáticos que descrevem o escoamento multifásico (e.g. Ding e Gidaspow, 1990; Syamlal *et al.*, 1993; Kuipers, 1993; Gidaspow, 1994; Matos, 1995; Goldschmidt *et al.*, 2000; Silva, 2009; Baltazar *et al.*, 2009; Papadikis *et al.*, 2008; Papadikis *et al.*, 2009; Moraes, 2011; Schneiderbauer *et al.*, 2013; Milioli *et al.*, 2013; Li *et al.*, 2016).

Modelos computacionais da dinâmica do escoamento multifásico podem fornecer importantes informações sobre fatores que influenciam o processo de combustão, mas necessita de modelos matemáticos específicos que dependem do tipo de escoamento. O ponto crítico é a dificuldade de realizar medições experimentais para validação, tais como velocidade, temperatura e concentração de compostos químicos durante uma operação (Papadikis *et al.*, 2009; Ravelli *et al.*, 2008 e Santos *et al.*, 2008). Um bom modelo numérico do processo de combustão também possibilita realizar previsões das emissões gasosas, transferência de calor, tempo de residência e trajetória das partículas.

De acordo com Silva *et al.* (2010a), para desenvolver modelos de combustão em leito fluidizado, o transporte de massa no reator é fundamental. Em Avedesian e Davidson (1973 *apud* 1973 *apud* Pinho, 1984; Silva *et al.*, 2010a; e Beça, 2011)<sup>2</sup>, os autores consideram que a combustão é controlada por duas resistências difusivas: transferência do O<sub>2</sub> da fase bolha para a fase emulsão (ou densa), e difusão do O<sub>2</sub> da fase emulsão até a superfície das partículas de carvão. Agarwall e LaNauze (1989 *apud* Silva *et al.*, 2010a)<sup>3</sup> afirmam que em temperaturas altas, acima de 800 K, a taxa de combustão em leito fluidizado é controlada pela transferência de O<sub>2</sub> no sentido da partícula de carvão.

De acordo com Van Lare (1991), a maximização das conversões heterogêneas ocorre quando a transferência de massa entre as fases bolha e emulsão no leito for a máxima possível, a qual é influenciada por parâmetros fluidodinâmicos. Para a análise da transferência de massa bolha-emulsão, o modelo de Kunii e Levenspiel (1968, 1991) permite calcular o coeficiente global de troca gasosa entre as fases bolha-emulsão ( $K_{be}$ ), o qual depende dos parâmetros físicos do leito, condição de mínima fluidização e da difusividade molecular.

Segundo Campos *et al.* (1999), o distribuidor de ar, o diâmetro do leito, e o tamanho das partículas do leito determinam a fluidodinâmica das bolhas tão fortemente que, antes de um estudo completo da fluidodinâmica, generalizar um

---

<sup>2</sup> AVEDESAN, M. M., DAVIDSON, J. F. Combustion of carbon particles in a fluidized bed. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, v. 51, p. 121 – 131, 1973 *apud* PINHO, 1984; SILVA *et al.*, 2010a ; BEÇA, 2011.

<sup>3</sup> AGARWAL, K., LANAUZE, R.D. Transfer processes local to the coal particle: a review of drying, devolatilization and mass transfer in fluidized bed combustion, **Chemical Engineering Research and Design**, v. 67, p. 457 - 480, 1989 *apud* SILVA *et al.*, 2010a.

modelo de transferência de massa entre as fases do leito pode induzir conclusões erradas. Por isso é importante ter um maior conhecimento da fluidodinâmica e da formação das bolhas em leito fluidizado, principais responsáveis pela mistura e segregação no leito, para assim estabelecer parâmetros corretos das reações e transporte de massa, permitindo a tomada de decisões a respeito do desempenho do reator (Paiva, 2001; Deen *et al.*, 2006 e Santos, 2008).

## 1.5 OBJETIVOS

Baseando-se nas informações anteriores, o presente trabalho apresenta um estudo teórico e experimental da influência dos parâmetros fluidodinâmicos no desempenho do reator de leito fluidizado borbulhante (LFB), em escala piloto semi-industrial, do laboratório de combustão da CIENTEC (Fundação de Ciência e Tecnologia – RS).

O objetivo é caracterizar a fluidodinâmica da planta piloto, a partir de modelos matemáticos, de modo a trazer uma melhor compreensão dos fenômenos e a sua influência no desempenho de processos de combustão de carvão mineral com alto teor de cinzas e sem beneficiamento (ROM).

Para esta análise, é necessário conhecer as particularidades da planta e as limitações na aplicação dos modelos para uma correta interpretação dos resultados. Portanto, para atingir o objetivo proposto, têm-se os seguintes objetivos específicos:

- Na **planta de bancada** a temperatura ambiente:
  - 1) Validar o modelo matemático variando a quantidade de carvão no leito, a velocidade superficial do gás ( $u$ ) e a altura do leito fixo ( $H$ );
  - 2) Analisar a influência da geometria do reator na movimentação das partículas e das bolhas;
  - 3) Avaliar a influência da velocidade superficial do gás e da altura do leito fixo no coeficiente global de troca gasosa gás-sólido para a transferência de massa no leito ( $K_d$ ) e entre as fases bolha-emulsão ( $K_{be}$ );



- 4) Analisar se os perfis de distribuição média da pressão, da velocidade e da fração volumétrica da fase gasosa e da fase sólida dentro do reator, simulado com o código MFIX (*Multiphase Flow with Interphase Exchanges*) estão em concordância com as observações experimentais na planta de bancada;
- Na **planta piloto** semi-industrial a 850 °C:
    - 1) Realizar operações de combustão do carvão mineral CRM, com alto teor de cinzas e sem beneficiamento, variando a altura do leito fixo, a velocidade superficial do gás e a velocidade de mínima fluidização do leito;
    - 2) Verificar o desempenho global de cada operação a partir do rendimento de conversão (teores de CO e CO<sub>2</sub>), e do teor de carbono residual nas cinzas;
    - 3) Aplicar o modelo validado na planta de bancada para a planta piloto, considerando os parâmetros de estabilização de cada operação, e analisar a influência da velocidade superficial do gás, da altura do leito e da velocidade de mínima fluidização na fluidodinâmica do leito;
    - 4) Comparar os perfis de distribuição média da pressão dos sólidos, da velocidade da fase gasosa e da fase sólida, e o comportamento das bolhas dentro do reator utilizando o código MFIX, para as operações com maior coeficiente de troca gasosa para a transferência de massa no leito ( $K_{be}$  e  $K_d$ );
    - 5) Avaliar a relação dos coeficientes de troca gasosa global para a transferência de massa no leito, com o desempenho global do reator para cada operação.

## 2 TECNOLOGIA DE LEITO FLUIDIZADO

O leito fluidizado é uma tecnologia que foi fortemente desenvolvida devido às duas crises energéticas da década de 1970 (Oka, 2004 *apud* Beça, 2011; Gonçalves Filho, 2012)<sup>4</sup>, e também por apresentar vantagens como realizar operações a baixas temperaturas (750 – 900°C), permitir a dessulfuração, e a queima de combustíveis de menor qualidade com elevada eficiência e baixo nível de emissões de poluentes, os quais ficam dentro dos limites aceitáveis (Beça, 2011).

A fluidização proporciona a circulação de sólidos com um fluido (gás ou líquido), na qual impede a formação de gradientes de temperatura e gera maior contato superficial entre as fases, o que influencia diretamente nos fenômenos de transferência de massa e calor (Kunii e Levenspiel, 1991).

### 2.1 TEORIA DE FLUIDIZAÇÃO

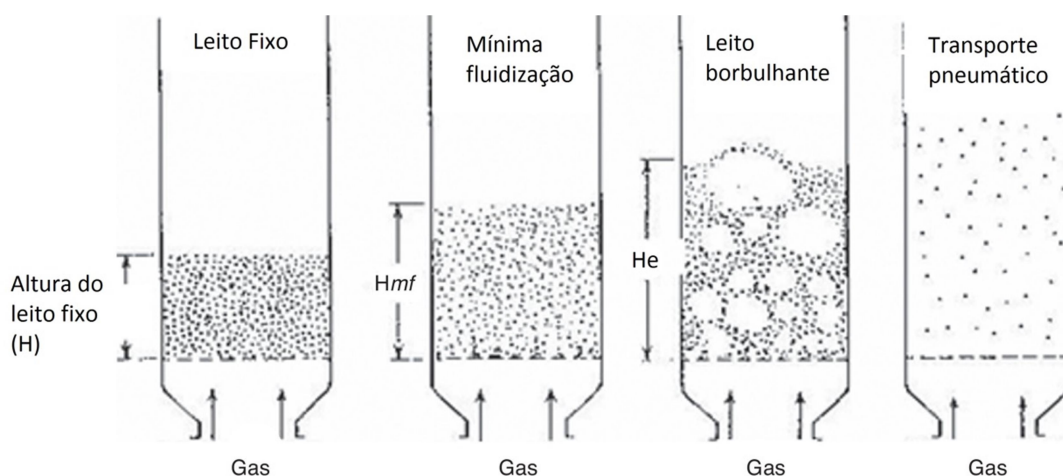
A fluidização é uma operação em que um grupo de partículas sólidas se comporta como uma fase fluida contínua quando está em suspensão em um gás ou líquido (Kunii e Levenspiel, 1991). Este tipo de escoamento permite a ocorrência do contato fluido-sólido de forma eficiente, por isso é amplamente utilizada em reatores químicos, recobrimento de partículas, secagem, granulação, misturas, aquecimento, resfriamento de sólidos, combustão e gaseificação de combustíveis sólidos.

A tecnologia de leito fluidizado apresenta diferentes regimes de fluidização, caracterizado pelo seu comportamento fluidodinâmico (Figura 2). A fluidodinâmica do escoamento é dada basicamente pelo equilíbrio de forças entre as partículas em suspensão e a velocidade superficial do gás. Através do controle da velocidade do gás se estabelece o regime de fluidização requerido.

---

<sup>4</sup> OKA, S. N. **Fluidized Bed Combustion**, New York: Marcel Dekker, Inc., 2004 *apud* BEÇA, 2011; Gonçalves Filho, 2012.

Figura 2 - Regimes de fluidização fluido-sólido em leito fluidizado



Fonte: Adaptado de Kunii e Lenspiel (1991).

Quando a velocidade do gás é baixa, a força de arrasto entre o gás e as partículas é dominante. Com o aumento da velocidade do gás, a força de arrasto excede a força gravitacional e o leito se expande. Com a expansão, a força de arrasto diminui e é balanceada pelo peso dos sólidos mantendo o leito fixo.

A condição de mínima fluidização caracteriza o início do regime de fluidização, onde a velocidade do gás é superior à condição de leito fixo. Neste ponto, há uma pequena expansão no leito, aproximadamente igual a altura do leito fixo ( $H_{mf} \approx H$ ), no qual a queda de pressão se iguala ao peso aparente dos sólidos, o que mantém um aspecto homogêneo.

Quando a velocidade do gás excede a velocidade de mínima fluidização, ocorre grande instabilidade no leito com formação de bolhas e caminhos preferenciais para escoamento, o que caracteriza o leito fluidizado borbulhante (LFB). As bolhas tendem a coalescer e quebrar com o aumento da vazão de gás. O leito se expande, mas não é muito maior que a expansão observada na condição de mínima fluidização (Gonçalves Filho, 2012).

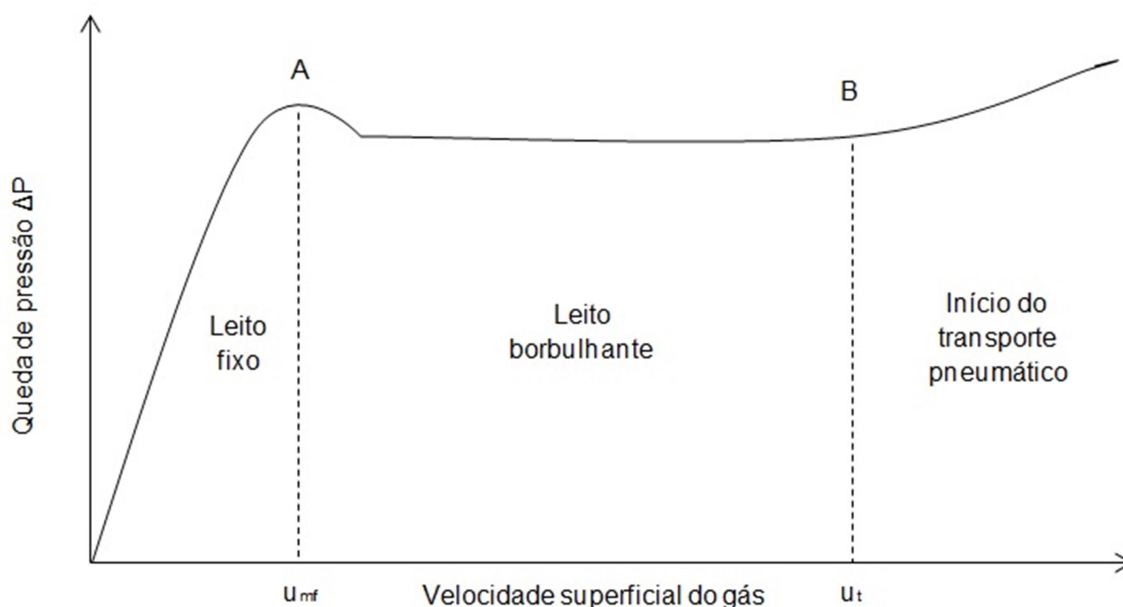
Aumentando a velocidade do gás, é iniciado um escoamento turbulento onde a elutriação, ou arraste, das partículas é mais intensa e a fluidização borbulhante é mantida. A fluidização turbulenta, segundo Gonçalves Filho (2012), é conhecida como um regime de transição, no qual é caracterizado pela aparição de bolhas quando a vazão de gás é baixa, e em altas vazões, caracteriza-se pelo

comportamento difuso da extremidade do leito. Neste regime, a tendência para ruptura da bolha é tão maior quanto maior for a velocidade do gás. O tamanho médio das bolhas no leito é menor que no regime borbulhante. Para velocidade do gás alta, há uma grande tendência de maior concentração de sólidos nas paredes do reator.

Para velocidades de gás extremamente altas, as partículas são transportadas para fora do leito, caracterizando o leito de arraste. Neste regime, ocorre o transporte pneumático das partículas, pois a velocidade do gás é superior a velocidade terminal dos sólidos.

Quando o gás passa através do leito poroso, o fluido perde pressão. Conforme a velocidade do gás aumenta, a perda de pressão aumenta linearmente até a perda de carga do fluido se equilibrar com o peso aparente das partículas. A Figura 3 ilustra a variação da queda de pressão no leito em função da velocidade superficial do gás.

Figura 3 - Queda de pressão do leito ( $\Delta P$ ) em função da velocidade superficial do gás ( $u$ ).



Fonte: Autor.

Partindo da origem do gráfico até o ponto A, o regime de fluidização é de leito fixo, no qual a queda de pressão ( $\Delta P$ ) do leito aumenta linearmente com o aumento da velocidade superficial do gás. O ponto A corresponde ao ponto onde a perda de

carga é igual ao peso dos sólidos, dando início a expansão do leito. Este ponto corresponde a velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ).

Do ponto A até B há muita turbulência no interior do leito dando início ao chamado leito borbulhante (fluidização em batelada ou em fase densa) onde a queda de pressão é praticamente constante. O ponto B corresponde à velocidade terminal das partículas ( $u_t$ ). A partir deste ponto, com o aumento da velocidade do gás, ocorre o transporte pneumático de partículas.

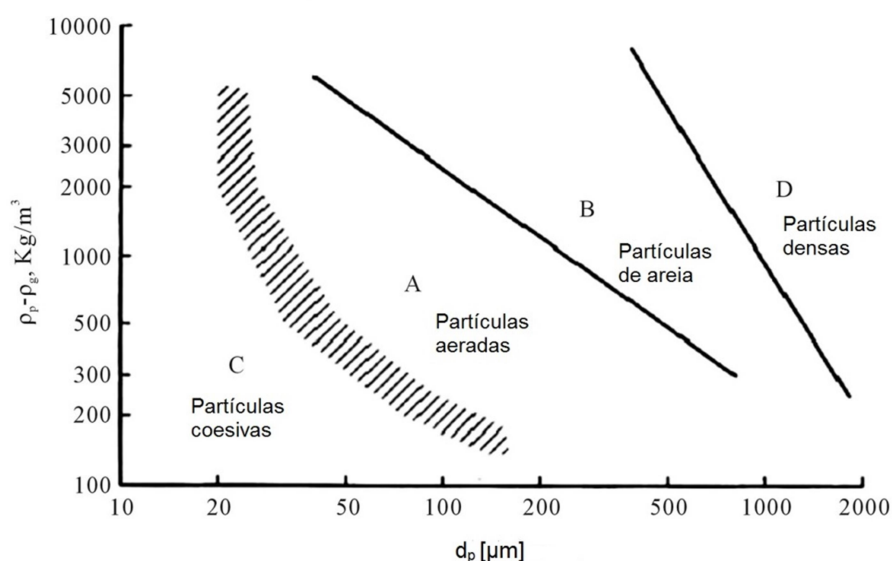
Em processos em que o arraste de partículas não é desejado, a velocidade superficial do gás deve ser maior que a velocidade de mínima fluidização e menor que a velocidade terminal das partículas ( $u_{mf} < u < u_t$ ). Para a determinação dos valores adequados de velocidade, utiliza-se o diâmetro médio das partículas ( $d_p$ ) para o cálculo de  $u_{mf}$ , e para o cálculo de  $u_t$ , utiliza-se o menor diâmetro em quantidade apreciável no leito (Wanderley, 2010).

## 2.2 COMPORTAMENTO DAS PARTÍCULAS: CLASSIFICAÇÃO GELDART

A fluidodinâmica e a transferência de calor em leitos fluidizados dependem crucialmente das propriedades físicas das partículas sólidas (tamanho, distribuição de tamanho e formato) (Oka, 2004). O leito de partículas é composto principalmente de materiais inertes, tais como cinzas, areia e absorvedores. Os combustíveis sólidos normalmente correspondem de 0,5% a 5% da quantidade total de material do leito (Gonçalves Filho, 2012).

Geldart (1973) classificou o comportamento das partículas fluidizadas com ar em condições ambientes, de acordo com a diferença de densidade sólido-gás ( $\rho_s - \rho_g$ ) e o diâmetro médio das partículas (Figura 4). A classificação Geldart é amplamente aceita e utilizada para determinar as características do escoamento. Esta classificação divide as partículas em quatro grupos: A, B, C e D.

Figura 4 - Classificação das partículas.



Fonte: Adaptado de Geldart (1973)

- Grupo A: Partículas tipo aerada de pequeno diâmetro, entre 30 a 100  $\mu\text{m}$ , e/ou baixa densidade ( $< 1400 \text{ kg}/\text{m}^3$ ). A utilização é fácil, homogênea e suave. Possibilita operar com baixas vazões de gás e controlar o crescimento e velocidade das bolhas. É possível obter regimes de fluidização particulada e borbulhante. As bolhas de gás são pequenas e aparecem no ponto de mínimo borbulhamento, sendo a velocidade de mínima fluidização inferior à velocidade de mínimo borbulhamento ( $u_{mf} < u_{mb}$ ). Exemplos típicos de sólidos desse grupo são os catalisadores utilizados nas unidades de craqueamento catalítico (FCC), cimento, cinzas e carvão pulverizado (Paiva, 2001; Wanderley, 2010; Gonçalves Filho, 2012).

- Grupo B: Partículas tipo areia com diâmetro médio entre 40 e 800  $\mu\text{m}$  (Geldart, 1973; Gonçalves Filho, 2012) e densidade entre 1400 e 4000  $\text{kg}/\text{m}^3$ . A fluidização é boa para altas vazões de gás. As bolhas tendem a crescer muito e aparecem no início da fluidização, ou seja, a velocidade de mínima fluidização é geralmente igual a velocidade de mínimo borbulhamento ( $u_{mf} = u_{mb}$ ) (Paiva, 2001). A coalescência das bolhas é o mecanismo dominante durante a fase borbulhante, as bolhas não possuem um tamanho estável. A transição para o regime de transporte ocorre entre 1 e 3 m/s. Exemplos típicos de sólidos desse grupo são areia fina, alumina, PVC e açúcar de mamona (Paiva, 2001; Wanderley, 2010; Gonçalves Filho, 2012).

- Grupo C: Partículas coesivas muito finas ( $d_p < 30 \mu\text{m}$ ). A fluidização é difícil devido às forças inter partículas mais intensas que as forças geradas pelo fluxo gasoso. Exemplos típicos de sólidos desse grupo são cimento, pó de arroz, farinha e amido (Gonçalves Filho, 2012).

- Grupo D: Partículas densas com diâmetro médio acima de  $1000 \mu\text{m}$  e/ou muito densas. A fluidização é difícil e não uniforme. As bolhas coalescem rapidamente alcançando grandes diâmetros e estouram facilmente. Ideais para leito de jorro. Exemplos típicos de sólidos desse grupo são encontrados em processos de secagem de grãos de feijão, torrefação de café, gaseificação de carvão e calcinação de metais.

A Tabela 3 mostra um resumo das propriedades dos grupos de Geldart (1986)<sup>5</sup>, adaptado por Paiva (2001).

Tabela 3 – Propriedades dos grupos de Geldart.

Grupo		C	A	B	D
Características		Coesivas, difíceis de fluidizar	Gama de fluidização com ausência de bolhas	Bolhas aparecem com $U_{mf}$	Sólidos grosseiros
Propriedades	Tipo de sólidos	Farinha, cimento	Catalizador de 'cracking'	Areia de construção, sal de mesa	Cal esmagada, grãos de café
1.	Expansão do leito	Reduzida quando surgem canais, elevada quando fluidizada	Elevada	Moderada	Baixa
2.	Taxa de arejamento	Exponencial (inicialmente rápida)	Baixa, linear	Rápida	Rápida
3.	Bolhas	Inexistência de bolhas; canais e fissuras	Domínio da quebra e da coalescência; existência de tamanho máximo; esteira extensa	Sem limitação de tamanho	Tamanho máximo desconhecido; esteira reduzida
4.	Mistura de sólidos	Muito baixa	Alta	Moderada	Baixa
5.	Contra mistura de gás	Muito baixo	Alto	Moderada	Baixa
6.	Bolhas tubulares	Bolhas tubulares sólidas	Axisimétricas	Axisimétricas, assimétricas	Bolhas tubulares sólidas, de parede e vazios horizontais
7.	Fluidização em jorro	Não	Apenas em leitos muito rasos	Apenas em leitos rasos	Sempre, mesmo em leitos profundos

<sup>5</sup> GELDART, D. **Gas fluidization technology**. 1st. ed., New York: John Willey & Sons, 1986 *apud* PAIVA, 2001.

Tabela 3 – Propriedades dos grupos de Geldart (continuação).

Efeitos nas propriedades 1. a 7. de:	Diâmetro médio das partículas (no interior do grupo)	Coesão aumenta com a diminuição de $d_p$	Propriedades aumentam com a diminuição do tamanho	Propriedades aumentam com a diminuição do tamanho	Desconhecidos
	Distribuição de tamanhos	Desconhecida	Aumentam aumentando a fração inferior a 45 $\mu\text{m}$	Nenhuns	Aumenta a segregação
	Aumento da pressão, da temperatura, da viscosidade e da densidade	Provavelmente aumentam (Grace, 1994, Kunii e Levenspiel, 1991)	Aumentam	Incertos	Incertos

Fonte: Paiva (2001).

## 2.3 A FLUIDODINÂMICA EM PROJETO DE REATORES

A qualidade da fluidização em um reator de leito fluidizado sofre grande influência do distribuidor de ar e da região de *freeboard*. O distribuidor de ar influencia na estabilidade da fluidização, no grau de mistura gás-sólido e no tipo de bolha formada. Este dispositivo deve ser projetado de modo a assegurar que o ar seja distribuído uniformemente pela seção transversal do leito (Samaniego, 2011). A região de *freeboard*, localizada logo acima do leito, tem um papel importante na eficiência do processo. Nesta região, as partículas mais finas são geralmente arrastadas, atuando como uma segunda zona de combustão.

### 2.3.1 Distribuidores de Ar

Geralmente em um reator de leito fluidizado, são utilizados distribuidores do tipo prato perfurado simples ou dupla camada devido a facilidade de fabricação. A utilização de válvulas e *sparger* também são comuns. *Spargers* são formados por um tubo central que conduz o gás até tubos laterais de menor diâmetro, do qual partem outros tubos menores formando um ângulo de 90 graus em direção ao distribuidor. Este equipamento é capaz de melhorar significativamente o contato gás-sólido, e proporcionar uma fluidização mais efetiva (Wanderley, 2010).

Os distribuidores de ar devem gerar uma queda de pressão no gás a fim de manter o fluxo gasoso uniforme e suficiente para vencer a resistência ao



escoamento. Para isso, a queda de pressão do distribuidor ( $\Delta P_d$ ) deve obedecer a relação apresentada na equação (1) (Kunii e Levenspiel, 1991):

$$\Delta P_d = (0,2 - 0,4). \Delta P \quad (1)$$

onde  $\Delta P$  é a queda de pressão do leito.

Para que esta relação aproxime-se do ideal, diversos pesquisadores recomendam as equações (2), (3) e (4) em função da velocidade superficial do gás ( $u$ ) (Kunii e Levenspiel, 1991).

$$\Delta P_d = 0,15.\Delta P \quad u = (1 - 2).u_{mf} \quad (2)$$

$$\Delta P_d = 0,015.\Delta P \quad u \gg 2. u_{mf} \quad (3)$$

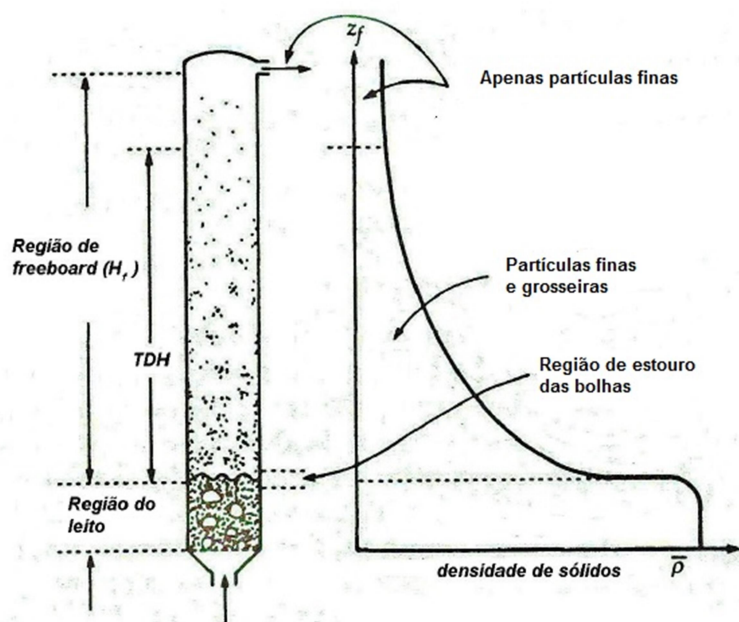
$$\Delta P_d \geq 0,15. \Delta P \quad u \text{ muito próximo de } u_{mf} \quad (4)$$

Conhecendo o valor de  $\Delta P_d$ , é possível calcular a velocidade do gás em cada orifício do distribuidor, e a partir deste valor, obter o número de orifícios por unidade de área em função do diâmetro de cada orifício (Wanderley, 2010; Kunii e Levenspiel, 1991).

### 2.3.2 Distribuição de Sólidos: Região de *Freeboard* e altura TDH

A altura da região de *freeboard* ( $H_f$ ) é geralmente definida em função da TDH (*Transport Disengaging Height*), que determina a altura na qual as partículas lançadas não retornam mais para o leito (Samaniego, 2011). A altura  $H_f$  é definida como o ponto no qual a densidade e distribuição de sólidos são aproximadamente constantes, portanto  $H_f > TDH$  (Figura 5).

Figura 5 - Densidade de sólidos no reator de LFB.



Fonte: Adaptado de Kunii e Levenspiel (1991).

Para projetar um reator de leito fluidizado, é necessário determinar o fluxo de partículas arrastadas para a região de *freeboard* e a distribuição de tamanho destas partículas arrastadas. A quantidade de partículas nesta região diminui com a altura, onde a maior concentração ocorre acima do leito e a menor concentração é na saída do reator.

O tamanho das bolhas e os aspectos fluidodinâmicos influenciam no arrasto de partículas para a região de *freeboard*. Quanto menor o tamanho das bolhas formadas no leito, menor será a quantidade de partículas arrastadas. Outra forma de reduzir o arrasto de partículas é colocar internos no reator, como serpentinas de resfriamento. O transporte de sólidos para a região acima da altura TDH é influenciado pela velocidade de ascensão dos gases e pela quantidade de finos no leito. A velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ) não apresenta influência significativa (Wanderley, 2010).

Para o cálculo da altura TDH, não há um método comum, apenas várias correlações empíricas (YANG, 2003).

## 2.4 MODELAGEM DO LEITO FLUIDIZADO

A modelagem matemática do escoamento gasoso em LFB começou a ser desenvolvida na década de 60 com Davidson e Harrison (1963 *apud* Yang, 2003; Neves, 2007; Wanderley, 2010)<sup>6</sup> e Kunii e Levenspiel (1968), entre outros, na qual analisaram principalmente o movimento das bolhas, a instabilidade do sistema e a transferência de massa. Baseando-se nestes modelos, diversos outros estudos contribuíram para a modelagem de reatores de leito fluidizado com o objetivo de desenvolver um maior controle do sistema. Revisões de alguns modelos são encontrados em Kunii e Levenspiel (1991), Yang (2003), Neves (2007) e Wanderley (2010).

Os modelos fluidodinâmicos de leito fluidizado buscam descrever aspectos relativos à fluidização dos sólidos como a mistura, distribuição e movimentação dos sólidos, a natureza, formação e movimentação das bolhas (dimensão, crescimento e velocidade), as inter-relações entre as bolhas e emulsão, e os fenômenos de transferência de calor e massa.

Segundo Yates (1983 *apud* Wanderley, 2010)<sup>7</sup>, os modelos que descrevem a fluidodinâmica do leito fluidizado, podem ser classificados em três tipos:

- Classe 1: Modelos de duas regiões, uma denominada emulsão (sólidos + fluido) e uma fase de bolhas (gases reagentes);
- Classe 2: Modelo de bolhas baseados no tamanho efetivo, que é considerado constante ao longo do leito;
- Classe 3: Modelos de bolhas de tamanho variável, baseado também no tamanho efetivo das bolhas, o qual não é constante, pois considera o crescimento das bolhas ao longo do leito.

Os modelos de bolhas com tamanho variável são os mais realistas e complexos, tornando-se modelos de difícil aplicação. Os modelos de duas regiões são os mais simples.

---

<sup>6</sup> DAVIDSON, J. F., HARRISON, D. **Fluidized Particles**. New York: Cambridge Univ.Press, 1963 *apud* YANG, 2003; NEVES, 2007; WANDERLEY, 2010.

<sup>7</sup> YATES, J. G. Fundamentals of fluidized bed chemical process. London: Butterworths, p. 17 – 78, 1983 *apud* WANDERLEY, 2010.

A teoria de duas fases é formada por uma fase densa (ou emulsão), constituída de um grande número de partículas e fluido em menor quantidade, e outra fase diluída (ou bolhas) praticamente sem partículas. Toomey e Johnstone (1952 *apud* Yang, 2003)<sup>8</sup> deram início ao desenvolvimento do modelo de leito fluidizado de duas fases, onde consideram:

- Mistura perfeita na fase emulsão;
- Escoamento pistão na fase bolha;
- Reações heterogêneas apenas na fase emulsão;
- Condições de mínima fluidização (velocidade  $u_{mf}$  e porosidade  $\epsilon_{mf}$ ) na emulsão;
- Os sólidos se movimentam apenas durante a passagem das bolhas na fase emulsão;
- Os efeitos térmicos são reduzidos.

Baseando-se neste modelo, Davidson e Harrison (1963) apresentaram o primeiro modelo multifásico, onde acrescentam que o diâmetro das bolhas é constante em todo o leito e a transferência de massa bolha-emulsão tem contribuição difusiva e convectiva. Os autores também desenvolveram um modelo integral que considera, tanto nas bolhas como na emulsão, um escoamento do tipo pistão. No modelo de duas fases de Partridge e Rowe (1966 *apud* Yang, 2003)<sup>9</sup>, os autores consideram a existência apenas do transporte difusivo, onde a região da nuvem pertence à fase bolha.

Kato e Wen (1969 *apud* Neves, 2007)<sup>10</sup> apresentam um modelo baseado na teoria de duas fases, onde o leito fluidizado é modelado por meio de um conjunto de compartimentos com altura igual ao diâmetro da bolha, o qual é função da altura do leito.

Segundo Kunii e Levenspiel (1991), dependendo da velocidade de ascensão das bolhas, surge uma terceira região no leito chamada nuvem, na qual ocorre recirculação de gás em torno das bolhas, observada principalmente em bolhas rápidas. Isto ocorre principalmente para leitos de alturas razoáveis (> 0,3 m), nos

---

<sup>8</sup> TOOMEY R. O., JOHNSTONE H. F. Gaseous fluidization of solid particles. **Chemical Engineering Progress**, v. 48, p. 220 – 226, 1952 *apud* YANG, 2003.

<sup>9</sup> PARTRIDGE, B. A., ROWE, P. N. Chemical reaction in a bubbling gas-fluidised bed. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, v. 44, p. T335 –T348, 1966 *apud* YANG, 2003.

<sup>10</sup> KATO K., WEN C. Y. Bubble assemblage model for fluidized bed catalytic reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 24, p. 1351 – 1367, 1969 *apud* NEVES, 2007.

quais a emulsão não mantém as condições de mínima fluidização e ocorre recirculação de sólidos. Baseando-se nisso, os autores desenvolveram o modelo de três fases (bolha, nuvem e emulsão), também chamado de modelo K-L, mais complexo que a teoria de duas fases. Este modelo assume que:

- A emulsão encontra-se no estado de mínima fluidização ( $u_{mf}$  e  $\epsilon_{mf}$ );
- Os sólidos na emulsão apresentam um movimento de descida, o qual é assumido como um valor sempre positivo;
- A velocidade de ascensão do gás na emulsão é sempre positiva;
- As bolhas possuem duas regiões em sua volta: nuvem e rastro;
- A concentração de sólidos e fração de vazios no rastro é considerada a mesma que na fase emulsão;
- A velocidade média dos sólidos e do gás no rastro é considerada igual à velocidade de ascensão das bolhas;
- O coeficiente de transferência de massa bolha-emulsão tem uma contribuição da transferência de massa bolha-nuvem e nuvem-emulsão;
- Há ocorrência de reações químicas heterogêneas na fase emulsão e na fase nuvem;
- Bolhas com formato não esférico;
- Bolhas com tamanho único e constante ao longo do leito (diâmetro efetivo);
- Todo gás reagente, acima da quantidade de mínima fluidização, está essencialmente nas bolhas;
- Há sólidos no interior das bolhas.

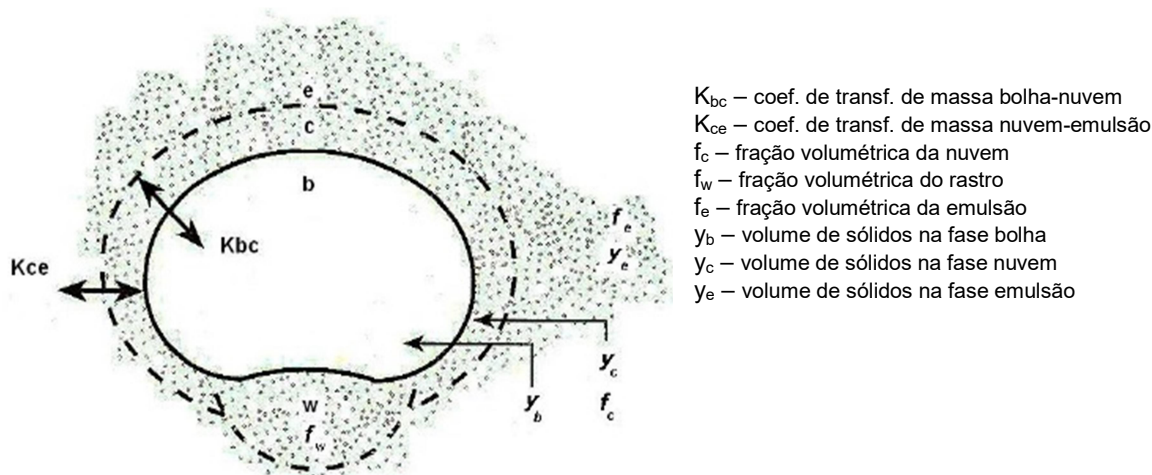
O modelo K-L é o que melhor representa o comportamento de um leito fluidizado, mas apresenta desvantagens para implementação computacional (Neves, 2007).

Para Kunii e Levenspiel (1991), as bolhas em um LFB têm comportamento idêntico ao de bolhas em um líquido de baixa viscosidade. Geralmente as bolhas são assumidas com formato aproximadamente esférico e dependente da velocidade de ascensão com o diâmetro da bolha, do aumento do diâmetro próximo à superfície devido à diminuição da pressão hidrostática, e do fenômeno de coalescência das bolhas adjacentes.

O modelo de transferência de massa de Kunii e Levenspiel (1991), ou modelo K-L, é o mais realístico e se baseia em apenas um parâmetro, o tamanho efetivo das bolhas. A Figura 6 ilustra as regiões da bolha de acordo com o modelo K-L onde há três fases: bolha (b), nuvem (c) e emulsão (e), onde o rastro (W) pertence à fase nuvem. A Figura 6 também mostra os coeficientes de troca gasosa para a transferência de massa entre as fases bolha-nuvem ( $K_{bc}$ ) e nuvem-emulsão ( $K_{ce}$ ), e a fração volumétrica da nuvem, do rastro e da emulsão em relação ao volume da bolha ( $f_c$ ,  $f_w$ , e  $f_e$ ). A distribuição dos sólidos nas regiões da bolha também é analisada pelo modelo, onde a fração de sólidos em relação ao volume da bolha nas regiões bolha, nuvem e emulsão são indicadas respectivamente por  $y_b$ ,  $y_c$  e  $y_e$ .

Segundo Neves (2007),  $K_{be}$  diminui com o aumento do diâmetro de bolha, desfavorecendo as condições de transferência de massa entre as fases do leite. O autor também afirma que de acordo com alguns estudos (e.g. Campos *et al.*, 1999 e Chavarie e Grace, 1975<sup>11</sup>), permanece uma incerteza razoável no cálculo de  $K_{be}$ .

Figura 6 - Regiões de uma bolha segundo o modelo K-L.



Fonte: Adaptado de Levenspiel (2000 *apud* Wanderley, 2010)<sup>12</sup>.

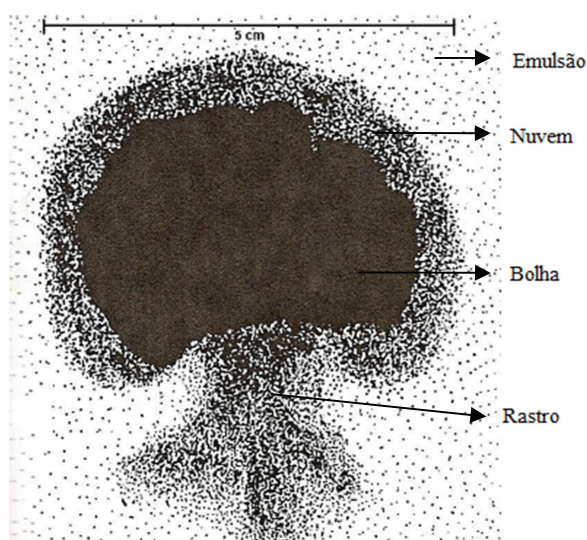
<sup>11</sup> CHAVARIE, C., GRACE, J. R. Performance analysis of a fluidized bed reactor: II. Observed reactor behavior compared with simple two-phase models. **Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals**, v. 14, p. 79–86, 1975 *apud* NEVES, 2007.

<sup>12</sup> LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações Químicas**. 3rd ed. São Paulo: Editora Edgard Blucher Ltda, 2000 *apud* WANDERLEY, 2010.

As bolhas são responsáveis pela turbulência no leito, favorecem os fenômenos de transferência, proporcionam o abastecimento de gases reagentes à emulsão e o arrasto de sólidos, o que contribui para um melhor contato gás-sólido, favorece a elutriação de partículas para a região de *freeboard* e contribuem para a expansão do leito (Neves, 2007). No estudo da fluidodinâmica das bolhas é importante considerar a sua geometria, velocidade de ascensão e o seu crescimento ao longo do leito (Wanderley, 2010).

Diversos estudos sobre a geometria das bolhas formadas no leito foram realizados por Rowe e Partridge (1965 *apud* Wanderley, 2010)<sup>13</sup> por meio de micro fotografias (Figura 7). Estes estudos mostram que as bolhas apresentam um formato achatado em um dos lados e a existência de duas regiões ao redor da bolha (nuvem e rastro). As espessuras destas regiões variam de acordo com o tamanho e a velocidade de ascensão das bolhas no leito.

Figura 7 - Micro fotografia de uma bolha formada em leito fluidizado.



Fonte: Adaptado de Rowe (1965).

Para estimar o diâmetro da bolha, encontram-se diversas correlações na literatura, das quais é possível encontrar revisões em Kunii e Levenspiel (1991), Tarelho (2001) e Yang (2003).

<sup>13</sup> ROWE, P. N.; PARTRIDGE, B. A, An x-ray study of bubbles in fluidized beds. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, v. 43, p.157 - 175, 1965 *apud* WANDERLEY, 2010.

Atualmente, a ferramenta CFD (*Computational Fluid Dynamics*) é amplamente utilizada para modelar e simular os fenômenos físicos e químicos envolvidos, e que não são possíveis acompanhar durante uma operação em leito fluidizado. Esta ferramenta utiliza modelos matemáticos baseados nos fenômenos de transporte de massa, energia e quantidade de movimento. O tempo de processamento é elevado devido à complexidade dos modelos, o que requer o uso de computadores mais potentes. Atualmente há a disponibilidade de pacotes comerciais de CFD como CFX, FLUENT e ASPEN, e alternativas de código livre como o MFX e OpenFOAM, os quais utilizam o método de volumes finitos para modelar fenômenos envolvendo a mecânica dos fluidos, transferência de calor, combustão e gaseificação (Melo, 2008).

Geralmente, para escoamentos multifásicos são utilizados os modelos Euler-Euler ou Euler-Lagrange. No modelo Euler-Euler cada fase é modelada como um meio contínuo e o referencial é fixo no espaço. No modelo Euler-Lagrange, a fase fluida é modelada com o referencial fixo no espaço, e para a fase particulada o referencial é fixo sobre cada partícula. Dentro da modelagem Euler-Euler há duas abordagens alternativas, o modelo homogêneo e o modelo não homogêneo. No modelo homogêneo, todas as fases compartilham um campo de escoamento comum, onde a mistura é obtida pelo somatório das equações de transporte de todas as fases, resultando em uma única equação para a propriedade transportada. No modelo não homogêneo, as equações de transporte são calculadas para cada componente da mistura, assim, cada fase tem seu próprio campo de velocidade e pressão (ANSYS INC., 2005).

O tempo de simulação utilizando a abordagem Lagrangeana é maior que a abordagem Euleriana. Assim, a abordagem Euler-Euler é mais indicada em simulações do leito fluidizado.

O modelo Euler-Euler associado à Teoria Cinética dos Escoamentos Granulares (TCEG ou KTGF – *Kinetic Theory of Granular Flow*) descreve a formação das bolhas em leito fluidizado de forma adequada (Boemer *et al.*, 1997). A Teoria Cinética (KTGF) baseia-se na formulação de Euler-Boltzmann, a qual a partir das flutuações da velocidade das partículas permite a obtenção de tensores tensão para a fase sólida (Souza, 2009).



### 3 ESTADO DA ARTE

#### 3.1 MODELAGEM E SIMULAÇÃO APLICADA À ANÁLISE DE PROCESSOS EM LEITO FLUIDIZADO

São descritos a seguir, em ordem cronológica, alguns estudos relevantes que utilizam modelos matemáticos para prever e analisar diferentes processos em leito fluidizado, destacando as considerações referentes à fluidodinâmica e a modelagem utilizada.

Van Lare (1991) estudou a influência do tamanho das partículas na transferência de massa em leito fluidizado. O autor utilizou o modelo de duas fases em combinação com dados experimentais, no qual obteve um modelo simples capaz de obter previsões razoavelmente boas em comparação com os dados experimentais utilizados. O modelo utilizado baseou-se principalmente nos modelos de duas fases e no modelo de Van Deemter (1961)<sup>14</sup> para determinar a transferência de massa. O autor afirma que para maximizar a conversão nas reações heterogêneas, a transferência de massa bolha-emulsão deve ser a máxima possível. Os resultados mostraram que para maximizar a produção, minimizar as dimensões do reator e prevenir as emissões de particulado, as partículas do grupo B grandes (Geldart, 1973) podem ser mais eficientes que as partículas pequenas.

Carvalho (1994) realizou um estudo sobre a produção de metanol utilizando a tecnologia de LFB. Para isso, modelou, dimensionou e simulou o reator utilizando as condições operacionais de um reator de leito fixo. O autor utilizou o modelo de duas fases e o modelo de mistura perfeita, no qual concluiu que o modelo de mistura perfeita mostra-se mais vantajoso para cálculos preliminares do desempenho do reator, pois gera um sistema de equações e quantidades de informações requeridas menor e muito menos complexa. O autor afirma que um estudo do comportamento dinâmico do leito fluidizado é de grande importância para a obtenção de um maior controle do processo, principalmente para partículas grupo B da classificação Geldart (1973), que favorecem o crescimento excessivo das bolhas.

---

<sup>14</sup> VAN DEEMTER, J. J. Mixing and contacting in gas-solid fluidized beds. **Chemical Engineering Science**, v. 13, p.143 – 54, 1961 *apud* VAN LARE, 1991.

Matos (1995) realizou um estudo da combustão de coque em leito fluidizado. O autor se baseou no modelo de duas fases de Davidson e Harrison (1963), o qual apresentou várias dificuldades numéricas nos casos de reações muito rápidas, necessitando um maior desenvolvimento do método. O modelo CSTR-PFR, em que as bolhas apresentam um comportamento dado pelo submodelo de Toomey e Jonhstone (1952), se mostrou adequado ao escoamento de um leito fluidizado com distribuidor de orifícios injetores, desde que a velocidade superficial seja 2 a 3 vezes superior a velocidade de mínima fluidização. A influência das várias variantes dos modelos de leito fluidizado sobre as constantes de velocidade de primeira ordem mostraram-se relativamente limitadas. A arquitetura de modelos de leito fluidizado por via numérica mostrou-se com boa capacidade de aplicação nos casos experimentados.

Mota (1997) desenvolveu uma tese sobre os mecanismos de transferência de massa na combustão de coque (obtido por desvolatilização de carvão) em leito fluidizado. Para isso, o autor analisou a combustão do coque com alto teor de cinzas e tamanho uniforme, a taxa de combustão de partículas com diversos tamanhos iniciais, e a transferência de  $O_2$  das bolhas para a fase densa. Foi desenvolvido um modelo teórico para cada um dos temas estudados, os quais foram comprovados experimentalmente. Os resultados obtidos mostram que a resistência à transferência de  $O_2$  depende da sua difusividade que aumenta com a fração de carbono fixo (FCF). A tortuosidade do percurso de difusão varia entre 3 e 8 e não possui relação com a FCF. Outra conclusão importante mostrou que a transferência de  $O_2$  durante a formação das bolhas tem um papel importante na transferência total de massa (bolha-emulsão). O autor constatou que é importante levar em consideração a interação entre as bolhas consecutivas e o fenômeno de coalescência.

Campos *et al.* (1999) realizaram um estudo experimental que descreve a transferência de massa entre as bolhas e a fase densa em leito fluidizado na combustão de coque. A técnica utilizada permitiu quantificar a taxa de transferência de massa durante a formação das bolhas e durante a sua ascensão no leito. Os resultados indicam que a altura que a bolha deve atingir para transferir a mesma quantidade de oxigênio que durante a sua formação, mostrou-se independente da taxa de fluxo de ar. O autor sugere que para leitos rasos, a transferência de massa

durante a formação das bolhas é uma parte significativa da transferência de massa total. O fator de transferência de massa medido, durante a ascensão das bolhas, também se mostrou independente do fluxo de ar e abaixo dos valores previstos pelo modelo de Kunii e Levenspiel (1968). Esta discrepância ocorre porque o modelo teórico não levou em consideração a forte interação entre as bolhas consecutivas, pois é aplicado para uma bolha isolada. Segundo os autores, o aumento da velocidade das bolhas induz a sua coalescência, conduzindo à diminuição da transferência de massa entre as fases.

Tarelho (2001) estudou o controle das emissões gasosas durante a combustão de carvão em leito fluidizado, no qual afirma que para modelar um reator químico, antes de introduzir os parâmetros químicos, é necessário primeiro representar as características físicas ou fluidodinâmicas do sistema de forma mais realista possível. A modelagem numérica formulada para este estudo foi baseada no modelo de Rajan e Wen (1980 *apud* Tarelho, 2001)<sup>15</sup>, em que foram utilizados modelos matemáticos que descrevem aspectos particulares do processo de combustão, considerando que os modelos devem ser simples o suficiente para que não exija muitos cálculos. Os resultados mostraram que o modelo permite descrever razoavelmente o comportamento qualitativo das espécies gasosas ao longo do reator. Em relação às emissões, o modelo fornece uma estimativa razoável do efeito das variáveis operatórias sobre as principais espécies gasosas. O mecanismo cinético de algumas espécies gasosas não pode ser traduzido por uma cinética simples, devendo incluir os radicais (O, H e OH). Assim, deve ser contemplada a influência das partículas sólidas presentes no meio, sobre a concentração desses radicais. Apesar do modelo simular, razoavelmente, o comportamento do NO ao longo do reator, o modelo prevê uma elevada diminuição da sua concentração com o aumento da temperatura, o que não é observado experimentalmente. Em relação ao modelo matemático utilizado, o autor sugere, entre outros aspectos, uma análise de sensibilidade do modelo a alguns parâmetros fluidodinâmicos, como o diâmetro de bolha, velocidade de fluidização, troca gasosa entre fase emulsão e fase bolha.

---

<sup>15</sup> RAJAN, R. R., WEN C.Y. A comprehensive model for fluidized bed coal combustors. **AIChE Journal**, v. 26, n. 4, p. 642 - 655, 1980 *apud* Tarelho, 2001.

Gambetta (2001) desenvolveu um modelo dinâmico genérico simplificado para reatores de polimerização em leito fluidizado para rever as condições de operação e propriedades do produto. O autor se baseou, basicamente, nos modelos de Kunii e Levenspiel (1991) e Choi e Ray (1985)<sup>16</sup>. O modelo reduzido utilizou outras medidas de planta sem modificar sua natureza com relação à cinética. Foi removida a necessidade de estimação simultânea dos parâmetros cinéticos e dos parâmetros de ajuste das malhas de controle, além de reduzir o tempo de iteração em pelo menos dez vezes. Os resultados mostraram que a metodologia de estimação de parâmetros cinéticos empregando o modelo reduzido é válida.

Paiva (2001) estudou o comportamento fluidodinâmico de um leito fluidizado, à escala laboratorial e à temperatura ambiente, com o objetivo de adquirir um melhor conhecimento sobre os fatores que influenciam o desempenho fluidodinâmico do leito. O autor pretendia assegurar que o leito estivesse dotado de condições iniciais adequadas, relacionadas ao tamanho médio das partículas, ao tipo e características do distribuidor, e em conjunto com a gama de velocidades utilizadas nas operações. Os objetivos para este estudo foram definidos baseados nos problemas de desfluidização do leito provocados pela aglomeração inesperada das partículas durante o funcionamento prolongado da unidade, encontrados durante a combustão de resíduos lenhosos em um leito fluidizado industrial. Foram analisadas as medições de perda de carga para o conjunto do leito e para diferentes alturas em que o leito foi dividido, variando a velocidade superficial do gás, com valor máximo de 2,3 m/s. O autor utilizou partículas esféricas de sílica com distribuição de tamanhos variáveis (355-425, 600-710 e 850-1000 $\mu$ m) que se situam nos grupos B, B/D e D da classificação de Geldart (1973). As placas distribuidoras analisadas foram de cerâmica porosa, malha metálica e perspex perfurado, num total de oito combinações, a que correspondem perdas de carga variando entre 0,05 e 350 kPa. O autor desenvolveu um modelo matemático visando representar a evolução da perda de carga no interior do leito para a análise da influência dos distribuidores na qualidade de fluidização. O autor concluiu que a influência dos distribuidores se faz de um modo não linear nas primeiras camadas, ao fundo do leito. Essa influência vai se atenuando à medida que nos aproximamos da superfície livre. Igualmente se

---

<sup>16</sup> CHOI, K. Y., RAY, W. H. The dynamic behaviour of fluidized bed reactors for solid catalyzed gas phase olefin polymerization. **Chemical Engineering Science**, v. 40, p. 2261 – 2279, 1985 *apud* GAMBETTA, 2001.

conclui que os distribuidores com maior seção livre de passagem causam uma maior perda de carga no interior do leito, particularmente no fundo, obtendo uma melhor qualidade de fluidização, principalmente para as partículas menores. O autor também propõe um modelo matemático simples, que incorpora os efeitos do tipo de distribuidor utilizado, para determinar o valor da velocidade superficial do gás para o início da transição do regime borbulhante para o regime turbulento em função da porosidade global do leito.

Farias Júnior (2004) modelou e simulou a dinâmica de um combustor de gás natural em leito fluidizado, onde adotou três abordagens diferentes, duas unidimensionais (pistão modificado e teoria de duas fases) e uma bidimensional com o código MFIX. Os modelos unidimensionais são mais simples e necessitam de menos recursos computacionais, oferecendo respostas em tempo hábil para sistemas de controle avançado. O modelo bidimensional é capaz de fornecer perfis mais detalhados de diversas variáveis ao longo do leito, oferecendo visões do processo úteis para avaliação do comportamento do leito. O simulador dos modelos unidimensionais desenvolvidos (Fluidization Simulator) apresentou um desempenho bem melhor na versão Fortran possibilitando uma simulação em tempo real. A simulação fluidodinâmica, como esperado, apresentou alto custo computacional.

Neves (2007) realizou um estudo sobre as reações heterogêneas na gaseificação de carvão em LFB, no qual estudou a cinética da redução do NO com carbonizados, a partir dos dados experimentais de Matos (1995). O autor utilizou o modelo de Davidson e Harrison (1963), o qual permitiu avaliar as limitações cinéticas e difusivas da camada limite das partículas e da fluidodinâmica do leito. A metodologia usada nesse trabalho é destinada a corrigir a velocidade de reação química, observada em relação aos efeitos associados à fluidodinâmica do reator e aos fenômenos de transferência de massa na camada limite e no interior das partículas. Trata-se de um modelo alternativo para a constante global de reação química heterogênea, baseada na concentração de NO na entrada do reator, desenvolvido originalmente por Matos (1988 *apud* Neves, 2007)<sup>17</sup>, e que permite também determinar a constante intrínseca a partir da modelagem da contribuição

---

<sup>17</sup> MATOS, M. A. **Cinética da Redução do Óxido Nítrico (NO) pelo Coque em Leito Fluidizado**. 1988. Dissertação (Mestrado), Instituto Superior Técnico, Lisboa, 1988 *apud* NEVES, 2007.

das limitações difusivas e fluidodinâmica para constante global. A caracterização de cinéticas heterogêneas em leito fluidizado carece de uma avaliação quantitativa do papel dos vários fenômenos de transferência de massa para a velocidade aparente de reação química. O modelo proposto permitiu concluir que o estudo de parâmetros cinéticos de reações heterogêneas em leito fluidizado, deve envolver uma avaliação dos efeitos da transferência de massa e da fluidodinâmica do reator na velocidade de reação química observada, sobretudo no caso de se realizarem ensaios com partículas grandes e as altas temperaturas, suscetíveis de ocasionar uma conversão apreciável do reagente gasoso no leito fluidizado.

Silva (2009) aplicou o modelo de Tarelho (2001) para compreender melhor a influência da localização da libertação da matéria volátil durante a combustão da biomassa em leito fluidizado por meio de balanço de massa. Um dos parâmetros analisados nas simulações foi o excesso de ar, o qual mostrou ser bastante importante em relação ao comportamento das espécies gasosas e do carbonizado ao longo do reator. Espécies como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$ , de acordo com as simulações, têm máxima concentração entre a superfície do leito e o ponto de alimentação de ar secundário e biomassa. Devido à alta turbulência na superfície do leito, torna-se difícil a modelagem nesta região. Em comparação com dados experimentais, os resultados das simulações mostraram que a cinética utilizada para o  $\text{CO}$  não é a mais adequada. Uma das limitações do modelo está no fato que este considera mistura completa em cada compartimento, o que na realidade não acontece. Mas, na sua globalidade, o modelo utilizado é válido, pois apresentou concordância no perfil de concentrações.

Wanderley (2010) modelou e simulou um reator de LFB para a obtenção do 1,2-dicloroetano a partir da reação de oxicloração. O autor utilizou um modelo fenomenológico utilizando a teoria de duas fases, na qual considerou regime de escoamento unidimensional na direção axial e estado estacionário. Foram estudados os efeitos das variáveis fluidodinâmicas, transferências de massa bolha-emulsão e a importância da região de *freeboard* na conversão global. Os resultados indicam que o modelo representa de forma adequada o reator industrial estudado. As hipóteses simplificadoras adotadas foram adequadas, pois não influenciaram nos resultados obtidos. Os resultados mostram que o processo é bastante sensível à

pressão de operação, temperatura da água de resfriamento, altura de mínima fluidização, variação do diâmetro das partículas, do diâmetro das bolhas e do diâmetro do reator. Com exceção do diâmetro das bolhas, o aumento nos demais parâmetros provoca uma elevação da conversão no reator. Os fenômenos difusivos exercem um papel mais importante na conversão no reator do que o tempo de residência. O aumento do diâmetro do reator provoca sensível redução da altura do leito expandido e um aumento significativo da conversão, tendo em vista uma maior difusão das espécies na interface bola/emulsão ocasionada pela redução do diâmetro das bolhas. O distribuidor é uma importante etapa do projeto dos reatores, pois tem influência direta no tamanho das bolhas que devem ser projetadas para produzirem bolhas de pequeno diâmetro inicial e baixas velocidades superficiais dos gases, favorecendo a transferência de massa na interface bolha/emulsão. O diâmetro das partículas catalisadoras afeta de forma mais significativa a conversão. O aumento do diâmetro das partículas causa redução do tamanho das bolhas e redução da altura do leito expandido e da altura de mínima fluidização. Os estudos realizados envolvendo os coeficientes de transferência de massa mostram que os efeitos difusivos exercem sensível influência no processo. Os coeficientes de transferência de massa bolha/emulsão exercem papel mais importante no processo do que a transferência de massa emulsão/bolha. A transferência de massa do gás nitrogênio (inerte) apresentou discreta influência no desempenho do reator. A região de *freeboard* se mostra muito importante no desempenho global do reator, e não deve ser desprezada em trabalhos de modelagem de reatores de leito fluidizado, principalmente em se tratando de plantas industriais reais que operam com elevadas vazões. O diâmetro das partículas exerce um papel importante na conversão na região de *freeboard*, onde partículas menores são mais facilmente arrastadas para esta região, resultando em taxas de conversão maiores. Para partículas de diâmetro mais elevado, a contribuição da região de *freeboard* passa a ser menos significativa.

Moraes (2011) desenvolveu uma tese sobre a modelagem e simulação da combustão em LFB atmosférico de carvão mineral com altos teores de cinzas e enxofre com dessulfuração por calcário. O autor utilizou uma abordagem fenomenológica a qual apresenta a necessidade de aperfeiçoamento. Os resultados obtidos com o modelo proposto, em comparação com dados experimentais gerados

na planta piloto, apresentaram algumas concordâncias e discrepâncias nos perfis de concentrações dos gases e distribuição granulométrica, mas apresentou bons resultados quantitativos de eficiência de absorção de enxofre em comparação com os dados experimentais.

A Tabela 4 resume os estudos citados anteriormente, os quais utilizaram a modelagem e simulação para analisar diferentes processos em LFB.



Tabela 4 - Resumo dos estudos que utilizaram a modelagem e simulação para análise de processos em leito fluidizado.

Autor	Instituição	Processo	Modelos matemáticos utilizados	Conclusões em relação ao modelo matemático
Van Lare, 1991	Technische Universiteit Eindhoven, Holanda	Influência do tamanho das partículas na transferência de massa	Davidson e Harrison (1963), Van Deemter (1961), entre outros. (Modelo simples).	Previsões razoavelmente boas em comparação com os dados experimentais.
Carvalho, 1994	Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Brasil	Produção de metanol	Modelo de duas fases e modelo de mistura perfeita	O modelo de mistura perfeita é mais vantajoso, pois é muito menos complexo.
Matos, 1995	Departamento de Ambiente e Ordenamento, Universidade de Aveiro, Portugal	Combustão de coque	Davidson e Harrison (1963), Toomey e Jonhstone (1952), CSTR_PFR	O modelo de Davidson e Harrison (1963) apresentou dificuldades numéricas para reações muito rápidas. O modelo de Toomey e Jonhstone (1952) mostrou-se adequado para o distribuidor analisado.
Mota, 1997	Faculdade de Engenharia, Universidade do Porto, Portugal	Mecanismos de transferência de massa na combustão de coque	Davidson e Harrison (1963), Darton et al. (1977), Ergun (1952), Kunii e Levenspiel (1991)	O modelo de Kunii e Levenspiel (1991) modificado apresentou os valores mais próximos aos valores experimentais. É importante levar em consideração a interação entre as bolhas consecutivas e o fenômeno de coalescência.
Campos <i>et al.</i> , 1999	Departamento de Engenharia Química, Universidade do Porto, Portugal	Quantificação da transferência de massa entre as fases do leito na combustão de coque	Kunii e Levenspiel (1968)	O fator de transferência de massa medido apresentou valores abaixo do previsto pelo modelo de Kunii e Levenspiel (1968), pois o modelo não leva em consideração a forte interação entre as bolhas consecutivas. Segundo os autores, o aumento na velocidade das bolhas induz a sua coalescência, diminuindo a transferência de massa entre as fases do leito.

Tabela 4 - Resumo dos estudos que utilizaram a modelagem e simulação para análise de processos em leito fluidizado (continuação).

Autor	Instituição	Processo	Modelos matemáticos utilizados	Conclusões em relação ao modelo matemático
Campos <i>et al.</i> , 1999	Departamento de Engenharia Química, Universidade do Porto, Portugal	Quantificação da transferência de massa entre as fases do leito na combustão de coque	Kunii e Levenspiel (1968)	O fator de transferência de massa medido apresentou valores abaixo do previsto pelo modelo de Kunii e Levenspiel (1968), pois o modelo não leva em consideração a forte interação entre as bolhas consecutivas. Segundo os autores, o aumento na velocidade das bolhas induz a sua coalescência, diminuindo a transferência de massa entre as fases do leito.
Tarelho, 2001	Departamento de Ambiente e Ordenamento, Universidade de Aveiro, Portugal	Combustão de carvão mineral	Rajan e Wen (1980)	O modelo descreve razoavelmente as espécies gasosas ao longo do reator. É necessário representar melhor as características físicas e fluidodinâmicas do leito. O autor sugere uma análise de sensibilidade do modelo a alguns parâmetros fluidodinâmicos.
Gambetta, 2001	Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Brasil	Polimerização	Modelo reduzido baseado nos modelos de Kunii e Levenspiel (1991) e Choi e Ray (1985)	A metodologia de estimação de parâmetros cinéticos empregando o modelo reduzido é válida.
Paiva, 2001	Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade de Coimbra, Portugal	Influência da granulometria no comportamento fluidodinâmico de leitos fluidizados	Modelo simples desenvolvido pelo autor, que incorpora os efeitos do tipo de distribuidor utilizado. Baseado nos modelos de Davidson e Harrison (1963), Kunii e Levenspiel (1991), entre outros.	O modelo mostra que a influência dos distribuidores de ar ocorre de um modo não linear no fundo do leito. Essa influência vai atenuando à medida que se aproxima da superfície livre. Os distribuidores com maior seção livre de passagem causam maior perda de carga no interior do leito, particularmente no fundo, sucedendo o contrário com os distribuidores de menor seção livre de passagem.

Tabela 4 - Resumo dos estudos que utilizaram a modelagem e simulação para análise de processos em leito fluidizado (conclusão).

Autor	Instituição	Processo	Modelos matemáticos utilizados	Conclusões em relação ao modelo matemático
Farias Júnior, 2004	Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Pernambuco, Brasil	Combustão de gás natural	Abordagens unidimensional (pistão modificado e duas fases) e bidimensional em CFD (MFI-X).	O modelo de duas fases na versão Fortran apresentou o melhor desempenho possibilitando uma simulação em tempo real.
Neves, 2007	Departamento de Ambiente e Ordenamento, Universidade de Aveiro, Portugal	Gaseificação de carvão mineral	Davidson e Harrison (1963), Matos (1988, 1995).	O estudo de parâmetros cinéticos de reações heterogêneas em leito fluidizado deve envolver uma avaliação dos efeitos da transferência de massa e da fluidodinâmica do reator na velocidade de reação química observada.
Silva, 2009	Departamento de Ambiente e Ordenamento, Universidade de Aveiro, Portugal	Combustão de biomassa	Modelo modificado por Tarelho (2001).	A cinética utilizada para o CO não é adequada. O modelo apresenta limitações por considerar mistura perfeita, mas apresentou concordância nos perfis de concentração.
Wanderley, 2010	Engenharia Química, Universidade Federal de Alagoas, Brasil	Obtenção de 1,2-dicloroetano a partir da reação de oxicloração	Modelo fenomenológico baseado nos modelos de Davidson e Harrison (1963), Kunii e Levenspiel (1991), entre outros.	O modelo representa de forma adequada o reator industrial estudado. O processo mostra-se bastante sensível a pressão, altura de mínima fluidização, variação do diâmetro das partículas, das bolhas e do reator. A modelagem da região de <i>freeboard</i> tem grande importância no desempenho global do reator, e não deve ser desprezado.
Moraes, 2011	Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo	Combustão de carvão mineral com altos teores de cinza e enxofre	Abordagem fenomenológica baseada em Milioli (1991) e Milioli e Foster (1995).	O modelo apresenta algumas concordâncias e discrepâncias nos perfis de concentrações dos gases e distribuição granulométrica, mas tem bons resultados quantitativos de eficiência de absorção de enxofre. O modelo necessita de aperfeiçoamento.

### 3.2 DINÂMICA DOS FLUIDOS COMPUTACIONAL

Apesar de muito utilizada, a modelagem CFD ainda apresenta muita instabilidade na modelagem de dois fluidos e a interface gás-sólido é transiente e conhecida apenas em algumas regiões (Taghipour *et al.*, 2005). Devido a isso, atualmente é possível encontrar muitos estudos na literatura buscando melhorar a modelagem numérica do processo.

Kuipers *et al.* (1993) analisaram a fluidodinâmica do leito fluidizado numericamente, no qual utilizaram o modelo de dois fluidos com a abordagem Euler-Euler, 2-D, através do método de diferenças finitas. Os autores observaram que o formato das bolhas é sensível à reologia do leito, mas o tamanho (crescimento) não é muito influenciado por esta propriedade. O modelo utilizado necessita de melhor desenvolvimento da reologia e do método numérico.

Goldschmidt *et al.* (2000) analisaram a influência do coeficiente de restituição na simulação da fluidodinâmica do leito fluidizado, utilizando a teoria cinética dos escoamentos granulares ( ou KTGF – *Kinetic theory of granular flow* ) e o modelo de dois fluidos Euler-Euler. Os autores concluíram que a fluidodinâmica do leito fluidizado denso depende fortemente da quantidade de energia dissipada devido às interações sólido-sólido, no qual utilizar o modelo de partículas discreta é uma ferramenta útil para a análise da interação sólido-sólido, mas faltam experimentos sobre as interações entre as partículas para a validação correta de modelos numéricos. Também afirmam que é necessário maior desenvolvimento da KTGF para modelos multi-fluidos.

Pain *et al.* (2002) analisaram a aplicação da teoria do caos na simulação transiente de um leito fluidizado, utilizando o método de elementos finitos. Os autores afirmam que o esquema é estável permitindo grandes passos de tempo e tem boa flexibilidade para geometrias complexas, mas o comportamento caótico necessita de um maior refinamento de malha. Os resultados de altura média do leito e os vetores médios de velocidade mostraram-se qualitativamente coerentes com o experimental.

Huilin *et al.* (2003) simularam o leito fluidizado para analisar o movimento das partículas, considerando uma mistura binária, a KTGF e a abordagem Euler-Euler. Os autores concluíram com este estudo que para obter uma dinâmica correta do

leito é importante considerar a distribuição do tamanho de partículas e a dissipação de energia devido as interações sólido-sólido. O efeito destas interações é fundamental como a reologia das partículas e os parâmetros de colisão, mas faltam estudos experimentais para validação.

Mineto *et al.* (2008) estudaram a influência do diâmetro das partículas na simulação da fluidodinâmica do leito fluidizado, onde utilizaram o modelo bifásico Euler-Euler e KTGF. Os autores observaram que nas regiões densas a temperatura granular é mínima, e na região borbulhante é máxima. Para partículas de diâmetro médio de 500  $\mu\text{m}$ , as forças coesivas podem ser desprezadas, no qual apresentam bolhas bem definidas centrais e com velocidades mais baixas. Nas simulações de partículas de diâmetro médio de 125  $\mu\text{m}$ , as forças de coesão são consideradas o principal fator na estabilidade do escoamento, onde apresentam um escoamento homogêneo e bem misturado com velocidades mais altas.

Papadikis *et al.* (2008) simularam o processo de pirólise rápida de biomassa (lenha) em leito fluidizado utilizando a abordagem Euler-Euler e a KTGF. Os autores concluíram que a força de arrasto é um parâmetro importante que define o movimento das partículas. Na região densa o arrasto é mais importante que o efeito de massa virtual, e na região diluída o arrasto é induzido pelo gás e o aumento do gradiente de velocidade aumenta a importância do efeito de massa virtual. O comportamento da partícula é semelhante em ambos os casos, em 2-D e 3-D. Os autores afirmam que para pesquisas da fluidodinâmica do leito, a simulação 2-D apresenta bons resultados, mas para transporte de calor, massa e quantidade de movimento, a simulação 3-D é mais indicada. O modelo utilizado é considerado válido pelos autores para projeto de reatores, pois possibilita analisar o movimento das partículas. Em Papadikis *et al.*, (2009) encontra-se a continuação deste estudo da modelagem e simulação de pirólise rápida de biomassa em LFB. Em Papadikis *et al.*, (2010), os autores analisaram numericamente o efeito do tamanho das partículas no arrasto do carbonizado na combustão de carvão em LFB.

Souza (2009) investigou os efeitos da difusão numérica na discretização dos termos convectivos e a dependência do tamanho de malha computacional na simulação do leito fluidizado, utilizando o modelo bifásico Euler-Euler e KTGF. O autor observou que o método FOUP de primeira ordem, é altamente difusivo necessitando de malhas bem refinadas. O método *Superbee* de alta ordem

apresentou resultados de melhor qualidade em comparação aos resultados experimentais de Kuipers *et al.* (1993), no qual permite utilizar malhas mais grosseiras. Os efeitos de difusão numérica diminuem com o aumento do número de iterações no *Superbee*. O autor ainda afirma que métodos de alta ordem tendem a produzir oscilações numéricas próximos a altos gradientes, necessitando da aplicação de um limitador de fluxo.

La Rocha *et al.* (2016) apresentou um estudo sobre a simulação de um reator de combustão e gaseificação através de uma rede de reatores equivalentes baseada em fluidodinâmica computacional, no qual utilizou o código CFX. Foram realizadas simulações da fluidodinâmica para avaliar o comportamento do reator sob diferentes condições. Para reduzir o custo computacional, foram propostas geometrias alternativas para descrever a alimentação de ar/vapor no reator. Realizaram-se também estudos de convergência para encontrar malhas apropriadas para cálculos CFD. Os resultados forneceram um maior entendimento do comportamento fluidodinâmico do reator, no qual se verificou a existência de três zonas principais, uma de intensa mistura próxima ao distribuidor de ar, uma intermediária das ascendentes do fluido e sem mistura apreciável, e uma zona de recirculação na parte superior próxima à saída do reator. A partir desta estrutura, foi desenvolvida uma rede de reatores equivalentes que consiste em uma sequência de reatores ideais (CSTR e PFR). O método utilizado se mostrou bastante eficiente, apresentando um custo computacional muito inferior quando comparado aos cálculos de fluidodinâmica computacional.

Wu *et al.* (2016) estudaram a formação de padrões em leitos fluidizados como ferramenta para validação de modelos baseado no modelo de dois fluidos (TFM – *Two Fluid Model*). Os autores demonstraram como aplicar a formação destes padrões e concluíram que o modelo utilizado consegue capturar a dinâmica da bolha, mas não consegue reproduzir os padrões experimentais das bolhas, sugerindo que as abordagens de dois fluidos não conseguem descrever a física do estado fluidizado, especialmente em baixas velocidades de gás. Portanto, de acordo com os autores, os modelos de dois fluidos mostram-se incapazes de reproduzir os padrões de bolha observada experimentalmente, parâmetro relevante em circunstâncias práticas.

Em Wu *et al.* (2017), os autores estudaram a formação de padrões em leito fluidizado pulsante, em leitos fluido-sólido quase-bidimensionais, os quais estabelecem uma excelente referência para estudos fundamentais de fluidização. Os autores mostram que a abordagem CFD-DEM (*discrete element method*) Euleriana-Lagrangiana é capaz de representar com sucesso a formação destes padrões. Os resultados obtidos estão em concordância quantitativa com experimentos e mostram que os padrões surgem da transição do comportamento coletivo granular entre o sólido e o fluido. As tensões friccionais dos sólidos apresentam um papel fundamental na formação dos padrões das bolhas.

Miguéis (2017) apresenta um estudo sobre a simulação do processo de gaseificação do bagaço da cana-de-açúcar em reator de leito fluidizado borbulhante, utilizando a abordagem Euler-Lagrange no código MFIX. O autor concluiu que a quantidade de partículas afeta diretamente o custo computacional da simulação Euler-Lagrange, e que quanto mais intensa a fluidização, menor é a quantidade de colisões entre as partículas, e conseqüentemente, menor o tempo de simulação.

Colletta (2018) estudou o dimensionamento e modelagem de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante, utilizando o FLUENT. Neste estudo o autor utilizou a abordagem Euler-Euler e considerou partículas eféricas e homogêneas. Foram realizadas simulações inicialmente para as condições a frio em estado transitente, no qual se analisou o comportamento do leito, o campo de velocidades no gaseificador e o aparecimento de bolhas. Este último, foi avaliado para encontrar o modelo de turbulência e de arraste que melhor descrevesse o comportamento do leito, no qual o modelo multifásico k- $\epsilon$  RNG (*renormalization group*) disperso, com o modelo de arraste de Syamlal O'Brien foi o mais adequado. O autor concluiu que a modelagem é uma ferramenta útil para projetos preliminares de reatores, a qual possibilita a variação de parâmetros para avaliar as dimensões no projeto.

Em Zinani *et al.* (2018) foram analisados quatro modelos de arrasto gás-sólido (Syamlal & O'Brien, Gidaspow, Hill-Koch-Ladd e Arastoopour) na simulação fluidodinâmica do LFB, na qual foi utilizada a abordagem Euler/Euler e a teoria cinética (KTGF). Os resultados mostram que o modelo de Syamlal e O'Brien é uma boa opção para analisar a fração volumétrica das fases e velocidade do gás, o que possibilita realizar uma boa análise fluidodinâmica, além disso, tem a melhor convergência de malha e utiliza o menor tempo computacional, aproximadamente a

metade do tempo utilizado pelos outros modelos. Para um estudo das bolhas formadas, os modelos de Gidaspow e Hill-Koch-Ladd são os mais indicados por apresentarem resultados com maior concordância com dados experimentais.

Outras análises relacionadas à simulação do LFB, utilizando a ferramenta CFD, podem ser encontradas em Gidaspow (1994), Syamlal *et al.* (1993), Huilin e Gidaspow (2003), Taghipour *et al.* (2005), Ravelli *et al.* (2008), Rozainee *et al.* (2010), Vepsäläinen (2014) entre outros.

No Brasil, a simulação numérica do leito fluidizado vem sendo estudada por alguns grupos de pesquisa como o PPG em Engenharia Química da UFRGS, PPG em Engenharia Mecânica da UNISINOS, o grupo do CTCL (Centro Tecnológico de Carvão Limpo) na SATC, o grupo da Faculdade de Engenharia da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, a Escola de Engenharia de São Carlos da USP, Escola de Química da UFRJ, Universidade Federal do Pará, os quais possuem algumas publicações utilizando a ferramenta CFD (*e.g.* Gambetta, 2001; Pedroso *et al.*, 2016; Santos, 2008; Mineto *et al.*, 2008; Silva *et al.*, 2010b, Souza, 2009, Kestering *et al.*, 2012; Júnior, 2013; Kestering, 2016, entre outros).



## 4 COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL EM LEITO FLUIDIZADO

A combustão de carvão mineral depende de diversos parâmetros, tais como: relação ar/combustível, teor de umidade e de voláteis, geometria da câmara de combustão, estrutura heterogênea, tamanho e porosidade do carvão e velocidade relativa gás-sólido (Samaniego, 2011). O processo de combustão passa por 5 etapas: aquecimento, secagem, pirólise ou desvolatilização, combustão dos voláteis e do carbono fixo. Inicialmente, a etapa de aquecimento ocorre quando a partícula de carvão recebe calor do meio, através de processos de convecção e radiação, até que seja atingida a temperatura de saturação da água presente nos sólidos, iniciando a etapa de secagem. Com o aumento da temperatura, ocorre a decomposição térmica, também chamada de pirólise ou desvolatilização. As etapas de desvolatilização e combustão dos voláteis em LFB ocorrem principalmente na superfície do leito. A etapa de combustão do carbono fixo ocorre predominantemente na superfície externa da partícula, o que dificulta a penetração do oxigênio no seu interior. Durante estas etapas, o carvão pode sofrer fragmentações devido a choques térmicos e aumento da porosidade (Ribeiro, 2002 e Samaniego, 2011).

### 4.1 MECANISMOS DE COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL EM LEITO FLUIDIZADO

De acordo com Yates (1983 *apud* Silva *et al.*, 2010a)<sup>18</sup>, os mecanismos tradicionais que descrevem a combustão de uma partícula de carvão são dois: *single film* e *double film*. Na teoria *single film*, a oxidação é controlada pela difusão do oxigênio em um filme estacionário ao redor da partícula na direção da superfície externa, onde forma CO e CO<sub>2</sub>. Na teoria *double film*, o produto inicial da reação gás-sólido é o CO que reage próximo à partícula e forma o CO<sub>2</sub>. Parte deste CO<sub>2</sub> difunde-se para longe da partícula, e outra parte na direção da partícula, onde reage com a superfície formando CO (reação de Boudouard).

---

<sup>18</sup> YATES, J. G. Fundamentals of fluidized bed chemical process. London: Butterworths, p. 17 – 78, 1983 *apud* SILVA *et al.*, 2010a

De acordo com o modelo de Avedesian e Davidson (1973), a reação na superfície da partícula é muito rápida, os efeitos convectivos não têm muita importância e a combustão é controlada por duas resistências difusivas: (1) transferência de  $O_2$  das bolhas para a fase densa e (2) difusão do  $O_2$  da fase densa até a superfície das partículas de carvão. A cinética não desempenha um papel importante no controle da combustão para partículas de carbono maiores que as partículas de inertes presentes no leito. Além das resistências difusivas, considera-se também a resistência cinética devido à taxa de reação do  $O_2$  e carbono na superfície da partícula.

Ross (1979 *apud* Beça, 2011)<sup>19</sup> afirma que o  $O_2$  reage na superfície da partícula e que não há redução heterogênea do  $CO_2$ , mostrando que o controle é difusivo. Agarwal e La Nauze (1989 *apud* Silva *et al.*, 2010a)<sup>20</sup> apresentaram uma revisão dos processos de secagem, pirólise e de transferência de massa na combustão de carvão em leito fluidizado. Os autores afirmam que para temperaturas baixas (800 K), a taxa de combustão é controlada pela taxa de reação na superfície do carvão. Com o aumento da temperatura, as reações ocorrem mais rapidamente e a difusão para a superfície da partícula torna-se mais importante no controle da reação. Para temperaturas ainda mais altas, a taxa de combustão é controlada pela transferência de  $O_2$  na direção da partícula.

O modelo apresentado por Ross e Davidson (1981 *apud* Silva *et al.*, 2010a)<sup>21</sup> mostra-se como o mais adequado para processos de combustão em leito fluidizado. Neste estudo, os autores apresentam três modelos para taxa e tempo de combustão. No modelo 1, há uma modificação no modelo *two-film* (Avedesian e Davidson, 1973), no qual assumia-se que todas as reações eram rápidas. Nesta modificação, assume-se que a reação na superfície da partícula de carvão (equação 5) ocorre a uma taxa finita e a cinética e a difusão competem entre si para o controle da reação.

---

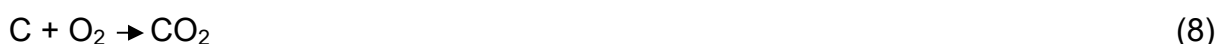
<sup>19</sup> ROSS, I. B. **The Efficiency of Fluidized Bed Combustion**. (Ph.D. dissertation), University of Cambridge, 1979 *apud* BEÇA, 2011.

<sup>20</sup> AGARWAL, K., LANAUZE, R.D. Transfer processes local to the coal particle: a review of drying, devolatilization and mass transfer in fluidized bed combustion, **Chemical Engineering Research and Design**, v. 67, p. 457 - 480, 1989. *apud* SILVA *et al.*, 2010a.

<sup>21</sup> ROSS, I. B., DAVIDSON, J. F. The Combustion of Carbon Particles in a Fluidized Bed. Transactions of the Institution of Chemical Engineers. V. 59, 1981 *apud* SILVA *et al.*, 2010a



No modelo 2, a taxa de redução do  $\text{CO}_2$  é desprezível. O produto inicial é o CO gerado da oxidação direta do carbono na superfície da partícula (equação 6), e a oxidação do CO na fase gasosa (equação 7) ocorre rapidamente e próximo da superfície da partícula de carvão. Portanto, a reação global é dada pela equação (8) (Silva *et al.*, 2010a e Samaniego, 2011).



O modelo 3, similar ao modelo 2, considera a taxa da reação dada pela equação 7, lenta. Assim, a oxidação do CO próximo à superfície da partícula de carvão é insignificante, ocorrendo na fase particulada do leito, em torno da partícula de carvão. Os autores consideram que os modelos 2 e 3 representam melhor o processo real. Nos modelos 1 e 2 a taxa de combustão de carbono é igual à taxa de fluxo de  $\text{O}_2$ , e no modelo 3 a taxa de combustão é o dobro do fluxo de  $\text{O}_2$  (Silva *et al.*, 2010a).

Pinho (1984) destaca as conclusões mais importantes do trabalho de Ross e Davidson (1981):

- 1) O controle da combustão de partículas com tamanhos de 1 a 3 mm é essencialmente difusivo, onde a temperatura das partículas está 150 K acima da temperatura do leito. Neste caso o modelo 2 é aplicável.
- 2) Para partículas pequenas, a reação do CO ocorre longe das partículas que estão com temperatura próxima a do leito e o controle é cinético.
- 3) O modelo de Avedesian não pode ser aplicado, pois a redução do  $\text{CO}_2$  na superfície da partícula de carbono só poderia ocorrer se as partículas estivessem com temperaturas na ordem de 500 K acima da temperatura do leito, o que é impossível.

De acordo com Beça (2011), evidências experimentais de Pinho e Guedes de Carvalho (1984) e Guedes de Carvalho *et al.* (1991), mostram que a reação (equação 6) ocorre na superfície da partícula, onde surgem duas possibilidades: a reação do CO ocorre quase instantaneamente após a sua formação, próxima à superfície da partícula, quando o diâmetro da partícula for superior a 1 mm, ou, a reação do CO ocorre na fase gasosa distante das partículas quando o seu diâmetro for igual ou inferior a 1 mm, pois os inertes presentes no leito inibem a oxidação do CO.

No modelo apresentado por Durão *et al.* (1989 *apud* Samaniego, 2011)<sup>22</sup>, a combustão em leito fluidizado de partículas de antracito obedecem o modelo *shrinking core*. Neste modelo, a reação inicia na superfície externa da partícula e avança para o seu interior deixando uma camada de cinzas aderida ao núcleo não reagido. Para partículas menores que 1 mm, o controle é cinético quando a temperatura for abaixo de 850 °C, e difusivo para temperaturas mais altas. Para partículas de carvão maiores que 1 mm, o controle é cinético quando a temperatura for abaixo de 727 °C, e difusivo para temperaturas mais altas.

Em Basu (2006), o autor afirma que a combustão de carvão mineral em LFB ocorre em duas etapas: transporte de O<sub>2</sub> até a superfície da partícula de carvão, e reação do O<sub>2</sub> com o carbono na superfície da partícula de carvão, produzindo CO e CO<sub>2</sub>. Para temperaturas acima de 1000 °C, o produto da reação geralmente é o CO que oxida distante da superfície de carbono formando CO<sub>2</sub>. Para pressões atmosféricas e partículas de carvão maiores que 1 mm, o CO oxida muito próximo da superfície de carbono, podendo considerar o CO<sub>2</sub> como o produto inicial da reação.

Scala (2007 *apud* Silva *et al.*, 2010a)<sup>23</sup> realizou um estudo sobre o coeficiente de transferência de massa em torno de uma partícula em leito fluidizado. Os resultados mostram que o número de Sherwood (Sh) da partícula não sofre influência da velocidade de fluidização nem da mudança de regime de fluidização (de borbulhante para pistonado), mas aumenta com a raiz quadrada da velocidade de mínima fluidização e com o tamanho da partícula de carvão. Não sofre influência

---

<sup>22</sup> DURÃO, D. *et al.* On modelling the burning of a high-ash coal in fluidized bed. **Combustion Science and Technology**, v. 64, p. 81 – 95, 1989 *apud* SAMANIEGO, 2011.

<sup>23</sup> SCALA, F. Mass transfer around freely moving active particles in the dense phase of a gas fluidized bed of inert particles. **Chemical Engineering Science**, v. 62, n. 16, p.4159 – 4176, 2007 *apud* SILVA *et al.*, 2010a.

do diâmetro das partículas inertes presentes no leito nem da densidade da partícula de carvão. Estes resultados podem indicar que a partícula de carvão permanece apenas na fase densa e não nas bolhas ou pistões. O autor afirma que as partículas inertes do leito oferecem um caminho preferencial para a transferência de calor, mas conduzem a uma diminuição do volume disponível para transferência de massa entre o gás e as partículas de carvão. A presença das partículas inertes altera a dinâmica do escoamento e a formação da camada limite em torno da partícula de carvão.

Samaniego (2011) afirma que o fenômeno de transferência de massa em leito fluidizado é o responsável por conduzir o CO e O<sub>2</sub> através da fase emulsão (ou fase particulada) e também por trazer o O<sub>2</sub> das bolhas para a emulsão. Por conter mais O<sub>2</sub> nas bolhas que CO na emulsão, a reação do CO deveria ocorrer na fase emulsão, mas de acordo com Hayhurst e Tucker (1990 *apud* Samaniego, 2011)<sup>24</sup>, experimentos indicam que a reação ocorre nas bolhas e na região de *freeboard*, pois na fase emulsão a reação é inibida pela presença de radicais livres, e devido às enormes áreas superficiais, as espécies eletronicamente excitadas e reações de recombinação também são inibidas.

## 4.2 CINÉTICA QUÍMICA EM LEITO FLUIDIZADO

Um reator de leito fluidizado é um reator heterogêneo de duas ou mais fases, onde o meio reacional apresenta características pseudo-homogêneas. Estas regiões apresentam comportamentos diferentes, geralmente aproximados por modelos de reatores ideais de escoamento pistão para a fase bolha e mistura perfeita para a fase emulsão, estabelecendo interações de transferência de massa por meio de balanço de massa entre as fases (Neves, 2007).

Estudos experimentais apontam para a ocorrência de reações heterogêneas nas bolhas devido a uma pequena fração de sólidos reativos (Kunii e Levenspiel, 1991). Apesar disso, diversos trabalhos de modelagem da cinética química em leito fluidizado consideram as bolhas ausentes de partículas reativas, e as reações

---

<sup>24</sup> HAYHURST, A., TUCKER, R. The combustion of carbon monoxide in a two-zone fluidized bed. **Combustion and flame**, v. 79, p. 175 – 189, 1990 *apud* SAMANIEGO, 2011.

químicas ocorrem apenas na fase emulsão (e.g. Toomey e Johnstone, 1952, Davidson e Harrison, 1963, Matos, 1995, Neves, 2007).

A cinética de reação envolvida nos processos em leito fluidizado, segundo Squires (1994 *apud* Yang, 2003)<sup>25</sup>, pode ser diferente da cinética intrínseca obtida em TGA (*Thermogravimetric Analyzer*). Isto porque, em leito fluidizado borbulhante, as bolhas atuam como agitadores que geram uma mistura rápida dos sólidos, e proporcionam grande troca gasosa entre as fases bolha e emulsão. Com isso, os sólidos são expostos a gases com composição química altamente flutuante. Por isso, o ideal é analisar a cinética da reação em condições próximas a de um leito fluidizado (Yang, 2003).

---

<sup>25</sup> SQUIRES, A. Origins of the fast fluid bed. **Advances in Chemical Engineering**, v. 20, p.1 – 37, 1994 *apud* YANG, 2003.

## 5 DESCRIÇÃO DOS PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS

Todos os procedimentos experimentais para a realização deste trabalho foram executados na CIENTEC (Fundação de Ciência e Tecnologia – RS), são eles:

- Análise elementar e imediata do carvão mineral CRM;
- Determinação das características físicas das partículas de areia e carvão mineral CRM (diâmetro de Sauter, massa específica, esfericidade e fração de vazios);
- Validação dos modelos matemáticos na planta de leito fluidizado em escala de bancada a temperatura ambiente;
- Operações de combustão do carvão mineral CRM na planta de leito fluidizado borbulhante em escala piloto semi-industrial;
- Verificação dos teores de CO e CO<sub>2</sub> nos gases de combustão durante a estabilização das operações em planta piloto;
- Verificação do teor de carbono residual nas cinzas geradas durante a estabilização das operações em planta piloto;

### 5.1 CARVÃO MINERAL CRM

O combustível utilizado nas operações experimentais na planta piloto semi-industrial, é o carvão mineral CRM sem beneficiamento (ROM – *Run of Mine*), o qual passou apenas pelo processo de moagem.

Proveniente da jazida da Unidade Mineira do Leão, área da Mina São Vicente Norte, este carvão faz parte do projeto de uma pequena central térmica de 20 MW entre CRM, CEEE, CIENTEC e SEINFRA. Este carvão é uma mistura de diferentes camadas: 34 % da camada inferior (I2/I3), 51 % da camada intermediária (S2/I) e 15 % da camada superior (S1). A análise elementar e imediata desta mistura é descrita na Tabela 5.

Tabela 5 – Análise elementar e imediata da mistura do carvão mineral CRM – Base seca (b.s.), % em massa.

<b>Carvão CRM (ROM)</b>	
C [%]	31,9
S [%]	2,2
O [%]	10,9
N [%]	0,5
H [%]	2,0
Cinzas [%]	52,5
Umidade [%]	7,6
Material volátil (b.s.) [%]	21,9
Carbono fixo (b.s.) [%]	25,6
PCS (b.s.) [kcal/kg]	2846
PCI (b.u.) [kcal/kg]	2490

Fonte: CIENTEC

Para a determinação da umidade higroscópica, cinzas, material volátil e carbono fixo, utilizou-se o método ASTM D7582-12 com o Analisador Termogravimétrico TGA 701 da LECO Corporation. Para a determinação do teor de enxofre total, utilizou-se o método ASTM D4239-14e1, utilizando instrumental da LECO Corporation, modelo TruSpec S. Para determinação do teor total de carbono, nitrogênio, hidrogênio, utilizou-se o método ASTM D5373-14, utilizando instrumental da LECO Corporation, modelo TruSpec CHN.

## 5.2 CARACTERIZAÇÃO FÍSICA DAS PARTÍCULAS

A caracterização das partículas de areia e do carvão mineral foi definida pelo seu tamanho médio ( $d_p$ ), fração de vazios entre as partículas (incluindo os poros das partículas) para o leito fixo ( $\epsilon_f$ ), massa específica real ( $\rho$ ) e *bulk* ( $\rho_b$ ) e esfericidade ( $\varphi$ ).



Para a determinação do tamanho médio das partículas, determinou-se primeiro a distribuição granulométrica por peneiramento, no qual foram utilizadas peneiras Tyler com base vibratória (Figura 8).

Figura 8 – Peneira e base vibratória utilizada para a determinação do diâmetro médio  $d_{ps}$ .



Para todos os leitos analisados, foram utilizadas as peneiras de 1,981 mm (9 mesh) à 0,104 mm (150 mesh) (Tabela 6). Para o carvão mineral, foram utilizadas as peneiras de 2,794 mm (7 mesh) à 0,074 mm (200 mesh) devido a maior variedade de tamanhos de partículas.

Tabela 6 – Meshes da peneira Tyler utilizada na determinação de  $d_{ps}$ .

Mesh	Abertura [mm]	Mesh	Abertura [mm]
7	2,794	42	0,351
9	1,981	48	0,295
14	1,168	60	0,246
16	0,991	80	0,175
24	0,701	150	0,104
32	0,495	200	0,074

A partir da distribuição granulométrica, foi determinado o diâmetro de Sauter  $d_{ps}$  com a equação (9), onde  $x_i$  é a fração mássica das partículas e  $d_{pi}$  é a média aritmética das aberturas das malhas de duas peneiras adjacentes (Kunii e Levenspiel, 1991; Silva, 2011).

$$d_{ps} = 1 / \sum(x_i / d_{pi}) \quad (9)$$

O diâmetro efetivo das partículas ( $d_p$ ) é obtido pela multiplicação do diâmetro de Sauter ( $d_{ps}$ ) e a esfericidade das partículas ( $\varphi$ ), conforme a equação (10).

$$d_p = \varphi \cdot d_{ps} \quad (10)$$

A massa específica real das partículas ( $\rho$ ), no qual não são incluídos os poros permeáveis e os espaços vazios entre as partículas, foram determinadas seguindo a norma ABNT NBR NM 52. Para os leitos analisados na planta de bancada, utilizou-se a massa das partículas na condição natural de umidade. Para os leitos utilizados nas operações de combustão na planta piloto, utilizou-se a massa das partículas seca em estufa.

A massa específica *bulk* das partículas ( $\rho_b$ ), no qual são incluídos os poros permeáveis e os espaços vazios entre as partículas, foi determinada com a equação (11), a partir de medições experimentais de massa ( $m_s$ ) e volume ( $V_s$ ) dos sólidos, seguindo o modelo apresentado por Sampaio *et al.* (2007) e Melo (2007).

$$\rho_b = m_s / V_s \quad (11)$$

A fração de vazios da condição de mínima fluidização é geralmente considerada igual a do leito fixo ( $\varepsilon_{mf} = \varepsilon_f$ ), pois a altura do leito na condição de mínima fluidização é aproximadamente igual a altura do leito fixo ( $H_{mf} \approx H$ ). A determinação de  $\varepsilon_f$  é realizada experimentalmente a partir das massas específicas *bulk* ( $\rho_b$ ) e real ( $\rho$ ) das partículas (equação 12) (Melo, 2007).

$$\varepsilon_f = \varepsilon_{mf} = 1 - \rho_b / \rho \quad (12)$$

A esfericidade ( $\varphi$ ) é uma propriedade que expressa o formato de uma partícula individual, obtida experimentalmente. Para partículas perfeitamente esféricas considera-se  $\varphi = 1$ , e para partículas não esféricas  $0 < \varphi < 1$ . A Tabela 7 apresenta valores de esfericidade para alguns materiais, encontrados na literatura.

Tabela 7 – Esfericidade para alguns materiais.

Material	Esfericidade ( $\varphi$ )
Areia arredondada	0,86
Areia fina	0,66
Carvão pulverizado	0,73
Carvão betuminoso	0,63
Carbono ativado	0,7 – 0,9

Fonte: Adaptado de Kunii e Levenspiel (1991) e Yang (2003).

A esfericidade efetiva das partículas foi determinada com a equação de Ergun (1952 *apud* Kunii e Levenspiel, 1991)<sup>26</sup> (equação 13), a partir dos valores obtidos experimentalmente para diâmetro de Sauter ( $d_{ps}$ ), fração de vazios ( $\varepsilon_{mf}$ ), queda de pressão ( $\Delta P$ ), e velocidade superficial do gás ( $u$ ). A queda de pressão do leito ( $\Delta P$ ) foi medida para diversas velocidades do gás ( $u$ ). A partir da curva  $\Delta P \times u$  experimental, determinou-se a esfericidade que melhor se ajustou a curva do leito fixo.

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \left( \frac{u \cdot \mu}{\varphi \cdot d_{ps}} \right)^2 + 1,75 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_g \cdot u^2}{\varphi \cdot d_{ps}} \quad (13)$$

Neste trabalho foram utilizados dois leitos com características diferentes, o leito L1 e o leito L2. O leito L1 foi utilizado na primeira operação (OP1) em planta piloto, no qual foram obtidos os dados iniciais de estabilização da combustão do carvão mineral CRM. O leito L2 foi utilizado na planta de bancada a temperatura

<sup>26</sup> ERGUN, S. Fluid flow through packed columns. **Chemical Engineering Progress**, v. 48, p. 89–94, 1952 *apud* KUNII E LEVENSPIEL, 1991.

ambiente, para validação dos modelos matemáticos, e posteriormente nas operações em planta piloto (OP2, OP3, OP4 e OP5).

A Tabela 8 relaciona os valores médios obtidos experimentalmente para o diâmetro de Sauter ( $d_{ps}$ ), massa específica ( $\rho$ ,  $\rho_b$ ), fração de vazios ( $\varepsilon_f = \varepsilon_{mf}$ ) e esfericidade ( $\varphi$ ) dos leitos de areia, e do carvão mineral utilizado. Todos os valores experimentais utilizados na determinação de  $d_{ps}$ ,  $\rho$ ,  $\rho_b$  e  $\varphi$  estão descritos detalhadamente nos apêndices A e B.

Tabela 8 – Caracterização física dos leitos L1, L2 e do carvão mineral.

Propriedade	Unidade	Leito L1	Leito L2	Carvão Mineral
Diâmetro de Sauter [ $d_{ps}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	685	371	506
Massa específica real [ $\rho$ ]	[ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]	2568	2450 <sup>1</sup>	2473 <sup>2</sup>
Massa específica <i>bulk</i> [ $\rho_b$ ]	[ $\text{Kg}/\text{m}^3$ ]	1501	1548	989
Fração de vazios [ $\varepsilon_f = \varepsilon_{mf}$ ]	[-]	0,42	0,37	0,40
Esfericidade [ $\varphi$ ]	[-]	0,69	0,85	-

<sup>1</sup> Umidade natural. <sup>2</sup> Seca em estufa.

L1 – Leito de areia utilizado na operação OP1 em planta piloto.

L2 – Leito de areia utilizado na planta de bancada e nas operações OP2, OP3, OP4 e OP5 na planta piloto.

Para a validação do modelo empírico na planta de bancada, utilizou-se também o leito L2 com diferentes porcentagens de carvão mineral L2(5%), L2(10%) e L2(15%), onde as porcentagens 5 %, 10 % e 15 % correspondem às quantidades de carvão mineral em relação à massa total do leito. Estas porcentagens foram determinadas, baseando-se na condição de estabilização obtida na operação OP1, no qual a taxa mássica de carvão mineral alimentado correspondeu à aproximadamente 13 % em relação à massa total de inertes no leito (Tabela 9).

Tabela 9 – Quantidades aproximadas de material no leito durante a estabilização da operação (OP1).

Massa aproximada de inertes no leito (areia)	[kg]	233
Massa de carvão mineral alimentado	[kg/h]	31
% em massa de carvão no leito	[h <sup>-1</sup> ]	13,3

As características físicas dos leitos L2(5%), L2(10%) e L2(15%) são descritas na Tabela 10.

Tabela 10 – Caracterização física dos leitos L2(5%), L2(10%) e L2(15%).

Propriedade	Unidade	Leito L2(5%)	Leito L2(10%)	Leito L2(15%)
Diâmetro de Sauter [ $d_{ps}$ ]	[ $\mu\text{m}$ ]	377	391	393
Massa específica real [ $\rho$ ]	[ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]	2412	2369	2324
Massa específica <i>bulk</i> [ $\rho_b$ ]	[ $\text{Kg}/\text{m}^3$ ]	1538	1476	1471
Fração de vazios [ $\varepsilon_f = \varepsilon_{mf}$ ]	[-]	0,36	0,38	0,37
Esfericidade [ $\varphi$ ]	[-]	1	0,99	0,97

Observa-se na Tabela 10 que com a adição de carvão mineral no leito L2, houve um pequeno aumento no tamanho médio das partículas, e diminuição na massa específica. A fração de vazios apresentou pouca variação e a esfericidade média do leito indica um comportamento próximo ao de partículas esféricas.

### 5.3 PLANTA DE BANCADA

A planta de bancada utilizada para a validação dos modelos matemáticos a temperatura ambiente, é feita de acrílico com geometria semelhante à planta piloto. Suas dimensões foram reduzidas em relação às medidas internas da planta piloto de modo a manter os mesmos ângulos de inclinação na região do leito (Figuras 9 e 10). Esta redução nas medidas foi estabelecida baseando-se em diversos trabalhos em planta de leito fluidizado em escala de bancada com diâmetro interno entre 0,20 e 0,40 m (e.g. Hodapp *et al.*, 2012, Jaso, 2012, Papadikis *et al.*, 2009, Huilin *et al.*, 2003, Tarelho, 2001).

Figura 9 – Dimensões da planta de bancada.

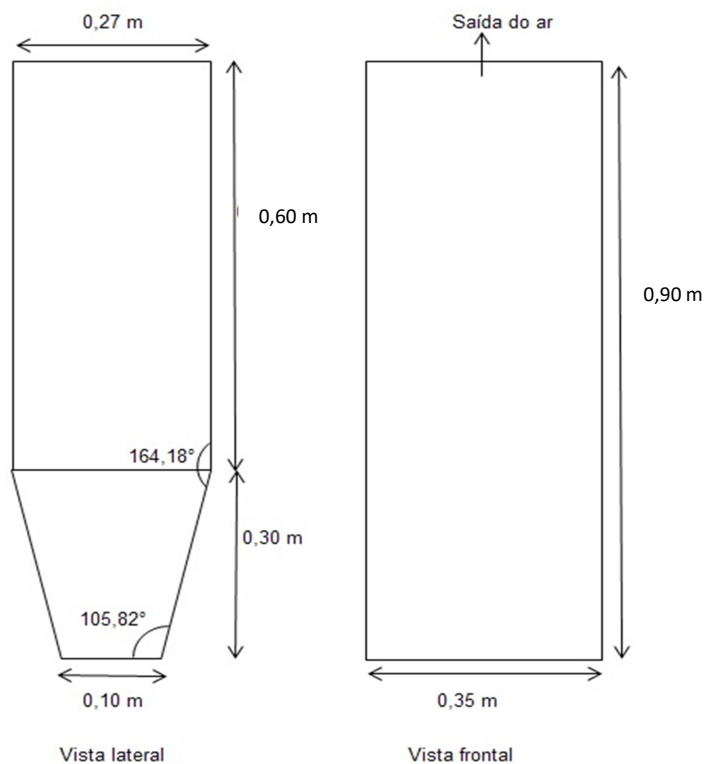
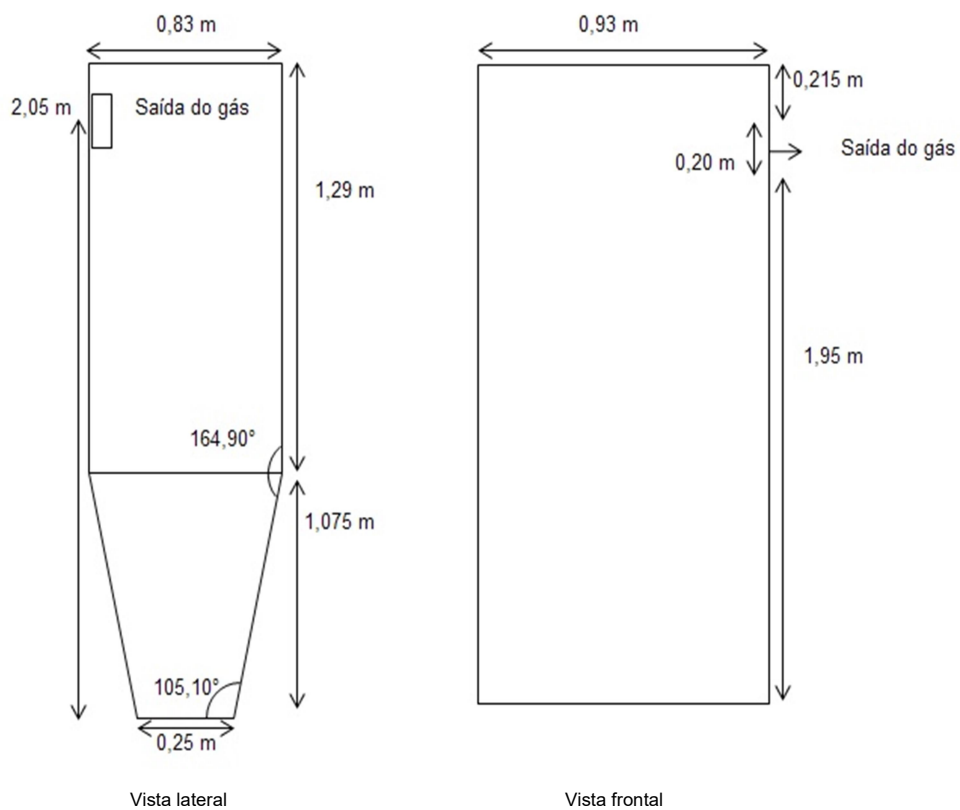


Figura 10 – Dimensões da planta piloto.



O distribuidor de ar da planta de bancada, construído em PVC, foi projetado com a finalidade de gerar uma distribuição uniforme do ar dentro do reator e apresentar um comportamento fluidodinâmico próximo do que ocorre na planta piloto (Figuras 11 e 12). A Tabela 11 relaciona as características de cada distribuidor.

Figura 11 – Vista superior do conjunto de tubos formadores do distribuidor de ar da (a) planta de bancada e da (b) planta piloto



Figura 12 – Detalhe do distribuidor de ar da planta de (a) bancada e (b) piloto.

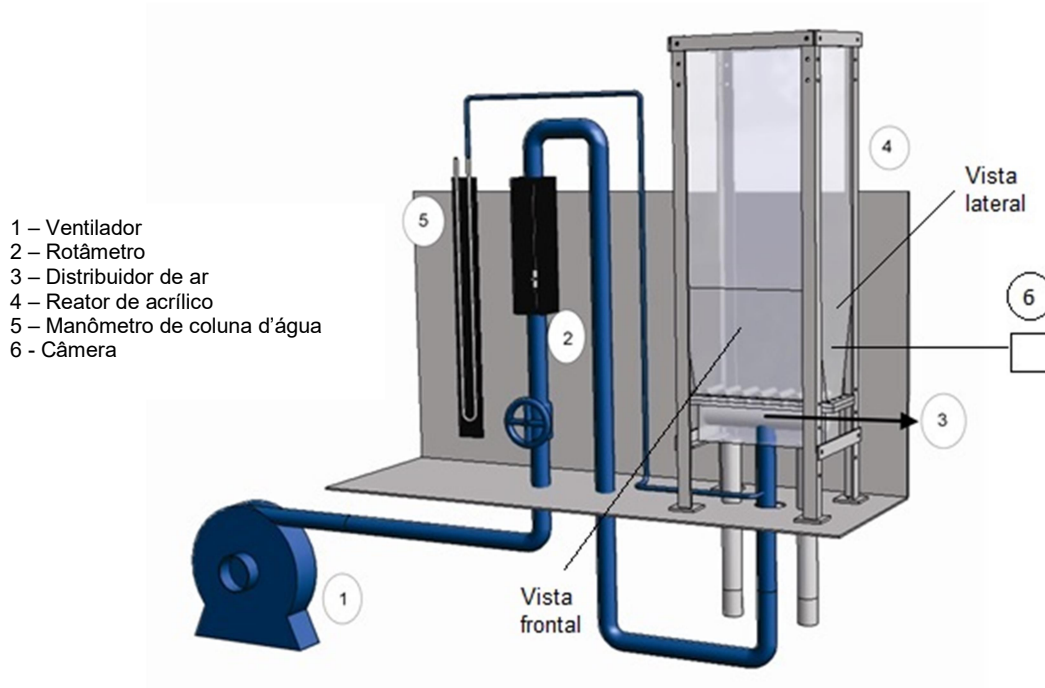


Tabela 11 – Caracterização dos distribuidores de ar.

		Piloto	Bancada
Número de tubos		24	7
Número de orifícios		384	266
Distância entre orifícios	$l_{or}$ [mm]	7,7	10
Diâmetro dos orifícios	$d_{or}$ [mm]	5	1,5
Orifícios por metro quadrado	$N_{or}$ [m <sup>-2</sup> ]	1652	7600

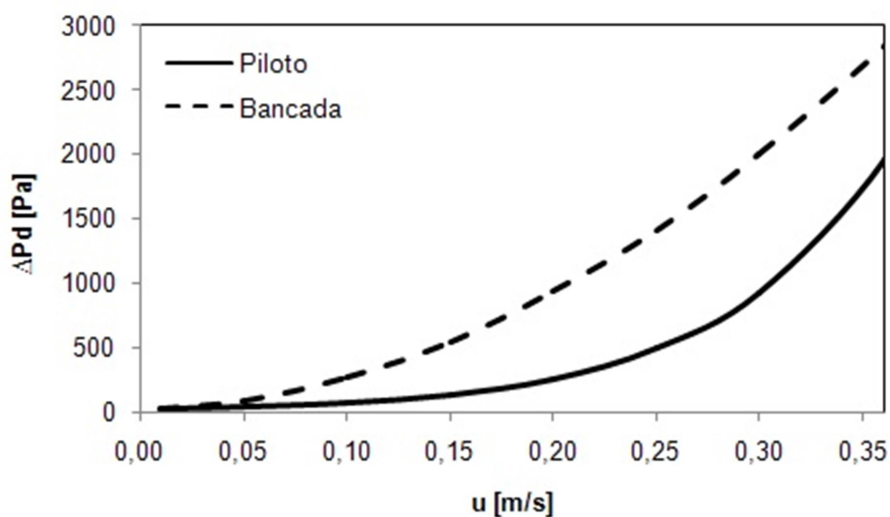
A Figura 13 ilustra o arranjo experimental da planta de bancada, onde ar é utilizado como gás de fluidização. Este ar, controlado manualmente por uma válvula, é distribuído uniformemente pelo distribuidor de ar dentro do reator. Um manômetro de coluna d'água fornece a pressão antes do distribuidor, a qual permite calcular a queda de pressão do leito. Para este cálculo, foi descontada a queda de pressão do distribuidor (Figura 14), e comparada com a pressão atmosférica acima do leito.

Figura 13 – Arranjo experimental da planta de bancada.



Fonte: CIENTEC

Figura 14 – Curva da queda de pressão do distribuidor de ar da planta de bancada e planta piloto.





Para a determinação da velocidade superficial média do gás, utilizou-se um rotâmetro de vazão máxima de 1500 L/min, com precisão industrial standart estimada de +/- 2%. Considerando a área transversal média da região do leito, a faixa de velocidade média do gás foi de 0 à 0,36 m/s. Esta faixa de velocidade tornou-se uma limitação na análise fluidodinâmica, pois a velocidade terminal de alguns tamanhos de partículas ( $u_t$ ) é superior a 0,36 m/s.

A Tabela 12 relaciona todos os testes realizados na planta de bancada a temperatura ambiente. A melhor mistura gás-sólido observada na planta de bancada ocorre a partir de  $u \approx 0,29$  m/s, o que torna a faixa de velocidades do gás analisada pequena.

Tabela 12 – Testes realizados na planta de bancada a temperatura ambiente.

Leito	Altura do leito fixo H [m]	Velocidade superficial média do gás no leito u [m/s]
L2	0,09	0,29 – 0,36
	0,12	
	0,15	
L2(5%)	0,09	
L2(10%)		
L2(15%)		

Utilizando o leito L2, composto apenas de areia, foi analisada a variação na altura do leito fixo (H) e na velocidade superficial do gás (u). Para os leitos L2(5%), L2(10%) e L2(15%), composto de areia e carvão mineral, a altura do leito foi mantida fixa, em  $H = 0,09$  m, e analisou-se a variação na velocidade superficial do gás (u).

#### 5.4 ANÁLISE DAS BOLHAS

As características das bolhas formadas foram analisadas apenas para o leito L2, no qual foram determinadas o tamanho médio ( $d_b$ ) e velocidade média de ascensão ( $u_b$ ).

Para a validação do modelo de dinâmica das bolhas, existem algumas técnicas não intrusivas que promovem boas observações visuais, tais como:

- Raio-X ou XRT - *X-ray computed tomography* (Rowe e Everett, 1972; Verma *et al.*, 2016);
- Técnicas cinematográficas combinadas com raio-X (Chiba *et al.*, 1975 e Saxena *et al.*, 1984);
- Sondas de fibra ótica (Glicksman *et al.*, 1987; Rudisuli, 2012);
- Sondas de pressão (Atkinson e Clark, 1988);
- Laser (Sung e Burgess, 1987);
- Técnicas de fotografia ou DIAT – *Digital image analysis technique* (Agarwal, 1985; Lim e Argawal, 1990; Gera e Gautarn, 1995; Hull *et al.*, 1999; Prieto, 1997; Caicedo *et al.*, 2003; Shen *et al.*, 2004; Busciglio *et al.*, 2008 e 2009).

No presente trabalho, o reator de acrílico utilizado possui uma geometria 3-D, o que gera algumas limitações para a aplicação da técnica DIAT. A visualização das bolhas ocorre apenas nas laterais do reator (figura 8) e na superfície do leito. Na parte frontal do reator é possível observar o movimento de descida das partículas.

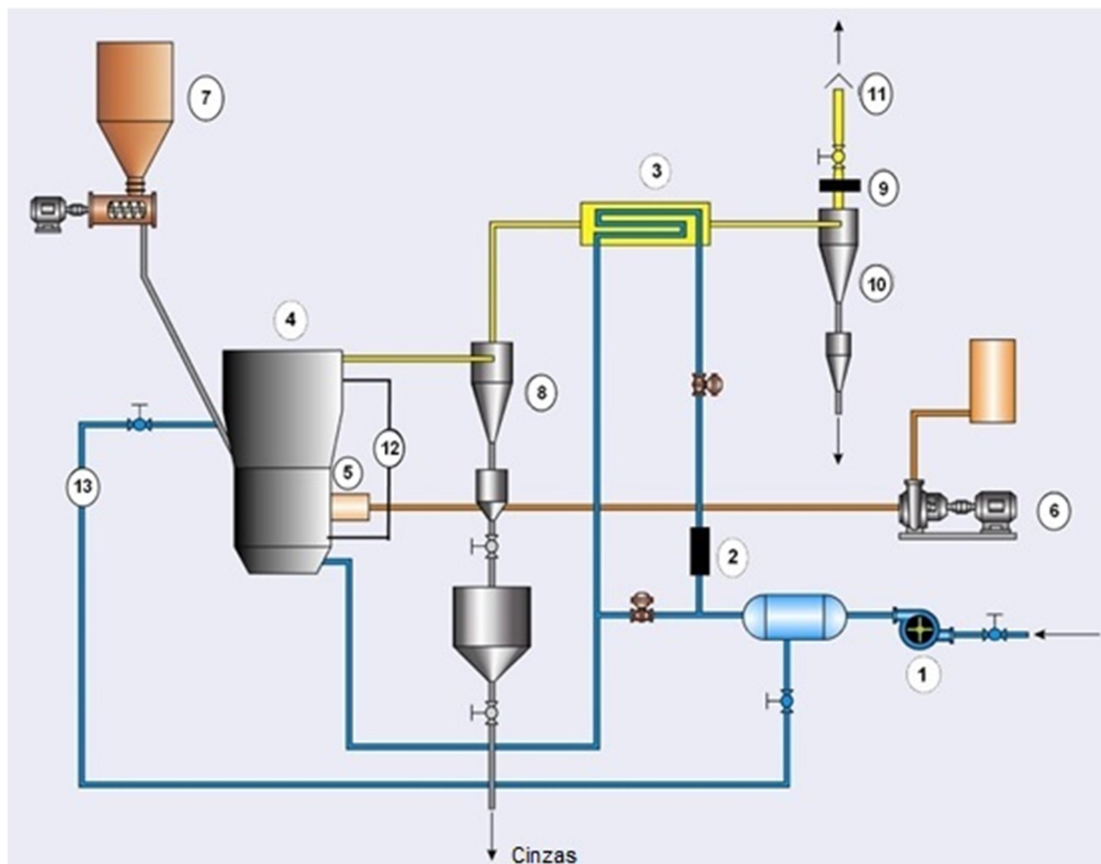
Para a aplicação desta técnica, utilizou-se uma câmera Panasonic Lumix DMC-FS15 para observar com mais detalhes a formação, formato, tamanho e velocidade das bolhas. Foram realizadas filmagens, das quais foram gerados aproximadamente 20 quadros (*frames*) por segundo. A câmera foi posicionada a uma distância de 0,50 m de uma das laterais do reator de modo a evitar reflexos indesejáveis que pudessem atrapalhar as análises (Figura 13). Os valores do tamanho médio das bolhas  $d_b$  foram medidos em cada quadro (*frame*), em um intervalo de tempo de 2 s.

Para a determinação da velocidade média das bolhas ( $u_b$ ) foram realizadas 10 medições do tempo inicial de formação da bolha, e final, quando a bolha alcança a superfície do leito. A partir deste intervalo de tempo, e da expansão média do leito (altura que a bolha percorre), determinou-se a velocidade aproximada de ascensão das bolhas.

## 5.5 PLANTA PILOTO

A Figura 15 ilustra o fluxograma da planta piloto, utilizada para as operações de combustão do carvão mineral CRM.

Figura 15 - Fluxograma da planta piloto.



O gás (ar) gerado pelo ventilador (1), passa pelo vórtex (2) onde é registrada a vazão mássica de gás instantânea. Este gás é pré-aquecido no trocador de calor (3), e entra no reator (4) junto ao queimador (5). Este gás é distribuído uniformemente pelo distribuidor de ar dentro do reator. Uma pequena fração de ar, aproximadamente 150 L/min, é utilizada na alimentação do carvão (13). Álcool (6) é utilizado para o aquecimento do leito até aproximadamente 500 °C. A partir desta temperatura, carvão é alimentado (7) gradualmente até a temperatura do leito permanecer crescente sem o auxílio do álcool. A estabilização da operação foi estabelecida ajustando a alimentação de combustível e ar para que a temperatura do leito permanecesse em torno de 850 °C. Com a temperatura do leito estabilizada, as amostras de cinzas, utilizadas para a análise do teor de carbono residual, foram retiradas do primeiro ciclone (8). O ponto de análise dos gases gerados na combustão (9), localiza-se após o segundo ciclone (10) e antes da chaminé (11). A queda de pressão do leito (12) é determinada por dois transdutores de pressão, no qual um mede a pressão estática abaixo do distribuidor de ar (*plenum*) e outro na

região de *freeboard*. Na determinação da queda de pressão do leito foi descontada a queda de pressão do distribuidor de ar (figura 13). Mais detalhes dos equipamentos das plantas de bancada e piloto são apresentados no apêndice C.

A Tabela 13 relaciona as condições de todas realizadas na planta piloto. O período de estabilização de cada operação foi em média de 1 hora e meia. Neste período foram analisados os teores de CO e CO<sub>2</sub> nos gases de combustão, e recolhidas amostras das cinzas geradas para análise posterior do teor de carbono residual. As operações em planta piloto não foram mais longas devido à limitação de pessoal para acompanhamento das operações.

Tabela 13 – Testes realizados na planta piloto a 850°C.

Leito	Altura do leito fixo H [m]	Velocidade superficial média do gás no leito u [m/s]	Operação
L1	0,45	0,42	OP1
L2	0,30	0,51	OP2
L2	0,30	0,30	OP3
L2	0,45	0,48	OP4
L2	0,45	0,42	OP5

## 5.6 ANÁLISE DOS GASES E DAS CINZAS

A análise da composição dos gases gerados durante a estabilização das operações em planta piloto foi realizada com o equipamento PCA3 (*Portable Combustion Analyzer*) da Bacharach. Este equipamento fornece os teores de O<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, NO, NO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> e excesso de ar nos gases de combustão. Neste trabalho, utilizou-se o analisador de gases PCA3 para a análise dos teores de O<sub>2</sub>, CO e NO<sub>x</sub> nos gases de combustão.

Os teores de carbono residual presente nas cinzas, foram analisados após cada operação, obedecendo a norma ASTM D 5373 (1993). Para esta análise foi utilizado o Analisador Termogravimétrico TGA 701 da LECO Corporation seguindo o método D-7582/10e1.

## 6 MODELAGEM FLUIDODINÂMICA DO LEITO FLUIDIZADO

Na modelagem do leito fluidizado, a condição de mínima fluidização é determinada a partir das propriedades físicas das partículas que constituem o leito, no qual se define a queda de pressão ( $\Delta P$ ) e velocidade superficial do gás ( $u_{mf}$ ). A partir destas definições, obtém-se valores aproximados da velocidade de ascensão ( $u_b$ ) e diâmetro médio ( $d_b$ ) das bolhas formadas, as quais influenciam na transferência de massa e energia.

### 6.1 QUEDA DE PRESSÃO

No estado de fluidização, a queda de pressão do leito foi obtida a partir do balanço de forças, dado pelas equações 14 e 15.

$$(\text{Empuxo}) = (\text{Peso do leito})$$

ou

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{(Queda de} \\ \text{pressão)} \end{array} \right\} \left\{ \begin{array}{l} \text{(Área da} \\ \text{seção} \\ \text{transversal} \\ \text{do leito)} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{(Volume} \\ \text{do leito)} \end{array} \right\} \left\{ \begin{array}{l} \text{(Fração} \\ \text{volumétrica} \\ \text{de sólidos)} \end{array} \right\} \left\{ \begin{array}{l} \text{(Peso} \\ \text{específico} \\ \text{dos sólidos)} \end{array} \right\}$$

sendo o mesmo que

$$\Delta P \cdot A_t = A_t \cdot H \cdot (1 - \varepsilon_g) (\rho_s - \rho_g) g \quad (14)$$

ou

$$\frac{\Delta P}{H} = (1 - \varepsilon_g) (\rho_s - \rho_g) g \quad (15)$$

A queda de pressão do leito fixo é calculada a partir da equação de Ergun (1952) (equação 13), a qual inclui o termo de viscosidade mais o termo de energia cinética.

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{u \cdot \mu}{(\varphi \cdot d_{ps})^2} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_g \cdot u^2}{\varphi \cdot d_{ps}} \quad (13)$$

Portanto, a equação 13, descrita no capítulo 5, determina a queda de pressão para o leito fixo, a qual aumenta linearmente com o aumento da velocidade superficial do gás, e a equação 15 para o leito fluidizado, no qual  $\Delta P$  se mantém praticamente constante. Assim, traçando um gráfico  $\Delta P \times u$  para cada equação, o ponto em que as duas retas se cruzam encontra-se a velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ) (Mota, 1997).

## 6.2 VELOCIDADE DO GÁS

Igualando as equações 13 e 15, obtém-se a velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ), a qual é reescrita em função do número de Reynolds na mínima fluidização ( $Re_{mf}$ ) e do número de Arquimedes (Ar) (equação 16, 17 e 18).

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \varphi} \cdot Re_{mf}^2 + 150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \varphi^2} \cdot Re_{mf} = Ar \quad (16)$$

onde

$$Re_{mf} = \frac{d_p \cdot \rho_g \cdot u_{mf}}{\mu} \quad (17)$$

e

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (18)$$

A partir da equação 16, a velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ) foi determinada com a equação 19 para Reynolds menor que 20.

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 \cdot (\rho_s - \rho_g) g}{150 \cdot \mu} \cdot \frac{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \varphi^2}{1 - \varepsilon_{mf}} \quad \text{Re} < 20 \quad (19)$$

### 6.3 VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTÍCULAS

A velocidade terminal das partículas ( $u_t$ ) define a velocidade máxima do gás para que as partículas não sejam arrastadas pra fora do reator. Ou seja, o arraste de partículas ocorrerá sempre que a velocidade superficial do gás for maior que a velocidade terminal das partículas ( $u > u_t$ ).

Neste trabalho, a velocidade terminal das partículas foi obtida com a equação 21, onde  $C_D$  é o coeficiente de arrasto da partícula, dado pela equação 22, para partículas não esféricas, e equação 23 para partículas esféricas (Kunii e Levenspiel, 1991).

$$u_t = \left[ 4 \cdot d_p \cdot (\rho_s - \rho_g) g / 3 \cdot \rho_g C_D \right]^{1/2} \quad (21)$$

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}} \cdot \left[ 1 + (8,1716 \cdot e^{4,0655 \varphi}) \cdot \text{Re}^{0,0964 + 0,5565 \varphi} \right] + \frac{73,69 \cdot (e^{5,0748 \varphi}) \cdot \text{Re}}{\text{Re} + 5,378 \cdot e^{6,2122 \varphi}} \quad (22)$$

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}} + 3,3643 \cdot \text{Re}^{0,3471} + \frac{0,4607 \cdot \text{Re}}{\text{Re} + 2682,5} \quad (23)$$

A velocidade terminal das partículas também foi analisada com o modelo de Haider e Levenspiel (1989 *apud* Kunii e Levenspiel, 1991)<sup>27</sup>, no qual se utiliza o diâmetro das partículas adimensional ( $d_p^*$ ) e velocidade do gás adimensional ( $u_t^*$ ) (equações 24 a 27).

<sup>27</sup> HAIDER A., LEVENSPIEL O. Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles. *Powder Technology*, v. 58, p. 63 - 70, 1989 *apud* KUNII E LEVENSPIEL, 1991.

$$d_p^* = d_p \cdot [\rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) g / \mu^2]^{1/3} \quad (24)$$

$$u_t^* = \left[ (18/d_p^{*2}) + (2335 - 1744\phi/d_p^{*0.5}) \right]^{-1} \quad 0,5 < \phi < 1 \quad (25)$$

$$u_t^* = \left[ (18/d_p^{*2}) + (0,591/d_p^{*0.5}) \right]^{-1} \quad \phi = 1 \quad (26)$$

$$u_t = u_t^* \cdot [\mu_g \cdot (\rho_s - \rho_g) g / \rho_g^2]^{1/3} \quad (27)$$

#### 6.4 EXPANSÃO DO LEITO

A altura do leito expandido ( $H_e$ ) foi determinada a partir de um balanço material (equação 28), onde  $u_b$  é a velocidade média de ascensão das bolhas e  $u_{br}$  é a velocidade de ascensão de uma única bolha.

$$H_e = H \cdot \frac{u_b}{u_{br}} \quad (28)$$

Conhecendo  $H_e$ , a fração de vazio do leito expandido ( $\varepsilon_g$ ) foi obtida com a equação (29).

$$H_e = \frac{H_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{(1 - \varepsilon_g)} \quad (29)$$

#### 6.5 BOLHAS

Para analisar o comportamento dinâmico das bolhas em leito fluidizado, é fundamental conhecer o seu diâmetro médio e velocidade média de ascensão.

##### 6.5.1 Diâmetro médio



O diâmetro médio das bolhas ( $d_b$ ) foi determinado utilizando o modelo de Mori e Wen (1975 *apud* Wanderley, 2010)<sup>28</sup>, dado pela equação 30, onde  $z$  é a altura do leito,  $d_{b0}$  é o diâmetro inicial das bolhas (equação 31),  $d_{bm}$  é o diâmetro máximo das bolhas (equação 32),  $d_r$  é o diâmetro do reator e  $N_{or}$  o número de orifícios por metro quadrado.

$$d_b = d_{bm} - (d_{bm} - d_{b0}) \cdot e^{(-0,3 \cdot z / d_r)} \quad (30)$$

$$d_{b0} = \frac{1,3}{g^{0,2}} \cdot [(u - u_{mf}) / N_{or}]^{0,4} \quad (31)$$

$$d_{bm} = 0,652 \cdot [A_t \cdot (u - u_{mf})]^{0,4} \quad (32)$$

### 6.5.2 Velocidade de ascensão

Para o cálculo da velocidade média de ascensão das bolhas, foi utilizado o modelo de Davidson e Harrison (1963), dado pela equação 33, onde  $u_{br}$  é a velocidade de ascensão de uma única bolha, ou velocidade relativa (equação 34), e  $C$  é uma constante igua a 0,711.

$$u_b = u_{br} + u - u_{mf} \quad (33)$$

$$u_{br} = C \cdot (g \cdot d_b)^{1/2} \quad (34)$$

O modelo de Davidson e Harrison (1963) é baseado no modelo de duas fases, o qual não considera os efeitos da nuvem e rastro das bolhas. Por isso os valores obtidos com este modelo são geralmente menores que a velocidade real da bolha, sendo que esta diferença é mais significativa para leitos de diâmetros grandes e partículas finas (Wanderley, 2010).

<sup>28</sup> MORI, S., WEN, C.Y. Estimation of bubble diameter in gaseous fluidized beds. **AICHE Journal**, v. 21, p. 109-115, 1975 *apud* WANDERLEY, 2010.

### 6.5.3 Fração de Bolhas no Leito

Segundo o modelo de três fases, a fração de bolhas no leito depende da velocidade das bolhas ( $u_b$ ), conforme relacionado na Tabela 14 (Kunii e Levenspiel, 1991).

Tabela 14 - Fração de bolhas no leito segundo o modelo K-L.

<p><b>Bolhas lentas</b> <math>u_b &lt; u_{mf} / \epsilon_{mf}</math></p>	$\delta = \frac{u - u_{mf}}{u_b + 2 \cdot u_{mf}}$	<p>(35)</p>
<p><b>Bolhas intermediárias</b> <math>u_b \approx u_{mf} / \epsilon_{mf}</math></p>	$\delta = \frac{u - u_{mf}}{u_b + u_{mf}}$	<p>(36)</p>
<p><math>u_b \approx 5 \cdot u_{mf} / \epsilon_{mf}</math></p>	$\delta = \frac{u - u_{mf}}{u_b}$	<p>(37)</p>
<p><b>Bolhas rápidas</b> <math>u_b &gt; 5 \cdot u_{mf} / \epsilon_{mf}</math></p>	$\delta = \frac{u - u_{mf}}{u_b - u_{mf}}$	<p>(38)</p>

## 6.6 TRANSFERÊNCIA DE MASSA

A transferência de massa em leito fluidizado pode ocorrer de duas maneiras. A primeira ocorre entre o gás e a partícula sólida, similar a diversas outras operações que envolvem estas fases. A segunda maneira ocorre entre as fases do leito (bolha, nuvem e emulsão), o qual se aplica apenas em operações em leito fluidizado.

### 6.6.1 Transferência de Massa bolha-emulsão

Considerando uma espécie química “ $i$ ” em uma bolha de volume  $V_b$ , o coeficiente global de troca gasosa para a transferência de massa, desta espécie nas interfaces bolha-nuvem ( $K_{bc}$ ), nuvem-emulsão ( $K_{ce}$ ), e o coeficiente global bolha-emulsão ( $K_{be}$ ) são descritos nas equações 39, 40 e 41, onde  $C_{ib}$ ,  $C_{ic}$  e  $C_{ie}$

representam as concentrações da espécie “i” nas fases bolha, nuvem e emulsão, respectivamente.

$$-\frac{1}{V_b} \cdot \frac{dN_{ib}}{dt} = -u_b \cdot \frac{dC_{ib}}{dz} = K_{be} \cdot (C_{ib} - C_{ie}) \quad (39)$$

$$-\frac{1}{V_b} \cdot \frac{dN_{ib}}{dt} = -u_b \cdot \frac{dC_{ib}}{dz} = K_{bc} \cdot (C_{ib} - C_{ic}) \quad (40)$$

$$-\frac{1}{V_b} \cdot \frac{dN_{ic}}{dt} = -u_b \cdot \frac{dC_{ic}}{dz} = K_{ce} \cdot (C_{ic} - C_{ie}) \quad (41)$$

O coeficiente global de troca gasosa  $K_{be}$  (equação 42) é dado em  $[s^{-1}]$ , e representa o volume de gás transferido da bolha para a emulsão e da emulsão para a bolha por unidade de volume da bolha e por unidade de tempo.

$$\frac{1}{K_{be}} = \frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{K_{ce}} \quad (42)$$

Este coeficiente entre as bolhas e o resto do leite pode ser expresso pela razão adimensional de troca gasosa, ou *crossflow ratio* ( $X_b$ ), o qual representa o número de vezes que a bolha de gás é substituída conforme a bolha passa através do leite (equação 43).

$$X_b = \frac{K_{be}}{u_b/H_e} \quad (43)$$

O coeficiente de transferência de massa  $\kappa_{be}$   $[m/s]$  da bolha de volume  $V_b$  e superfície  $S_{be}$ , para a fase densa foi obtido com as equações 44 e 45, onde  $a_b$  é a área interfacial da bolha por unidade de volume.

$$\kappa_{be} = \frac{K_{be} \cdot \delta}{a_b} = \frac{K_{be} \cdot d_b}{6} \quad (44)$$

$$a_b = \frac{S_{be} \cdot \delta}{V_b} = \frac{6 \cdot \delta}{d_b} \quad (45)$$

A troca gasosa bolha-nuvem ocorre por difusão ( $S_{bc} \cdot \kappa_{bc}$ ) e convecção ( $q$ ), conforme a equação 46, sendo  $D$  o coeficiente de difusividade gasosa e  $g$  é a constante gravitacional

$$-\frac{dN_{ib}}{dt} = (q + S_{bc} \cdot \kappa_{bc})(C_{ib} - C_{ic}) \quad (46)$$

onde

$$q = \frac{3\pi}{4} \cdot u_{mf} \cdot d_b^2 \quad (47)$$

e

$$\kappa_{bc} = 0,975 \cdot D^{1/2} \cdot (g/d_b)^{1/4} \quad (48)$$

Utilizando as equações (47) e (48), e baseando-se no volume da bolha, Kunii e Levenspiel (1991) obtiveram a equação 49 para o coeficiente de troca gasosa bolha-nuvem ( $K_{bc}$ ).

$$K_{bc} = 4,5 \cdot \frac{u_{mf}}{d_b} + 5,85 \cdot \frac{D^{1/2} \cdot g^{1/4}}{d_b^{5/4}} \quad (49)$$

A troca gasosa entre as fases nuvem e emulsão ocorre apenas por difusão ( $S_{ce} \cdot \kappa_{ce}$ ), conforme a equação 50.

$$-\frac{dN_{ic}}{dt} = S_{ce} \cdot \kappa_{ce} \cdot (C_{ic} - C_{ie}) \quad (50)$$

onde

$$\kappa_{ce} = [4.D.\varepsilon_{mf} / \pi.t_b]^{1/2} \quad (51)$$

$$\frac{S_{ce}}{V_b} = \frac{6}{d_b} \quad (52)$$

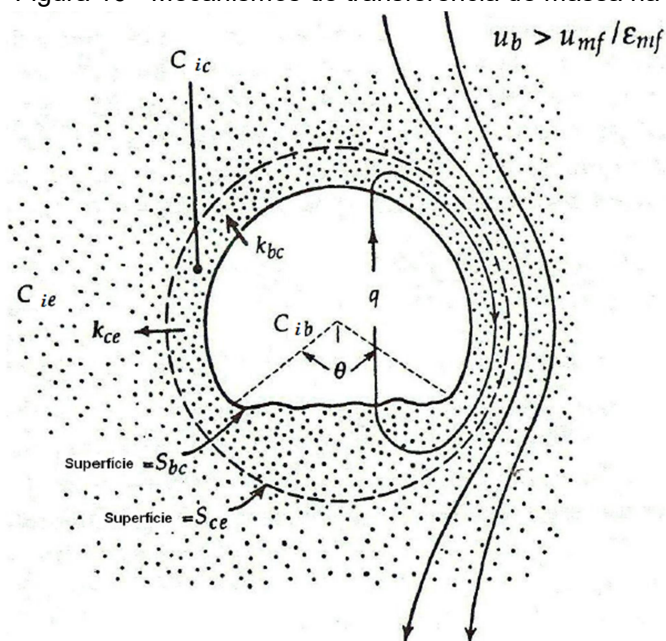
$$t_b \approx \frac{d_b}{u_{br}} \quad (53)$$

e chegando a seguinte expressão (equação 54) para o coeficiente de troca gasosa nuvem-emulsão ( $K_{ce}$ ):

$$K_{ce} = 6,77 \cdot [D.\varepsilon_{mf} . u_{br} / d_b^3]^{1/2} \quad (54)$$

Os mecanismos de transferência de massa entre as fases do leito, descritos com as equações 39 à 54, são ilustrados na Figura 16.

Figura 16 - Mecanismos de transferência de massa na bolha.



Fonte: Kunii e Levenspiel, 1991.

### 6.6.2 Transferência de Massa Gás-Sólido

O coeficiente de transferência de massa  $\kappa_g$  [m/s], entre a partícula reativa esférica e o ambiente em que está exposta, é determinado com a equação proposta por Froessling (1938) a partir do número de Sherwood (Sh), o qual representa a razão entre a transferência de massa convectiva e a transferência de massa difusiva (equação 55). O número de Schmidt (Sc) representa a razão entre a difusividade viscosa e a difusividade molecular, determinado com a equação (56).

$$\text{Sh} = \frac{\kappa_g \cdot d_{pc}}{D} = 2 + 0,6 \cdot \text{Re}^{1/2} \cdot \text{Sc}^{1/3} \quad (55)$$

$$\text{Sc} = \frac{\mu}{\rho \cdot D} \quad (56)$$

Existirem muitos estudos que utilizam diferentes técnicas experimentais para determinar o coeficiente de transferência de massa entre as partículas e o gás de fluidização. Kunii e Levenspiel (1991) apresentam alguns destes estudos no qual relaciona o número de Sherwood do leito ( $\text{Sh}_{\text{bed}}$ ) e o número de Reynolds (Re).

Assumindo que todo gás (ar) entra no leito como bolha, e no estado estacionário a variação da concentração molar da espécie “i” é dada com o aumento na concentração  $C_i$  em função da altura da bolha, tem-se a equação (57), onde  $S_p$  é a superfície da partícula e  $k_{d,\text{bed}}$  representa o coeficiente de transferência de massa da espécie “i” da partícula reativa para a bolha antes de sair do leito,

$$\frac{1}{S_p} \frac{dN_i}{dz} = k_{d,\text{bed}} (C_{i,p} - C_{i,b}) \quad (57)$$

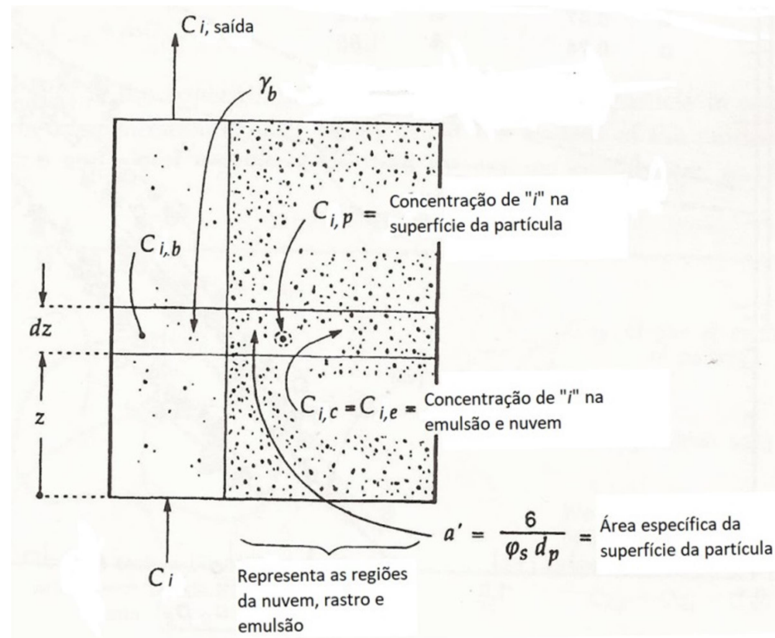
ou em termos do aumento da concentração de “i” nas bolhas ascendentes (equação 58), onde  $a'$  é área da superfície específica das partículas (equação 59) e  $d_{\text{sph}}$  é o tamanho médio da partícula esférica.

$$\frac{dC_{i,b}}{dt} = u_b \frac{dC_{i,b}}{dz} = \frac{k_{d,bed}(1-\varepsilon)a'}{\delta} (C_{i,p} - C_{i,b}) \quad (58)$$

$$a' = \frac{6}{\varphi \cdot d_{sph}} \quad (59)$$

A Figura 17 ilustra o modelo utilizado por Kunii e Levenspiel (1991) para descrever a transferência de massa gás-sólido em leito fluidizado.

Figura 17 - Modelo de transferência de massa gás-sólido em leito fluidizado.



Fonte: Adaptado de Kunii e Levenspiel (1991).

Assumindo que a concentração do componente "i" na superfície da partícula entra em equilíbrio rapidamente com o restante do leito ( $C_{ip} \approx C_{ie} \approx C_{ic}$ ), tem-se em termos de coeficiente de troca gasosa global para a transferência de massa no leito  $K_d$  [ $s^{-1}$ ], descrito pelas equações 60 e 61:

$$\frac{1}{V_b} \frac{dN_i}{dt} = u_b \frac{dC_{i,b}}{dz} = K_d (C_{i,p} - C_{i,b}) \quad (60)$$

onde

$$K_d = \gamma_b \cdot \frac{6 \cdot Sh \cdot D}{\phi d_p^2} + K_{bc} \quad (61)$$

e  $\gamma_b$  é a fração de sólidos nas bolhas com valor estimado de 0,005 (Kunii e Levenspiel, 1991). Portanto, o coeficiente  $K_d$  representa a adição do componente “ $i$ ” nas bolhas a partir de duas fontes:

$$K_d = \{\text{Partículas dispersas nas bolhas}\} + \{\text{transferência bolha-nuvem}\}$$

O cálculo do número de sherwood do leito  $Sh_{bed}$  foi obtido com a equação 62, e o coeficiente  $\kappa_{d,bed}$  com a equação 63 (Kunii e Levenspiel, 1991).

$$Sh_{bed} = \frac{\delta}{1-\varepsilon} \left[ \gamma_b \cdot Sh + \frac{\phi \cdot d_{ps}^2}{6 \cdot D} \cdot K_{bc} \right] \quad (62)$$

$$\kappa_{d,bed} = \frac{Sh_{bed} \cdot D}{d_p} \quad (63)$$

## 6.7 TEMPO DE RESIDÊNCIA

O tempo de residência médio  $t_s$ , é determinado de acordo com o modelo utilizado por Dalla Zen (2000), descrito na equação 64, onde  $T_m$  é a temperatura máxima no leito (ponto que corresponde à altura zero),  $T_s$  é a temperatura de saída dos gases,  $V$  é o volume analisado entre  $T_m$  e  $T_s$ , e  $Q$  é a vazão dos gases.

$$t_s = 273 \cdot V \cdot \ln(T_s/T_m) / [Q \cdot (T_s - T_m)] \quad (64)$$

Neste trabalho,  $t_s$  se refere ao tempo entre o termopar localizado a 360 mm acima do distribuidor de ar, onde se obteve a temperatura máxima  $T_m$ , e a saída dos gases. A vazão dos gases  $Q$  foi determinada a partir do balanço de massa para o respectivo excesso de ar de cada operação. O volume interno  $V$  analisado é de 1,5 m<sup>3</sup>, portanto, neste cálculo não é levado em consideração o tempo de residência em boa parte da região do leito (do distribuidor até a altura de 360 mm). Para este cálculo se assume que a variação da temperatura dos gases, entre  $T_m$  e  $T_s$ , é linear.



## 7 MODELAGEM NUMÉRICA DO LEITO FLUIDIZADO

Neste capítulo é descrito o modelo numérico utilizado para analisar a fluidodinâmica dentro do reator de LFB, em escala de bancada e piloto, baseado no manual teórico do MFIX (Syamlal *et al.*, 1993).

Foram analisados os perfis médios no tempo da distribuição da pressão, da velocidade e fração volumétrica da fase gasosa e da fase sólida dentro do reator, além do formato e frequência das bolhas formadas. Todas as imagens foram obtidas no pós-processador de dados *Paraview*.

### 7.1 MFIX – MULTIPHASE FLOW WITH INTERPHASE EXCHANGES

O modelo numérico utilizado no presente trabalho se baseia na teoria fluidodinâmica para escoamentos multifásicos do tipo gás-sólido particulado adaptada de Syamlal *et al.* (1993) e Benyahia *et al.* (2009), a qual compõe o manual teórico do código MFIX.

O código MFIX, é livre e aberto, desenvolvido pelo NETL (*National Energy Technology Laboratory*). A fundamentação teórica é baseada nas clássicas equações de conservação de massa, energia e quantidade de movimento, acopladas a equações que modelam as interações entre as fases, baseados nas equações de cinética química, em correlações experimentais e em modelos derivados da Teoria Cinética dos Escoamentos Granulares ou KTGF. O modelo numérico baseia-se no método dos volumes finitos.

Neste trabalho, utilizou-se a abordagem Euler-Euler onde cada uma das fases é modelada como um meio contínuo a partir de um referencial fixo no espaço. Esta abordagem é a mais utilizada em simulações de aplicação em leito fluidizado devido ao menor tempo computacional, e associada à teoria cinética dos escoamentos granulares (KTGF), descreve o processo de formação das bolhas do leito com boa concordância com medições experimentais (Boemer *et al.*, 1997).

Na modelagem Euleriana, é possível utilizar duas abordagens alternativas, o modelo homogêneo e modelo não homogêneo. Neste trabalho, foi utilizado o modelo não homogêneo, no qual são estabelecidas equações de transporte das quantidades envolvidas no problema para cada um dos componentes da mistura, assim assume-

se que cada componente tenha seu próprio campo de velocidade e pressão (Ansys Inc., 2005).

A mistura constitui-se da fase gasosa adicionada de uma fase sólida, no qual se admite que cada componente ocupa todo o domínio do problema (abordagem Euler-Euler). Portanto, as espécies são consideradas como contínuos interpenetrantes e suas concentrações ao longo do domínio são caracterizadas por suas respectivas frações volumétricas (equação 67).

$\varepsilon_g$  = fração volumétrica da fase fluida (gás)

$\varepsilon_s$  = fração volumétrica da fase sólida

onde

$$\varepsilon_g + \varepsilon_s = 1 \quad (67)$$

## 7.2 BALANÇO DE MASSA

O balanço de massa é dado pela equação 68, onde  $\mathbf{v}$  é o vetor velocidade e  $\rho$  é a massa específica da mistura (equação 69).

$$\frac{\partial(\varepsilon_L \cdot \rho_L)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_L \rho_L \cdot \mathbf{v}_L) = 0 \quad (68)$$

$$\rho = \sum_{L=g,s} \varepsilon_L \cdot \rho_L \quad (69)$$

A fase fluida é modelada como um do gás ideal, cuja equação de estado é dada pela equação 70, apropriada para pressões próximas à pressão atmosférica, onde  $p_g$  é a pressão do fluido,  $M_g$  é a massa molar da fase,  $R$  é a constante universal dos gases e  $T_g$  é a temperatura termodinâmica.

$$\rho_g = \frac{p_g \cdot M_g}{R \cdot T_g} \quad (70)$$

### 7.3 BALANÇO DA QUANTIDADE DE MOVIMENTO

As equações do movimento são baseadas em balanços de quantidade de movimento sobre um volume de controle, para cada um dos componentes da mistura. Para a fase gasosa é dado pela equação (71) e para a fase sólida pela equação (72).

$$\frac{\partial(\epsilon_g \rho_g \cdot \mathbf{v}_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \cdot \mathbf{v}_g \cdot \mathbf{v}_g) = -\epsilon_g \cdot \nabla p_g + \nabla \cdot \tau_g + \epsilon_g \cdot \rho_g \cdot \mathbf{g} - \mathbf{I}_{gs} \quad (71)$$

$$\frac{\partial(\epsilon_s \rho_s \cdot \mathbf{v}_s)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s \cdot \mathbf{v}_s \cdot \mathbf{v}_s) = -\epsilon_s \cdot \nabla p_s + \nabla \cdot \tau_s + \epsilon_s \cdot \rho_s \cdot \mathbf{g} + \mathbf{I}_{gs} \quad (72)$$

Em ambas equações, o primeiro termo representa a taxa de variação da quantidade de movimento e o segundo termo é a advecção da quantidade de movimento. Os dois primeiros termos à direita da equação representam as forças de superfície onde  $\tau$  é o tensor tensão da fase. O terceiro termo representa as forças de campo (devido à gravidade  $g$ ) e o último termo representa a transferência da quantidade de movimento entre as fases, onde  $\mathbf{I}_{gs}$  representa as forças de interação entre as fases gás e sólida.

Devido à grande diferença de massa específica entre as fases, estudos recentes consideram apenas a força de arrasto (Ahuja e Patwardhan, 2008), dado pela equação (73), a qual é modelada em função do coeficiente da quantidade de movimento na interface, ou função de arrasto ( $\beta_{gs}$ ), e da velocidade relativa entre as fases.

$$\mathbf{I}_{gs} = \beta_{gs} \cdot (\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s) \quad (73)$$

Neste trabalho, considera-se apenas uma fase sólida de partículas idênticas, de mesmo diâmetro e mesma massa específica, representada pela fração de

volume de uma única fase sólida  $\varepsilon_s$ . Assim, apenas uma equação da quantidade de movimento existe para este caso.

Para o cálculo de  $\beta_{gs}$ , utilizou-se a correlação de Syamlal e O'Brien (1993) descrita pelas equações 74 até 79. Esta correlação assume que o número de Arquimedes ( $A_r$ ), que relaciona as forças gravitacionais com as forças viscosas, é o mesmo para uma única partícula ou para um sistema de partículas.

$$\beta_{gs} = \frac{3 \cdot \varepsilon_s \cdot \varepsilon_g \cdot \rho_g}{4 \cdot V_r \cdot d_p} \cdot C_D \cdot |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s| \quad (74)$$

$$C_D = \left[ 0,63 + 4,8 \cdot \sqrt{\frac{V_r}{Re}} \right]^2 \quad (75)$$

$$Re = \frac{\rho_g \cdot \varepsilon_g \cdot (v_g - v_s) \cdot d_p}{\mu} \quad (76)$$

$$V_r = 0,5 \cdot \left( A - 0,06 \cdot Re + \sqrt{(0,06 \cdot Re)^2 + 0,12 \cdot Re \cdot (2 \cdot B - A) + A^2} \right) \quad (77)$$

onde

$$A = \varepsilon_g^{4,14} \quad (78)$$

e

$$B = \begin{cases} 0,8 \cdot \varepsilon_g^{1,28} \\ \varepsilon_g^{2,65} \end{cases} \quad \begin{matrix} \varepsilon_g \leq 0,85 \\ \varepsilon_g > 0,85 \end{matrix} \quad (79)$$

Na equação 74,  $C_D$  é o fator de arrasto,  $V_r$  é a velocidade terminal de uma partícula em um sistema, e  $Re$  é o número de Reynolds.

### 7.3.1 Tensor Tensão da Fase Fluida

O tensor tensão da fase fluida ( $\tau_g$ ) é calculado através da equação 80, onde  $\mathbf{S}$  é o tensor taxa de deformação e  $\mathbf{I}$  é o tensor identidade.

$$\tau_g = 2 \cdot \mu_g \mathbf{S} \quad (80)$$

$$\mathbf{S} = \frac{1}{2} \cdot (\nabla \mathbf{v}_g + (\nabla \mathbf{v}_g)^T) - \frac{1}{3} \cdot \nabla \cdot \mathbf{v}_g \cdot \mathbf{I} \quad (81)$$

### 7.3.2 Tensor Tensão da Fase Sólida

O escoamento granular pode ser classificado como um regime viscoso devido ao movimento de translação e rotação das partículas, ou regime plástico devido ao atrito entre as partículas. A combinação das teorias do regime viscoso e plástico, seguindo o modelo de Johnson e Jackson (1987 *apud* Syamlal et al., 1993)<sup>29</sup>, ocorre ao introduzir a condição para a fração de vazio na mínima fluidização ( $\varepsilon_{mf}$ ):

Regime plástico se  $\varepsilon_g \leq \varepsilon_{mf}$

Regime viscoso se  $\varepsilon_g > \varepsilon_{mf}$

O tensor para a fase sólida ( $\tau_s^v$ ) em regime viscoso é descrito pela equação 82, onde  $p_s^v$  é a pressão granular (equação 83), também chamado de modelo de turbulência de Simonin (Benyahia, 2005),  $\lambda_s^v$  e  $\mu_s^v$  são as viscosidades volumétrica e dinâmica, respectivamente (equações 84 e 85).

$$\tau_s^v = (-p_s^v + \lambda_s^v \cdot \nabla \cdot \mathbf{v}_s) \mathbf{I} + 2 \cdot \mu_s^v \cdot \mathbf{S} \quad (82)$$

$$p_s^v = \varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \Theta + K_1 \cdot \varepsilon_s^2 \cdot \Theta \quad (83)$$

<sup>29</sup> JOHNSON, P.C., JACKSON, R. Frictional-collisional constitutive relations for granular materials, with applications to plane shearing. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 176, p. 67 - 93, 1987 *apud* SYAMLAL et al., 1993.

$$\lambda_s^v = K_2 \cdot \varepsilon_s \cdot (\Theta)^{1/2} \quad (84)$$

$$\mu_s^v = K_3 \cdot \varepsilon_s \cdot (\Theta)^{1/2} \quad (85)$$

Nas equações acima,  $K_1$ ,  $K_2$  e  $K_3$  são constantes descritas nas equações 86 a 88,  $g_0$  é a função de distribuição radial (equação 89), calculada pela correlação de Carnahan-Starling (MFI, 2011) e  $(e)$  é o coeficiente de restituição. Estas equações são baseadas na teoria cinética para partículas esféricas, homogêneas e inelásticas desenvolvida por Lun *et al.* (1984 *apud* Syamlal *et al.*, 1993)<sup>30</sup>, a qual influencia os termos de viscosidade.

$$K_1 = 2 \cdot (1 + e) \cdot \rho_s \cdot g_0 \quad (86)$$

$$K_2 = \frac{4 \cdot d_p \cdot \rho_s \cdot (1 + e) \cdot \varepsilon_s \cdot g_0}{3 \cdot (\pi)^{1/2}} - \frac{2}{3} \cdot K_3 \quad (87)$$

$$K_3 = \frac{d_p \cdot \rho_s}{2} \cdot \left\{ \frac{(\pi)^{1/2}}{3 \cdot (3 - e)} \cdot [1 + 0,4 \cdot (1 + e) \cdot (3 \cdot e - 1) \cdot \varepsilon_s \cdot g_0] + \frac{8 \cdot \varepsilon_s \cdot g_0 \cdot (1 + e)}{5 \cdot (\pi)^{1/2}} \right\} \quad (88)$$

$$g_0 = \frac{1 - 0,5 \cdot \varepsilon_s}{(1 - 0,5 \cdot \varepsilon_s)^3} \quad (89)$$

Os tensores para a fase sólida ( $\tau_s^p$ ) em regime plástico são descritos por modelos fenomenológicos, desenvolvidos a partir do estudo da mecânica dos solos, em que se assume o comportamento dos materiais independente da taxa de tensão. Neste trabalho foi utilizado o modelo proposto por Schaeffer (1987 *apud* Syamlal *et al.*, 1993)<sup>31</sup>, no qual o cálculo é feito apenas para os sólidos da primeira fase, mesmo quando há múltiplas fases sólidas. Este modelo é descrito pela equação 90,

<sup>30</sup> LUN, C. K. K. *et al.* Kinetic Theories for Granular Flow: Inelastic Particles in Couette Flow and Slightly Inelastic Particles in a General Flow Field. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 140, p. 223 - 256, 1984 *apud* SYAMLAL *et al.*, 1993.

<sup>31</sup> SCHAEFFER, D.G. Instability in the evolution equations describing incompressible granular flow. **Journal of Differential Equations**, v. 66, p. 19–50, 1987 *apud* SYAMLAL *et al.*, 1993.

onde  $\mu_s^p$  é a viscosidade dinâmica dos sólidos em regime plástico (equação 92) e  $\mathbf{D}_s$  é o tensor taxa de deformação (equação 91), sendo  $\theta$  o ângulo de atrito interno e  $I_{2D}$  o segundo invariante do tensor taxa de deformação (equação 93).

$$\tau_s^p = 2 \cdot \mu_s^p \cdot \mathbf{D}_s \quad (90)$$

$$\mathbf{D}_s = \frac{1}{2} \cdot (\nabla \mathbf{v}_s + (\nabla \mathbf{v}_s)^\top) \quad (91)$$

$$\mu_s^p = 10^{25} \cdot \frac{(\varepsilon_{mf} - \varepsilon_g)^{10} \cdot \text{sen}\theta}{2 \cdot (I_{2D})^{1/2}} \quad (92)$$

$$I_{2D} = \frac{1}{6} \left[ (D_{s11} - D_{s22})^2 + (D_{s22} - D_{s33})^2 + (D_{s33} - D_{s11})^2 \right] + D_{s12}^2 + D_{s23}^2 + D_{s31}^2 \quad (93)$$

Os cálculos dos tensores são feitos implicitamente para estabilizar o cálculo computacional. Também é estabelecido um limite máximo de viscosidade, pois esses valores podem ser grandes em um fluxo de regime plástico, tornando-se infinito quando  $I_{2D}$  tende a zero. Estes cálculos exigem uma boa quantidade de tempo computacional, onde  $\theta$  deve ser diferente de zero.

#### 7.4 MODELO DE TURBULÊNCIA

O modelo de turbulência utilizado no presente trabalho é o modelo  $k$ - $\varepsilon$  de Simonin, descrito por Benyahia (2005), onde  $k$  representa a energia cinética turbulenta (equação 94), e  $\varepsilon$  descreve a taxa de dissipação turbulenta.

$$k = \frac{1}{2} \cdot \mathbf{u}' \cdot \mathbf{u}' \quad (94)$$

As equações (95) e (96) descrevem o modelo de turbulência para a fase contínua (fase gasosa). Em ambas as equações os dois termos a esquerda da equação descrevem, respectivamente, o termo transiente e o termo advectivo. O

primeiro termo do lado direito da equação descreve a taxa de difusão turbulenta, o segundo termo do lado direito descreve a taxa de produção, o termo seguinte descreve a interação turbulenta e o último termo descreve a taxa de dissipação turbulenta, onde  $\mu_g^t$  é a viscosidade turbulenta do gás (equação 97),  $\Pi_{\kappa g}$  e  $\Pi_{\varepsilon g}$  descrevem as interações turbulentas (equações 98 e 99),

$$\varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot \left[ \frac{\partial \kappa}{\partial t} + \mathbf{v}_g \cdot \nabla \kappa \right] = \nabla \cdot \left[ \varepsilon_g \cdot \mu_g^t \cdot \nabla \kappa \right] + \varepsilon_g \cdot \tau_g \cdot \nabla \cdot \mathbf{v}_g + \Pi_{\kappa g} - \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot \varepsilon \quad (95)$$

$$\varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot \left[ \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \mathbf{v}_g \cdot \nabla \varepsilon \right] = \nabla \cdot \left[ \varepsilon_g \cdot \left( \frac{\mu_g^t}{1,3} \right) \cdot \nabla \varepsilon \right] + \varepsilon_g \cdot \left( \frac{\varepsilon}{\kappa} \right) \cdot 1,44 \cdot \tau_g \cdot \mathbf{v}_g + \Pi_{\varepsilon g} - \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot 1,92 \cdot \left( \frac{\varepsilon^2}{\kappa} \right) \quad (96)$$

onde

$$\mu_g^t = 0,09 \cdot \rho_g \cdot \left( \frac{\kappa^2}{\varepsilon} \right) \quad (97)$$

$$\Pi_{\kappa g} = \beta \cdot (\kappa_{gs} - 2 \cdot \kappa) \quad (98)$$

e

$$\Pi_{\varepsilon g} = 1,22 \cdot \left( \frac{\varepsilon}{\kappa} \right) \cdot \Pi_{\kappa g} \quad (99)$$

sendo  $\beta$  o coeficiente de arrasto, e

$$\kappa_{gs} = \frac{\eta_t}{1 + (1 + X_{sg}) \eta_t} \cdot (2 \cdot \kappa + 3 \cdot X_{sg} \cdot \Theta) \quad (100)$$

$$X_{sg} = \frac{\varepsilon_s \cdot \rho_s}{\varepsilon_g \cdot \rho_g} \quad (101)$$



$$\eta_t = \frac{\tau_g^t}{(1 + C_\beta \xi_r^2)^{1/2}} \cdot \frac{\beta}{\varepsilon_s \cdot \rho_s} \quad (102)$$

$$C_\beta = 1,8 - 1,35 \cdot \cos^2(\theta) \quad (103)$$

$$\xi_r^2 = \frac{3 \cdot |U|^2}{2 \cdot \kappa} \quad (104)$$

$$\tau_g^t = 0,135 \cdot \frac{\kappa}{\varepsilon} \quad (105)$$

A equação (106) descreve o modelo de turbulência para a fase dispersa (fase sólida). O primeiro e o segundo termo do lado esquerdo da equação são respectivamente os termos transiente e advectivo. O primeiro termo do lado direito da equação descreve a taxa de difusão, o segundo termo descreve a taxa de produção, o termo seguinte descreve a interação turbulenta e o último termo descreve a taxa de dissipação, onde  $\kappa_s$  é a condutividade da energia turbulenta dos sólidos (equação 107), e  $\varepsilon_s'$  é a dissipação da energia flutuante dos sólidos devido às colisões entre as partículas (equação 108).

$$\varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \left[ \frac{\partial \Theta}{\partial t} + \mathbf{v}_s \cdot \nabla \Theta \right] = \nabla \cdot [\varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \kappa_s \cdot \nabla \Theta] + \varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \tau_s \cdot \nabla \cdot \mathbf{v}_s + \Pi_{\kappa_s} - \varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \varepsilon_s' \quad (106)$$

onde

$$\kappa_s = \varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot (\kappa_s^{\text{kin}} + \kappa_s^{\text{col}}) \quad (107)$$

e

$$\varepsilon_s' = 12 \cdot (1 - e^2) \cdot \varepsilon_s^2 \cdot \rho_s \cdot g_0 \cdot \left( \frac{\Theta^{3/2}}{d_p} \right) \quad (108)$$

sendo

$$\kappa_s^{\text{kin}} = \left[ \frac{0,9}{\kappa_{\text{gs}}} \cdot \eta_t + 1,5 \cdot \Theta \cdot (1 + \omega_c \cdot \varepsilon_s \cdot g_0) \right] \cdot \left( \frac{1,8}{\tau_{\text{gs}}^x} + \frac{\xi_c}{\tau_s^c} \right)^{-1} \quad (109)$$

$$\kappa_s^{\text{col}} = 3,6 \cdot \varepsilon_s \cdot g_0 \cdot \left[ \frac{(1+e)}{2} \right] \cdot \left[ \kappa_s^{\text{kin}} + 0,555 \cdot d_p \cdot \left( \frac{\Theta}{\pi} \right)^{1/2} \right] \quad (110)$$

$$\tau_s^c = \frac{d_p}{6 \cdot \varepsilon_s \cdot g_0 \cdot \left( \frac{16 \cdot \Theta}{\pi} \right)^{1/2}} \quad (111)$$

$$\omega_c = \frac{(1+e)^2 \cdot (2 \cdot e - 1)}{100} \quad (112)$$

$$\Pi_{\text{ks}} = \beta \cdot (\kappa_{\text{gs}} - 3 \cdot \Theta) \quad (113)$$

## 7.5 CONSERVAÇÃO DA ENERGIA GRANULAR

A energia cinética, que representa um regime viscoso, é transformada em energia cinética de flutuação aleatória das partículas, e depois é dissipada em forma de calor devido às colisões inelásticas. Esta energia cinética de flutuação é descrita pela temperatura granular ( $\Theta$ ).

A Teoria Cinética dos Escoamentos Granulares (TCEG ou KTGF – *Kinetic Theory of granular Flow*) baseia-se na oscilação das partículas esféricas, lisas e ligeiramente inelásticas, por meio da equação da temperatura granular ( $\Theta$ ). Esta equação determina a energia cinética de flutuação aleatória das partículas, através da derivação de uma relação constitutiva para descrever o tensor tensão da fase sólida. Esta energia cinética é apenas do componente aleatório flutuante da velocidade da partícula

$$1,5 \cdot \Theta = 0,5 \cdot (C^2) \quad (114)$$

sendo  $\mathbf{C}$  o componente de flutuação da velocidade instantânea ( $\mathbf{c}$ ) da fase sólida

$$\mathbf{c} = \mathbf{v}_s + \mathbf{C} \quad (115)$$

portanto, o transporte de energia granular é descrito pela equação (116)

$$1,5 \cdot \varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \left( \frac{\partial \Theta}{\partial t} + \mathbf{v}_s \cdot \nabla \Theta \right) = (\mathbf{S} : \nabla \mathbf{v}_s - \nabla \cdot \mathbf{q}_\theta - \gamma_\theta + \Phi_{gs}) \quad (116)$$

onde  $\mathbf{q}_\theta$  descreve o fluxo difusivo da temperatura granular,  $\gamma_\theta$  é a taxa de dissipação de energia granular devido à colisões inelásticas e  $\Phi_{gs}$  representa a transferência de energia granular entre as fases sólida e gás.

$$\mathbf{q}_\theta = -\kappa_\theta \cdot \nabla \Theta \quad (117)$$

$$\kappa_\theta = \frac{15 \cdot d_p \cdot \varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot (\pi \cdot \Theta)^{1/2}}{4 \cdot (41 - 33 \cdot \eta)} \left[ 1 + 2,4 \cdot \eta^2 \cdot (4 \cdot \eta - 3) \cdot \varepsilon_s \cdot g_0 + \frac{10667}{\pi} \cdot (41 - 33 \cdot \eta) \cdot \eta \cdot \varepsilon_s \cdot g_0 \right] \quad (118)$$

$$\eta = \frac{(1 + e)}{2} \quad (119)$$

$$\gamma_\theta = K_4 \cdot \varepsilon_s^2 \cdot \Theta^{3/2} \quad (120)$$

$$K_4 = \frac{12 \cdot (1 - e^2) \cdot \rho_s \cdot g_0}{d_p \cdot (\pi)^{1/2}} \quad (121)$$

$$\Phi_{gs} = -3 \cdot F_{gs} \cdot \Theta \quad (122)$$

A equação (122) representa a transferência da energia cinética das flutuações aleatórias das velocidades das partículas para o fluido, proposta por Ding e Gidaspow (1990), onde  $F_{gs}$  é o coeficiente para a força de interação entre as fases.

Há uma versão algébrica da temperatura granular (equação 123), obtida a partir da equação de energia de Lun *et al.* (1984), em que a dissipação da energia granular é local. Nesta versão não são consideradas as contribuições por convecção e difusão, apenas os termos de dissipação e geração (Syamlal *et al.*, 1993).

$$\Theta = \left\{ \frac{-K_1 \cdot \varepsilon_s \cdot \text{tr}(D_s) + [K_1^2 \cdot \text{tr}^2(D_s) \cdot \varepsilon_s^2 + 4 \cdot K_4 \cdot \varepsilon_s \cdot (K_2 \cdot \text{tr}^2(D_s) + 2 \cdot K_3 \cdot \text{tr}(D_s))]^{1/2}}{2 \cdot \varepsilon_s \cdot K_4} \right\}^2 \quad (123)$$

A equação diferencial parcial da temperatura granular fornece resultados mais precisos, mas para fluxos densos a equação algébrica apresenta resultados similares. É possível considerar a temperatura granular constante, no qual pode fornecer resultados aceitáveis, mas a forma algébrica é mais indicada. Para limitar a temperatura granular na simulação de leito fluidizado borbulhante, foi encontrado um intervalo de  $10^{-5} < \Theta < 0,1 \text{ m}^2/\text{s}^2$  (Boemer *et al.*, 1997).

## 7.6 PROBLEMA PROPOSTO PARA AS SIMULAÇÕES

Neste trabalho foram realizadas simulações com o código MFIX para a planta de bancada a temperatura ambiente, e para a planta piloto a 850 °C, ambas localizadas no laboratório de combustão da CIENTEC. Foram analisados, em diferentes posições da geometria, os perfis temporais médios de velocidade, pressão e fração mássica da fase sólida e da fase gasosa. Analisou-se também o comportamento das bolhas, como tamanho, velocidade e frequência.

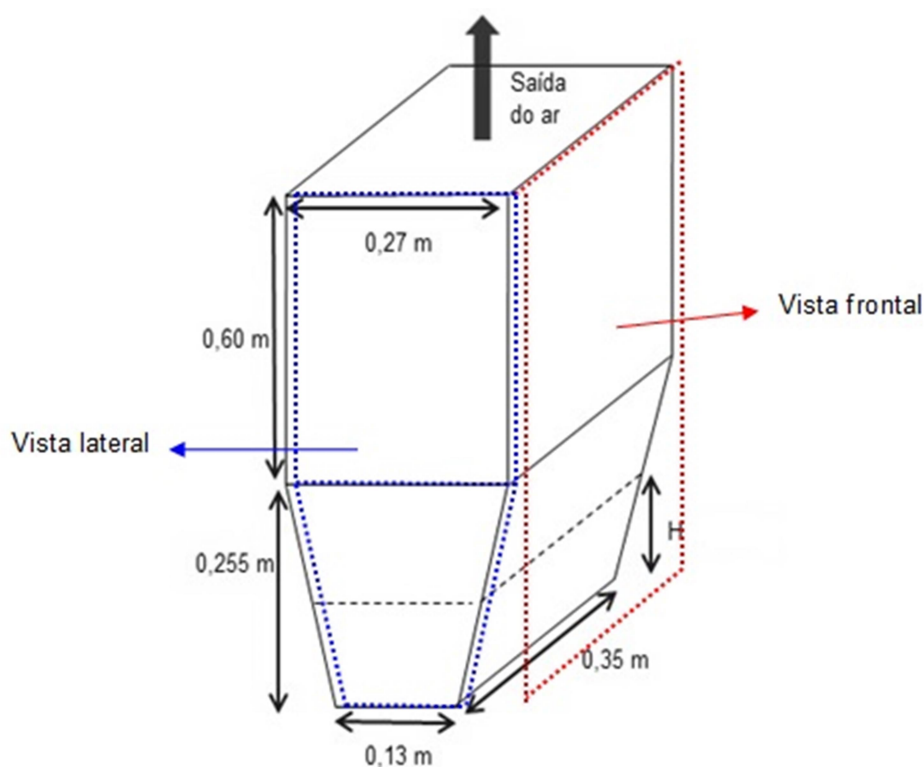
Para ambas as simulações foram considerados reator isotérmico com uma fase gás e somente uma fase sólida. Todas as variáveis foram calculadas a cada passo de tempo para cada volume de controle. O processo é iterativo a cada passo de tempo, o qual tem valor inicial de  $10^{-4} \text{ s}$ .

Os valores utilizados para o diâmetro médio, massa específica e fração de vazio de mínima fluidização, foram obtidos experimentalmente assim como a velocidade superficial do gás.

### 7.6.1 Planta de Bancada

A Figura 18 ilustra a geometria 3-D da planta de bancada simulada, onde foi descontada a altura do distribuidor de ar (0,045 m). A simulação em 3-D foi utilizada para analisar o formato das bolhas no centro do reator, no qual foram processados 30 s de simulação a partir de  $t = 0$  s. O tempo de simulação não foi maior que 30 s devido a limitações computacionais para esta geometria.

Figura 18 – Geometria 3-D da planta de bancada simulada numericamente.



Com o objetivo de simular um período maior e com um custo computacional menor, foram realizadas duas simulações com geometria 2-D, uma da vista frontal e outra da vista lateral, destacado na Figura 19. Nestas simulações, foram processados 40 s a partir de  $t = 0$  s, no qual foram analisados os perfis temporais médios de velocidade, pressão e fração mássica da fase sólida e da fase gasosa, além da dinâmica das bolhas.

Para ambas as simulações, 2-D e 3-D, o reator é preenchido com areia até uma altura  $H$  acima do distribuidor de ar. A partir do instante  $t = 0$ , o gás (ar a temperatura ambiente) passa através dessas partículas iniciando a expansão do

leito e a formação de bolhas, as quais são transportadas desde o fundo do reator até a superfície superior do leito, promovendo a mistura e a transferência de quantidade de movimento.

A Tabela 15 relaciona os parâmetros utilizados na simulação da planta de bancada.

Tabela 15 – Parâmetros utilizados na simulação numérica da planta de bancada.

Coeficiente de restituição	$e$	0,8
Ângulo de atrito interno	$\varphi$	30°
Discretização de 2° ordem		<i>Superbee</i>
Tempo de simulação 2-D		40 s
3-D		30 s
Malha 2-D lateral	(i x j)	68 x 214
Malha 2-D frontal	(i x j)	88 x 214
Malha 3-D	(i x j x k)	54 x 171 x 35
Tamanho volume de controle 2-D	( $\Delta X$ x $\Delta Y$ )	(0,00397 x 0,00399) m
Tamanho volume de controle 3-D	( $\Delta X$ x $\Delta Y$ )	(0,005 x 0,005 x 0,01) m
CONDIÇÃO DE CONTORNO		
Paredes		No Slip Wall
Pressão do gás	$p_g$	1,01325x10 <sup>5</sup> Pa

### 7.6.2 Planta Piloto

A planta piloto foi simulada numericamente com o código MFIX utilizando uma geometria 2-D para minimizar o tempo de processamento. A análise realizada foi restrita ao leito. A região simulada, ilustrada na Figura 19, é a região com área transversal variável (vista frontal), no qual também foi descontada a altura do distribuidor de ar (0,07 m). Não foram analisadas a região com área transversal variável (vista lateral) e a região de *freeboard* devido as limitações computacionais.

Inicialmente, o reator é preenchido com areia até uma altura H acima do distribuidor de ar. A partir do instante  $t = 0$ , o gás (ar a 850 °C) passa através do leito

de partículas. Foram processados 40 s de simulação a partir de  $t = 0$  s. A Tabela 16 relaciona os parâmetros utilizados na simulação numérica da planta piloto.

Figura 19 – Geometria 2-D da planta piloto simulada numericamente.

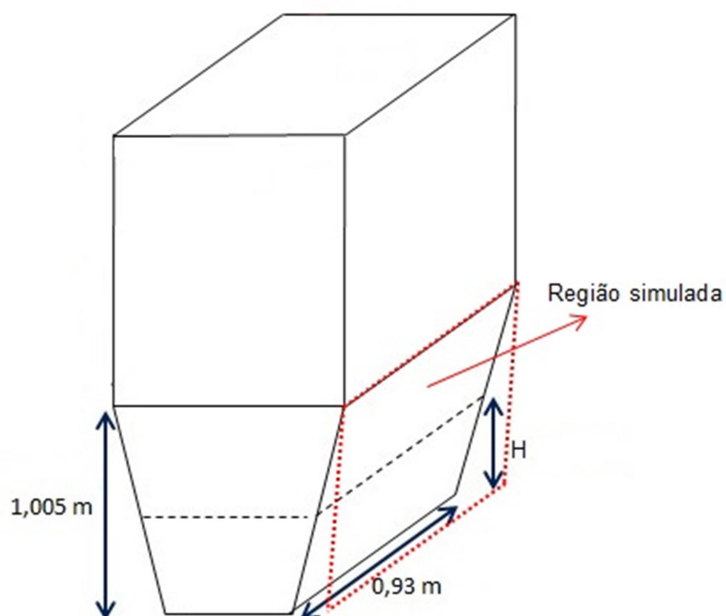


Tabela 16 – Parâmetros utilizados na simulação numérica da planta piloto.

Coeficiente de restituição	$e$	0,8
Ângulo de atrito interno	$\varphi$	$30^\circ$
Discretização de 2° ordem		<i>Superbee</i>
Tempo de simulação		40 s
Malha	(i x j)	186 x 201
Tamanho volume de controle	( $\Delta X \times \Delta Y$ )	(0,005 x 0,005) m
CONDIÇÃO DE CONTORNO		
Paredes		No Slip Wall
Pressão do gás	$p_g$	$1,01325 \times 10^5$ Pa

### 7.6.3 Posições Críticas do Problema

As análises dos resultados foram realizadas em determinadas posições adimensionais de ambos os reatores, denominadas posições críticas PC. Estas posições adimensionais,  $x^*$  e  $y^*$ , são definidas conforme as equações (124) e (125), onde  $x$  e  $y$  correspondem às posições nos eixos do sistema de coordenadas cartesiana,  $W$  é a largura total e  $L$  é a altura total da geometria simulada (Figuras 20 e 21).

Nestas posições foram analisadas as médias temporais da distribuição da pressão do gás, da fração volumétrica da fase gasosa, fração volumétrica da fase sólida, e da magnitude da velocidade do gás.

$$y^* = y/L \quad (124)$$

$$x^* = x/W \quad (125)$$

Figura 20 – Posições críticas adimensionais da planta de bancada.

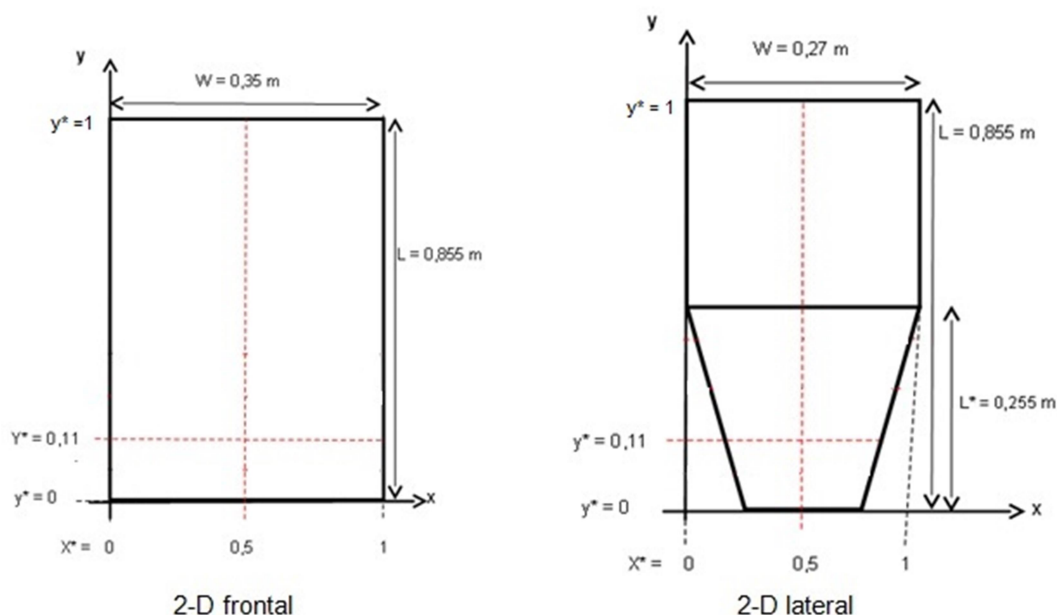
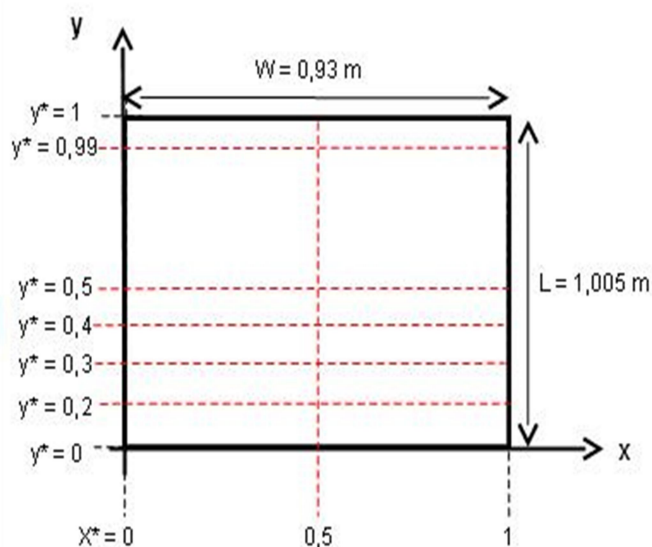




Figura 21 – Posições críticas adimensionais da planta piloto.



As Tabelas 17 e 18 relacionam todas as posições analisadas nas direções x e y para a planta de bancada, frontal e lateral, e a Tabela 19 relaciona as posições críticas para a planta piloto, onde os termos “i” e “j” indicam o volume de controle correspondente às posições  $x^*$  e  $y^*$ , respectivamente.

Tabela 17 – Posições críticas da planta de bancada, utilizadas na análise do modelo numérico 2-D frontal.

Posições	x [m]	$x^*$	i	y [m]	$y^*$	j	Variáveis analisadas
PCB1_F	0,173	0,50	45	0,09	0,11	24	$\varepsilon_g, \varepsilon_s$
PCB2_F	0,173	0,50	45	0,002 – 0,853	0 – 1	2 - 202	$P_g$

Tabela 18 – Posições críticas da planta de bancada, utilizadas na análise do modelo numérico 2-D lateral.

Posições	x [m]	$x^*$	i	y [m]	$y^*$	j	Variáveis analisadas
PCB1_L	0,133	0,50	35	0,09	0,11	24	$\varepsilon_g, \varepsilon_s$
PCB2_L	0,133	0,50	45	0,002 – 0,853	0 – 1	2 - 215	$P_g$

Tabela 19 – Posições críticas da planta piloto utilizadas na análise do modelo numérico.

Posições	x [m]	x*	i	y [m]	y*	j	Variáveis analisadas
PCP1	0,465	0,50	93	0,50	0,50	100	$\varepsilon_g, \varepsilon_s$
PCP2	0,465	0,50	93	0,002 – 0,99	0 – 1	2 - 215	$P_g$
PCP3	0 – 0,93	0 - 1	2 - 187	0,2	0,2	40	$\varepsilon_g, \varepsilon_s, V_g$
PCP4	0 – 0,93	0 - 1	2 - 187	0,3	0,3	60	$\varepsilon_g, \varepsilon_s, V_g$
PCP5	0 – 0,93	0 - 1	2 - 187	0,4	0,4	80	$\varepsilon_g, \varepsilon_s, V_g$
PCP6	0 – 0,93	0 - 1	2 - 187	0,5	0,5	100	$\varepsilon_g, \varepsilon_s, V_g$

## 8 VALIDAÇÃO DOS MODELOS EM PLANTA DE BANCADA

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos com os modelos descritos nos capítulos 6 e 7, aplicados para a planta de bancada a temperatura ambiente. Estes resultados estão relacionados com os objetivos 1 a 4 para a planta de bancada, descritos no capítulo 1.

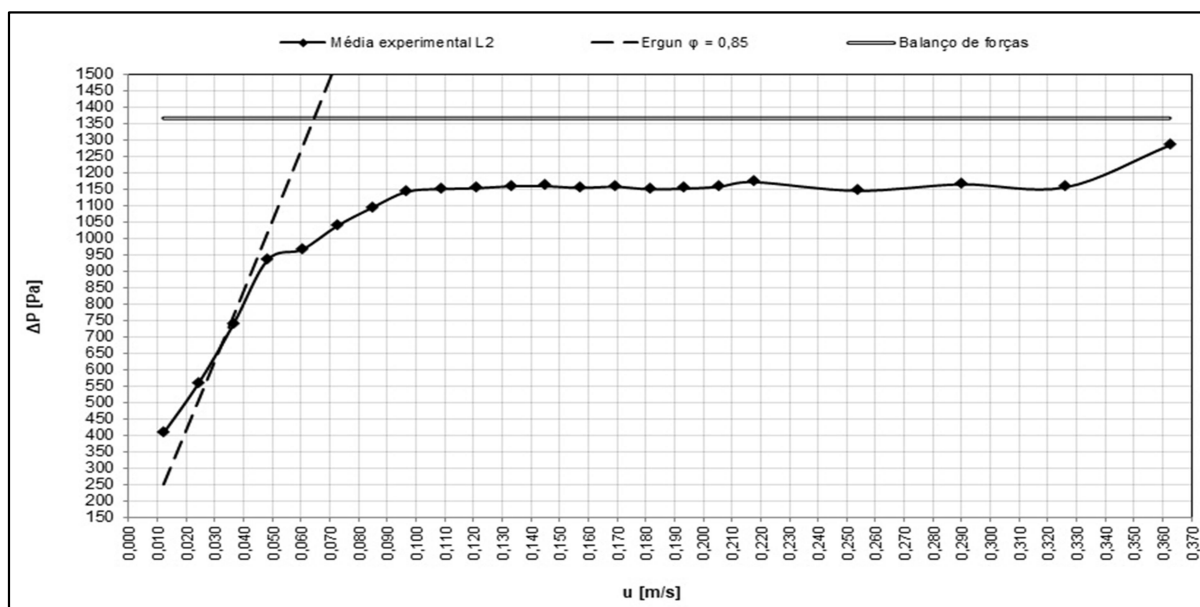
### 8.1 MODELO EXPERIMENTAL

Utilizando o modelo descrito no capítulo 6, foram comparados os valores experimentais e teóricos para velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ), queda de pressão do leito fluidizado ( $\Delta P$ ), expansão ( $H_e$ ) e taxa de expansão do leito ( $H_e/H$ ), velocidade terminal ( $u_t$ ), tamanho e velocidade das bolhas ( $d_b$ ,  $u_b$ ). Foram analisados também, os coeficientes de troca gasosa para a transferência de massa no leito ( $K_{be}$  e  $K_d$ ).

#### 8.1.1 Velocidade de Mínima Fluidização e Velocidade Terminal

A velocidade de mínima fluidização dos leitos foi determinada a partir da curva  $\Delta P$  x  $u$  experimental, e comparada com a curva teórica (equações 13 e 15). As curvas experimentais foram determinadas a partir da média aritmética dos valores de  $\Delta P$  e  $u$ , obtidos na planta de bancada, valores utilizados também na determinação da esfericidade  $\varphi$  (Apêndice B). O método utilizado para determinar  $\varphi$  é explicado no capítulo 5, item 5.2.

A Figura 22 compara as curvas  $\Delta P$  x  $u$  experimental e teórica do leito L2, composto apenas de areia. Experimentalmente observou-se que as primeiras bolhas isoladas surgem no leito L2 em  $u \approx 0,05$  m/s. A partir deste ponto, o borbulhamento aumenta com a velocidade superficial do gás até atingir um borbulhamento mínimo e homogêneo na superfície do leito em  $u_{mb} \approx 0,07$  m/s, o qual pode ser definido como a velocidade de mínimo borbulhamento. Quando  $u \approx 0,095$  m/s, a fluidização já está bem estabelecida em todo o leito.

Figura 22 – Curva  $\Delta P \times u$  experimental e teórica do leito L2.

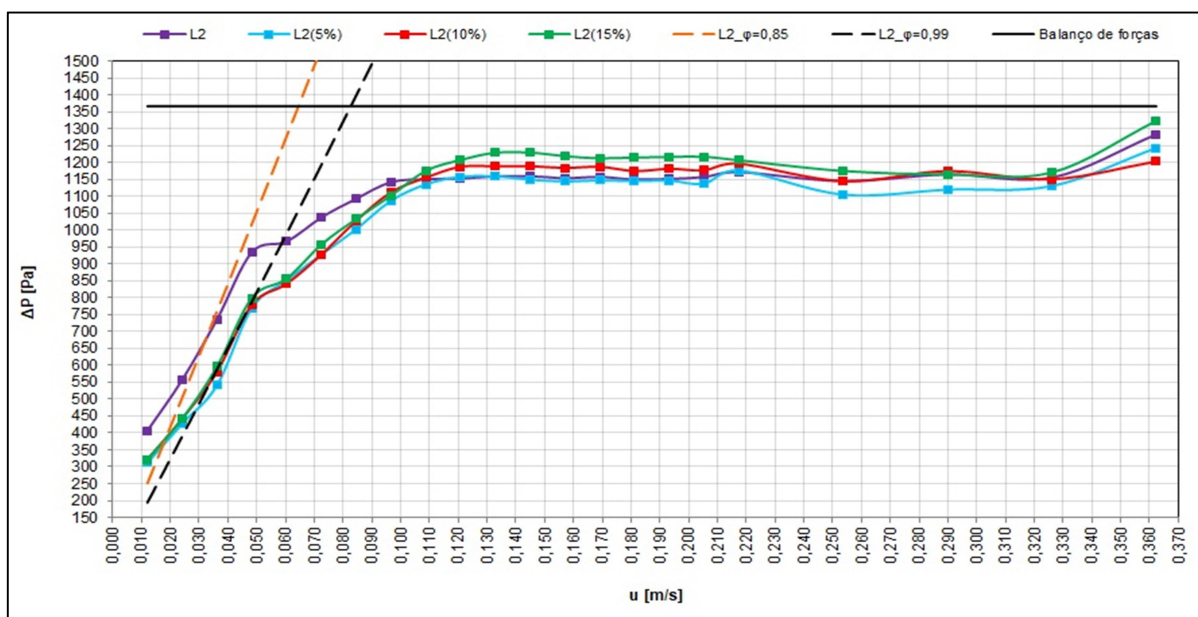
Considerando que  $u_{mf} \approx u_{mb}$  para partículas grupo B, na classificação de Geldart (1973), a curva teórica apresenta boa concordância com a curva experimental na determinação de  $u_{mf}$ . Assim, para o leito L2 a temperatura ambiente e altura do leito  $H = 0,09$  m, a velocidade de mínima fluidização é  $u_{mf} = 0,07$  m/s.

A Figura 23 compara as curvas experimentais e teóricas  $\Delta P \times u$  dos leitos L2, composto apenas de areia, e dos leitos L2(5%), L2(10%) e L2(15%), compostos de areia e diferentes porcentagens de carvão mineral. Experimentalmente foi observado que as primeiras bolhas, para todos os leitos analisados, surgiram em  $u \approx 0,05$  m/s, mas diferem na queda de pressão, a qual é maior para o leito L2. Nota-se também que a velocidade de mínima fluidização, onde o borbulhamento é mínimo e homogêneo na superfície do leito ( $u_{mf} \approx u_{mb}$ ), aumentou de  $u_{mf} \approx 0,07$  m/s para aproximadamente 0,09 m/s em média, do leito L2 para os leitos L2(5%), L2(10%) e L2(15%). A queda de pressão neste ponto não variou significativamente entre os leitos analisados, a qual ficou em torno de  $\Delta P_{mf} \approx 1025$  Pa.

A principal diferença entre os leitos, observada no gráfico (Figura 23), está no regime de leito fixo e fluidização incipiente ( $0,01 \leq u \leq 0,10$  m/s). Esta diferença entre os leitos é explicada com a equação 13, na qual  $\Delta P$  é inversamente proporcional ao tamanho médio ( $d_p$ ) e à esfericidade ( $\phi$ ) média das partículas. Outro parâmetro que influencia é a massa específica das partículas ( $\rho_s$ ), na qual  $\Delta P$  é diretamente proporcional (equação 15). Portanto, a soma destes fatores ao adicionar carvão

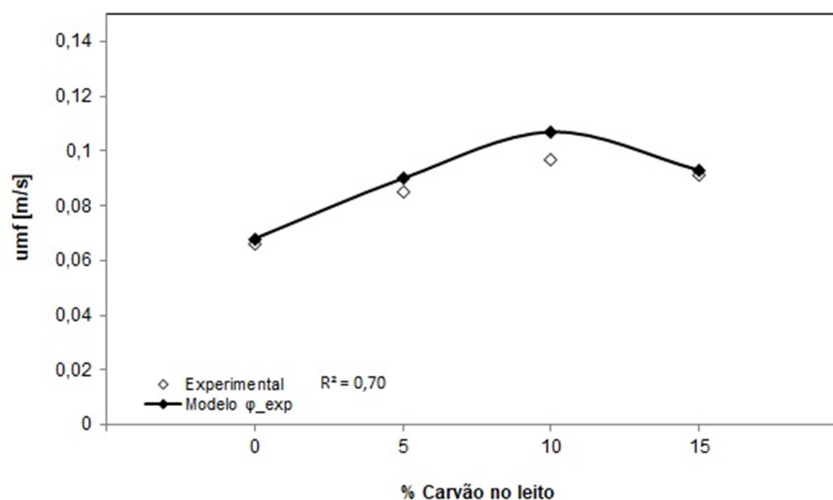
mineral no leito (aumento em  $d_p$  e  $\varphi$ , e diminuição em  $\rho_s$ ), explicam a diferença observada na Figura 23 na faixa de velocidade  $0,01 \leq u \leq 0,10$  m/s. Quando os leitos estão em regime de fluidização borbulhante bem estabelecida ( $u > 0,10$  m/s), não se observa diferenças significativas entre os leitos.

Figura 23 – Curva  $\Delta P \times u$ , experimental e teórica dos leitos L2, L2(5%), L2(10%) e L2(15%).



Na Figura 24 observa-se boa concordância entre os valores teóricos e experimentais para  $u_{mf}$ , determinados com a equação 19, e esfericidade experimental de cada leito (Tabelas 8 e 10).

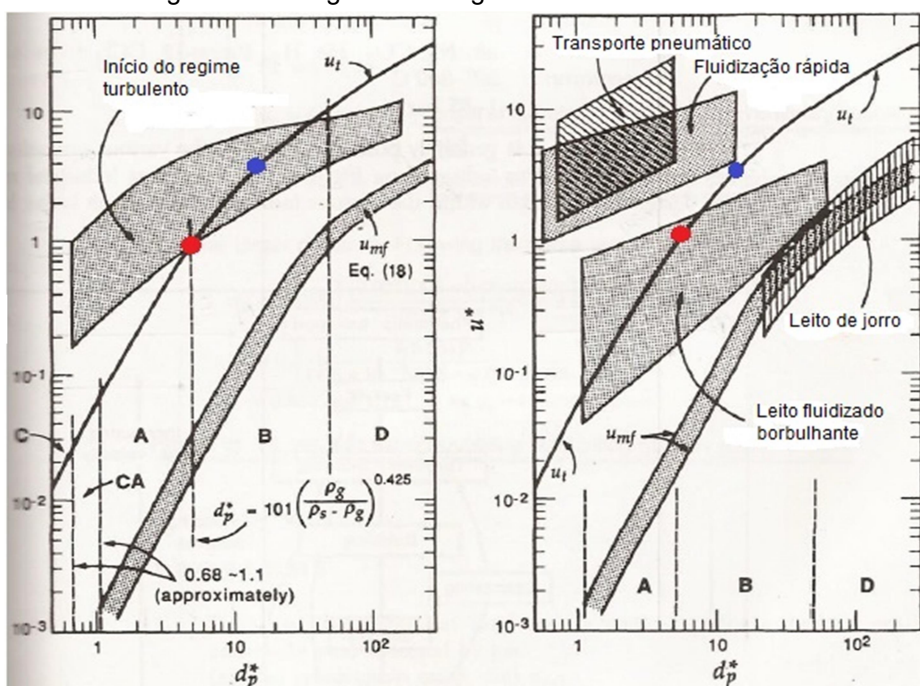
Figura 24 – Comparação dos valores de  $u_{mf}$ , teórico e experimental, para os leitos L2, L2(5%), L2(10%) e L2(15%).



Experimentalmente verificou-se que o arraste de uma pequena fração de partículas iniciou em  $u \approx 0,20$  m/s, o qual não é possível identificar no gráfico  $\Delta P \times u$  (Figuras 22 e 23). Porém, a partir de  $u \approx 0,33$  m/s o arraste das partículas tornou-se mais intenso, o qual é possível identificar nas Figuras 22 e 23. De acordo com o modelo de Kunii e Levenspiel (1991), para  $u \approx 0,20$  m/s, as partículas arrastadas são de tamanho médio  $d_p \approx 0,104$  mm as quais estão presentes no leito em quantidade muito pequena, menos de 1 % em relação à quantidade total de partículas. Para  $u \approx 0,33$  m/s, o arraste ocorre para partículas de tamanho médio  $d_p \approx 0,140$  mm, presentes no leito em torno de 3 % em relação à quantidade total de partículas.

Utilizando o modelo de Haider e Levenspiel (1989), a partir dos valores adimensionais  $d_p^*$  e  $u_t^*$ , identificou-se o regime de escoamento com o diagrama apresentado na Figura 25. Destacado em vermelho está o regime de escoamento considerando apenas o menor diâmetro das partículas em quantidade considerável no leito ( $d_p \approx 0,140$  mm), e em azul considerando o diâmetro médio das partículas ( $d_p$ ), o qual é válido para todos os leitos analisados devido a pequena diferença verificada entre eles.

Figura 25 – Diagrama de regime de escoamento.



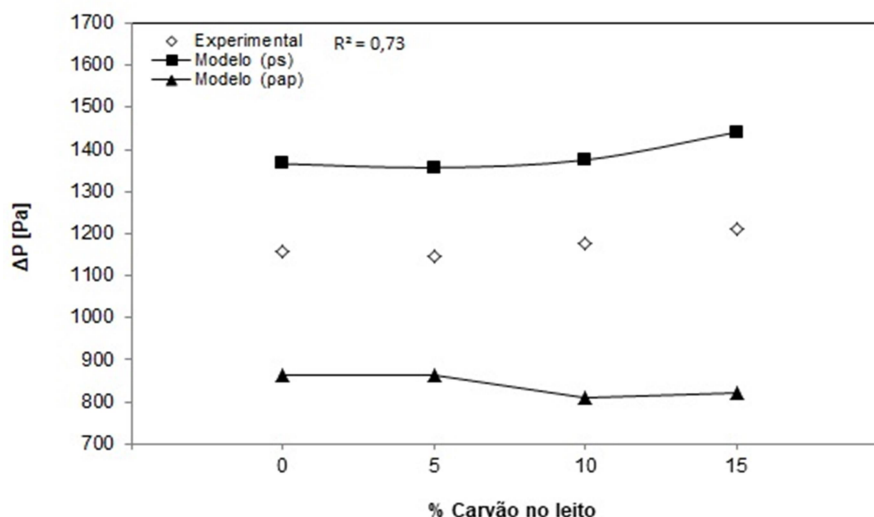
Fonte: Adaptado de Kunii e Levenspiel (1991).

Conforme o diagrama (Figura 25), as partículas mais finas tendem a serem arrastadas em regime borbulhante. Considerando o tamanho médio das partículas ( $d_p$ ), o arraste tende a ocorrer a partir do início do regime de fluidização turbulenta. Portanto, com o intuito de minimizar o arraste de partículas pra fora do leito, o diagrama indica que o escoamento, para os leitos analisados, deve manter-se em regime borbulhante não turbulento.

### 8.1.2 Queda de pressão

A queda de pressão do leito fluidizado ( $\Delta P$ ), quando  $u > u_{mf}$ , é analisada em função da quantidade de carvão no leito (Figura 26) para  $H = 0,09$  m e  $u = 0,33$  m/s.

Figura 26 – Queda de pressão  $\Delta P$  em função da quantidade de carvão no leito L2.



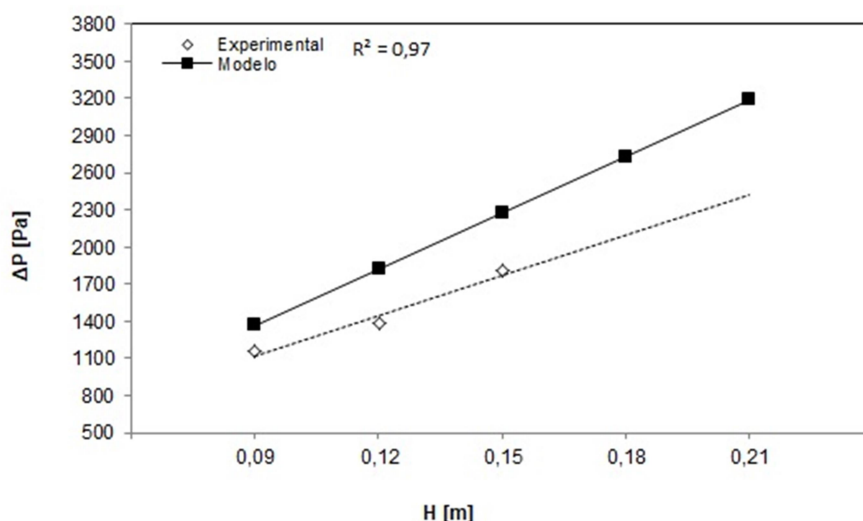
A Figura 26 mostra que experimentalmente, a queda de pressão do leito fluidizado variou muito pouco, mantendo-se em torno de 1173 Pa, para as diferentes quantidades de carvão no leito. Utilizando a equação de balanço de forças (equação 15), os valores obtidos, considerando a massa específica real ( $\rho_s$ ) do leito, estão acima dos valores experimentais, 1385 Pa em média, mas representam o comportamento entre os diferentes leitos de forma adequada. Utilizando a massa específica *bulk* ( $\rho_b$ ) do leito, os valores calculados, 840 Pa em média, apresentam maior discrepância em relação aos valores experimentais.

Utilizar a massa específica real do leito ( $\rho_s$ ) apresenta resultados mais próximos do real, porque enquanto o leito se mantém em regime fixo, o gás de

fluidização preenche os espaços vazios, e para romper a barreira de partículas e iniciar o regime de fluidização, o gás precisa romper esta barreira desconsiderando os espaços vazios já preenchidos de gás.

Na Figura 27, observa-se a influência da altura do leito  $H$  na queda de pressão para o leito L2 e  $u = 0,33$  m/s. Nota-se que  $\Delta P$  aumenta linearmente com o aumento da altura do leito fixo ( $H$ ). Seguindo a linha de tendência, a partir dos dados experimentais, observa-se que com o aumento de  $H$ ,  $\Delta P$  tende a se distanciar do modelo. Isto indica que pode haver uma contribuição da geometria do reator na região do leito, o qual possui uma área transversal variável, o que não é considerado no modelo utilizado.

Figura 27 – Variação na queda de pressão em função da altura  $H$  do leito L2.



### 8.1.3 Expansão e Taxa de Expansão dos Leitos

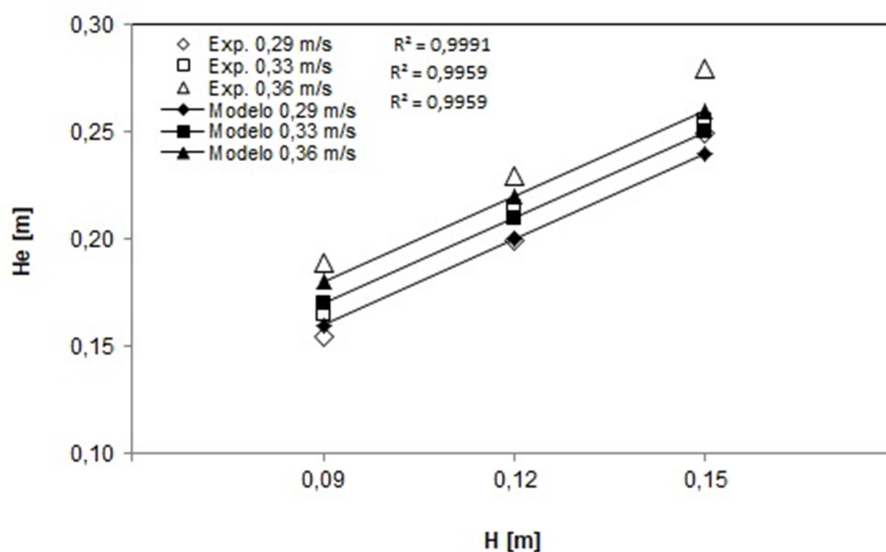
Nas figuras 28 e 29, a expansão ( $H_e$ ) e taxa de expansão do leito ( $H_e/H$ ) são analisadas em função da altura do leito fixo ( $H$ ), da velocidade superficial média do gás ( $u$ ) e da quantidade de carvão no leito. Os valores experimentais de  $H_e$  e  $H_e/H$  são a média observada entre a expansão mínima e a máxima, pois estes valores variam devido às explosões das bolhas na superfície do leito.

Na figura 28a, observa-se que  $H_e$  aumentou linearmente com o aumento de  $H$  e  $u$ , no qual o modelo utilizado apresenta resultados com muito boa concordância. Na figura 28b, nota-se que  $H_e$  aumentou com a adição de carvão mineral no leito, o

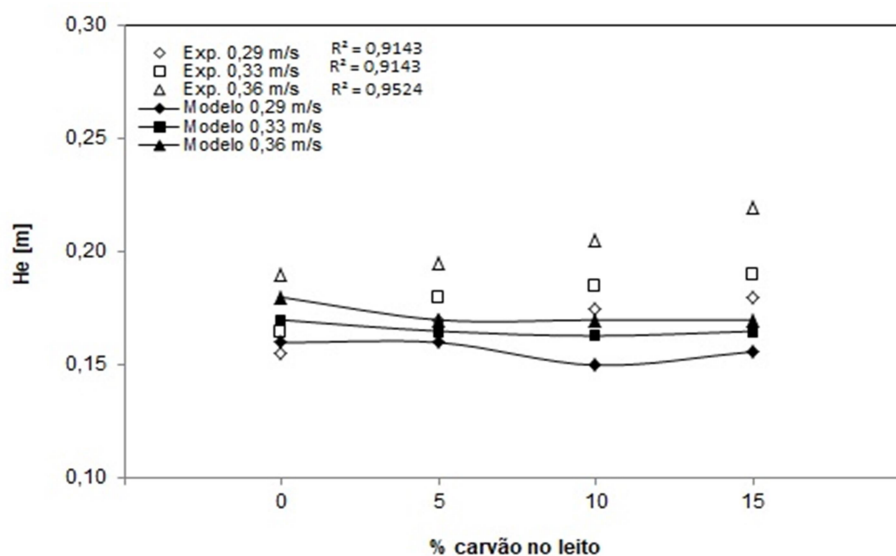


que pode ser explicado pela diminuição na massa específica dos leitos, favorecendo a sua expansão. Porém, o modelo utilizado não acompanhou adequadamente o que foi observado. A provável explicação para essa discrepância nos resultados é devido a maior distribuição de tamanhos de partículas no leito ao adicionar carvão mineral, o que o modelo não leva em consideração.

Figura 28 – Variação da expansão média do leito L2 em função (a) da altura do leito fixo para o leito L2 e diferentes velocidades do gás, e em função (b) da quantidade de carvão no leito.



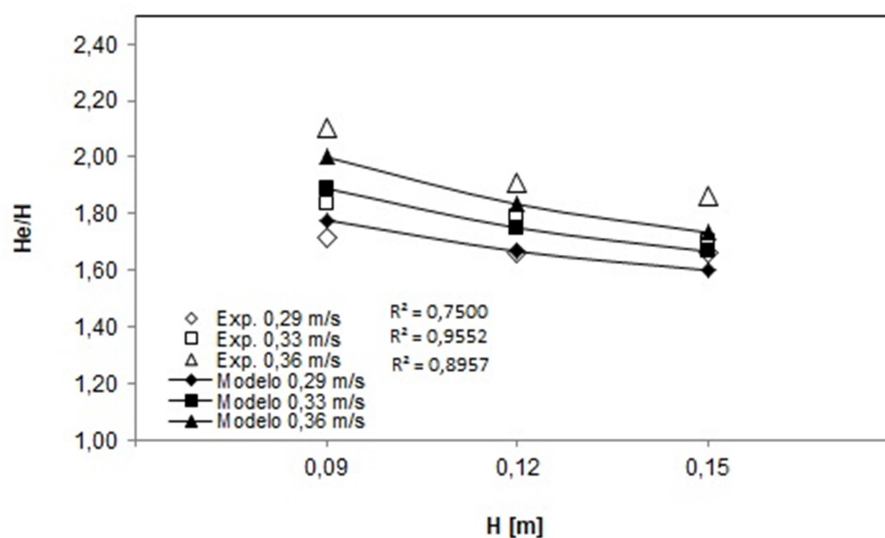
(a)



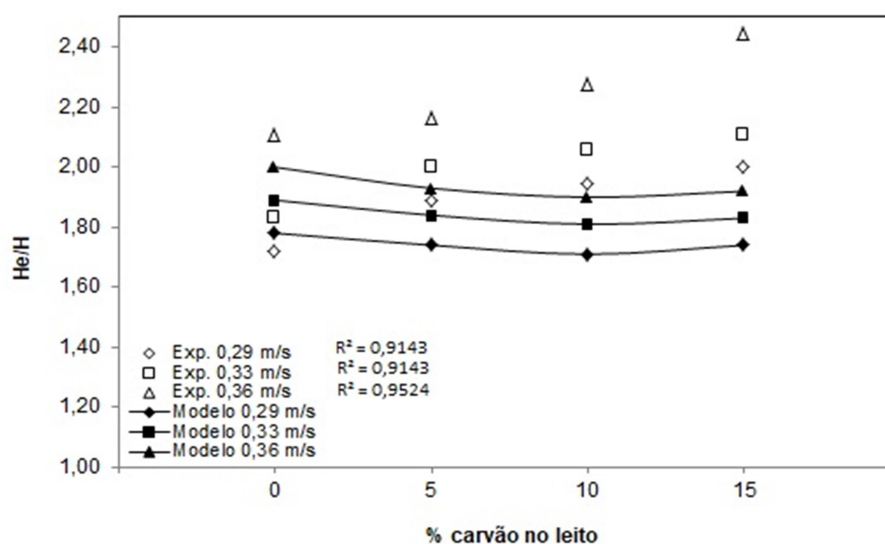
(b)

A Figura 29a mostra que a taxa de expansão do leito  $H_e/H$  aumentou com o aumento na velocidade superficial do gás  $u$ , mas diminuiu com o aumento da altura do leito fixo  $H$ , o que é representado pelo modelo de forma adequada. Esta diminuição em  $H_e/H$ , ocorreu devido ao aumento na área transversal média do leito com o aumento de  $H$ , ocasionando uma diminuição na taxa de expansão.

Figura 29 – Variação da taxa de expansão média do leito em função (a) da altura do leito fixo para o leito L2 e diferentes velocidades, e em função (b) da quantidade de carvão no leito.



(a)



(b)

Na figura 29b, mantendo a altura do leito fixo em  $H = 0,09$  m, a taxa de expansão ( $H_e/H$ ) aumentou com a adição de carvão mineral no leito e com o

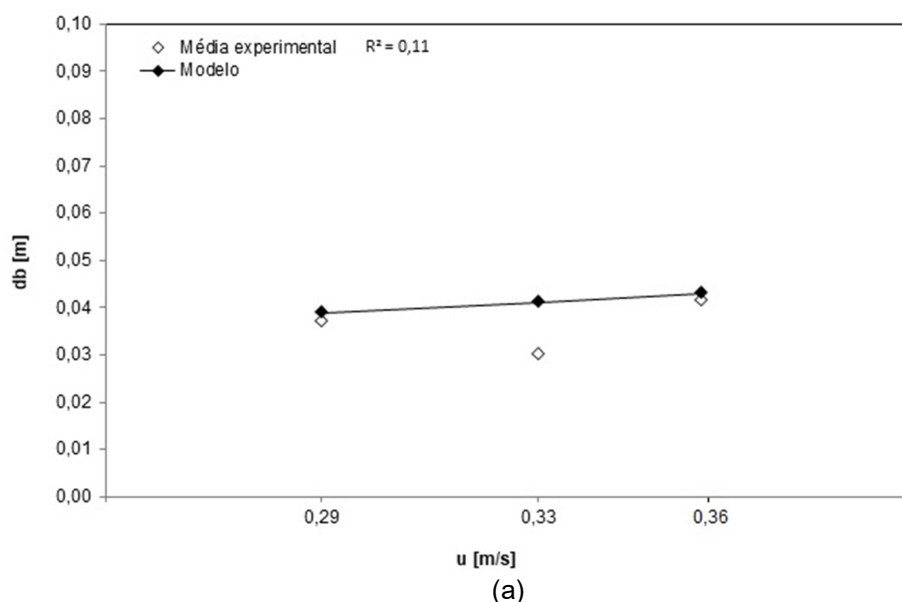
aumento na velocidade superficial do gás. Este comportamento não é descrito pelo modelo adequadamente, o que também é explicado pela maior distribuição de tamanhos de partículas ao adicionar carvão mineral no leito, o qual o modelo não leva em consideração.

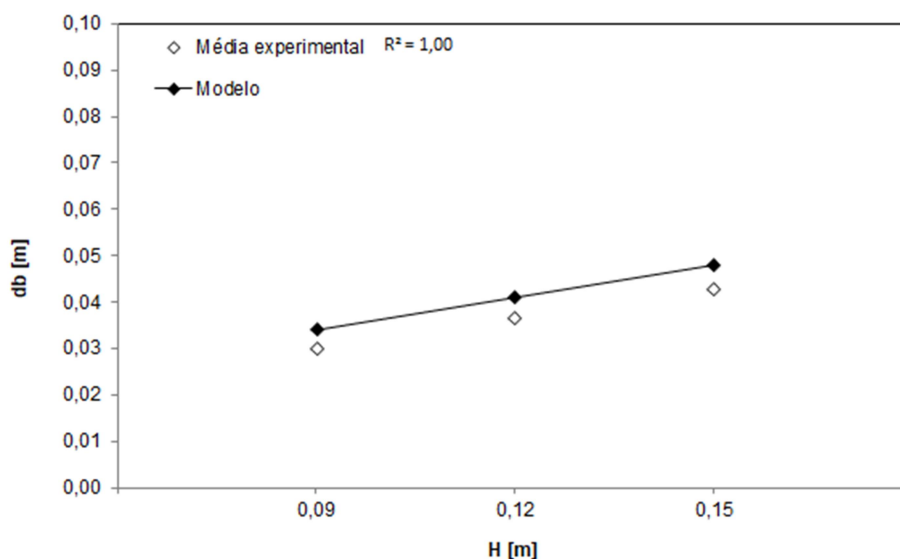
#### 8.1.4 Dinâmica das Bolhas

As bolhas formadas no leito L2 foram analisadas comparando seu tamanho médio ( $d_b$ ) e velocidade de ascensão média ( $u_b$ ), para diferentes alturas de leito fixo ( $H$ ) e diferentes velocidades superficial do gás ( $u$ ), ilustrado nas Figuras 30 e 31. Todos os valores obtidos experimentalmente estão descritos no apêndice D.

A análise do tamanho médio das bolhas em função da velocidade superficial média do gás  $u$  (Figura 30a) apresentou baixo fator de determinação ( $R^2 = 0,11$ ), o que pode ser explicado pela pequena faixa de velocidade utilizada, sendo um limitante para uma análise conclusiva.

Figura 30 – Tamanho médio das bolhas em função da (a) velocidade superficial média do gás para  $H = 0,09$  m e em função da (b) altura do leito fixo para  $u = 0,33$  m/s.



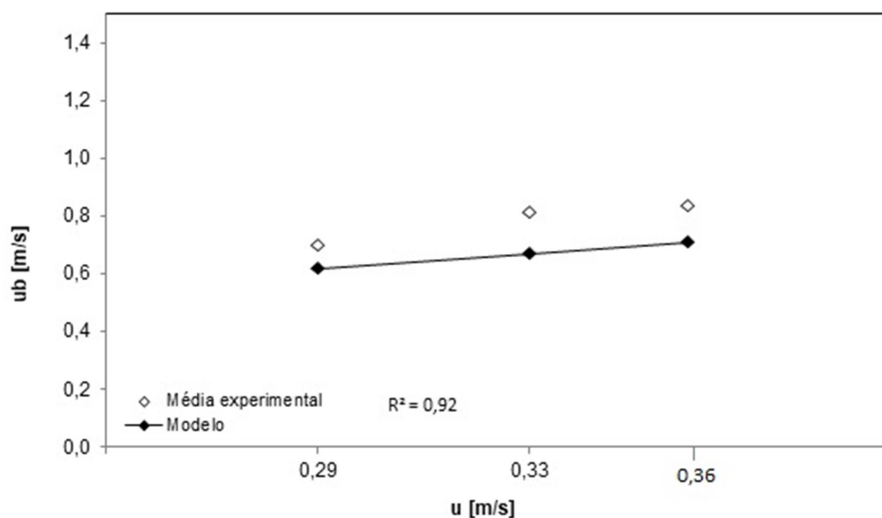


(b)

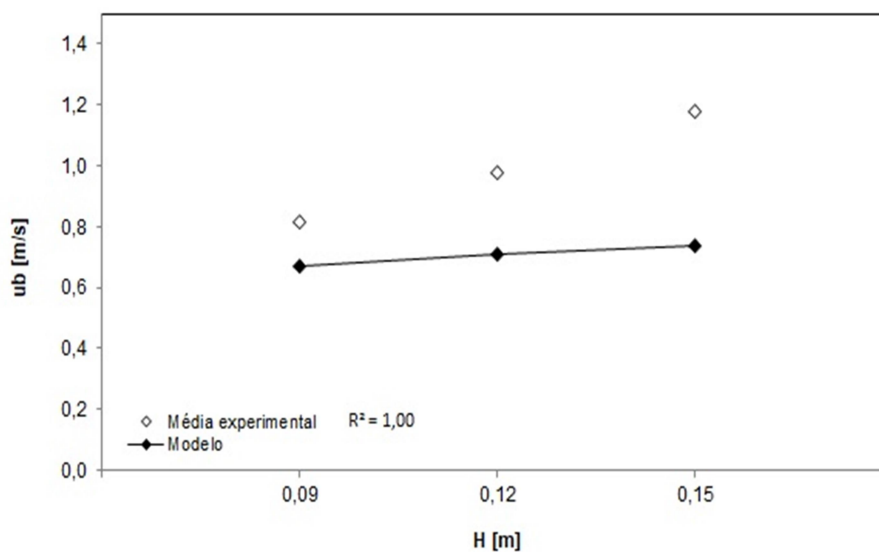
Para a análise do tamanho médio das bolhas em função da altura do leito fixo  $H$  (Figura 30b), pode-se observar boa concordância do modelo com os resultados experimentais, os quais mostram que o tamanho médio das bolhas tende a aumentar com o aumento na altura do leito. Nota-se, que neste caso, os dados experimentais apresentam um alto fator de determinação ( $R^2 = 1,00$ ).

Na Figura 31, observa-se a influência da velocidade superficial do gás  $u$  e da altura do leito fixo  $H$  na velocidade de ascensão das bolhas  $u_b$ .

Figura 31 – Velocidade média de ascensão das bolhas em função da (a) velocidade superficial média do gás para  $H = 0,09$  m e em função da (b) altura do leito fixo para  $u = 0,33$  m/s.



(a)



(b)

O modelo utilizado apresentou bons resultados da influência da velocidade do gás  $u$  em  $u_b$  (Figura 31a), porém, a influência da altura do leito  $H$  não é descrita adequadamente pelo modelo (Figura 31b).

O aumento em  $u_b$ , observado na planta de bancada com o aumento da altura do leito fixo  $H$ , é explicado pela geometria do reator, a qual provoca um movimento de ascendência das bolhas diferente de uma geometria com área transversal constante. A Figura 32 mostra uma sequência de imagens das bolhas observadas na parede lateral da planta de bancada, onde nota-se que as bolhas surgem logo acima do distribuidor de ar, e concentram-se na região central do reator até alcançar a superfície do leito. Na região das paredes em que não há bolhas, foi observado o movimento de descida das partículas.

Figura 32 – Sequência de bolhas observadas na parede lateral da planta de bancada, concentradas na região central do reator.



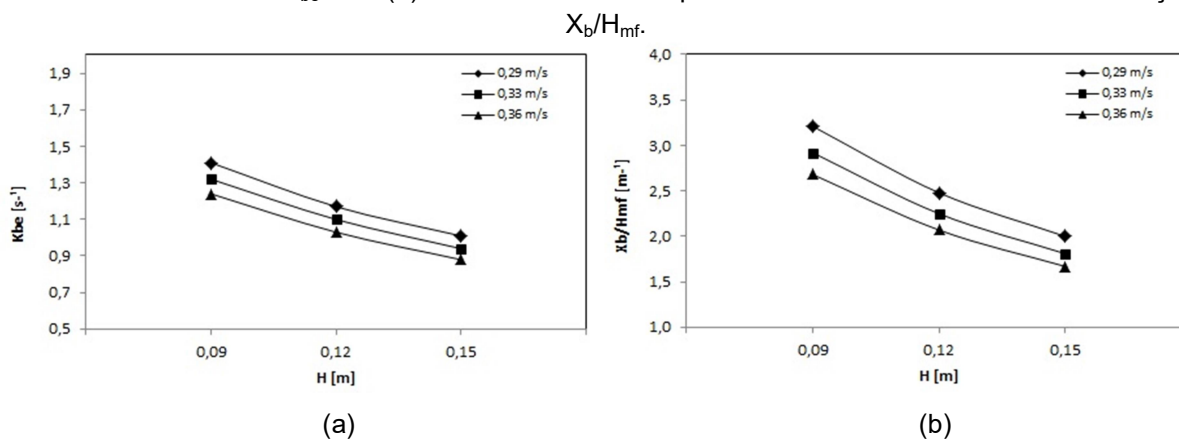
Quando as bolhas consecutivas se encontram no centro da geometria, ocorre o fenômeno de coalescência, aumentando o tamanho  $d_b$  e velocidade de ascensão das bolhas  $u_b$ . Com o aumento da altura do leito fixo  $H$ , este fenômeno se intensifica, conforme pode ser observado na Figura 31b.

### 8.1.5 Coeficiente de Transferência de Massa

Considerando que os valores teóricos para  $u_{mf}$ ,  $d_b$ ,  $u_b$  e  $H_e$  são válidos, todos os resultados obtidos para os coeficientes de troca gasosa para a transferência de massa no leito ( $K_{be}$ ,  $X_b/H_{mf}$  e  $K_d$ ), são utilizados neste trabalho para uma análise qualitativa.

A Figura 33 mostra a influência da velocidade superficial média do gás  $u$  e da altura do leito estático  $H$ , no coeficiente global de troca gasosa para a transferência de massa entre as fases bolha-emulsão ( $K_{be}$ ), e no termo *crossflow ratio* por unidade de altura de mínima fluidização ( $X_b/H_{mf}$ ).

Figura 33 – Influência de  $u$  e  $H$  no (a) coeficiente global de troca gasosa para a transferência de massa bolha-emulsão  $K_{be}$  e no (b) termo *crossflow ratio* por unidade de altura de mínima fluidização  $X_b/H_{mf}$ .

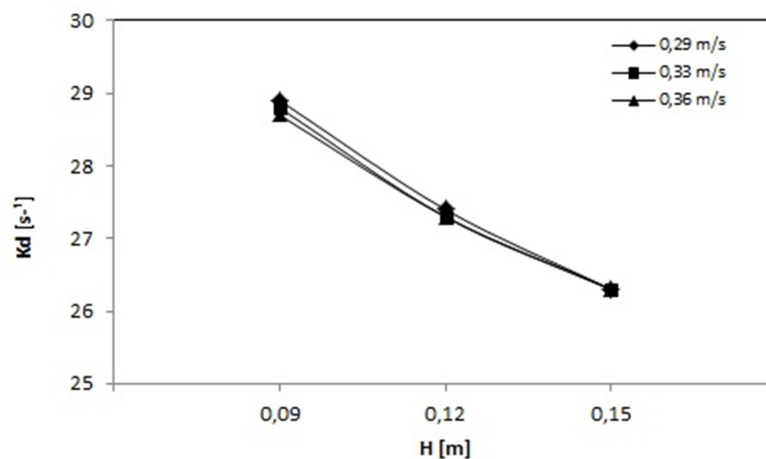


Nota-se que  $K_{be}$  e  $X_b/H_{mf}$  diminuem com o aumento na velocidade do gás  $u$  e na altura do leito fixo  $H$ . Este resultado indica que, entre as condições analisadas, o leito mais baixo (0,09 m) e com a velocidade menor (0,29 m/s), favorece a transferência de massa entre as fases do leito bolha-emulsão.

A Figura 34 mostra a influência da velocidade superficial média do gás  $u$  e da altura do leito estático  $H$ , no coeficiente global de troca gasosa para a transferência

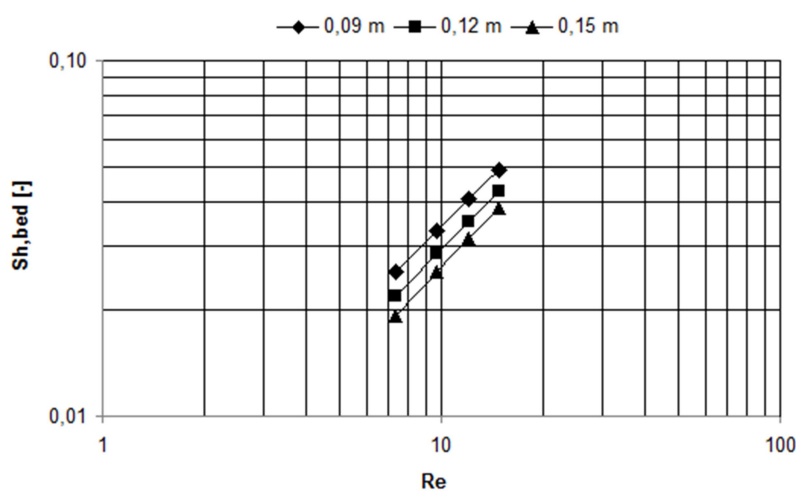
de massa no leito ( $K_d$ ). Observa-se que  $K_d$  não sofre influência significativa dentro da faixa de velocidade do gás analisada, mas diminui com o aumento da altura do leito. Portanto, ambos os coeficientes  $K_{be}$ ,  $X_b/H_{mf}$  e  $K_d$ , indicam que a transferência de massa no leito é favorecida para o leito mais baixo (0,09 m).

Figura 34 – Influência de  $u$  e  $H$  no coeficiente global de troca gasosa para a transferência de massa no leito  $K_d$ .



O número de *Sherwood* do leito ( $Sh_{,bed}$ ) em função do número de Reynolds ( $Re$ ) e da altura do leito estático ( $H$ ) para o leito L2, é ilustrado na Figura 35. Para as condições analisadas, o modelo indica que a contribuição dos fenômenos de difusão na transferência de massa no leito, tende a aumentar com o aumento da altura do leito estático ( $H$ ).

Figura 35 – Número de *Sherwood* do leito ( $Sh_{,bed}$ ) em função do número de Reynolds ( $Re$ ) e da altura do leito estático para o leito L2.



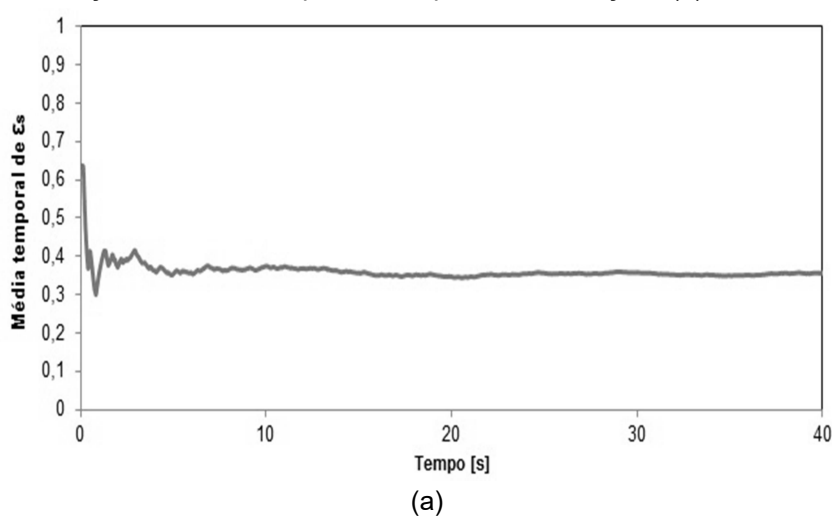
## 8.2 MODELO NUMÉRICO

As observações experimentais na planta de bancada a temperatura ambiente, foram utilizadas para a validação do modelo numérico na simulação do leito L2, composto apenas de areia, com altura do leito fixo igual a  $H = 0,09$  m e velocidade superficial média do gás igual a  $u = 0,33$  m/s.

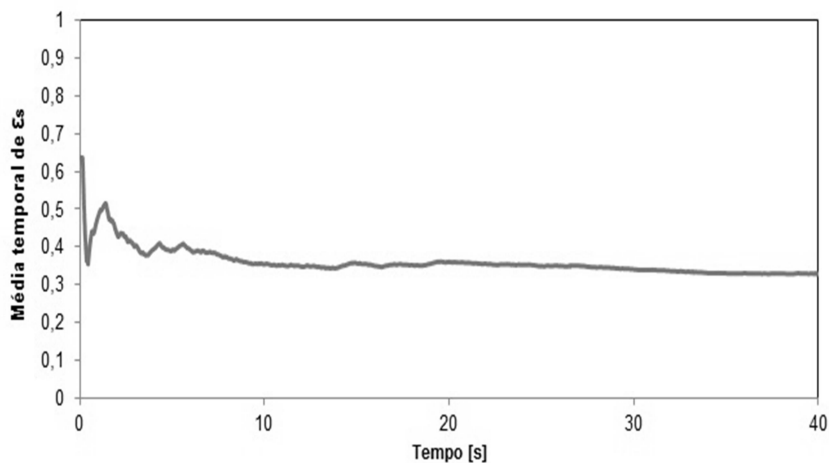
### 8.2.1 Determinação do Regime Permanente

Os resultados médios no tempo em estudos de leito fluidizado dependem fortemente do período de análise sobre o qual se realizam estas médias (Milioli e Milioli, 2010). Com o objetivo de analisar os resultados médios quando o leito está operando em regime permanente, seguindo o modelo de análise realizado em Philippsen (2012), foi monitorada ao longo do tempo (de 0 a 40 s) a variável fração volumétrica de sólidos ( $\epsilon_s$ ) nas posições adimensionais PCB1\_F e PCB1\_L, no centro do reator ( $x^* = 0,50$  e  $y^* = 0,11$ ), onde se considerou que o regime permanente foi atingido após a taxa de variação relativa da média temporal de  $\epsilon_s$  atingir um valor inferior a  $5 \cdot 10^{-4}$  (Figuras 36 e 37). Em ambas as simulações, considerou-se como regime permanente entre 20 e 40 s de simulação (Figura 37).

Figura 36 – Evolução da média temporal de  $\epsilon_s$  para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral.

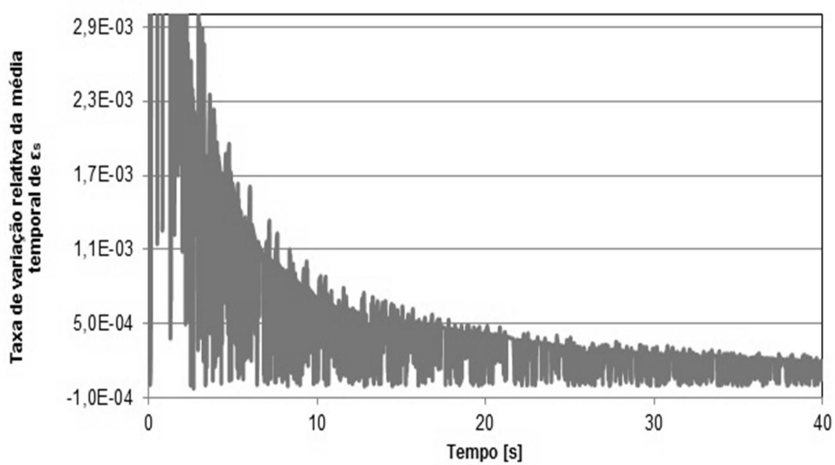




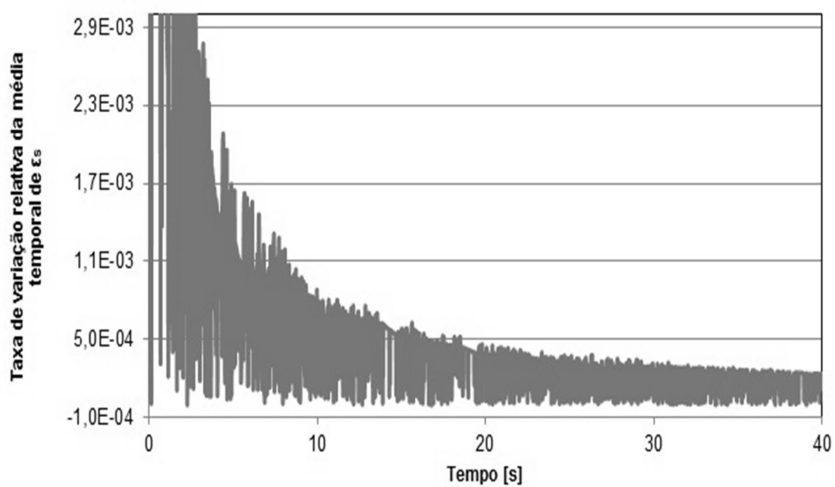


(b)

Figura 37 - Taxa de variação relativa da média temporal de  $\epsilon_s$  para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral.



(a)

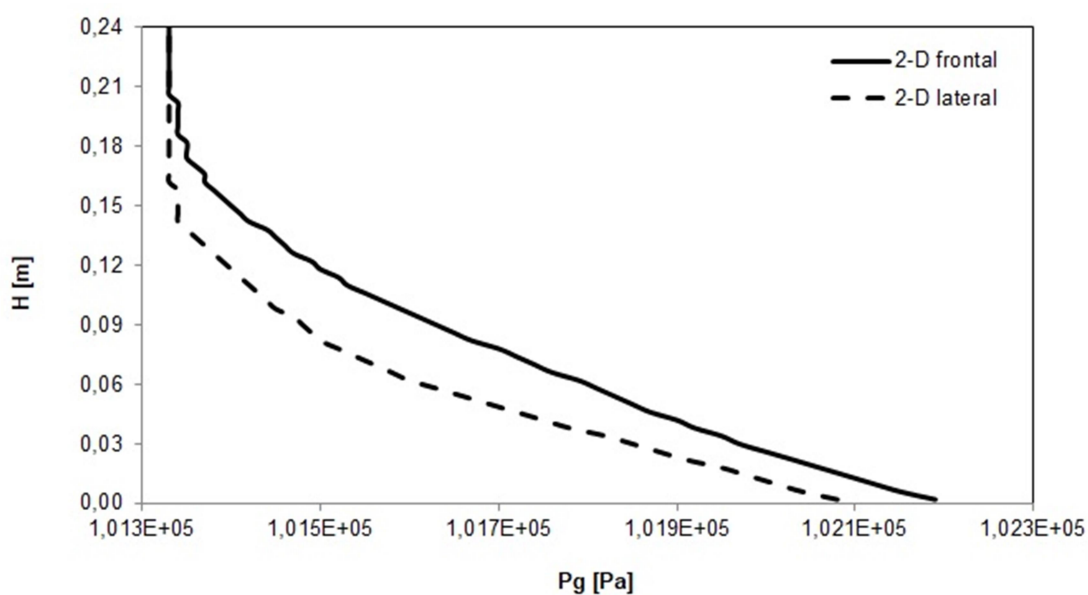


(b)

## 8.2.2 Perfil de Distribuição da Pressão do Gás e dos Sólidos

A Figura 38 ilustra a média temporal da distribuição da pressão do gás dentro do reator para as geometrias 2-D frontal e 2-D lateral. Estes valores foram obtidos nas posições críticas PCB2\_F e PCB2\_L.

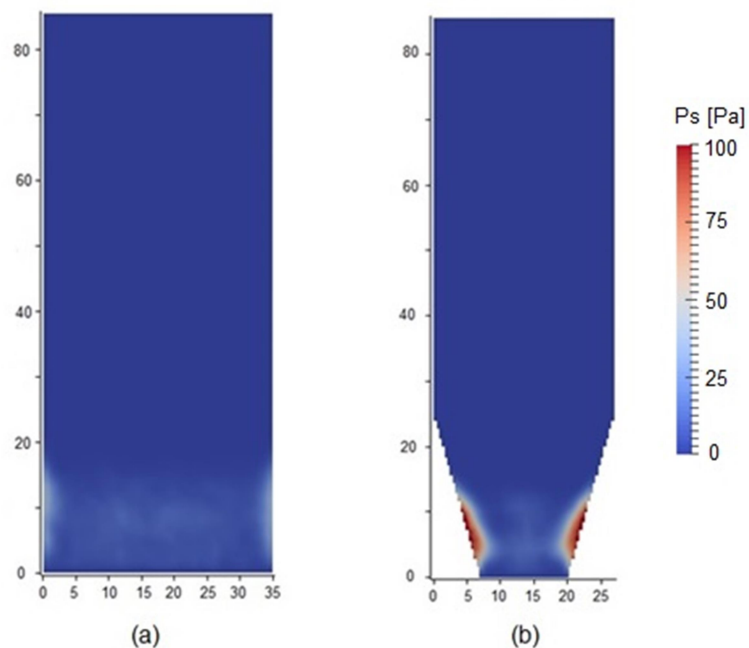
Figura 38 – Média temporal da distribuição da pressão do gás dentro do reator para as simulações 2-D frontal e 2-D lateral.



Os resultados mostram que o modelo prevê uma queda de pressão em torno de 815 Pa, valor abaixo do verificado experimentalmente de 1173 Pa. Esta diferença em  $\Delta P$  ocorre porque no modelo utilizado foi inserida a massa específica *bulk* ( $\rho_b$ ) das partículas, o que conforme analisado no item 8.1.2, prevê uma queda de pressão abaixo do real. A massa específica inserida no modelo é utilizada em todos os cálculos numéricos, por isso optou-se por utilizar a massa específica *bulk* ( $\rho_b$ ).

A Figura 39 ilustra a média temporal da distribuição da pressão dos sólidos dentro do reator, no qual é possível observar que a máxima pressão ocorre nas paredes onde há maior acúmulo de partículas e o movimento é de descida. Portanto, esta previsão está em concordância com o que foi observado experimentalmente.

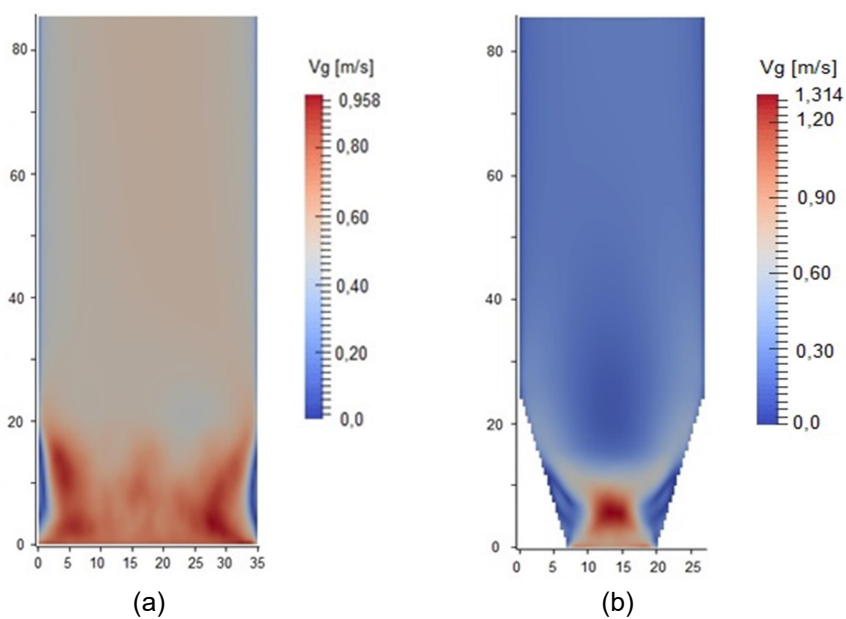
Figura 39 – Média temporal da distribuição da pressão dos sólidos dentro do reator para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral.



### 8.2.3 Perfil de Distribuição da Velocidade do Gás

A Figura 40 ilustra a média temporal da distribuição da magnitude da velocidade superficial do gás dentro do reator.

Figura 40 – Média temporal da distribuição da magnitude da velocidade superficial do gás dentro do reator para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral.

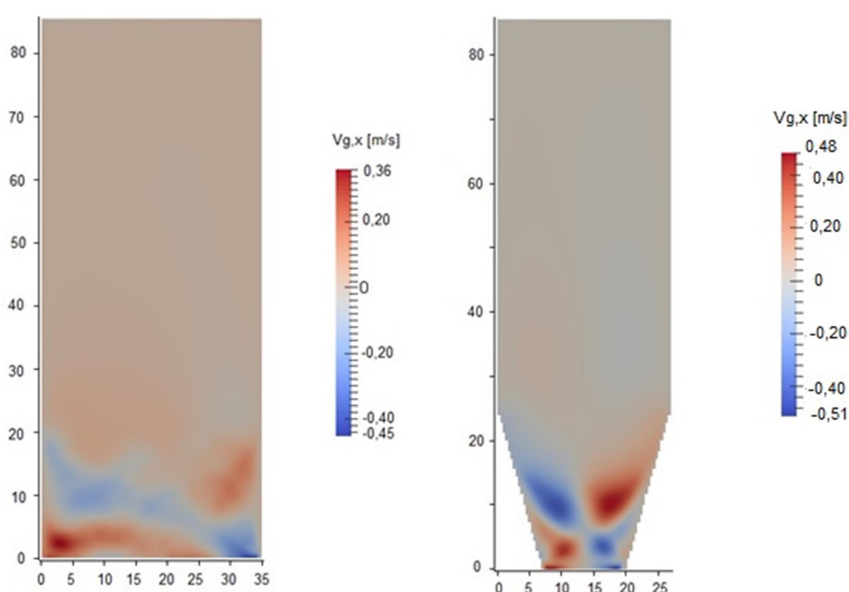


Para a simulação 2-D frontal (Figura 40a), o modelo indica que na região do leito, a máxima velocidade do gás ocorre próximo às paredes laterais, em torno de 0,96 m/s. Na região de *freeboard*, acima do leito, a distribuição da velocidade do gás mostra-se uniforme, em torno de 0,50 m/s.

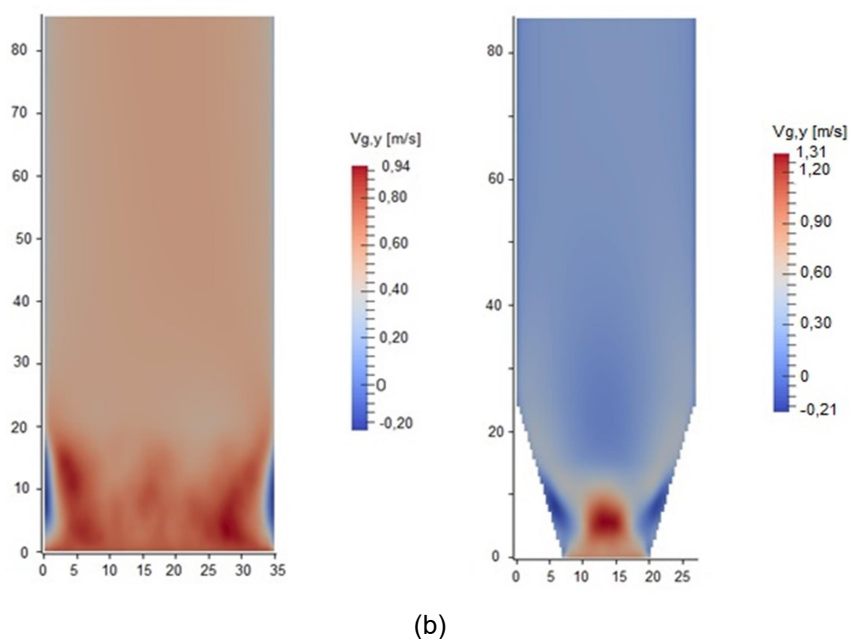
Para a simulação 2-D lateral (Figura 40b), o modelo indica que a máxima velocidade do gás na região do leito, ocorre no centro do reator, em torno de 1,3 m/s. Nesta região se observou experimentalmente a maior concentração de bolhas. Na região próxima da superfície do leito e na região de *freeboard*, o modelo prevê um perfil de distribuição do gás no qual parte do gás tende a se deslocar para a região próxima às paredes da geometria. Isto ocorre devido ao estouro das bolhas na região central da superfície do leito, deslocando boa parte do gás na direção das paredes.

A Figura 41 ilustra o perfil médio no tempo da distribuição das componentes x e y da velocidade do gás. Na Figura (41a), o perfil médio de distribuição da componente x da velocidade do gás indica um movimento de recirculação do gás na região do leito. Na Figura (41b), o perfil da distribuição da componente y da velocidade do gás indica que ocorre um movimento de ascensão do gás na região central do reator, alcançando valores máximos entre 0,94 e 1,31 m/s.

Figura 41 – Média temporal da distribuição da (a) componente x e da (b) componente y da velocidade do gás.



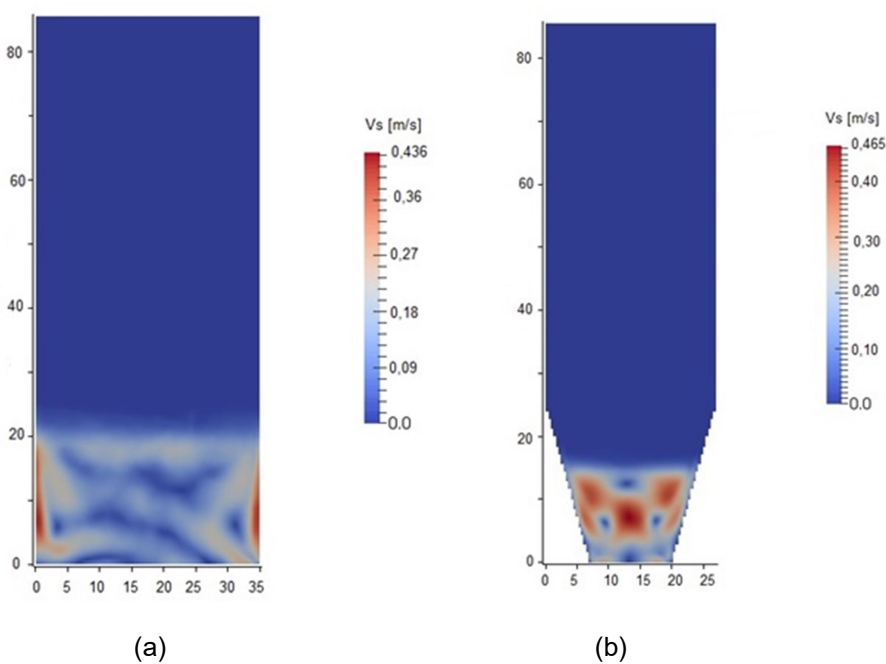
(a)



#### 8.2.4 Perfil de Distribuição da Velocidade dos sólidos e Expansão do Leito

A Figura 42 ilustra a média temporal da distribuição da magnitude da velocidade dos sólidos dentro do reator para as simulações 2-D frontal e 2-D lateral.

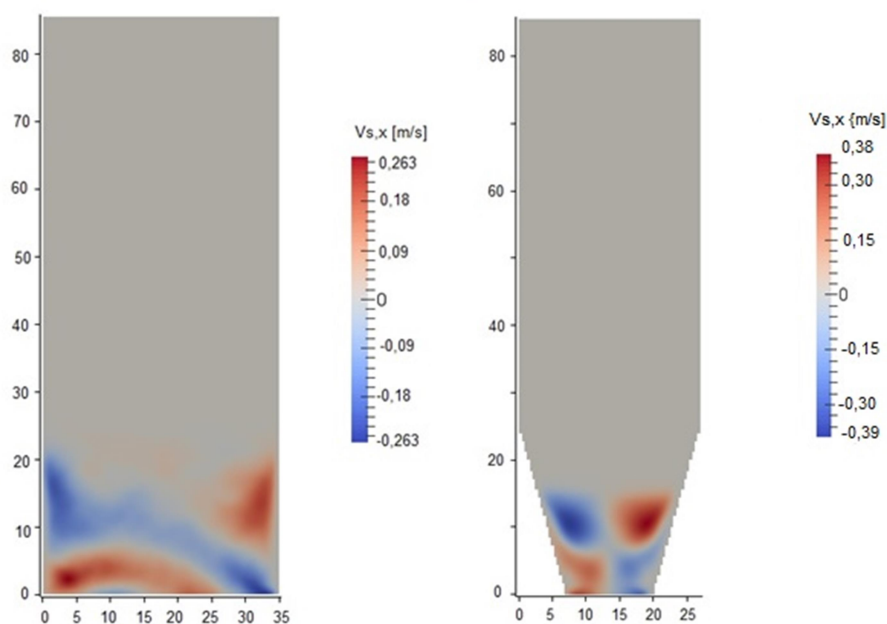
Figura 42 – Média temporal da distribuição da magnitude da velocidade dos sólidos dentro do reator para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral.



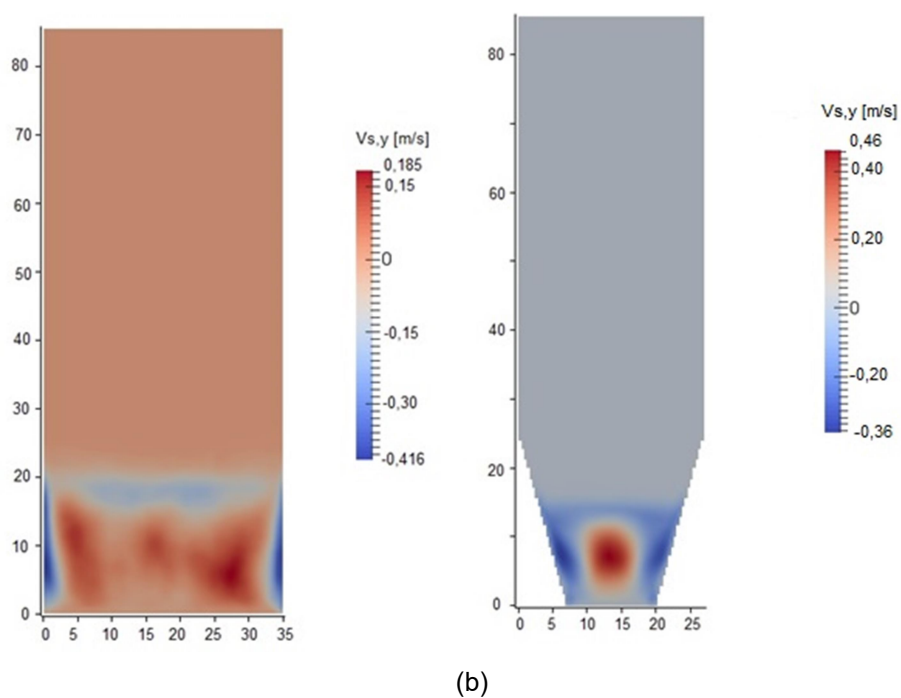
O modelo mostra que a máxima velocidade dos sólidos ocorreu nas paredes laterais do reator, em torno de 0,46 m/s. Observa-se também que a expansão do leito foi em média 0,18 m, o que está em ótima concordância com os valores experimentais de 0,17 m. É importante salientar que esta é uma expansão média, a qual pode chegar a alturas muito superiores com o estouro das bolhas.

A Figura 43 ilustra o perfil médio no tempo da distribuição das componentes x e y da velocidade dos sólidos. Na Figura (43a), o perfil médio de distribuição da componente x da velocidade dos sólidos indica que ocorre recirculação das partículas na região do leito. Na Figura (43b), o perfil da distribuição da componente y da velocidade dos sólidos indica que ocorre um movimento de ascensão das partículas na região central do reator, e um movimento de descida nas paredes.

Figura 43 - Média temporal da distribuição da (a) componente x e da (b) componente y da velocidade do gás.



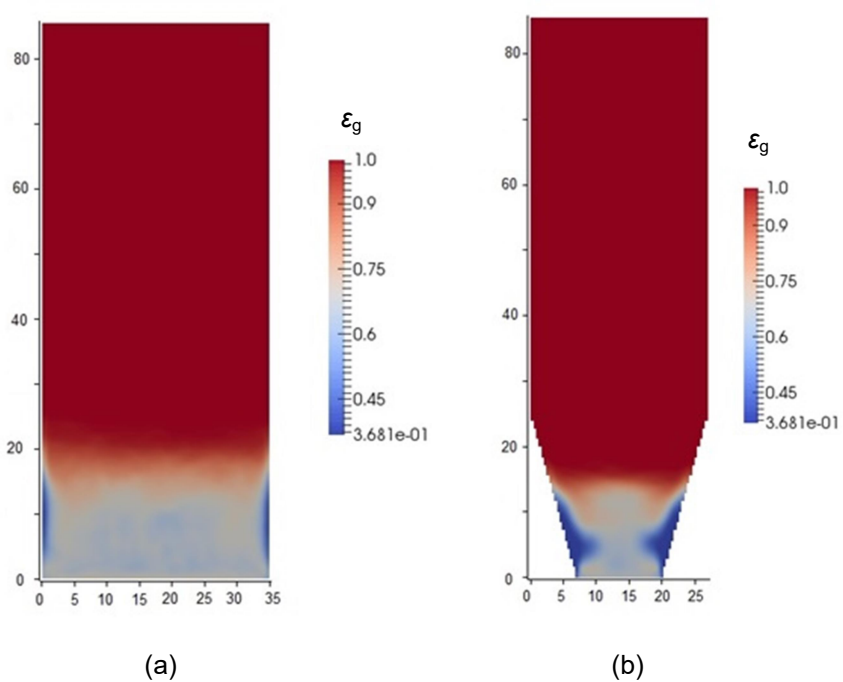
(a)



### 8.2.5 Fração Volumétrica de Gás

A Figura 44 ilustra a média temporal da distribuição da fração volumétrica de gás dentro do reator.

Figura 44 - Média temporal da fração volumétrica da fase gasosa para as simulações (a) 2-D frontal e (b) 2-D lateral.

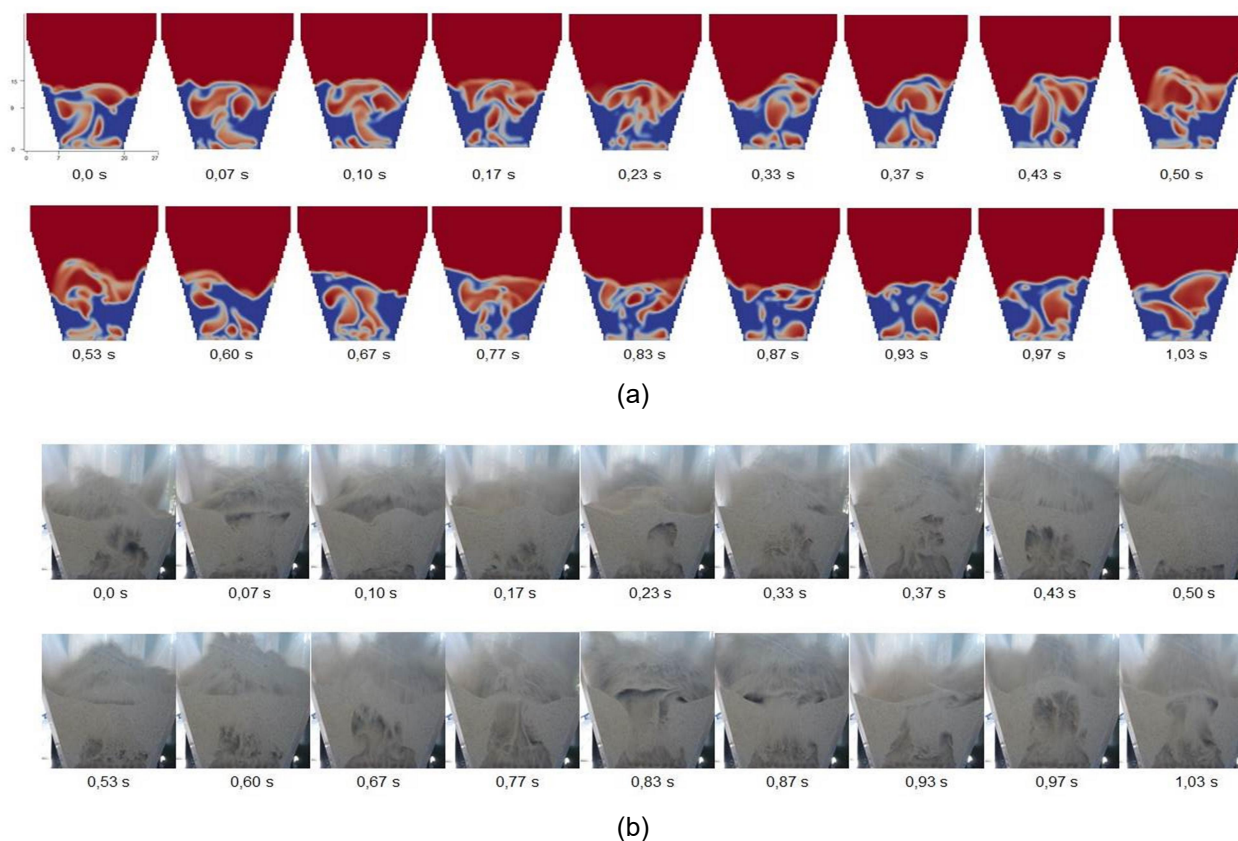


Observa-se que na região do leito, a maior fração de gás está na parte central da geometria ( $\epsilon_g \approx 0,67$ ), no qual se observou experimentalmente a maior concentração de bolhas. A região de menor fração de gás, onde a  $\epsilon_g$  é a de mínima fluidização, é a região próximo às laterais das geometrias, onde se observou a maior concentração de partículas. Portanto, o modelo representa a distribuição volumétrica de gás com boa concordância com o que foi observado experimentalmente.

### 8.2.6 Dinâmica das Bolhas

A Figura 45 ilustra as bolhas formadas no leito, no intervalo de tempo de aproximadamente 1 s. As imagens obtidas a partir da simulação numérica (Figura 45a) foram retiradas dentro do intervalo de tempo de 30,00 a 31,03 s (regime permanente) com o pós-processador de dados *Paraview*.

Figura 45 - Bolhas formadas no leito de acordo com o (a) modelo numérico e (b) observadas na planta de bancada.

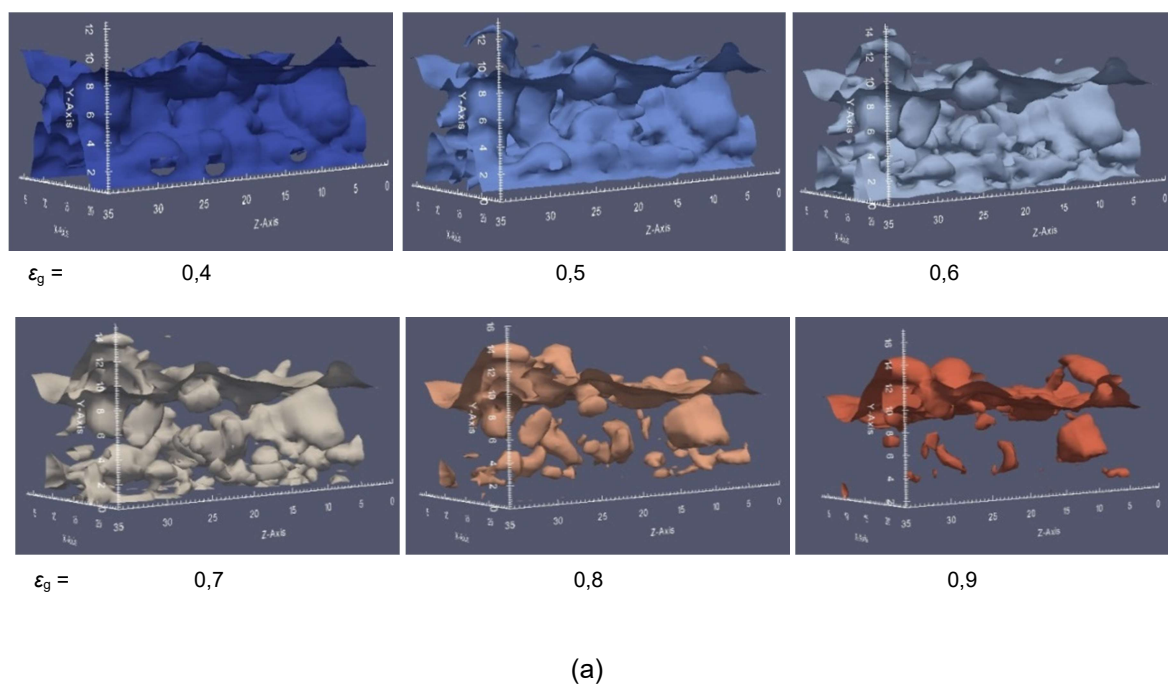


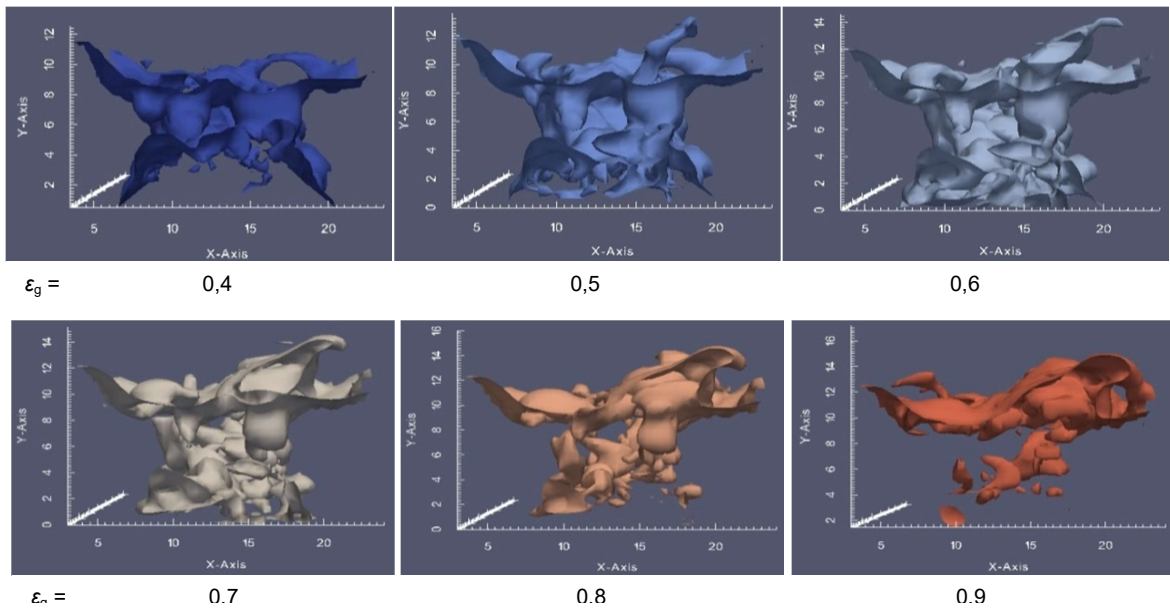


Na Figura 45b, é possível observar que as bolhas apresentam um formato arredondado, mas devido a coalescência das bolhas consecutivas, nota-se que este formato pode apresentar variações com o movimento de ascensão. O modelo representa esta variação no formato das bolhas com boa concordância (Figura 43a), mas o fenômeno de coalescência das bolhas consecutivas previsto pelo modelo é menor que o observado na planta de bancada.

A Figura 46 mostra a região do leito em 3-D para diferentes frações de gás ( $\epsilon_g = 0,4$  a  $0,9$ ), no instante de tempo de 25 s (regime permanente). A partir de  $\epsilon_g = 0,7$  é possível observar melhor os tamanhos e formatos das bolhas na região central do leito 3-D, as quais apresentam tamanhos e formatos variados. O modelo também mostra que as bolhas estão distribuídas principalmente na região central da geometria.

Figura 46 – Fração de gás no centro do reator 3-D no instante de tempo 25,00 s nas paredes (a) frontal e (b) lateral.





(b)

## 9 APLICAÇÃO DOS MODELOS E ANÁLISE FLUIDODINÂMICA NA PLANTA PILOTO

Os modelos validados no capítulo 8 foram aplicados para a planta piloto, considerando as condições das operações de combustão do carvão mineral CRM. Para a análise fluidodinâmica, foram considerados no modelo a temperatura e velocidade média do gás em regime permanente de cada operação, descrito na Tabela 20, além das características físicas dos leitos de areia, L1 e L2, descrito no capítulo 5 (Tabela 8). Estes resultados estão relacionados com os objetivos 3 e 4 para a planta piloto, descritos no capítulo 1.

Tabela 20 – Parâmetros de estabilização das operações OP em planta piloto, utilizados para análise fluidodinâmica.

		OP1	OP2	OP3	OP4	OP5
Leito		L1	L2	L2	L2	L2
Velocidade de mínima fluidização	[m/s]	0,07	0,03	0,03	0,03	0,03
Temperatura de estabilização	[°C]	852	858	855	854	853
Altura do leito estático	[m]	0,45	0,30	0,30	0,45	0,45
Velocidade superficial média do gás	[m/s]	0,42	0,51	0,30	0,48	0,42
Queda de pressão do leito	[Pa]	5720	4390	4280	6160	5960

L1 – Leito de areia utilizado na operação OP1 em planta piloto.

L2 – Leito de areia utilizado na planta de bancada e nas operações OP2, OP3, OP4 e OP5 na planta piloto.

### 9.1 MODELO EXPERIMENTAL

Os dados relacionados na Tabela 20 foram aplicados no modelo descrito no capítulo 8, e determinados alguns parâmetros fluidodinâmicos para cada operação, tais como taxa de expansão ( $H_e/H$ ) e fração de bolhas no leito ( $\delta$ ), tamanho ( $d_b$ ) e velocidade das bolhas ( $u_b$ ), os quais são apresentados nas Figuras 45 e 46.

Na Figura 47, se observa que a variação na taxa de expansão  $H_e/H$  e na fração de bolhas no leito  $\delta$  são semelhantes entre as operações. Ou seja, o modelo indica que a fração de bolhas no leito pode ter uma contribuição maior na expansão do leito do que o tamanho ou velocidade das bolhas (Figura 48).

Figura 47 – Variação na (a) taxa de expansão  $H_e/H$  e na (b) fração de bolhas no leito ( $\delta$ ) entre as operações OP.

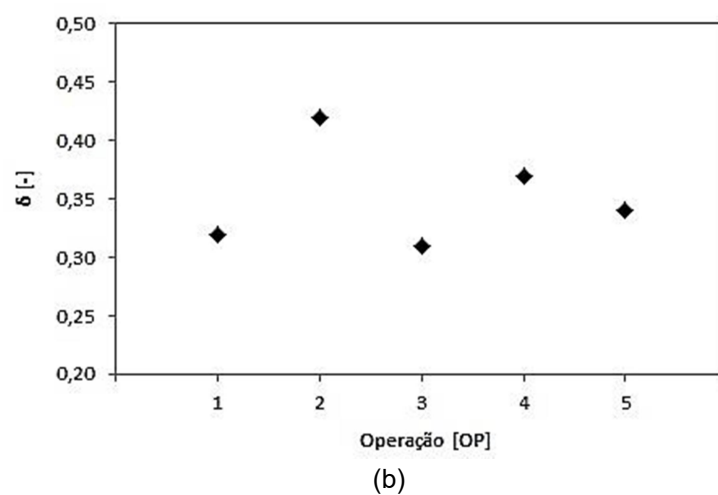
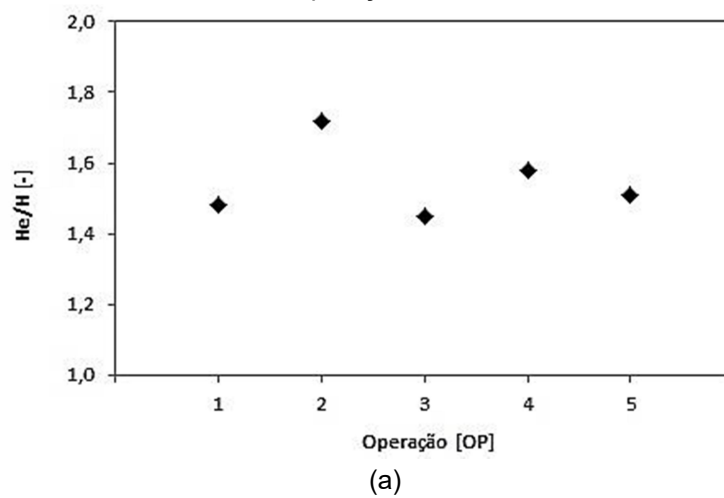
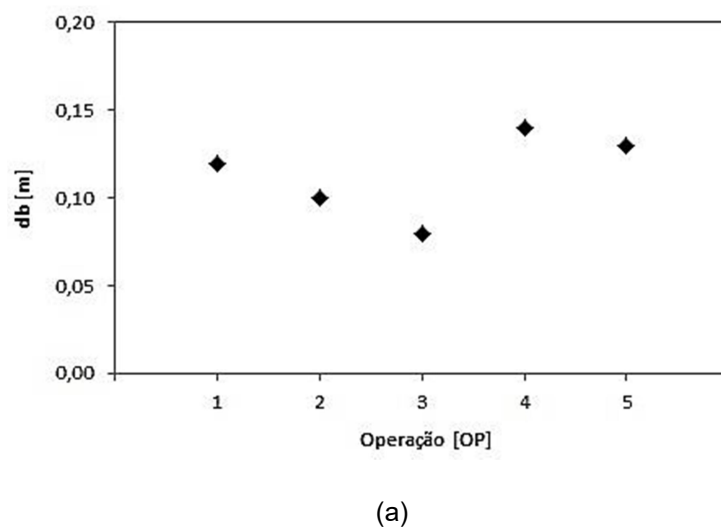
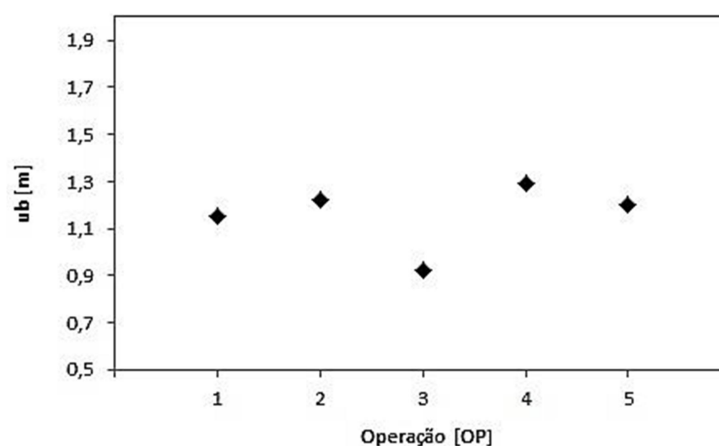


Figura 48 – Comparação do (a) tamanho  $d_b$  e (b) velocidade das bolhas  $u_b$  entre as operações OP.



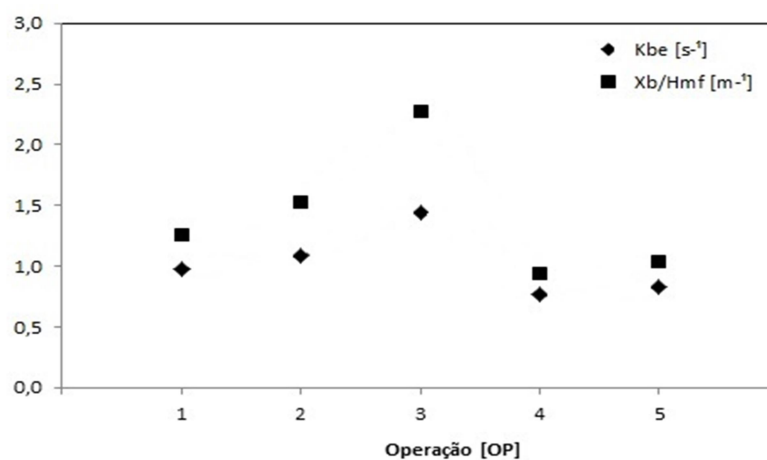


(b)

Na Figura 48, nota-se que as bolhas são maiores e mais rápidas nas operações OP1, OP4 e OP5, onde a altura do leito é maior ( $H = 0,45$  m). Na Figura 48b, deve-se levar em consideração a análise realizada na planta de bancada (item 8.1.4), no qual se observou que com o aumento na altura do leito  $H$ , a velocidade das bolhas tende a ser maior que o previsto pelo modelo.

Na operação OP3, as bolhas são menores e mais lentas, o que de acordo com a análise realizada na planta de bancada, e com a Figura 49, favoreceu a troca gasosa para a transferência de massa entre as fases do leito bolha-emulsão. Assim, de acordo com Van Lare (1991), na operação OP3 as conversões heterogêneas são maximizadas em comparação com as outras operações realizadas.

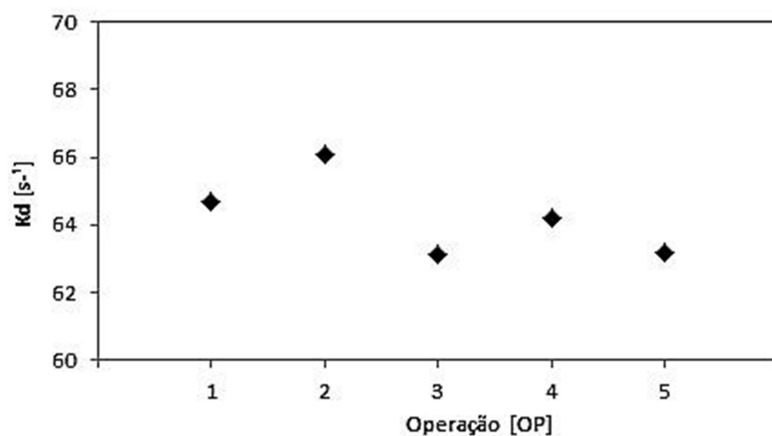
Figura 49 - Comparação entre as operações OP do (a) coeficiente de troca gasosa  $K_{be}$  [ $s^{-1}$ ] e do (b) termo adimensional *crossflow ratio* por unidade de altura de mínima fluidização  $X_b/H_{mf}$  [ $m^{-1}$ ].



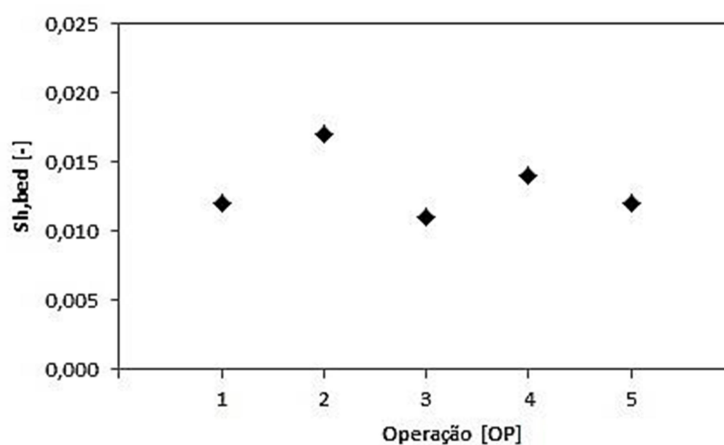
Para a análise dos coeficientes de troca gasosa para a transferência de massa entre as fases do leito bolha-emulsão ( $K_{be}$  e  $X_b/H_{mf}$ ), foram consideradas as características físicas dos leitos L1 e L2. Para a análise dos coeficientes de troca gasosa para a transferência de massa gás-sólido no leito ( $K_d$  e  $Sh_{bed}$ ), foram consideradas as características físicas das partículas do carvão mineral CRM, esféricas ( $\phi = 1$ ). Para todas as análises utilizou-se o coeficiente de difusão gasosa  $O_2$ -CO na temperatura  $T$  de estabilização de cada operação.

A Figura 50 compara os valores calculados para o coeficiente de troca gasosa  $K_d$  e o número de Sherwood do leito  $Sh_{bed}$  entre as operações. Nota-se que a variação de  $K_d$  e  $Sh_{bed}$  entre as operações são semelhantes.

Figura 50 - Comparação entre as operações OP do (a) coeficiente de troca gasosa  $K_d$  [ $s^{-1}$ ] e do (b) número de Sherwood do leito  $Sh_{bed}$  [-].



(a)



(b)

Os resultados obtidos mostram que nas operações OP2 e OP3, com  $H = 0,30$  m, e nas operações OP4 e OP5, com  $H = 0,45$  m, o aumento na velocidade do gás desfavoreceu a troca gasosa para transferência de massa entre as fases do leito bolha-emulsão ( $K_{be}$ ). Os demais parâmetros analisados ( $H_e/H$ ,  $\delta$ ,  $d_b$ ,  $u_b$ ,  $K_d$  e  $Sh_{bed}$ ) aumentaram com o aumento em  $u$ . Entre as operações OP2 e OP4, com  $u \approx 0,50$  m/s, o aumento na altura do leito de 0,30 m para 0,45 m, aumentou o tamanho ( $d_b$ ) e velocidade das bolhas ( $u_b$ ), e diminuiu os demais parâmetros ( $H_e/H$ ,  $\delta$ ,  $K_{be}$ ,  $K_d$  e  $Sh_{bed}$ ), desfavorecendo a transferência de massa na região do leito. Entre as operações OP1 e OP5, no qual a altura do leito e velocidade do gás são as mesmas ( $H = 0,45$  e  $u = 0,42$  m/s), a transferência de massa foi favorecida para o leito L1, o que está relacionado à maior velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ) e maior fração de vazios ( $\epsilon_{mf}$ ).

Portanto, entre as operações realizadas na planta piloto, estes resultados indicam que nas operações OP4 e OP5, onde as bolhas são maiores e mais rápidas, a transferência de massa na região do leito foi menor. Na operação OP3, onde as bolhas são menores e mais lentas, a transferência de massa entre as fases do leito bolha-emulsão ( $K_{be}$ ) foi significativamente maior. Já a transferência de massa gás-sólido no leito ( $K_d$ ) foi maior nas operações OP1 e OP2, o que está relacionado à velocidade superficial do gás na OP2, e à velocidade de mínima fluidização na OP1.

## 9.2 MODELO NUMÉRICO

O modelo numérico foi aplicado para a planta piloto considerando as condições das operações OP1 e OP3, com o objetivo de analisar a influência dos coeficientes  $K_{be}$  e  $K_d$  na fluidodinâmica do leito.

Os resultados médios analisados neste capítulo, também seguem o método utilizado em Philippsen (2012). O regime permanente foi estabelecido após a taxa de variação relativa da média temporal da fração volumétrica de sólidos ( $\epsilon_s$ ), monitorada ao longo do tempo (0 a 40 s) na posição adimensional PCP1, atingir um valor inferior a  $5 \times 10^{-4}$  para a operação OP1, e  $6 \times 10^{-4}$  para a operação OP3, o qual ficou entre 30 s e 40 s para ambas as simulações (Figuras 51 e 52).

Figura 51 – Evolução da média temporal de  $\varepsilon_s$  para as simulações das operações (a) OP1 e (b) OP3.

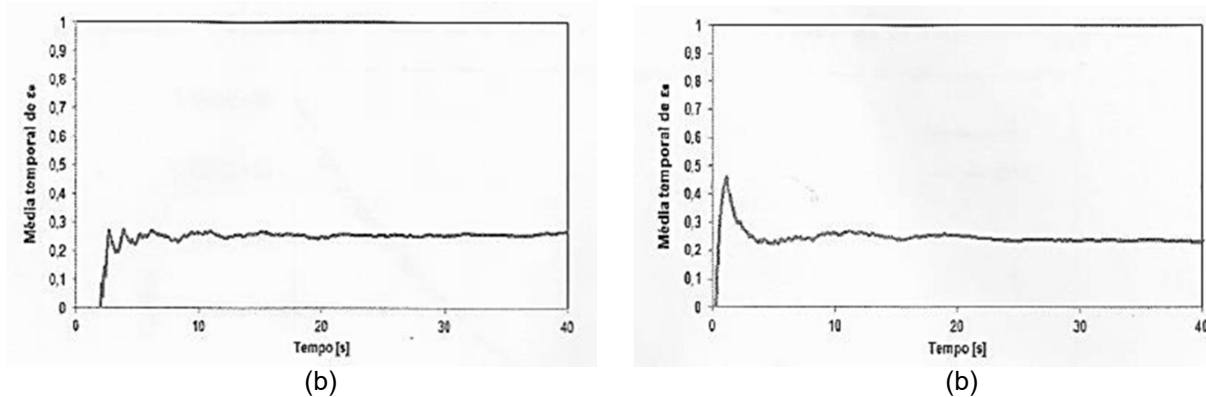
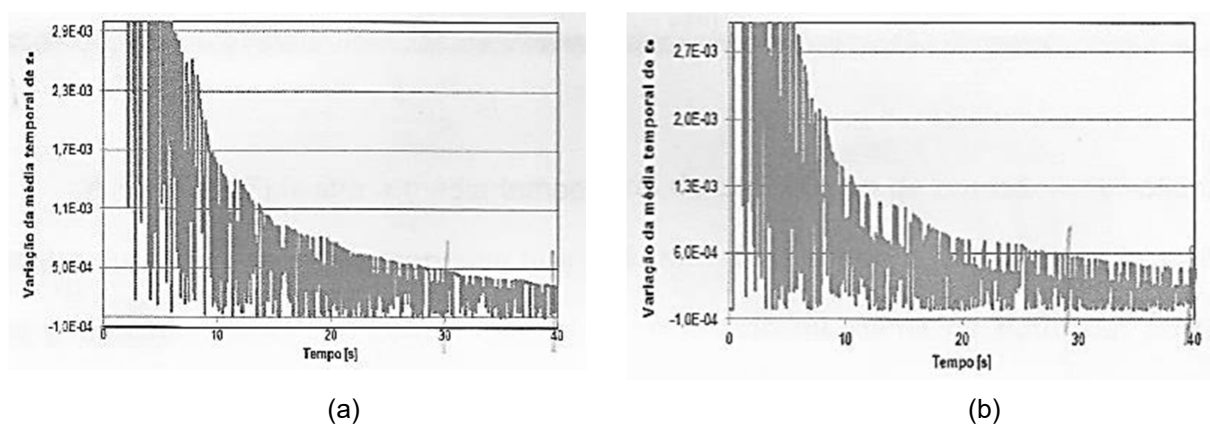
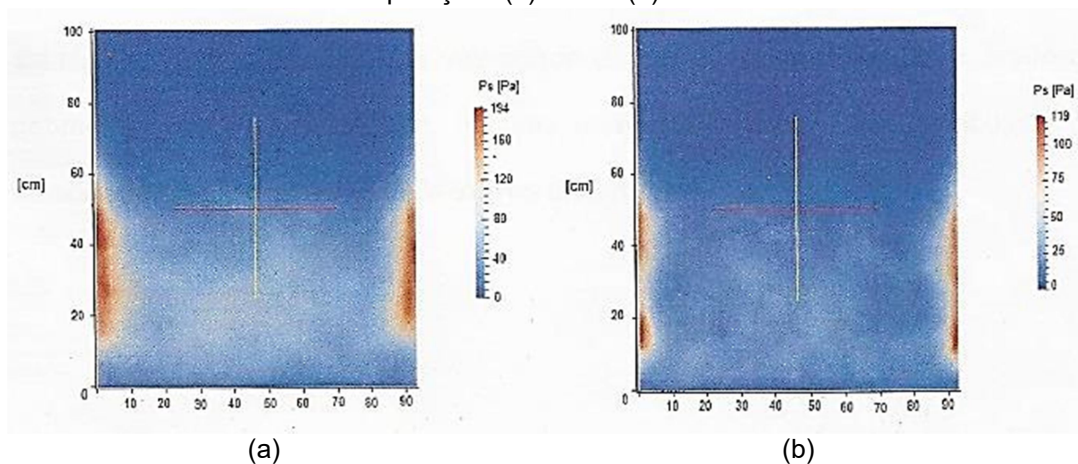


Figura 52 – Taxa de variação da média temporal de  $\varepsilon_s$  para as simulações das operações (a) OP1 e (b) OP3.



A Figura 53 ilustra a média temporal da distribuição da pressão dos sólidos dentro do leito, no qual se observa que a pressão é superior nas paredes laterais da geometria.

Figura 53 – Distribuição da média temporal da pressão dos sólidos na região do leito para as operações (a) OP1 e (b) OP3.

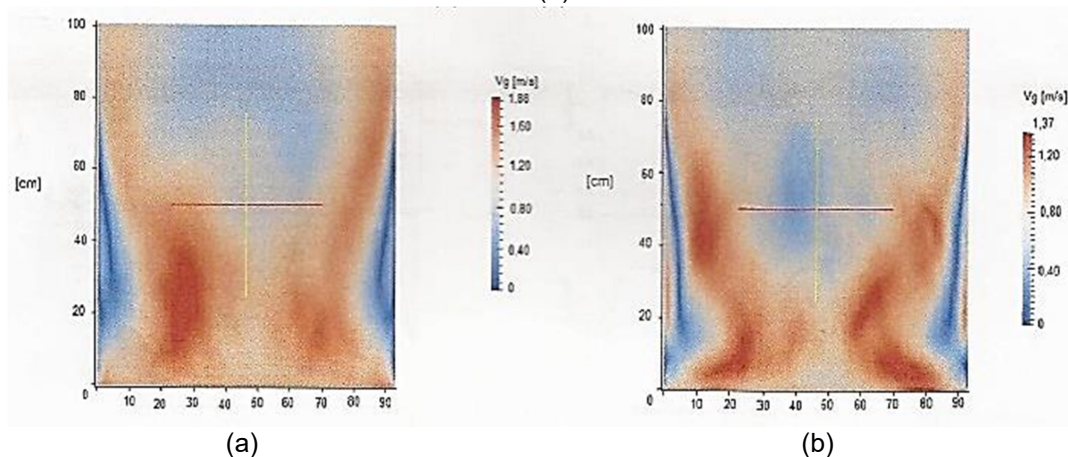




De acordo com o que foi observado na planta de bancada, nesta região de maior pressão há um maior acúmulo de partículas e o movimento destas partículas é de descida. O modelo também indica que a intensidade da pressão dos sólidos é maior para a operação OP1, o que é influenciado pela maior altura do leito e velocidade do gás, gerando maior pressão das partículas contra as paredes do reator.

A média temporal da distribuição da magnitude da velocidade superficial do gás dentro do reator é ilustrada na Figura 54, no qual se observa algumas diferenças entre as operações.

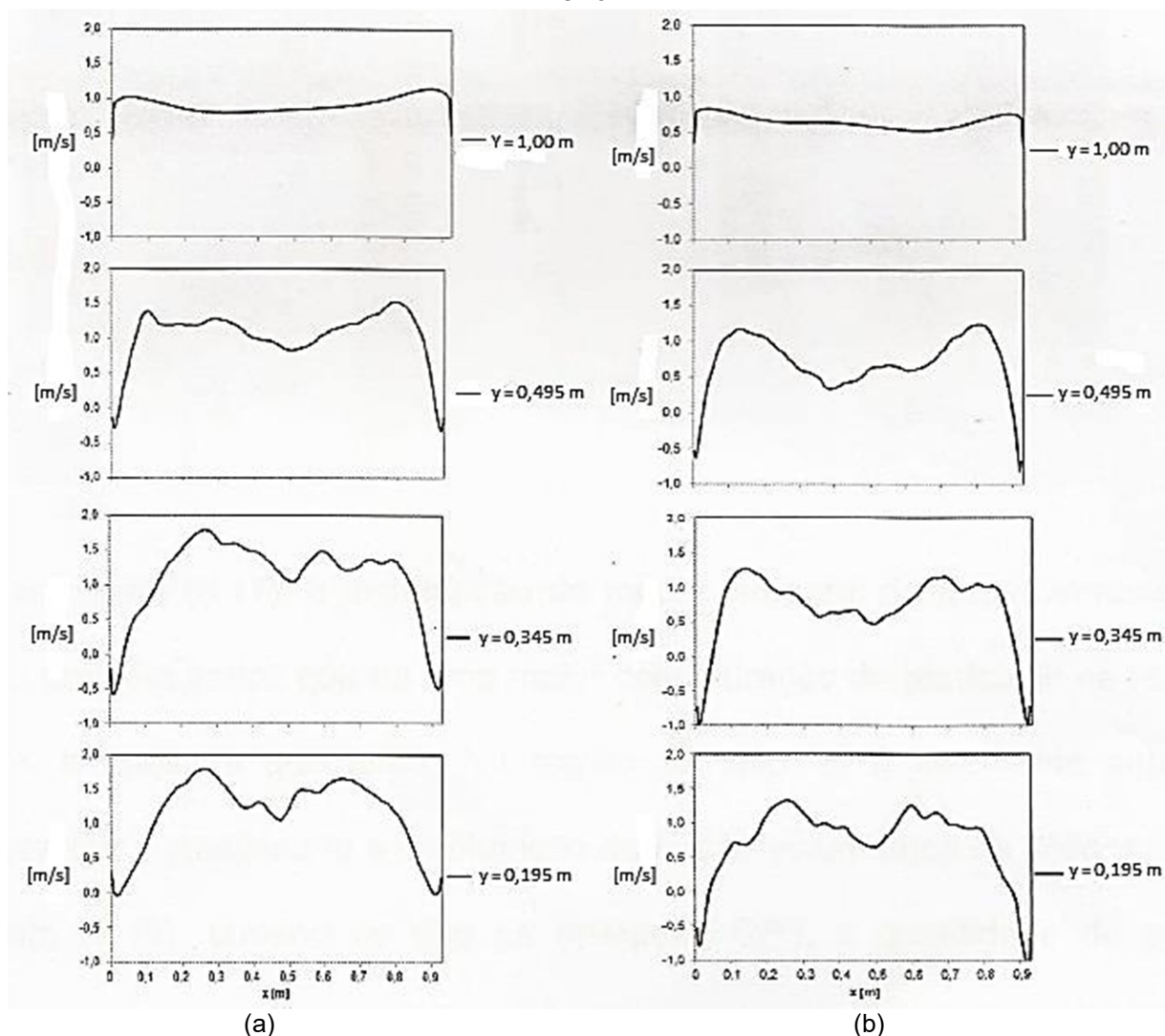
Figura 54 – Distribuição da média temporal da magnitude da velocidade do gás para as operações (a) OP1 e (b) OP3.



Na operação OP1 (Figura 54a), observa-se que na região do leito ( $H \leq 0,45$  m), a intensidade da velocidade do gás é superior no lado esquerdo da geometria, indicando que a mistura gás-sólido neste lado é diferente do lado direito da geometria. Na operação OP3 (Figura 54b), observa-se maior simetria na distribuição da velocidade do gás entre o lado esquerdo e direito da região do leito ( $H \leq 0,30$  m).

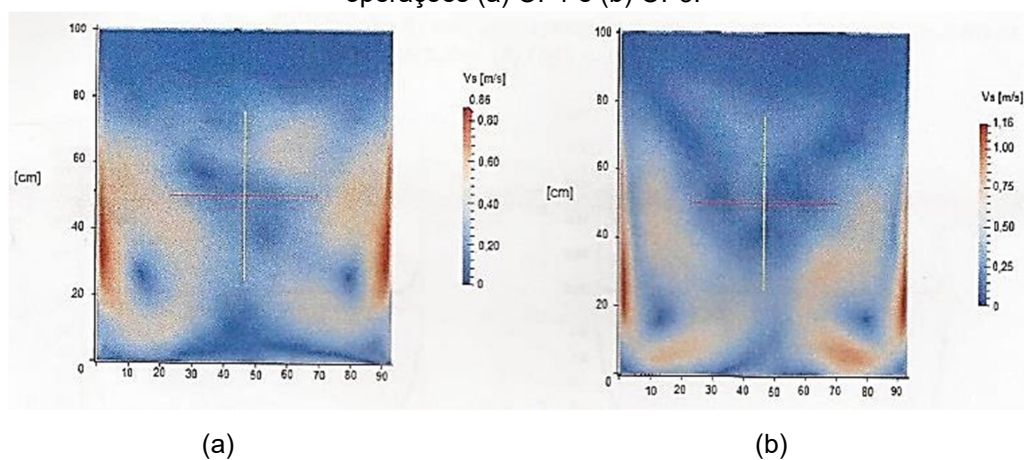
Outra diferença entre as operações é observada nas paredes laterais da geometria, onde ocorre o movimento de descida das partículas. A Figura 55 ilustra com mais detalhes a influência da componente  $y$  da velocidade do gás ( $V_{g,y}$ ), no qual se observa que os valores negativos são mais intensos na operação OP3. Isto indica que o movimento de descida das partículas na operação OP3 é maior, favorecendo a mistura gás-sólido na região do leito.

Figura 55 – Distribuição da componente y da velocidade do gás para as operações (a) OP1 e (b) OP3.



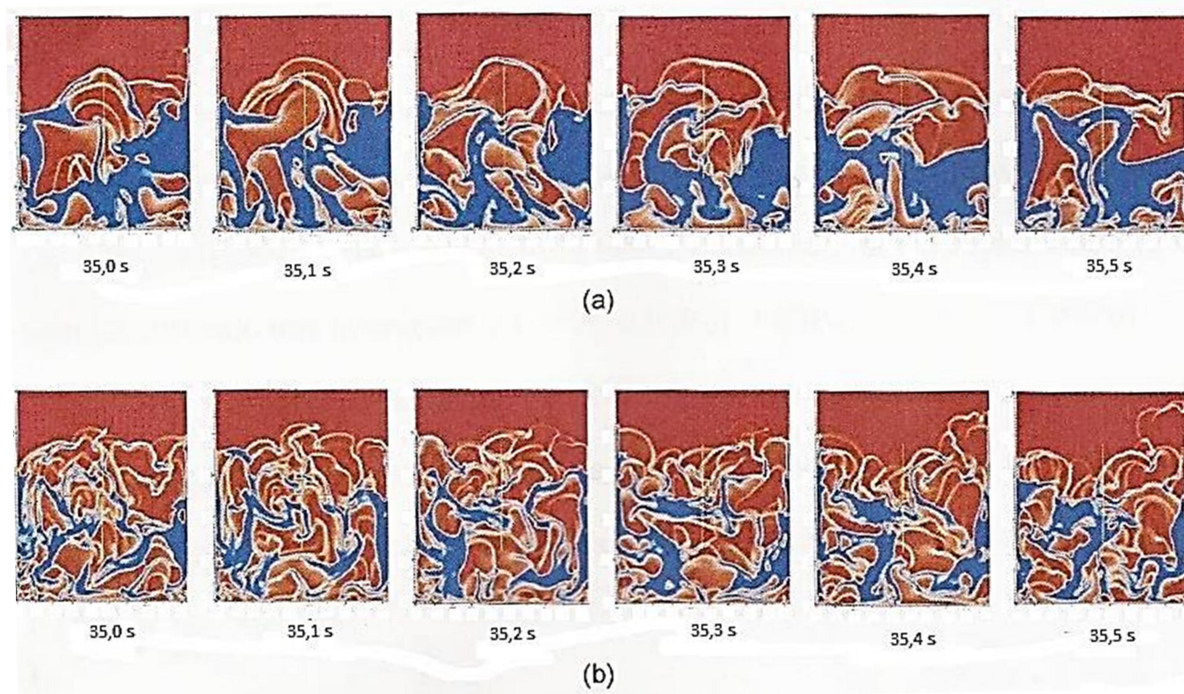
A Figura 56 ilustra a média temporal da distribuição da magnitude da velocidade dos sólidos, onde também se observa que a máxima velocidade ocorre nas paredes laterais da geometria simulada. Esta velocidade é maior para a operação OP3 (Figura 56b) chegando a 1,16 m/s, enquanto que na OP1 a máxima velocidade é de 0,86 m/s (Figura 56a). Na região central do leito, o modelo indica que a movimentação das partículas também é maior na operação OP3, indicando maior mistura entre as fases gás-sólido na região do leito.

Figura 56 – Distribuição da média temporal da magnitude da velocidade dos sólidos para as operações (a) OP1 e (b) OP3.



A Figura 57 apresenta uma sequência da simulação transiente, dentro do intervalo de tempo de 35 a 35,5 segundos, onde é possível observar o tamanho, formato e frequência das bolhas nas operações OP1 e OP3.

Figura 57 – Ilustração do tamanho, formato e frequência das bolhas formadas nas operações (a) OP1 e (b) OP3.



A diferença bastante significativa entre as operações está na quantidade de bolhas formadas. Na operação OP1 (Figura 57a) as bolhas são maiores e em menor quantidade, o que é influenciado pela maior altura do leito estático  $H$  e maior

velocidade do gás  $u$ . De acordo com o que foi observado na planta de bancada, o aumento em  $H$  e  $u$ , geram um aumento no fenômeno de coalescência das bolhas consecutivas, e conseqüentemente na velocidade de ascensão das bolhas. Na operação OP3 (Figura 57b), as bolhas são menores, mas em maior quantidade pois o fenômeno de coalescência é menor, o que de acordo com o modelo numérico gera maior turbulência na região do leito.

Os resultados obtidos com a simulação numérica, considerando as condições das operações OP1 e OP3, indicam que na operação OP3, o tempo de residência do gás e das partículas na região do leito foi maior, o que pode estar relacionado ao maior coeficiente de troca gasosa para a transferência de massa bolha-emulsão  $K_{be}$ .

Na operação OP1, o tempo de residência dos gases e das partículas na região do leito foi menor, o que pode ter contribuído para um coeficiente de transferência de massa bolha-emulsão  $K_{be}$  menor. No entanto, a distribuição da velocidade do gás nesta operação indica que, apesar do menor tempo de residência, a fração de gás na região do leito foi maior que na operação OP3, o que pode ter contribuído para um maior coeficiente global de troca gasosa para a transferência de massa gás-sólido  $K_d$ .

## 10 INFLUÊNCIA FLUIDODINÂMICA NO DESEMPENHO DO REATOR

A análise do desempenho do reator foi realizada a partir da análise dos gases e das cinzas durante a estabilização de cada operação. Estes resultados estão relacionados com os objetivos 1, 2 e 5 para a planta piloto, descritos no capítulo 1.

A condição de estabilização de cada operação é descrita na Tabela 21, onde se verifica que foi possível manter a temperatura média do leito em torno de 850 °C com uma razão ar/combustível em torno de 7 para todas as operações realizadas.

Tabela 21 – Parâmetros de estabilização das operações.

	OP1	OP2	OP3	OP4	OP5
Leito	L1	L2	L2	L2	L2
Temperatura de estabilização [°C]	852	858	855	854	853
Temperatura no <i>freeboard</i> [°C]	800	700	750	670	750
Alimentação de ar [kg/h]	236	286	169	270	234
Alimentação de carvão [kg/h]	31	41	24	39	31
Razão ar / combustível [-]	7,61	6,98	7,04	6,92	7,54
Excesso de ar [%]	157	120	108	92	163

L1 – Leito de areia utilizado na operação OP1 em planta piloto.

L2 – Leito de areia utilizado na planta de bancada e nas operações OP2, OP3, OP4 e OP5 na planta piloto.

Além das operações relacionadas na Tabela 21, foi realizada outra operação (OP6) com  $H = 0,45$  m e  $u = 0,30$  m/s, porém, os resultados desta operação não foram analisados neste trabalho, porque nestas condições houve grande dificuldade durante o aquecimento da planta até a estabilização da operação, o que indica um limite operacional. Ou seja, para  $H = 0,45$  m, a velocidade superficial do gás mínima mostrou-se mais adequada em torno de 0,40 m/s. Abaixo deste valor, as condições de operação na planta são dificultadas devido à grande quantidade de material no leito e baixa vazão de ar. Não foi possível realizar mais operações na planta piloto, devido à limitação de combustível disponível para realizar a mistura correta das diferentes camadas do carvão CRM.

Na Tabela 22 estão relacionados os teores de  $O_2$ ,  $CO_2$  e  $CO$ , rendimento de conversão ( $\mu_c$ ), tempo de residência ( $t_s$ ) e os teores de carbono residual nas cinzas

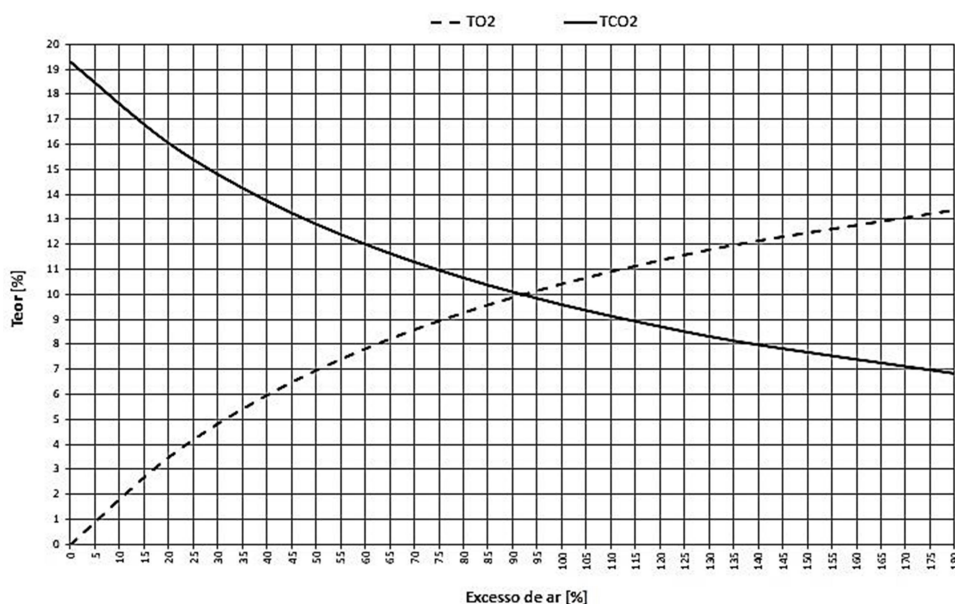
( $C_{cz}$ ). Os teores de  $CO_2$  foram determinados a partir da análise elementar do carvão CRM (Figura 58) e dos teores de  $O_2$  medidos nos gases de combustão para cada operação. Os teores médios de  $O_2$  e  $CO$  medidos, e o respectivo desvio padrão, estão descritos no Apêndice E.

Tabela 22 – Emissões gasosas, tempo de residência e carbono residual nas cinzas de cada operação.

		OP1	OP2	OP3	OP4	OP5
$O_2$	[%]	12,7	11,4	10,8	10	12,9
$CO_2$	[%]	7,5	8,8	9,2	10,0	7,2
$CO^*$	[mg/Nm <sup>3</sup> ]	195	225	132	248	168
$\mu_c$	[%]	99,8	99,8	99,9	99,8	99,8
$t_s$	[s]	5,9	5,4	9,6	6,6	5,9
$C_{cz}$	[%]	1,00	2,70	1,83	0,95	0,61

\*Corrigido para 6 % de  $O_2$ .

Figura 58 – Curva do teor de  $O_2$  e  $CO_2$  a partir da análise elementar do carvão CRM.



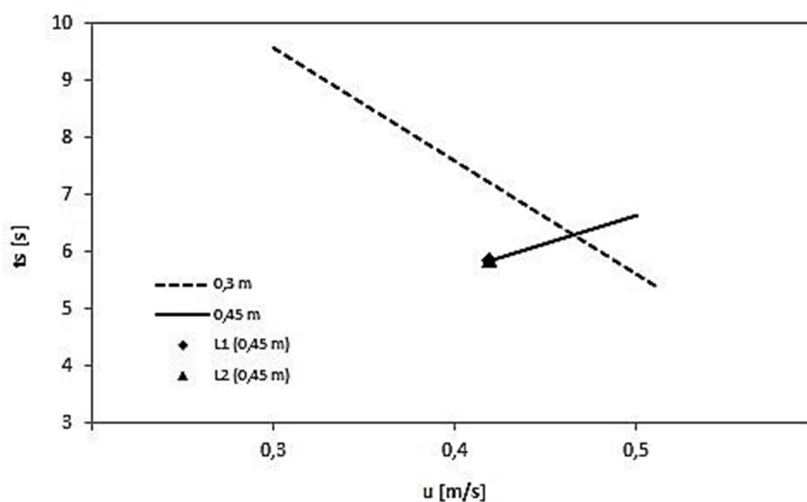
Observa-se na Tabela 22 que o rendimento de conversão ( $\mu_c$ ), obtido a partir dos teores de  $CO$  e  $CO_2$ , se manteve acima de 99 % para todas as operações. Considerando os teores de carbono residual nas cinzas, o cálculo do rendimento da combustão não sofre variação significativa.

A menor formação de CO ocorreu na operação OP3 ( $u \approx 0,3$  m/s e  $H = 0,3$  m), o que pode ser explicado pela menor quantidade de  $O_2$  e de carvão mineral utilizado nesta operação. Nas operações OP3 e OP4, observa-se maior formação de  $CO_2$ , o que indica que a reação dentro do reator foi melhor. Porém, em OP4 obteve-se o maior teor de CO, o que tem influência da temperatura do *freeboard*, a qual foi a mais baixa entre as operações realizadas, em média 670 °C.

Nas operações OP1, OP2 e OP5, os valores obtidos para o tempo de residência ( $t_s$ ) estão próximos do valor obtido por Dalla Zen (2000) na mesma planta, de 5,3 s. Na operação OP4,  $t_s$  é um pouco superior, o que é explicado pelo excesso de ar menor (92 %). Na operação OP3, o excesso de ar foi maior que na operação OP4, porém, a vazão de carvão utilizada foi menor. Isto gerou uma vazão de gases ( $Q$ ) menor, aumentando significativamente o tempo de residência na operação OP3.

A Figura 59 mostra os resultados obtidos pra  $t_s$  de acordo com a altura do leito  $H$ , da velocidade superficial do gás  $u$  e da velocidade de mínima fluidização  $u_{mf}$  ( $L1 \times L2$ ).

Figura 59 – Tempo de residência  $t_s$  em função da velocidade do gás ( $u$ ), da altura do leito ( $H$ ) e da velocidade de mínima fluidização ( $u_{mf}$ ).



Os resultados indicam que a influência da velocidade superficial do gás no tempo de residência  $t_s$ , varia de acordo com a altura de leito utilizada. Para o leito mais baixo (0,30 m), o tempo de residência diminuiu com o aumento em  $u$ . Para o leito mais alto (0,45 m), o tempo de residência aumentou com o aumento em  $u$ . A diferença na velocidade de mínima fluidização  $u_{mf}$  entre os leitos L1 e L2, não se

mostra relevante na determinação de  $t_s$ . Estes resultados indicam que há uma contribuição da fluidodinâmica da região do leito na região de *freeboard*, a qual deve ser melhor investigada.

As variações na altura do leito ( $H$ ) e na velocidade do gás ( $u$ ), também geraram variações no teor de carbono residual nas cinzas ( $C_{cz}$ ). Para as condições analisadas, a Figura 60 mostra que o teor de carbono nas cinzas tende a aumentar com o aumento na velocidade superficial do gás  $u$  e diminuir com o aumento na altura do leito  $H$ . É possível perceber que a altura do leito  $H$  apresenta maior contribuição no teor de carbono residual do que a velocidade superficial do gás  $u$  (Figuras 60 e 61).

Figura 60 – Influência da altura do leito fixo  $H$  e da velocidade superficial do gás  $u$  no teor de carbono residual nas cinzas.

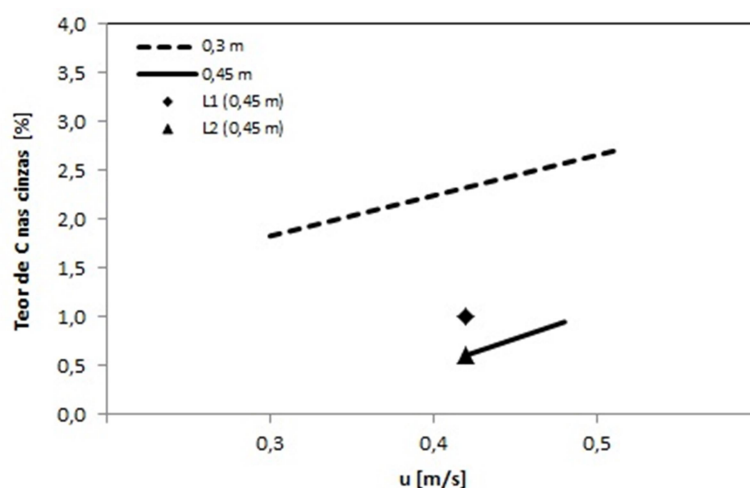
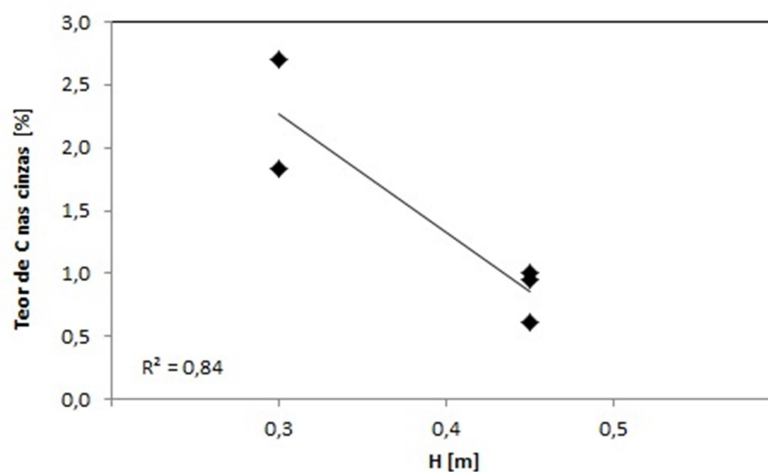
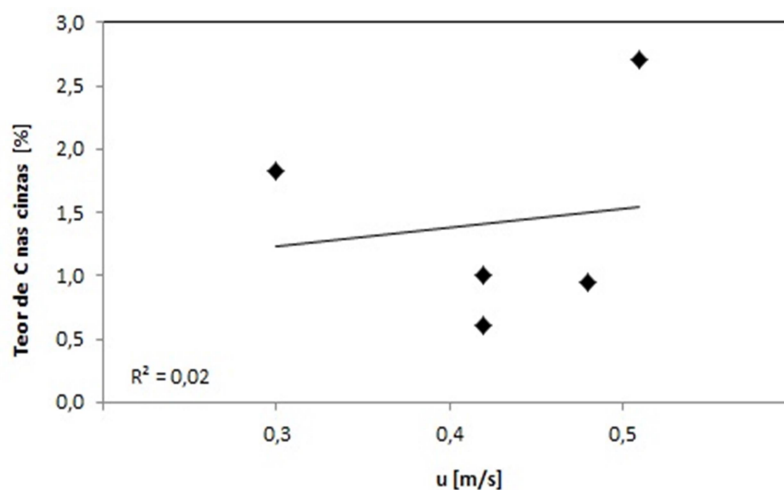


Figura 61 – Teor de carbono residual em função da altura do leito  $H$  e (b) da velocidade superficial do gás  $u$ .



(a)





(b)

Entre as operações com o leito mais alto,  $H = 0,45$  m (OP1, OP4 e OP5), os teores de carbono nas cinzas foram os mais baixos, ficando entre 0,61 % e 1 %. Estas variações, embora muito pequenas, podem ter alguma contribuição da velocidade superficial do gás  $u$  e da velocidade de mínima fluidização  $u_{mf}$ .

Na planta piloto analisada, o ponto de alimentação do carvão mineral está localizado acima do leito (veja Apêndice C), e o carvão CRM utilizado tem uma distribuição de tamanho de partículas grande, o qual tem uma quantidade de finos considerável (veja Apêndice A). Ao utilizar o leito mais baixo (0,30 m), a probabilidade destas partículas muito finas serem arrastadas rapidamente pra fora do reator é maior. Com o leito mais alto (0,45 m), a chance de estas partículas menores permanecerem mais tempo dentro do reator antes de serem arrastadas é maior. Este comportamento reflete diretamente no teor de carbono residual nas cinzas.

## 11 CONCLUSÕES

O presente trabalho apresenta um estudo teórico e experimental da influência dos parâmetros fluidodinâmicos no desempenho do reator de leito fluidizado borbulhante (LFB), em escala piloto semi-industrial, do laboratório de combustão da CIENTEC (Fundação de Ciência e Tecnologia – RS). O objetivo deste trabalho foi caracterizar a fluidodinâmica da planta piloto a partir de modelos matemáticos, de modo a trazer uma melhor compreensão dos fenômenos e a sua influência no desempenho do reator em processos de combustão do carvão mineral CRM da Mina do Leão com alto teor de cinzas e sem beneficiamento (ROM – *Run of Mine*). Para alcançar este objetivo, foram validados os modelos matemáticos na planta de bancada a temperatura ambiente, e posteriormente, aplicados para a planta piloto considerando as condições de estabilização das operações de combustão. O desempenho da planta piloto foi avaliado a partir do rendimento de conversão e do teor de carbono residual nas cinzas.

### 11.1 PLANTA DE BANCADA

Na planta de bancada foram validados os modelos matemáticos, os quais, de um modo geral, apresentaram boa concordância com os resultados experimentais. No entanto, há algumas particularidades que devem ser consideradas para uma análise mais detalhada da fluidodinâmica da planta analisada, listadas a seguir:

- Para a determinação da queda de pressão do leito fluidizado ( $\Delta P$ ), utilizar a massa específica real dos leitos ( $\rho$ ) se mostrou mais adequada.
- Na análise da curva  $\Delta P \times u$ , é possível identificar o início do arraste de partículas em aproximadamente  $u \approx 0,33$  m/s, as quais estão presentes no leito em torno de 3 %, em massa, em relação à quantidade total de particulado. Partículas presentes no leito em menor quantidade foram arrastadas, mas não foram identificadas no gráfico  $\Delta P \times u$ .
- Ao adicionar carvão mineral no leito, a distribuição de tamanhos de partículas no leito aumentou o que não é levado em consideração no modelo utilizado.

Isto é perceptível na determinação da expansão ( $H_e$ ) e taxa de expansão do leito ( $H_e/H$ ), o qual apresentou discrepâncias com a adição de carvão mineral.

- A geometria do reator na região do leito, a qual possui área transversal variável, apresentou forte influência na movimentação das partículas e das bolhas. Para os leitos mais altos ( $H > 0,09$  m), as bolhas são mais rápidas ( $u_b$ ) do que o previsto pelo modelo, e a queda de pressão do leito fluidizado ( $\Delta P$ ) é menor que o calculado. Portanto, com o aumento na altura do leito fixo ( $H$ ), a influência da geometria na determinação da velocidade de ascensão das bolhas  $u_b$  e da queda de pressão do leito  $\Delta P$  é maior, o que não é acompanhado pelo modelo.
- A troca gasosa para a transferência de massa entre as fases do leito bolha-emulsão ( $K_{be}$ ,  $k_{be}$  e  $X_b$ ), mostrou-se mais favorável para o leito mais baixo ( $H = 0,09$  m) e velocidade superficial do gás mais baixa ( $u = 0,30$  m/s), onde as bolhas são menores e mais lentas.
- A troca gasosa para a transferência de massa gás-sólido no leito ( $K_d$ ), também se mostrou mais favorável para o leito mais baixo ( $H = 0,09$  m), mas não apresentou variação significativa dentro da faixa de velocidade superficial do gás analisada neste trabalho.
- O número de *Sherwood* do leito ( $Sh_{leito}$ ) indica que a transferência de massa global no leito tem maior contribuição dos fenômenos de difusão, o qual tende a aumentar com o aumento da altura do leito ( $H$ ).
- Os resultados obtidos com a simulação numérica descrevem o movimento de ascensão do gás no centro da geometria, e o movimento de descida das partículas nas paredes, com boa concordância com as observações experimentais.
- Na análise das bolhas, o modelo numérico apresentou um efeito de coalescência menor que o observado experimentalmente. Também mostra que as bolhas se concentram mais na região central da geometria, e ao estourar na superfície do leito se espalham.

## 11.2 PLANTA PILOTO

Os modelos matemáticos validados na planta de bancada foram aplicados para a planta piloto, considerando as condições de estabilização de cada operação. Os resultados obtidos com os modelos foram utilizados para analisar a fluidodinâmica da planta piloto. A seguir são listadas as conclusões obtidas com esta análise:

- A fração de bolhas no leito pode ter uma contribuição maior na expansão do leito do que o tamanho ou velocidade das bolhas.
- Nas operações OP4 e OP5, onde as bolhas são maiores e mais rápidas, a transferência de massa na região do leito foi menor.
- Na operação OP3, onde as bolhas são menores e mais lentas, a transferência de massa entre as fases do leito bolha-emulsão ( $K_{be}$ ) foi significativamente maior.
- A transferência de massa gás-sólido no leito ( $K_d$ ) foi maior nas operações OP1 e OP2, o que teve influência da alta velocidade superficial do gás na OP2, e da maior velocidade de mínima fluidização na OP1.
- Os resultados obtidos com a simulação numérica mostram que nas condições da operação OP1, a fração de gás na região do leito foi maior, o que pode ter contribuído para um maior coeficiente global de troca gasosa para a transferência de massa gás-sólido  $K_d$ .
- O modelo numérico também mostra que nas condições da operação OP3, a mistura entre a fase gasosa e a fase sólida foi maior, o que pode estar relacionado ao maior coeficiente de troca gasosa para a transferência de massa bolha-emulsão  $K_{be}$ .

## 11.3 INFLUÊNCIA FLUIDODINÂMICA NO DESEMPENHO DA PLANTA PILOTO

A seguir são listadas as conclusões referentes à influência fluidodinâmica no desempenho da planta piloto em processos de combustão do carvão mineral CRM da Mina do Leão com alto teor de cinzas, para a faixa de altura do leito de 0,30 m a 0,45 m, e de velocidade superficial do gás de 0,3 m/s a 0,5 m/s.

- Dentro das condições fluidodinâmicas analisadas, o rendimento de conversão se manteve acima de 99 %.
- Para obter o melhor tempo de residência  $t_s$ , há uma condição ideal de velocidade superficial do gás para cada altura do leito. Para o leito mais baixo ( $H = 0,30$  m), o aumento na velocidade do gás diminuiu o tempo de residência, enquanto que para o leito mais alto ( $H = 0,45$  m), o aumento na velocidade do gás aumentou o tempo de residência.
- O teor de carbono residual nas cinzas aumentou com o aumento na velocidade superficial do gás, e diminuiu com o aumento na altura do leito. Nas condições analisadas, as variações na altura do leito apresentaram uma influência mais significativa no teor de carbono residual nas cinzas, do que as variações na velocidade do gás.
- O ponto de alimentação e a distribuição de tamanho das partículas de carvão apresentaram forte influência no teor de carbono residual nas cinzas, o que não é levado em consideração nos modelos utilizados.
- Não foi observada relação direta entre os coeficientes de troca gasosa para a transferência de massa no leito ( $K_{be}$  e  $K_d$ ), com o teor de carbono residual nas cinzas ou com o rendimento de conversão.
- Para relacionar coeficientes  $K_{be}$  e  $K_d$  com o desempenho global da planta, existem outros fatores que devem ser considerados, principalmente a influência da região de *freeboard*, o qual não foi incluído no modelo utilizado. A importância da região de *freeboard* na modelagem do leito fluidizado é destacada também no trabalho de Wanderley (2010).
- Para uma análise mais correta da influência fluidodinâmica no desempenho da planta, foi fundamental conhecer como ocorre a movimentação das partículas e das bolhas dentro reator, o que foi possível com a planta de bancada a temperatura ambiente.

## 12 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Neste trabalho, foi possível identificar algumas características relevantes, tanto da planta quanto do combustível, importantes para uma maior compreensão da fluidodinâmica do processo. Com um maior entendimento do processo, é possível identificar a condição mais adequada para a utilização do carvão mineral CRM de Minas do Leão, na planta de leito fluidizado borbulhante da CIENTEC. Identificar a condição ideal de operação contribui para a valorização tanto do combustível quanto das cinzas geradas.

Baseando-se nos resultados e conclusões obtidos neste trabalho, são apresentadas as seguintes sugestões para trabalhos futuros:

- Analisar a influência fluidodinâmica no desempenho global do leito fluidizado borbulhante, na combustão de carvão mineral com alto teor de cinzas:
  - Para uma faixa mais ampla de velocidade superficial do gás e altura do leito, com a finalidade de caracterizar a planta para diferentes condições de operação;
  - Para diferentes geometrias de reator;
  - Com dessulfuração por calcário *in situ*, avaliando a sua influência nas características das cinzas.
- Incluir na modelagem do reator de leito fluidizado, a contribuição da região de *freeboard* na conversão do carbono em processos de combustão do carvão mineral com alto teor de cinzas.
- Simular numericamente a fluidodinâmica das condições operacionais deste trabalho, utilizando as dimensões reais da planta piloto em duas e três dimensões.
- Realizar análise química, mineralógica e granulométrica, além do teor de carbono residual, das cinzas geradas na combustão de carvão mineral em leito fluidizado borbulhante, para diferentes alturas de leito e velocidade superficial do gás.

As sugestões listadas acima são contribuições importantes para o desenvolvimento de uma maior compreensão e controle do processo de combustão, em leito fluidizado borbulhante, do carvão mineral CRM de Minas de Leão com alto teor de cinzas.

## REFERÊNCIAS

ABELHA, P. M. R. J. **Emissões gasosas durante a co-combustão de carvão com resíduos**. 2005. 282 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química), Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2005.

AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA - ANEEL. **Atlas de Energia Elétrica do Brasil: Parte III – Fontes não-renováveis: Carvão Mineral**. 3° ed. Brasília: Aneel, 2008.

AHUJA, G. N.; PATWARDHAN, A. W. CFD and experimental studies of solids hold-up distribution and circulation patterns in gas–solid fluidized beds. **Chemical Engineering Journal**, v. 143, p. 147–160, 2008.

ANSYS, Inc., ANSYS Europe, Ltd. **ANSYS CFX-Solver, Release 10.0: Modelling**. 2005.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE CARVÃO MINERAL -ABCM. 2014a. **Maior oferta de carvão reduziria R\$ 500 milhões da conta mensal**. Disponível em: [http://www.carvaomineral.com.br/interna\\_noticias.php?i\\_conteudo=294](http://www.carvaomineral.com.br/interna_noticias.php?i_conteudo=294). Acesso em 08 outubro 2017.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE CARVÃO MINERAL – ABCM. 2014b. **Carvão Mineral na Matriz elétrica brasileira**. Disponível em: <http://www.carvaomineral.com.br/arquivos/AmchampPOA2014.pdf>. Acesso em: 08 outubro 2017.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR NM 52: Agregado miúdo – Determinação da massa específica e massa específica aparente**. Rio de Janeiro, 2009.

BALTAZAR, A. W. S., *et al.* Simulação transiente de um reator de leito fluidizado em 3D. **Revista Escola de Minas**, v. 62, n. 1, p. 59 – 64, 2009.

BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO – BNDES. **Segmento de geração termelétrica a partir de combustíveis fósseis: Leilões 2013**. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/produto/leiloes-infraestrutura/combustiveis-fosseis-2013/>. Acesso em: 08 outubro 2017.

BASU, P. **Combustion and gasification in fluidized beds**. Taylor & Francis Group, LLC, 2006.

JÚNIOR, A. M. C. B. **Interação CFD-DEM em fluidização: Aplicação para o setor mineral**. 2013. 120 fl. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Pará, Belém, 2013.

BEÇA, A. M. S. **Estudo prévio da queima de carvão de cortiça em leito fluidizado e obtenção de dados cinéticos**. 2011. 95 f. Dissertação (Mestrado em

Engenharia Mecânica), Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Universidade do Porto, Porto, 2011.

BENYAHIA, S. **Gas/Solid Turbulence Models Implemented in MFIX**. 2005. Disponível em: < <https://mfix.org>>. Acesso em: 10 mar. 2011.

BENYAHIA, S.; SYAMLAL, M.; O'BRIEN, T.J. **Summary of MFIX Equations 2005-4. 2009**. Disponível em: <<https://mfix.netl.doe.gov/documentation/MFIXEquations2005-4-4.pdf>>. Acesso em: 20 março 2010.

BOEMER, A.; QI, H.; RENZ, U. Eulerian Simulation of Bubble Formation at a Jet in a Two-Dimensional Fluidized Bed. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 23, n. 5, p. 927 - 944, 1997.

BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. **Resolução 436**. 2011.

BRASIL. Departamento Nacional de Produção Mineral – DNPM. **Balanco Mineral Brasileiro 2001**. Disponível em: <http://www.dnpm.gov.br/dnpm/paginas/balanco-mineral/arquivos/balanco-mineral-brasileiro-2001>. Acesso em 07 outubro 2017.

BRASIL. Empresa de Pesquisa Energética – EPE. **Balanco Energético Nacional 2015**: Ano base 2014 / Empresa de Pesquisa Energética. – Rio de Janeiro: EPE, 2015.

BRASIL. Empresa de Pesquisa Energética – EPE. **Balanco Energético Nacional 2016**: Ano base 2015 / Empresa de Pesquisa Energética. – Rio de Janeiro: EPE, 2016.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia - MME. **Carvão mineral**. 2014. Disponível em: <http://www.brasil.gov.br/infraestrutura/2011/11/carvao-mineral>. Acesso em 07 de out. de 2017.

CAMPOS J. B. L. M. *et al.* Measurement of Mass Transfer between the Bubble and Dense Phases in a Fluidized Bed Combustor. **Combustion and Flame**, v. 116, p. 105-119, 1999.

CARVALHO JÚNIOR, J. A., LACAVA, P. T. **Emissões em processos de combustão**. São Paulo: UNESP, 2003.

CARVALHO, F. O. **Modelagem e simulação de um reator de leito fluidizado para a produção de metanol**. 1994. 103 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Faculdade de Engenharia Química, Universidade de Campinas, Campinas, 1994.

CGEE - CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS. **Roadmap tecnológico para produção, uso limpo e eficiente do carvão mineral nacional: 2012 a 2035**. Brasília: Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, 2012.



COLLETTA, L. O. S. D. **Estudo do dimensionamento e modelagem em CFD de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante**. 2018. 129 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia de Energia), Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Energia, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2018.

COSTA, D. S. F., SILVA, O. F. Análise e identificação do modelo dinâmico do processo de combustão em um calcinador de alumina. **Proceeding Series of the Brazilian Society of Applied and Computational Mathematics**, v. 4, n. 1, p. 1 – 7, 2016.

DEEN, N. G., *et al.* Detailed computational and experimental fluid dynamics of fluidized beds. **Applied Mathematical Modelling**, v. 30, p.1459 – 1471, 2006.

DING, J., GIDASPOW, D. A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow. **AIChE Journal**, v. 36, p. 523-538, 1990.

DTI - DEPARTMENT OF TRADE AND INDUSTRY. **Advanced power plant using high efficiency boiler/turbine**. United Kingdom, DTI best practice brochure No. BPB010, 2006, (DTI/Pub URN 06/655).

ELETROBRAS. **Candiota**. Disponível em: <http://cgtee.gov.br/UNIDADES/CANDIOTA/>. Acesso em: 08 outubro 2017.

ENGIE. **UTE Pampa Sul S.A.** Disponível em: <http://www.engieenergia.com.br/wps/portal/pampasul/tecnologia>. Acesso em: 23 de agosto 2018.

ESTADO DO RIO GRANDE DO SUL. **Diretriz Técnica FEPAM nº 01/2018**, de 18 de maio de 2018: Estabelece condições e os limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos a serem adotados pela FEPAM para fontes fixas e dá outras providências. Disponível em: [http://www.fepam.rs.gov.br/CENTRAL/DIRETRIZES/DIRET\\_TEC\\_01\\_2018.PDF](http://www.fepam.rs.gov.br/CENTRAL/DIRETRIZES/DIRET_TEC_01_2018.PDF). Acesso em 16 de Ago. de 2018.

FARIAS JÚNIOR, F. S. **Modeling and dynamic simulation of the natural gas combustor in fluidized bed**. 2004. 119 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2004.

GAMBETTA, R. **Modeling and simulation of polymerization reactors in fluidized bed**. 2001. 138 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2001.

GELDART, D. Types of gas fluidization. **Powder Technology**, v. 7, p. 285 – 292, 1973.

GIDASPOW, D. **Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory descriptions**. Academic press, 1994.

GODINHO, M. **Gaseificação e Combustão de Resíduos Sólidos da Indústria Calçadista**. 2006. 106 f. Tese (Doutorado em Engenharia), Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2006.

GOLDSCHMIDT, M. J. V., *et al.* **Hydrodynamic modelling of dense gas-fluidised beds using the kinetic theory of granular flow**: Effect of coefficient of restitution on bed dynamics. In: ISCRE-16, Sixteenth International Symposium on Chemical Reaction Engineering, 2000, Krakow: Poland.

GOMES, G. M. F. **Estudo dos aspectos de processo envolvidos na transição da combustão com ar atmosférico para oxidação em leito fluidizado borbulhante**. 2013. 195 f. Tese (Doutorado em Engenharia), Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalurgia e Materiais, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2013.

GONÇALVES FILHO, E. L. **Modelagem e simulação de calcinadores de hidróxido de alumínio em leito fluidizado**. 2012. 235 f. Dissertação (Mestrado em Ciências), Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

GUEDES DE CARVALHO, J.R.F., PINTO, M.F.R., PINHO, M.C.T. Mass Transfer Around Carbon Particles Burning in Fluidised Beds, **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, v. 69, p. 63 – 70, 1991.

HODAPP, M. J., *et al.* Numerical Studies of the Gas-Solid Hydrodynamics at High Temperature in the Riser of a Bench-Scale Circulating Fluidized Bed. **International Journal of Chemical Engineering**, v. 2012, Article ID 786982, 13 pages, 2012. doi:10.1155/2012/786982.

HUILIN, L., *et al.* Hydrodynamic modeling of binary mixture in a gas bubbling fluidized bed using the kinetic theory of granular flow. **Chemical Engineering Science**, v. 58, p. 1197 – 1205, 2003.

HUILIN, L., GIDASPOW, D. Hydrodynamics of binary fluidization in a riser: CFD simulation using two granular temperatures. **Chemical Engineering Science**, v. 58, p. 3777 – 3792, 2003.

IEA - INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **World Energy Outlook**: International Energy Agency. Paris, 2014.

JASO, S. **Modeling and Design of the Fluidized Bed Reactor for the Oxidative Coupling of Methane**. 2012. 162 f. Tese (Doutorado em Engenharia), Universidade Técnica de Berlin, 2012.

KESTERING, D. A., *et al.* CFD simulation of Brazilian coal gasification on a circulating fluidized bed reactor. In: **International Pittsburgh coal conference, Pittsburgh**, 2012.

KIST, B. B. *et al.* **Anuário Brasileiro do Carvão Mineral 2010**. 136 p. Santa Cruz do Sul: Editora Gazeta Santa Cruz, 2010.

KUIPERS, J. A. M. *et al.* Computer simulation of the hydrodynamics of a two-dimensional gas-fluidized bed. **Computers & Chemical Engineering**, v. 17, n. 8, p. 839 - 858, 1993.

KUNII, D., LEVENSPIEL, O. Bubbling Bed Model for Kinetic Processes in Fluidized Beds. Gas-Solid Mass and Heat Transfer and Catalytic Reactions. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development Transfer and Catalytic Reactions.**, v. 7, p. 481 - 492, 1968.

KUNII, D., LEVENSPIEL, O. **Fluidization engineering**. 2<sup>nd</sup> ed. Boston: Butterworth-Heinemann; 1991.

LA ROCHA, M. R.; MUNIZ, A. R.; MARCILIO, N. R. Simulação do Processo de Gaseificação de Carvão em Leito Fluidizado através de Fluidodinâmica Computacional. In: **Congresso Brasileiro de Engenharia Química - COBEQ**, Fortaleza - CE. Anais do Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016.

LI, Z. *et al.* Effect of superficial gas velocity on the particle temperature distribution in a fluidized bed with heat production. **Chemical Engineering Science**, v. 140, p. 279-290, 2016.

LINHARES, F. A. **Avaliação Fluidodinâmica e Processo de Co-combustão de Resíduo de Casca de Acácia Negra com Carvão Mineral em Planta Piloto de Leito Fluidizado Borbulhante**. 2016. 111 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2016.

MARGON, P. V. **Influência do uso das cinzas de carvão mineral de termelétricas em argamassas de revestimento: dosagem por curvas granulométricas**. 2002. 149 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Universidade Federal de Santa Catarina, 2002.

MARTINS, J. L. **Aproveitamento de cinza de carvão mineral na agricultura**. 2001. 141 f. Tese (Doutorado em Engenharia). Programa de Pós-graduação em Engenharia de Minas, Metalurgia e de Materiais, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2001.

MATOS, M. A. A. **Formação e redução de NOx na combustão de coque em leito fluidizado**. 1995. 361 f. Tese (Doutorado), Departamento de Ambiente e Ordenamento, Universidade de Aveiro, Portugal, 1995.

MATSINHE, J. V., *et al.* Uso de cinza pesada resultante da queima de carvão mineral na formulação de materiais vítreos: efeito de fundentes. **XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química**, Florianópolis, Brasil, 2014.  
DOI: 10.5151/chemeng-cobeq2014-1797-17507-174563

MELO, B. A. **Avaliação computacional de um sistema de gaseificação em leito fluidizado utilizando o software CSFB**. 2008. 138 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2008.

MELO, E. C. **A Física da Areia no Ensino das Ciências**. 2007. 141 f. Dissertação (Mestrado em Ensino de Física). Universidade de Aveiro, Aveiro, 2007.

MENEGUELLO, L. A., CASTRO, M. C. A. A. O Protocolo de Kyoto e a geração de energia elétrica pela biomassa da cana-de açúcar como mecanismo de desenvolvimento limpo. **Revista Internacional de Desenvolvimento Local**, v. 8, n. 1, p. 33 - 43, 2007.

MFIX. **Multiphase Flow With Interphase Exchanges**. U.S. Department of Energy. Disponível em: < <https://mfix.netl.doe.gov/>>. Acesso em: 10 jan. 2011.

MIGUÉIS, C. A. C. **Simulação euler-lagrange do processo de gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar em reator de leito fluidizado**. 2017. 196 fl. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2017.

MILIOLI, C. C., MILIOLI, F. E. On the accuracy of two-fluid model predictions for a particular gas–solid riser flow. **Applied Mathematical Modelling**, v. 34, p. 684 – 696, 2010.

MILIOLI, C. *et al.* Filtered two-fluid models of fluidized gas-particle flows: New constitutive relations. **AIChE Journal**, v. 59, n. 9, p. 3265 - 3275, 2013. DOI: 10.1002/aic.14130.

MINETO, A. T., *et al.* Particle diameter influence on simulation of gas–solid flow in bubbling fluidized bed. In: **7th Brazilian conference on dynamics, control and applications**, 2008.

MORAES, A. A. U. **Modelagem e da combustão em leito fluidizado de carvão mineral com alto teor de cinzas com dessulfuração por calcário**. 2011. 255 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

MOTA, O. D. S. **Estudos sobre combustão de coque e transferência de massa em leitos fluidizados**. 1997. 241 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica), Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade do Porto, Porto, 1997.

NEVES, D. S. F. **Reacções heterogêneas de gasificação de carbonizados em leito fluidizado**. 2007. 200 f. Dissertação (Mestrado em Energia e Gestão do Ambiente), Departamento de Ambiente e Ordenamento, Universidade de Aveiro, Aveiro, 2007.

NOGUEIRA, J. R. **Reciclando cinzas: Estudo de viabilidade para produção de blocos para a construção civil a partir da cinza volante residual de um reator de leito fluidizado**. 2011. 169 fl. Dissertação (Mestrado em Arquitetura, Urbanismo e Tecnologia), Programa de Pós-graduação em Arquitetura e Urbanismo, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

OLIVEIRA, E. A. **Perspectivas da Geração Termelétrica a Carvão no Brasil no Horizonte 2010-2030**. 2009. 717 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético), Programa de Pós-graduação em Planejamento Energético, COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

PAIN, C., *et al.* A Numerical investigation of bubbling gas-solid fluidized bed dynamics in 2-D geometries. **Powder Technology**, v. 128, p. 56 – 77, 2002.

PAIVA, J. L. M. S. **Influência da granulometria das partículas sobre o comportamento hidrodinâmico de leitos fluidizados**. 2001. 367 f. Tese (Doutorado em Ciências da Engenharia Mecânica), Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade de Coimbra, Coimbra, 2001.

PAPADIKIS, K., *et al.* CFD modelling of the fast pyrolysis of biomass in fluidised bed reactors, Part A: Eulerian computation of momentum transport in bubbling fluidised beds. **Chemical Engineering Journal**, v. 63, p. 4218 - 4227, 2008.

PAPADIKIS, K., *et al.* CFD modelling of the fast pyrolysis of biomass in fluidised bed reactors: Modelling the impact of biomass shrinkage. **Chemical Engineering Journal**, v. 149, p. 417 - 427, 2009.

PAPADIKIS, K., *et al.* CFD approach on the effect of particle size on char entrainment in bubbling fluidised bed reactors. **Biomass Bioenergy**, v. 34, p. 21 – 29, 2010.

PEDROSO, F. A., ZINANI, F., INDRUSIAK, M. L. S. Numerical study of of circulating fluidized bed built using Glicksman's simplified and full sets scaling parameters. **Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering**, v. 38, p. 2085 – 2096, 2016.

PHILIPPSSEN, C. **Estudo do desempenho de correlações de arrasto sólido-gás na simulação numérica de um leito fluidizado borbulhante**. 2012. 79 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade do Vale do Rio dos Sinos, São Leopoldo, 2012.

PINHO, C. M. C. T. **Combustão de coque em leito fluidizado recolha de dados cinéticos à escala laboratorial**. 1984. 235 f. Tese (Doutorado em Engenharia), Faculdade de Engenharia, Universidade do Porto, Porto, 1984.

POZZOBON, C. E. **Aplicações tecnológicas para a cinza do carvão mineral produzida no complexo termelétrico Jorge Lacerda**. 1999. 141 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil), Pós-Graduação em Engenharia Civil, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 1999.

RAVELLI, S. *et al.* Description, applications and numerical modelling of bubbling fluidized bed combustion in waste-to-energy plants. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 34, n. 2, p. 224 - 253, 2008.

RIBEIRO, A. P. R. A. **Influência da Qualidade do Carvão e das Condições Operacionais no Processo de Combustão de uma Usina termelétrica**. 2002. 92 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2002.

ROHDE, G. M., *et al.* **Cinzas de Carvão Fóssil no Brasil: Aspectos Técnicos e Ambientais**. Porto Alegre: CIENTEC, v. 1, 202 p., 2006.

ROZAINEE, M. *et al.* Computational fluid dynamics modeling of rice husk combustion in a fluidised bed combustor. **Powder Technology**, v. 203, n. 2, p. 331 – 347, 2010.

SABEDOT, S. *et al.* Tecnologia mineral para cinzas da combustão de carvão mineral da região carbonífera do baixo Jacuí-rs. **Tecnologia em Metalurgia, Materiais e Mineração**, v. 12, n. 3, p. 244 - 250, 2015.

SAMANIEGO, J. E. L. **Um estudo da combustão de carvão mineral CE4500 em reator de leito fluidizado borbulhante**. 2011. 173 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

SAMPAIO, C. H. **Caracterização para o Beneficiamento do Carvão de Candiota**. 1983. 208 fl. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e dos Materiais, Porto Alegre, 1983.

SAMPAIO, C. H., *et al.* **Tratamento de minérios**: Práticas laboratoriais. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2007.

SANTANA, E. R. R. *et al.* Caracterização de cinzas sulfatadas de carvão visando utilização na indústria de cimento - reconstrução mineralógica do carvão de Candiota (Brasil). **Revista Brasileira de Geociências**, v. 42, n. 2, p. 220 - 227, 2011.

SANTOS, F. L. P. **Simulação numérica Euleriana de escoamento gás-sólido em riser com dimensões reduzidas aplicando malhas refinadas**. 2008. 128 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

SCHNEIDERBAUER, S. *et al.* Comparative analysis of subgrid drag modifications for dense gas-particle flows in bubbling fluidized beds. **AIChE Journal**, v.59, n. 11, p. 4077 – 4099, 2013. DOI: 10.1002/aic.14155.

SILVA, A. R. M. **Simulação da combustão de biomassa em leito fluidizado – Balanço de massa**. 2009. 122 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente), Engenharia do Ambiente, Universidade de Aveiro, Aveiro, 2009.

SILVA, J. B. **Hidrodinâmica da fluidização de biomassa e inertes em leito fluidizado**. 2011. 92 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Paraná, 2011.

SILVA, E. A. G., ÁVILA, I, MILIOLI, F. E. Número de Sherwood para combustão de carvão em leito fluidizado. **VI Congresso Nacional de Engenharia Mecânica**. Campina Grande, Brasil, 2010a.

SILVA, R. C., *et al.* Analysis of the numerical discretization schemes influence on a gas–solid two-phase flow in a bubbling fluidized bed. **Far East Journal Applied Mathematics**, v. 38, p. 83 – 100, 2010b.

SIQUEIRA, J. S. **Reciclagem de resíduo a partir de cinzas de carvão mineral: Produção de argamassas**. 2011. 92 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Pará, Belém, 2011.

SOUZA, M. P. **Numerical effects on the simulation of gas–solid flow in bubbling fluidized bed using the kinetic theory of granular flow**. 2009. 111 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Faculdade de Engenharia da Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, UNESP, São Paulo, 2009.

SYAMLAL, M. **A Review of Granular Stress Constitutive Relations**. Topical Report, DOE/MC/21353-2372, NTIS/DE87006499, Springfield, VA, 1987.

SYAMLAL, M. *et al.* **MFIX documentation: Theory guide**. Technical note, DOE/METC-94/1004, U.S. Department of Energy, 1993.

TAGHIPOUR, F., *et al.* Experimental and computational study of gas–solid fluidized bed hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, v. 60, p. 6857 – 6867, 2005.

TARELHO, L. A. C. **Controlo de emissões gasosas poluentes resultantes da combustão de carvão em leito fluidizado**. 2001. 518 f. Tese (Doutorado), Ciências Aplicadas ao Ambiente, Universidade de Aveiro, Aveiro, 2001.

TOLMASQUIM, M. T. **Energia Termelétrica: Gás Natural, Biomassa, Carvão Mineral, Nuclear**. 417 p. Rio de Janeiro: EPE, 2016.

TOMÉ, N. P. **Obtenção de dados cinéticos e difusivos para a queima de biomassa de origem moçambicana**. 2011. 93 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Faculdade de Engenharia, Universidade do Porto, Porto, 2011.

VAN LARE, C. E. J. **Mass transfer in gas fluidized beds: scaling, modeling and particle size influence**. 1991. 180 f. Tese (Doutorado), Technische Universiteit Eindhoven, Eindhoven, Holanda, 1991.

VEPSÄLÄINEN, A. **Heterogeneous mass transfer in fluidized beds by computational fluid dynamics**. 2014. 133 f. Tese (Doutorado), Lappeenranta University of Technology, Lappeenranta, Finland, 2014.

WANDERLEY, P. R. B. **Modelagem e simulação de um reator de oxidação em leite fluidizado para produção do 1,2-dicloroetano**. 2010. 172 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Programa de Mestrado em Engenharia Química, Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2010.

WU, K.; MARTÍN, L.; MAZZEI, L.; COPPENS, M. O. Pattern formation in fluidized beds as a tool for model validation: A two-fluid model based study. **Powder Technology**, v. 295, p. 35 – 42, 2016.

WU, K.; MARTÍN, L.; COPPENS, M. O. Pattern formation in pulsed gas-solid fluidized beds – The role of granular solid mechanics. **Chemical Engineering Journal**, v. 329, p. 4 - 14, 2017.

YANG, W. C. **Handbook of fluidization and fluid-particle systems**. New York: Marcel-Dekker, Inc. Taylor & Francis Group LLC, 2003.

ZEN, L. D. **Aproveitamento energético de resíduos de couro curtidos ao cromo através do processo de combustão em leite fluidizado**. 2000. 145 f. Tese (Doutorado em Engenharia), Escola de Engenharia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2000.

ZEN, L. D., *et al.* Combustão multicomcombustível em leite fluidizado para aplicação em PCTs. **8º Congresso Iberoamericano de Engenharia Mecânica**, Cusco, Peru, 2007.

ZINANI, F., PHILIPPSEN, C. G., INDRUSIAK, M. L. S. Numerical study of gas–solid drag models in a bubbling fluidized bed. **Particulate Science and Technology**, v. 36, p. 1 – 10, 2018.



## APÊNDICE A – Distribuição granulométrica e diâmetro de sauter.

Tabela A1 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leito L1 – Amostra 1.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,981	0,00	0,00	100
9 – 16	1,486	169,45	0,268	100
16 – 24	0,846	124,64	0,197	73,19
24 – 32	0,598	228,56	0,362	53,47
32 – 42	0,423	92,00	0,146	17,30
42 – 48	0,323	12,02	0,019	2,75
48 – 60	0,271	4,57	0,007	0,84
60 – 80	0,211	0,71	0,001	0,12
80 – 150	0,140	0,05	0,0001	0,01
150 >		0,00		0,00
TOTAL		632,00		$d_{ps} =$ <b>687,78 <math>\mu\text{m}</math></b>

Tabela A2 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leito L1 – Amostra 2.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,981	0,00	0,00	100
9 – 16	1,486	164,33	0,263	100
16 – 24	0,846	121,94	0,195	73,71
24 – 32	0,598	229,32	0,367	54,20
32 – 42	0,423	90,95	0,145	17,51
42 – 48	0,323	12,89	0,021	2,95
48 – 60	0,271	4,77	0,0076	0,89
60 – 80	0,211	0,79	0,0013	0,13
80 – 150	0,140	0,01	0,0000	0,00
150 >		0,00		0,00
TOTAL		625,00		$d_{ps} =$ <b>683,37 <math>\mu\text{m}</math></b>

Tabela A3 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leito L1 – Amostra 3.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,981	0,00	0,00	100
9 – 16	1,486	166,85	0,265	100
16 – 24	0,846	124,93	0,199	73,47
24 – 32	0,598	226,34	0,360	53,61
32 – 42	0,423	91,07	0,145	17,63
42 – 48	0,323	14,38	0,023	3,15
48 – 60	0,271	4,87	0,0077	0,86
60 – 80	0,211	0,55	0,0009	0,09
80 – 150	0,140	0,01	0,00	0,00
150 >		0,00		
TOTAL		629,00		$d_{ps} = 684,48 \mu\text{m}$

Tabela A4 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leito L2 – Amostra 1.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	0,04	0,0001	100,00
9 – 14	1,574	50,22	0,077	99,99
14 – 16	1,0795	31,50	0,048	92,27
16 – 24	0,846	57,76	0,089	87,43
24 – 32	0,598	97,54	0,150	78,55
32 – 42	0,423	110,22	0,169	63,55
42 – 48	0,323	84,74	0,130	46,60
48 – 60	0,271	118,66	0,182	33,57
60 – 80	0,211	72,64	0,112	15,33
80 – 150	0,140	19,89	0,031	4,16
150 >		7,15	0,011	1,10
TOTAL		650,36		$d_{ps} = 373,40 \mu\text{m}$

Tabela A5 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leito L2 – Amostra 2.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	0,00	0,000	100,00
9 – 14	1,574	33,93	0,076	100,00
14 – 16	1,0795	18,58	0,042	92,38
16 – 24	0,846	41,66	0,094	88,21
24 – 32	0,598	68,88	0,155	78,86
32 – 42	0,423	76,14	0,171	63,40
42 – 48	0,323	52,61	0,118	46,31
48 – 60	0,271	81,73	0,183	34,50
60 – 80	0,211	54,61	0,123	16,16
80 – 150	0,140	13,43	0,030	3,90
150 >		3,96	0,009	0,89
TOTAL		445,53		$d_{ps} =$ <b>370,07 <math>\mu\text{m}</math></b>

Tabela A6 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leito L2 – Amostra 3.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	0,02	0,000	100,00
9 – 14	1,574	35,10	0,076	100,00
14 – 16	1,0795	19,17	0,042	92,35
16 – 24	0,846	41,70	0,091	88,17
24 – 32	0,598	71,55	0,156	79,09
32 – 42	0,423	78,45	0,171	63,50
42 – 48	0,323	52,48	0,114	46,41
48 – 60	0,271	80,36	0,175	34,97
60 – 80	0,211	62,93	0,137	17,46
80 – 150	0,140	12,88	0,028	3,75
150 >		4,34	0,009	0,95
TOTAL		458,98		$d_{ps} =$ <b>368,57 <math>\mu\text{m}</math></b>

Tabela A7 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leite L2(5%) – Amostra 1.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	11,00	0,021	100,00
9 – 14	1,574	38,05	0,071	97,95
14 – 16	1,0795	21,47	0,040	90,84
16 – 24	0,846	50,28	0,094	86,83
24 – 32	0,598	86,66	0,162	77,44
32 – 42	0,423	95,98	0,179	61,25
42 – 48	0,323	62,70	0,117	43,32
48 – 60	0,271	75,18	0,140	31,61
60 – 80	0,211	70,96	0,133	17,57
80 – 150	0,140	18,09	0,034	4,31
150 >		4,99	0,009	0,93
	TOTA	535,36		<b><math>d_{ps} = 377,10 \mu\text{m}</math></b>

Tabela A8 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leite 2(5%) – Amostra 2.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	8,16	0,015	100,00
9 – 14	1,574	38,57	0,073	98,46
14 – 16	1,0795	21,20	0,040	91,15
16 – 24	0,846	50,02	0,095	87,14
24 – 32	0,598	87,29	0,165	77,67
32 – 42	0,423	95,46	0,181	61,15
42 – 48	0,323	62,09	0,118	43,08
48 – 60	0,271	74,81	0,142	31,32
60 – 80	0,211	68,60	0,130	17,16
80 – 150	0,140	17,75	0,034	4,18
150 >		4,32	0,008	0,82
	TOTAL	528,27		<b><math>d_{ps} = 377,08 \mu\text{m}</math></b>

Tabela A9 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leito L2(5%) – Amostra 3.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	9,25	0,018	100,00
9 – 14	1,574	37,50	0,072	98,23
14 – 16	1,0795	20,53	0,039	91,05
16 – 24	0,846	49,61	0,095	87,13
24 – 32	0,598	86,71	0,166	77,63
32 – 42	0,423	95,21	0,182	61,04
42 – 48	0,323	60,14	0,115	42,82
48 – 60	0,271	72,89	0,139	31,31
60 – 80	0,211	69,93	0,134	17,36
80 - 150	0,140	17,02	0,033	3,98
150 >		3,79	0,007	0,73
TOTAL		522,58		$d_{ps} = 377,01 \mu\text{m}$

Tabela A10 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leito 2(10%) – Amostra 1.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	14,27	0,026	100,00
9 – 14	1,574	45,69	0,083	97,40
14 – 16	1,0795	23,51	0,043	89,06
16 – 24	0,846	55,40	0,101	84,77
24 – 32	0,598	91,01	0,166	74,66
32 – 42	0,423	94,55	0,173	58,06
42 – 48	0,323	60,31	0,110	40,81
48 – 60	0,271	72,98	0,133	29,80
60 – 80	0,211	68,47	0,125	16,49
80 – 150	0,140	17,36	0,032	3,99
150 >		4,52	0,008	0,82
TOTAL		548,07		$d_{ps} = 389,97 \mu\text{m}$

Tabela A11 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leite 2(10%) – Amostra 2.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	12,18	0,022	100,00
9 – 14	1,574	45,04	0,083	97,75
14 – 16	1,0795	23,45	0,043	89,44
16 – 24	0,846	55,20	0,102	85,11
24 – 32	0,598	92,25	0,170	74,92
32 – 42	0,423	94,19	0,174	57,90
42 – 48	0,323	59,73	0,110	40,52
48 – 60	0,271	72,34	0,134	29,49
60 – 80	0,211	66,42	0,123	16,14
80 – 150	0,140	16,35	0,030	3,88
150 >		4,69	0,009	0,87
TOTAL				$d_{ps} =$ <b>391,57 <math>\mu\text{m}</math></b>

Tabela A12 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leite 2(10%) – Amostra 3.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	13,93	0,026	100,00
9 – 14	1,574	45,26	0,084	97,41
14 – 16	1,0795	22,42	0,042	89,01
16 – 24	0,846	55,13	0,102	84,84
24 – 32	0,598	92,37	0,172	74,60
32 – 42	0,423	93,20	0,173	57,45
42 – 48	0,323	58,97	0,110	40,14
48 – 60	0,271	71,50	0,133	29,18
60 – 80	0,211	64,99	0,121	15,90
80 – 150	0,140	16,90	0,031	3,83
150 >		3,73	0,007	0,69
TOTAL				$d_{ps} =$ <b>392,05 <math>\mu\text{m}</math></b>

Tabela A13 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leite 2(15%) – Amostra 1.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	27,52	0,048	100,00
9 – 14	1,574	50,28	0,088	95,20
14 – 16	1,0795	23,21	0,040	86,44
16 – 24	0,846	54,12	0,094	82,39
24 – 32	0,598	89,31	0,156	72,95
32 – 42	0,423	94,86	0,165	57,38
42 – 48	0,323	61,15	0,107	40,85
48 – 60	0,271	78,05	0,136	30,19
60 - 80	0,211	71,13	0,124	16,58
80 - 150	0,140	18,42	0,032	4,18
150 >		5,54	0,010	0,97
TOTAL		573,59		$d_{ps} = 394,84 \mu\text{m}$

Tabela A14 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leite 2(15%) – Amostra 2.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	24,18	0,043	100,00
9 – 14	1,574	49,24	0,087	95,73
14 – 16	1,0795	21,99	0,039	87,04
16 – 24	0,846	54,45	0,096	83,16
24 – 32	0,598	88,66	0,157	73,54
32 – 42	0,423	94,64	0,167	57,89
42 – 48	0,323	63,68	0,112	41,18
48 – 60	0,271	74,96	0,132	29,94
60 – 80	0,211	70,12	0,124	16,71
80 – 150	0,140	18,71	0,033	4,33
150 >		5,81	0,010	1,03
TOTAL		566,44		$d_{ps} = 392,89 \mu\text{m}$

Tabela A15 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do Leite 2(15%) – Amostra 3.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 9	1,98	24,07	0,043	100,00
9 – 14	1,574	48,57	0,086	95,74
14 – 16	1,0795	21,63	0,038	87,15
16 – 24	0,846	54,45	0,096	83,32
24 – 32	0,598	88,66	0,157	73,69
32 – 42	0,423	94,64	0,167	58,01
42 – 48	0,323	63,68	0,113	41,27
48 – 60	0,271	74,96	0,133	30,00
60 - 80	0,211	70,12	0,124	16,74
80 - 150	0,140	18,71	0,033	4,34
150 >		5,81	0,010	1,03
TOTAL		565,30		$d_{ps} = 392,33 \mu\text{m}$

Tabela A16 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do carvão mineral – Amostra 1.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 7	2,794	41,20	0,082	100,00
7 - 9	2,388	80,54	0,160	92,05
9 – 16	1,486	126,55	0,251	75,64
16 – 24	0,846	46,03	0,091	50,85
24 – 32	0,598	45,67	0,091	41,53
32 – 42	0,423	34,98	0,069	31,80
42 – 48	0,323	18,15	0,036	25,11
48 – 60	0,271	17,34	0,034	21,63
60 – 80	0,211	21,10	0,042	18,27
80 – 150	0,140	20,88	0,041	14,19
150 – 200	0,089	24,79	0,049	10,07
200 >		27,30	0,054	5,16
TOTAL		504,53		$d_{ps} = 506,62 \mu\text{m}$



Tabela A17 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do carvão mineral – Amostra 2.

Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 7	2,794	37,05	0,079	100,00
7 - 9	2,388	76,15	0,163	92,06
9 – 16	1,486	119,30	0,256	75,74
16 – 24	0,846	42,10	0,090	50,18
24 – 32	0,598	42,55	0,091	41,16
32 – 42	0,423	33,13	0,071	32,04
42 – 48	0,323	16,40	0,035	24,95
48 – 60	0,271	15,65	0,034	21,43
60 - 80	0,211	19,80	0,042	18,08
80 - 150	0,140	18,70	0,040	13,84
150 – 200	0,089	23,07	0,049	9,83
200 >	0,074	22,80	0,049	4,89
TOTAL		466,70		$d_{ps} =$ <b>506,93 <math>\mu</math>m</b>

Tabela A18 – Distribuição granulométrica e diâmetro de Sauter do carvão mineral – Amostra 3.

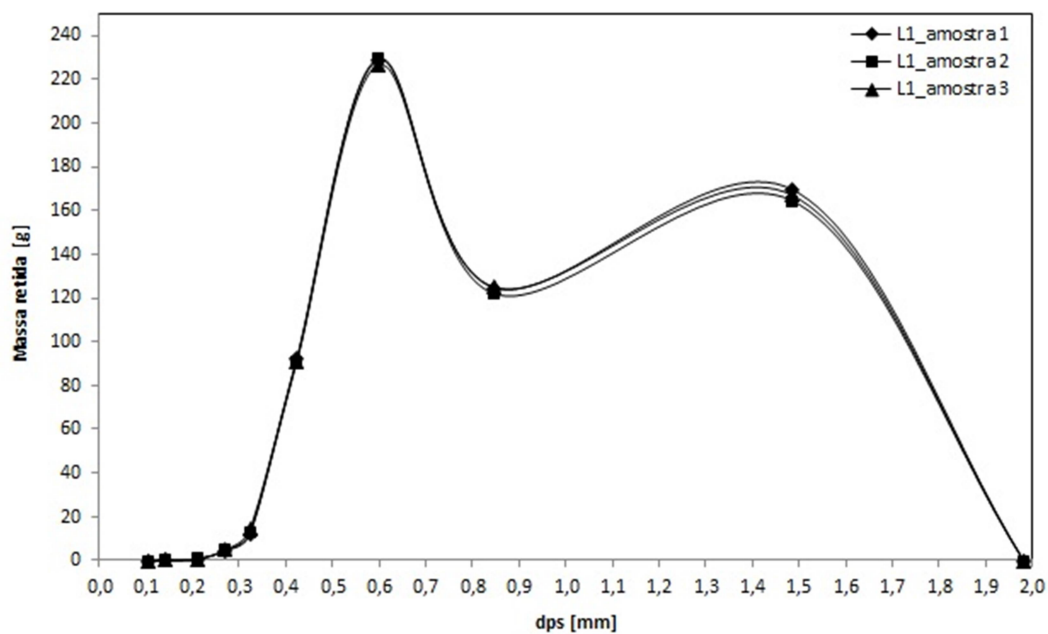
Peneira Tyler [Mesh]	$d_{pi}$ [mm]	Massa retida [g]	$x_i$	Acumulado [%]
> 7	2,794	39,05	0,081	100,00
7 - 9	2,388	77,20	0,161	91,87
9 – 16	1,486	121,00	0,252	75,81
16 – 24	0,846	43,58	0,091	50,63
24 – 32	0,598	42,99	0,089	41,57
32 – 42	0,423	34,23	0,071	32,62
42 – 48	0,323	17,30	0,036	25,50
48 – 60	0,271	16,56	0,034	21,90
60 – 80	0,211	20,62	0,043	18,45
80 – 150	0,140	19,54	0,041	14,16
150 – 200	0,089	23,87	0,050	10,10
200 >	0,074	24,66	0,051	5,13
TOTAL		480,60		$d_{ps} =$ <b>504,26 <math>\mu</math>m</b>

A tabela (A19) apresenta a média aritmética dos valores obtidos para o diâmetro de Sauter ( $d_{ps}$ ) para cada leito e para o carvão mineral e o respectivo desvio padrão.

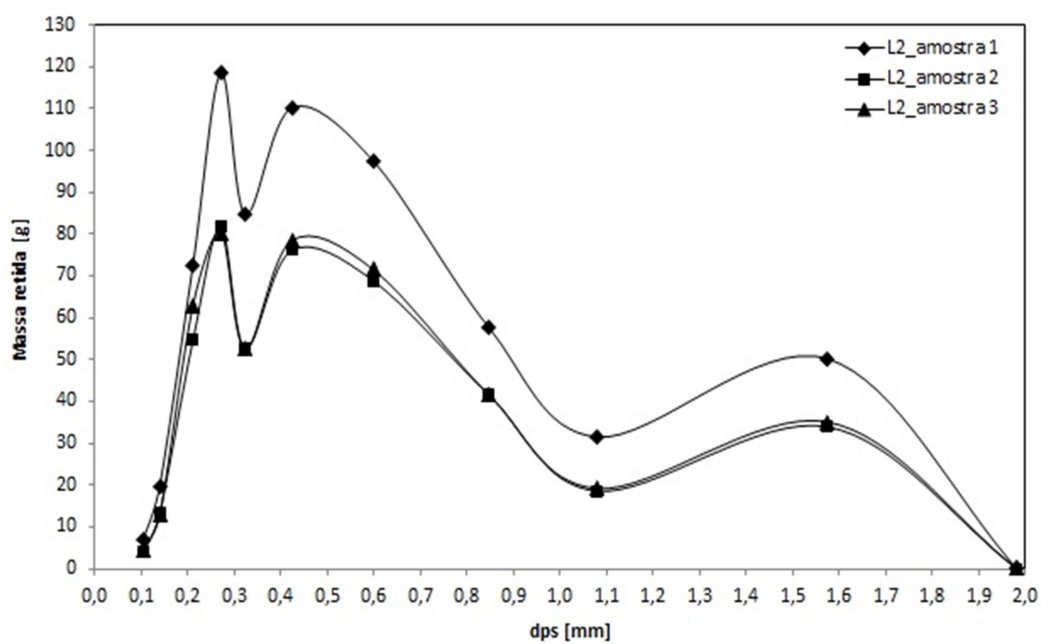
Tabela A19 – Resumo dos valores experimentais para  $d_{ps}$  para os leitos L1, L2 e carvão mineral CRM [ $\mu\text{m}$ ].

	Amostra 1	Amostra 2	Amostra 3	Média aritmética	Desvio padrão
Leito L1	687,78	683,37	684,48	685,21	1,87
Leito L2	373,40	370,07	368,57	370,68	2,47
Leito L2(5%)	377,10	377,08	377,01	377,06	0,05
Leito L2(10%)	389,97	391,57	392,05	391,20	1,09
Leito L2(15%)	394,84	392,89	392,33	393,35	1,32
Carvão	506,62	506,93	504,26	505,94	1,19

Figura A2 – Massa retida dos leitos (a) L1 e (b) L2.

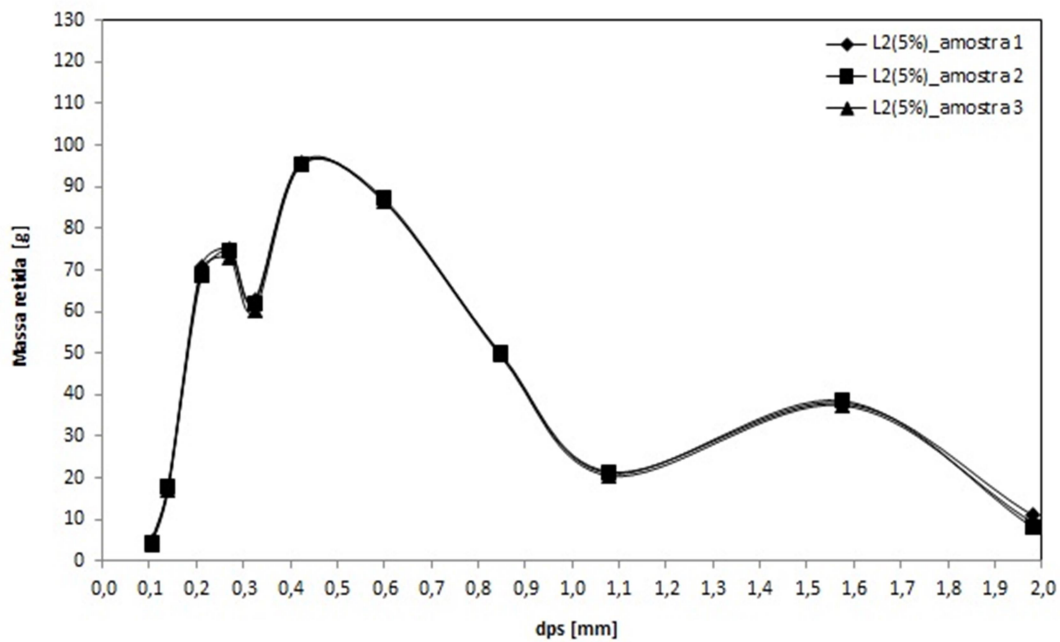


(a)

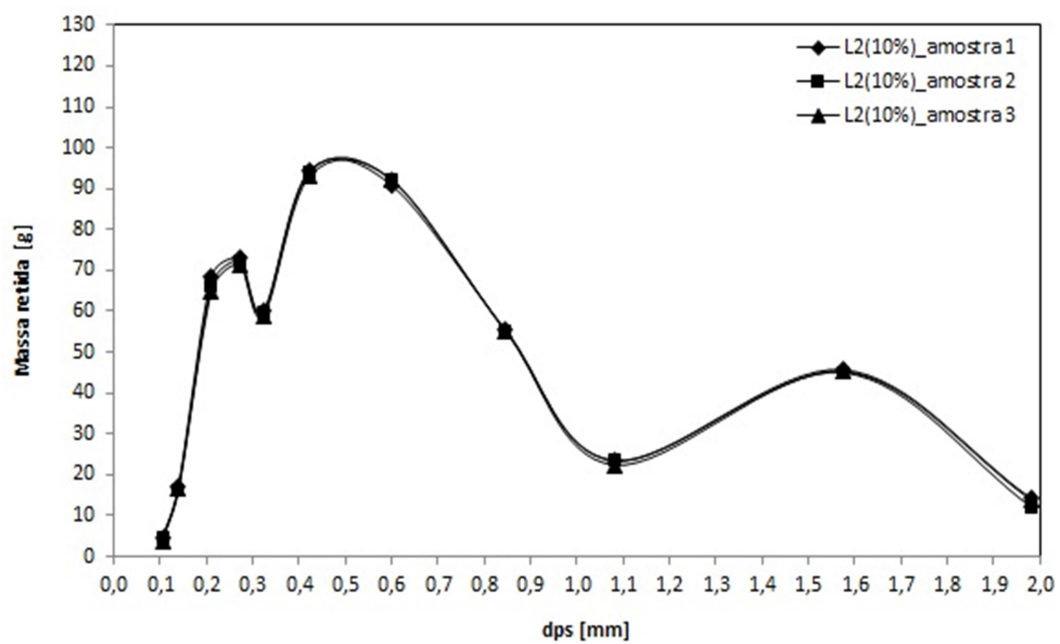


(b)

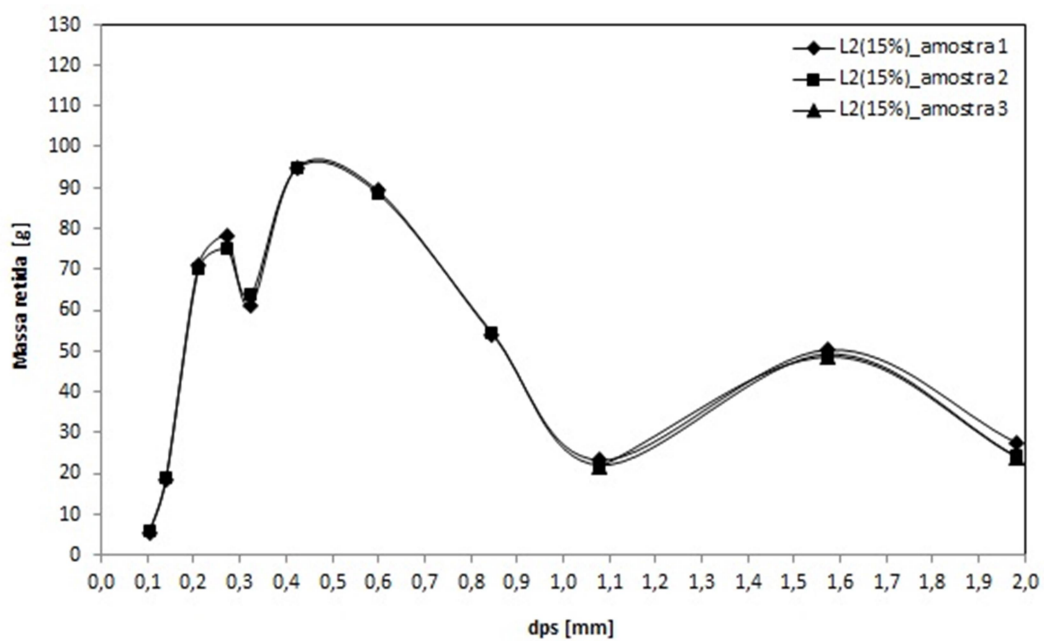
Figura A3 – Massa retida dos leitos (a) L2(5%), (b) L2(10%) e (c) L2(15%).



(a)

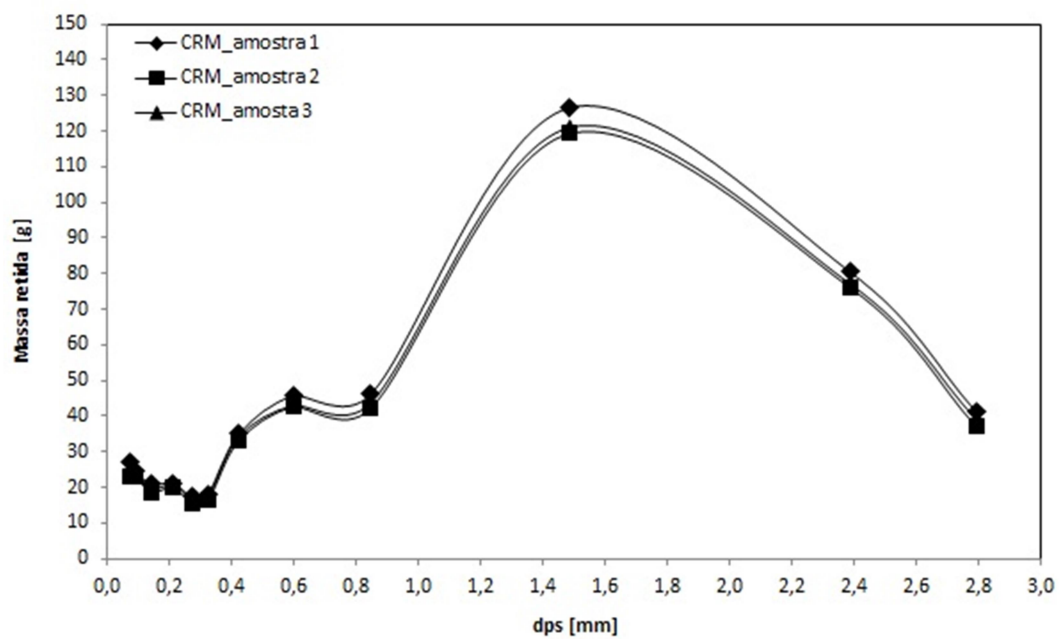


(b)



(c)

Figura A4 – Massa retida do carvão mineral CRM.



## APÊNDICE B – Massa específica e esfericidade das partículas.

### MASSA ESPECÍFICA DOS SÓLIDOS

Os valores experimentais de massa específica, *bulk* ( $\rho_b$ ) e real ( $\rho$ ) (ABNT NBR NM 52), para cada amostra de leite e para o carvão mineral, estão relacionados nas tabelas (B1) à (B7), onde  $m_s$  é a massa de sólidos e  $V_s$  é o volume dos sólidos.

Tabela B1 – Valores experimentais para a massa específica *bulk* ( $\rho_b$ ) do leite L1.

		Amostra 1	Amostra 2	Amostra 3	Média aritmética	Desvio padrão
$m_s$	[g]	360,277	380,331	770,682		
$V_s$	[ml]	250	250	500		
$\rho_b$	[g/ml]	1,441	1,521	1,541	1,501	0,05

Tabela B2 – Valores experimentais para a massa específica *bulk* ( $\rho_b$ ) do leite L2.

		Amostra 1	Amostra 2	Amostra 3	Média aritmética	Desvio padrão
$m_s$	[g]	379,934	384,516	793,708		
$V_s$	[ml]	250	250	500		
$\rho_b$	[g/ml]	1,520	1,538	1,587	1,548	0,04

Tabela B3 – Valores experimentais para a massa específica *bulk* ( $\rho_b$ ) do leite L2(5%).

		Amostra 1	Amostra 2	Amostra 3	Média aritmética	Desvio padrão
$m_s$	[g]	391,785	388,909	500,00		
$V_s$	[ml]	250	250	335		
$\rho_b$	[g/ml]	1,5671	1,5556	1,4925	1,5384	0,04

Tabela B4 – Valores experimentais para a massa específica *bulk* ( $\rho_b$ ) do leite L2(10%).

		Amostra 1	Amostra 2	Amostra 3	Média aritmética	Desvio padrão
$m_s$	[g]	378,069	364,804	546,63		
$V_s$	[ml]	250	250	375		
$\rho_b$	[g/ml]	1,5123	1,4592	1,4577	1,4764	0,03

Tabela B5 – Valores experimentais para a massa específica *bulk* ( $\rho_b$ ) do leito L2(15%).

		<b>Amostra 1</b>	<b>Amostra 2</b>	<b>Amostra 3</b>	<b>Média aritmética</b>	<b>Desvio padrão</b>
$m_s$	[g]	370,417	370,122	500		
$V_s$	[ml]	250	250	345		
$\rho_b$	[g/ml]	1,4817	1,4805	1,4493	1,4705	0,02

Tabela B6 – Valores experimentais para a massa específica *bulk* ( $\rho_b$ ) do carvão mineral.

		<b>Amostra 1</b>	<b>Amostra 2</b>	<b>Amostra 3</b>	<b>Média aritmética</b>	<b>Desvio padrão</b>
$m_s$	[g]	240,113	244,855	513,12		
$V_s$	[ml]	250	250	500		
$\rho_b$	[g/ml]	0,9605	0,9794	1,0262	0,9887	0,03

Tabela B7 – Valores experimentais para a massa específica real ( $\rho$ ) seguindo a norma ABNT NBR NM 52 [g/ml].

	<b>Amostra 1</b>	<b>Amostra 2</b>	<b>Amostra 3</b>	<b>Média aritmética</b>	<b>Desvio padrão</b>
Leito L1 <sup>1</sup>	2,5493	2,5745	2,5803	2,5680	0,016
Leito L2 <sup>2</sup>	2,4428	2,4559	2,4511	2,4499	0,007
Leito L2 <sup>1</sup>	2,4675	2,4777	2,4734	2,4729	0,005
Leito L2(5%) <sup>2</sup>	2,4211	2,4314	2,3826	2,4117	0,026
Leito L2(10%) <sup>2</sup>	2,3502	2,3865	2,3696	2,3688	0,018
Leito L2(15%) <sup>2</sup>	2,3093	2,3340	2,3293	2,3242	0,013
Carvão mineral <sup>1</sup>	1,6823	1,6514	1,6453	1,6597	0,020

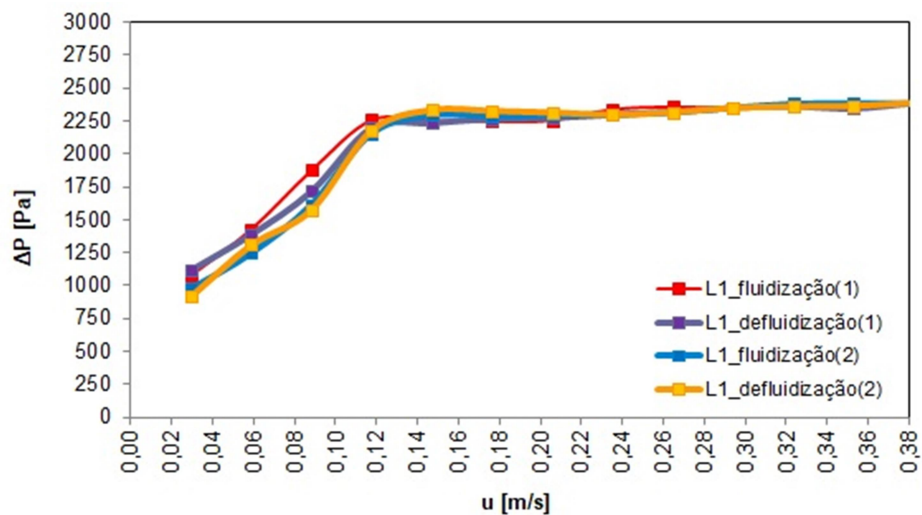
<sup>1</sup> Seca em estufa, <sup>2</sup> umidade natural

## ESFERICIDADE

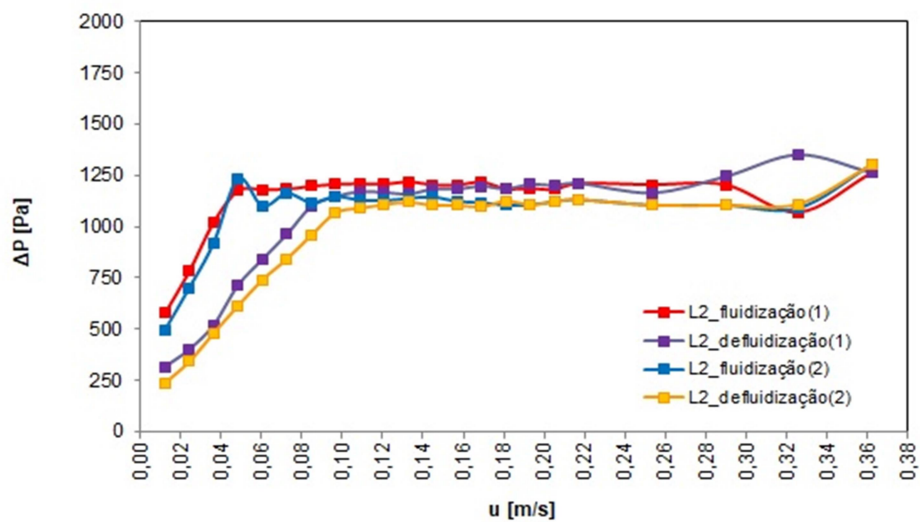
Os gráficos apresentados na Figura (B1) apresentam as curvas experimentais  $\Delta P$  x  $u$  de fluidização e defluidização. Os valores de  $\Delta P$  foram coletados a cada 50 L/min de vazão, ajustadas manualmente por um registro (detalhes da planta de

bancada são apresentados no Apêndice C). Foram realizadas duas medições de fluidização e defluidização para cada leito.

Figura B1 – Curvas experimentais  $\Delta P \times u$ , de fluidização e defluidização, dos leitos (a) L1, (b) L2, (c) L2(5%), (d) L2(10%) e (e) L2(15%).

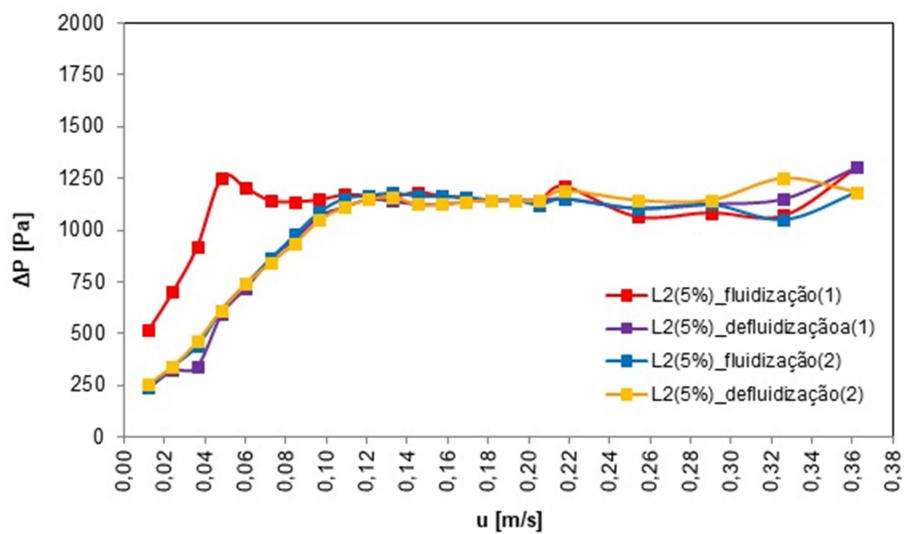


(a)

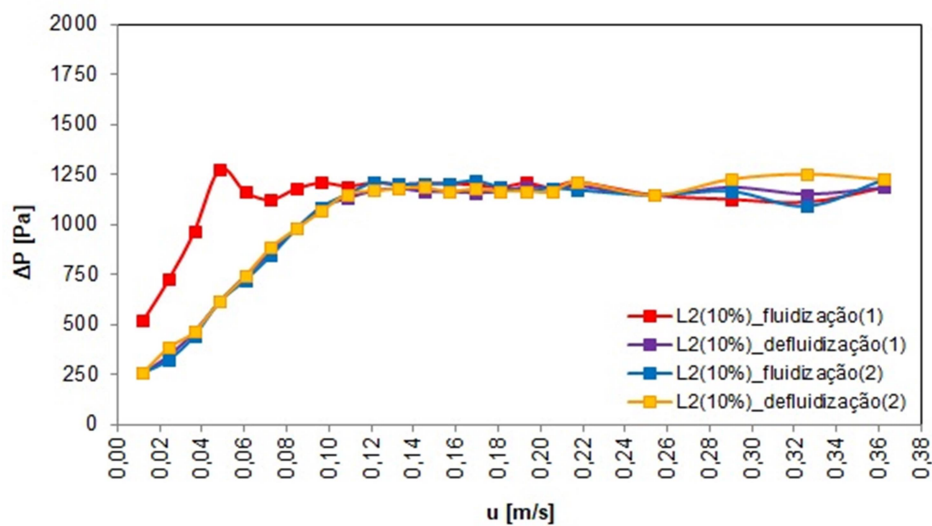


(b)

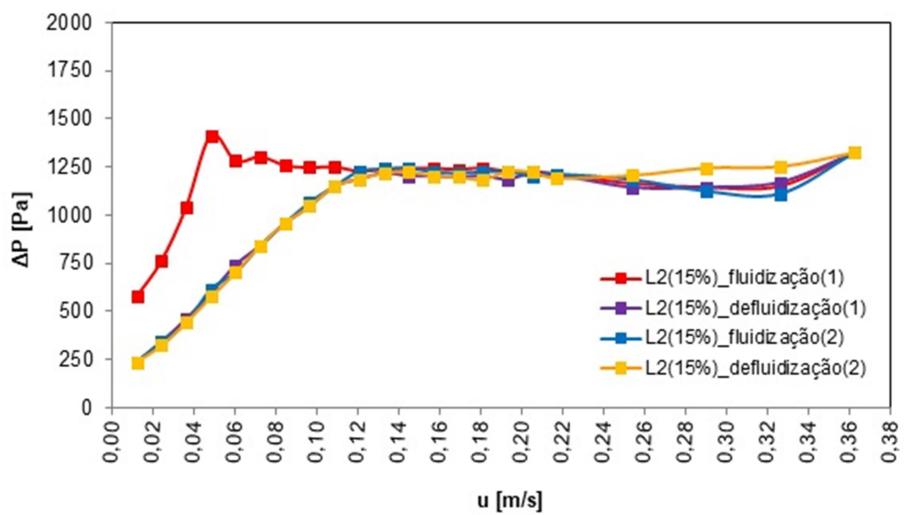




(c)



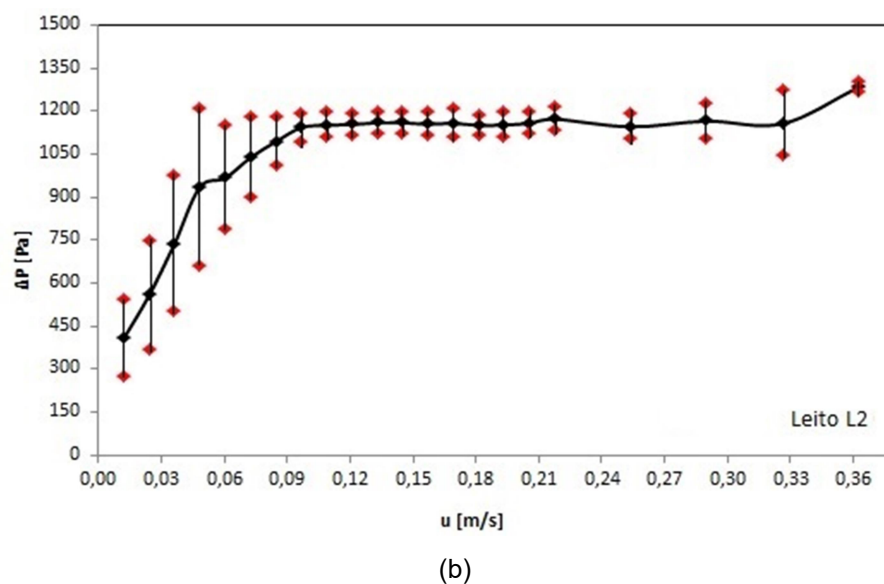
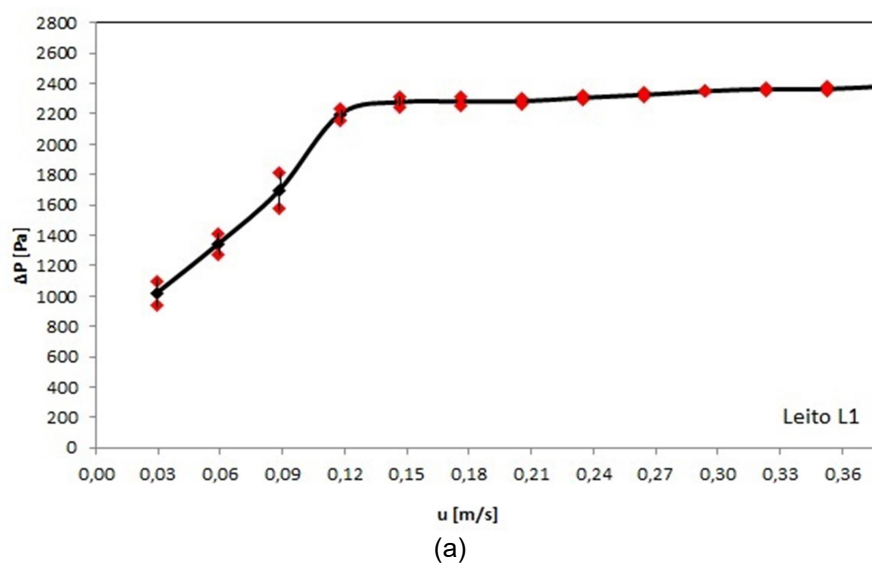
(d)

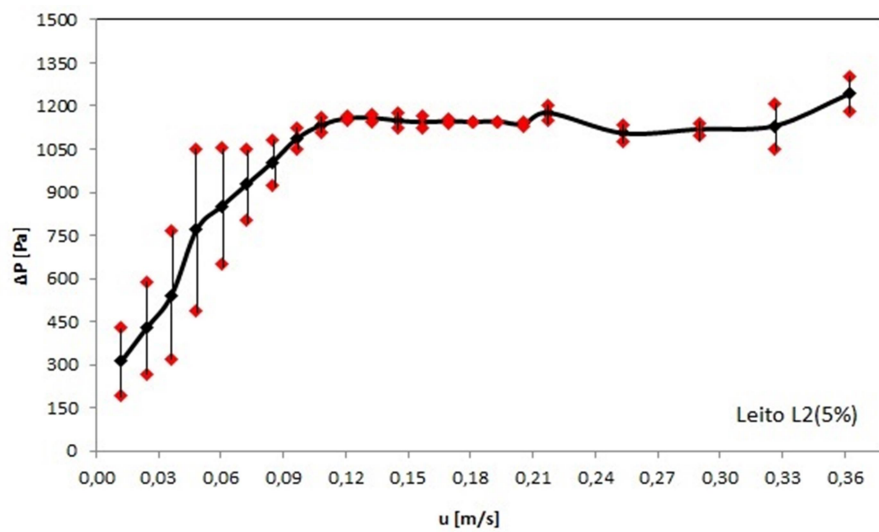


(e)

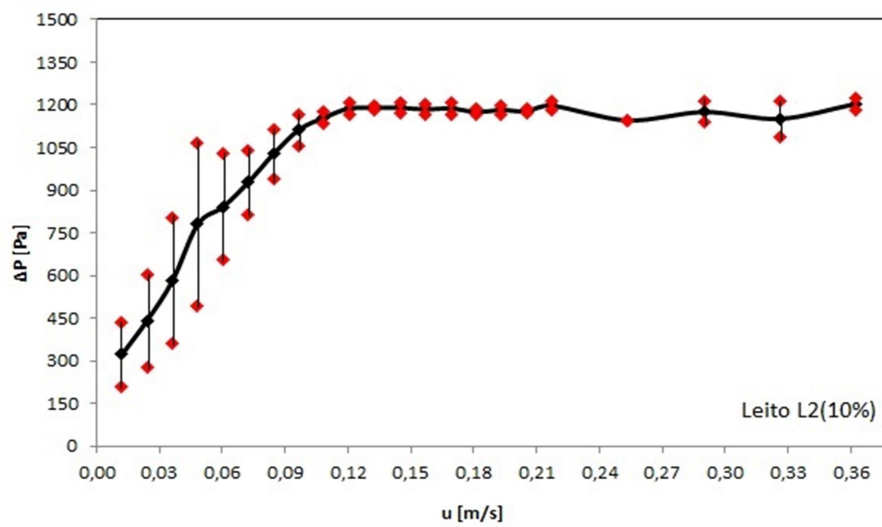
Na Figura (B2) os gráficos mostram o desvio padrão (em vermelho) para cada ponto da curva média experimental  $\Delta P \times u$ , utilizadas na determinação de  $\varphi$  e  $u_{mf}$ . Nota-se que o desvio padrão das médias obtidas para o leito em regime borbulhante ( $u > 0,10$  m/s) é pequeno, regime no qual foi analisado o comportamento fluidodinâmico do leito.

Figura B3 – Desvio padrão para cada ponto da curva média  $\Delta P \times u$  dos leitos (a) L1, (b) L2, (c) L2(5%), (d) L2(10%) e (e) L2(15%)

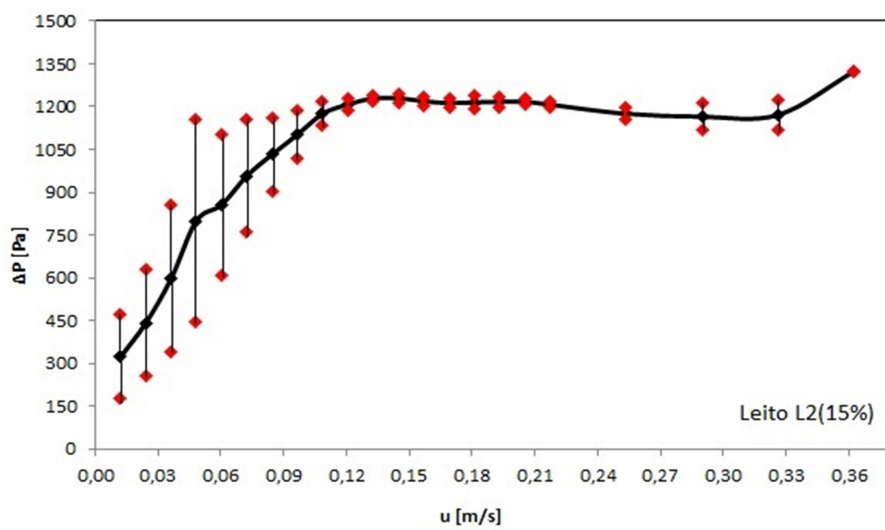




(c)



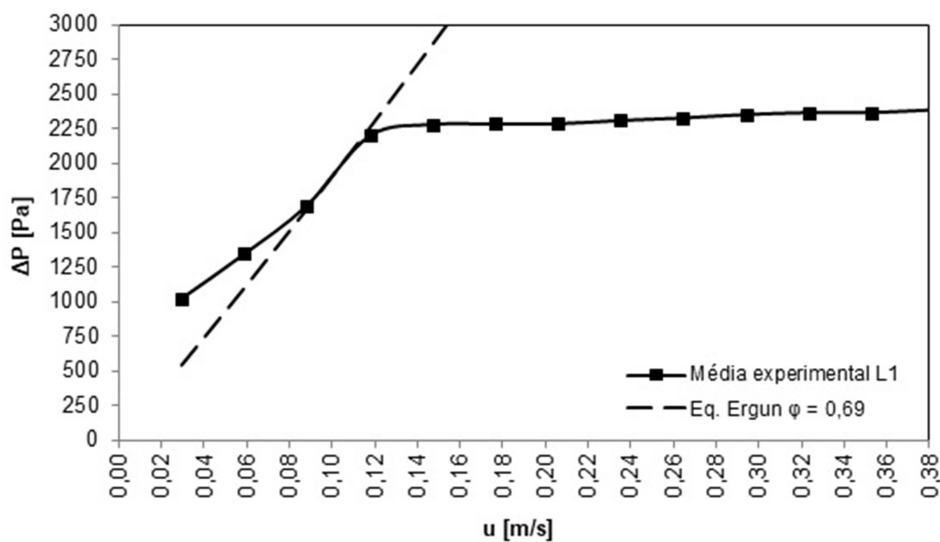
(d)



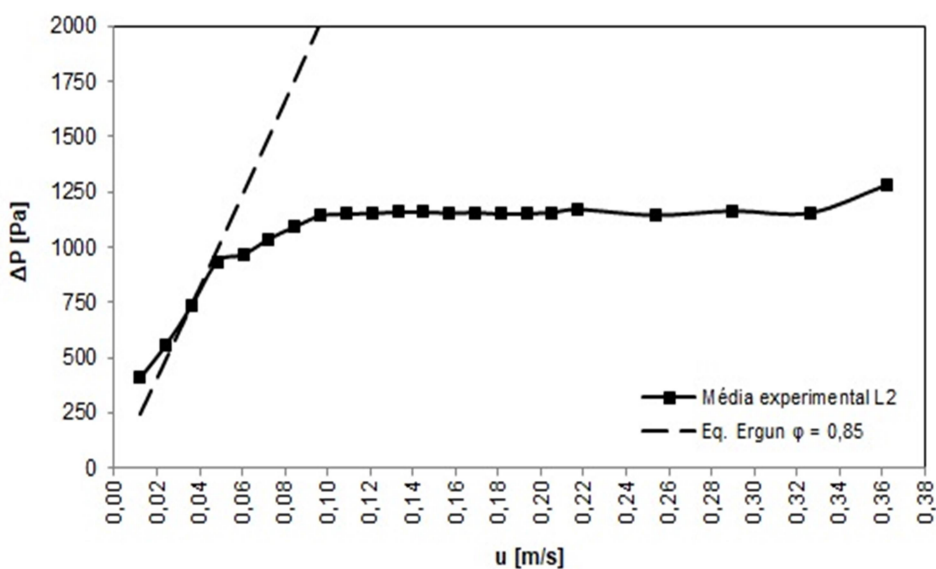
(e)

A partir da média experimental destas curvas, e das características dos leitos ( $d_p$ ,  $\rho_s$ ,  $\epsilon_{mf}$ ) obtidas experimentalmente, determinou-se a esfericidade média de cada leito (Figura B3) utilizando a equação de Ergun (1952).

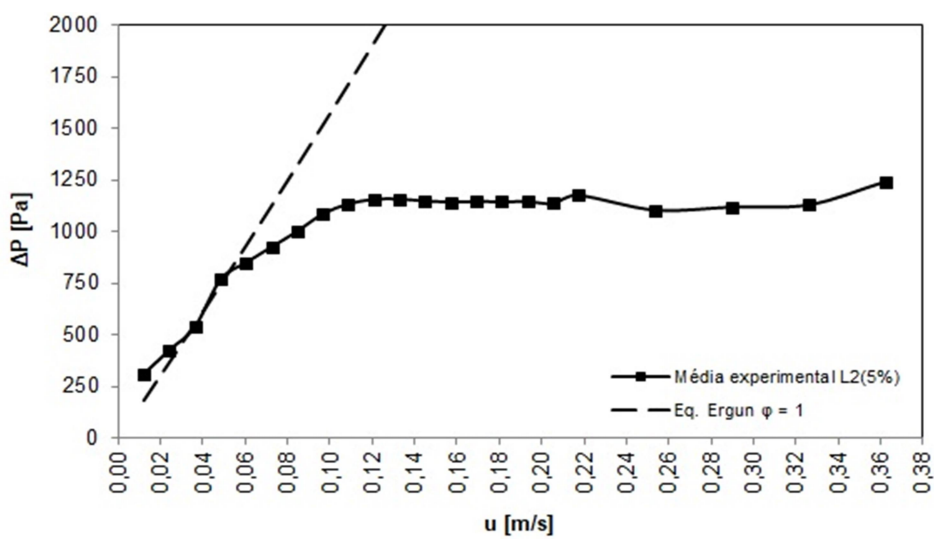
Figura B3 – Determinação de  $\phi$  a partir da média experimental de  $\Delta P$  x  $u$  dos leitos (a) L1, (b) L2, (c) L2(5%), (d) L2(10%) e (e) L2(15%).



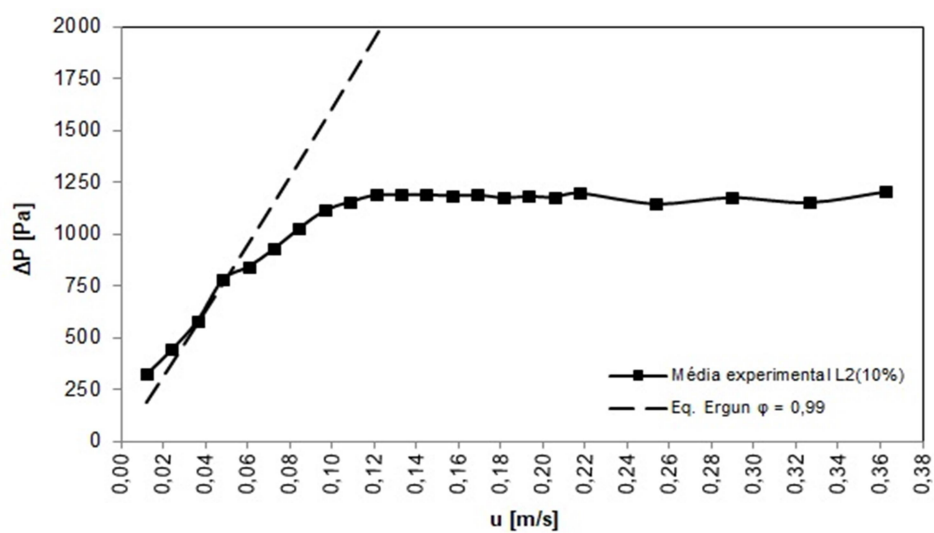
(a)



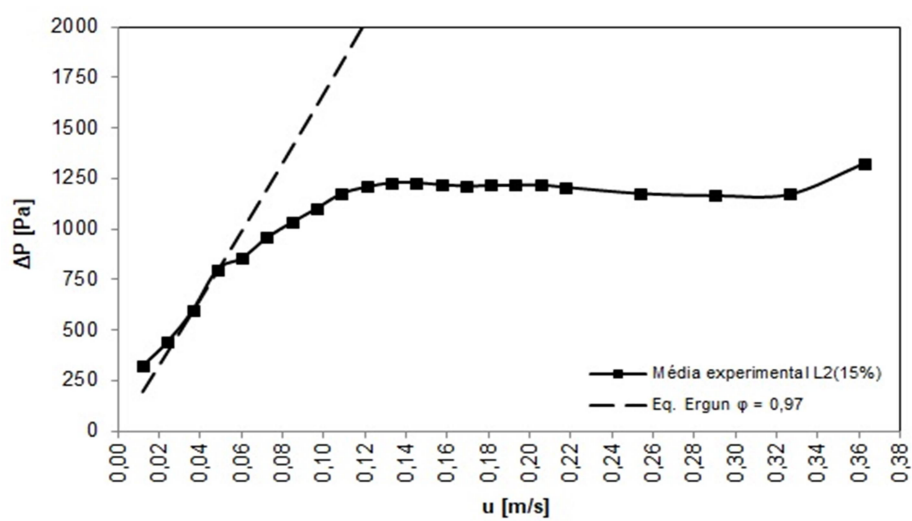
(b)



(c)



(d)



(e)

**APÊNDICE C – Plantas piloto e de bancada****PLANTA DE BANCADA**

Figura C1 – Vista frontal da planta de bancada (a) vazia e (b) preenchida com areia.



Figura C2 – Vista lateral da região do leito da planta de bancada.



Figura C3 – Vista de cima do distribuidor de ar da planta de bancada.



Figura C4 – Vista lateral do distribuidor de ar da planta de bancada.



Figura C5 – Detalhes do distribuidor de ar da planta de bancada.

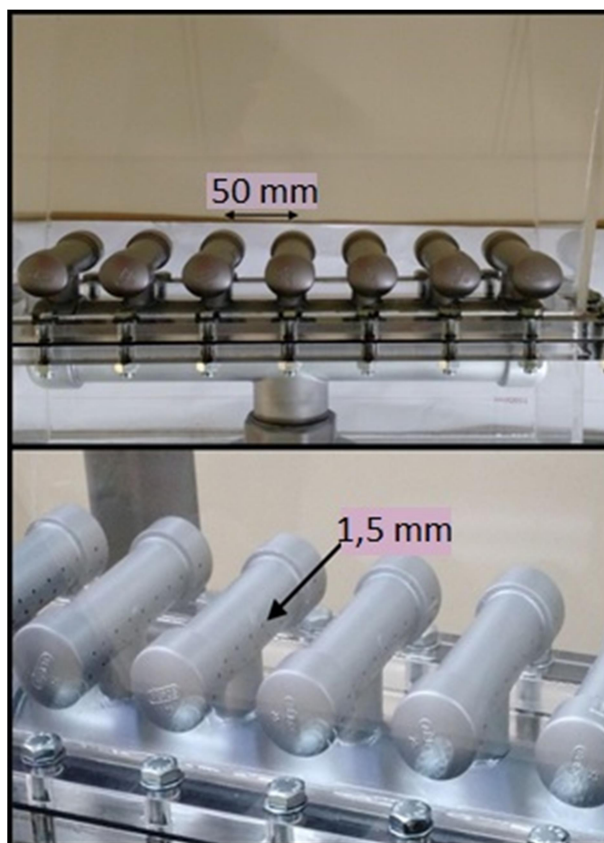
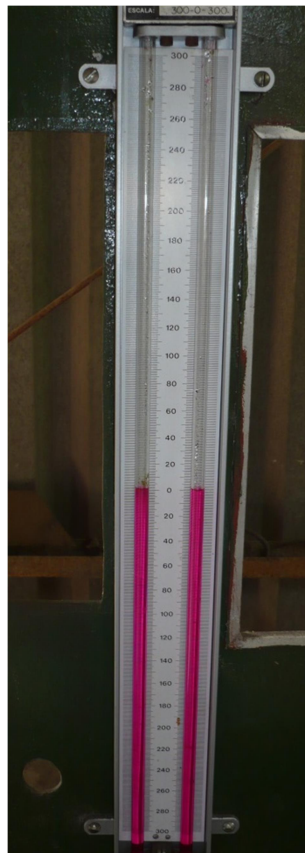




Figura C6 – (a) Rotâmetro, (b) manômetro de coluna d'água e (c) ponto de pressão antes do distribuidor de ar da planta de bancada.



(a)



(b)



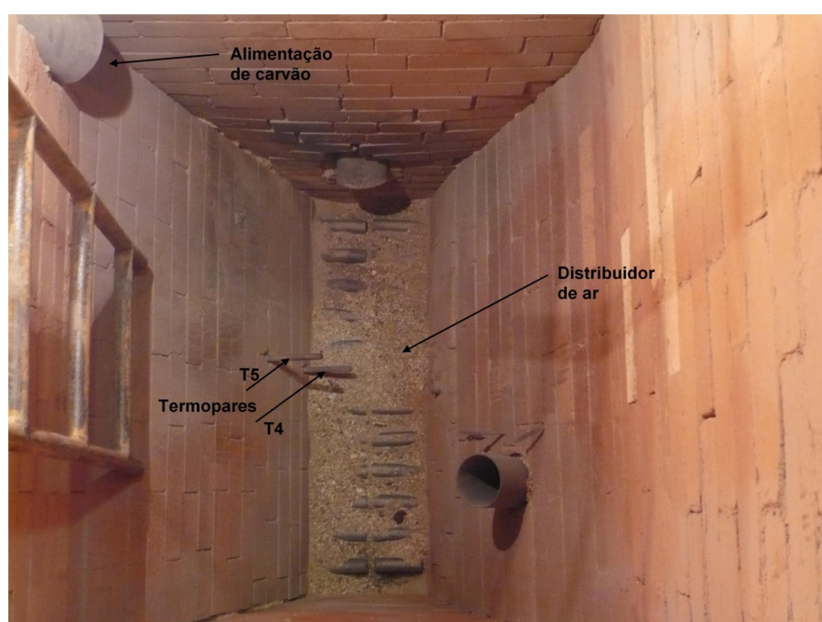
(c)

## PLANTA PILOTO

Figura C7 - Imagem (a) externa e (b) interna da planta piloto.



(a)



(b)

Figura C8 – Distribuidor de ar (a) visto de cima e (b) detalhe dos orifícios.

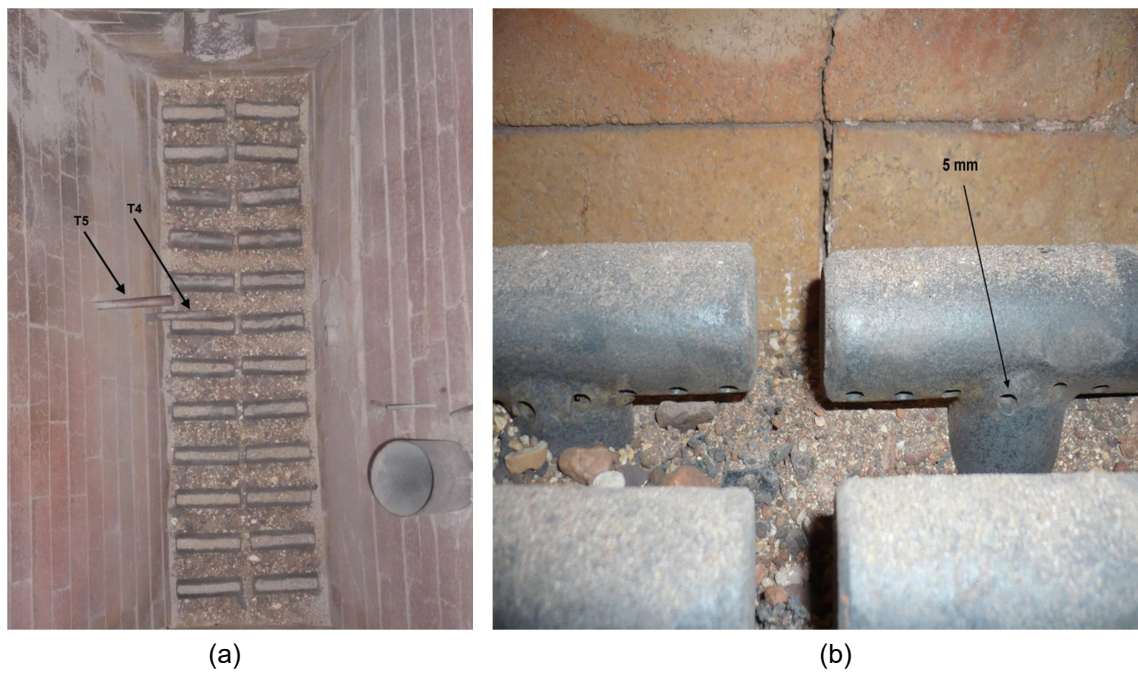


Figura C9 - Saída do gás dentro do reator.



Figura C10 – Analisador de gases portátil PCA3 utilizado na planta piloto.



## APÊNDICE D – Tamanho e velocidade das bolhas.

### TAMANHO MÉDIO DAS BOLHAS

Os leitos de areia utilizados neste trabalho são constituídos de partículas pertencentes ao grupo B da classificação de Geldart. Portanto, as bolhas nestes leitos tendem a crescer muito e não possuem um tamanho estável.

As Figuras D1, D2 e D3 ilustram os valores obtidos do tamanho das bolhas  $d_b$  para o leito L2 com altura de  $H = 0,09$  m e diferentes velocidades  $u$ . Para a determinação de  $d_b$ , foram realizadas medidas do tamanho das bolhas de cada quadro (*frame*), dentro de um intervalo de tempo de 2 s.

Figura D1 – Tamanho das bolhas no leito L2 para velocidade superficial do gás  $u = 0,29$  m/s.

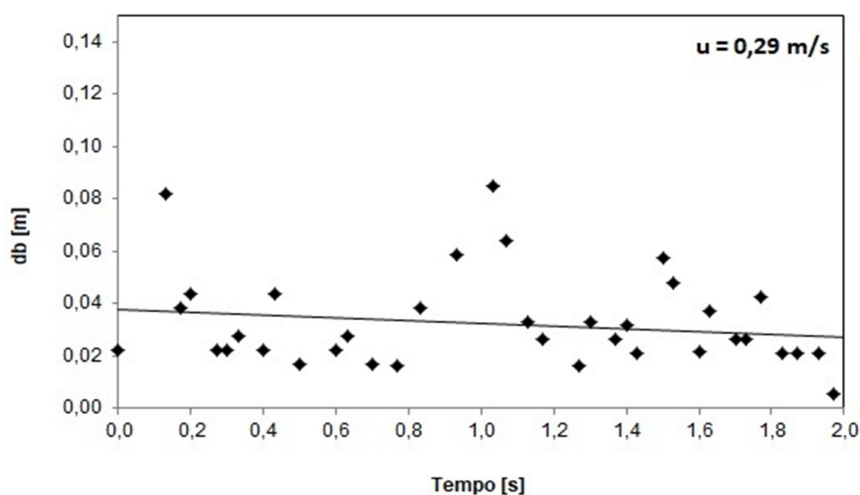


Figura D2 – Tamanho das bolhas no leito L2 para velocidade superficial do gás  $u = 0,33$  m/s.

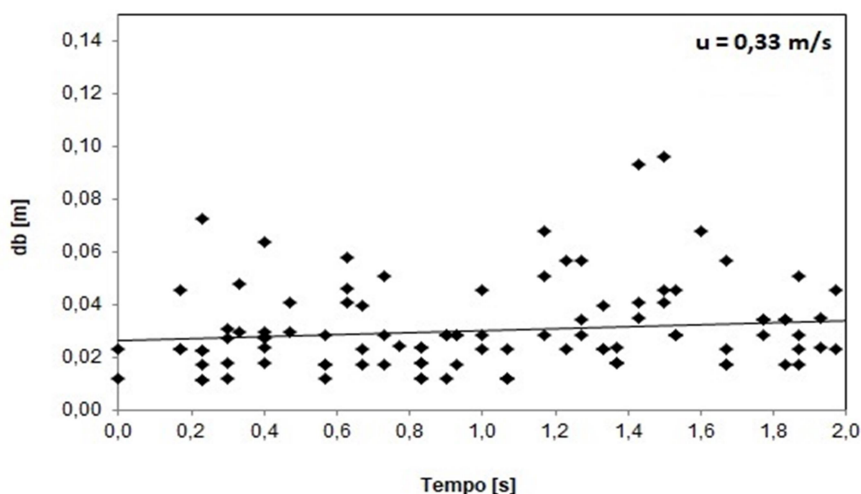
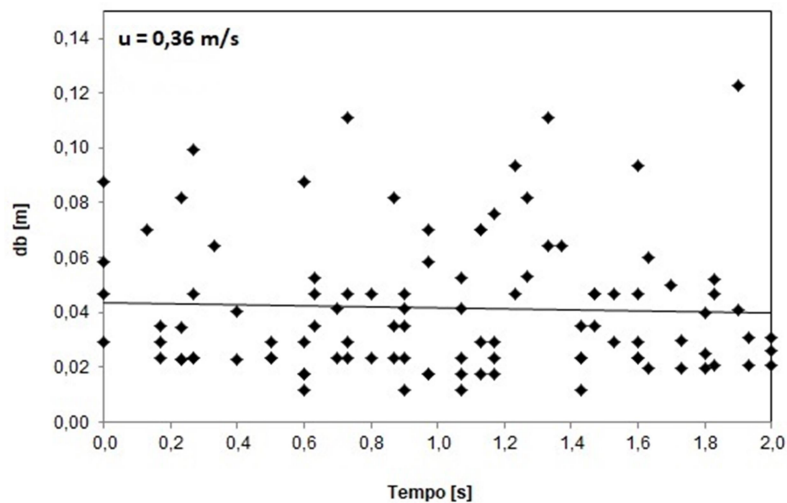
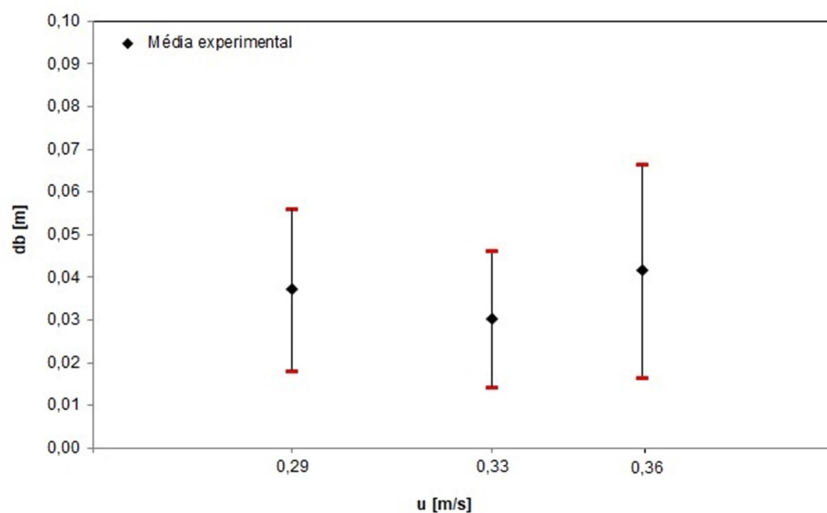


Figura D3 – Tamanho das bolhas no leito L2 para velocidade superficial do gás  $u = 0,36$  m/s.



Na Figura D4 estão relacionados os valores do tamanho médio das bolhas  $d_b$  para cada velocidade  $u$ , e o seu respectivo desvio padrão.

Figura D4 – Tamanho médio das bolhas e seu respectivo desvio padrão para  $H = 0,09$  m.



As Figuras D5, D6 e D7 ilustram os tamanhos das bolhas  $d_b$  medidos em função do tempo, obtidos em um intervalo de 2 s, para o leito com velocidade superficial do gás de  $u = 0,33$  m/s e diferentes alturas do leito fixo.

Na Figura D8 estão relacionados os valores do tamanho médio das bolhas  $d_b$  para cada altura  $H$ , e o seu respectivo desvio padrão.

Figura D5 – Tamanho das bolhas no leito L2 para altura do leito  $H = 0,09$  m.

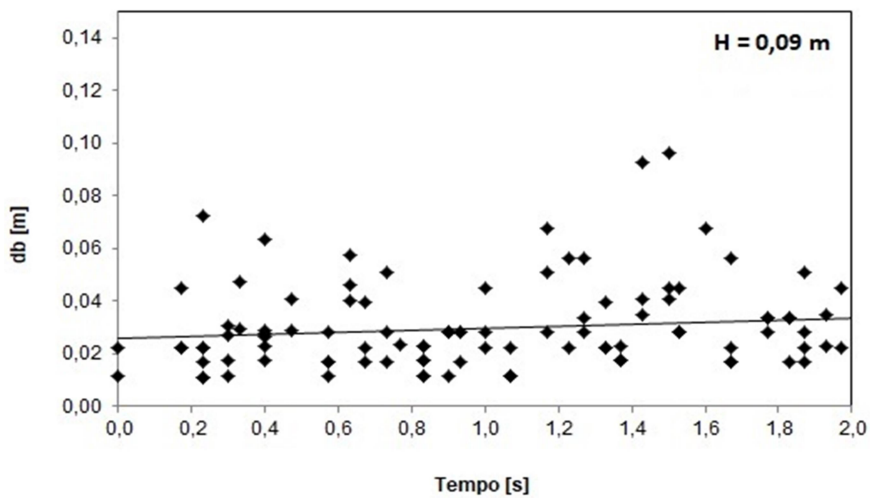


Figura D6 – Tamanho das bolhas no leito L2 para altura do leito  $H = 0,12$  m.

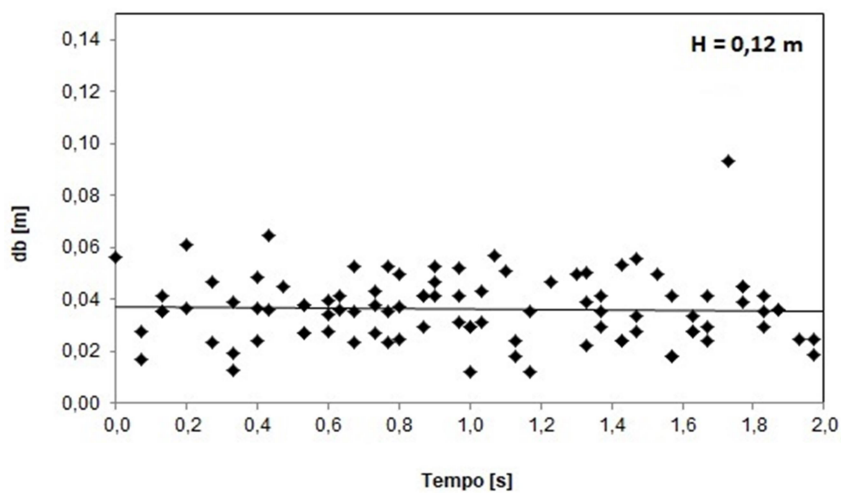


Figura D7 – Tamanho das bolhas no leito L2 para altura do leito  $H = 0,15$  m.

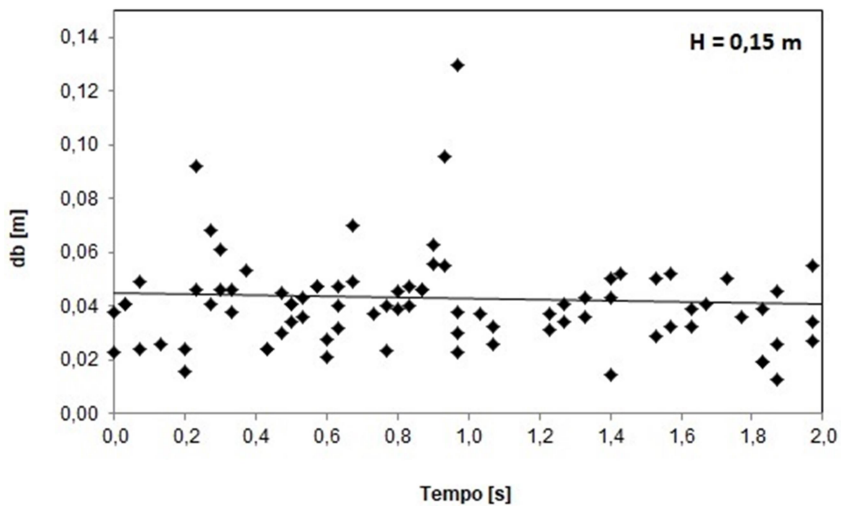
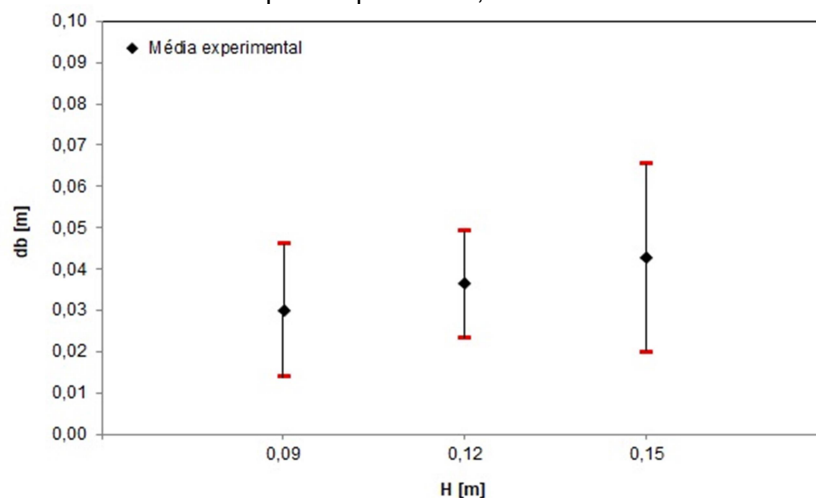


Figura D8 – Tamanho médio das bolhas em função da altura do leito H e seu respectivo desvio padrão para  $u = 0,33$  m/s.



## VELOCIDADE MÉDIA DAS BOLHAS

O fenômeno de coalescência das bolhas consecutivas é o mecanismo dominante durante a fase borbulhante, o que afeta fortemente o tamanho e velocidade de ascensão das bolhas.

As Figuras D9, D10 e D11 ilustram os valores obtidos para velocidade de ascensão das bolhas  $u_b$  para o leito L2 com altura de  $H = 0,09$  m e diferentes velocidades  $u$ .

Foram realizadas dez medidas do tempo inicial de formação da bolha, e final quando a bolha alcança a superfície do leito, dentro de um intervalo de tempo de 2 s. A partir destes dados, e considerando a expansão média do leito ( $H_e$ ), determinou-se a velocidade de ascensão das bolhas  $u_b$ .

Na Figura D12 estão relacionados os valores da velocidade de ascensão média das bolhas  $u_b$  para cada velocidade superficial do gás, e o seu respectivo desvio padrão.



Figura D9 – Velocidade média de ascensão das bolhas no leito L2 para velocidade superficial do gás  $u = 0,29$  m/s.

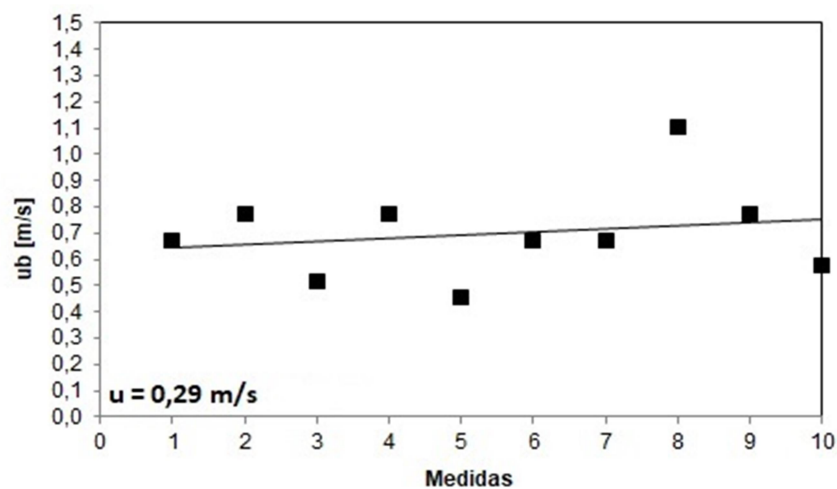


Figura D10 – Velocidade média de ascensão das bolhas no leito L2 para velocidade superficial do gás  $u = 0,33$  m/s.

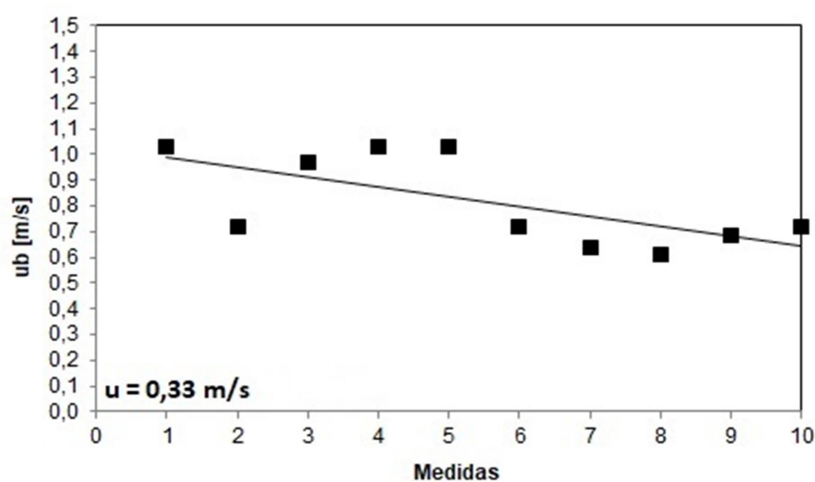


Figura D11 – Velocidade média de ascensão das bolhas no leito L2 para velocidade superficial do gás  $u = 0,36$  m/s.

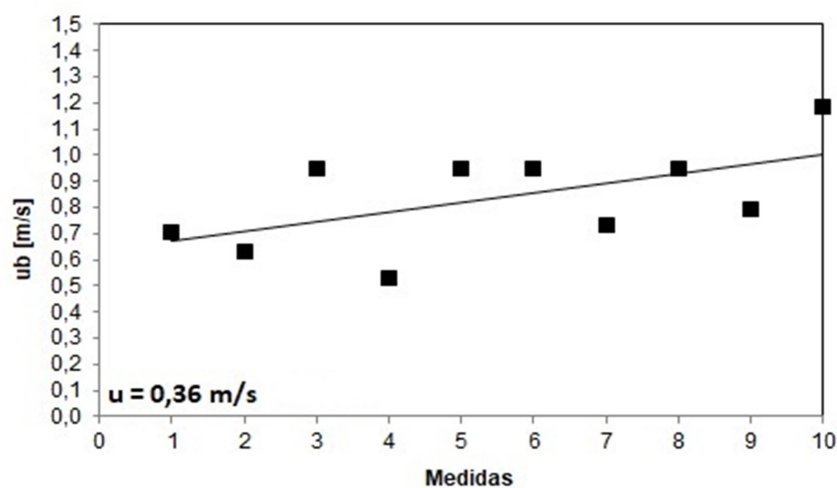
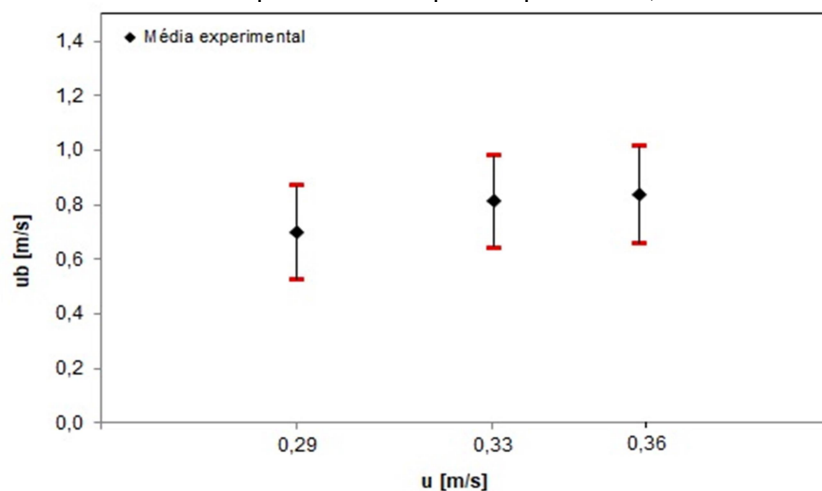


Figura D12 – Velocidade média de ascensão das bolhas em função da velocidade superficial do gás  $u$  e seu respectivo desvio padrão para  $H = 0,09$  m.



As Figuras D13, D14 e D15 ilustram os valores obtidos para velocidade de ascensão das bolhas  $u_b$  para o leito L2 com velocidade do gás de 0,33 m/s e diferentes alturas do leito fixo.

Na Figura D16 estão relacionados os valores da velocidade de ascensão média das bolhas  $u_b$  para cada altura do leito  $H$ , e o seu respectivo desvio padrão.

Figura D13 – Velocidade média de ascensão das bolhas no leito L2 para altura do leito  $H = 0,09$  m.

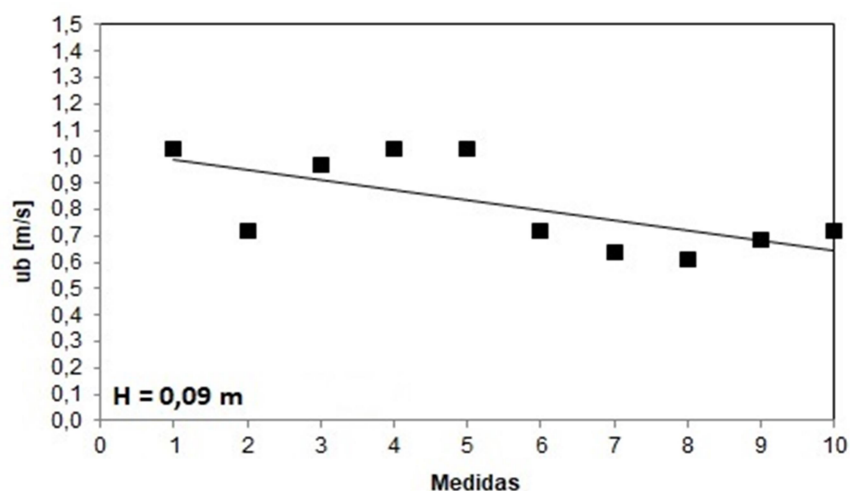


Figura D14 – Velocidade média de ascensão das bolhas no leito L2 para altura do leito  $H = 0,12$  m.

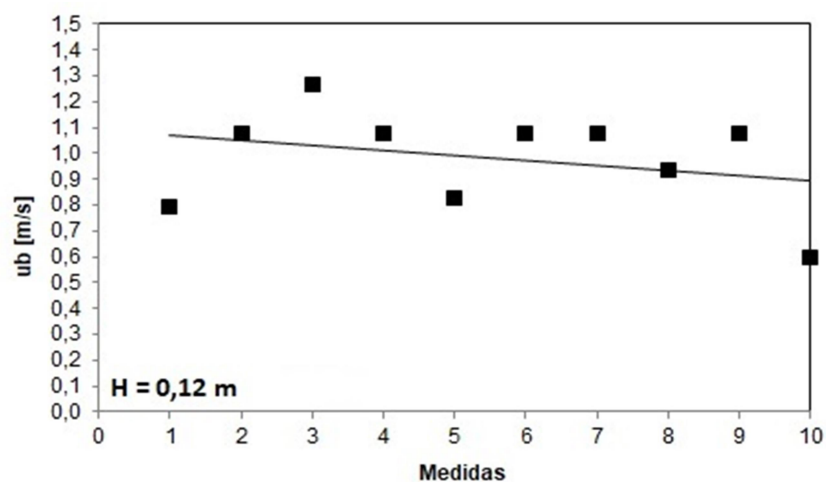


Figura D15 – Velocidade média de ascensão das bolhas no leito L2 para altura do leito  $H = 0,15$  m.

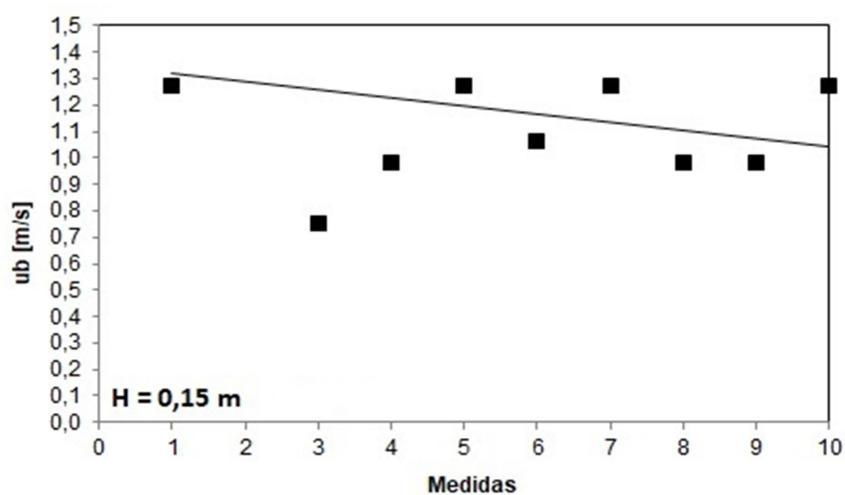
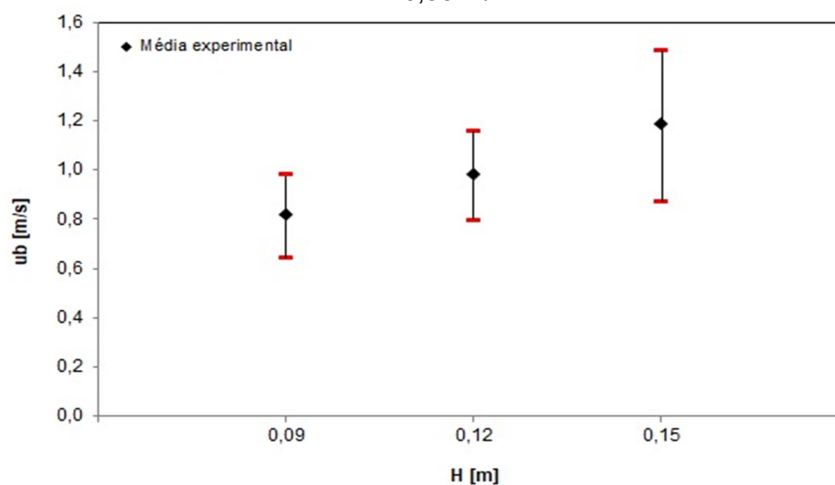


Figura D16 – Velocidade de ascensão das bolhas do leito L2 em função da altura  $H$ , para  $u = 0,33$  m/s.



## APÊNDICE E – Análise dos gases

Nas tabelas (E1) e (E2) estão relacionados os valores médios dos teores de O<sub>2</sub> e CO com seus respectivos desvios padrão.

Tabela E1 – Teor médio de O<sub>2</sub> de cada operação.

	OP1	OP2	OP3	OP4	OP5
Média	12,7	11,4	10,8	10,0	12,9
Desvio padrão	0,38	0,539	0,93	0,97	0,34

Tabela E2 – Teor médio de CO de cada operação.

	OP1	OP2	OP3	OP4	OP5
Média [ppm]	87	116	72	145	73
Desvio padrão	4,24	15,04	23,07	54,77	17,89
CO* [ppm]	156	180	106	199	134
CO* [mg/Nm <sup>3</sup> ]	195	225	132	248	168

\*Corrigido pra 6% de O<sub>2</sub>.

**ANEXO – Simulações MFIX**

## SIMULAÇÃO DA PLANTA DE BANCADA 3-D.

```
# RUN CONTROL SECTION
  Units = 'CGS'
  Run_type = 'new'
  Time = 0.0
  Tstop = 30.0
  DT = 0.0001
  DT_MAX = 0.01
  DT_MIN = 1e-14
  DETECT_STALL = .FALSE.
  MAX_INLET_VEL_FAC = 1E2

# NUMERICAL SECTION
  energy_eq = .False.
  Species_eq = .False.  .False.
  max_nit = 100
  mu_g0 = 0.000185
  RO_g0 = 0.00116
  RO_s0 = 1.548
  D_p0 = 0.0371
  e = 0.8
  Phi = 30.0
  ep_star = 0.37

# GEOMETRY AND DISCRETIZATION SECTION
  coordinates = 'Cartesian'
  XLENGTH = 27.0
  imax = 54
  yLENGTH = 85.5
  jmax = 171
  zlength = 35.0
  kmax = 35
  cartesian_grid = .True.
  n_quadric = 2

QUADRIC_FORM(1) = 'PLANE'
  n_x(1) = 3
  n_y(1) = -0.85
  n_z(1) = 0.0
  t_x(1) = 27.0
  t_y(1) = 25.5
```

```
t_z(1) = 0.0  
bc_id_q(1) = 3
```

```
QUADRIC_FORM(2) = 'PLANE'
```

```
n_x(2) = -3  
n_y(2) = -0.85  
n_z(2) = 0.0  
t_x(2) = 0.0  
t_y(2) = 25.5  
t_z(2) = 0.0  
bc_id_q(2) = 4
```

```
N_GROUP = 1  
GROUP_SIZE(1) = 2  
GROUP_Q(1,1) = 1  
GROUP_Q(1,2) = 2  
GROUP_RELATION(1) = 'and'
```

```
# INITIAL CONDITIONS SECTION
```

```
ic_x_w(1) = 0.0  
ic_x_w(2) = 0.0  
ic_x_e(1) = 27.0  
ic_x_e(2) = 27.0  
ic_y_s(1) = 0.0  
ic_y_s(2) = 9.0  
ic_y_n(1) = 9.0  
ic_y_n(2) = 85.5  
ic_z_b(1) = 0.0  
ic_z_b(2) = 0.0  
ic_z_t(1) = 35.0  
ic_z_t(2) = 35.0  
ic_ep_g(1) = 0.37  
ic_ep_g(2) = 1.0  
IC_U_s(1,1) = 0.0  
ic_u_g(1) = 0.0  
ic_u_g(2) = 0.0  
IC_w_s(1,1) = 0.0  
ic_w_g(1) = 0.0  
ic_w_g(2) = 0.0  
ic_v_s(1,1) = 0.0  
ic_v_g(1) = @(33.0/0.37)  
ic_v_g(2) = 24.0
```

```
# BOUNDARY CONDITIONS SECTION
```

```
bc_x_w(1) = 7.0  
bc_x_w(2) = 0.0  
bc_x_e(1) = 20.0
```

```

bc_x_e(2) = 27.0
bc_y_s(1) = 0.0
bc_y_s(2) = 85.5
bc_y_n(1) = 0.0
bc_y_n(2) = 85.5
bc_z_b(1) = 0.0
bc_z_b(2) = 0.0
bc_z_t(1) = 35.0
bc_z_t(2) = 35.0
bc_type(1) = 'MI'
bc_type(2) = 'PO'
bc_ep_g(1) = 1.0
bc_p_g(1) = 1.01E6
bc_p_g(2) = 1.01E6
bc_u_g(1) = 0.0
bc_w_g(1) = 0.0
bc_v_g(1) = 50.0
bc_type(3) = 'cg_NSW'
bc_type(4) = 'cg_NSW'

```

#### # OUTPUT CONTROL SECTION

```

out_dt = 50.0
res_dt = 0.01
nlog = 200
full_log = .False.
SPX_DT = 0.01 0.01 0.01 0.01 100. 100. 100. 100.0 100.
LEQ_SWEEP(1) = 'ASAS'
LEQ_SWEEP(2) = 'ASAS'
LEQ_SWEEP(3) = 'ASAS'
LEQ_SWEEP(4) = 'ASAS'
LEQ_SWEEP(5) = 'ASAS'
LEQ_SWEEP(6) = 'ASAS'
LEQ_SWEEP(7) = 'ASAS'
LEQ_SWEEP(8) = 'ASAS'
LEQ_SWEEP(9) = 'ASAS'

```

```

DISCRETIZE = 9*2
#DEF_COR = .TRUE.
leq_tol = 9*1e-8
leq_it = 9*100
leq_pc = 9*'none'

```

#### SIMULAÇÃO DA PLANTA DE BANCADA 2-D FRONTAL

```

# RUN CONTROL SECTION
Units = 'CGS'

```

```

Run_type = 'new'
Time     = 0.0
Tstop   = 40.0
DT       = 0.0001
DT_MAX   = 0.01
DT_MIN   = 1e-14
DETECT_STALL = .FALSE.
MAX_INLET_VEL_FAC = 1E2

```

#### # NUMERICAL SECTION

```

max_nit   = 200
energy_eq = .False.
Species_eq = .False. .False.
granular_energy = .false.
K_epsilon = .true.
mu_g0     = 0.000185
mu_gmax   = 1000.
RO_g0     = 0.00116
DRAG_TYPE = 'Syam_Obrien'
RO_s0     = 1.548
D_p0      = 0.0371
e         = 0.8
Phi       = 30.0
ep_star   = 0.37

```

#### # GEOMETRY AND DISCRETIZATION SECTION

```

coordinates = 'Cartesian'
XLENGTH = 35.0
imax = 88
yLENGTH = 85.5
jmax = 214
no_k = .True.

```

#### # INITIAL CONDITIONS SECTION

```

ic_x_w(1) = 0.0
ic_x_w(2) = 0.0
ic_x_e(1) = 35.0
ic_x_e(2) = 35.0
ic_y_s(1) = 0.0
ic_y_s(2) = 9.0
ic_y_n(1) = 9.0
ic_y_n(2) = 85.5
ic_ep_g(1) = 0.37
ic_ep_g(2) = 1.0
ic_U_s(1,1) = 0.0
ic_u_g(1) = 0.0
ic_u_g(2) = 0.0

```



```

ic_v_s(1,1) = 0.0
ic_v_g(1) = @(33.0/0.37)
ic_v_g(2) = 24.0
IC_K_Turb_G(1) = 10.
IC_E_Turb_G(1) = 100.
IC_K_Turb_G(2) = 100.
IC_E_Turb_G(2) = 1000.

```

#### # BOUNDARY CONDITIONS SECTION

```

bc_x_w(1) = 0.0
bc_x_w(2) = 0.0
bc_x_e(1) = 35.0
bc_x_e(2) = 35.0
bc_y_s(1) = 0.0
bc_y_s(2) = 85.5
bc_y_n(1) = 0.0
bc_y_n(2) = 85.5
bc_type(1) = 'MI'
bc_type(2) = 'PO'
bc_ep_g(1) = 1.0
bc_p_g(1) = 1.01325E6
bc_p_g(2) = 1.01325E6
bc_u_g(1) = 0.0
bc_v_g(1) = 50.0
bc_type(3) = 'NSW'
bc_type(4) = 'NSW'
BC_K_Turb_G = 1000.
BC_E_Turb_G = 10000.

```

#### # OUTPUT CONTROL SECTION

```

out_dt = 50.0
res_dt = 0.01
nlog = 200
full_log = .False.
SPX_DT = 0.01 0.01 0.01 0.01 100. 100. 100. 100.0 100.
LEQ_SWEEP(1) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(2) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(3) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(4) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(5) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(6) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(7) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(8) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(9) = 'ISIS'

DISCRETIZE = 9*2
leq_tol = 9*1e-8

```

```
leq_it = 9*100
leq_pc = 9*'none'
```

## SIMULAÇÃO DA PLANTA DE BANCADA 2-D LATERAL

### # RUN CONTROL SECTION

```
Units      = 'CGS'
Run_type   = 'new'
Time       = 0.0
Tstop      = 40.0
DT         = 0.0001
DT_MAX     = 0.01
DT_MIN     = 1e-14
DETECT_STALL = .FALSE.
MAX_INLET_VEL_FAC = 1E2
```

### # NUMERICAL SECTION

```
max_nit    = 200
energy_eq  = .False.
Species_eq = .False. .False.
granular_energy = .false.
K_epsilon  = .true.
mu_g0      = 0.000185
mu_gmax    = 1000.
RO_g0      = 0.00116
DRAG_TYPE  = 'Syam_Obrien'
RO_s0      = 1.548
D_p0       = 0.0371
e          = 0.8
Phi        = 30.0
ep_star    = 0.37
```

### # GEOMETRY AND DISCRETIZATION SECTION

```
coordinates = 'Cartesian'
XLENGTH = 27.0
imax = 68
yLENGTH = 85.5
jmax = 214
no_k = .True.
cartesian_grid = .True.
n_quadric = 2
```

```
QUADRIC_FORM(1) = 'PLANE'
n_x(1) = 3
n_y(1) = -0.85
```

```
t_x(1) = 27.0
t_y(1) = 25.5
bc_id_q(1) = 3
```

```
QUADRIC_FORM(2) = 'PLANE'
```

```
n_x(2) = -3
n_y(2) = -0.85
t_x(2) = 0.0
t_y(2) = 25.5
bc_id_q(2) = 4
```

```
N_GROUP = 1
GROUP_SIZE(1) = 2
GROUP_Q(1,1) = 1
GROUP_Q(1,2) = 2
GROUP_RELATION(1) = 'and'
```

#### # INITIAL CONDITIONS SECTION

```
ic_x_w(1) = 0.0
ic_x_w(2) = 0.0
ic_x_e(1) = 27.0
ic_x_e(2) = 27.0
ic_y_s(1) = 0.0
ic_y_s(2) = 9.0
ic_y_n(1) = 9.0
ic_y_n(2) = 85.5
ic_ep_g(1) = 0.37
ic_ep_g(2) = 1.0
IC_U_s(1,1) = 0.0
ic_u_g(1) = 0.0
ic_u_g(2) = 0.0
ic_v_s(1,1) = 0.0
ic_v_g(1) = @(33.0/0.37)
ic_v_g(2) = 24.0
IC_K_Turb_G(1) = 10.
IC_E_Turb_G(1) = 100.
IC_K_Turb_G(2) = 100.
IC_E_Turb_G(2) = 1000.
```

#### # BOUNDARY CONDITIONS SECTION

```
bc_x_w(1) = 7.0
bc_x_w(2) = 0.0
bc_x_e(1) = 20.0
bc_x_e(2) = 27.0
bc_y_s(1) = 0.0
bc_y_s(2) = 85.5
bc_y_n(1) = 0.0
```

```

bc_y_n(2) = 85.5
bc_type(1) = 'MI'
bc_type(2) = 'PO'
bc_ep_g(1) = 1.0
bc_p_g(1) = 1.01325E6
bc_p_g(2) = 1.01325E6
bc_u_g(1) = 0.0
bc_v_g(1) = 50.0
bc_type(3) = 'cg_NSW'
bc_type(4) = 'cg_NSW'
BC_K_Turb_G = 1000.
BC_E_Turb_G = 10000.

```

#### # OUTPUT CONTROL SECTION

```

out_dt = 50.0
res_dt = 0.01
nlog = 200
full_log = .False.
SPX_DT = 0.01 0.01 0.01 0.01 100. 100. 100. 100.0 100.
LEQ_SWEEP(1) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(2) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(3) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(4) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(5) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(6) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(7) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(8) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(9) = 'ISIS'

```

```

DISCRETIZE = 9*2
#DEF_COR = .TRUE.
leq_tol = 9*1e-8
leq_it = 9*100
leq_pc = 9*'none'

```

#### MODELO DE SIMULAÇÃO DA PLANTA PILOTO

#### # RUN CONTROL SECTION

```

Units = 'CGS'
Run_type = 'new'
Time = 0.0
Tstop = 40.0
DT = 0.0001
DT_MAX = 0.01
DT_MIN = 1e-14
DETECT_STALL = .FALSE.

```

```
MAX_INLET_VEL_FAC = 1E2
```

```
# NUMERICAL SECTION
```

```
energy_eq = .False.  
Species_eq = .False. .False.  
K_epsilon = .true.  
max_nit = 100  
mu_g0 = 0.000447  
mu_gmax = 1000.  
RO_g0 = 0.00031  
DRAG_TYPE = 'Syam_Obrien'  
RO_s0 = 1.501  
D_p0 = 0.0685  
e = 0.8  
Phi = 30.0  
ep_star = 0.42
```

```
# GEOMETRY AND DISCRETIZATION SECTION
```

```
coordinates = 'Cartesian'  
XLENGTH = 93.0  
imax = 186  
yLENGTH = 100.5  
jmax = 201  
no_k = .True.
```

```
# INITIAL CONDITIONS SECTION
```

```
ic_x_w(1) = 0.0  
ic_x_e(1) = 93.0  
ic_y_s(1) = 0.0  
ic_y_n(1) = 45.0  
ic_ep_g(1) = 0.42  
ic_x_w(2) = 0.0  
ic_x_e(2) = 93.0  
ic_y_s(2) = 45.0  
ic_y_n(2) = 100.5  
ic_ep_g(2) = 1.0  
ic_u_s(1,1) = 0.0  
ic_u_g(1) = 0.0  
ic_u_g(2) = 0.0  
ic_v_s(1,1) = 0.0  
ic_v_g(1) = 0.0  
ic_v_g(2) = 0.0  
ic_K_Turb_G(1) = 10.  
ic_E_Turb_G(1) = 100.  
ic_K_Turb_G(2) = 100.  
ic_E_Turb_G(2) = 1000.
```

## # BOUNDARY CONDITIONS SECTION

```
bc_x_w(1) = 0.0
bc_x_e(1) = 93.0
bc_y_s(1) = 0.0
bc_y_n(1) = 0.0
bc_type(1) = 'MI'
bc_ep_g(1) = 1.0
bc_p_g(1) = 1.01325E6
bc_u_g(1) = 0.0
bc_v_g(1) = 91.0
bc_x_w(2) = 0.0
bc_x_e(2) = 93.0
bc_y_s(2) = 100.5
bc_y_n(2) = 100.5
bc_type(2) = 'PO'
bc_p_g(2) = 1.01325E6
bc_type(3) = 'NSW'
bc_type(4) = 'NSW'
bc_K_Turb_G = 1000.
bc_E_Turb_G = 10000.
```

## # OUTPUT CONTROL SECTION

```
out_dt = 50.0
res_dt = 0.01
nlog = 200
full_log = .False.
SPX_DT = 0.01 0.01 0.01 0.01 100. 100. 100. 100.0 100.
LEQ_SWEEP(1) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(2) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(3) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(4) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(5) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(6) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(7) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(8) = 'ISIS'
LEQ_SWEEP(9) = 'ISIS'

DISCRETIZE = 9*2
#DEF_COR = .TRUE.
leq_tol = 9*1e-8
leq_it = 9*100
leq_pc = 9*'none'
```