



Universidade Estadual de Campinas
Faculdade de Engenharia Química
Área de concentração de Engenharia de Processos

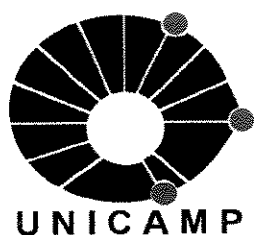
***ESTUDO DOS FENÔMENOS DE MISTURA E
SEGREGAÇÃO EM LEITOS FLUIDIZADOS DE
PARTÍCULAS POLIDISPERSAS***

Autor: Everaldo Silvino dos Santos

Campinas - São Paulo - Brasil
agosto - 1997

Sa59e

32263/BC



Universidade Estadual de Campinas
Faculdade de Engenharia Química
Área de concentração Engenharia de Processos

ESTUDO DOS FENÔMENOS DE MISTURA E SEGREGAÇÃO EM LEITOS FLUDIZADOS DE PARTÍCULAS POLIDISPERSAS

Autor: Everaldo Silvino dos Santos
Orientador: Profa. Dra. Kátia Tannous

Dissertação apresentada à Comissão de Pós-Graduação
da Faculdade de Engenharia Química como parte dos
requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre
em Engenharia Química.

Campinas - São Paulo - Brasil
agosto - 1997



UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	71UNICAMP
	1a 59e
V.	Ex
TÍTULO	80/32263
PROD.	281/97
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	27/11/97
N.º CPD	

CM-00103580-9

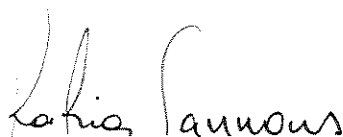
FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

Sa59e Santos, Everaldo Silvino dos
Estudo dos fenômenos de mistura e segregação em
leitos fluidizados de partículas polidispersas / Everaldo
Silvino dos Santos.--Campinas, SP: [s.n.], 1997.

Orientadora: Kátia Tannous.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Fluidização. 2. Leito fluidizado. I. Tannous, Kátia.
II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de
Engenharia Química. III. Título.

Esta dissertação corresponde à versão final defendida e aprovada
em 08 de agosto de 1997 pelo Engenheiro Químico Everaldo Silvino dos Santos.

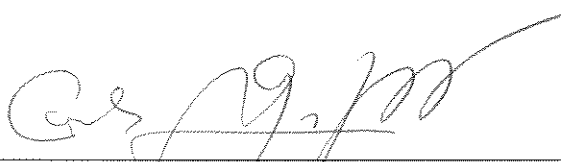
A handwritten signature in black ink, reading "Kátia Tannous". The signature is written in a cursive style with a large initial 'K' and 'T'.

Profa. Dra. Kátia Tannous

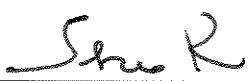
Esta dissertação foi defendida e aprovada em 08 de agosto de 1997,
pela banca examinadora constituída pelos seguintes professores:



Profa. Dra. Kátia Tannous



Prof. Dr. Carlos Alberto Gasparetto



Prof. Dr. Theo Guenter Kieckbusch

Dedico este trabalho a minha família.

AGRADECIMENTOS

- A prof^a. Kátia Tannous pela orientação.
- A Édna Santiago Benta por endossar comigo os momentos difíceis, assim como os alegres, com amor e compreensão.
- Ao Sr. Levi Esmael Madeira pela montagem do equipamento.
- Aos amigos da Turma 94.2. Aos amigos que convivem comigo, Antônio Carlos, Antônio Vilanova, Jair Francisco.
- Aos colegas do laboratório de escoamento em meios porosos (L.E.M.P).
- Aos amigos Alessandro Dibb, Alexandre Perez, Danúzia Pinto, Helenice Garcia, Marlus Pinheiro.
- Ao CNPq pela bolsa a mim concedida.
- A todas as pessoas que de maneira direta ou indireta contribuíram para a realização deste trabalho.

RESUMO

Neste trabalho são considerados os fenômenos de mistura e segregação em leitos fluidizados de partículas polidispersas (quaternárias), pertencentes aos grupos A e B da classificação de Geldart. A coluna de fluidização utilizada possuía um diâmetro interno de 0,92m e uma altura de 2m. Foi analisada a influência dos fatores operacionais, como a velocidade de excesso ($U-U_E$) e o tempo de fluidização, bem como de projeto, representada pela fração de área livre do distribuidor, e das características dos constituintes da mistura (diâmetro médio da mistura/concentração de imergíveis) no grau de mistura axial do leito. Foram utilizadas quatro misturas que possibilitaram o estudo dos fenômenos de mistura e segregação, em leitos de partículas de mesma ou de diferentes massas específicas. Foi efetuado um mapeamento radial do leito.

Os resultados para os perfis axiais mostram que o uso de uma velocidade suficiente para fluidizar todas as partículas e de um distribuidor de maior área livre favorece a mistura em um curto intervalo de tempo. O aumento da velocidade de excesso melhora a mistura nos leitos, principalmente pela maior quantidade de bolha presentes. Uma maior fração de área livre do distribuidor favorece a homogeneização do leito, reduzindo as zonas mortas próximo ao distribuidor. O aumento da concentração das partículas imergíveis desfavorece o processo de mistura.

O mapeamento radial confirma que para a velocidade de fluidização completa as partículas estão bem misturadas.

Palavras chaves:

Fluidização; Mistura-segregação; Partículas polidispersas

ABSTRACT

In this work the mixing and segregation phenomena of polydisperse particles (quaternaries) belonging to the A and B Geldart's groups are investigated. The fluidization column have been constructed with a internal diameter of 0.92m and height of 2m. The influence of operating factors in the degree axial mixing of the bed, like excess velocity ($U-U_E$) and fluidization time, as well as design, like distributor free area, and of the characteristics of the constituents of mixture (mean diameter of mixture/jetsam concentration) were analised.

Four mixtures that allowed the study of the phenomena of mixing and segregation in beds of same or different densities were used. A radial mapping of the bed was performed.

The axial profile results show that the use of a velocity high enough for complete fluidization and the use of a distributor with large free area promote the mixing in a small time interval. The increment of excess velocity improves the mixing in the beds, mainly by larger quantity of bubbles. A larger free area improves the bed homogeneization, reducing the dead zones near the distributor. The increment of jetsam concentration hampers the mixing process.

The radial mapping confirm that for the velocity of complete fluidization the particles are well mixed.

key words:

Fluidization ; mixing-segregation ; polydisperse particles

ÍNDICE DE FIGURAS

2.1 - Comportamento do leito em função da velocidade do gás.....	3
2.2 - Classificação das partículas segundo Geldart.....	6
2.3 - Tipos de distribuidores multi-orifício.....	12
2.4 - Tipos de distribuidores <i>tuyeres</i>	13
2.5 - Comprimento da penetração do jato.....	19
2.6 - Zonas mortas em um distribuidor tipo multi-orifício.....	20
2.7 - Forma da bolha.....	23
2.8 - Bolha de calota esférica idealizada.....	24
2.9 - Ilustração de bolhas rápida e lenta.....	28
2.10 - Circulação de sólidos e coalescência das bolhas.....	29
2.11 - Queda de pressão em função da velocidade do gás.....	31
2.12 - Modelos de segregação e índice de mistura.....	35
2.13 - Evolução da fração de imergíveis em função do tempo.....	36
2.14 - Influência da velocidade do gás no índice de mistura.....	40
3.1 - Esquema do dispositivo experimental.....	44
3.2 - Esquema da coluna utilizada para obtenção dos perfis axiais.....	47
3.3 - Separador radial.....	48
3.4 - Esquema da obtenção da esfericidade.....	52
3.5 - Fotografias obtidas por microscopia eletrônica.....	53
3.6 - Gradiente da pressão total do leito em função da velocidade do gás.....	54
3.7 - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás (vidro)	59
3.8 - Comparação entre as velocidades mínima de fluidização estimadas e experimentais.....	62
3.9 - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás mistura 1 (vidro/vidro)	63

4.1 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	70
mistura 1 vidro/vidro; $U-U_E = 0,069$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.2 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	71
mistura 1 vidro/vidro; $U-U_E = 0,069$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.3 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	72
mistura 1 vidro/vidro; $U-U_E = 0,119$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.4 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	73
mistura 1 vidro/vidro; $U-U_E = 0,119$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.5 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	74
mistura 1 vidro/vidro; $U-U_E = 0,190$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.6 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	75
mistura 1 vidro/vidro; $U-U_E = 0,190$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.7 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	76
mistura 2 vidro/vidro; $U-U_E = 0,069$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.8 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	77
mistura 2 vidro/vidro; $U-U_E = 0,069$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.9 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	78
mistura 2 vidro/vidro; $U-U_E = 0,119$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.10 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	79
mistura 2 vidro/vidro; $U-U_E = 0,119$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.11 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	80
mistura 2 vidro/vidro; $U-U_E = 0,190$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.12 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	81
mistura 2 vidro/vidro; $U-U_E = 0,190$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.13 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	82
mistura 3 alumina/areia; $U-U_E = 0,096$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.14 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	83
mistura 3 alumina/areia; $U-U_E = 0,096$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %	

4.15 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	84
mistura 3 alumina/areia; $U-U_E = 0,259$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.16 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	85
mistura 3 alumina/areia; $U-U_E = 0,259$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.17 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	86
mistura 3 alumina/areia; $U-U_E = 0,493$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.18 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	87
mistura 3 alumina/areia; $U-U_E = 0,493$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.19 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	88
mistura 4 alumina/areia; $U-U_E = 0,096$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.20 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	89
mistura 4 alumina/areia; $U-U_E = 0,096$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.21 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	90
mistura 4 alumina/areia; $U-U_E = 0,259$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.22 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	91
mistura 4 alumina/areia; $U-U_E = 0,259$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.23 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	92
mistura 4 alumina/areia; $U-U_E = 0,493$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %	
4.24 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	93
mistura 4 alumina/areia; $U-U_E = 0,493$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %	
4.25 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	97
mistura 1 vidro/vidro; $U_E = 0,006$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 1,43$ %	
4.26 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	98
mistura 1 vidro/vidro; $U_E = 0,006$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89$ %	
4.27 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	99
mistura 3 alumina/areia; $U_E = 0,008$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 1,43$ %	
4.28 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	100
mistura 3 alumina/areia; $U_E = 0,008$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89$ %	

4.29 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	103
misturas vidro/vidro ; $U-U_E = 0,069$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$	
4.30 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	104
misturas vidro/vidro ; $U-U_E = 0,190$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$	
4.31 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	105
misturas alumina/areia ; $U-U_E = 0,096$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$	
4.32 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)	106
misturas alumina/areia; $U-U_E = 0,493$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$	
4.33 - Evolução da altura adimensional em função do índice de mistura (IM)	108
mistura 2 vidro/vidro; $U_E = 0,006$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$	
4.34 - Evolução da altura adimensional em função do índice de mistura (IM)	109
mistura 4 alumina/areia; $U_E = 0,008$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$	
4.35 - Evolução do índice de mistura radial	110
(mistura 1 vidro/vidro; $U = 0,190$ m/s; $H_o / D_c = 2,7$; $F = 5,89\%$)	
4.36 - Evolução do índice de mistura radial	111
(mistura 2 vidro/vidro; $U = 0,190$ m/s; $H_o / D_c = 2,8$; $F = 5,89\%$)	
4.37 - Evolução do índice de mistura radial	112
(mistura 3 alumina/areia; $U = 0,459$ m/s; $H_o / D_c = 2,6$; $F = 5,89\%$)	
4.38 - Evolução do índice de mistura radial	113
(mistura 4 alumina/areia; $U = 0,420$ m/s; $H_o / D_c = 2,8$; $F = 5,89\%$)	

ÍNDICE DE TABELAS

2.1 - Correlações para determinação da velocidade mínima de fluidização (U_{mf})	10
2.2 - Características dos distribuidores.....	41
2.3 - Comparação entre os distribuidores.....	42
3.1 - Características dos rotâmetros.....	45
3.2 - Características dos distribuidores.....	46
3.3 - Características físicas dos materiais utilizados.....	50
3.4 - Diâmetros e frações mássicas das misturas.....	56
3.5 - Condições experimentais dos ensaios.....	58
3.6 - Velocidades mínima de fluidização experimental e estimadas.....	60
3.7 - Velocidades características das misturas.....	64

NOMENCLATURA

A	Constante da Equação 2.4 e 2.5	[-]
A_t	Área da seção transversal do leito	[m ²]
B	Constante da Equação 2.4 e 2.5	[-]
d_b	Diâmetro frontal da bolha	[m]
$d_{b(máx)}$	Diâmetro de bolha máximo	[m]
$d_{b,o}$	Diâmetro de bolha inicial	[m]
d_{CC}	Diâmetro do círculo circunscrito	[m]
d_{CI}	Diâmetro do círculo inscrito	[m]
$d_{eq(máx)}$	Diâmetro máximo de bolha estável	[m]
d_{eq}	Diâmetro da esfera cujo volume é igual ao da bolha	[m]
d_i	Diâmetro da abertura da peneira i	[m]
d_{i+1}	Diâmetro da abertura da peneira acima de d_i	[m]
$\bar{d}_M$	Diâmetro médio da mistura	[m]
d_{or}	Diâmetro dos orifícios	[m]
$\bar{d}_P$	Diâmetro médio das partículas	[m]
$\bar{d}_{PE}$	Diâmetro médio dos sólidos emergíveis	[m]
$\bar{d}_{PI}$	Diâmetro médio dos sólidos imergíveis	[m]
D_c	Diâmetro da coluna	[m]
F	Fração de área livre do distribuidor	[%]
f_w	Fração de cauda	[-]
g	Aceleração gravitacional	[m/s ²]
h	Altura média da camada	[m]
H_o	Altura do leito fixo	[m]
h/H_o	Altura adimensional	[-]
H_o/D_c	Razão característica do leito	[-]
IM	Índice de mistura local	[-]
k	Constante da Equação 2.18	[-]

k'	Constante da Equação 2.32	[-]
K	Constante da Equação 2.19	[-]
L_B	Comprimento alcançado pelas bolhas antes de dissipar	[m]
L_J	Comprimento de penetração do jato	[m]
L_{min}	Comprimento mínimo do jato	[m]
m_i	Massa do componente i na camada	[kg]
m_T	Massa de todos os componentes na camada	[kg]
M	Índice de mistura	[-]
M_s	Massa de sólido no leito	[kg]
n	Número de orifícios operantes	[-]
N	Número de intervalos de peneiras	[-]
N_{or}	Número de orifícios do distribuidor	[-]
ΔP_B	Queda de pressão no leito	[N/m ²]
ΔP_D	Queda de pressão no distribuidor	[N/m ²]
ΔP_d	Queda de pressão através de um orifício para uma vazão de gás	[N/m ²]
	$q = q_{mf} + \delta q$	
ΔP_s	Queda de Pressão através de um caminho preferencial de gás dentro de um leito de altura H_o	[N/m ²]
$\Delta P_{b,mf}$	Queda de pressão de um leito fixo de altura H_o à uma vazão de gás q_{mf}	[N/m ²]
$\Delta P_{d,mf}$	Queda de pressão através de um orifício para uma vazão de gás q_{mf}	[N/m ²]
$\Delta P/H_o$	Gradiente de pressão	[N/m ³]
q	Vazão de gás por orifício	[m ³ /s]
q_{mf}	Vazão de gás em um orifício na mínima fluidização	[m ³ /s]
Q_{mf}	Vazão de gás total na mínima fluidizaçã	[m ³ /s]
r	Raio de curvatura da bolha	[m]
s	Espaçamento dos orifícios	[m]
t	Tempo de fluidização	[s]
U	Velocidade superficial do gás	[m/s]
$U-U_E$	Velocidade de excesso do gás	[m/s]
U_b	Velocidade da bolha	[m/s]

$U_{b\infty}$	Velocidade de uma bolha isolada	[m/s]
U_E	Velocidade mínima de fluidização dos sólidos emergíveis	[m/s]
U_{fc}	Velocidade mínima de fluidização completa	[m/s]
U_{fi}	Velocidade de fluidização inicial	[m/s]
U_M	Velocidade de mistura completa	[m/s]
U_{mb}	Velocidade mínima de borbulhamento	[m/s]
U_{mf}	Velocidade mínima de fluidização	[m/s]
U_{mfA}	Velocidade mínima de fluidização aparente	[m/s]
U_{mfi}	Velocidade mínima de fluidização do componente i na mistura	[m/s]
U_{OP}	Velocidade necessária para garantir que todos os orifícios sejam ativos	[m/s]
U_{or}	Velocidade do gás no orifício	[m/s]
U_t	Velocidade terminal	[m/s]
U_s	Velocidade de segregação	[m/s]
V_b	Volume da bolha	[m ³]
V_w	Volume da esfera circunscrita não ocupada pela bolha	[m ³]
x_i	Fração mássica das partículas i na mistura	[-]
$\bar{x}$	Fração mássica global dos sólidos na mistura	[-]
z	Altura qualquer do leito	[m]

Letras Gregas

α	coeficiente de regressão da reta	[-]
ε	Porosidade do leito	[-]
ε_{mf}	Porosidade do leito na mínima fluidização	[-]
ϕ	Esfericidade	[-]
ϕ_{MP}	Esfericidade das partículas obtida usando o método proposto por Massarani e Peçanha (1986)	[-]

ϕ_{ER}	Esfericidade das partículas obtidas através da equação de Ergun (1952)	[-]
λ	Constante da Equação 2.21	[-]
μ	Viscosidade do gás	[kg/m.s]
ρ_g	Massa específica do gás	[kg/m ³]
ρ_p	Massa específica das partículas	[kg/m ³]
ρ_i	Massa específica das partículas i que compõe a mistura	[kg/m ³]
$\bar{\rho}_M$	Massa específica média da mistura	[kg/m ³]
θ_W	Ângulo entre um plano vertical central da bolha e sua extremidade inferior	[-]

Números Adimensionais

Ar	Número de Arquimedes	$Ar = \frac{\bar{d}_p^3 \rho_p (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2}$	[-]
Re _{mf}	Número de Reynolds na mínima fluidização	$Re_{mf} = \frac{\bar{d}_p \rho_g U_{mf}}{\mu}$	[-]
Re _p	Número de Reynolds da partícula	$Re_p = \frac{\bar{d}_p \rho_g U}{\mu}$	[-]

SUMÁRIO

<u>CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO</u>	1
1.1 - Justificativa e importância do trabalho.....	1
1.2 - Objetivo.....	1
<u>CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</u>	3
2.1 - Fluidização de partículas homogêneas.....	3
2.1.1 - Descrição do fenômeno.....	3
2.1.2 - Classificação das partículas.....	5
2.1.3 - Velocidade mínima de fluidização.....	8
2.1.4 - Distribuidores.....	11
2.1.4.1 - Queda de pressão através do distribuidor.....	13
2.1.4.2 - Tamanho e espaçamento dos orifícios.....	17
2.1.4.3 - Penetração e tamanho de bolha inicial.....	18
2.1.4.4 - Zonas mortas.....	20
2.1.4.5 - Vazamento de sólidos.....	21
2.1.4.6 - Atrito de sólidos.....	22
2.1.5 - Fenômenos de bolhas.....	22
2.1.5.1 - Forma.....	23
2.1.5.2 - Diâmetro.....	25
2.1.5.3 - Volume.....	26
2.1.5.4 - Velocidade de bolhas.....	26
2.1.5.5 - Circulação do sólido e do gás ao redor da bolha.....	27
2.1.5.6 - Crescimento de bolhas e circulação dos sólidos.....	28
2.2 - Fluidização de partículas heterogêneas.....	29
2.2.1 - Terminologia.....	29
2.2.2 - Velocidades características de mistura.....	30
2.2.3 - Fenômenos de mistura e segregação	32
2.2.3.1 - Mistura.....	32
2.2.3.2 - Segregação.....	34

2.2.3.3 - <u>Modelos de segregação e mistura</u>	35
2.2.3.4 - <u>Influência dos fatores operacionais e de projeto sobre os fenômenos de mistura e segregação</u>	36
2.2.4 - <i>Conclusões</i>	43
<u>CAPÍTULO 3 - MATERIAIS E MÉTODOS</u>	44
3.1 - <i>Descrição do equipamento experimental</i>	44
3.1.1 - <i>Aparelhagem utilizada para os estudos fluidodinâmicos</i>	44
3.1.2 - <i>Aparelhagem para o estudo dos fenômenos de mistura e segregação</i>	46
3.2 - <i>Propriedades físicas do materias fluidizados</i>	49
3.2.1 - <i>Tamanho</i>	49
3.2.2 - <i>Massa específica</i>	51
3.2.3 - <i>Esfericidade</i>	51
3.3 - <i>Misturas</i>	55
3.3.1 - <i>Determinação das frações mássicas</i>	55
3.3.2 - <i>Diâmetro médio da mistura ($\bar{d}_M$)</i>	55
3.4 - <i>Procedimento experimental</i>	57
3.5 - <i>Velocidade mínima de fluidização</i>	59
3.6 - <i>Velocidades do gás para as misturas</i>	63
3.7 - <i>Conclusões</i>	65
<u>CAPÍTULO 4 - ESTRUTURA DE UM LEITO FLUIDIZADO DE PARTÍCULAS HETEROGÊNEAS</u>	66
4.1 - <i>Perfis de concentração axial</i>	66
4.1.1 - <i>Apresentação dos resultados experimentais</i>	66
4.1.2 - <i>Discussão dos resultados experimentais</i>	66
4.1.2.1 - <u>Influência do tempo de fluidização (t)</u>	67
4.1.2.2 - <u>Influência da velocidade de excesso ($U-U_E$) e da fração de área livre (F)</u>	94
4.1.2.3 - <u>Influência do diâmetro médio da mistura / concentração de imergíveis</u>	101

4.2 - Índice de mistura (IM).....	107
4.2.1 - <i>Índice de mistura axial (IM).....</i>	107
4.2.2 - <i>Mapeamento radial do leito.....</i>	110
4.3 - Conclusões.....	114
<u>5 - CONCLUSÕES GERAIS.....</u>	116
<u>SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....</u>	118
<u>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</u>	119
<u>APÊNDICE A.....</u>	123
<u>APÊNDICE B.....</u>	131
<u>APÊNDICE C.....</u>	136

Capítulo 1 - INTRODUÇÃO

1.1 - Justificativa e importância do trabalho

Desde o seu primeiro uso comercial, para gaseificação de carvão em 1922, os leitos fluidizados vêm sendo largamente utilizados como uma ferramenta importante para o desenvolvimento das indústrias químicas e petroquímicas. Inúmeras aplicações são realizadas usando estes leitos, como por exemplo, o recobrimento de materiais plásticos em superfícies de metais, recobrimento e secagem de grãos, a gaseificação de carvão e coque, entre outros. Os amplos campos de aplicações ocorrem principalmente devido à sua estrutura simples, consistindo basicamente de uma coluna e uma placa em sua base para suportar o leito das partículas, além de apresentar gradientes de temperatura e mistura de sólidos uniformes.

Muito embora estes leitos possam apresentar misturas uniformes, a tendência à segregação é um fenômeno intrínseco a eles. Nos processos que utilizam leitos fluidizados gasosos como reatores, existe um grande interesse na mistura dos sólidos, devido a esta propiciar gradientes uniformes de temperatura e maiores conversões. Por outro lado, naqueles em que se deseja a remoção contínua de partículas maiores ou menores, a segregação é de grande interesse.

Encontra-se na literatura poucos trabalhos que relacionam os fenômenos de mistura e segregação com sistemas polidispersos, principalmente com sistemas quaternários, devido à sua complexidade.

1.2 - Objetivo

O objetivo deste trabalho é analisar a influência das variáveis operacionais como, velocidade de excesso ($U-U_E$) e tempo de fluidização (t) e de projeto como, fração de área livre do distribuidor (F), nos fenômenos de mistura e segregação em

sistemas polidispersos (quaternário) de mesma massa específica, ou de massas específicas diferentes.

O presente trabalho está dividido em cinco capítulos:

- No primeiro capítulo justifica-se a importância e apresenta-se os objetivos do estudo dos fenômenos de mistura e segregação em leitos fluidizados gasosos.

- No segundo capítulo mostra-se uma revisão bibliográfica, abordando os principais parâmetros a serem considerados no estudo dos fenômenos de mistura e segregação, como: os fenômenos de bolhas, as velocidades características das misturas, os índices de mistura. Aborda-se ainda a influência do tempo de fluidização, da velocidade de excesso do gás e da fração de área livre do distribuidor em leitos fluidizados de mesma ou de diferentes massas específicas.

- No terceiro capítulo estão apresentados o dispositivo experimental utilizado, as propriedades físicas dos materiais sólidos fluidizados, os métodos de caracterização dos leitos. Apresenta-se ainda os resultados para as velocidades mínimas de fluidização das partículas pertencentes as misturas (U_{mf}), bem como os resultados comparativos entre os dados experimentais e correlações.

- No quarto capítulo são apresentados e discutidos a estrutura dos leitos fluidizados de partículas polidispersas de mesma ou de diferentes massas específicas, colocando em evidência a influência dos parâmetros operacionais, tempo de fluidização e velocidade de excesso do gás, de projeto (fração de área livre do distribuidor), e dos constituintes da mistura (diâmetro médio/concentração de imergíveis) sobre os perfis de concentrações e índices de mistura.

- No quinto capítulo estão apresentados as conclusões do trabalho.

Capítulo 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 - Fluidização de partículas homogêneas

2.1.1 - Descrição do fenômeno

Fluidização é a operação pela qual partículas sólidas são colocadas em contato com um fluido, usualmente um gás, que escoar através de um leito de partículas suportado por um distribuidor. A Figura 2.1 mostra os diferentes regimes de um leito de partículas pequenas, com o aumento da velocidade do gás.

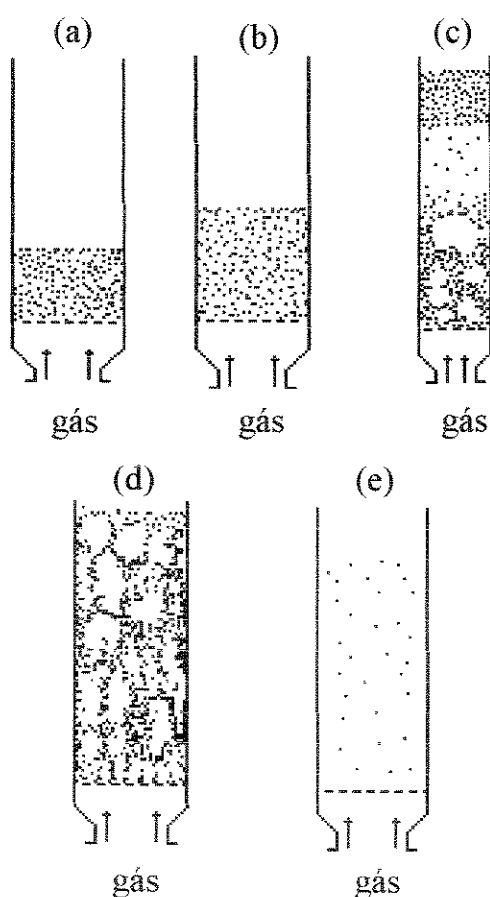


Figura 2.1 - Comportamento do leito em função da velocidade do gás (Kunii e Levenspiel, 1991)

- leito fixo: nesse regime, o gás possui uma velocidade baixa, e meramente percola o leito através dos espaços vazios entre as partículas estacionárias (Figura 2.1a).
- leito expandido: com o aumento da velocidade do gás, as partículas adquirem um estado onde podem vibrar e movimentar-se separadamente em regiões restritas. Em tal situação diz-se que o leito está em regime expandido, sendo um estado intermediário entre o leito fixo e o leito fluidizado propriamente dito.
- leito na fluidização incipiente (mínima fluidização): para uma velocidade maior do gás, um ponto é alcançado no qual todas as partículas estão suspensas por ele. Neste ponto, a força de atrito entre as partículas e o gás contrabalanceia o peso aparente das partículas e a queda de pressão através de qualquer seção do leito iguala-se ao peso do gás e das partículas naquela seção (Figura 2.1b).
- leito empistonado (*slugging*): este regime é característico em leitos profundos, havendo a formação de bolhas no leito que crescem e coalescem formando bolhas maiores. Em leitos de pequenos diâmetros, o efeito da parede pode ser tal que as bolhas eventualmente tornam-se grandes o suficiente para ocupar uma fração ou toda área da seção transversal da coluna. Esse comportamento conduz à formação de bolhas grandes, que ascendem no leito assemelhando-se a um pistão (Figura 2.1c).
- leito em fluidização turbulenta: esse regime caracteriza-se pelo uso de velocidades suficientemente altas, que excedem a velocidade terminal dos sólidos. Observa-se um movimento de aglomerados dos sólidos e espaços de gás de várias formas e tamanhos (Figura 2.1d).

- leito em transporte pneumático: o aumento posterior na velocidade do gás provoca o arraste e a saída dos sólidos do leito com o gás, conduzindo ao transporte pneumático dos sólidos (Figura 2.1e).

2.1.2 - *Classificação das partículas*

Numerosas tentativas foram realizadas, a fim de conseguir uma maneira de estimar o comportamento da fluidização para diferentes tipos de sólidos. Wilhelm e Kwauk (1948) tentaram estimar o comportamento da fluidização baseado em números adimensionais, como o número de Reynolds e o número de Froude. Geldart (1973) tratou esta questão de uma maneira diferente, enfatizando as características das partículas como massa específica e tamanho. A partir de observações cuidadosas da fluidização de sólidos de diferentes massas específicas e tamanhos, à temperatura ambiente e pressão atmosférica, este autor dividiu os sólidos em quatro grupos (Figura 2.2).

- Grupo A:

Os sólidos desse grupo caracterizam-se por apresentarem uma moderada força interpartículas. Os leitos compostos por partículas desse grupo expandem-se consideravelmente para velocidades entre a velocidade mínima de fluidização (U_{mf}) e a mínima de borbulhamento (U_{mb}), devido as características levemente coesivas das partículas. Os sólidos possuem um pequeno diâmetro médio (menores que $60\ \mu\text{m}$) e baixas massas específicas ($\rho_p < 1400\ \text{Kg/m}^3$). Os catalisadores são exemplos de sólidos deste grupo.

- Grupo B:

Os sólidos pertencentes a esse grupo possuem forças interpartículas desprezíveis. As bolhas começam a aparecer no leito para uma velocidade de operação um pouco maior que a velocidade mínima de fluidização. Os sólidos deste grupo fluidizam bem, com uma forte ação de borbulhamento. Os sólidos pertencentes a esse

grupo possuem massas específicas entre 1400 e 4000 kg/m³ e diâmetro médio variando entre 40 e 500 µm. Areia é um exemplo típico de partículas pertencentes a esse grupo.

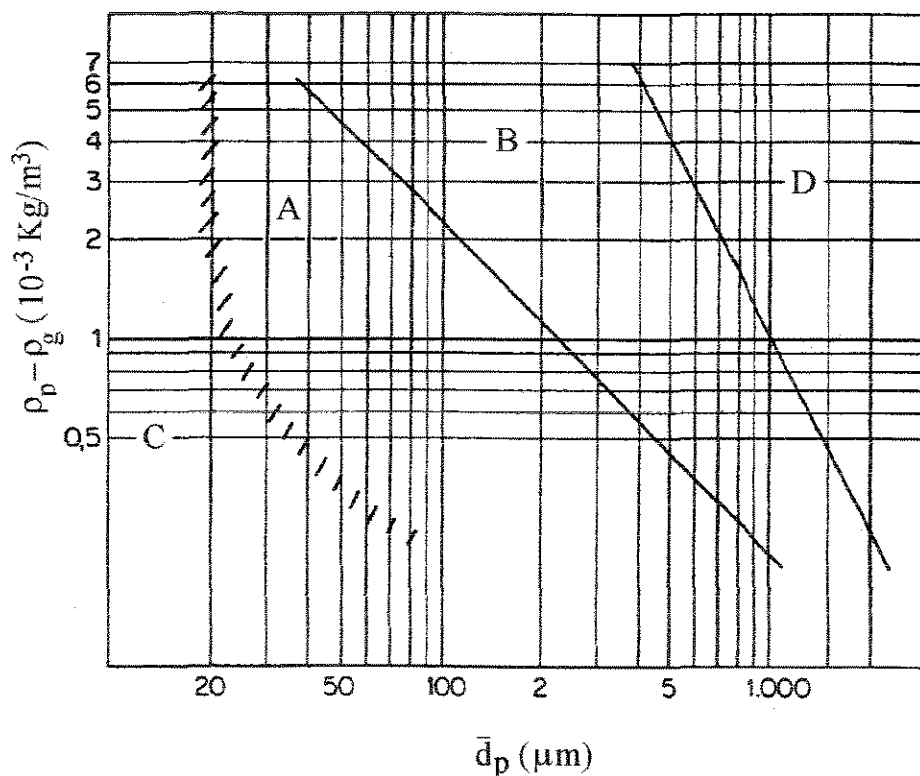


Figura 2.2 - Classificação das partículas segundo Geldart (1973, 1986)

- Grupo C:

Os sólidos deste grupo caracterizam-se por possuírem pequenos tamanhos ($\bar{d}_p < 20 \mu\text{m}$) e serem coesivos. A fluidização destes sólidos é extremamente difícil, pois as forças interpartículas são maiores que as forças exercidas pelo fluido sobre estes. Farinha de amido e cimento são exemplos característicos.

- Grupo D:

Os sólidos do grupo D caracterizam-se por terem grandes diâmetros médios ($\bar{d}_p > 1\text{mm}$) e massas específicas altas. Grandes bolhas horizontais são observadas próximo ao distribuidor que cruzam o leito como pistões. Se o gás for fornecido ao leito através de um orifício central, os sólidos são susceptíveis ao jorro. Cita-se como exemplo os grãos de arroz.

Uma classificação mais recente é proposta por Goossens (1996), que se baseia na similaridade fluidodinâmica (sistema gás-sólido, líquido-sólido). Através do balanço entre as forças viscosas e inerciais, entre as condições de mínima fluidização e de arraste, foram propostas cinco novas classes. O autor recomenda o uso destas classes para diferentes condições ambientais.

- Classe 0:

As partículas dessa classe apresentam número de Arquimedes, $Ar < 0,18$. A fluidização dessas partículas é prejudicada pelo fenômeno de coesão e adesão. As forças fluidodinâmicas são laminares e relativamente pequenas quando comparadas as forças interpartículas. Essa classe é equivalente ao grupo C da classificação de Geldart.

- Classe 1:

As partículas que pertencem a essa classe devem satisfazer a condição $0,18 < Ar < 9,8$. Estas partículas fluidizam suavemente sob condições de escoamento laminar e possuem forças interpartículas pequenas, que determinam o grau de expansão do leito. Essa classe equivale a transição entre os grupos C e A da classificação de Geldart.

- Classe 2:

As partículas dessa classe devem satisfazer a relação $9,8 < Ar < 893$ e são susceptíveis ao borbulhamento no início da fluidização. As forças interpartículas

podem atrasar o aparecimento de bolhas pequenas, sendo que o tamanho destas são afetadas pelo diâmetro médio das partículas. Essa classe equivale a transição entre os grupos A e B.

- Classe 3:

A faixa $893 < Ar < 1,77 \times 10^5$ deve ser obedecida nesta classe. As partículas da mesma são caracterizadas por bolhas cujos tamanhos aumentam com a altura do leito, e com a velocidade de excesso. Essa classe é equivalente ao grupo B da classificação de Geldart.

- Classe 4:

As partículas dessa classe possuem $Ar > 1,77 \times 10^5$. Quando fluidizadas, sob condições turbulentas elas produzem bolhas grandes. Essa classe equivale ao grupo D da classificação de Geldart.

2.1.3 -Velocidade mínima de fluidização

Quando um gás passa ascendentemente através de um leito fixo, a queda de pressão aumenta com o aumento da velocidade do gás até que o arraste das partículas individuais exceda a força exercida pela gravidade, ou seja, a queda de pressão em uma seção do leito iguale-se ao peso aparente das partículas. A velocidade na qual essa condição é atingida, chama-se de velocidade mínima de fluidização (U_{mf}).

A forma de se estimar a velocidade mínima de fluidização (U_{mf}), parte do fato que, na condição de mínima fluidização, o leito pode ser considerado como um leito fixo ou fluidizado, possibilitando assim a igualdade das equações que representam estes dois estados. Ergun (1952) apresentou uma equação para representar o estado de um leito fixo, dada por:

$$\frac{\Delta P}{H_o} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu U}{\phi^2 d_p^2} + 1,75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{\rho_g U^2}{\phi d_p} \quad (2.1)$$

Essa equação pode ser combinada com a que representa o equilíbrio da queda de pressão do leito e o peso aparente das partículas, em uma dada seção transversal:

$$\frac{\Delta P}{H_o} = (1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho_g)g \quad (2.2)$$

conduzindo a seguinte equação:

$$150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu U_{mf}}{\phi^2 d_p^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_f U_{mf}^2}{\phi d_p} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g \quad (2.3)$$

A partir desta equação fundamental, muitos autores têm proposto formas particulares simplificadas, substituindo ε_{mf} e ϕ por valores numéricos. Estas equações são fortemente dependentes destes parâmetros. A Equação 2.3 pode ser rearranjada e apresentada na forma:

$$Ar = A Re_{mf} + B Re_{mf}^2 \quad (2.4)$$

sendo:

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

A Equação 2.4 pode ser escrita na forma:

$$Re_{mf} = \left[A^2 + B \cdot Ar \right]^{1/2} - A \quad (2.5)$$

Escolheu-se da literatura três correlações relevantes para determinação da velocidade mínima de fluidização (U_{mf}) que estão apresentadas na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Correlações para determinação da velocidade mínima de fluidização (U_{mf})

Autores	ρ_p (Kg/m ³)	$\bar{d}_p$ (μ m)	ϕ	Fluido	Re_{mf}	Ar	Equações
Wen e Yu (1966)	2360-2460 7840	2052-6350 2380	1,0 1,0	água ar	43 - 331 148,5	1,193 10 ⁵ 3,4 10 ⁶ 8,95 10 ⁵	$Re_{mf} = [(33,7)^2 + 0,0408.A_r]^{1/2} - 33,7$
Thonglimp et al. (1984)	1607 2635 7425	180-950 112,5-2125 225-850	1,0 1,0 1,0	ar	0,6 - 180 30 - 180	5 10 ⁴ -8 10 ⁵	$Re_{mf} = [(31,6)^2 + 0,0425.A_r]^{1/2} - 31,6$
Lucas et al. (1986)	---	---	0,8 - 1,0	ar	---	---	$Re_{mf} = [(29,5)^2 + 0,0357.A_r]^{1/2} - 29,5$

2.1.4 - Distribuidores

Os distribuidores são utilizados em leitos fluidizados como suporte para o leito estático, e para assegurar uma distribuição de gás uniforme dentro do leito. Os mesmos devem evitar a segregação e deposição de partículas grandes ou densas. Em aplicações que envolvam o processamento de sólidos, os distribuidores são responsáveis pela rápida dispersão do produto sólido alimentado. Em casos onde altas conversões de gases reagentes são requeridas, os distribuidores devem produzir uma distribuição de gás uniforme e com bolhas pequenas.

Os distribuidores devem ser ainda fortes o suficiente para resistir as deformações nas condições sob as quais estão submetidas, e resistir as tensões induzidas pela expansão térmica. Os mesmos devem operar por longos períodos sem obstruir, e devem ser de fácil desobstrução, devendo evitar a erosão e os atritos das partículas, devem operar com uma menor queda de pressão possível, para minimizar o consumo de energia. Os principais tipos de distribuidores usados em leitos fluidizados são: porosos, multi-orifícios e *tuyeres*.

- **distribuidores porosos**

Os distribuidores porosos fornecem uma fluidização de melhor qualidade que os outros tipos, conforme Kunii e Levenspiel (1987). Estes distribuidores são muito usados em estudos de pequenas escalas, por apresentarem uma resistência suficientemente alta ao fluxo de gás, conduzindo a uma distribuição uniforme do gás no leito. Tais distribuidores podem ser confeccionados com materiais cerâmicos ou de metais sinterizados. Os cerâmicos são mais resistentes aos gases corrosivos, sendo porém mais susceptíveis a erosão do que os de metais sinterizados.

- **distribuidor do tipo multi-orifícios (ou prato perfurado)**

Os distribuidores do tipo multi-orifícios são amplamente usados em laboratórios e nas indústrias, porque são baratos e fáceis de fabricar. A Figura 2.3 ilustra diversas variações destes distribuidores.

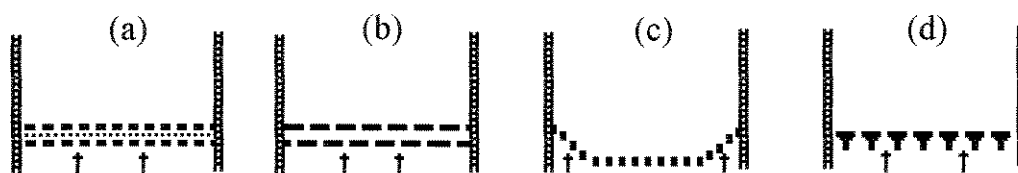


Figura 2.3 - Tipos de distribuidores multi-orifício (Kunii e Levenspiel, 1991)

(a) sanduíche (b) alternado (c) curvo (d) barra

A Figura 2.3a mostra dois distribuidores do tipo multi-orifícios formando um sanduíche com uma tela de metal entre eles, a fim de evitar que os sólidos passem através dos orifícios, quando a velocidade do gás for interrompido. Uma variação deste tipo são usados alternados e sem tela (Figura 2.3b). Estes distribuidores podem apresentar problemas de rigidez, quando o leito é composto por partículas pesadas, podendo haver deflexão. Deve-se então reforçá-los, ou usar um distribuidor tipo multi-orifícios curvo como mostrado na Figura 2.3c. Estes distribuidores suportam melhor um leito de partículas pesadas, e ajudam a conter a tendência de formação de canais e borbulhamento, que ocorre preferencialmente próximo ao centro do leito fluidizado. Os distribuidores tipo multi-orifícios curvos para cima produzem um bom contato gás-sólido, somente quando existem mais orifícios próximo ao perímetro que ao centro, o que de certa forma é uma desvantagem para sua fabricação. Alternativamente, o tipo barras paralelas pode ser usado (Figura 2.3d).

Os distribuidores do tipo multi-orifícios apresentam uma grande desvantagem, pois não devem ser usados em condições de operações severas, tais como sob altas temperaturas, ou em um meio altamente reativo. Os diâmetros dos orifícios nos distribuidores do tipo multi-orifícios, têm uma média de 1 a 2 mm em leitos pequenos, e de aproximadamente 50 mm para grandes unidades. Os materiais mais comuns para sua confecção são os cerâmicos e os metais porosos sinterizados.

- *tuyeres*

Os *tuyeres* são distribuidores usados para condições de operações severas, como são mostrados na Figura 2.4.

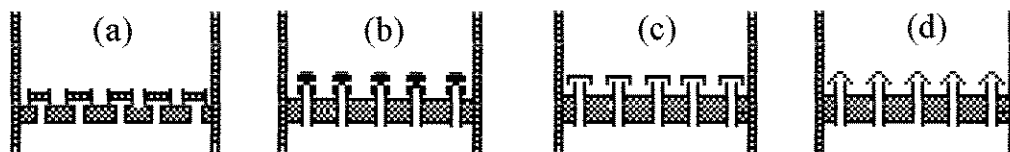


Figura 2.4 - Tipos de distribuidores *tuyeres* (Kunii e Levenspiel, 1991)

(a) placa porosa (b) bocal (c) bolha calota (d) bocal aberto

O tipo placa múltipla porosa (Figura 2.4a) fornece uma boa distribuição de gás, porém há uma deposição das partículas entre os *tuyeres* adjacentes. As Figuras 2.4b, c e d mostram os *tuyeres* utilizados para evitar a deposição de sólidos e o vazamento de partículas para a caixa de vento, que é a região abaixo do distribuidor. Os distribuidores do tipo *tuyeres* são muito mais caros que os tipos multi-orifícios, principalmente devido a sua construção complicada.

2.1.4.1 - Queda de pressão através do distribuidor

A estimativa exata da queda de pressão no distribuidor é fundamental para o projeto de um leito fluidizado. Quando um gás fluidizante passa através de um leito de partículas mantidas sobre um distribuidor do tipo multi-orifícios ou em outro tipo de distribuidor, ocorre uma queda de pressão do gás e um aumento na sua velocidade. Se a queda de pressão no distribuidor é muito pequena, o resultado é uma fluidização pobre, ou seja, alguma parte do leito receberá menos gás do que outra, e poderá ser temporária ou permanentemente defluidizada.

A razão entre a queda de pressão no distribuidor e a do leito ($\Delta P_D / \Delta P_B$) têm sido considerado como o parâmetro principal para o projeto de distribuidores. A partir de processos operando em leitos grandes, Ghosh e Saha (1987) e Kunii e Levenspiel (1991) citam o seguinte critério para obtenção de uma fluidização uniforme:

$$\Delta P_D = (0,2 \text{ a } 0,4) \Delta P_B \quad (2.6)$$

Hiby (1964) recomenda um critério para que o leito se torne estável como:

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P_B} = 0,15 \quad \text{para} \quad \frac{U}{U_{mf}} = 1 \text{ a } 2 \quad (2.7)$$

e

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P_B} = 0,015 \quad \text{para} \quad \frac{U}{U_{mf}} > 2 \quad (2.8)$$

Conforme Kunii e Levenspiel (1991), quando a velocidade superficial do gás (U) está próxima a velocidade mínima de fluidização (U_{mf}), uma boa estimativa será:

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P_B} \geq 0,15 \quad (2.9)$$

Existem algumas correlações na literatura que estimam $\Delta P_D / \Delta P_B$ necessário para garantir uma operação estável do leito em função de variáveis como velocidade do gás (U) e a razão característica do leito (H_o/D_c). Qureshi e Creasy (1979) obtiveram uma equação empírica, válida para qualquer tipo de leito, através de ajustes de dados da literatura. Esta equação relaciona $\Delta P_D / \Delta P_B$ com a razão das características do leito, na seguinte forma:

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P_B} \geq 0,01 + 0,2[1 - \exp(-0,5D_c / H_o)] \quad (2.10)$$

onde:

D_c é o diâmetro da coluna

H_o é a altura do leito fixo das partículas

Geldart e Baeyens (1985) sugerem uma equação para leitos com $H_o/D_c < 0,5$ dada por:

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P_B} \geq \exp(-3,8H_o / D_c) \quad (2.11)$$

Alguns modelos existentes na literatura relacionam o número de orifícios operantes, ou seja, os orifícios que conduz à formação de bolhas, com a razão

$\Delta P_D / \Delta P_B$, a velocidade de excesso do gás ($U - U_{mf}$), a fração de área livre do distribuidor (F) e as massas específicas do gás e do sólido.

Fakhimi e Harrison (1970) propuseram um modelo para estimar a fração de orifícios operantes com relação a todos os orifícios, trabalhando com um leito de seção retangular com $0,0018 \text{ m}^2$ e usando um distribuidor do tipo multi-orifício. Nesse estudo assumiu-se que todos os orifícios do distribuidor eram mecanicamente idênticos e que a vazão de gás ascendente dentro do leito ocorria de forma uniforme. Partindo-se da consideração que na condição de mínima fluidização a vazão de gás em um orifício é q_{mf} têm-se, então, que a vazão total de gás no leito na condição de mínima fluidização é:

$$Q_{mf} = N_{or} q_{mf} \quad (2.12)$$

Considerando que, nessa condição, na base do leito as partículas estão praticamente imóveis e podem acomodar a quantidade máxima de gás, que as permitem percolar, então qualquer aumento δq na vazão de gás, acima da mínima fluidização tornaria um orifício operante. A partir dessas considerações, os autores obtiveram a seguinte condição para queda de pressão:

$$\Delta P_d + \Delta P_s = \Delta P_{b,mf} + \Delta P_{d,mf} \quad (2.13)$$

onde:

ΔP_d é a queda de pressão através de um orifício para uma vazão de gás $q = q_{mf} + \delta q$

$\Delta P_{d,mf}$ é a queda de pressão através de um orifício para uma vazão de gás igual a q_{mf}

ΔP_s é a queda de pressão através de um caminho preferencial de gás dentro de um leito de altura H_o

$\Delta P_{b,mf}$ é a queda de pressão através de um leito fixo de altura H_o à uma vazão de gás q_{mf}

A partir da Equação 2.13, estes autores obtiveram uma equação que relaciona a fração de orifícios operantes, em função de alguns parâmetros físicos do leito, dado por:

$$\frac{n}{N_{or}} = \frac{\left(\frac{U}{U_{mf}} - 1\right)}{\left[1 + \frac{2F^2}{\rho_g U_{mf}^2} (\Delta P_{b,mf} - \Delta P_s)\right]^{1/2} - 1} \quad (2.14)$$

onde:

F é a fração de área livre do distribuidor

n o número de orifícios operantes

N_{or} o número de orifícios total do distribuidor

Estes autores recomendam determinar ΔP_s a partir da correlação de Leva (1959), dado por:

$$\Delta P_s = \frac{2}{\pi} \rho_p (1 - \varepsilon) H_o g \quad (2.15)$$

O modelo proposto por Fakhimi e Harrison (1970) não considera o efeito da altura do leito sobre o distribuidor, além de apresentar um grande desvio, em torno de 50%, para altas velocidades de excesso.

Sathiyamoorthy e Sridhar (1978, 1979, 1981) estudaram o efeito da altura do leito e do material sólido na fração de orifícios operantes. Desses estudos, a velocidade necessária para garantir que todos os orifícios tornem-se ativos foi relacionada com a velocidade mínima de fluidização e terminal da partícula (U_t) segundo a equação:

$$U_{OP} = U_{mf} \left(2,65 + 1,24 \log \frac{U_t}{U_{mf}} \right) \quad (2.16)$$

Segundo estes autores a razão $\Delta P_D / \Delta P_B$, que garante uma operação estável do leito, em função da velocidade necessária para que todos os orifícios sejam operantes, é dada por:

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P_B} = 2,7 \left(\frac{U_{mf}}{U_{OP} - U_{mf}} \right)^{2,32} \quad (2.17)$$

2.1.4.2 - Tamanho e espaçamento dos orifícios

Geldart e Baeyens (1985) mencionam algumas considerações que podem ser feitas sobre a espessura e o diâmetro dos distribuidores:

- i) Distribuidores com orifícios menores que 1 mm de diâmetro são caros, porém disponíveis comercialmente. Distribuidores com orifícios com 0,1 mm de diâmetro e espessura de 0,75 mm encontram aplicações em leitos de secagem.
- ii) Se os orifícios são maiores que aproximadamente cinco vezes o diâmetro médio das partículas, estas poderão escoar para a caixa de vento, quando o leito for defluidizado. Por esse motivo, recomenda-se usar uma tela (malha) sobre o distribuidor ou *tuyeres* com orifícios horizontais.
- iii) Os distribuidores porosos produzem bolhas menores, maior conversão química, ausência de zonas mortas no distribuidor, e têm a vantagem das partículas não poderem cair através deles. Estes produzem uma fluidização irregular, podendo bloquear o distribuidor, quando há variação do tamanho dos poros.
- iv) Se o número de orifícios total do distribuidor exceder 1000 orifícios/m², a alguns centímetros acima do distribuidor, o tamanho das bolhas é o mesmo de um distribuidor poroso. Entretanto, se N_{or} é muito pequeno, problemas de penetração do jato e movimento da partícula podem ocorrer.

Qureshi e Creasy (1979) citam dois critérios para uma estimativa do espaçamento entre orifícios em um distribuidor. O primeiro parte do conhecimento da fração de área livre (F), e através de considerações geométricas, a relação entre o espaçamento (s) e o diâmetro dos orifícios (d_{or}) fornece:

$$s = k d_{or} / \sqrt{F} \quad (2.18)$$

onde, para um arranjo dos orifícios quadrático $k = 0,885$ e para um arranjo triangular $k = 0,952$.

A segunda aproximação considera o efeito do espaçamento (s) no tamanho da bolha do leito. A relação de Darton et al. (1974) pode ser aplicada no topo do leito onde o tamanho de bolha é máximo ($d_{b \text{ máx}}$), então:

$$d_{b \text{ (máx)}} = 0,54 (U - U_{mf})^{0.4} + (H_o + K.s)^{0.8} g^{-0.2} \quad (2.19)$$

onde:

K é uma constante

$d_{b \text{ (máx)}}$ é o diâmetro da bolha equivalente a esfera no topo do leito

H_o é a altura do leito fixo

K pode ter valores diferenciados conforme o arranjo utilizado. K vale 4,0 para um arranjo de orifício quadrático, e 3,72 para um arranjo triangular.

Assume-se arbitrariamente, que o valor de $K.s$ não deve exceder 10% a altura total do leito.

2.1.4.3 - Penetração do jato e tamanho de bolha inicial

A zona do distribuidor ou zona de jateamento é uma região que inclui os jatos e a região densa próxima a estes, localizando-se no fundo do leito, acima do distribuidor. A zona de jateamento difere da região de borbulhamento em relação as altas concentrações de gases reagentes, e por possuir um mecanismo de contato gás-sólido completamente diferente.

Dentro de um jato, os sólidos são transportados pneumaticamente pelo gás injetado à alta velocidade, enquanto que fora dele, as partículas movem-se como se estivessem em um leito móvel. Devido a sua importância na qualidade da fluidização, é necessário uma investigação criteriosa do contato gás-sólido na zona do distribuidor para controlar a conversão e mistura de sólidos.

Segundo Geldart e Baeyens (1985), os jatos turbulentos são instáveis e apresentam uma aparência ondulada, que pode ser interpretado como jatos ou bolhas rapidamente coalescente. Para valores baixos da velocidade de excesso ($U - U_{mf}$), as bolhas são formadas diretamente acima do distribuidor, enquanto que para valores altos de ($U - U_{mf}$) o jateamento ocorre antes da formação da bolha.

A Figura 2.5 mostra a formação de um jato em um distribuidor tipo multi-orifício. O comprimento maior (L_B) é a distância alcançada pelas bolhas antes do momento de se dissipar. O comprimento de penetração do jato é representado por L_J e o comprimento mínimo de dissipação é L_{min} .

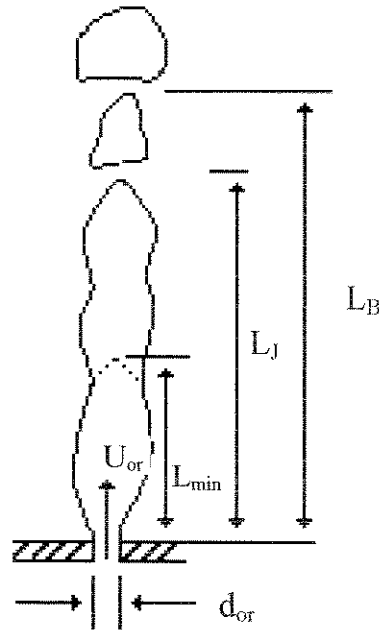


Figura 2.5 - Comprimento da penetração do jato (Geldart e Baeyens, 1985)

Estes autores apresentam a correlação (2.20) para determinar o comprimento de penetração do jato, que deve ser usada quando não há fornecimento de gás secundário, ou seja, quando todo o gás passa através dos orifícios:

$$\frac{L_J}{d_{or}} = 5,2 \left(\frac{\rho_g d_{or}}{\rho_p d_p} \right)^{0,3} \left[1,3 \left(\frac{U_{or}^2}{g d_{or}} \right)^{0,2} - 1 \right] \quad (2.20)$$

onde: U_{or} é a velocidade no orifício

d_{or} é o diâmetro do orifício

2.1.4.4 - Zonas mortas

Se os sólidos a serem fluidizados são coesivos é usualmente importante assegurar que não haja zonas mortas no distribuidor. O movimento da partícula induzido pelo gás saindo de um orifício, depende das propriedades do sólido fluidizado e da vazão de gás pelo orifício. Para uma vazão de gás baixa há pouco movimento, embora nos distribuidores porosos a formação de bolhas ocorra randomicamente, aerando todos os sólidos no distribuidor. Entretanto, as bolhas pequenas produzidas por um distribuidor poroso não possuem energia suficiente para causar um movimento forte necessário para misturar as partículas grandes, que podem ser segregadas ou então defluidizadas. A Figura 2.6 mostra a ocorrência de zonas mortas no distribuidor.

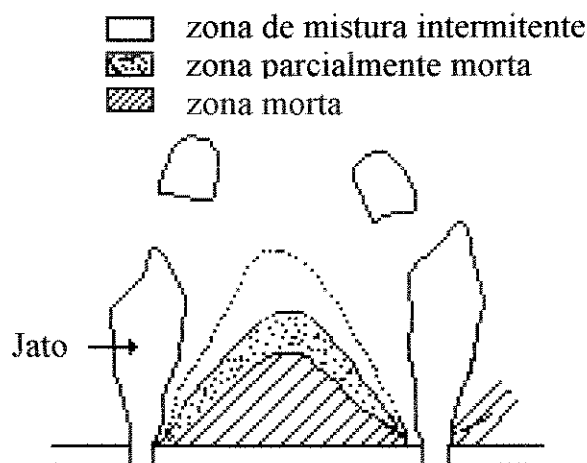


Figura 2.6 - Zonas mortas em um distribuidor tipo multi-orifício (Geldart e Baeyens, 1985)

As zonas mortas nos distribuidores do tipo multi-orifício ocorrem quando orifícios pequenos são usados. A grande distância entre eles, para um dado arranjo (razão entre espaçamento / diâmetro do orifício) permite que o sólido se deposite entre os mesmos, ocasionando assim uma mistura ineficiente.

Geldart e Baeyens (1985) estudaram o movimento de partículas causado pelas bolhas, e mostraram que para o movimento acima do distribuidor, têm-se:

$$s < \lambda d_{b,o} \quad (2.21)$$

sendo λ uma constante, função da mobilidade da partícula e o diâmetro de bolha inicial produzido no distribuidor ($d_{b,o}$) obtido pela relação:

$$d_{b,o} = 1,3 \left(\frac{q^2}{g} \right)^{0,2} = 1,3 \left(\frac{U^2}{g N_{or}^2} \right)^{0,2} \quad (2.22)$$

onde q é a vazão de gás por orifício.

A partir da Equação 2.22 estes autores obtiveram uma correlação para estimar a velocidade de excesso ($U - U_{mf}$) necessária para evitar a existência de zonas mortas entre os orifícios, na forma:

$$U - U_{mf} > \frac{(g \cdot s)^{0,5}}{2,45 \lambda^{1,78}} \quad (2.23)$$

Para os sólidos do grupo B e D da classificação de Geldart, λ é aproximadamente 1, e para os do grupo A, $\lambda=1,5$.

As zonas mortas são facilmente eliminadas usando *tuyeres* com orifícios horizontais múltiplos, ou calotas de topo cônico.

Segundo Geldart e Baeyens (1985), a orientação dos orifícios influencia as zonas mortas, sendo que o arranjo triangular é melhor que o arranjo quadrático.

2.1.4.5 - Vazamento de sólidos

O vazamento de sólidos consiste na passagem das partículas com o tempo, através dos orifícios do distribuidor. Algumas partículas caem para o fundo da caixa de vento, enquanto outras que estão bloqueando os orifícios, retornam ao leito pelo transporte do gás.

O vazamento de sólidos através do distribuidor para dentro da caixa de vento pode ocorrer durante a paralisação do leito, ou durante a operação normal, e pode causar a erosão dos orifícios. Ele também ocorre, quando a velocidade nos orifícios é menor que a velocidade terminal das partículas.

Briens et al. (1988) estudaram a deposição de sólidos em distribuidores do tipo multi-orifício e concluíram que a presença de sólidos fluidizados pode

aumentar a queda de pressão através destes distribuidores em até 100%. O bloqueio de alguns orifícios por zonas defluidizadas ocorre somente para baixas velocidades de gás. O aumento na queda de pressão é causada pela deposição de sólidos fluidizados dentro dos orifícios do distribuidor.

2.1.4.6 - Atrito de sólidos

Conforme Geldart e Baeyens (1985), aumentando a velocidade de gás nos orifícios reduz-se ou elimina-se a deposição de sólidos, e obtém-se uma boa distribuição de gás devido a uma grande queda de pressão no distribuidor. Entretanto, esse procedimento pode acarretar em um aumento considerável no desgaste das partículas por atrito.

Atritos em leitos fluidizados, embora muito estudados, apresentam caracterização difícil, pois as mesmas dependem das características das partículas em estudo.

2.1.5 - *Fenômenos de bolhas*

Os fenômenos de bolhas são uma das principais características dos leitos fluidizados. A teoria das duas fases é amplamente aceita e explica a presença de bolhas nestes leitos. Segundo essa teoria, toda vazão de gás em excesso além da necessária para mínima fluidização conduz a formação de bolhas no leito.

Quando um leito é fluidizado, ele apresenta duas regiões distintas: uma caracterizada pela formação de espaços vazios, onde a concentração de sólidos é baixa, e designada pelo nome de fase bolha ou simplesmente bolha; e a outra caracterizada pela alta concentração de sólidos, designada região de fase particulada ou emulsão. Um leito borbulhante pode ser convenientemente definido como um leito na qual a fase bolha é dispersa e a fase particulada é contínua (Clift e Grace, 1985).

No estudo do fenômeno de bolhas, a maior quantidade de informações, partiu da analogia entre os leitos fluidizados gasosos, e o borbulhamento de gás em líquidos. Clift e Grace (1985) mencionam entretanto, que existe uma importante diferença entre o borbulhamento de gás em líquidos e os leitos fluidizados. A bolha

de gás em um líquido é limitada por uma interface distinta, onde o material somente pode ser transferido através dela por difusão, enquanto que o comportamento da superfície de uma bolha, em um leito fluidizado é limitado entre uma região de baixa concentração de sólidos, e uma região de alta concentração cujo gás é permeável. O material pode, então, ser transferido através da “interface” por difusão ou convecção.

2.1.5.1 - Forma

Clift e Grace (1985) apresentam uma fotografia de uma bolha única (Figura 2.7) obtida usando-se raios-X em um leito tri-dimensional com partículas de alumina com diâmetro médio de 150 μm .

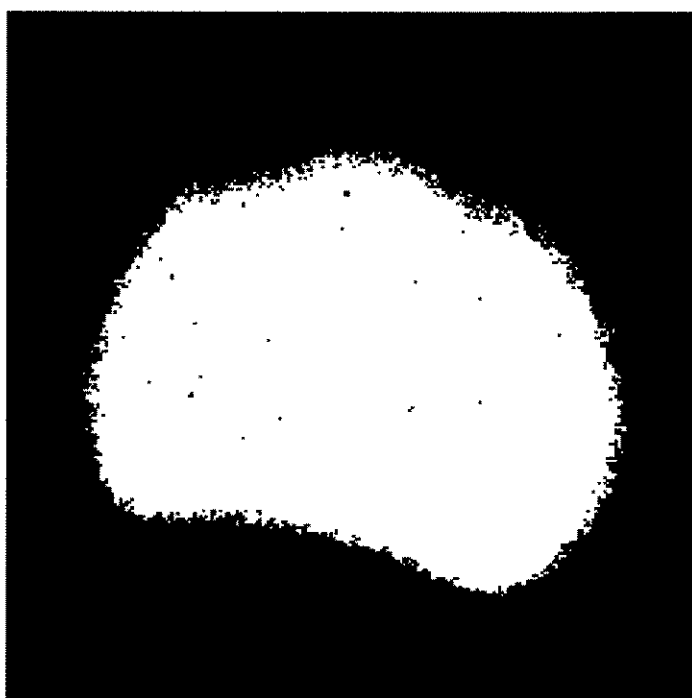


Figura 2.7 - Forma da bolha (Clift e Grace, 1985)

Esta forma de bolha é característica dos leitos de partículas do grupo A e B da classificação de Geldart. Segundo Clift e Grace (1985), a bolha pode ser vista de forma simplificada como possuindo uma calota aproximadamente esférica sobre sua

cavidade superior e uma concavidade na sua parte inferior. A Figura 2.8 mostra essa bolha idealizada.

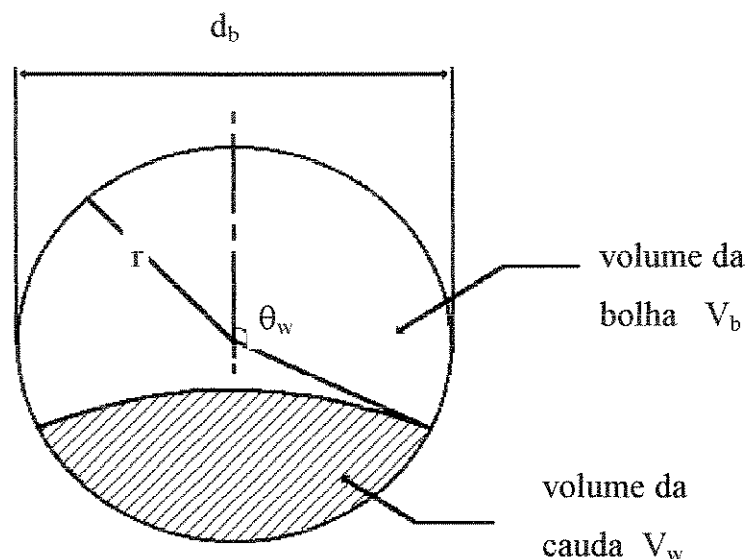


Figura 2.8 - Bolha de calota esférica idealizada (Geldart, 1986)

Pode-se observar nessa figura, cinco parâmetros importantes para um estudo de bolhas, sendo eles:

- diâmetro frontal da bolha e seu raio de curvatura, representado por d_b e r , respectivamente.
- volume da bolha, V_b .
- volume da esfera circunscrita não ocupada pela bolha, V_w .
- ângulo entre um plano vertical central da bolha e sua extremidade inferior, θ_w .

A região abaixo da bolha é conhecida como cauda (*wake*). A cauda é formada devido à pressão na parte inferior da bolha ser menor que nas proximidades da mesma (Kunii e Levenspiel, 1991).

A bolha é envolvida por uma nuvem de sólidos (fase emulsão) sendo que existe uma troca de gás entre elas. Este sistema complexo, constituído pela fase bolha e fase emulsão é o responsável direto pela boa eficiência dos leitos

fluidizados, quanto a mistura das partículas e uma distribuição de temperatura uniforme dentro destes.

2.1.5.2 - Diâmetro

Por ser difícil a determinação do raio de curvatura da bolha é comum expressar seu tamanho pelo diâmetro equivalente (d_{eq}), ou seja, o diâmetro da esfera cujo volume (V_b) é considerado igual ao da bolha. Logo, têm-se que:

$$d_{eq} = (6V_b / \pi)^{1/3} \quad (2.24)$$

Darton et al. (1974) apresentam a seguinte correlação para calcular o diâmetro de bolhas em função de uma altura qualquer (z) dentro do leito:

$$d_b = \frac{0,54(U - U_{mb})^{0,4} (z + 4\sqrt{A_t / N_{or}})^{0,8}}{g^{0,2}} \quad (2.25)$$

onde:

U_{mb} é a velocidade de mínimo borbulhamento

A_t é a área da seção transversal da coluna

Sendo que a razão (A_t / N_{or}) assume o valor zero (0) para um distribuidor poroso.

A Equação (2.25) não deve ser utilizada para estimar d_b em leitos empistonados, ou que contenham altas concentrações de partículas de pequenos diâmetros. Em tais leitos, conforme Yates (1983), há evidências de que a bolha atinge um tamanho estável limite, à partir do qual cessa o seu crescimento.

As bolhas dentro de um leito fluidizado tendem a interagir e crescer a medida que se distanciam do distribuidor. As bolhas crescem por coalescência, conforme mostrado na Figura 2.10, até que o seu diâmetro máximo estável seja alcançado, quando então, dissipa-se ou estoura na superfície do leito. O diâmetro máximo de bolha pode ser obtido por:

$$(d_{eq})_{max} = \frac{2U_t^2}{g} \quad (2.26)$$

onde U_t é a velocidade terminal das partículas.

2.1.5.3 - Volume

Se a base da bolha for considerada perfeitamente plana, ela pode formar um segmento de uma esfera cujo volume é dado por:

$$V_b = \left(\pi r^3 / 3 \right) (2 - 3 \cos \theta_w + \cos^3 \theta_w) \quad (2.27)$$

Para bolhas em leitos de partículas do grupo B da classificação de Geldart, com raio de curvatura menor que 8 cm, o ângulo entre um plano vertical central da bolha e sua extremidade inferior (θ_w), pode ser obtido pela fração de cauda ($f_w = \frac{V_w}{V_b}$), que relaciona a razão entre os volumes da cauda e da bolha. Esta razão é

estimada pela correlação desenvolvida por Rowe e Widmer (1973) e dada por:

$$f_w = \exp[11,4r] - 1 \quad (2.28)$$

sendo θ_w obtida da relação:

$$f_w = \frac{2 + 3 \cos \theta_w - \cos^3 \theta_w}{2 - 3 \cos \theta_w + \cos^3 \theta_w} \quad (2.29)$$

o valor de θ_w é então, introduzido na Equação (2.27) para fornecer o volume da bolha.

2.1.5.4 - Velocidade de bolhas

O estudo da velocidade das bolhas dentro do leito parte do conhecimento da velocidade de aumento de uma bolha isolada. Essa situação tem um efeito de simplificação, pois em condições reais as bolhas crescem por coalescência ou sofrem efeito da parede.

Clift e Grace (1985) mostram uma equação usada para estimar a velocidade de uma bolha isolada ($U_{b\infty}$), aplicadas em leitos fluidizados de partículas grandes (grupo D), dada por:

$$U_{b\infty} = 0,71\sqrt{gd_{eq}} = 0,79g^{1/2}V_b^{1/6} \quad (2.30)$$

O valor da constante da Equação 2.30 para os grupos A e B da classificação de Geldart variam de 0,50 à 0,66.

Quando as bolhas sofrem influência da parede do equipamento sua velocidade é reduzida. Esse efeito pode ser desprezado, quando se tem um leito profundo, ou seja, $d_{eq} / D_c < 0,125$. Para leitos rasos, onde $0,125 \leq d_{eq} / D_c \leq 0,6$, Wallis (1969) propôs uma equação para determinar a velocidade das bolhas na forma:

$$U_b = 1,13U_{b\infty} \exp(-d_{eq} / D_c) \quad (2.31)$$

Howard (1989) cita uma outra equação que pode ser utilizada na ausência de dados experimentais, para estimar as velocidades de bolhas como:

$$U_b = k'(U - U_{mf}) + 0,71\sqrt{gd_b} \quad (2.32)$$

onde k' é uma constante que, na região próxima do distribuidor é aproximadamente 1.

2.1.5.5 - Circulação do sólido e do gás ao redor da bolha

Segundo Howard (1989), em leitos compostos por partículas do grupo A e B da classificação de Geldart, dois tipos de bolhas podem ser observados, as bolhas lentas e as bolhas rápidas. A Figura 2.9 mostra a passagem do gás da fase particulada à fase bolha.

A bolha lenta caracteriza-se por apresentar velocidade menor que a velocidade do gás intersticial, enquanto que na bolha rápida essa velocidade é maior.

Quando uma bolha rápida passa através do leito ocorre um decréscimo da espessura da nuvem e diminui o tempo de residência do gás dentro do leito.

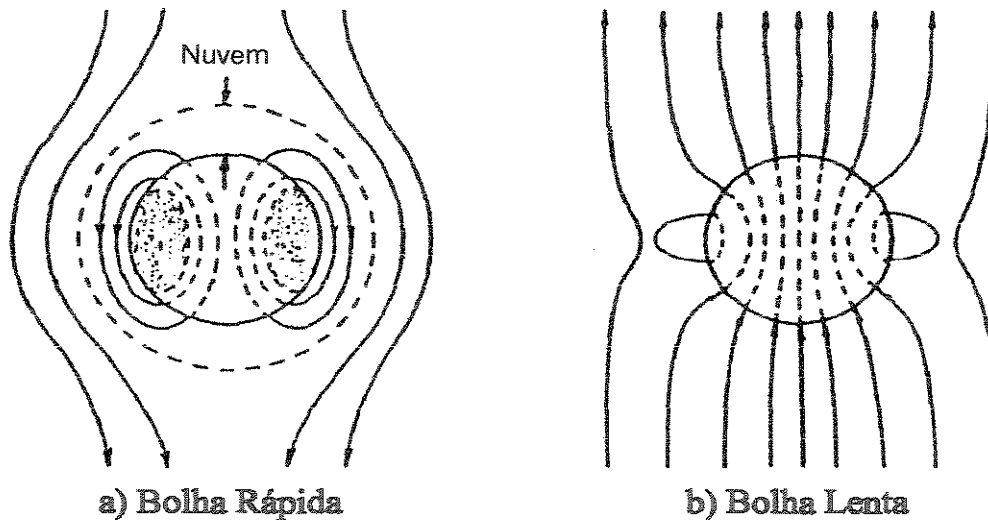


Figura 2.9 - Ilustração de bolhas rápida e lenta (Cheremisinoff e Cheremisinoff, 1984)

2.1.5.6 - Crescimento de bolhas e circulação dos sólidos

A Figura 2.10 ilustra o mecanismo de coalescência das bolhas. As bolhas crescem no leito devido suas interações e coalescência. As bolhas formadas em um leito de partículas pertencente ao grupo A da classificação de Geldart possuem pequenos diâmetro máximo de bolha estável $(d_{eq})_{máx}$ sendo o mesmo atingido nas proximidades do distribuidor. Ao contrário, as partículas do grupo B possuem elevados diâmetros máximo de bolha estável $(d_{eq})_{máx}$, que são frequentemente atingidos na parte superior em leitos profundos.

Segundo Clift (1986), as bolhas podem coalescer por dois processos, o primeiro no qual a bolha alcança outra a sua frente dentro do leito (Figura 2.10b - (i)) e o segundo, lateralmente na trilha deixada por outra bolha (Figura 2.10b - (ii)).

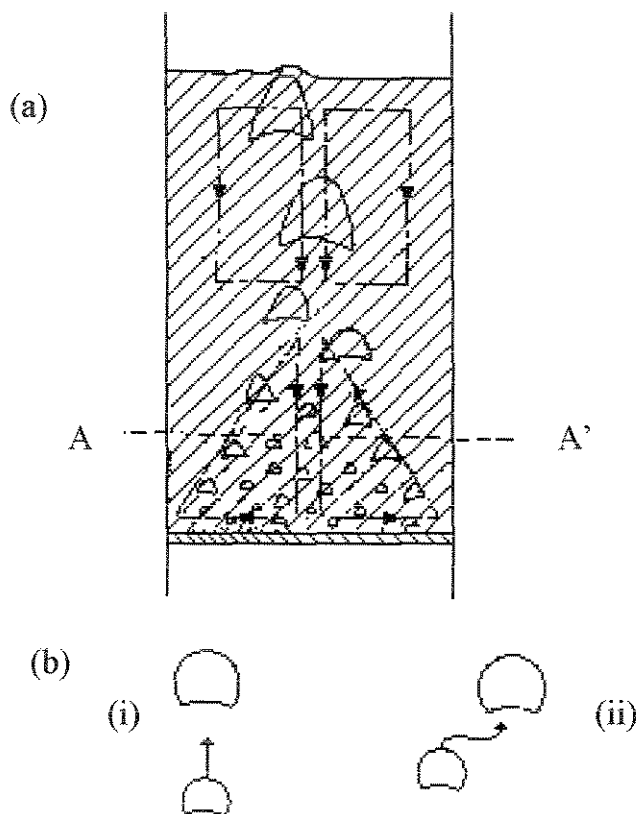


Figura 2.10 - Circulação de sólidos e coalescência das bolhas (Geldart, 1986)

2.2 - Fluidização de partículas heterogêneas

Por existirem poucos trabalhos na literatura utilizando sistemas polidispersos, grande parte da análise apresentada a seguir tomará como base os sistemas binários.

Quaisquer sistemas heterogêneos são susceptíveis aos fenômenos de mistura e segregação. Embora esses fenômenos ocorram simultaneamente, a análise destes, em leitos fluidizados, situa-se em três categorias:

1. Partículas possuindo massas específicas diferentes, porém mesmo tamanho.
2. Partículas possuindo mesma massa específica, porém tamanhos diferentes.
3. Partículas variando em ambos, tamanhos e massa específica.

2.2.1 - Terminologia

Rowe et al. (1972) estudaram os fenômenos de mistura e segregação em leitos constituídos por partículas binárias de diferentes tamanhos e massas específicas. Estes pesquisadores designaram de imergíveis (*jetsam*) as partículas

cuja tendência natural é depositar-se no fundo do leito. Em leitos onde os sólidos possuem massas específicas diferentes, os imergíveis são os de maiores massas específicas. Por outro lado, em se tratando de leitos cujos sólidos diferem apenas no tamanho, os imergíveis são os sólidos maiores. Aquelas partículas que tendem a permanecer na parte superior do leito, geralmente as menores em tamanho e massa específica, foram designadas como emergíveis (*flotsam*).

2.2.2 - Velocidades características de mistura

Em leitos constituídos por partículas de diferentes tamanhos ou massas específicas não é válida a idéia de velocidade mínima de fluidização, sendo então utilizado o conceito de outras velocidades, como a velocidade mínima de fluidização aparente (U_{mfA}) e velocidade de fluidização completa (U_{fc}). De acordo com o arranjo inicial das partículas, isto é, completamente misturado, totalmente segregado ou parcialmente segregado, o leito pode apresentar diferentes comportamentos.

A Figura 2.11 mostra a evolução da queda de pressão total do leito (ΔP) em função da velocidade superficial do gás (U) de forma crescente e decrescente, para uma mistura binária de partículas esféricas de vidro, conforme Formisani (1991).

Partindo-se de um leito fixo inicialmente bem misturado, com o aumento na velocidade do gás chega-se a uma velocidade de mistura completa (U_M), onde a partir da mesma ocorre a fluidização das partículas emergíveis, com redução da queda de pressão do leito. Nesse ponto, as partículas imergíveis começam a se depositar na parte inferior do leito, iniciando a segregação e surgindo uma flutuação na queda de pressão total do leito. Um aumento posterior na velocidade do gás conduz à suspensão de todas as partículas do leito, sendo essa a velocidade de fluidização completa (U_{fc}).

Quando o leito está completamente fluidizado, a redução da velocidade do gás conduz à segregação de imergíveis para a base da coluna, formando um leito fixo com as partículas emergíveis fluidizadas acima dos mesmos. Nessa situação o leito apresenta-se com a velocidade mínima de fluidização aparente (U_{mfA}). Quando

a velocidade do gás é menor que a velocidade mínima de fluidização dos emergíveis têm-se novamente um leito fixo, mas nesse caso, segregado.

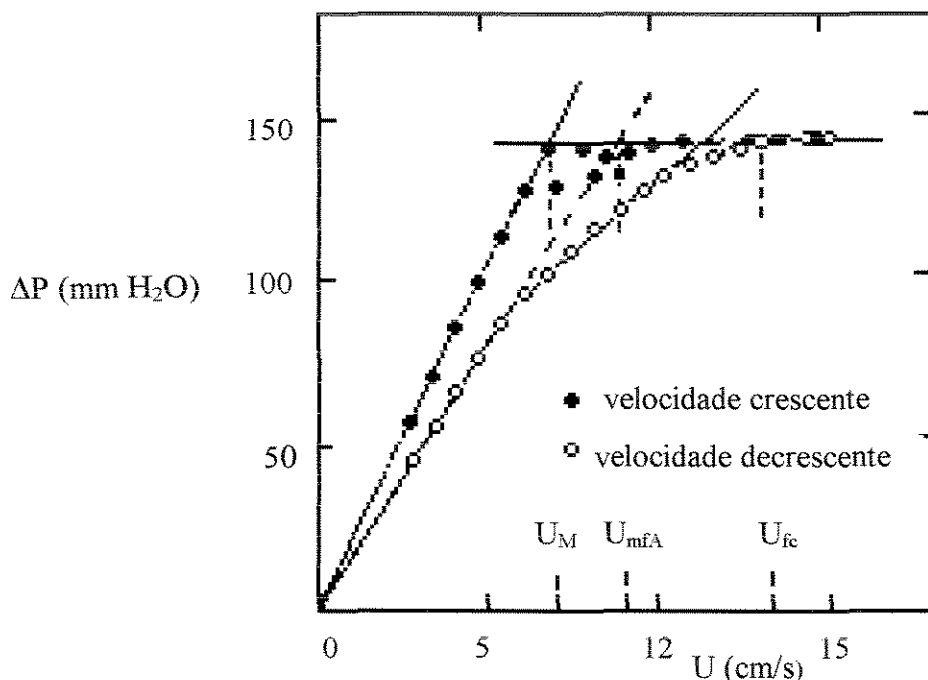


Figura 2.11 - Queda de pressão total em função da velocidade do gás (Formisani, 1991)

(vidro, $\bar{d}_{p_i} = 483 \mu\text{m}$, $\bar{d}_{p_e} = 240 \mu\text{m}$, $\rho = 2530 \text{ Kg/m}^3$, $H_o = 0,10 \text{ m}$, $D_c = 0,101 \text{ m}$)

Embora existam na literatura correlações para determinação das velocidades de mistura e de mínima fluidização aparente, a forma inicial do leito e o procedimento experimental para obtenção destes parâmetros, faz com que estas correlações não sejam generalizadas.

Knowlton (1974) propôs uma correlação para estimar a velocidade necessária para suspender todas as partículas em um sistema polidisperso (U_{fc}), na forma:

$$U_{fc} = \sum x_i U_{mfi} \quad (2.33)$$

onde U_{mfi} e x_i referem-se à velocidade mínima de fluidização e a fração das partículas de cada componente da mistura.

2.2.3- Fenômenos de mistura e segregação

2.2.3.1 - Mistura

O estudo de mistura das partículas em um leito fluidizado, é de grande importância para o projeto dos processos contínuos ou em batelada. Baeyens e Geldart (1986) citam que o transporte axial e radial dos sólidos dentro do leito influencia:

- o contato gás-sólido;
- os gradientes térmicos entre a zona de reação e a zona onde os trocadores de calor são colocados;
- os coeficientes de transferência de calor;
- a posição e os números de sólidos alimentados e os pontos de descarga;
- a presença e a extensão de zonas mortas no distribuidor;

• mecanismos de mistura

O fenômeno de mistura ocorre devido a presença de bolhas no leito. Rowe et al. (1965) estudaram o mecanismo de mistura em leitos bi-dimensionais onde bolhas foram injetadas e fotografadas passando através de camadas coloridas e incolores de partículas. Estes estudos mostram que as partículas são conduzidas ascendentemente na cauda da bolha (*wake*) e no rastro (*drift*), região formada pela passagem da bolha. As partículas são conduzidas ascendentemente onde há bolhas e, por continuidade descem onde elas não existem.

• métodos de investigação de mistura

No estudo de investigação de mistura, os experimentos são essenciais. Uma indicação qualitativa da mistura e segregação pode ser obtida, através da curva de queda de pressão em função da velocidade do gás, como mostrado na Figura 2.11.

Kunii e Levenspiel (1991) citam algumas técnicas de investigação para o movimento vertical de sólidos em leitos fluidizados, são eles:

- acompanhamento do movimento de partículas coloridas dentro do leito por um longo período de tempo.

- medida da extensão de troca de dois tipos de sólidos, originalmente posicionados um acima do outro.
- medida da dispersão vertical, de uma camada fina horizontal de um traçador sólido.
- medida da distribuição do tempo de residência (RTD) usando uma variedade de técnicas com traçador, como a injeção de um pulso.
- medida do fluxo de calor axial no leito, com a parte superior do leito aquecida e a parte inferior refrigerada. Esta técnica assume que o transporte de calor é causado somente pelo movimento dos sólidos.

Um método de investigação da segregação e mistura muito utilizado é a técnica do congelamento. Essa técnica consiste em fluidizar o leito com uma alta vazão de gás por algum tempo, para que se alcance uma mistura completa, reduzindo-se em seguida a velocidade do gás fluidizante por um tempo amplo até que o equilíbrio seja alcançado. Então, corta-se abruptamente o fornecimento do gás com o objetivo de congelar a distribuição das partículas no leito. Rowe et al. (1972), Geldart et al. (1981), Casal e Puigjaner (1983) e Rice e Brainovich (1986) utilizaram esta técnica em seus estudos sobre mistura e segregação.

• índice de mistura (M)

Rowe et al. (1972) quantificaram o grau de mistura em leitos fluidizados, definindo um parâmetro simples, o índice de mistura (M), dado por:

$$M = \frac{x}{\bar{x}} \quad (2.34)$$

onde: x é a fração mássica de imergíveis na parte superior do leito

$\bar{x}$ é a fração mássica de imergíveis em todo o leito (global)

Estes autores observaram que quando fluidizado, a parte superior do leito atinge uma composição aproximadamente uniforme, enquanto que o componente que imerge forma uma camada concentrada na base do leito, sendo então, esta

diferença utilizada como parâmetro para identificação do grau de mistura do leito. O índice de mistura (M) para misturas binárias assume valores de zero (0), onde o leito está totalmente segregado a um (1), que representa a situação de uma mistura perfeita.

Hemati et al. (1990) estudaram os fenômenos de mistura e segregação usando serragem de madeira, carvão, areia e alumina como sólidos do leito. Estes autores, com objetivo de expressar a qualidade da mistura no leito, usaram um índice de mistura local dado por:

$$IM = \frac{x}{\bar{x}} \quad (2.35)$$

onde: x é a fração mássica de imergíveis na camada

$\bar{x}$ é a fração mássica de imergíveis em todo o leito (global)

Este índice é idêntico ao definido por Rowe et al (1972, 1978), com uma ressalva: o leito foi dividido em camadas nas quais este índice pode ser aplicado individualmente as mesmas. Uma melhor mistura é obtida quando IM tende a unidade.

O índice local utilizado por Hemati et al. (1990) adequa-se muito bem para o estudo dos sistemas polidispersos, pois pode-se acompanhar a evolução dos índices de mistura local (das camadas) em todo o leito. O índice utilizado por Rowe et al. (1972, 1978) não se mostra tão útil para esses sistemas por não possibilitar, pela própria definição, índices superiores à unidade.

2.2.3.2 - Segregação

Quando dois ou mais tipos de partículas de tamanhos ou massas específicas diferentes são fluidizadas por um gás, ocorre no leito o fenômeno da segregação (estratificação). Baeyens e Geldart (1986) citam que os pesquisadores tem usado as palavras segregação e defluidização sem distinção, fazendo com que haja dificuldade de interpretação dos dados publicados.

Um leito pode ser “bem fluidizado” no sentido em que todas as partículas estão completamente suspensas pelo gás, e pode ainda estar segregado no sentido de que a composição local não corresponde a média global. A defluidização pode ser considerado um caso especial da segregação, onde uma camada de sólidos imergíveis pode estar imóvel próximo ao distribuidor. A segregação ocorre quando há uma diferença substancial na relação da força de arraste por unidade de peso entre as diferentes partículas. Quando a força de arraste produzida pelo gás é maior que o peso das partículas, estas migram para a superfície, enquanto aquelas cujo peso é maior que a força de arraste do gás migram para o distribuidor.

2.2.3.3 - Modelos de segregação e mistura

A Figura 2.12 representa modelos típicos de segregação e mistura, para sistemas binários, proposto por Rowe et al., (1978). Estes foram obtidos a partir da técnica de congelamento em função da velocidade do gás.

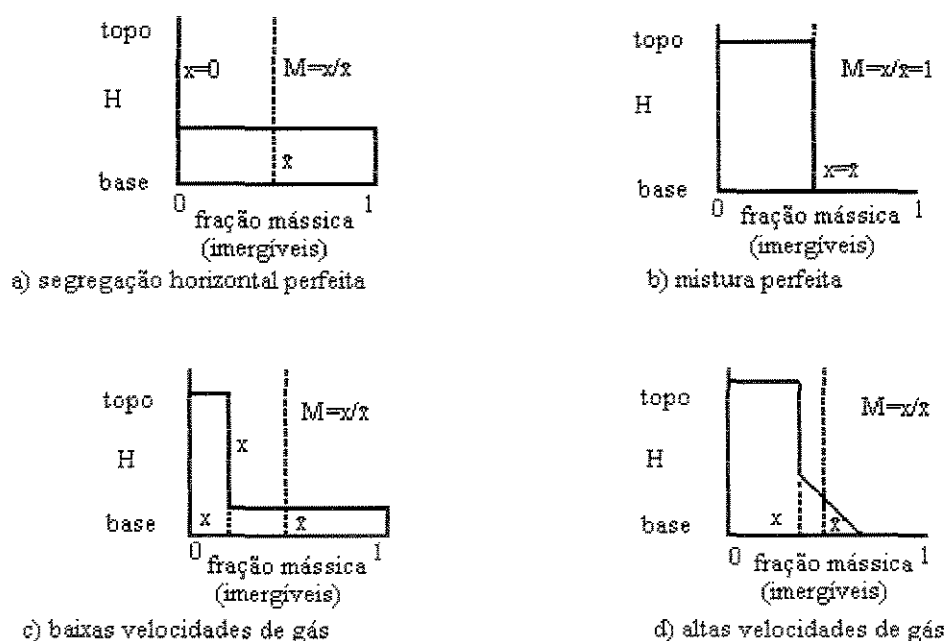


Figura 2.12 - Modelos de segregação e índice de mistura (Rowe et al., 1978)

A Figura 2.12a mostra a segregação horizontal completa, onde as partículas imergíveis ocupam toda a parte inferior do leito. A Figura 2.12b mostra o

comportamento de uma mistura perfeita, onde a concentração de imergível em qualquer altura do leito é a mesma, e corresponde a composição média global. A Figura 2.12c e 2.12d representam casos intermediários entre a segregação horizontal completa e a mistura perfeita, para o caso de baixas e altas velocidades de gás, respectivamente.

2.2.3.4 - Influência dos fatores operacionais e de projeto sobre os fenômenos de mistura e segregação

• segregação por diferença de massa específica

a) tempo de fluidização

O trabalho de Rowe et al. (1972) mostra que, partindo-se do leito em estado segregado, todas as misturas binárias atingiam o equilíbrio em aproximadamente 25 segundos, conforme Figura 2.13. A partir desse fato, os autores usaram então, um tempo de cinco minutos nos ensaios, suficiente para garantir o equilíbrio dinâmico do leito.

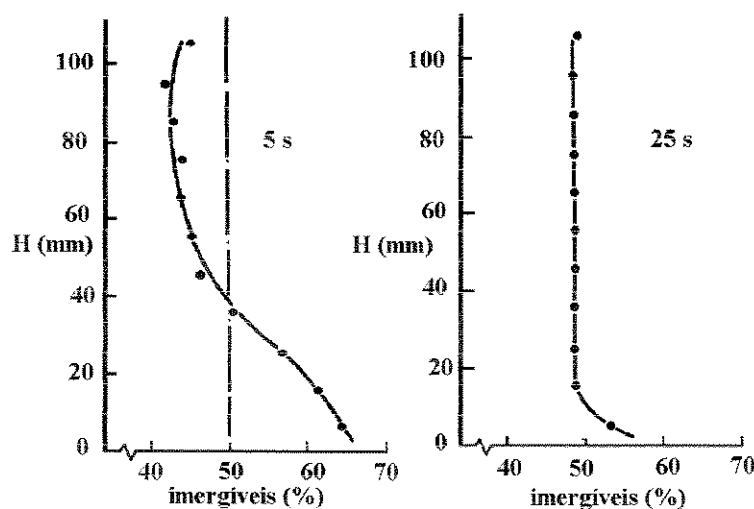


Figura 2.13 - Evolução da fração de imergíveis em função do tempo (Rowe et al., 1972)

(vidro, $d_{pi} = 543 \mu\text{m}$, $d_{pE} = 163 \mu\text{m}$, $\rho_p = 2940 \text{ kg/m}^3$, $D_c = 0,141 \text{ m}$, $H_o = 0,10 \text{ m}$)

b) velocidade de excesso

Rowe et al. (1972) estudaram a segregação de misturas binárias em leito fluidizado gasoso em condições ambientais de temperatura e pressão. O leito utilizado foi em acrílico com 0,141 m de diâmetro. O distribuidor foi um disco de bronze sinterizado com 0,0032 m de espessura. Os sólidos usados foram balas de cobre, balas de aço, vidro e pérolas de poliestireno. Os sólidos utilizados possuíam as seguintes faixas: $267\mu\text{m} < \bar{d}_p < 278\mu\text{m}$ e $1050 \text{ kg/m}^3 < \rho_p < 8860 \text{ kg/m}^3$. Foram utilizadas as misturas (balas de aço / balas de cobre), (balas de aço / vidro), (aço / poliestireno), com as frações mássicas de imergíveis igual 10%.

Estes autores verificaram que o aumento na velocidade de excesso do gás conduz a uma maior uniformidade do leito. Para maiores valores da velocidade de excesso do gás, o sistema torna-se mais homogêneo. Quando baixas velocidades de excesso são usadas o sistema tende à segregar.

Rowe et al. (1978) constataram que o aumento da velocidade de excesso do gás melhora o grau de mistura em leitos fluidizados de sistemas binários. Usando um distribuidor poroso e ar como meio fluidizante, em condições ambientes de temperatura e pressão. Os sólidos utilizados possuíam as seguintes faixas: $70\mu\text{m} < \bar{d}_p < 928\mu\text{m}$ e $1050 \text{ kg/m}^3 < \rho_p < 8860 \text{ kg/m}^3$.

• segregação por diferença de tamanho**a) tempo de fluidização**

Esin e Altun (1984) usaram a técnica de traçadores para estudar o fenômeno de mistura em leitos fluidizados. A coluna usada foi de acrílico de 0,193 m de diâmetro, operada em condições ambientes de temperatura e pressão. O distribuidor foi do tipo multi-orifício. Os sólidos do leito consistiam de perólas de resinas trocadoras de íons com $\bar{d}_p = 846 \mu\text{m}$ ($\rho_p = 1521 \text{ Kg/m}^3$) e partículas traçadoras de $\bar{d}_p = 645 \mu\text{m}$. A influência do tempo de fluidização no índice de mistura local (IM) mostrou que, em um tempo de 2 minutos o leito atinge o equilíbrio.

Os resultados obtidos por Hemati et al. (1990) mostram que para todos os sistemas estudados um tempo curto, em torno de um minuto, é suficiente para que o leito adquira um equilíbrio dinâmico.

Araújo e Ré (1995) analisaram a influência do tempo de fluidização no índice de mistura local (IM) usando sistemas binários de partículas. Uma coluna de fluidização em acrílico com 0,15m de diâmetro foi usada nos experimentos. O distribuidor usado foi do tipo multi-orifício, com 2,9% de fração de área livre. Os sólidos utilizados foram areia ($\bar{d}_P = 81, 137, 500\mu\text{m}$; $\rho = 2600 \text{ Kg/m}^3$) e talco ($\bar{d}_P = 33\mu\text{m}$; $\rho = 2700 \text{ Kg/m}^3$). Os resultados usando uma mistura areia - areia (137-500 μm) com fração de emergíveis de 40% mostraram, através do perfil de concentração, que o equilíbrio é alcançado após um tempo em torno de um minuto e meio.

b) velocidade de excesso

O trabalho de Rowe et al. (1978) apresenta dados sobre a influência da velocidade de excesso em sistemas binários de mesma massa específica, porém com tamanhos diferentes. Nesse trabalho, os autores apresentam o aumento da velocidade de excesso do gás como agente principal para obtenção de uma homogeneização do leito.

Geldart et al. (1981) confirmaram essa condição trabalhando com sistemas binários usando partículas de areia (numa faixa de 45 a 500 μm), calcário (numa faixa de 0,002 a 0,006 m), PVC cúbico e polietileno, em um leito tri-dimensional de 0,29 m de diâmetro e 5 m de altura. O distribuidor foi do tipo prato perfurado e ar foi utilizado como meio fluidizante, em temperaturas de até 900 °C, com velocidades superiores a 5 m/s. Segundo estes autores, a velocidade do gás também é o fator predominante para a ocorrência da mistura.

Rice e Brainovich (1986) estudaram sistemas binários de partículas com mesma massa específica e tamanhos diferentes. Neste estudo, foram usados dois leitos em acrílico, um bi e um tri-dimensional. O tri-dimensional possuía 0,273 m de diâmetro e o bi uma seção transversal retangular de 0,28 x 0,025 m. O distribuidor

foi do tipo poroso confeccionado com polietileno de alta densidade, com 0,02 m de espessura e poros com 40 μm de diâmetro. O material sólido consistiu de vidro ($\rho_p = 2500 \text{ kg/m}^3$), com diâmetros de 128, 242 e 506 μm . Em seus resultados, estes autores encontraram uma boa concordância com os resultados obtidos por Rowe et al. (1978), concluindo que uma maior velocidade de excesso do gás ($U-U_E$), conduz à uma melhor mistura no leito.

Nienow et al. (1987) estudaram o fenômeno de mistura e segregação usando misturas binárias de poliestireno ($\bar{d}_p = 210 - 850 \mu\text{m}$, $\rho_p = 1050 \text{ kg/m}^3$), alumina ($\bar{d}_p = 125 - 600 \mu\text{m}$, $\rho_p = 1420 \text{ kg/m}^3$), vidro ($\bar{d}_p = 60 - 925 \mu\text{m}$, $\rho_p = 2950 \text{ kg/m}^3$) e balas de aço ($\bar{d}_p = 137 - 390 \mu\text{m}$, $\rho_p = 7440 \text{ kg/m}^3$). Um leito em acrílico com 0,147m de diâmetro foi usado nos experimentos. Foram usados e comparados três tipos de distribuidores, e cinco configurações: um poroso, três multi-orifício e um *tuyere*. Estes autores observaram a influência da velocidade de excesso do gás usando o índice de mistura proposto por Rowe et al. (1978). Os resultados confirmaram que, o aumento da velocidade de excesso do gás favoreceu à mistura dos sólidos no leito.

Peeler e Huang (1989) estudaram os fenômenos de mistura e segregação usando misturas binárias de areia ($\bar{d}_p = 208 - 1450 \mu\text{m}$, $\rho_p = 2680 \text{ kg/m}^3$), juntamente com três leitos, um cilíndrico com diâmetro de 0,21m, e dois retangulares com área da base de 0,61 e 1,22 m^2 . Os distribuidores de gás usados neste estudo foram do tipo *tuyere*. Os resultados quanto à influência da velocidade de excesso do gás no índice de mistura do leito, confirmam a tendência à homogeneização do leito com o aumento da velocidade de excesso do gás como proposto por Rowe et al. (1978).

Hemati et al. (1990) estudaram os fenômenos de mistura e segregação em leitos fluidizados, usando uma coluna de fluidização em acrílico de 0,10 m de diâmetro e 0,20 m de altura. O distribuidor foi do tipo multi-orifício, com 1,82 % de fração de área livre. Areia ($\bar{d}_p = 250 - 315 \mu\text{m}$, $\rho_p = 2600 \text{ kg/m}^3$), alumina

($\bar{d}_p = 290\mu\text{m}$, $\rho_p = 1670\text{ kg/m}^3$), serragem de madeira ($\bar{d}_p = 345 - 400\mu\text{m}$, $\rho_p = 500\text{ kg/m}^3$) e carvão ($\bar{d}_p = 425 - 2360\mu\text{m}$, $\rho_p = 1300\text{ kg/m}^3$) foram os sólidos usados nas misturas binárias. Foi estudado o efeito da velocidade de fluidização do gás para o sistema de serragem de madeira e areia, em um leito de 0,15 m de altura dividido em três camadas de 0,05 m cada, com a serragem de madeira na camada intermediária. O leito foi fluidizado e em seguida foi aplicada a técnica do congelamento do leito. O material de cada camada foi então pesado e colocado em um forno a 900 °C por uma hora. A perda de peso por combustão, que foi equivalente a massa de serragem de madeira, permitiu a obtenção da fração mássica da serragem de madeira em cada camada.

A Figura 2.14 mostra a influência da velocidade de fluidização do gás no índice de mistura local do sistema serragem-areia.

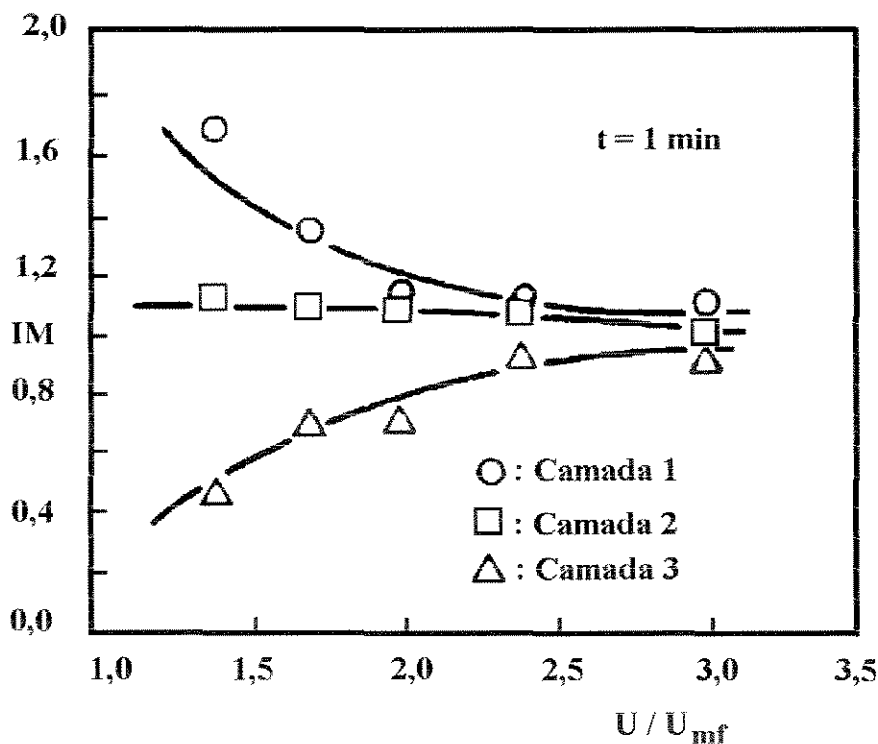


Figura 2.14 - Influência da velocidade do gás no índice de mistura (Hemati et al., 1990)

(areia - serragem de madeira; $d_{pi} = 283\mu\text{m}$; $d_{pe} = 373\mu\text{m}$; $\rho_i = 2600\text{ kg/m}^3$; $\rho_E = 500\text{ kg/m}^3$; $D_c = 0,141\text{ m}$; $H_o = 0,10\text{ m}$)

Observa-se, que os valores do índice de mistura local (IM) da serragem de madeira, para baixas velocidades de gás, excedeu a unidade. Com o aumento da velocidade do gás foi observada uma convergência do índice de mistura (IM) para a unidade. A tendência à mistura do leito, com o aumento da velocidade do gás ficou evidenciada para todos os sistemas.

Hoffman e Romp (1991) estudaram os fenômenos de mistura e segregação usando uma distribuição granulométrica contínua. A coluna de fluidização usada foi de acrílico com 0,141 m de diâmetro. O distribuidor foi do tipo metal sinterizado poroso. Ar foi utilizado como meio fluidizante. Partículas de areia ($130 < \bar{d}_p < 580\mu\text{m}$) foram usadas como material sólido do leito. Um sistema consistindo de seis tamanhos diferentes de areia foi analisado quanto à influência da velocidade do gás. Os resultados mostraram que, de acordo com a velocidade do gás, as partículas intermediárias podem comportar-se como imergíveis (velocidades altas) ou emergíveis (velocidades baixas). Para velocidades do gás elevadas o sistema apresenta-se homogêneo, com partículas de imergíveis na parte do superior do leito e de emergíveis na parte inferior.

c) fração de área livre do distribuidor

Nienow et al. (1987) compararam três tipos de distribuidores, cujas características são mostradas na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 - Características dos distribuidores (Nienow et al.,1987)

distribuidor	poroso	multi-orifício I	multi-orifício II	multi-orifício III	<i>tuyere</i>
s (m)	---	0,01	0,02	0,02	0,03
d _{or} (m)	---	0,001	0,001	0,002	0,001
N _{or}	---	187	43	43	19 x 4

Foram utilizados dois tipos de partículas, vidro ($165\mu\text{m} < \bar{d}_p < 550\mu\text{m}$, $\rho_p = 2950 \text{ kg/m}^3$) e alumina ($138\mu\text{m} < \bar{d}_p < 390\mu\text{m}$, $\rho_p = 7440 \text{ kg/m}^3$), que permitiu o estudo de três sistemas vidro / vidro, alumina / alumina, alumina / vidro.

A comparação dos índices de mistura para os distribuidores, obtidos por esses autores são mostrados na Tabela 2.3.

Tabela 2.3 - Comparação entre os distribuidores (Nienow et al.,1987)

Índices de mistura						
sistema	U (m/s)	poroso	multi-orifícios			<i>tuyere</i>
			I	II	II	
1	0,08	0,64	0,97	1,04	0,98	1,07
2	0,131	0,10	0,96	1,04	0,99	1,06
3	0,48	0,52	0,93	0,93	0,86	0,98

Neste trabalho os autores observaram que o distribuidor tipo *tuyere* foi o que apresentou melhores índices de mistura, enquanto o poroso foi o que apresentou o pior desempenho entre os distribuidores estudados. Para os distribuidores multi-orifícios com diferentes configurações, o que apresenta maior fração de área livre (I) forneceu índices de mistura mais homogêneos, sem nenhuma tendência à segregação próximo ao distribuidor.

2.2.4 - Conclusões

Uma revisão dos estudos dos fenômenos de mistura e segregação existentes na literatura foi realizada. Existe uma carência de trabalhos na literatura abordando os fenômenos de mistura e segregação com sistemas polidispersos com quatro populações, principalmente analisando a influência de fatores de projeto, como por exemplo, a fração de área livre do distribuidor foram abordados.

A maior parte dos estudos dos fenômenos de mistura e segregação, infere conclusões a respeito de leitos fluidizados com partículas polidispersas a partir de sistemas binários. Com base nestes estudos pode-se considerar que o aumento da velocidade de excesso do gás ($U-U_E$) produz uma maior homogeneização do leito. Essa afirmação foi confirmada pelos trabalhos de Rowe et al. (1972, 1978) para sistemas de partículas com massas específicas diferentes e por Rice e Brainovich (1986), Geldart et al. (1981), Nienow et al. (1987), Peeler e Huang (1989), Hemati et al. (1990), Hoffman e Romp (1991), para sistemas de partículas com as mesmas massas específicas porém tamanho variável.

Com relação a influência do tempo de fluidização (t) necessário para que o leito alcance o equilíbrio, um tempo curto, em torno de um minuto é suficiente para que essa condição ocorra, já que a partir daí não se observa no leito qualquer mudança substancial nos índices de mistura. Esse fato, foi observado nos trabalhos de Rowe et al. (1972), para sistemas de partículas com diferentes massas específicas e Esin e Altun (1984), Hemati et al. (1990) e Araújo e Ré (1995), para sistemas de partículas com as mesmas massas específicas e tamanhos diferentes.

Uma maior fração de área livre do distribuidor (F) melhora a homogeneização do leito, principalmente por reduzir as zonas mortas, fato esse comprovado por Nienow et al. (1987) usando sistemas de partículas de mesma massa específica porém com tamanhos diferentes.

Capítulo 3 - MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 - Descrição do equipamento experimental

3.1.1 - Aparelhagem utilizada para os estudos fluidodinâmicos

A Figura 3.1 mostra o esquema do equipamento utilizado neste trabalho.

- 1 - Soprador
- 2 - Resfriador
- 3 - Rotâmetros
- 4 - Termômetros
- 5 - Coluna de Fluidização
- 6 - Caixa de Vento
- 7 - Distribuidor
- 8 - Manômetros
- 9 - Chapas Metálicas

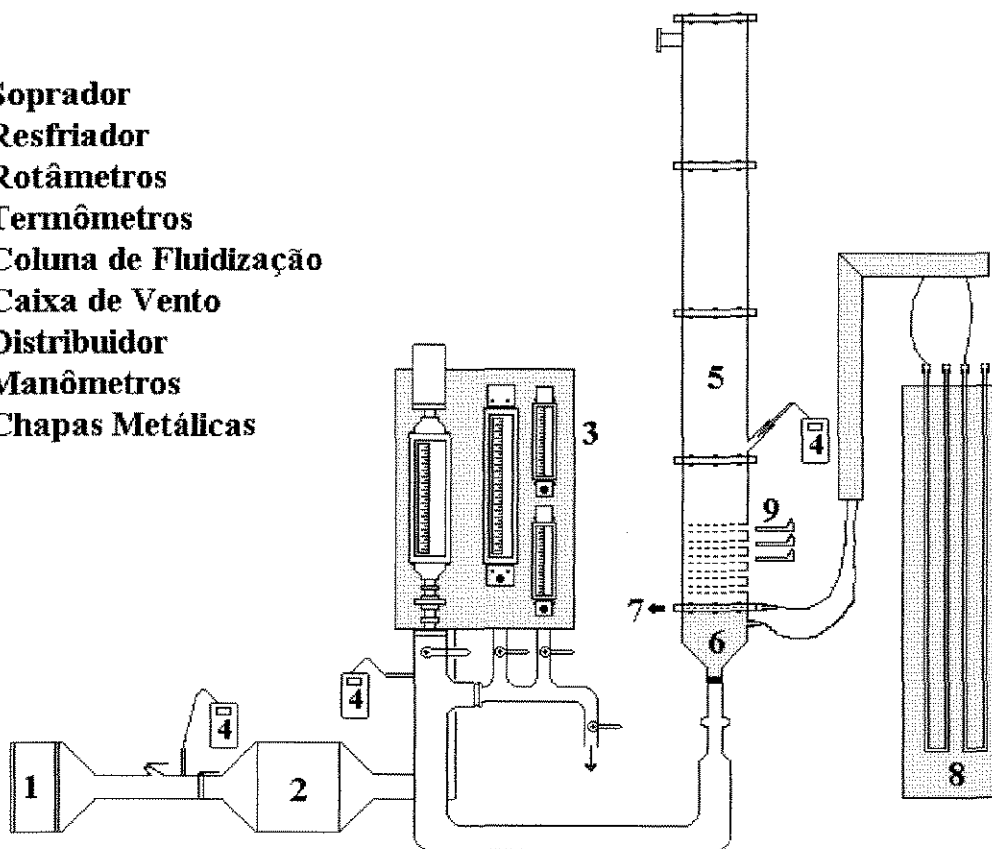


Figura 3.1 - Esquema do dispositivo experimental

A coluna de fluidização foi construída em acrílico, possuindo um diâmetro interno de 0,092 m e externo de 0,10 m, com uma altura de 2 m. A coluna consistia de 5 blocos individuais de 0,40 m cada. Os blocos possuíam flanges que possibilitavam uma flexibilidade na montagem da coluna. O bloco inferior da coluna possuía uma tomada de pressão na flange inferior, com uma abertura interna de 0,00215 m.

A coluna foi alimentada com ar seco de um soprador radial modelo S 112 M2 fabricado pela Elétrica Ampéres S.A., com vazão máxima de 540 m³/h, pressão máxima de operação de 4,8 kPa e potência máxima de 7,5 CV.

A temperatura do ar de entrada foi reduzida por um resfriador tipo tubocarro. O meio refrigerante utilizado foi água em contra-corrente com o fluxo de gás.

A vazão de gás no leito foi controlada através de rotâmetros. Foram utilizados quatro rotâmetros fabricados pela OMEL S.A., conforme mostrada na Tabela 3.1.

Tabela 3.1- Características dos rotâmetros

Rotâmetro (n°)	Vazão (m ³ /h)
01	10 - 100
02	0 - 10
03	0 - 1
04	0 - 0,1

Os rotâmetros foram calibrados na fábrica, nas seguintes condições:

- gás de referência: Ar
- temperatura de referência: 21 °C
- pressão de referência: 760 mm Hg

A distribuição uniforme do gás para o leito foi garantida por uso de uma caixa de vento confeccionada em aço inox, com as seguintes dimensões: diâmetro interno de 0,0967 m e externo de 0,010 m, seção reta de 0,010 m e entrada com um diâmetro de 0,0336 m.

Os distribuidores do tipo multi-orifícios usados foram confeccionados em aço inox, conforme modelo de projeto proposto por Kunii e Levenspiel (1991). As características dos distribuidores estão apresentados na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Características dos distribuidores

distribuidor	número de orifícios	diâmetro dos orifícios (m)	espaçamento dos orifícios (m)	arranjo dos orifícios	fração de área livre (%)	espessura da placa (m)
I	499	0,001	0,0043	triangular	5,89	0,00135
II	121	0,001	0,0080	triangular	1,43	0,00120

Uma tela com abertura de 38 μm , que corresponde a 400 mesh na escala Tyler, foi colocada entre o distribuidor e a caixa de vento para evitar a queda de sólidos para a caixa de vento e tubulação.

As medidas de pressões foram efetuadas por intermédio de dois manômetros em U, que utilizavam água como fluido manométrico.

O controle da temperatura do gás foi efetuado por meio de três termômetros digitais, fabricados pela INSTRUTHERM S.A.. Os termômetros digitais consistiam de um visor digital, acoplado a um termopar tipo K. Os termômetros digitais possuíam uma faixa de temperatura de -70 °C a 1200 °C e foram calibrados na fábrica.

3.1.2 - Aparelhagem para o estudo dos fenômenos de mistura e segregação

A Figura 3.2 mostra o esquema detalhado da coluna utilizada para o estudo dos fenômenos de mistura e segregação.

O bloco inferior da coluna (Figuras 3.1 e 3.2) possuía aberturas na parede, espaçadas 5 cm uma da outra. As aberturas eram inicialmente fechadas com fita adesiva para evitar a saída do material do leito. No início dos experimentos, fluidizava-se o leito à uma vazão suficientemente alta, para garantir a mistura. Então, reduzia-se a vazão de gás para o valor desejado e mantinha-se na mesma, pelo devido tempo do experimento. Ao término deste, interrompia-se abruptamente o fornecimento do gás, introduzia-se chapas metálicas para separação das camadas,

retirando os sólidos das mesmas por aspiração. Em seguida, peneirava-se os sólidos para determinação das suas frações mássicas locais.

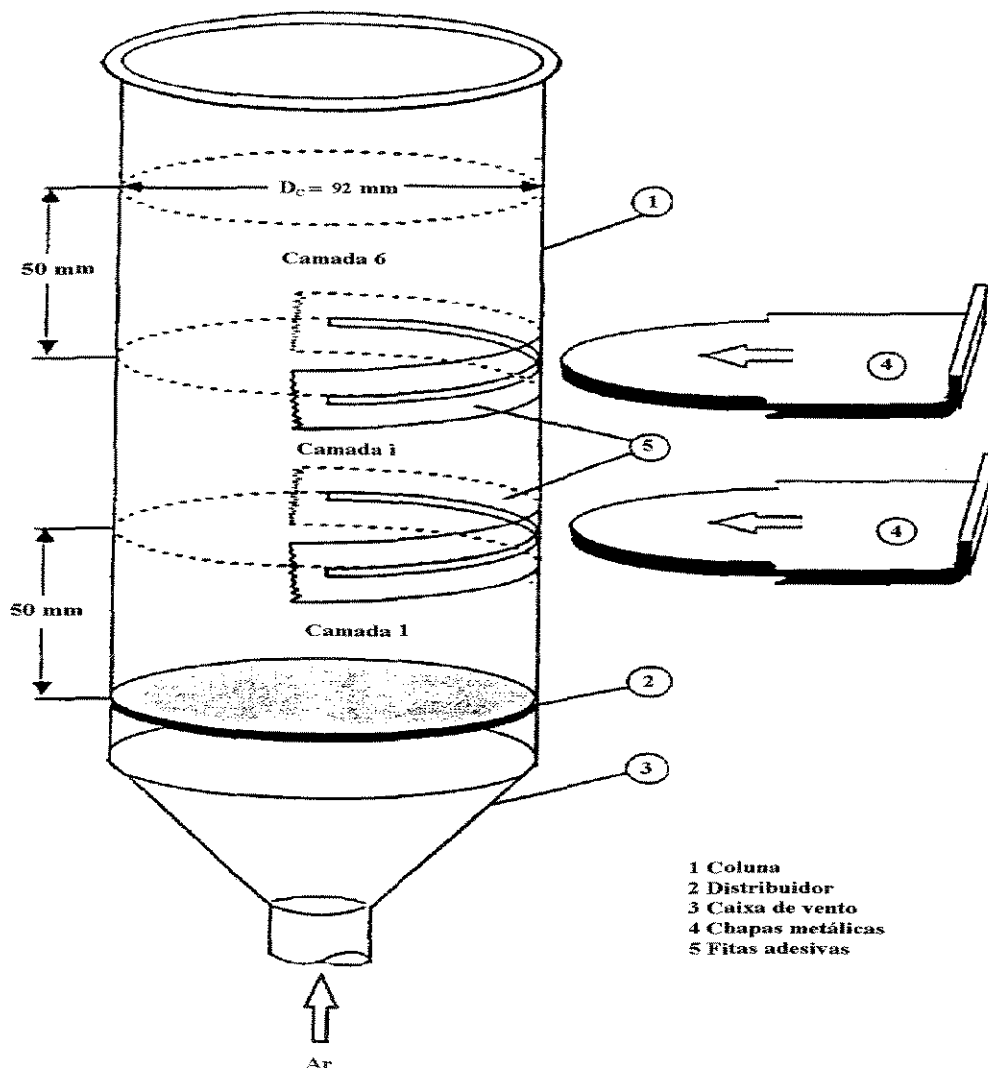
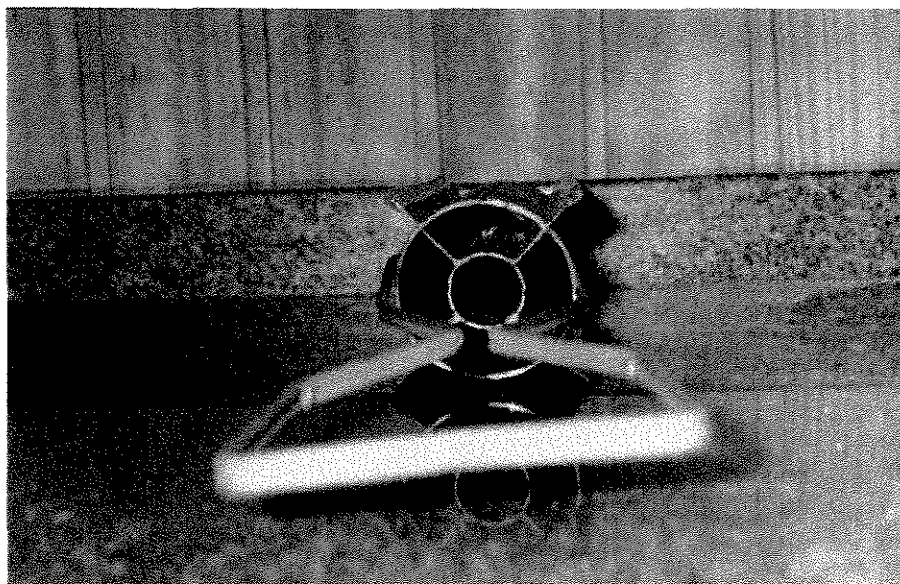
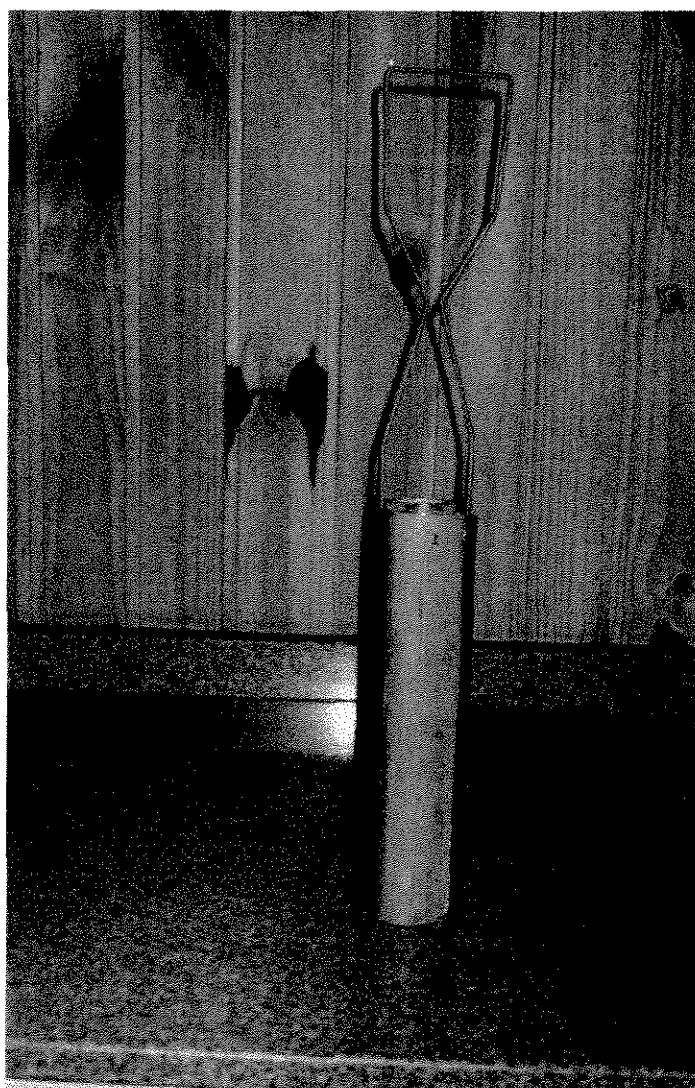


Figura 3.2 - Esquema da coluna utilizada para obtenção dos perfis axiais

Para o mapeamento radial do leito, utilizou-se o separador radial mostrado na Figura 3.3. Ele foi confeccionado em aço inoxidável medindo 0,30 m de altura, com um diâmetro de 0,090 m. Através deste separador pôde-se seccionar o leito radialmente em nove partes. Inicialmente cada uma das partes do separador foi numerada, de tal forma, que o mesmo permanecesse sempre na mesma posição dentro do leito.



a) vista superior



b) vista lateral

Figura 3.3 - Separador radial

3.2 - Propriedades físicas dos materiais fluidizados

3.2.1 - Tamanho

Vidro, areia e alumina foram os sólidos utilizados nesse trabalho e adquiridos junto a Só Esferas Comércio de Esferas Ltda, ao Instituto de Pesquisa Tecnológica de São Paulo - IPT e a Alcoa Alumínio S.A., respectivamente. Os tamanhos das partículas foram determinados por peneiramento, utilizando-se peneiras padronizadas da série Tyler, com razão $\sqrt{2}$ entre a abertura de duas peneiras consecutivas. O tamanho médio das partículas foi determinado utilizando a fórmula de Sauter:

$$\bar{d}_p = \left(\sum_{i=1}^N \frac{x_i}{\bar{d}_{p_i}} \right)^{-1} \quad (3.1)$$

onde x_i é a fração mássica das partículas retidas entre duas peneiras consecutivas de abertura, d_i e d_{i+1} , respectivamente:

$$\bar{d}_{p_i} = \left(\frac{d_i + d_{i+1}}{2} \right) \quad (3.2)$$

onde i varia de 1 a N intervalos.

A Tabela 3.3 apresenta os resultados obtidos para os sólidos estudados. Segundo a classificação proposta por Geldart (1973), estes pertencem aos grupos A e B.

Tabela 3.3 - Características físicas dos materiais utilizados

sólidos	ρ_p (kg/m ³)	$\bar{d}_p$ (μm)	ϕ_{MP}	ϕ_{ER}	grupo	observações
vidro ¹	2565 ± 126,2	709,7	0,91 ± 0,045	0,89 ± 0,071	B	não poroso
		348,7			B	
		176,0			A	
		81,5			A	
areia ¹	2636 ± 115,5	704,4	0,71 ± 0,035	0,92 ± 0,074	B	não poroso
		343,6			B	
alumina ¹	3910 ± 234,0	167,9	0,83 ± 0,041	---	A	poroso
alumina ²	3900 ± 1,0	86,0				

[1] - Método: Picnometria com água
[2] - Método: Picnometria com Hélio

3.2.2 - Massa específica

As massas específicas absolutas das partículas (ρ_p) foram obtidas por picnometria e estão mostradas na Tabela 3.3. Esse método permite determinar a massa específica a partir do deslocamento de volume de um fluido, causado pela adição de uma massa de sólido. Foram realizados três testes para cada tipo de partícula, utilizando uma massa de 2g para cada sólido e água como fluido.

Objetivando confirmar os resultados obtidos para a alumina, determinou-se a massa específica da mesma com ajuda do equipamento *multivolume picnometer 1305*, usando gás Hélio como fluido. Este trabalho foi realizado na central analítica do Instituto de Química da UNICAMP. É importante salientar que foram realizados dez análises para cada um dos dois diâmetros apresentados na Tabela 3.3.

O valor da massa específica da alumina utilizado nos cálculos foi o obtido pela picnometria com gás Hélio ($\rho_p = 3900 \text{ kg/m}^3$). Esse método forneceu um desvio padrão muito menor que os obtidos pela picnometria com água, tornando-o mais confiável.

3.2.3 - Esfericidade

Na determinação da esfericidade utilizou-se dois métodos de cálculo, a fim de comparação: o proposto por Massarani e Peçanha (1986), e a partir da equação da queda de pressão total do leito, usando para isso a equação de Ergun (1952).

O primeiro método consiste na determinação do diâmetro inscrito e circunscrito de uma partícula obtida através da projeção de sua sombra sobre um plano de repouso estável (Figura 3.4). A esfericidade é definida como:

$$\phi = \frac{d_{CI}}{d_{CC}} \quad (3.3)$$

onde: d_{CI} e d_{CC} são os diâmetros do círculo inscrito e circunscrito da partícula.

Cabe salientar, que este método foi adaptado em função das propriedades das partículas utilizadas.

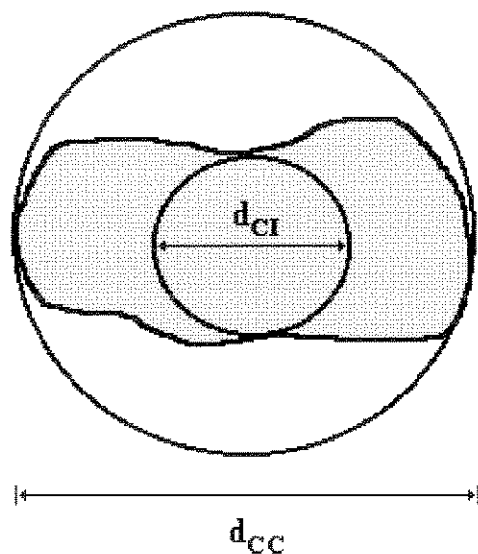


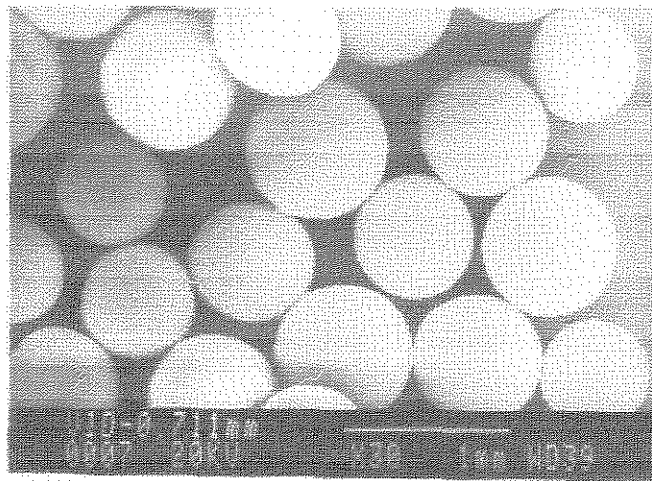
Figura 3.4 - Esquema da obtenção da esfericidade

No presente trabalho utilizou-se fotografias, obtidas através de um microscópio eletrônico de varredura modelo JXA-840A, com ampliações de 30 a 3000 vezes (Figuras 3.5). As medidas dos diâmetros, obtidas das fotos ampliadas, foram determinadas usando-se um paquímetro. Foram considerados para cada tipo de sólidos, os valores das esfericidades obtidas para um número médio de 35 partículas. Os resultados obtidos por esse método foram utilizados nos cálculos e estão apresentados na Tabela 3.3 na forma de valores médios (ϕ_{MP}) com os respectivos desvios padrões.

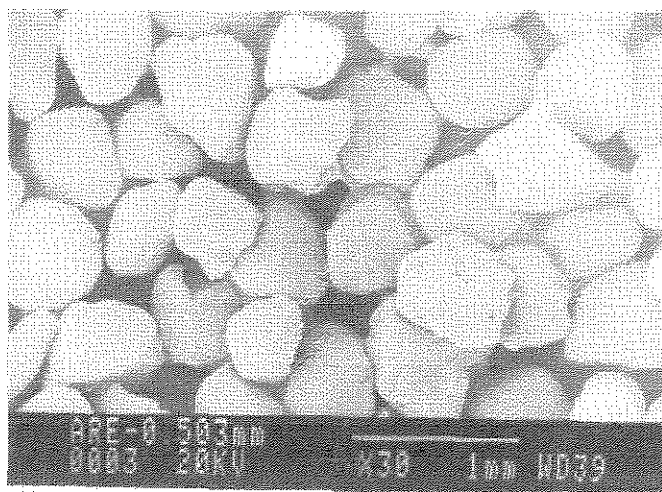
O segundo método consistiu na obtenção da esfericidade, aplicando a equação de Ergun para regime laminar ($Re_p < 10$), usando-se dados experimentais:

$$\frac{\Delta P}{H_o} = \frac{150(1-\epsilon)^2 \mu_g U}{\epsilon^3 \phi^2 d_p^2} \quad (3.4)$$

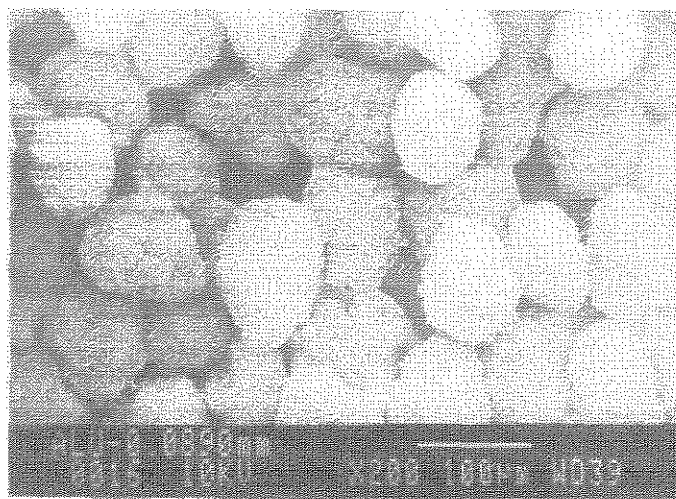
Na determinação experimental da esfericidade foi usada uma altura de 20 cm para o leito fixo das partículas. Os resultados médios e os desvios obtidos (ϕ_{ER}) estão apresentados na Tabela 3.3. A Figura 3.6 ilustra o exemplo do método para obtenção da esfericidade das partículas de areia de maior diâmetro.



(a) vidro
ampliação 30 vezes



(b) areia
ampliação 30 vezes



(c) alumina
ampliação 200 vezes

Figura 3.5 - Fotografias obtidas por microscopia eletrônica

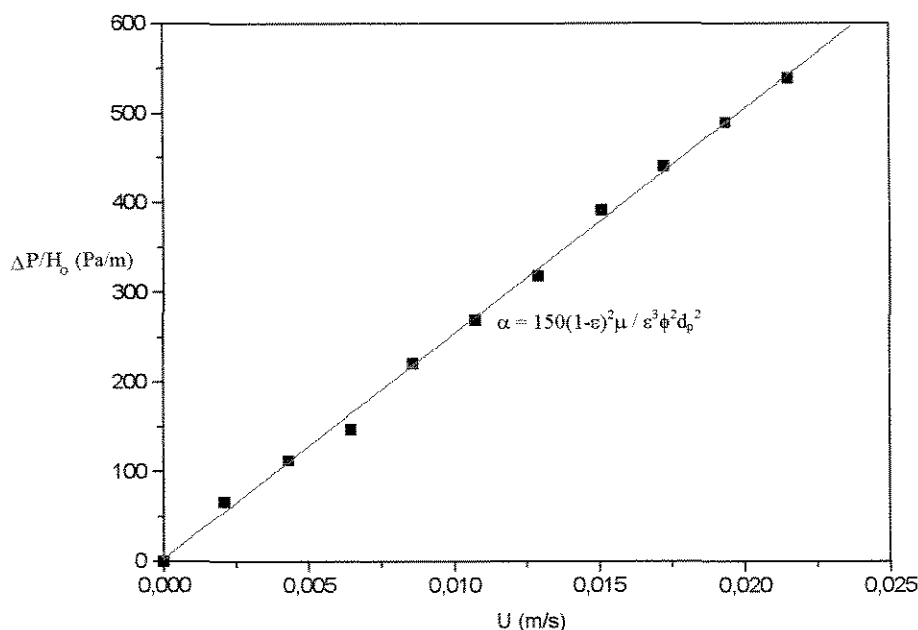


Figura 3.6 - Gradiente de pressão total do leito em função da velocidade do gás

(areia $\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$; $M_s = 1,93 \text{ kg}$; $H_o = 0,20 \text{ m}$; $D_c = 0,092 \text{ m}$; $F = 5,89\%$;
 $\varepsilon = 0,45$; $\phi = 0,80$; $\alpha = 0,9989$)

Os resultados obtidos pelos dois métodos (Tabela 3.3) mostram que:

- para o caso das partículas de vidro, as esfericidades são próximas, com erro relativo de 2%, obtidas pelos métodos da equação de Ergun e Massarani e Peçanha (1986);
- para as partículas de areia, existe uma diferença significativa entre os dois métodos (erro relativo de 29,6 %); o método que utiliza a equação de Ergun (1952) fornece valores que se distanciam dos apresentados na literatura cujo valor é 0,67 para areia angulada (Kunii e Levenspiel, 1987) com erro relativo de 33,7%; o método proposto por Massarani e Peçanha (1986) apresenta um erro relativo de 6% quando comparado com o valor da literatura.
- quanto as partículas de alumina, não foi possível obter valores aceitáveis usando o método da equação de Ergun.

3.3 - Misturas

Neste trabalho foram utilizadas quatro misturas polidispersas. Essas misturas possibilitaram estudar os fenômenos de mistura e segregação por diferença de massa específica (alumina/areia) e tamanho (vidro/vidro), em termos das variáveis operacionais, como tempo de ensaio (t), velocidade de excesso do gás ($U-U_E$) e de projeto, como a fração de área livre do distribuidor (F).

3.3.1 - Determinação das frações mássicas

As frações mássicas dos componentes que iriam compor a mistura, foram obtidas a partir da Equação 3.5. Utilizou-se um programa feito em linguagem Fortran para obtenção das frações mássicas. Neste, fornecia-se como dados de entrada, os diâmetros médios das partículas ($\bar{d}_{Pi}$) que iriam compor a mistura e o diâmetro médio da mistura ($\bar{d}_M$) desejado. Então, a partir de um método iterativo, obtinha-se as frações mássicas para tais diâmetros médios.

$$\bar{d}_M = \left(\sum_{i=1}^N \frac{x_i}{\bar{d}_{Pi}} \right)^{-1} \quad (3.5)$$

onde: x_i é a fração mássica das partículas com diâmetro $\bar{d}_{Pi}$

N é o número de componentes que fazem parte da mistura.

3.3.2 - Diâmetro médio da mistura ($\bar{d}_M$)

A determinação do diâmetro médio da mistura baseou-se no método proposto por Delebarre et al. (1994). Os diâmetros médios das misturas foram obtidos a partir das massas específicas médias e das frações mássicas dos componentes que constituíam as mesmas, na forma:

$$\frac{1}{\bar{\rho}_M} = \sum_{i=1}^N \frac{x_i}{\rho_i} \quad (3.6)$$

e

$$\frac{1}{\bar{d}_M \bar{\rho}_M} = \sum_{i=1}^N \frac{x_i}{\bar{d}_{pi} \rho_i} \quad (3.7)$$

onde: ρ_i é a massa específica das partículas de tamanho i

$\bar{\rho}_M$ é a massa específica média da mistura

Observa-se pelas Equações 3.6 e 3.7, que para mistura de partículas diferindo apenas no tamanho, o diâmetro médio da mistura é o próprio diâmetro médio de Sauter.

Na obtenção dos diâmetros médios das misturas decidiu-se por manter as frações mássicas constantes, variando-se assim o diâmetro médio. A Tabela 3.4 apresenta os resultados dos diâmetros médios das misturas e as frações mássicas.

Tabela 3.4 - Diâmetros e frações mássicas das misturas

		Frações mássicas			
misturas	$\bar{d}_M$ (μm)	$\bar{d}_P = 81,5$ (μm)	$\bar{d}_P = 176,0$ (μm)	$\bar{d}_P = 348,7$ (μm)	$\bar{d}_P = 709,7$ (μm)
vidro/vidro(1)	290,0	0,091	0,145	0,298	0,466
vidro/vidro(2)	230,0	0,141	0,208	0,355	0,295
		Frações mássicas			
misturas	$\bar{d}_M$ (μm)	$\bar{d}_P = 86,0$ (μm)	$\bar{d}_P = 167,9$ (μm)	$\bar{d}_P = 343,6$ (μm)	$\bar{d}_P = 704,4$ (μm)
alumina/areia(3)	327,0	0,091	0,145	0,298	0,466
alumina/areia(4)	260,0	0,142	0,209	0,356	0,293

3.4 - Procedimento experimental

Como mencionado anteriormente, os fenômenos de mistura e segregação para sistemas com diferentes tamanhos, de mesma ou de diferentes massas específicas, serão estudados em função dos fatores operacionais como, velocidade de excesso do gás e tempo de fluidização, e de projeto, como a fração de área livre do distribuidor.

Na primeira etapa do trabalho, logo após a caracterização das partículas, foram obtidas as velocidades mínima de fluidização das partículas homogêneas. O conhecimento dessas velocidades justifica-se por dois motivos: primeiro, pois a mesma é uma característica da partícula. Segundo, quando se têm um leito com partículas polidispersas de mesma ou de diferentes massas específicas, para uma vazão de gás conhecida, por meio da velocidade mínima de fluidização pode-se identificar as partículas que estão fluidizadas ou não. Em seguida, estas velocidades foram comparadas com três correlações existentes na literatura.

Em uma segunda etapa, foram obtidas as curvas de queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás para as quatro misturas. Esse procedimento se faz necessário, para que se possa observar como comportam-se as misturas frente a diferentes vazões de gás. Essa etapa, possibilitou um mapeamento do leito, e foi a partir desse mapeamento que foram definidas as velocidades do gás que seriam usadas nos experimentos, e por conseguinte as velocidades de excesso ($U-U_E$). Essa última, é a diferença entre a velocidade do gás e a velocidade mínima de fluidização das partículas de menores, pois somente quando se atinge a velocidade mínima de fluidização das menores há o aparecimento de bolhas no leito, ocorrendo a mistura.

Conhecida as velocidades que seriam usadas nos experimentos partiu-se para a realização dos mesmos. Ao todo, foram realizados quarenta e oito ensaios no estudo dos fenômenos de mistura e segregação axial, que possibilitaram as análises dos perfis de misturas dos leitos polidispersos. A Tabela 3.5 apresenta as condições operacionais dos ensaios.

Em uma última etapa, objetivando efetuar um mapeamento radial do leito, foram realizados oito experimentos.

Tabela 3.5 - Condições experimentais dos ensaios

mistura 1 vidro/vidro												
Ensaio	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
U-U _E (m/s)	0,069	0,069	0,069	0,069	0,119	0,119	0,119	0,119	0,190	0,190	0,190	0,190
F (%)	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43
t (s)	120	120	30	30	120	120	30	30	120	120	30	30
mistura 2 vidro/vidro												
Ensaio	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
U-U _E (m/s)	0,069	0,069	0,069	0,069	0,119	0,119	0,119	0,119	0,190	0,190	0,190	0,190
F (%)	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43
t (s)	120	120	30	30	120	120	30	30	120	120	30	30
mistura 3 alumina/areia												
Ensaio	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
U-U _E (m/s)	0,096	0,096	0,096	0,096	0,259	0,259	0,259	0,259	0,493	0,493	0,493	0,493
F (%)	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43
t (s)	120	120	30	30	120	120	30	30	120	120	30	30
mistura 4 alumina/areia												
Ensaio	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
U-U _E (m/s)	0,096	0,096	0,096	0,096	0,259	0,259	0,259	0,259	0,493	0,493	0,493	0,493
F (%)	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43	5,89	1,43
t (s)	120	120	30	30	120	120	30	30	120	120	30	30

3.5 - Velocidade mínima de fluidização

As velocidades mínima de fluidização (U_{mf}) das partículas homogêneas foram obtidas experimentalmente pela intersecção da reta que representa o leito fixo e fluidizado, através das curvas de queda de pressão em função da velocidade do gás. A Figura 3.7 ilustra a queda de pressão total do leito em função da velocidade ascendente e descendente do gás para as partículas de vidro. No Apêndice A são apresentadas as curvas para os outros sólidos.

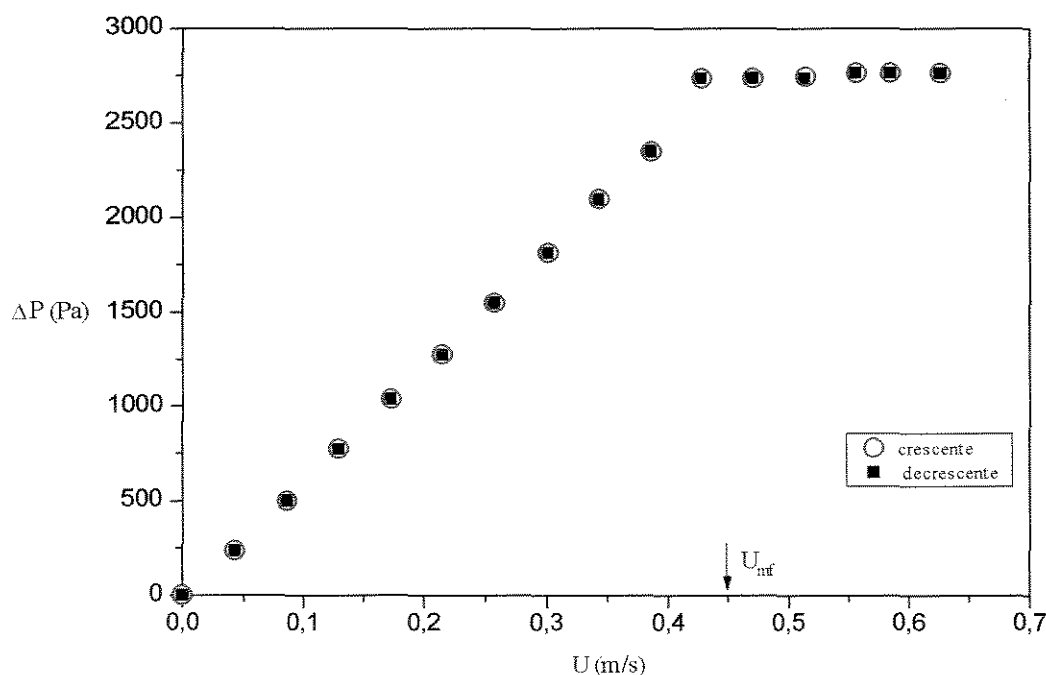


Figura 3.7 - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás

(vidro $\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$; $M_s = 2,00 \text{ kg}$; $H_o = 0,20 \text{ m}$; $D_c = 0,092 \text{ m}$; $F = 5,89\%$)

Os valores das velocidades mínimas experimentais são mostradas na Tabela 3.6.

A título comparativo, determinou-se os valores teóricos com correlações de Wen e Yu (1966), Thonglimp et al. (1984) e Lucas et al. (1986), cujas equações estão apresentadas na Tabela 2.1.

Tabela 3.6 - Velocidades mínima de fluidização experimental e estimadas

sólidos	$\bar{d}_p$ (μm)	U_{mf} (m/s) Experimental	U_{mf} (m/s) Wen e Yu (1966)	E.R (%) Wen e Yu (1966)	U_{mf} (m/s) Thonglimp et al. (1984)	E.R (%) Thonglimp et al. (1984)	U_{mf} (m/s) Lucas al. (1986)	E.R (%) Lucas et al. (1986)
Vidro	709,7	0,450	0,322	-28,4	0,389	-13,6	0,315	-30,0
Vidro	348,7	0,095	0,091	-4,2	0,100	5,3	0,090	-5,3
Vidro	176,0	0,020	0,024	20,0	0,026	30,0	0,024	20,0
Vidro	81,5	0,006	0,005	-16,7	0,006	0,0	0,005	-16,7
Areia	704,4	0,425	0,326	-23,3	0,393	-7,5	0,319	-24,9
Areia	343,6	0,100	0,091	-9,0	0,100	0,0	0,090	-10,0
Alumina	167,9	0,027	0,033	22,2	0,036	33,3	0,033	22,2
Alumina	86,0	0,008	0,009	12,5	0,010	25,0	0,009	12,5

Na Tabela 3.6 apresenta-se também os erros relativos (E.R), para cada diâmetro de partículas, calculados na forma:

$$E.R(\%) = \frac{U_{mf(\text{estimado})} - U_{mf(\text{experimental})}}{U_{mf(\text{experimental})}} \times 100 \quad (3.8)$$

A Figura 3.8 mostra a comparação entre os valores experimentais e calculados para as partículas de vidro, areia e alumina. Observa-se na Figura 3.8a e 3.8b, que para os maiores diâmetros das partículas de vidro ($\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$) e areia ($\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$) todas as correlações subestimam os valores experimentais das velocidades. Para as partículas de alumina, quando os maiores diâmetros são considerados, todas as correlações superestimam o valor experimental (Figura 3.8c).

Observa-se na Tabela 3.6 que a correlação proposta por Wen e Yu (1966) apresenta um erro relativo médio em torno 17%. A correlação proposta por Thonglimp et al. (1984) fornece o menor erro relativo médio (14,3%) entre as três correlações apresentadas. Com relação a correlação de Lucas et al. (1986), a mesma fornece um valor médio de 17,7%.

Os desvios entre as velocidades mínimas de fluidização experimentais e preditas são justificados pela ausência de parâmetros que caracterizam o leito (porosidade) e as partículas (esfericidade, porosidade).

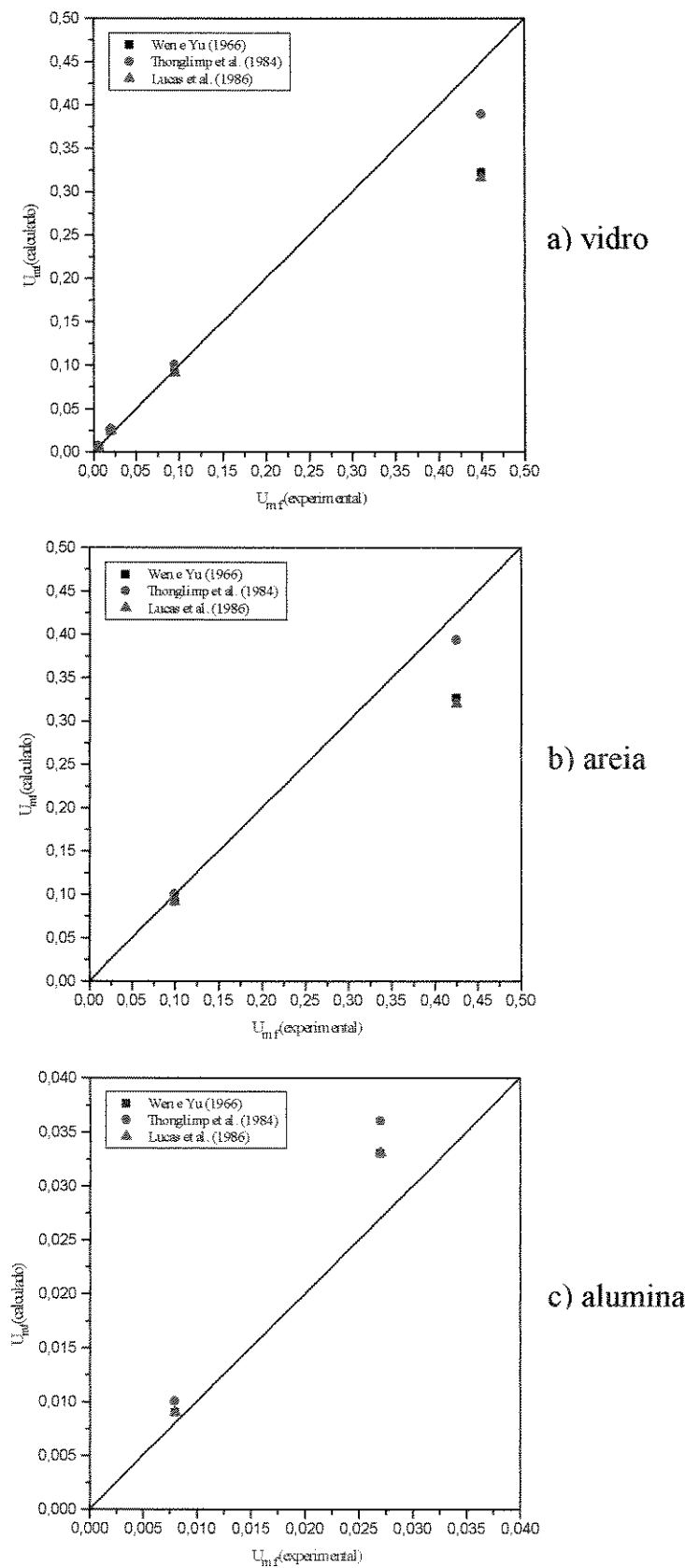


Figura 3.8 - Comparação entre as velocidades mínima de fluidização estimadas e experimentais

3.6 - Velocidades do gás para as misturas

As velocidades do gás usadas nos ensaios, como fora mencionado, foram escolhidas a partir do gráfico da queda de pressão em função da velocidade ascendente e descendente do gás. Inicialmente foram identificadas três velocidades características que dividem o leito entre três regiões, definidas como:

U_{fi} velocidade de fluidização inicial, sendo aquela onde o leito começa a fluidizar

U_s velocidade de segregação, a qual o leito está totalmente segregado

U_{fc} velocidade de fluidização completa, onde o leito está totalmente fluidizado

As velocidades usadas nos experimentos situaram-se em cada uma dessas três regiões.

A Figura 3.9 apresenta como exemplo, o mapeamento do leito para a mistura 1 (vidro/vidro). No Apêndice B estão apresentadas as outras representações.

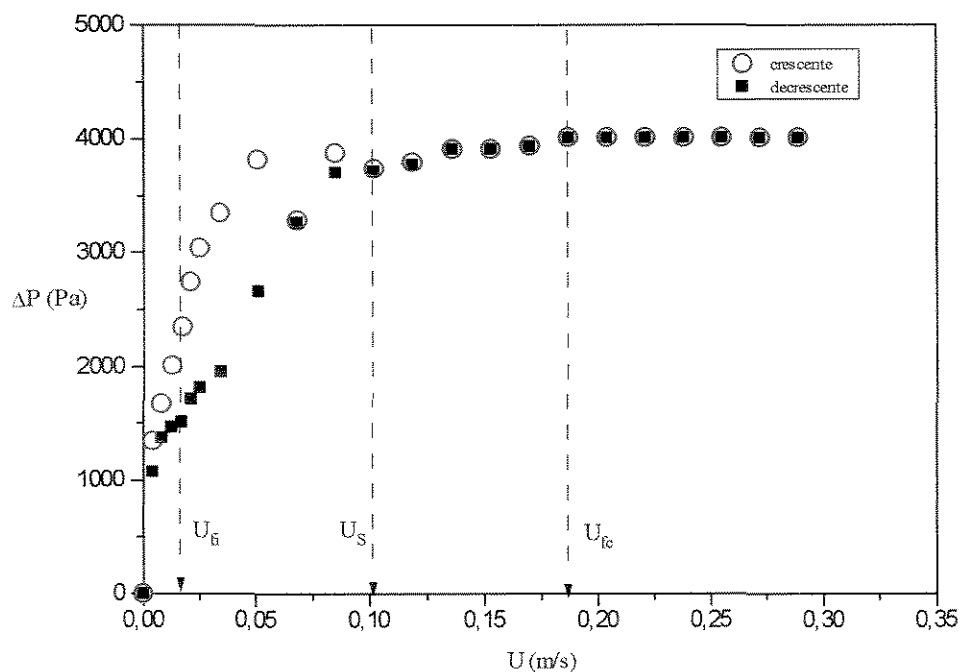


Figura 3.9 - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás (mistura 1 vidro/vidro, $M_s = 3,00$ kg ; $H_o = 0,29$ m ; $D_c = 0,092$ m ; $F = 5,89$ %)

No mapeamento do leito utilizou-se o distribuidor com maior fração de área livre. A Tabela 3.7 apresenta os valores das três velocidades características para as quatro misturas utilizadas.

Tabela 3.7 - Velocidades características das misturas

Misturas	M_s (kg)	H_o (m)	D_c (m)	F (%)	U_{fi} (m/s)	U_s (m/s)	U_{fc} (m/s)
vidro/vidro 1	3,00	0,29	0,092	5,89	0,017	0,102	0,187
vidro/vidro 2	2,90	0,28	0,092	5,89	0,012	0,084	0,135
alumina/areia 3	2,93	0,29	0,092	5,89	0,009	0,210	0,459
alumina/areia 4	3,00	0,30	0,092	5,89	0,009	0,168	0,420

3.7 - Conclusões

Os materiais e os principais métodos usados nesse trabalho foram apresentados nesse capítulo. A partir dos resultados mostrados conclui-se que:

A utilização do método da esfericidade, que considera o diâmetro do círculo inscrito e circunscrito da partícula, aliada ao uso da microscopia eletrônica, apresentou-se como uma ferramenta eficiente. Com relação ao método que utiliza a equação da queda de pressão em um leito fixo, seu uso exige uma maior reprodutibilidade, não sendo adequada por tanto, para os tipos de partículas utilizadas nesse trabalho.

As correlações existentes na literatura são de grande utilidade na estimativa das velocidades de mínima fluidização de partículas homogêneas, principalmente quando não se dispõem de dados experimentais. Os desvios médios em torno de 15% tornam válida o seu uso em planejamento iniciais de projetos. Dentre as três correlações avaliadas, a proposta por Thonglimp et al. (1984) ajustou melhor os dados experimentais, por abranger toda a faixa de diâmetros e massa específica considerada nesse estudo.

O mapeamento do leito permite a identificação de três regiões, a de segregação total, a de segregação parcial e de mistura completa, todas com suas características próprias.

Capítulo 4 - ESTRUTURA DE UM LEITO FLUIDIZADO DE PARTÍCULAS HETEROGÊNEAS

4.1 - Perfis de concentração axial

4.1.1 - Apresentação dos resultados experimentais

No Apêndice C apresenta-se, em forma de Tabelas C.1 a C.4, o conjunto de resultados experimentais que foram obtidos para as misturas dos sistemas polidispersos. Mostram-se as seguintes informações: natureza das misturas quaternárias, fração mássica (ou concentração) parcial e global de cada tamanho de partícula nas diferentes camadas do leito.

As concentrações parciais foram determinadas considerando:

$$x = m_i / m_T \quad (4.1)$$

sendo:

m_i é a massa do componente i na camada

m_T é a massa total dos componentes na camada considerada

Apresenta-se ainda nestas tabelas os índice de mistura, conforme a definição proposta por Hemati et al. (1990):

$$IM = \frac{\bar{x}}{\bar{x}} \quad (4.2)$$

Nos perfis apresentados, a altura adimensional é a razão entre a altura média de cada camada (2,5; 7,5; 12,5; 17,5; 22,5; 27,5cm) pela altura do leito fixo.

Os experimentos realizados estão conforme planejamento apresentado no terceiro capítulo, item 3.4.

4.1.2 - Discussão dos resultados experimentais

A partir dos resultados apresentados em forma de tabelas no apêndice C, serão mostrados alguns exemplos dos comportamentos dos leitos polidispersos diferindo em tamanho e massa específica em função dos fatores operacionais, velocidade de excesso ($U-U_E$) e tempo de fluidização (t), de projeto, fração de área

livre do distribuidor (F) e das características dos constituintes da mistura (diâmetro médio da mistura/concentração).

4.1.2.1- Influência do tempo de fluidização (t)

As Figuras 4.1 a 4.24 mostram a evolução do perfil de concentração à diferentes instantes, para as misturas consideradas, em função dos vários níveis do leito (altura adimensional). Os tempos de equilíbrio considerados foram de 30 e 120 segundos. Observa-se que não existe garantia de uma mistura completa para o tempo de fluidização correspondente a 30 segundos.

Ressalta-se que nos ensaios, as velocidades escolhidas são correspondentes aos três estados: segregação total e parcial e mistura completa.

As Figuras 4.1 a 4.12 correspondem aos casos mais tradicionais, onde as partículas menos fluidizáveis são as partículas imergíveis. Estes experimentos foram efetuados com as misturas 1 e 2 vidro/vidro, para as três velocidades características do leito (0,069; 0,119; 0,190 m/s), concentrações globais de cada componente variando de 0,46 a 0,091 e frações de área livre do distribuidor de 1,43 e 5,89%.

Considerando inicialmente a mistura 1 vidro/vidro, observa-se que operando o leito com as três velocidades características e com o distribuidor de menor fração de área livre (Figuras 4.1, 4.3 e 4.5) existe uma influência do tempo sobre as partículas que compõem o leito. Esse efeito torna-se evidente na camada próxima ao distribuidor, e influencia principalmente as partículas de maior diâmetro. Tendo ainda que o aumento do tempo de fluidização eleva a concentração das partículas maiores próximo ao distribuidor, segregando o leito e desfavorecendo a mistura.

Para essa mistura, quando opera-se com as três velocidades características e com o distribuidor de maior fração de área livre (Figuras 4.2, 4.4 e 4.6), o efeito do aumento do tempo não influencia de maneira considerável nos perfis de mistura.

Através das Figuras 4.7 a 4.10 observa-se que a mistura 2 vidro/vidro tem o perfil de concentração alterado quando se aumenta o tempo de fluidização. Nesses casos têm-se a segregação total e parcial, e o aumento do tempo de fluidização não melhora a mistura das partículas no leito, ao contrário, torna-o mais segregado. Uma possível explicação para esse fato é que, partindo de um leito inicialmente

misturado, ao atingir a velocidade mínima de fluidização das partículas menores, ocorre um rearranjo do leito fazendo com que as duas faixas de tamanhos maiores, que se encontram na parte superior do leito, dêem espaço para as duas faixas de tamanhos menores que estão fluidizadas. Esse rearranjo conduz a uma diferença nos perfis de concentração entre os dois tempos, indicando assim que para o menor tempo o leito não atingiu ainda o equilíbrio. Observa-se nas Figuras 4.7 e 4.8 que as partículas imergíveis apresentam uma maior concentração na região inferior do leito. As outras duas faixas, ocupam preferivelmente a região superior, principalmente os 2/3 superior do leito.

Observa-se nas Figuras 4.11 e 4.12 que, para a mistura 2 vidro/vidro operando com o leito acima da velocidade de fluidização completa, o tempo de fluidização não altera o perfil de mistura do leito. As formas dos perfis apresentados para os quatro componentes indicam que o leito está bem misturado.

As Figuras 4.13 a 4.24 correspondem ao caso oposto, isto é, aquele onde as partículas menos fluidizáveis são as partículas emergíveis. Nessa situação, analisa-se os ensaios efetuados com misturas possuindo quatro populações de partículas sendo duas de naturezas diferentes (alumina e areia).

As Figuras 4.13 a 4.18 mostram a influência do aumento do tempo de fluidização no perfil de concentração da mistura 3 alumina/areia. Quando opera-se com o leito na região de segregação total e parcial observa-se que o aumento do tempo de fluidização desfavorece a mistura do leito (Figuras 4.13 a 4.16). Esse efeito torna-se mais evidente quando utiliza-se um distribuidor com uma menor fração de área livre (Figuras 4.13 e 4.15). Nessa situação, pode-se observar que as duas faixas de partículas maiores tem o perfil de concentração consideravelmente modificado. Quando opera-se com o leito com a velocidade acima da fluidização completa não há mudança no perfil de concentração do leito (Figuras 4.17 e 4.18). As formas dos perfis apresentados nesse caso, aproximando-se da concentração global de cada componente na mistura, indicam que o leito está bem misturado.

As Figuras 4.19 a 4.24 mostram a influência do tempo de fluidização no perfil de concentração do leito composto pela mistura 4 alumina/areia. Na situação

de segregação total e parcial, ou seja, para as duas velocidades de excesso menores, observa-se que o leito tem o perfil de concentração alterado, conduzindo a segregação, quando se aumenta o tempo de fluidização (Figuras 4.19 a 4.22). Nessa situação, as duas faixas maiores têm o perfil alterado em toda a extensão do leito, enquanto que para as duas faixas menores essa mudança ocorre apenas na metade superior. É importante observar que, para a mistura 4 alumina/areia utilizando a velocidade de excesso intermediária ($U-U_E = 0,259$ m/s) e o distribuidor de maior fração de área livre ($F=5,89\%$) não existe influência do tempo no perfil de concentração (Figura 4.21).

Quando se usa a maior velocidade de excesso ($U-U_E = 0,493$ m/s), onde tem-se a mistura completa, ocorre um intenso borbulhamento no leito, ocasionado pela alta velocidade do gás, conduzindo a mistura (Figuras 4.23 e 4.24). Observa-se que não existe mudança nos perfis para os dois tempos de fluidização, com isso um curto intervalo de tempo é suficiente para que o leito alcance o equilíbrio dinâmico. Observa-se ainda que para cada faixa de tamanho, a concentração em cada camada aproxima-se da concentração global das mesmas na mistura, indicando assim a homogeneização do leito.

Então, para as misturas polidispersas estudadas, somente com o leito operando com uma velocidade maior que a de fluidização completa e um distribuidor com elevada área livre garantem que o leito alcance o equilíbrio no tempo de trinta segundos.

Dessa forma, o tempo de dois minutos será considerado como o tempo necessário para a que ocorra a mistura das partículas no leito.

De forma geral os resultados obtidos para o tempo, necessário para que o leito alcance o equilíbrio, estão na mesma faixa dos apresentados na literatura usando-se misturas binárias, conforme os trabalhos de Esin e Altun (1984), Hemati et al. (1990) e Araújo e Ré (1996).

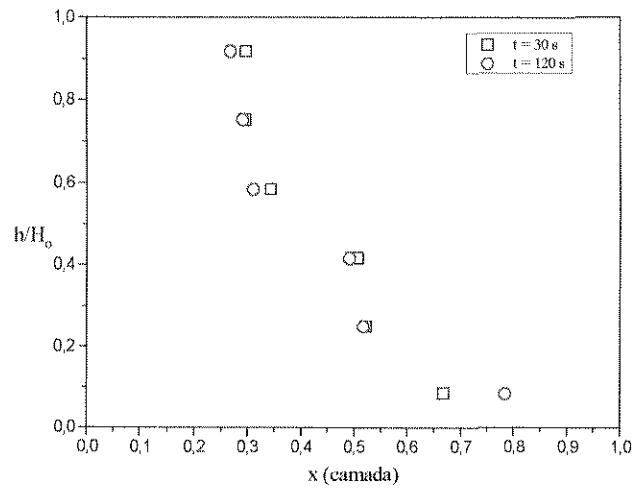
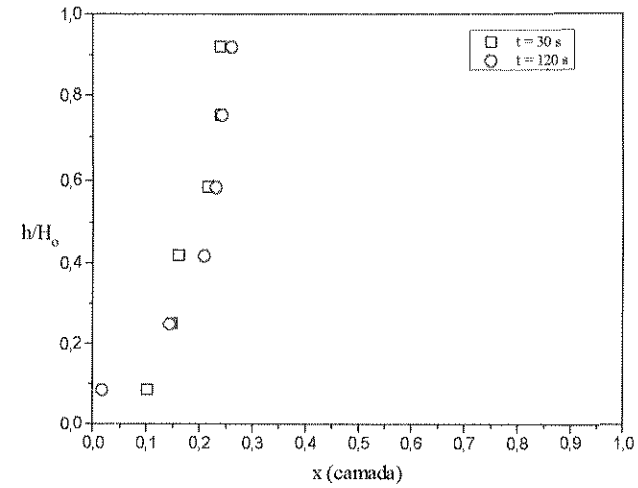
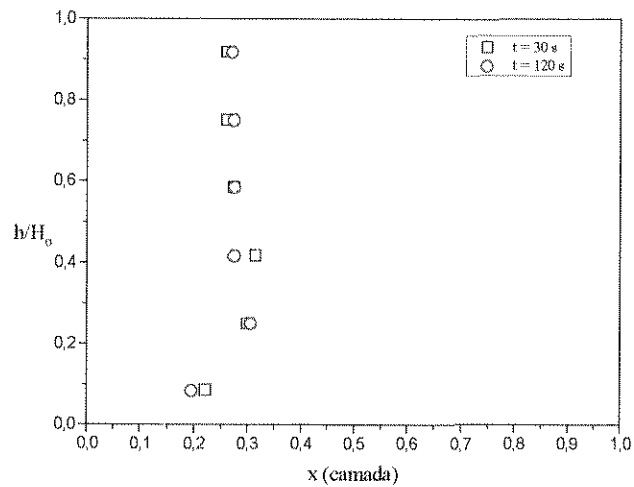
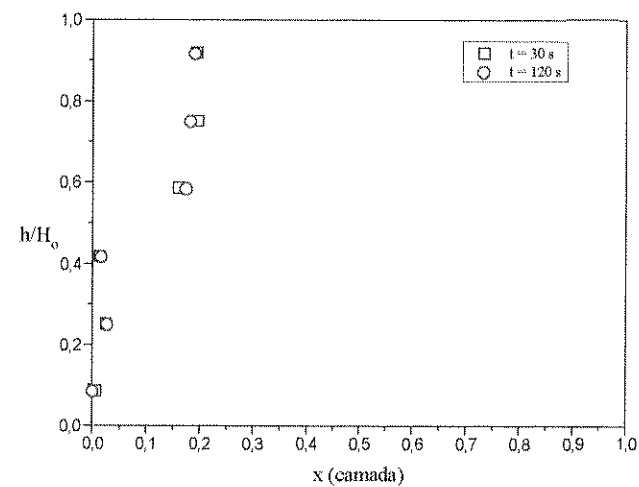
(a) 709,7 μm ; $\bar{x} = 0,466$ (c) 176,0 μm ; $\bar{x} = 0,145$ (b) 348,7 μm ; $\bar{x} = 0,298$ (d) 81,5 μm ; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.1 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 1 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,069$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 1,43$ %

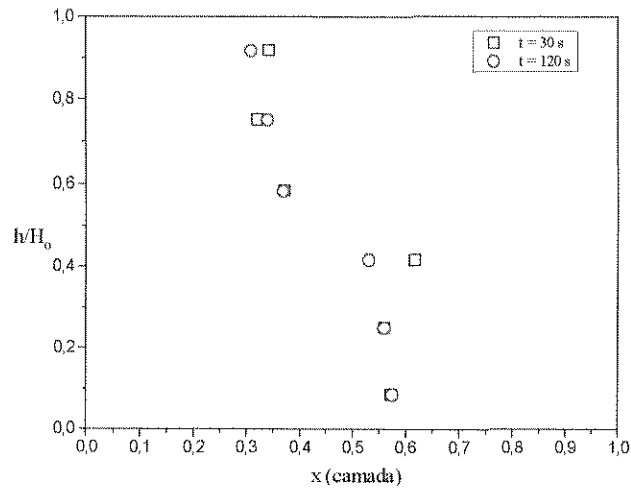
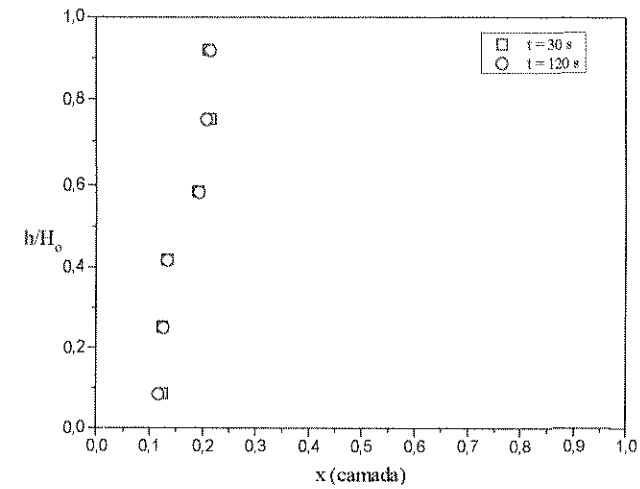
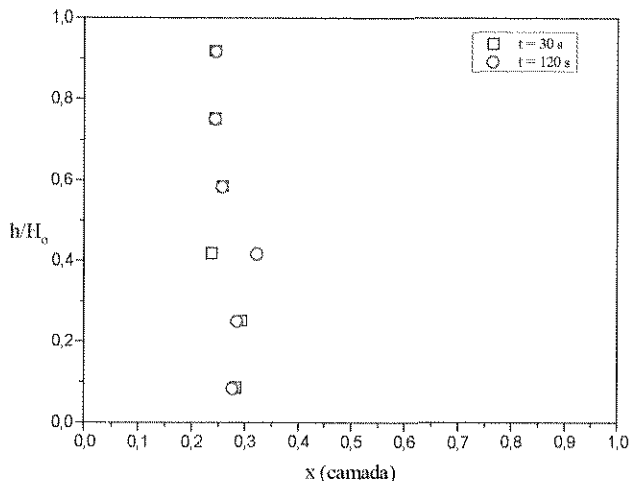
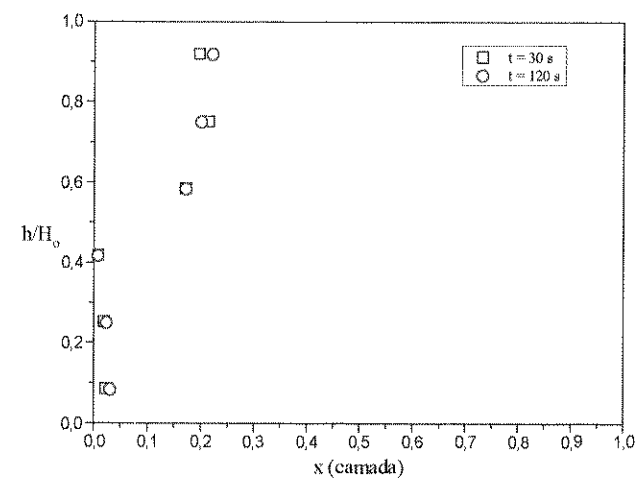
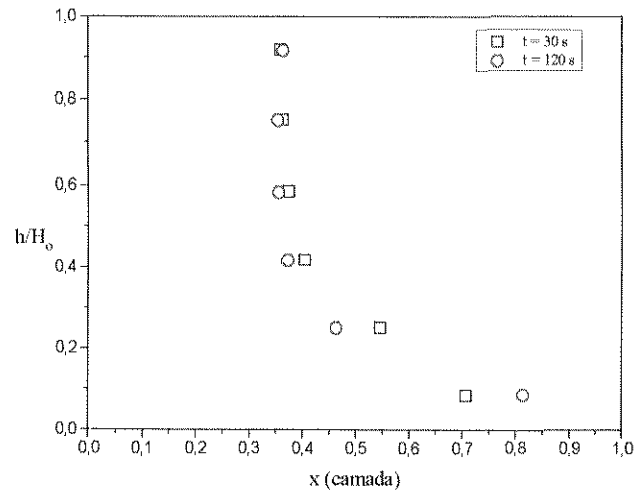
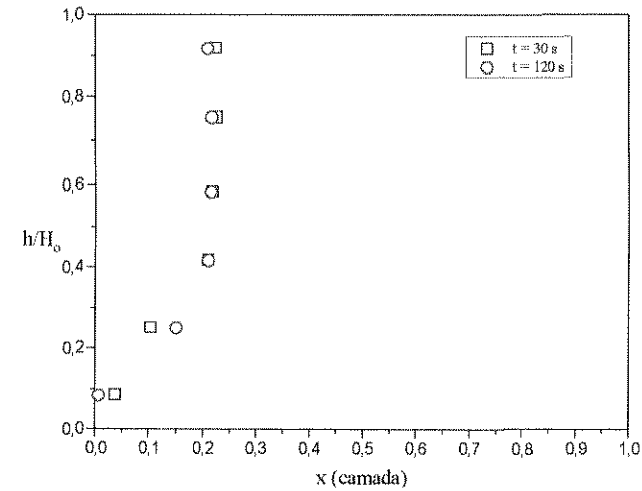
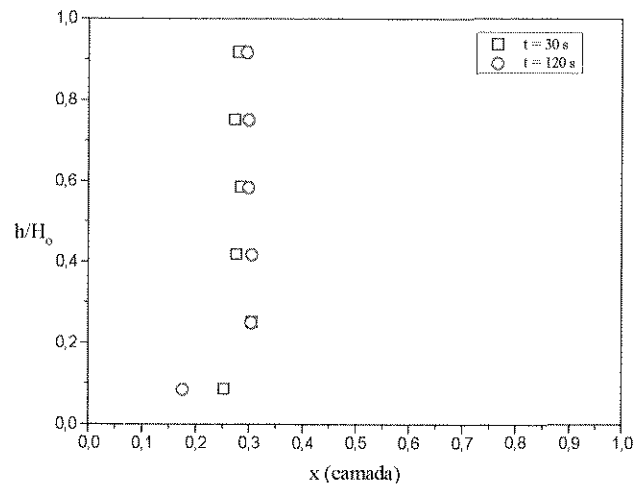
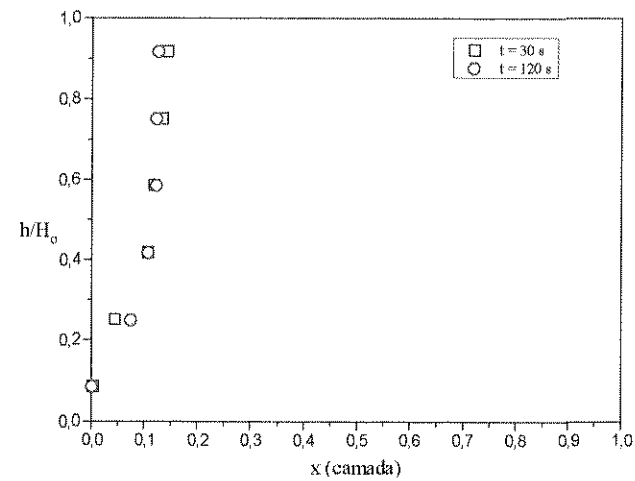
(a) 709,7 μm ; $\bar{x} = 0,466$ (c) 176,0 μm ; $\bar{x} = 0,145$ (b) 348,7 μm ; $\bar{x} = 0,298$ (d) 81,5 μm ; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.2 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 1 vidro/vidro; $\rho_1 / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,069 \text{ m/s}$; $U_E = 0,006 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$

(a) $709,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,466$ (c) $176,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,145$ (b) $348,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,298$ (d) $81,5 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,091$ Figura 4.3 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 1 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_0 = 3,0$; $U - U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $U_E = 0,006 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$

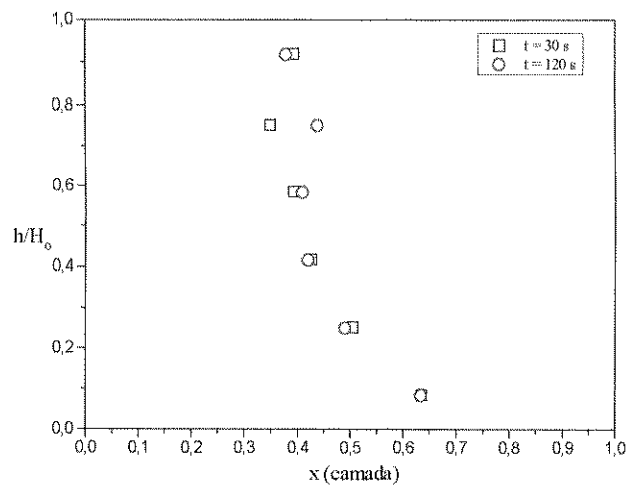
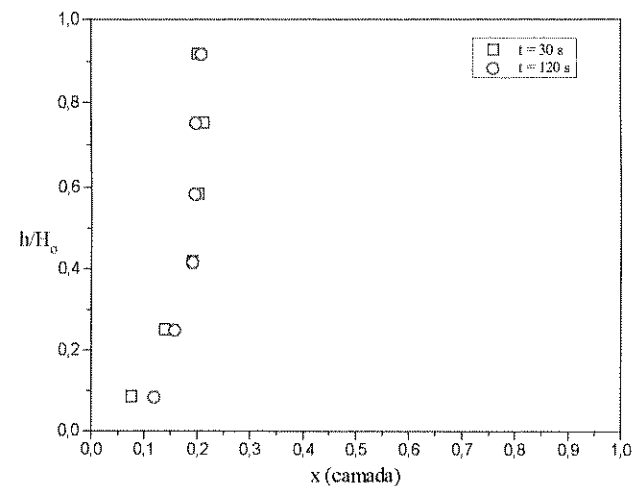
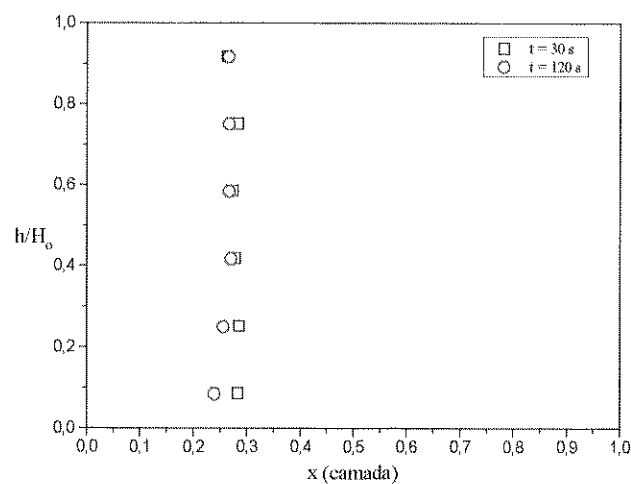
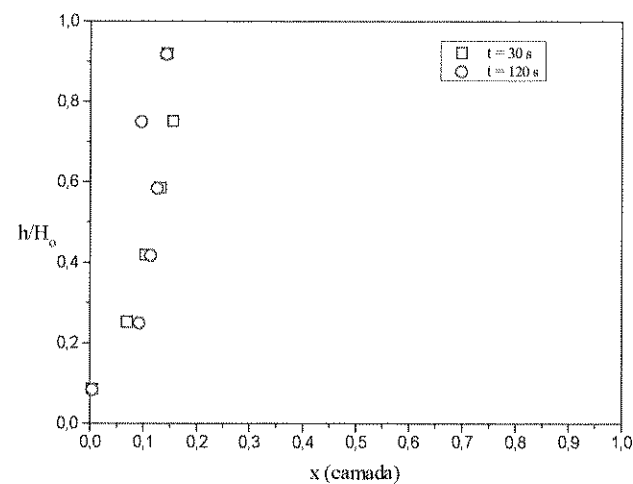
(a) $709,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,466$ (c) $176,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,145$ (b) $348,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,298$ (d) $81,5 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.4 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 1 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $U_E = 0,006 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$

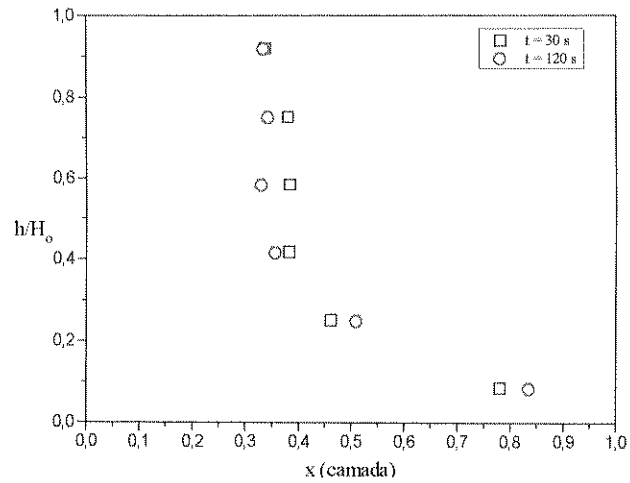
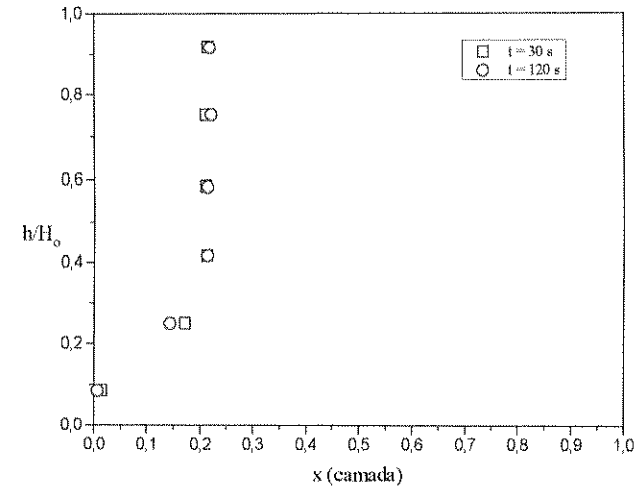
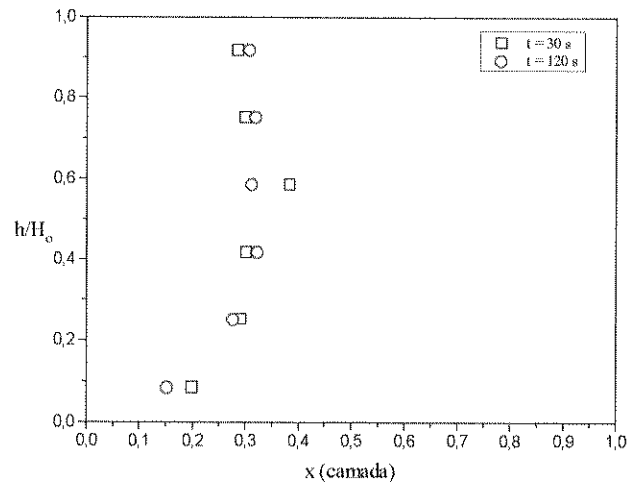
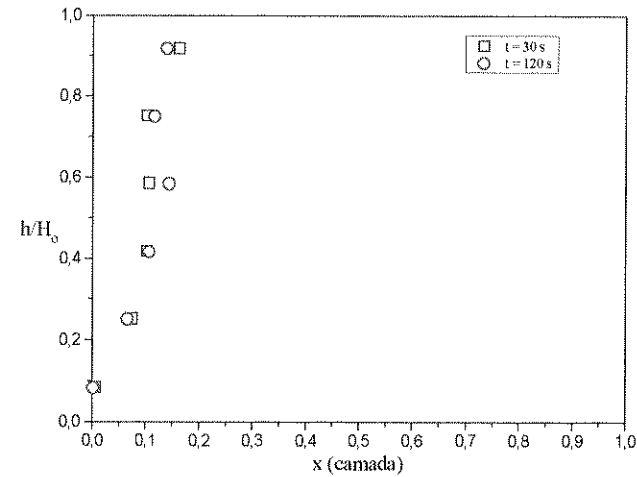
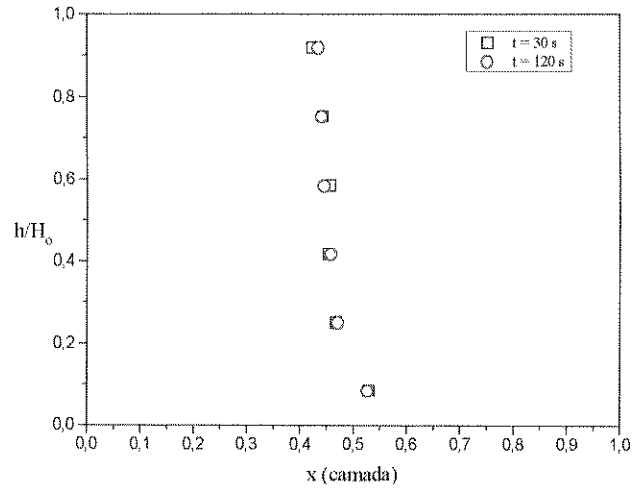
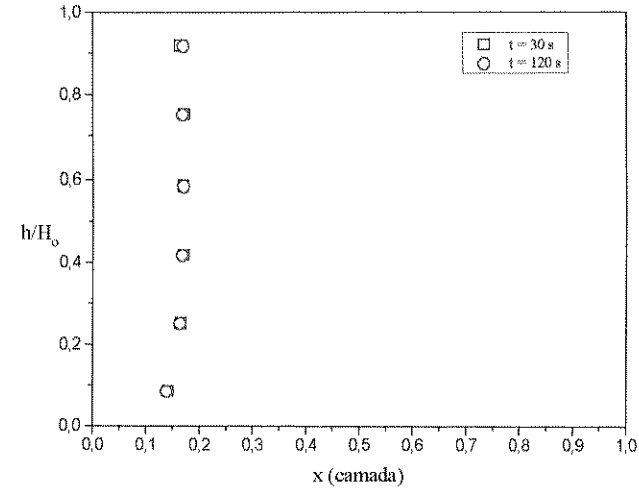
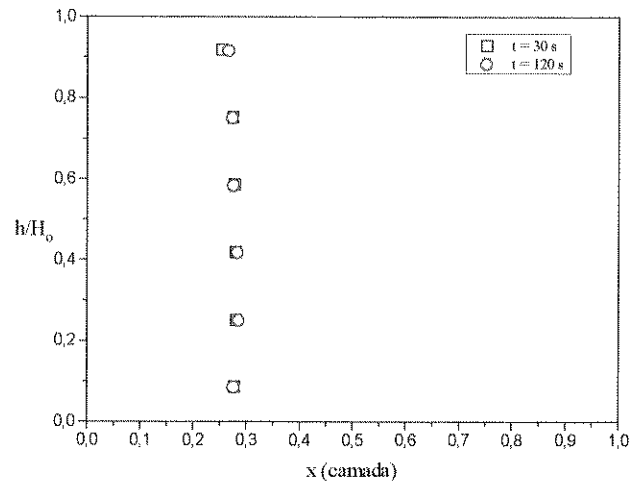
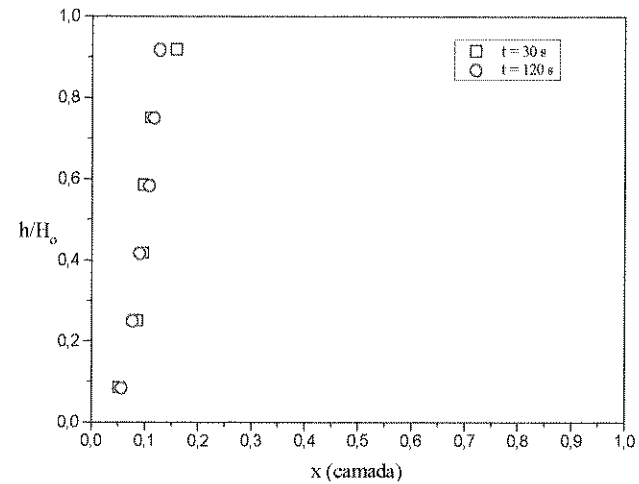
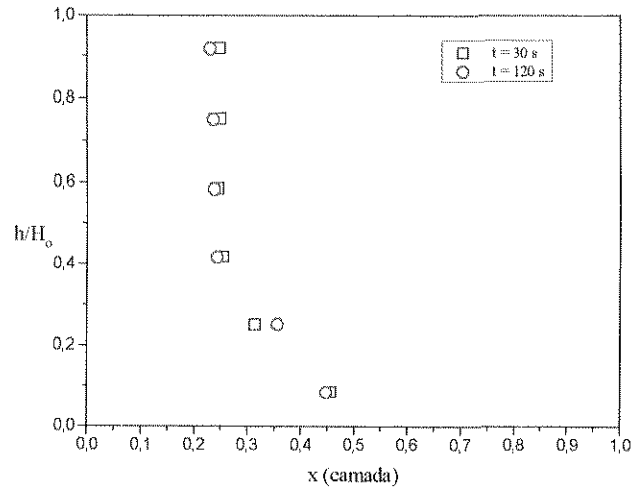
(a) $709,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,466$ (c) $176,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,145$ (b) $348,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,298$ (d) $81,5 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.5 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

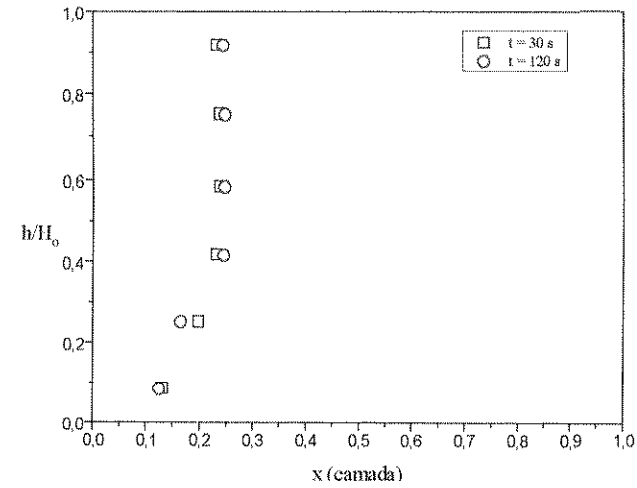
mistura 1 vidro/vidro; $\rho_1 / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $U_E = 0,006 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$

(a) $709,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,466$ (c) $176,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,145$ (b) $348,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,298$ (d) $81,5 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,091$ Figura 4.6 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

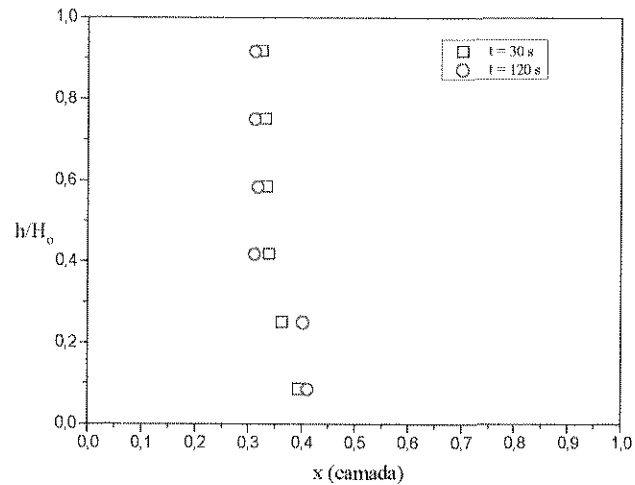
mistura 1 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,190$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %



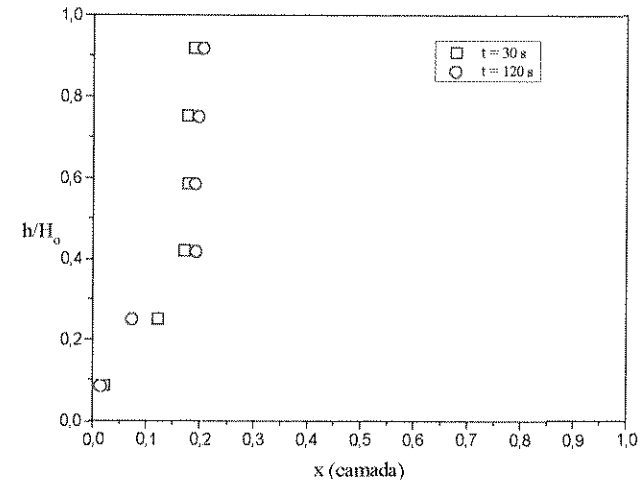
(a) 709,7 μm ; $\bar{x} = 0,295$



(c) 176,0 μm ; $\bar{x} = 0,208$



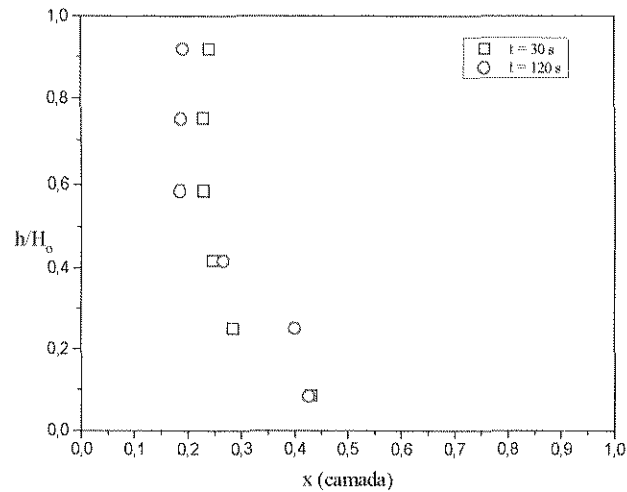
(b) 348,7 μm ; $\bar{x} = 0,355$



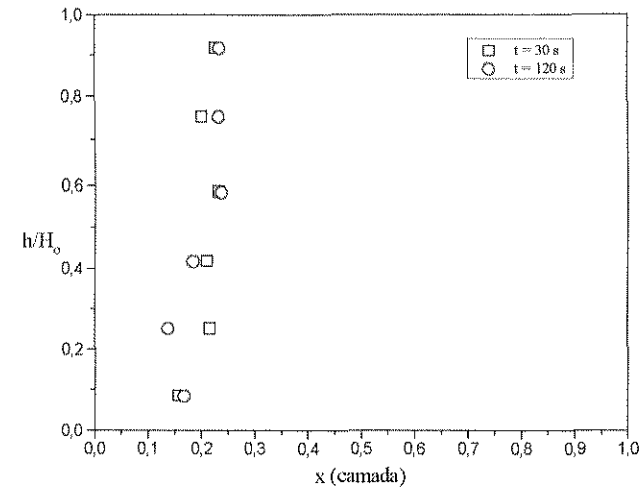
(d) 81,5 μm ; $\bar{x} = 0,141$

Figura 4.7 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

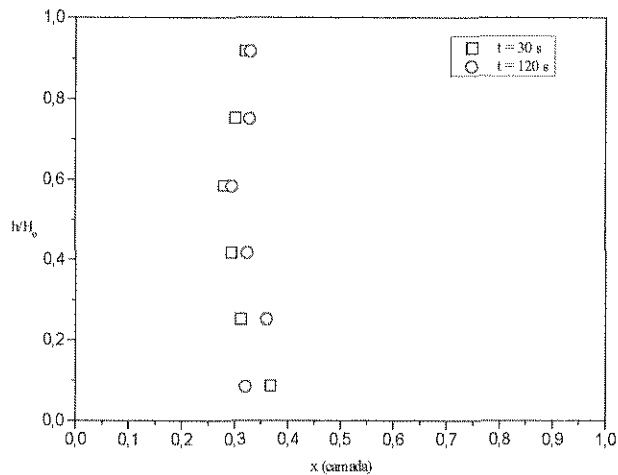
mistura 2 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,069$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 1,43$ %



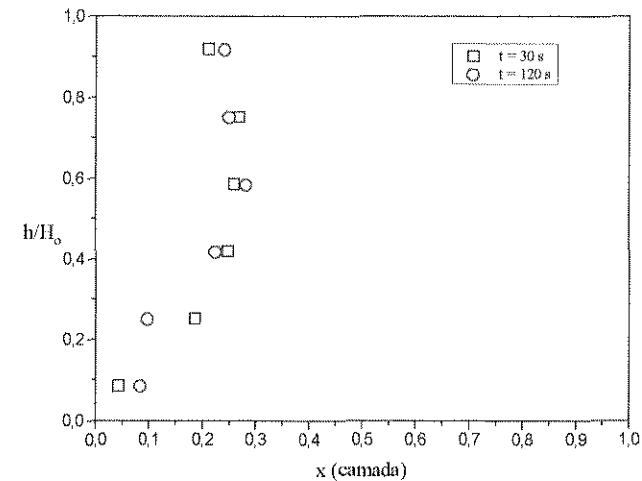
(a) 709,7 μm ; $\bar{x} = 0,295$



(c) 176,0 μm ; $\bar{x} = 0,208$



(b) 348,7 μm ; $\bar{x} = 0,355$



(d) 81,5 μm ; $\bar{x} = 0,141$

Figura 4.8 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 2 vidro/vidro; $\rho_1 / \rho_E = 1,0$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,069$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %

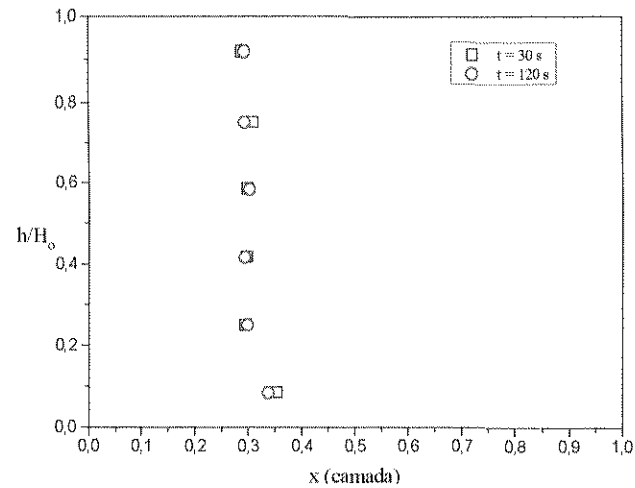
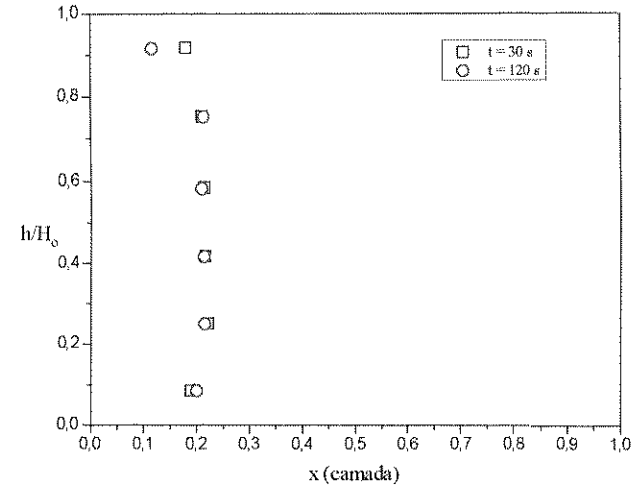
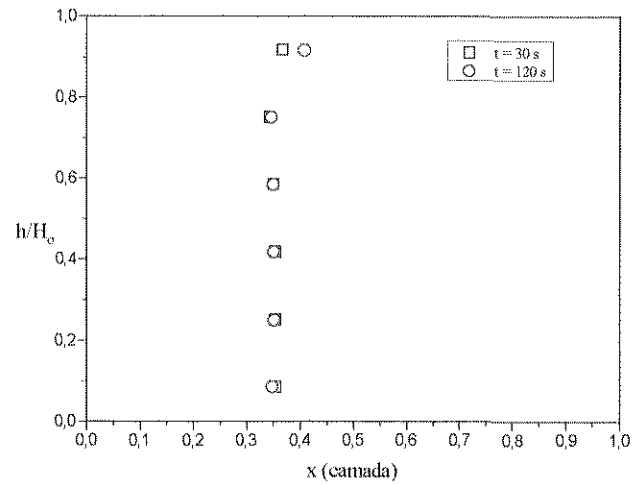
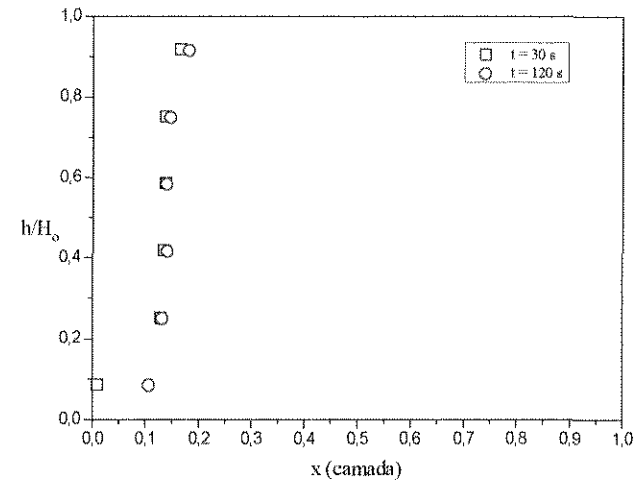
(a) $709,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,295$ (c) $176,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,208$ (b) $348,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,355$ (d) $81,5 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,141$

Figura 4.9 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 2 vidro/vidro; $\rho_1 / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $U_E = 0,006 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$

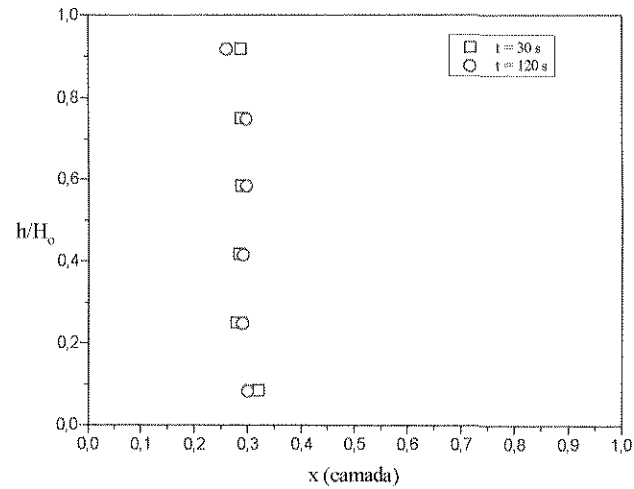
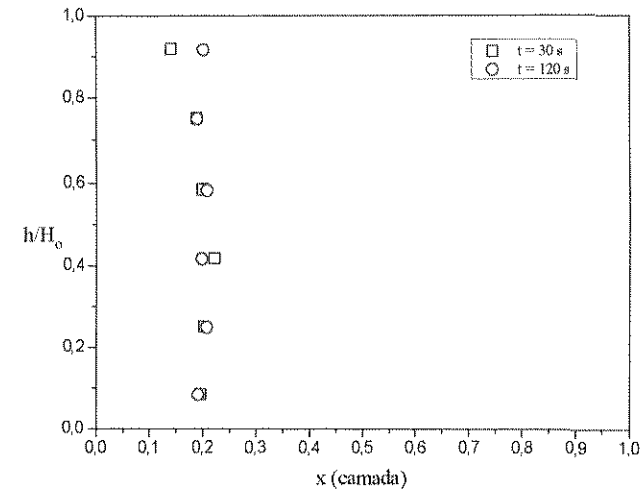
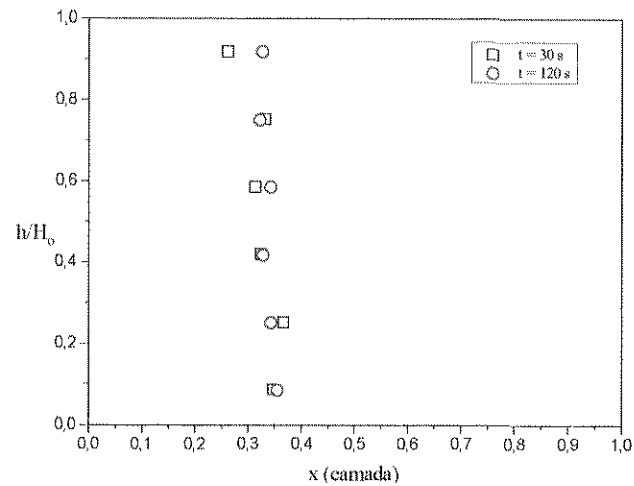
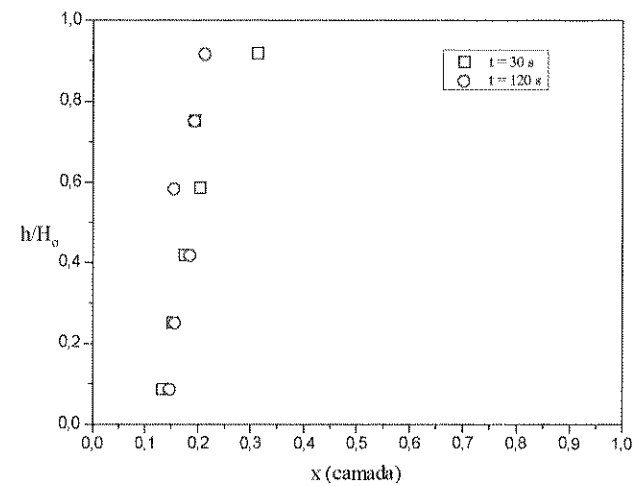
(a) 709,7 μm ; $\bar{x} = 0,295$ (c) 176,0 μm ; $\bar{x} = 0,208$ (b) 348,7 μm ; $\bar{x} = 0,355$ (d) 81,5 μm ; $\bar{x} = 0,141$

Figura 4.10 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 2 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,119$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %

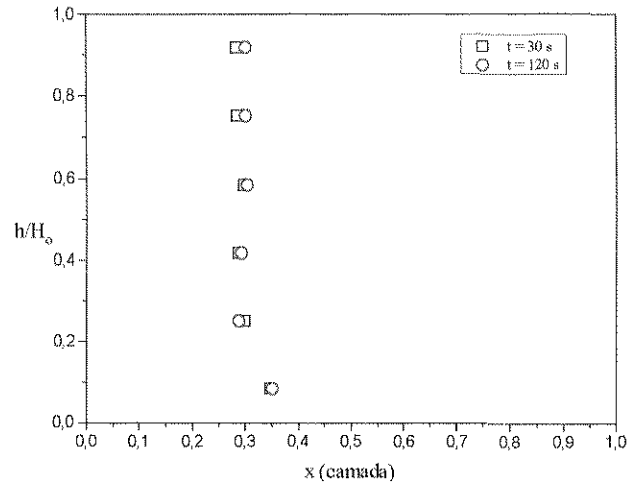
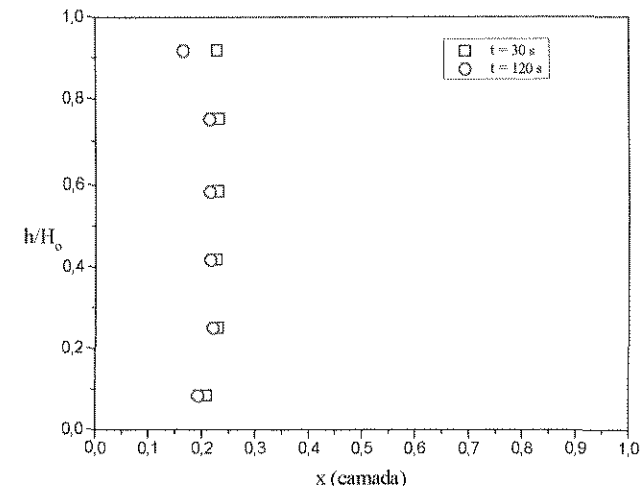
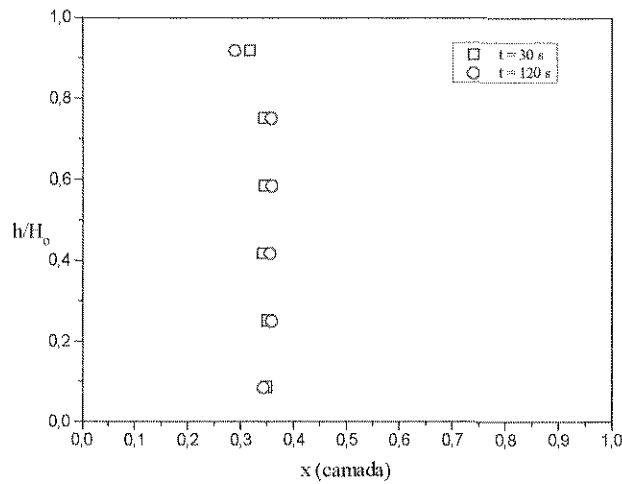
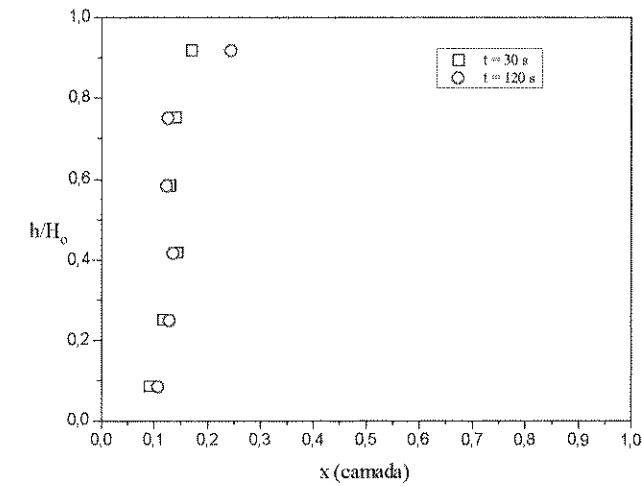
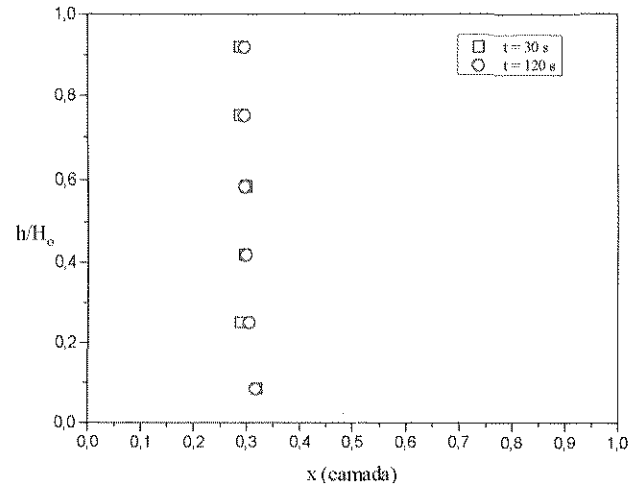
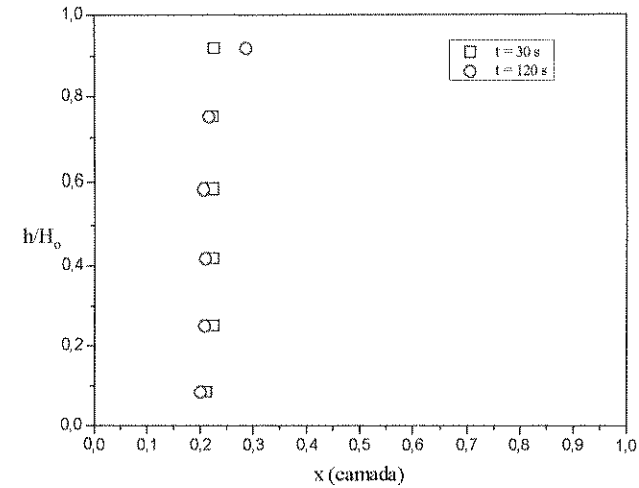
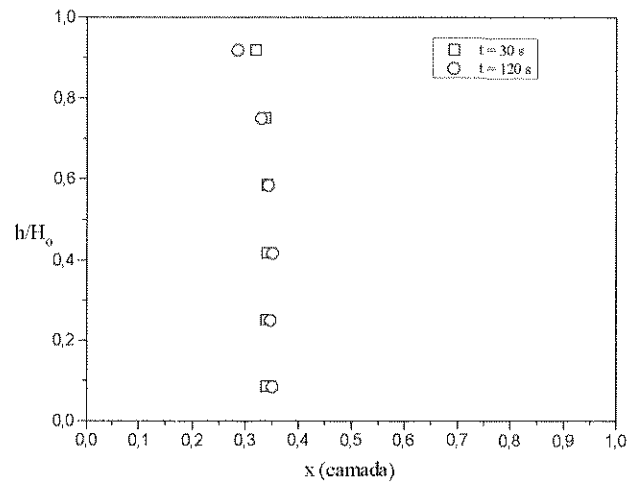
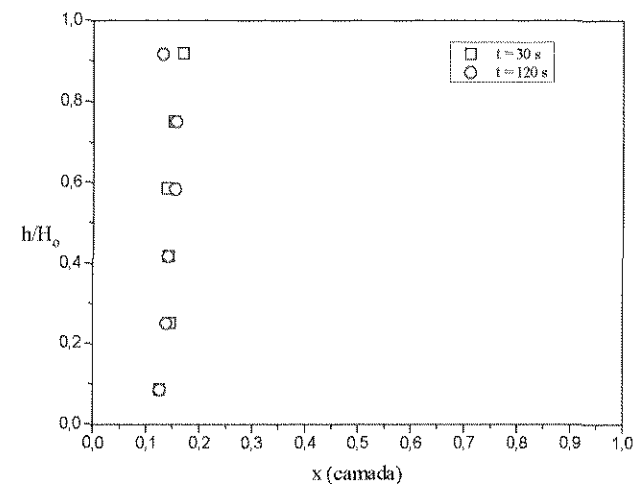
(a) $709,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,295$ (c) $176,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,208$ (b) $348,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,355$ (d) $81,5 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,141$

Figura 4.11 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 2 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $U_E = 0,006 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$

(a) $709,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,295$ (c) $176,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,208$ (b) $348,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,355$ (d) $81,5 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,141$ Figura 4.12 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 2 vidro/vidro; $\rho_l / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,190$ m/s; $U_E = 0,006$ m/s; $F = 5,89$ %

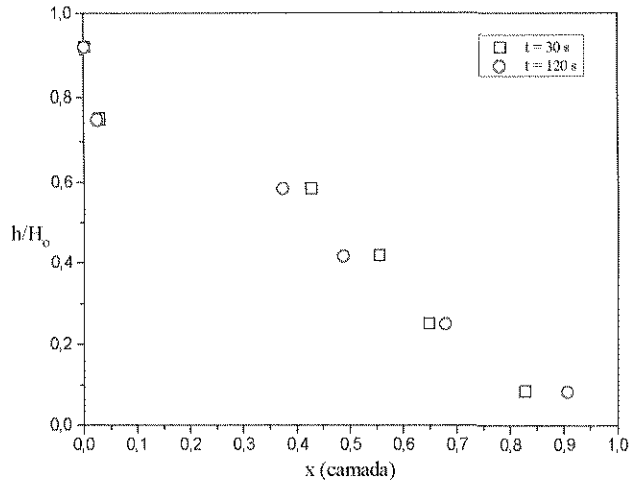
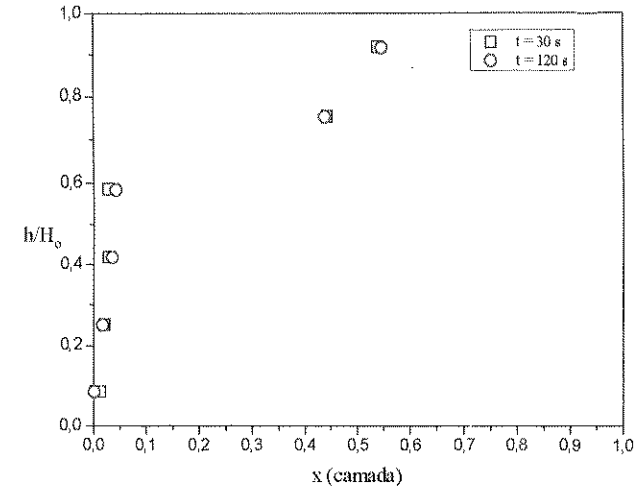
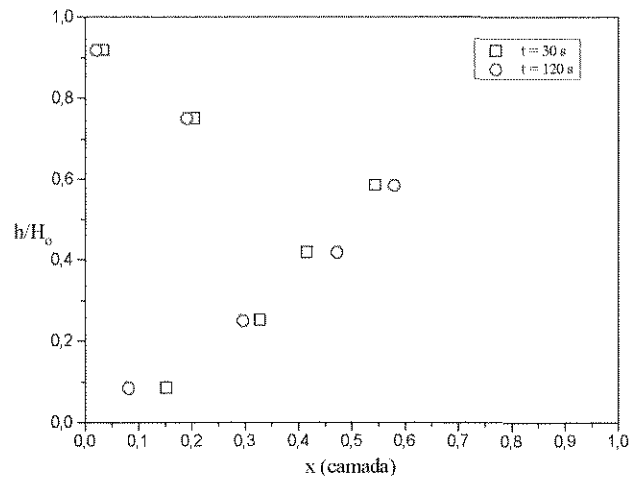
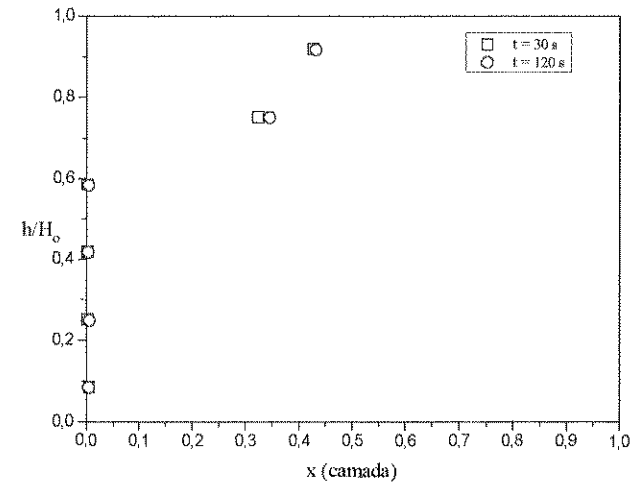
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,466$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,145$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,298$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.13 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 3 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,096$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %

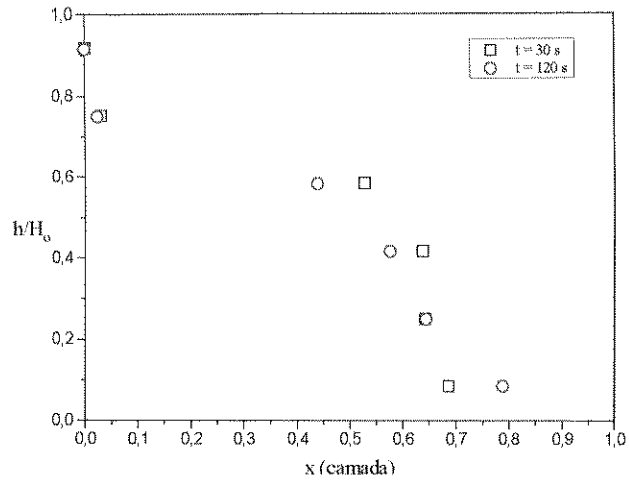
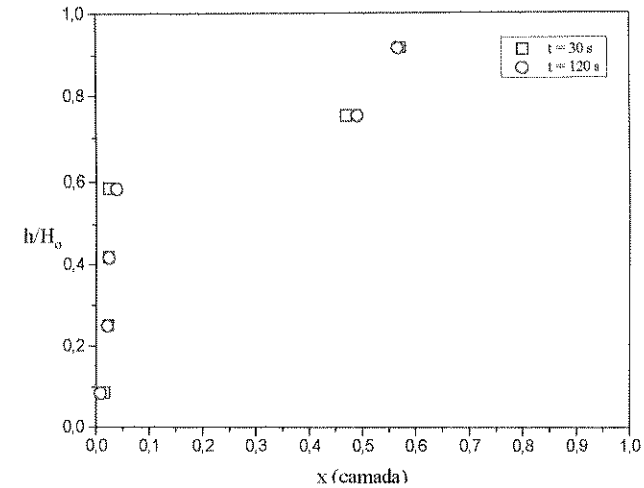
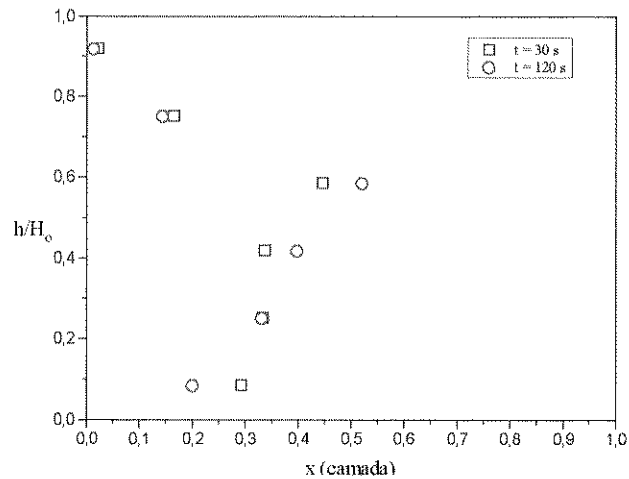
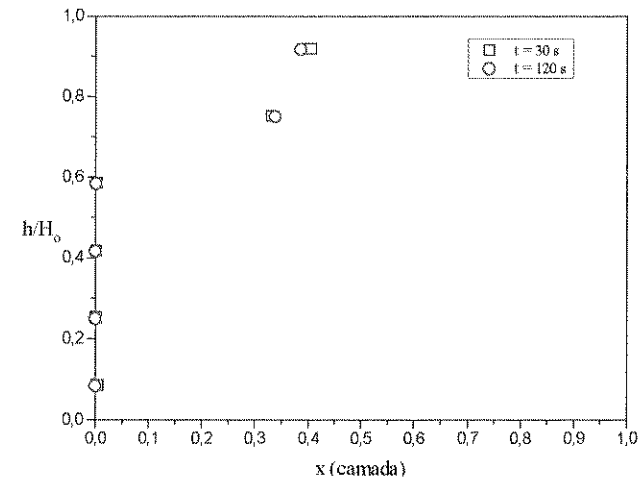
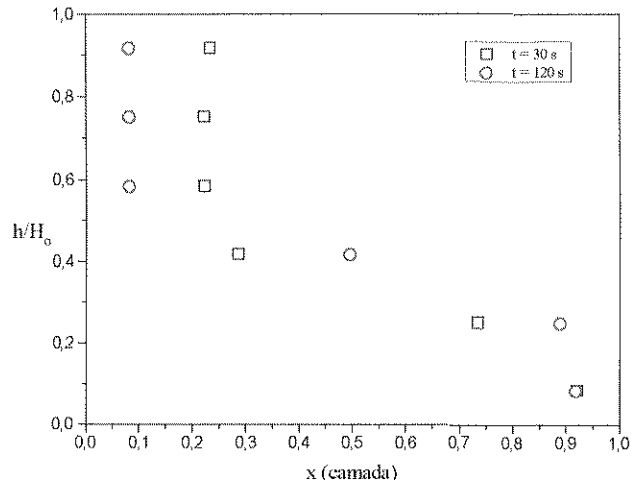
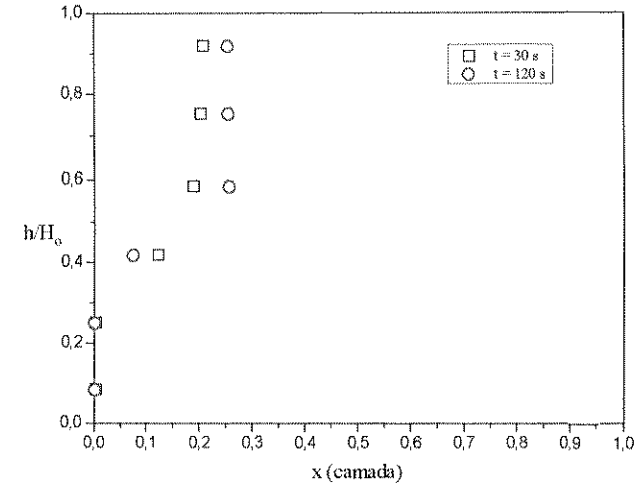
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,466$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,145$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,298$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.14 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

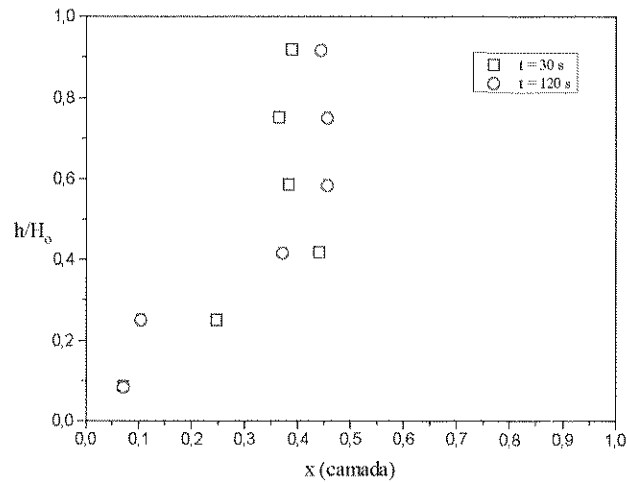
mistura 3 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,096$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %



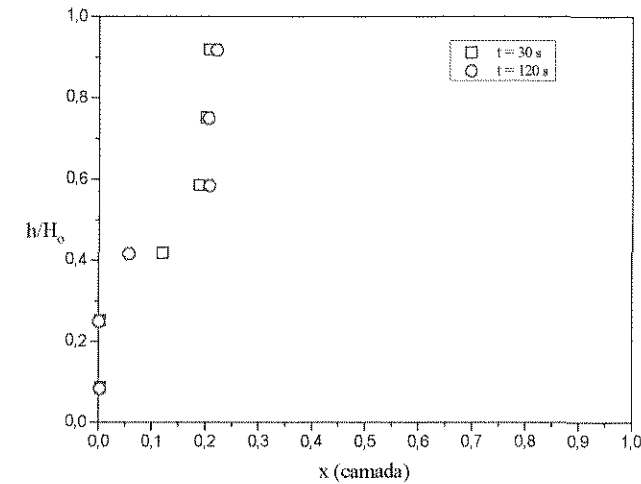
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,466$



(c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,145$



(b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,298$



(d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.15 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 3 alumina/areia; $\rho_l / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,259$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %

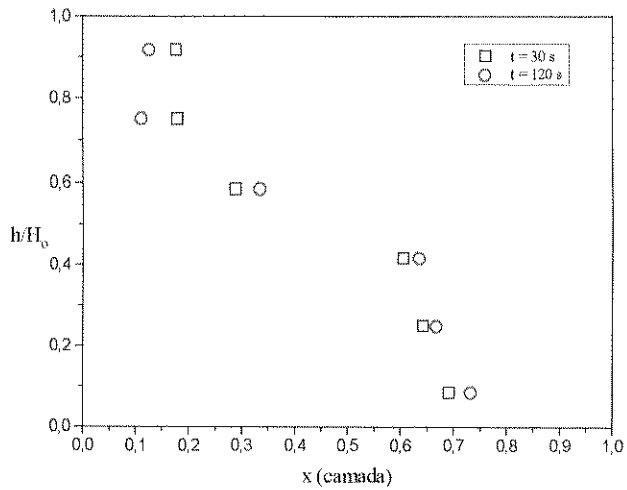
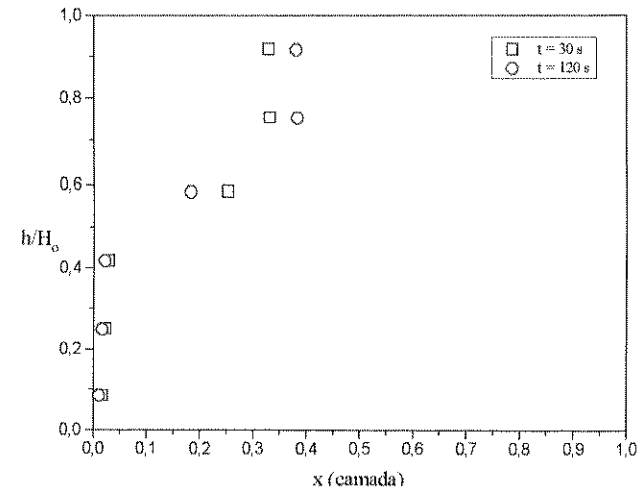
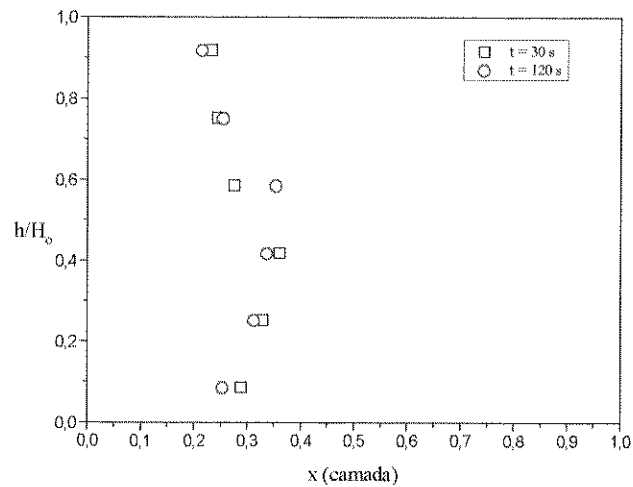
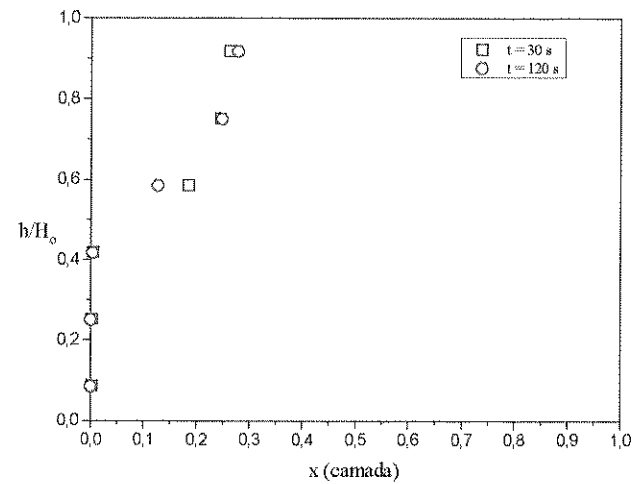
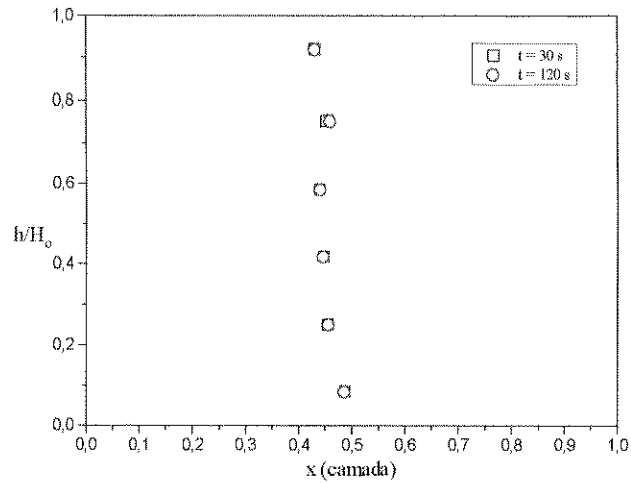
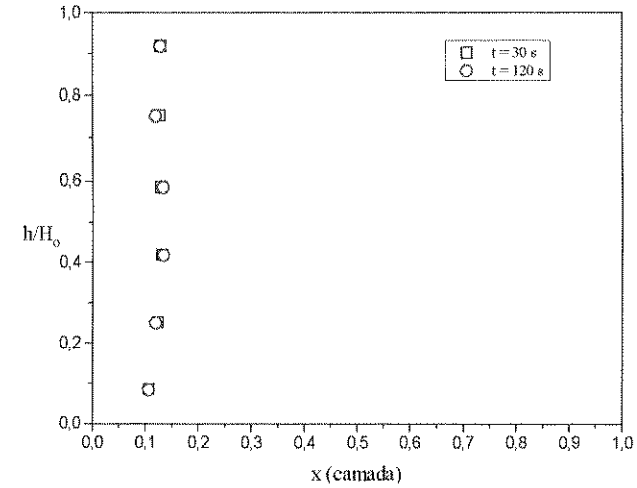
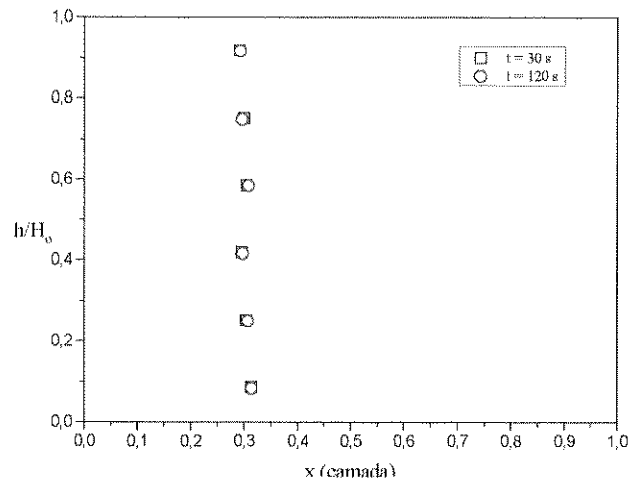
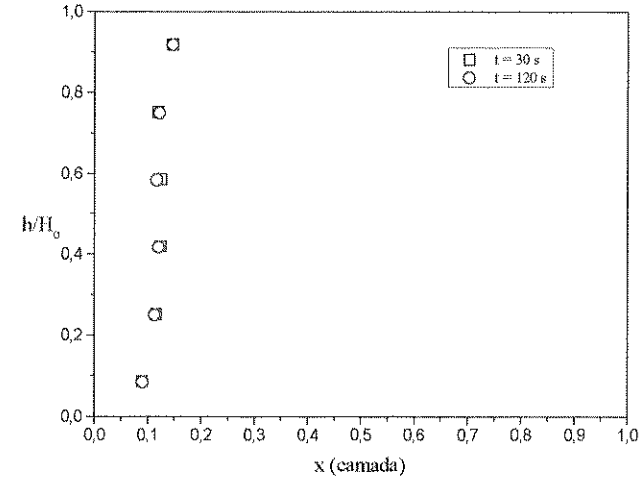
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,466$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,145$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,298$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.16 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 3 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,259$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %

(a) $704,4 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,466$ (c) $167,9 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,145$ (b) $343,6 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,298$ (d) $86,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,091$ Figura 4.17 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 3 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,493$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %

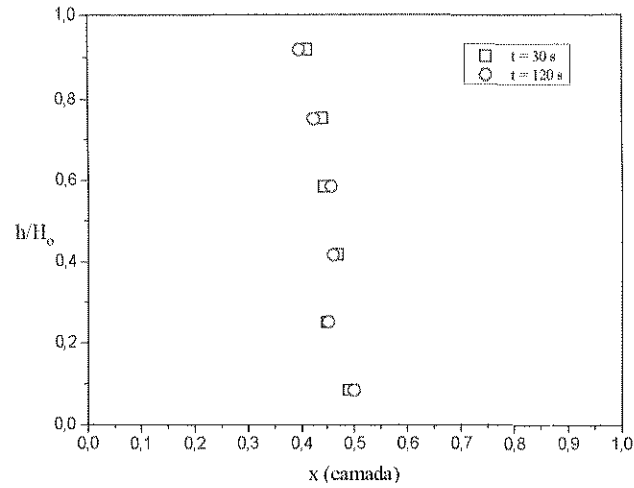
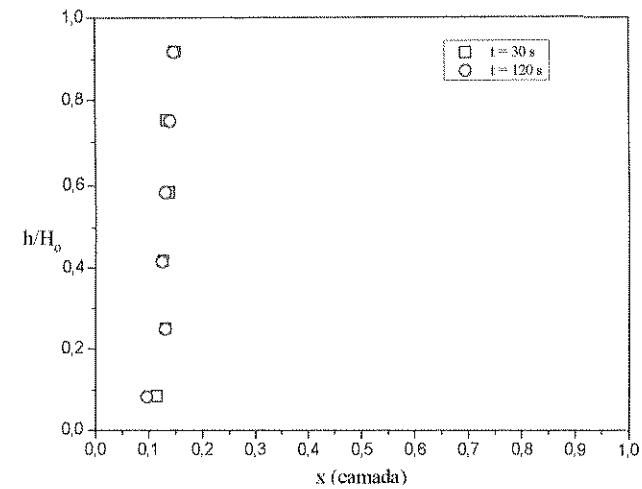
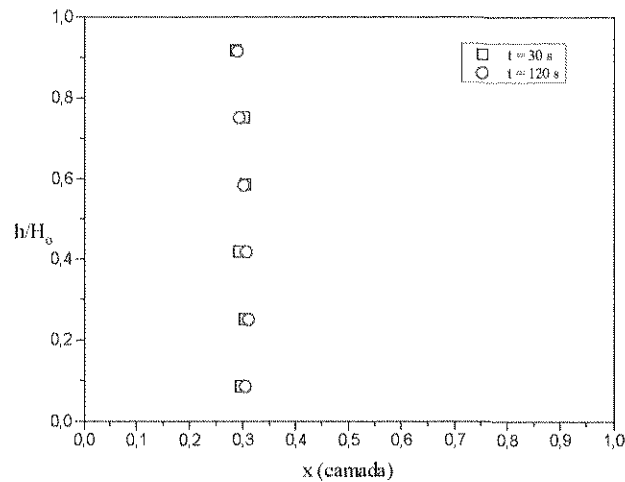
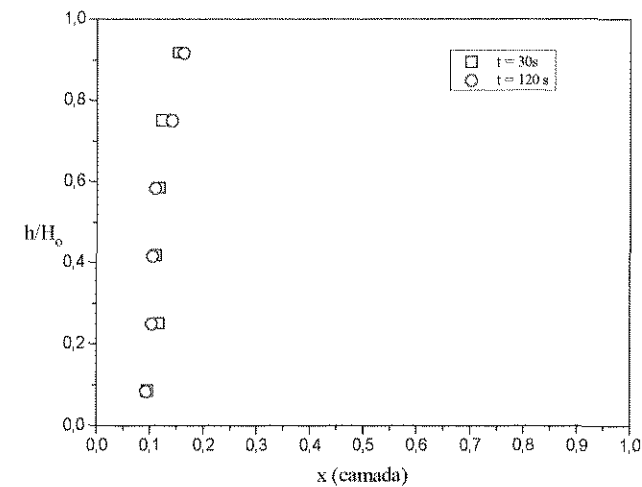
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,466$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,145$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,298$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.18 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 3 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,493$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %

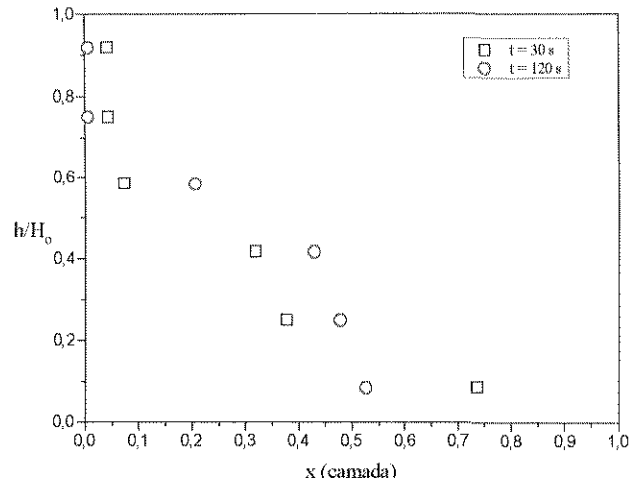
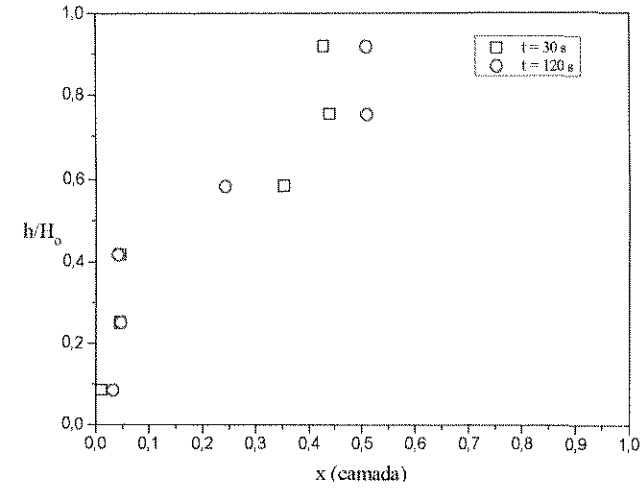
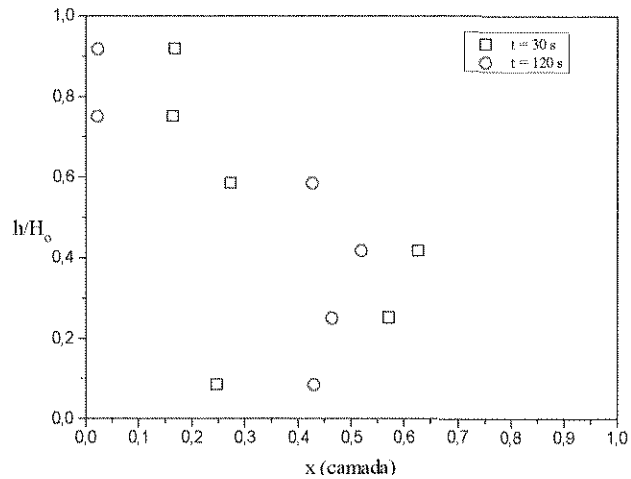
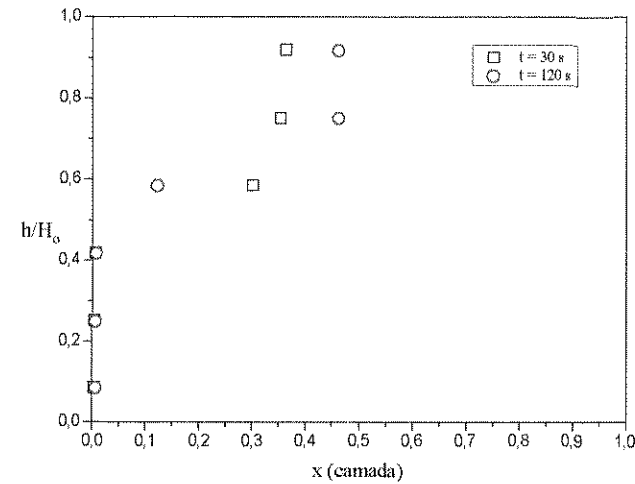

 (a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,293$

 (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,209$

 (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,356$

 (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,142$

Figura 4.19 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

 mistura 4 alumina/areia; $\rho_1 / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,096$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %

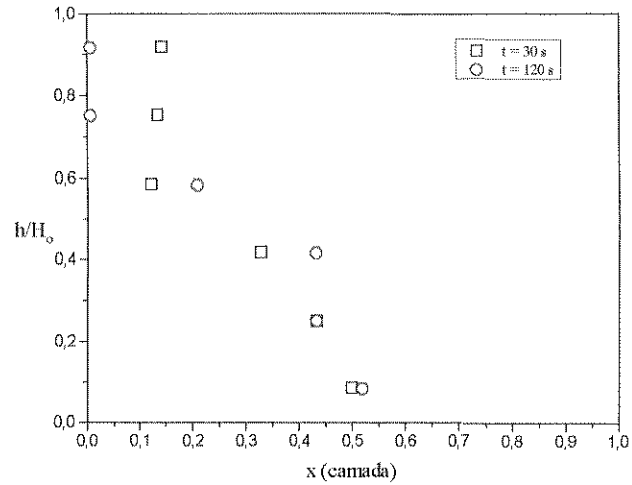
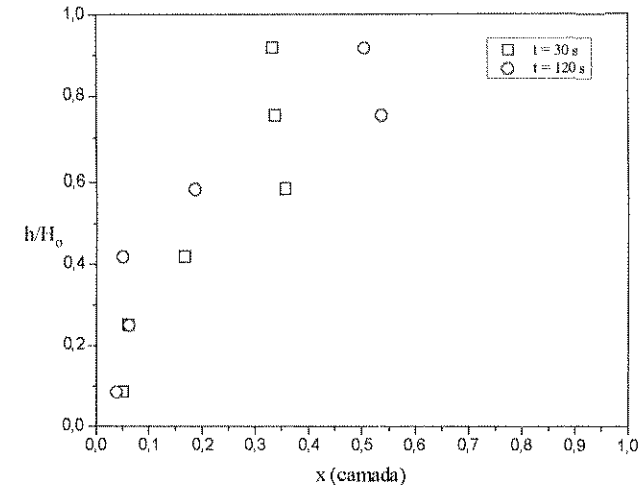
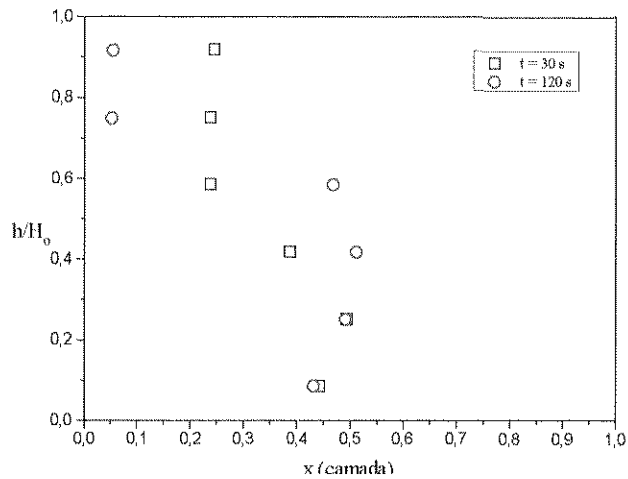
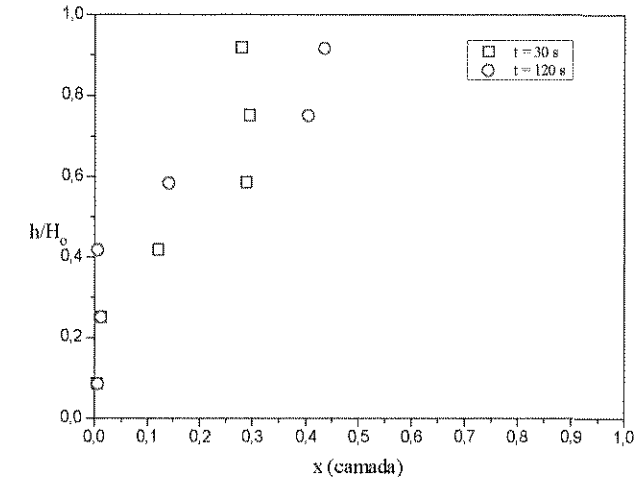
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,293$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,209$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,356$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,142$

Figura 4.20 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 4 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,096$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %

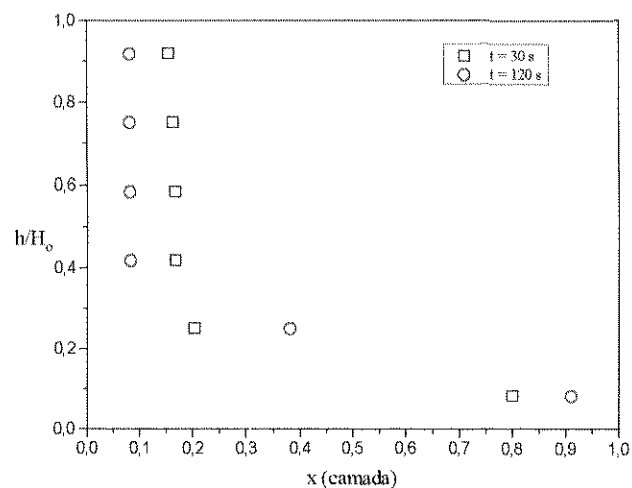
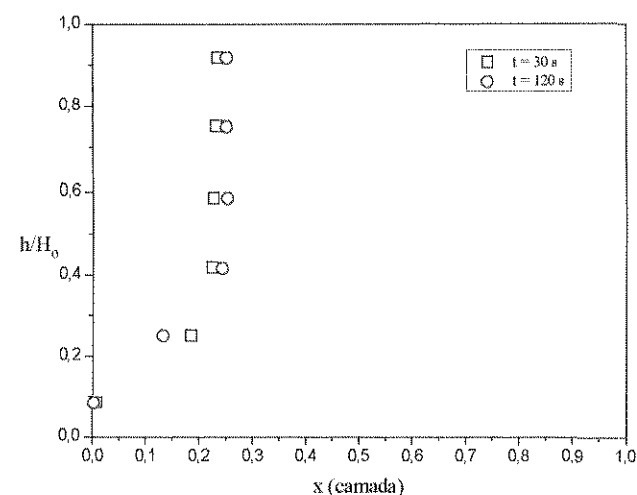
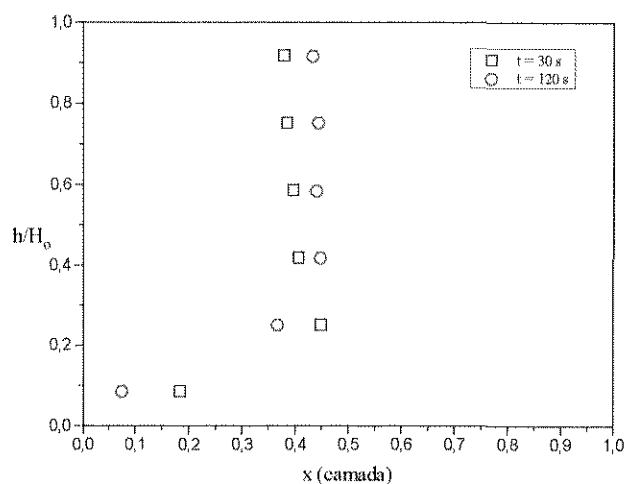
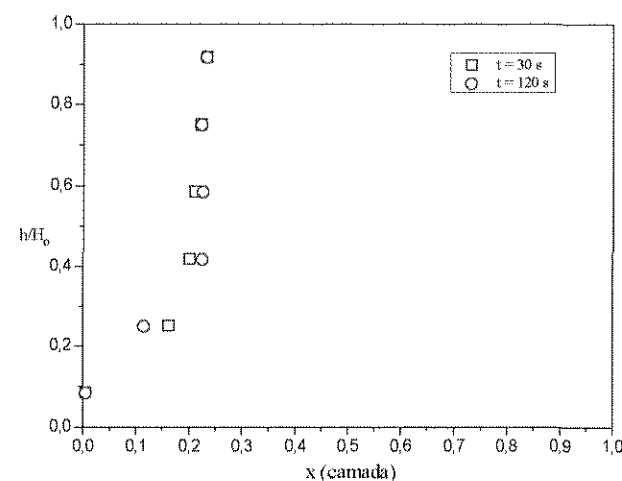
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,293$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,209$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,356$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,142$

Figura 4.21- Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 4 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,259$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %

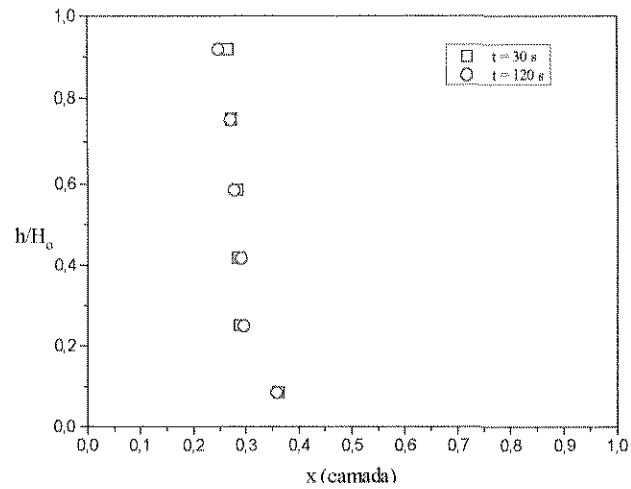
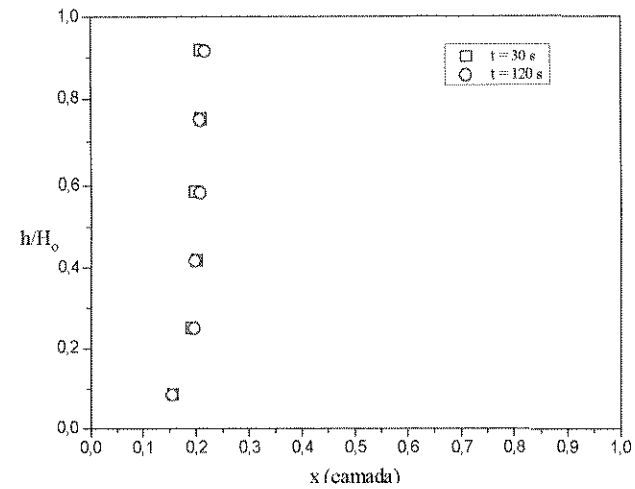
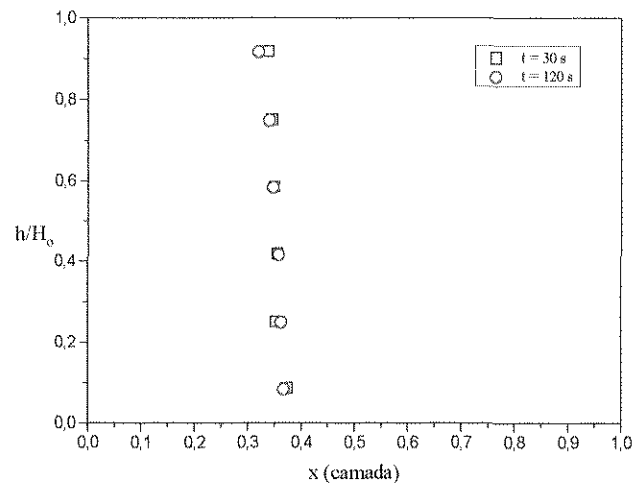
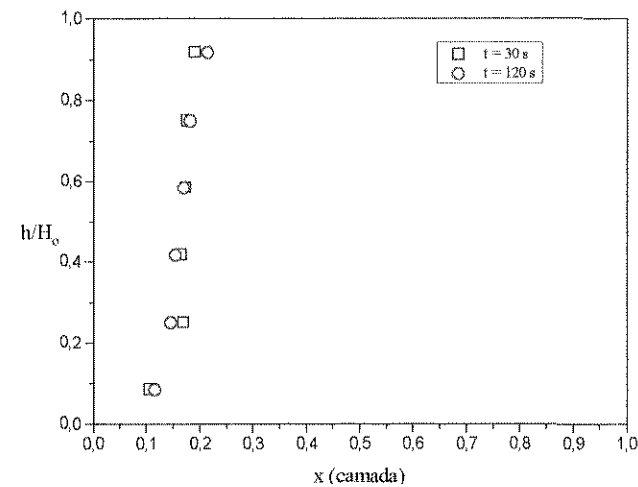
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,293$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,209$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,356$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,142$

Figura 4.22 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 4 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,259$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %

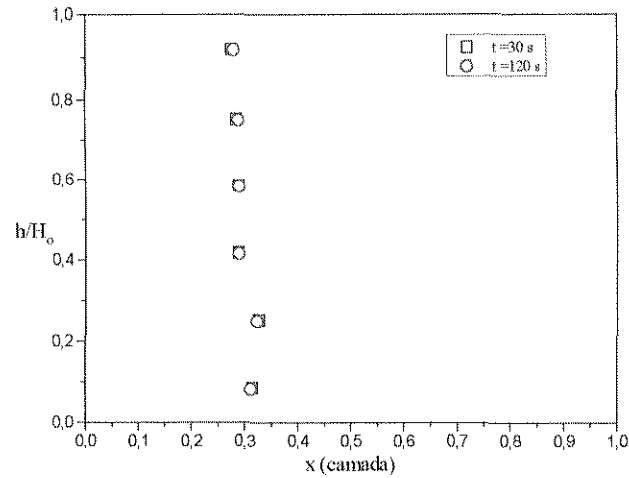
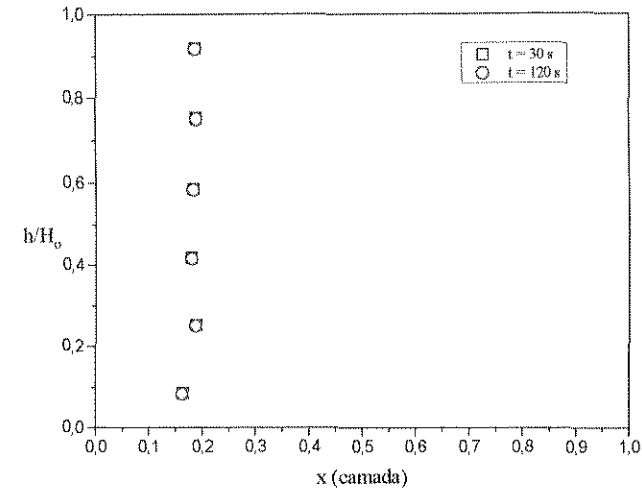
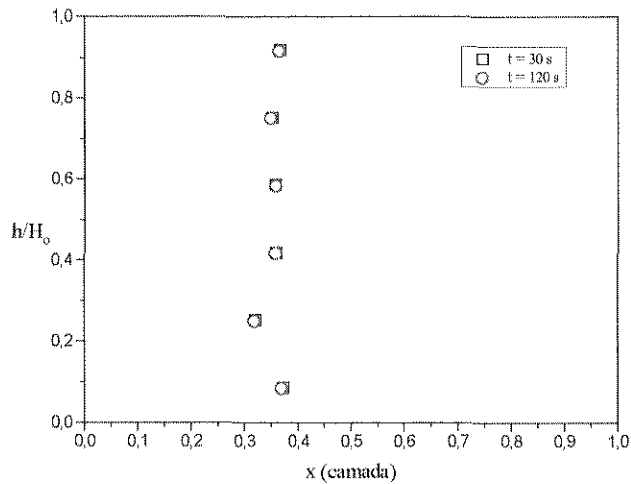
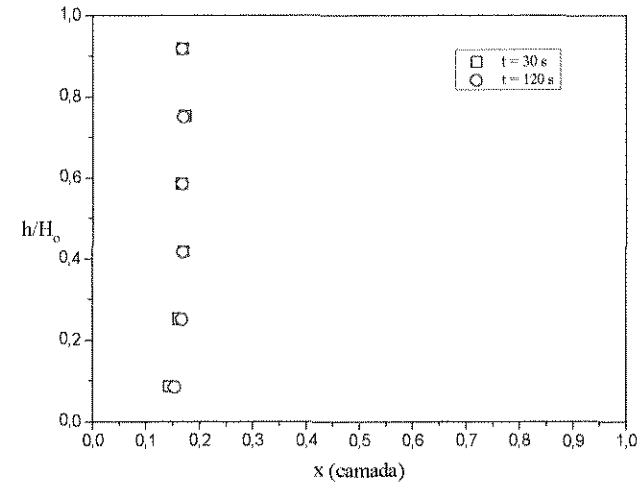
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,293$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,209$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,356$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,142$

Figura 4.23 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 4 alumina/areia; $\rho_l / \rho_E = 1,48$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,493$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 1,43$ %

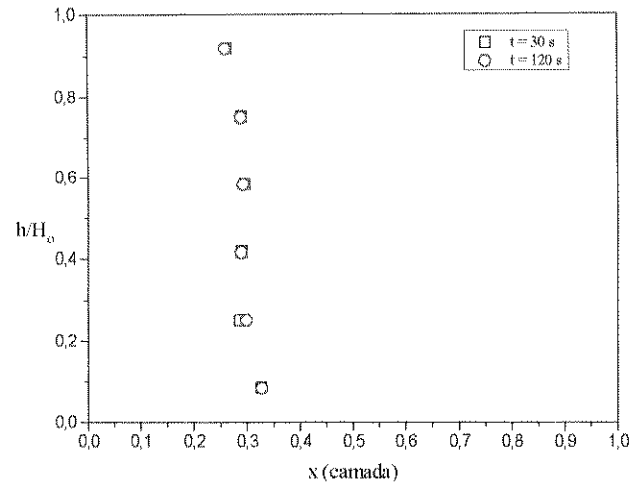
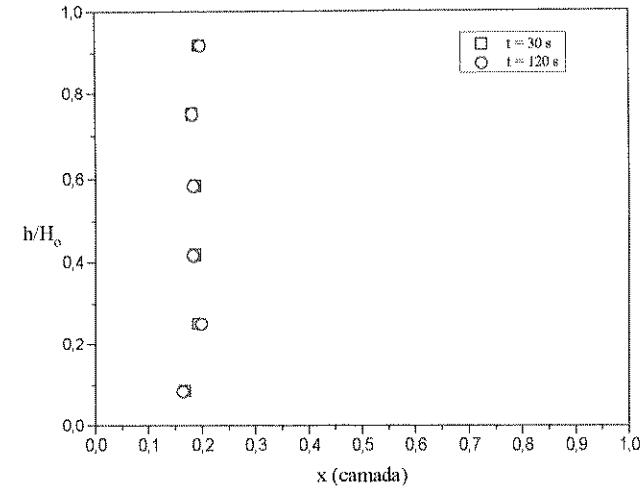
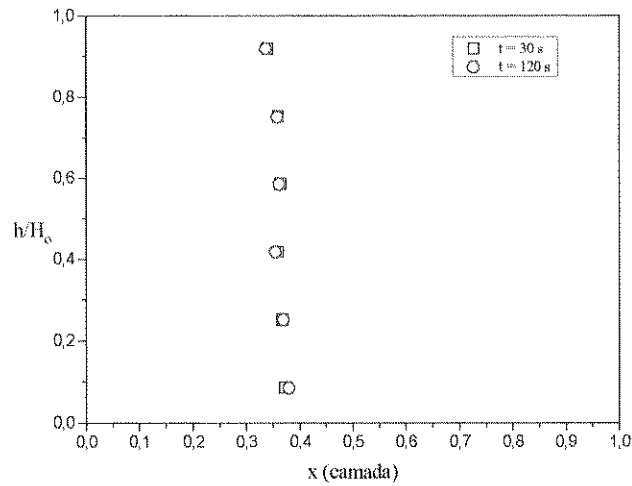
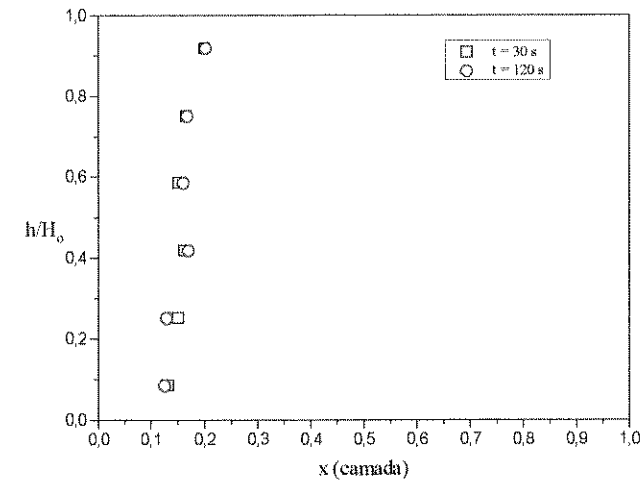

 (a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,293$

 (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,209$

 (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,356$

 (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,142$

Figura 4.24 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

 mistura 4 alumina/areia; $\rho_1 / \rho_E = 1,48$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,493$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $F = 5,89$ %

4.1.2.2 - Influência da velocidade de excesso ($U-U_E$) e da fração de área livre (F)

As Figuras 4.25 e 4.26 mostram a influência da velocidade de excesso do gás ($U-U_E$) no perfil de concentração do leito para uma mistura de partículas diferindo em tamanho (mistura 1 vidro/vidro), para um mesmo tempo de fluidização (120 segundos) e duas frações de área livre (1,43 e 5,89%). A velocidade utilizada como referência foi a velocidade mínima de fluidização das menores partículas (U_E).

A Figura 4.25 ilustra o perfil de concentração do leito, considerando a mistura 1 vidro/vidro, um tempo de fluidização de 120 segundos e uma fração de área livre de 1,43%. Para a menor velocidade de excesso ($U-U_E = 0,069$ m/s), ou seja, na região de segregação total, observa-se que as partículas de maior diâmetro ($\bar{d}_p = 709,7$ μm) (Figura 4.25a) apresenta uma alta concentração de sólidos na metade inferior do leito, comportando-se como imergível, conforme a definição de Rowe et al. (1978).

Nessa situação, as partículas intermediárias maiores, $\bar{d}_p = 348,7$ μm , (Figura 4.25b) apresentam-se bem distribuídas por todo o leito, porém com uma menor concentração próximo ao distribuidor. Ao contrário, as partículas intermediárias menores, $\bar{d}_p = 176,0$ μm , (Figura 4.25c) e as de menores diâmetros, $\bar{d}_p = 81,5$ μm , (Figura 4.25d) mostram uma alta concentração na região superior do leito, comportando-se como emergíveis. Observa-se que nessa velocidade, as partículas menores e maiores estão consideravelmente segregadas.

Analisando ainda a Figura 4.25, quando a velocidade de excesso intermediária ($U-U_E = 0,119$ m/s) é considerada (segregação parcial) todos os diâmetros estão presentes nas quatro camadas superiores, que corresponde a 2/3 do leito. Para a maior velocidade de excesso ($U-U_E = 0,190$ m/s), que corresponde a uma região de mistura na qual as partículas estão completamente suspensas pelo gás, observa-se que existe uma melhor mistura no leito quando se aumenta a velocidade. É importante ressaltar, que na determinação das velocidades características das misturas foi utilizado o distribuidor com a maior fração de área

livre ($F=5,89\%$). Devido a esse fato, ainda existe uma concentração mínima de partículas maiores ocupando a camada inferior do leito.

A Figura 4.26 ilustra a influência da velocidade de excesso do gás no perfil de concentração da mistura 1 vidro/vidro para o maior tempo de fluidização e o distribuidor com uma fração de área livre de 5,89%. Constata-se que a tendência à mistura das partículas do leito ocorre com o aumento da velocidade.

Comparando as Figuras 4.25 e 4.26 observar-se o efeito do aumento da fração de área livre do distribuidor. Na Figura 4.26, mesmo para a menor velocidade, a concentração das partículas está próxima da concentração global, indicando assim uma melhor mistura que aquela apresentada na Figura 4.25. Observa-se ainda, que para as partículas maiores, cuja tendência é permanecer próximas ao distribuidor, o aumento da fração de área livre reduz sua concentração na camada inferior do leito.

As Figuras 4.27 e 4.28 permitem a análise da influência da velocidade de excesso do gás e da fração de área livre em misturas de diferentes massas específicas. Essas figuras mostram a mistura 3 alumina/areia para um mesmo tempo de fluidização (120 segundos) e as duas frações de área livre (5,89 e 1,43%). Constata-se, que o aumento da velocidade de excesso do gás melhora a mistura do leito com partículas de diferentes massas específicas. Observa-se que para a menor velocidade de excesso o leito está totalmente segregado, com as partículas maiores ocupando a região inferior do leito, e as menores a parte superior. Enquanto que para a maior velocidade todas as partículas estão bem distribuídas pelo leito.

Através das Figuras 4.27 e 4.28 constata-se o favorecimento da mistura das partículas com o aumento da fração de área livre do distribuidor. É interessante observar que para a velocidade de segregação parcial ($U-U_E = 0,259 \text{ m/s}$), as partículas intermediárias maiores ($\bar{d}_p = 343,6 \text{ }\mu\text{m}$) mudam completamente o perfil quando se aumenta a fração de área livre. Na primeira situação (Figura 4.27b) comportam-se como emergíveis, ocupando os 2/3 superior do leito. Na segunda situação (Figura 4.28b), estão em todas as partes do leito, porém com uma concentração maior na metade inferior deste.

Como observado nas Figuras 4.26 a 4.28, o aumento da velocidade de excesso do gás melhora a mistura do leito.

Conforme a teoria das duas fases, quando se aumenta a velocidade do gás acima da necessária para a fluidização das partículas, o gás passa pelo leito na forma de bolhas. As bolhas arrastam as partículas da região inferior do leito na cauda (*wake*) e no rastro (*drift*) conduzindo a mistura. Essas observações estão de acordo com os trabalhos apresentados por Rice e Brainovich (1986), Geldart et al. (1981), Nienow et al. (1987), Peeler e Huang (1989), Hemati et al. (1990) e Hoffman e Jomp (1991) obtidos para misturas de mesma massa específica e com os de Rowe et al. (1978) e Geldart et al. (1981), obtidos para misturas de diferentes massas específicas. De uma maneira geral, o fluxo de bolhas no leito é favorecido pelo aumento da fração de área livre, melhorando a mistura e reduzindo o efeito da segregação e de zonas mortas, pois as partículas situadas acima do distribuidor têm maior possibilidade de serem conduzidas para a parte superior do leito juntamente com as bolhas.

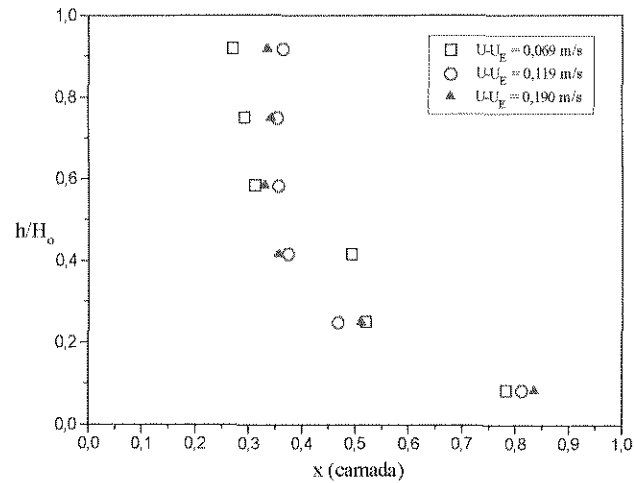
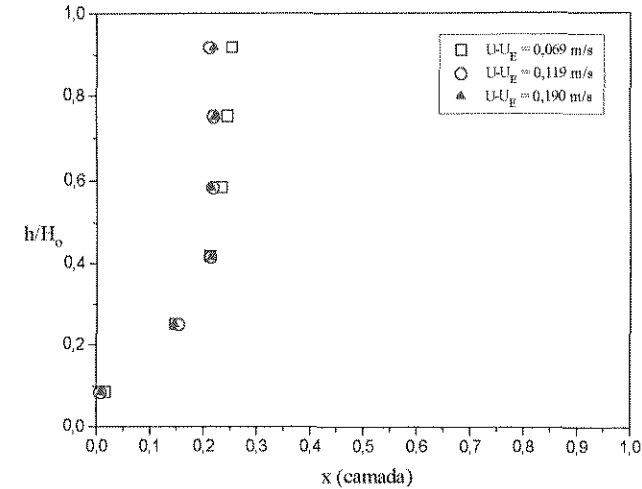
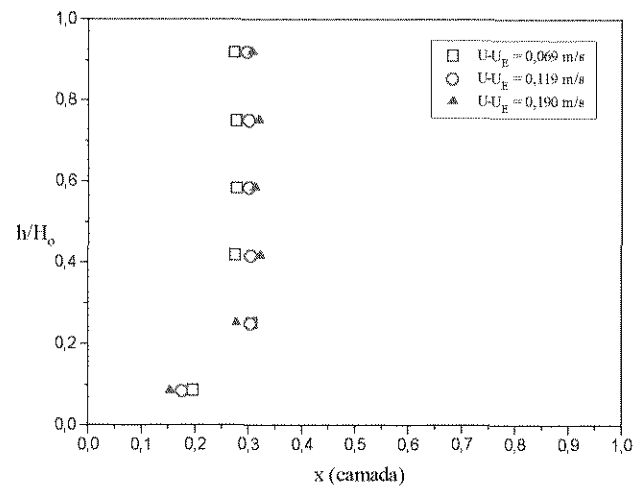
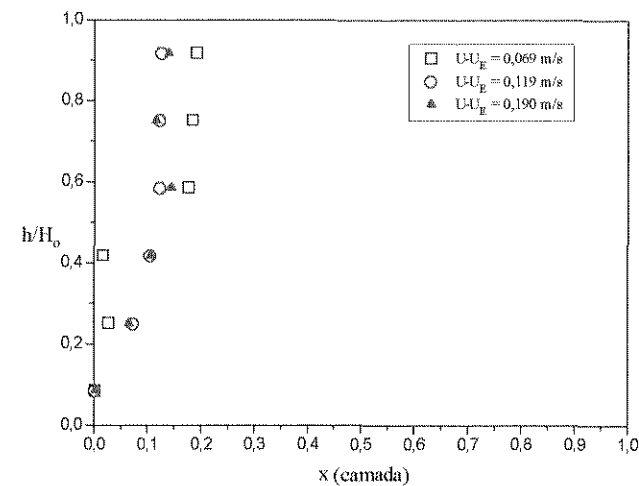
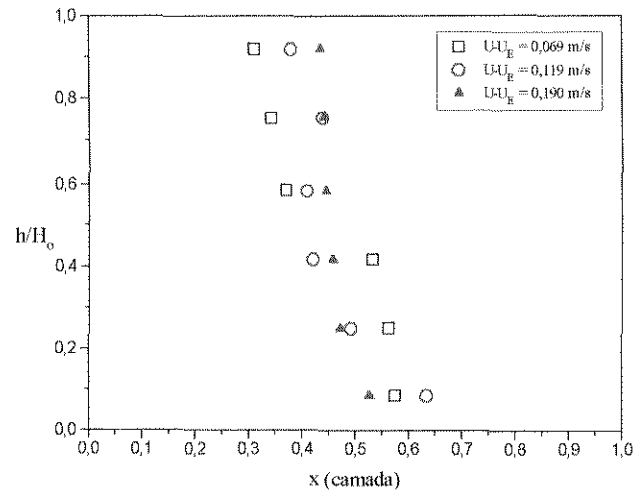
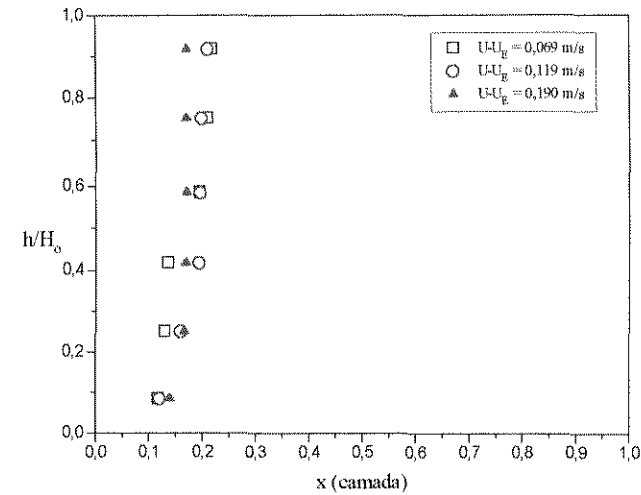
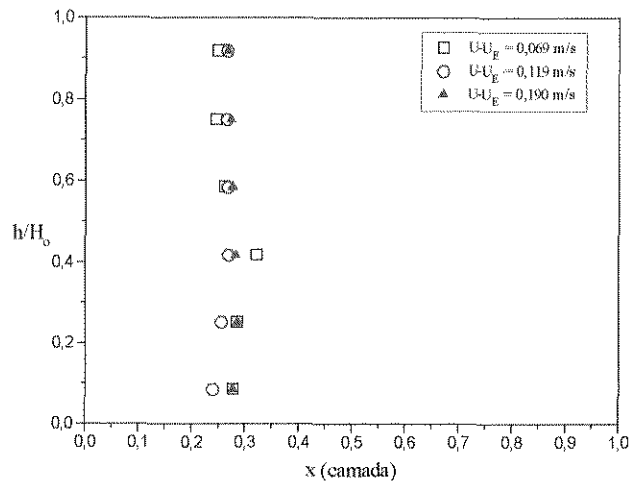
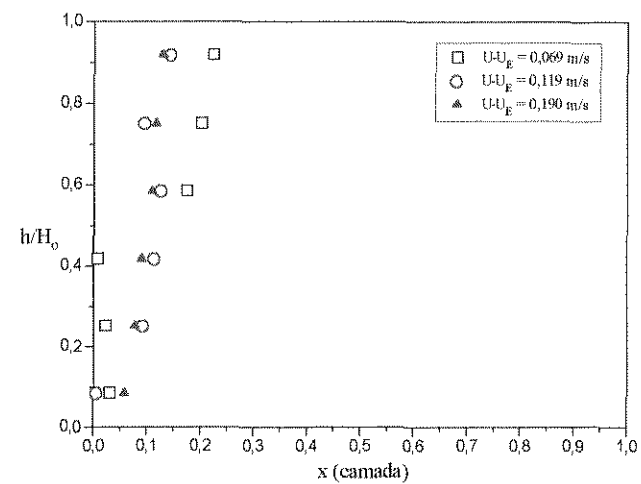
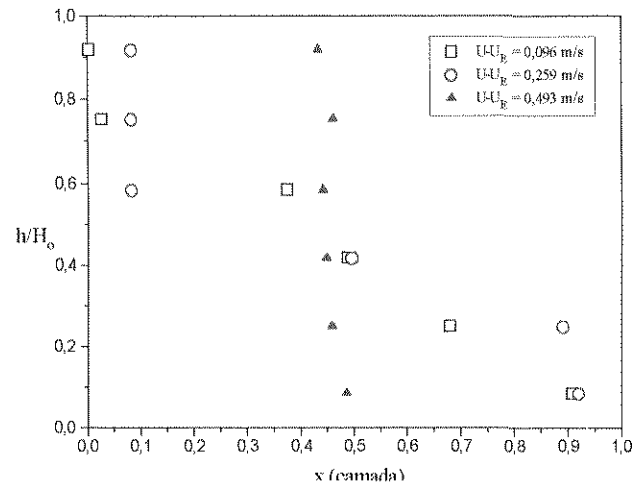
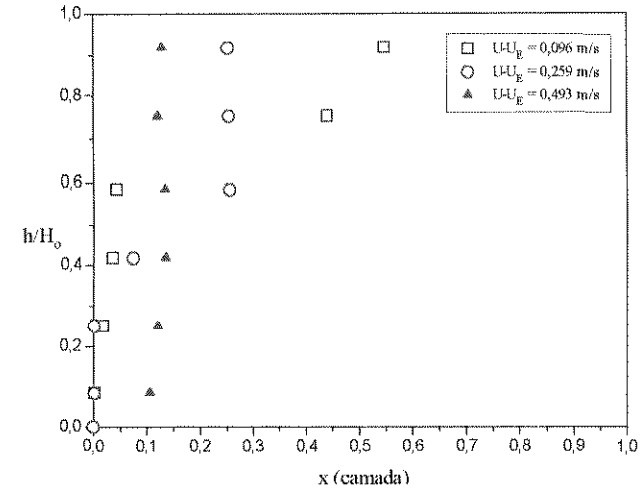
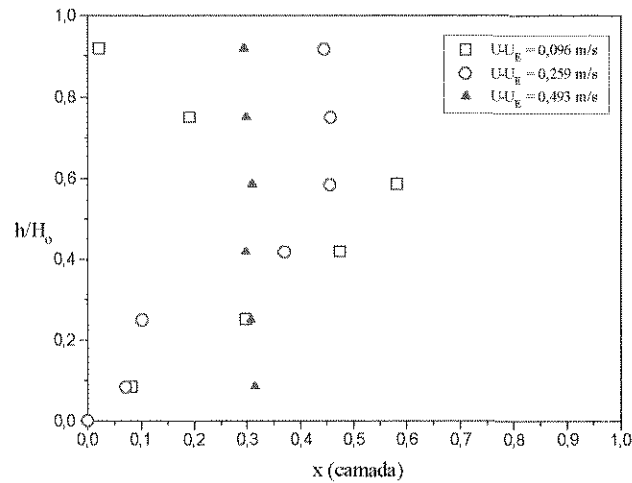
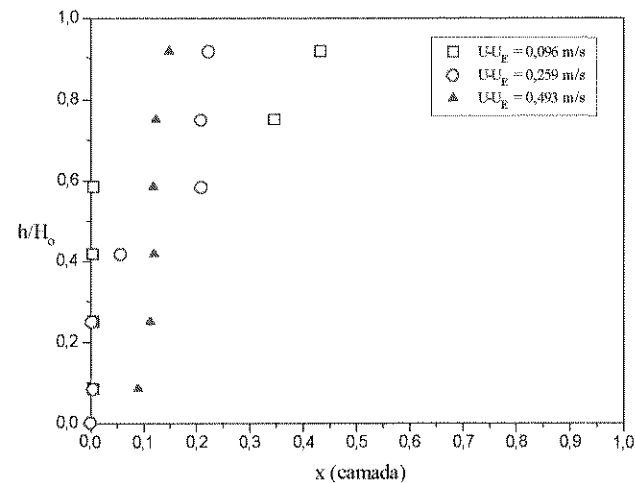
(a) $709,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,466$ (c) $176,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,145$ (b) $348,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,298$ (d) $81,5 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,091$

Figura 4.25 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

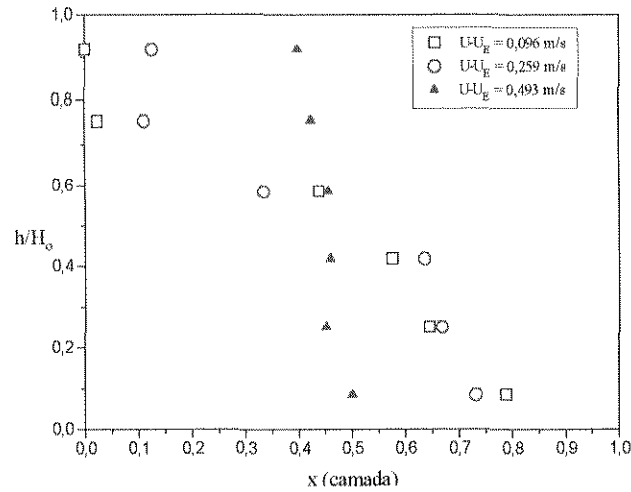
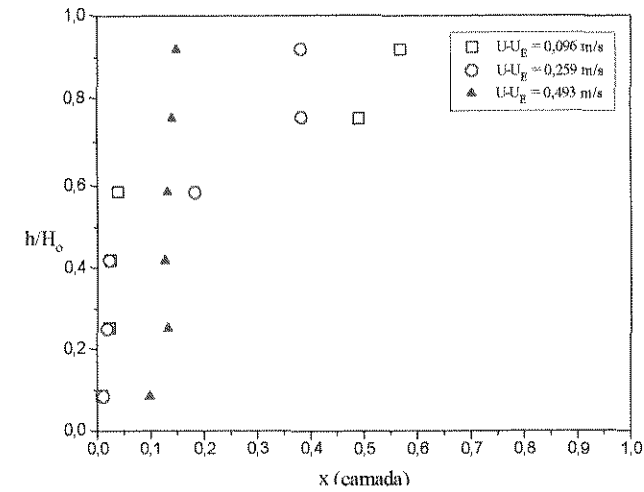
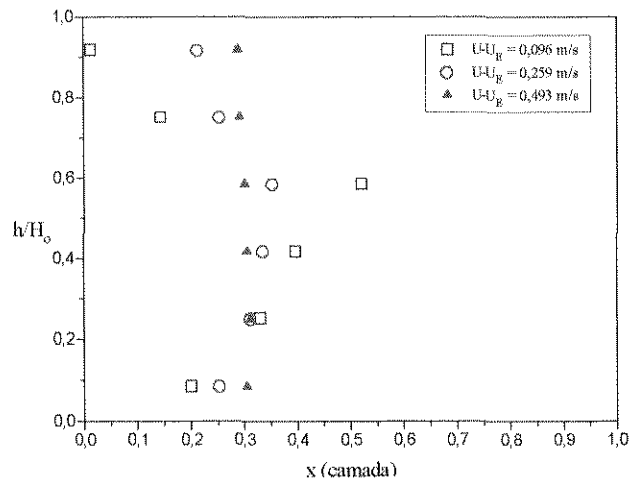
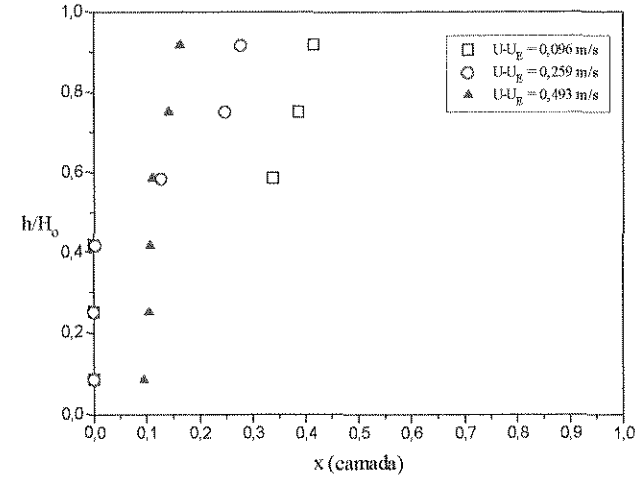
mistura 1 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U_E = 0,006 \text{ m/s}$; $t = 120 \text{ s}$; $F = 1,43 \%$

(a) $709,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,466$ (c) $176,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,145$ (b) $348,7 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,298$ (d) $81,5 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,091$ Figura 4.26 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 1 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U_E = 0,006$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89$ %

(a) $704,4 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,466$ (c) $167,9 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,145$ (b) $343,6 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,298$ (d) $86,0 \mu\text{m}$; $\bar{x} = 0,091$ Figura 4.27 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 3 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U_E = 0,008$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 1,43$ %

(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,466$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,145$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,298$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,091$ Figura 4.28 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

mistura 3 alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o / D_c = 3,0$; $U_E = 0,008$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89$ %

4.1.2.3 - Influência do diâmetro médio da mistura / concentração de imergíveis

A seguir analisa-se a influência do aumento do diâmetro médio da mistura, e por conseguinte, a redução da concentração das partículas maiores, nos perfis de concentração das misturas polidispersas de mesmas ou de diferentes massas específicas. Essa análise será através das Figuras 4.29 a 4.32, para um tempo de 120 segundos e fração de área livre de 5,89%, ou seja, nas condições que favorecem a mistura do leito, e com as duas velocidades características mais importantes, 0,069 m/s (vidro/vidro) e 0,096 m/s (alumina/areia), que indica a segregação total e 0,190 m/s (vidro/vidro) e 0,493 m/s (alumina/areia), que indica e favorece a mistura.

As Figura 4.29 e 4.30 ilustram a influência do diâmetro médio da mistura, para as misturas vidro/vidro, para as velocidades de excesso de 0,069 e 0,190 m/s. Observa-se que o aumento do diâmetro médio da mistura não melhora a homogeneização, principalmente pelo aumento da concentração das partículas imergíveis de 0,295 ($d_M = 230,0 \mu\text{m}$) para 0,466 ($d_M = 290,0 \mu\text{m}$) (Figura 4.29a), conforme Tabela 3.4. Nesse caso, houve um aumento no diâmetro médio da mistura na ordem de 26%, enquanto a concentração das partículas maiores ($\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$) foi aumentada em torno de 57%, evidenciando assim uma menor dispersão no leito.

Na Figura 4.30 torna-se nítida a influência do aumento do diâmetro médio, com as concentrações dos componentes nas camadas convergindo para a concentração global da mistura. Na Figura 4.30a, para a mistura de menor diâmetro médio ($d_M = 230,0 \mu\text{m}$), pode-se observar o perfil de concentração linear das partículas de maiores ($\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$), indicando a boa mistura.

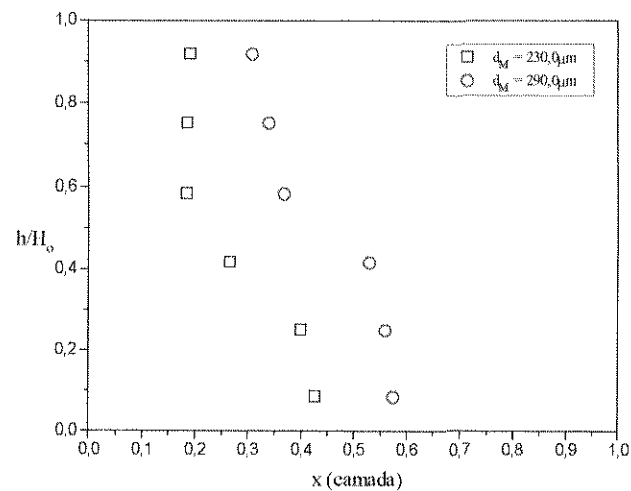
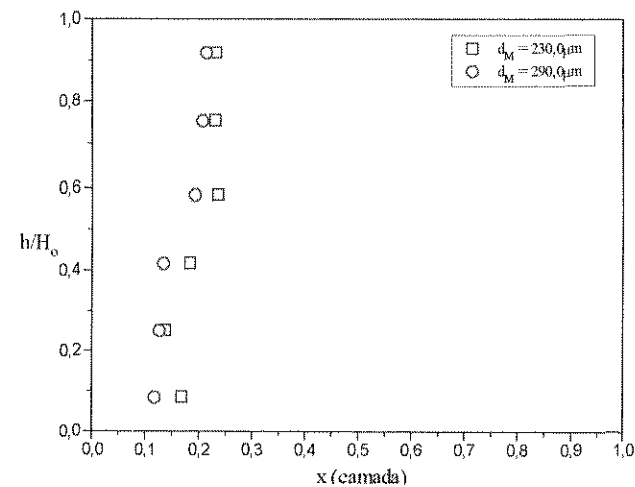
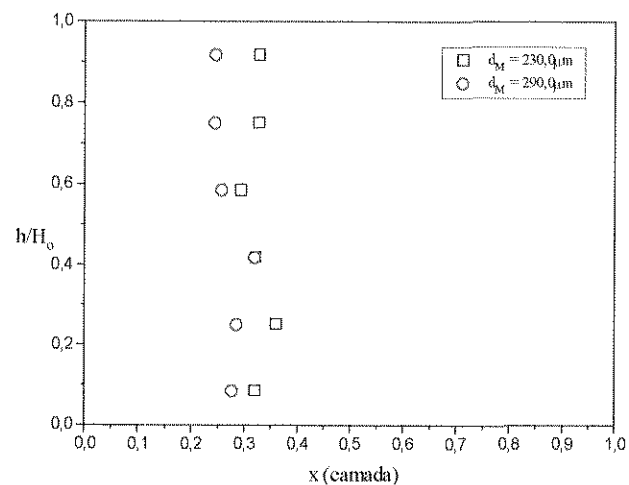
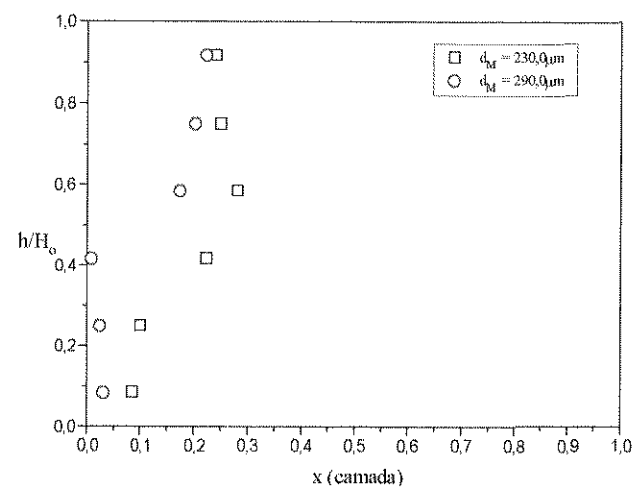
Essa tendência também ocorre para as misturas polidispersas de diferentes massas específicas (Figuras 4.31 e 4.32). Nessas figuras as misturas de alumina/areia foram fluidizadas com as velocidades de excesso 0,096 e 0,493 m/s, respectivamente. Observa-se, que o aumento do diâmetro médio da mistura (concentração de imergível) aumenta também o desvio entre as concentrações em

camada e a concentração global ($\bar{x}$). Dessa forma, para misturar um leito composto de partículas imergíveis necessita-se de uma maior quantidade de gás, sendo mais fácil misturá-lo reduzindo-se a quantidade dessas partículas.

Quando comparadas as Figuras 4.29 e 4.30 com as Figuras 4.31 e 4.32, observa-se a maior tendência a segregação da mistura de partículas de diferentes massas específicas.

É importante salientar, que os diâmetros médios das misturas foram obtidos mantendo-se constante as frações mássicas dos componentes. Embora as quatro faixas de tamanho dos componentes das duas misturas (vidro/vidro ; alumina/areia) sejam aproximadamente as mesmas, existe uma diferença de massa específica que deve ser considerada. Essa diferença de massa específica é suficiente para mudar a estrutura (forma) do leito alterando as velocidades características dos dois sistemas.

Então, o aumento do diâmetro médio, para os sistemas estudados, não favorece a mistura do leito, principalmente por aumentar a concentração das partículas maiores e reduzir a concentração das partículas menores. Ressalta-se, que nessa situação o leito possui uma menor dispersão.

(a) 709,7 μm (c) 176,0 μm (b) 348,7 μm (d) 81,5 μm Figura 4.29 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

misturas vidro/vidro ; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,069$ m/s ; $U_E = 0,006$ m/s ; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$

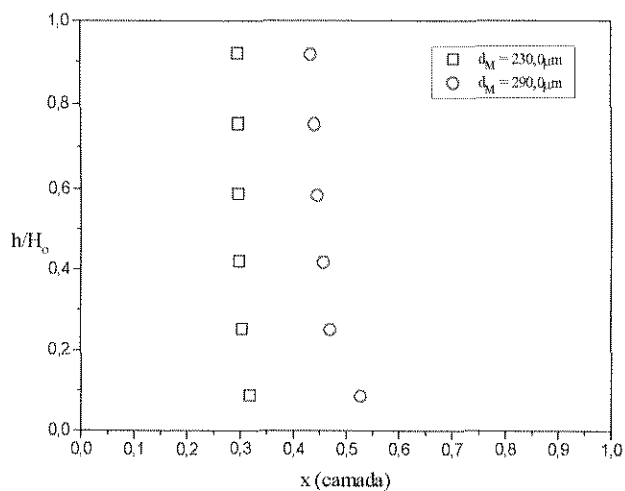
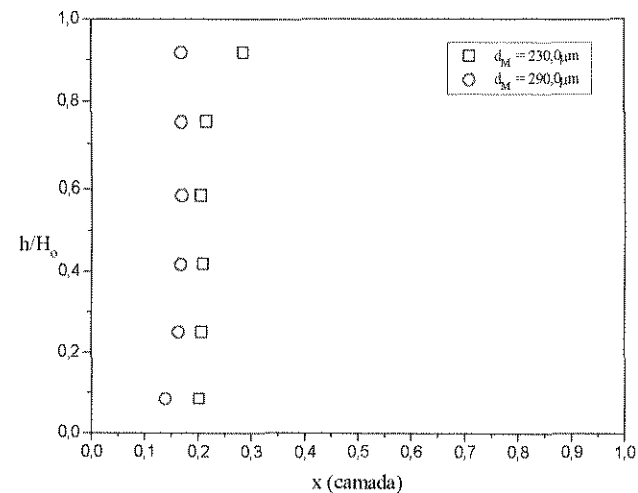
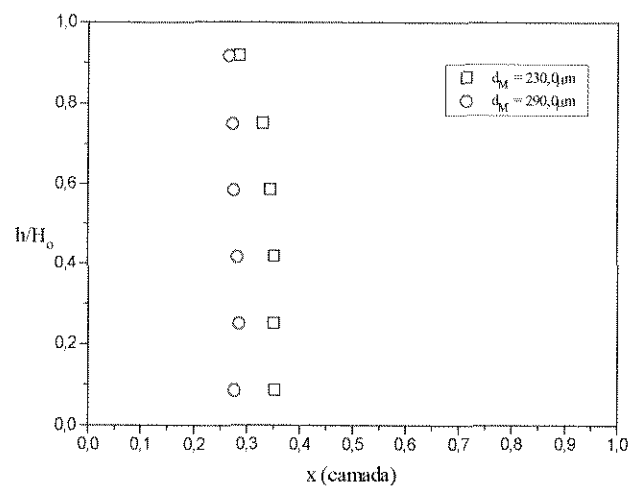
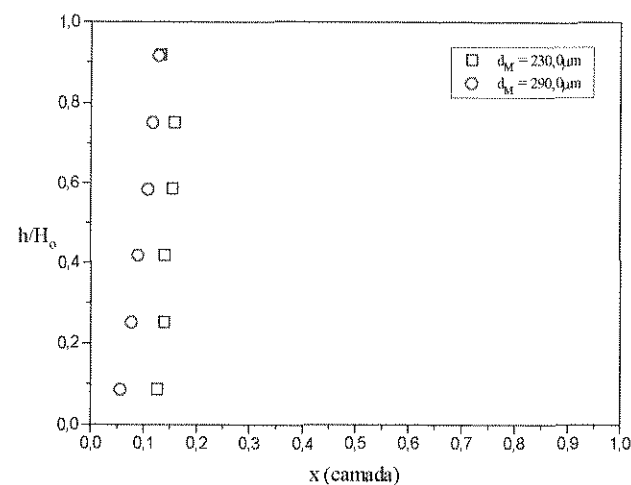
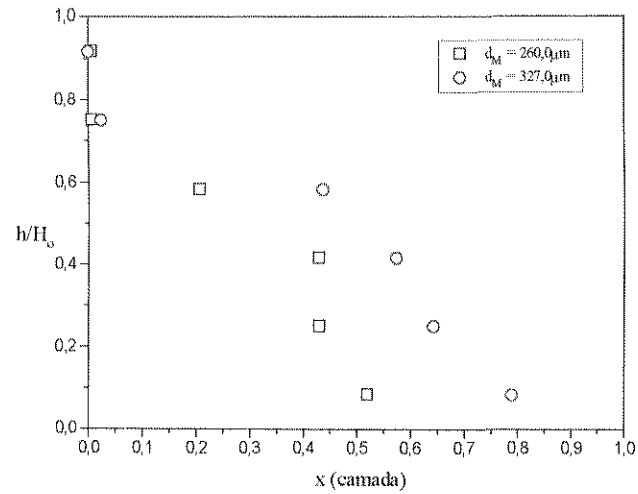
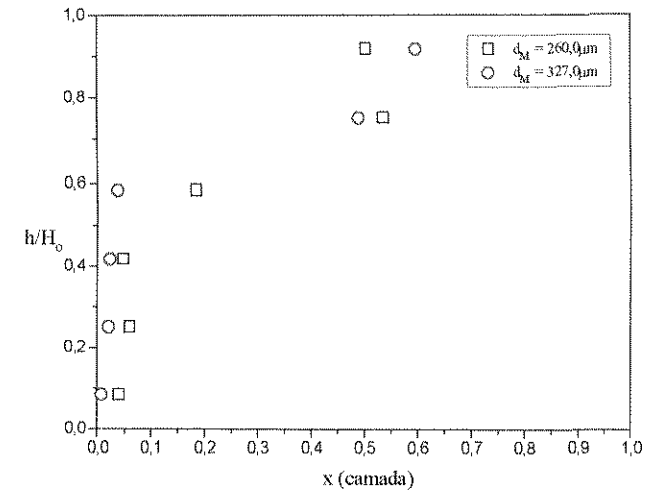
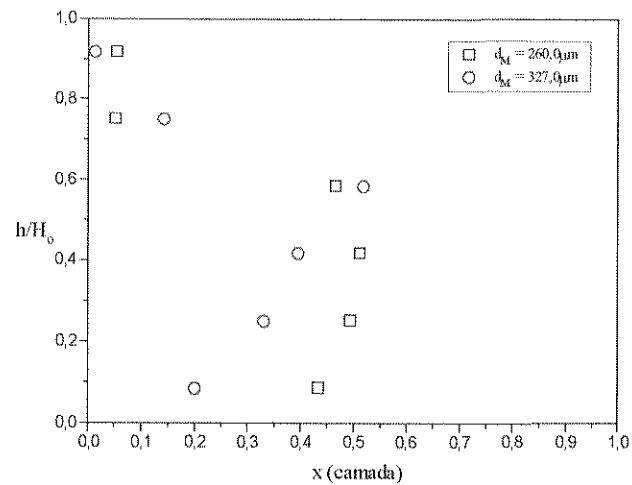
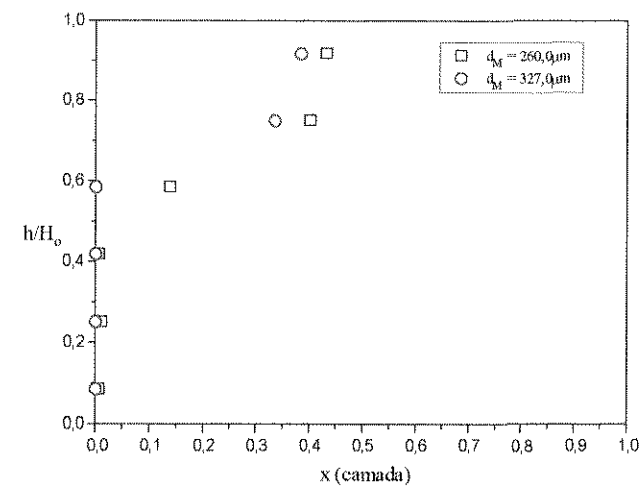
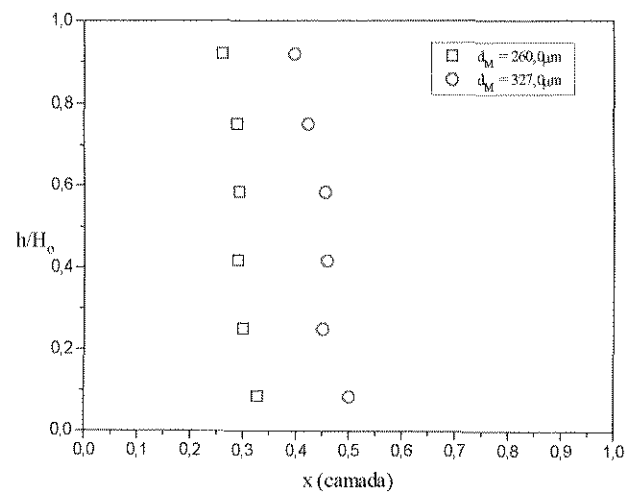
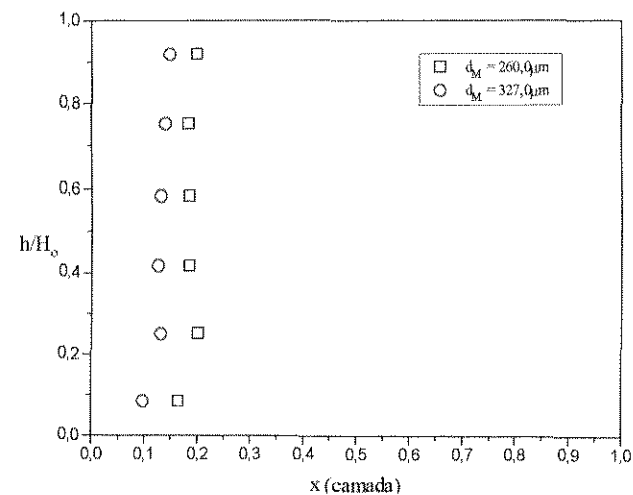
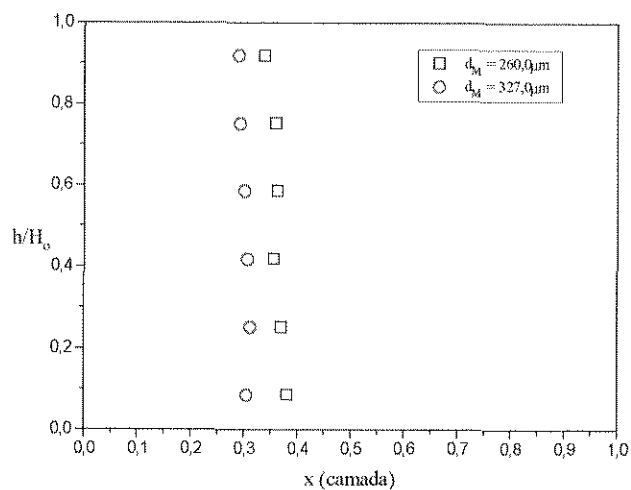
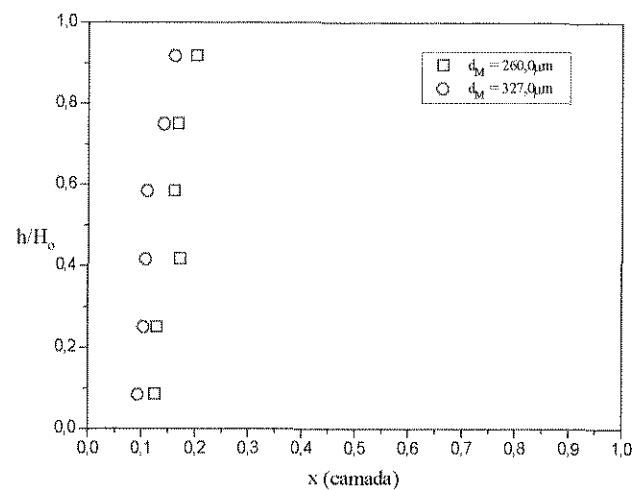
(a) 709,7 μm (c) 176,0 μm (b) 348,7 μm (d) 81,5 μm

Figura 4.30 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

misturas vidro/vidro ; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,190$ m/s ; $U_E = 0,006$ m/s ; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$

(a) 704,4 μm (c) 167,9 μm (b) 343,6 μm (d) 86,0 μm Figura 4.31 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

misturas alumina/areia ; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,096$ m/s ; $U_E = 0,008$ m/s ; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$

(a) 704,4 μm (c) 167,9 μm (b) 343,6 μm (d) 86,0 μm Figura 4.32 - Evolução da altura adimensional em função da concentração (x)

misturas alumina/areia; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U - U_E = 0,493$ m/s; $U_E = 0,008$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89\%$

4.2 - Índice de mistura (IM)

O índice de mistura é uma maneira de se quantificar os fenômenos de mistura/segregação em leitos fluidizados. Optou-se nesse trabalho, em detalhar e discutir os perfis de concentração, no entanto serão apresentados, a título ilustrativo, alguns perfis de índice de mistura (IM), por esses apresentarem perfis similares.

No apêndice E estão as representações, para todos os ensaios realizados, em função do índice de mistura.

4.2.1 - Índice de mistura axial (IM)

As Figuras 4.33 e 4.34 ilustram a evolução da altura adimensional em função do índice de mistura local (IM), para a mistura 2 vidro/vidro ($d_M = 230,0 \mu\text{m}$) e para a mistura 4 alumina/areia ($d_M = 260,0 \mu\text{m}$) e para o tempo de fluidização de 120 segundos e o distribuidor com a fração de área livre de 5,89%. Constata-se que o aumento da velocidade do gás conduz a uma melhor mistura no leito, e que para um leito bem misturado os índices de mistura dos componentes em cada camada aproxima-se da mistura perfeita (IM=1). Nessa situação, ocorre a mistura completa e a concentração dos componentes na camada aproxima-se da concentração dos mesmos na mistura.

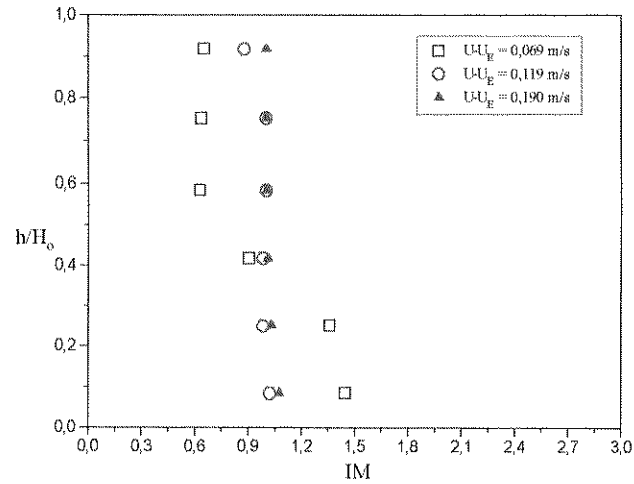
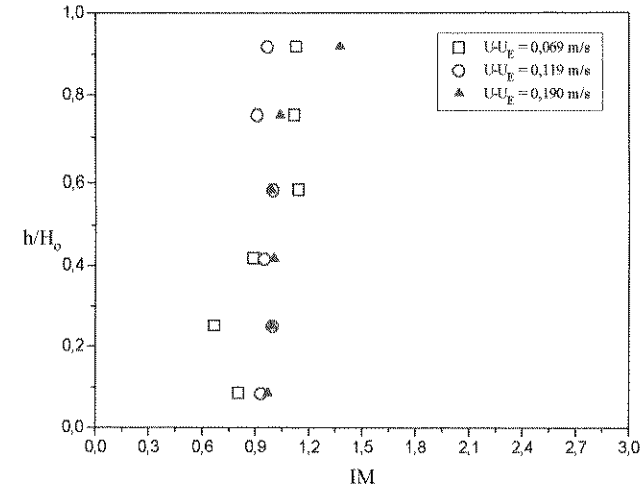
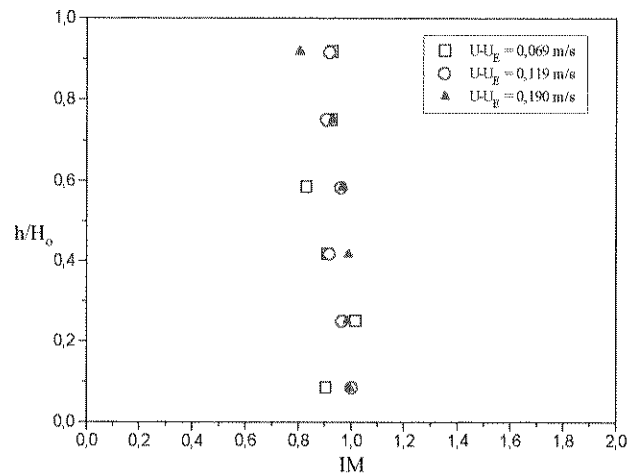
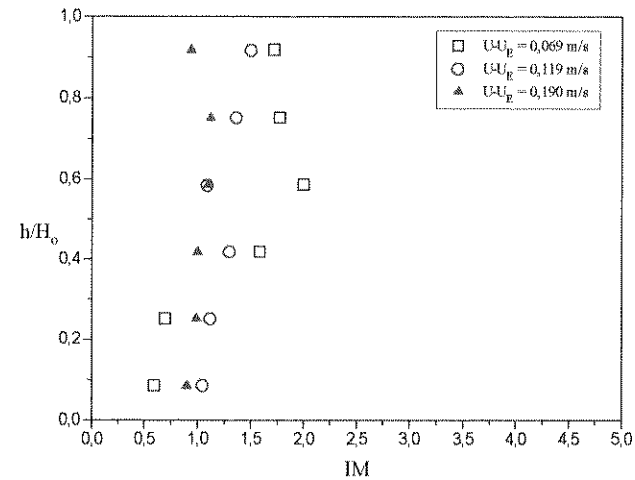
(a) 709,7 μm ; $\bar{x} = 0,295$ (c) 176,0 μm ; $\bar{x} = 0,208$ (b) 348,7 μm ; $\bar{x} = 0,355$ (d) 81,5 μm ; $\bar{x} = 0,141$

Figura 4.33 - Evolução da altura adimensional em função do índice de mistura (IM)

mistura 2 vidro/vidro; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U_E = 0,006 \text{ m/s}$; $t = 120 \text{ s}$; $F = 5,89 \%$

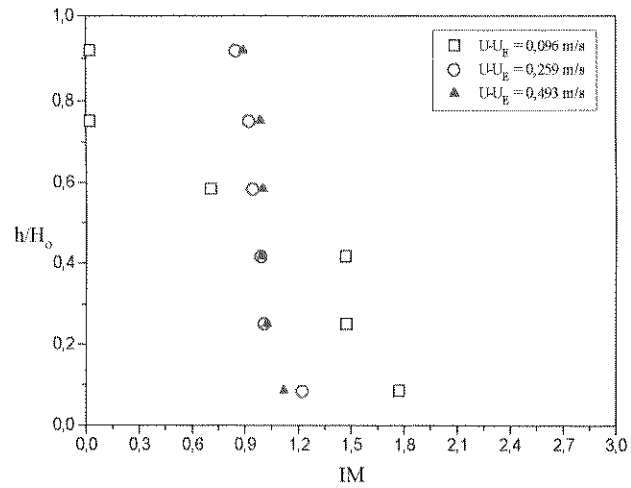
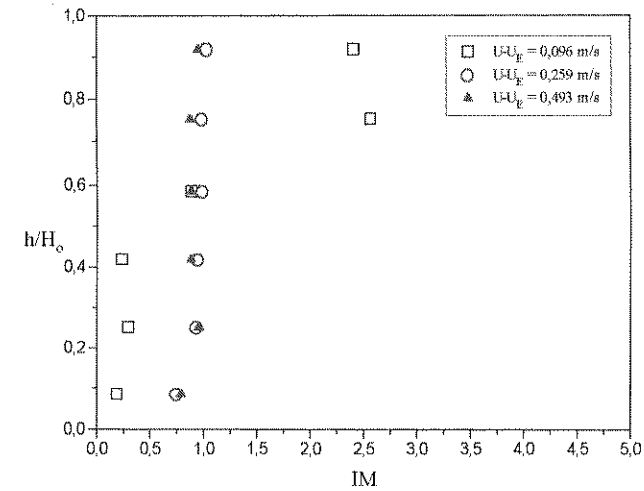
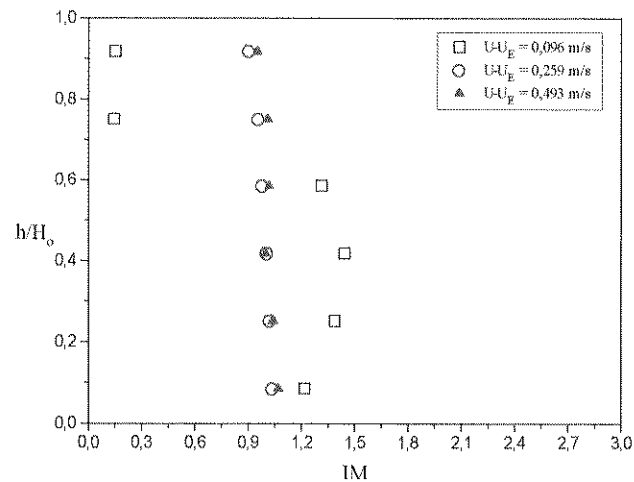
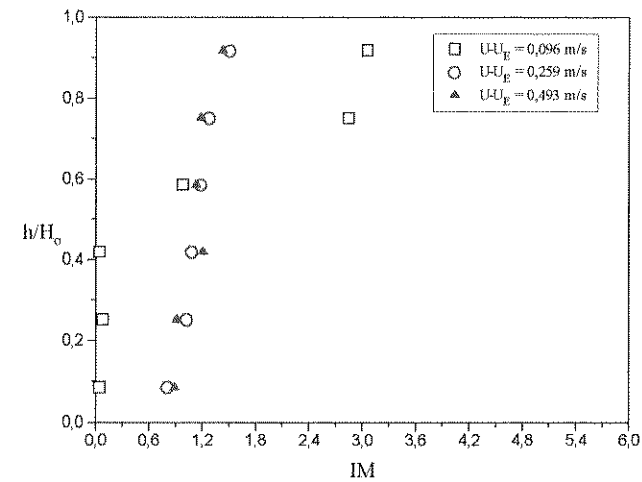
(a) 704,4 μm ; $\bar{x} = 0,293$ (c) 167,9 μm ; $\bar{x} = 0,209$ (b) 343,6 μm ; $\bar{x} = 0,356$ (d) 86,0 μm ; $\bar{x} = 0,142$

Figura 4.34 - Evolução da altura adimensional em função do índice de mistura (IM)

mistura 4 alumina/areia; $\rho_l / \rho_E = 1,48$; $H_0 / D_c = 3,0$; $U_E = 0,008$ m/s; $t = 120$ s ; $F = 5,89$ %

4.2.2 - Mapeamento radial do leito

Conforme mencionado anteriormente, uma tentativa de mapear o leito radialmente foi realizada. Utilizou-se as quatro misturas, com suas respectivas velocidades de fluidização completa, o tempo de fluidização de cento e vinte segundos e o distribuidor com fração de área livre de 5,89%. Os resultados obtidos para os índices de mistura local (IM) são mostrados nas Figuras 4.35, 4.36, 4.37 e 4.38.

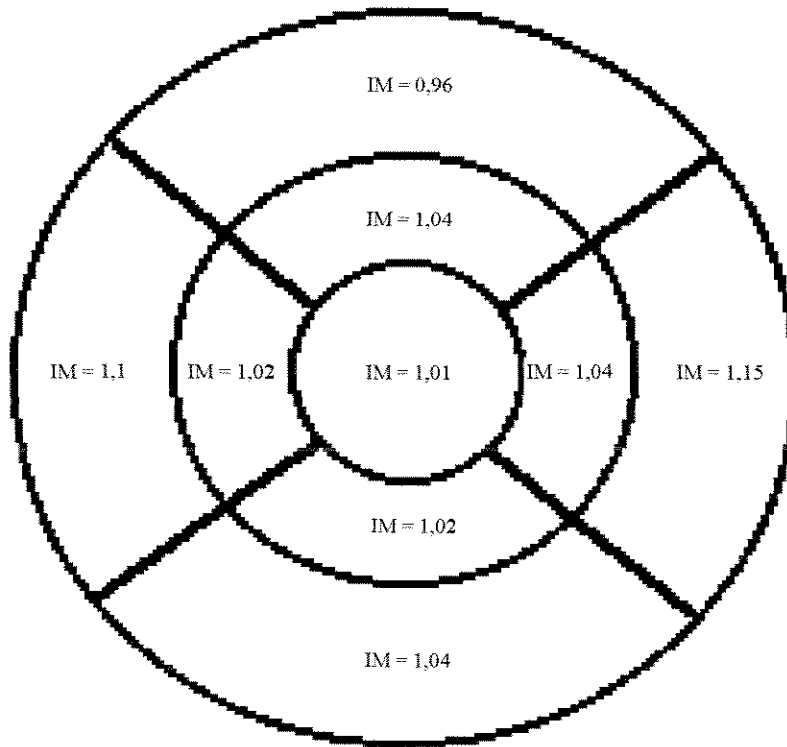


Figura 4.35 - Evolução do índice de mistura radial

(mistura 1 vidro/vidro; $U = 0,190$ m/s; $H_o / D_c = 2,7$; $F = 5,89\%$)

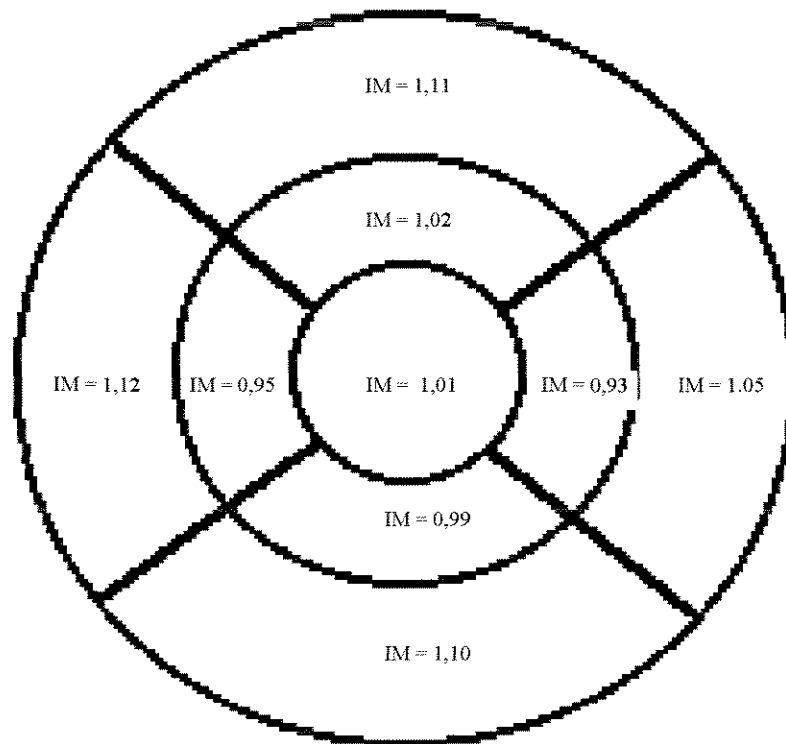


Figura 4.36 - Evolução do índice de mistura radial

(mistura 2 vidro/vidro; $U = 0,190$ m/s; $H_o / D_c = 2,8$; $F = 5,89\%$)

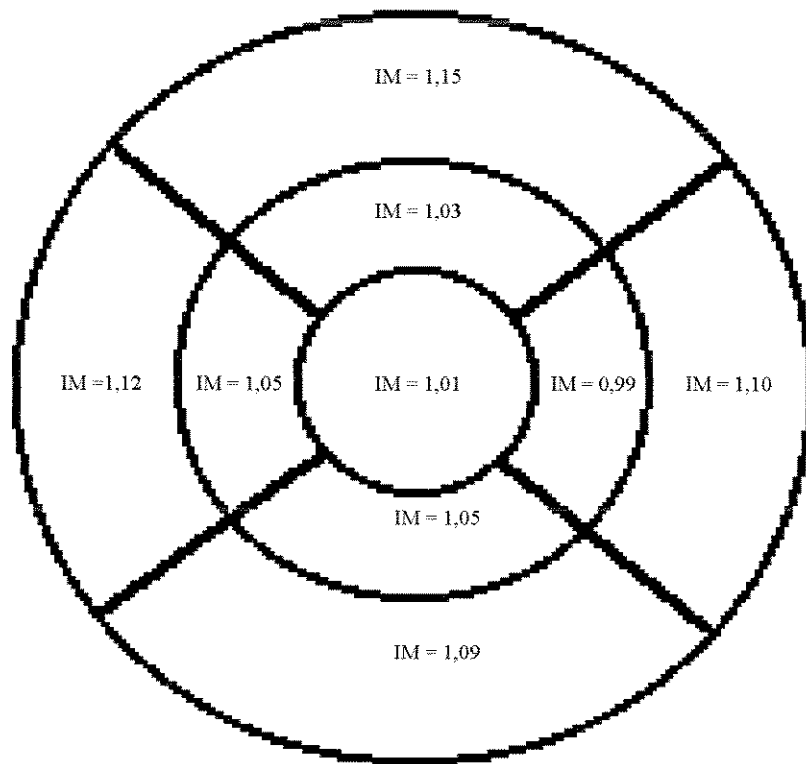


Figura 4.37 - Evolução do índice de mistura radial

(mistura 3 alumina/areia; $U = 0,459$ m/s; $H_o / D_c = 2,6$; $F = 5,89\%$)

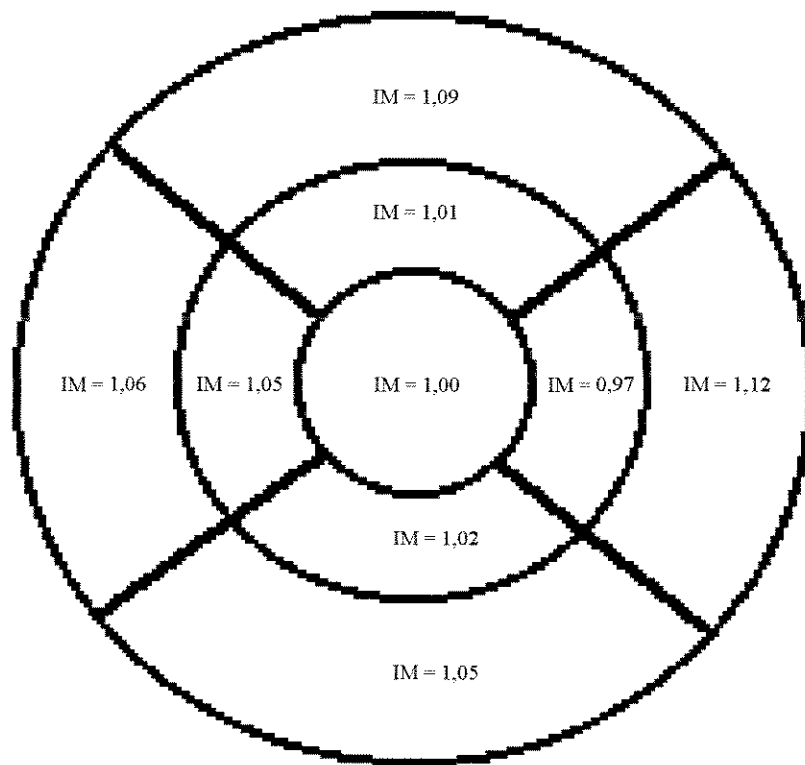


Figura 4.38 - Evolução do índice de mistura radial

(mistura 4 alumina/areia; $U = 0,420$ m/s; $H_o / D_c = 2,8$; $F = 5,89\%$)

Conforme observa-se nas Figuras 4.35 a 4.38, os resultados confirmam que realmente o leito está misturado. Observa-se ainda uma tendência da região central do leito a tornar-se mais homogênea, com índices de mistura aproximadamente igual a unidade, diferentemente do que ocorre próximo a parede. Conforme Geldart (1986), esse comportamento pode ser explicado pela coalescência das bolhas, que convergem da região próxima a parede para o centro do leito, melhorando assim a mistura na região central.

4.3 - Conclusões

De acordo com o conteúdo apresentado e discutido conclui-se que:

- existe uma mudança no perfil de concentração do leito, quando o tempo de fluidização aumenta de 30 para 120 segundos, somente para uma velocidade de excesso não suficiente para que haja a suspensão total das partículas ($U - U_E < U_{fc}$).
- o aumento da velocidade de excesso do gás conduz à uma melhor homogeneização do leito, reduzindo por conseguinte, o fenômeno de segregação. Para baixas velocidades de excesso do gás, o fenômeno de segregação predomina, com as duas faixas de tamanhos maiores ocupando a parte inferior do leito e duas faixas menores ocupando a parte superior. Para velocidades de excesso intermediárias, o leito encontra-se dividido com a parte inferior fixa e segregada e a superior fluidizada e misturada. Para uma velocidade superior a velocidade de fluidização completa (U_{fc}) garante-se a suspensão das partículas, com isso ocorre uma mistura total no leito.
- o aumento da fração de área livre do distribuidor contribui de forma favorável ao processo de mistura do leito, principalmente por reduzir as zonas mortas próximas ao distribuidor.
- o aumento do diâmetro médio da mistura e por conseguinte, o aumento da concentração do sólido imergível, para os sistemas utilizados neste estudo, não favorece a mistura global do leito. A diferença de massa específica entre as partículas que compõem a mistura é suficiente para fornecer leitos com diferentes perfis.
- com relação as faixas intermediárias que compõem as misturas, existe uma tendência da faixa intermediária de maior diâmetro de comportar-se como imergível, ou seja, de permanecer na parte inferior do leito. Enquanto que a faixa intermediária menor tende a se comportar como emergível.

- na situação de mistura completa, a concentração de cada componente nas camadas aproxima-se da sua concentração global na mistura, fornecendo índice de mistura próximos a unidade.
- através dos perfis radiais, para as velocidades de fluidização completa, existe uma tendência à homogeneidade do leito, principalmente na região central.

Capítulo 5 - CONCLUSÕES GERAIS

De acordo com conteúdo apresentado nesse trabalho, conclui-se que:

- existe uma carência de trabalhos na literatura abordando os fenômenos de mistura e segregação de sistemas polidispersos com quatro populações, principalmente analisando a influência de fatores de projeto, como por exemplo, a fração de área livre do distribuidor.
- quanto à caracterização das partículas, a utilização do método da esfericidade, que considera o diâmetro do círculo inscrito e circunscrito da partícula, aliada ao uso da microscopia eletrônica, apresentou-se como uma ferramenta eficiente.
- quanto à fluidodinâmica das partículas homogêneas, conclui-se que as correlações existentes na literatura são de grande utilidade na estimativa das velocidades mínima de fluidização, principalmente quando não se dispõem de dados experimentais. Erros médios em torno de 15% tornam válido o seu uso em planejamento inicial de projeto.
- com relação às partículas heterogêneas, a divisão do leito em três regiões distintas, correspondendo a segregação total e parcial e a mistura completa, permite uma melhor análise dos fenômenos de mistura e segregação. A análise da influência do tempo de fluidização mostra que existe mudança no perfil de mistura do leito, entre trinta segundos e dois minutos, quando a velocidade de excesso do gás não é suficiente para suspender todas as partículas do leito ($U - U_E < U_{fc}$). Quando opera-se com velocidades que garantem a suspensão total das partículas e com um distribuidor de maior fração de área livre, as misturas de mesma ou de diferentes massas específicas não têm os perfis de concentração alterados ao se aumentar o tempo de fluidização.
- em leitos de partículas de mesma ou de diferentes massas específicas o aumento da velocidade de excesso do gás sempre melhora a homogeneização do leito, reduzindo por conseguinte, o fenômeno de segregação.
- o aumento da fração de área livre do distribuidor contribui de forma favorável ao processo de mistura do leito, reduzindo as zonas mortas próximas ao distribuidor.

- o aumento do diâmetro médio da mistura e por conseguinte, o aumento da concentração do sólido imergível, pelo menos para os sistemas utilizados neste estudo, não melhora a mistura global do leito. A diferença de massa específica entre as partículas que compõem a mistura é suficiente para fornecer leitos com diferentes perfis.
- com relação as faixas intermediárias de diâmetros que compõem as misturas, existe uma tendência das faixas intermediárias de maior diâmetro ($\bar{d}_p = 348,7\mu\text{m}$ para as partículas de vidro e $\bar{d}_p = 343,6\mu\text{m}$ para as partículas de areia), de se comportarem como imergível, ou seja, de permanecerem na parte inferior do leito. Enquanto que a faixa intermediária menor ($\bar{d}_p = 176,0\mu\text{m}$ para as partículas de vidro e $\bar{d}_p = 167,9\mu\text{m}$ para as partículas de areia) tendem a comportar-se como emergível.
- na situação de mistura completa, a concentração de cada componente nas camadas aproxima-se da sua concentração global na mistura, fornecendo índices de mistura próximo a unidade.
- a análise do mapeamento radial do leito confirma que, operando-se o leito com uma velocidade suficiente para suspender todas as partículas, ocorre uma boa mistura no leito, porém a zona central apresenta tendência a tornar-se mais homogênea que aquela próxima a parede, principalmente por causa da coalescência das bolhas.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Com base no assunto estudado sugere-se alguns tópicos para serem abordados em trabalhos futuros, são eles:

- o estudo dos fenômenos de mistura e segregação usando diferentes tipos de partículas, como polietileno, carvão, etc., inclusive aquelas pertencentes ao grupo D da classificação de Geldart.
- o uso de um distribuidor tipo *tuyere* que possibilitaria a comparação com o distribuidor do tipo multi-orifício aqui utilizado.
- A modelagem dos perfis de mistura obtidos no presente estudo (sistemas quaternários), partindo-se dos modelos existentes na literatura para misturas binárias.
- A obtenção de correlações para o índice de mistura em termos das propriedades das partículas, como massa específica, diâmetro, forma; e do leito, como razão característica e composição.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ARAÚJO, T. V.; RÉ, M. I. Estudo Experimental da Segregação de Sólidos em Leito Fluidizado. Anais do XXIII COBRASP, Maringá, v.1, p. 177-187, 1995.
- BRIENS, C. L.; TYAGI, A. K.; BERGOUGNOU, M. A. Pressure Drop Through Multiorifice Gas Distributors in Fluidized Bed Columns. The Canadian Journal of Chemical Engineering, v.66, n.5, p. 740-748, 1988.
- CASAL, J.; PUIGJANER, L. Segregation and Apparent Minimum Fluidization Velocity in Particulate Fluidization. Chem. Eng. Commun., v.23, p. 125-136, 1983.
- CHEREMISINOFF, P.N.; CHEREMISINOFF, P.N. Hydrodynamics of Gas-Solids Fluidization. Houston, Gulf Publishing Company, 1984. 872p.
- CLIFT, R. Hydrodynamics of Bubbling Fluidized Beds. In: GELDART, D. Gas Fluidization Technology. Great Britain, John Wiley & Sons, 1986. 468p.
- CLIFT, R.; GRACE, J. R., Continuous Bubbling and Slugging. In: DAVIDSON, J. F.; CLIFT, R.; HARRISON, D. Fluidization. 2 ed. London, Academic Press, 1985. 733p.
- DARTON, R. C. et al. Bubble Growth Due To Coalescence in Fluidised Beds. Trans. Inst. Chem. Eng., v.55, p. 274-280, 1977.
- DELEBARRE, A. B.; PAVINATO, A.; LEROY, J. C. Fluidization and Mixing of Solids Distributed in Size and Density. Powder Technology, v.80, p. 227-233, 1994.
- ERGUN, S. Fluid Flow Through Packed Columns. Chem. Eng. Progr., v.48, n.2, p. 89-94, 1952.
- ESIN, A.; ALTUN, M. Correlation of Axial Mixing of Solids in Fluidized Beds by a Dispersion Coefficient. Powder Technology, v.39, p. 241-244, 1984.
- FAKHIMI, S.; HARRISON, D. Multi-Orifice Distributors in Fluidised Beds: A Guide to Design. CHEMECA'70, Austrália, p. 29-46, 1970.
- FORMISANI, B. Packing and Fluidization Properties of Binary Mixtures of Spherical Particles. Powder Technology, v.66, n.3, p. 259-264, 1991.

- GELDART, D. Types of Gas Fluidization. Powder Technology, v.7, p. 285-292, 1973.
- GELDART, D.; BAEYENS, J. The Design of Distributors for Gas-Fluidized Beds. Powder Technology, v.42, n.1, p. 67-78, 1985.
- GELDART, D. Gas Fluidization Technology. Great Britain, Jonh Wiley & Sons, 1986. 468p.
- GELDART, D. et al. Segregation in Beds of Large Particles at High Velocities. Powder Technology, v.30, n.2, p.195-205, 1981.
- GHOSH, A.; SAHA, R. K. Multiorifice Distributors Plates in a Gas-Solid Fluidised Bed. Indian Chemical Engineer, v.29, n.1, p. 50-53, 1987.
- GOOSSENS, W. R. A., Hydrodynamical Fundamentals for Five Classes of Fluidized Beds. The 5th Word Congres of Chemical Engineering, San Diego, v.6, p. 243-248, 1996.
- HEMATI, M. et al. Experimental Study of Sawdust and Coal Particle Mixing in Sand or Catalyst Fluidized Beds. The Canadian Journal of Chemical Engineering, v.68, n.5, p. 768-772, 1990.
- HIBY, J. W. Minimum Pressure Drop Across Inlet Distributors in Fluidised Beds. Chem. Ing. Techn., v. 36, p. 228, 1964. Apud: FAKHIMI, S.; HARRISON, D. Multi-Orifice Distributors in Fluidised Beds: A Guide to Design. CHEMECA'70, p. 29-46, 1970.
- HOFFMAN, A. C.; ROMP, E. J. Segregation in a Fluidised Powder of a Continuous Size Distribution. Powder Technology, v.66, n.2, p. 119-126, 1991.
- HOWARD, J.R. Fluidized Bed Technology: Principles and Applications. New York, Adam Hilger, 1989. 214p.
- KNOWLTON, T. M. 67th Ann. Meeting of A.I.Ch.E. Washington D.C., Paper 9b, 1974. Apud: GELDART, D. Gas Fluidization Technology. Great Britain, Jonh Wiley & Sons, 1986. 468p.
- KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. Fluidization Engineering. 3 ed. New York, Robert E. Krieger Publishing Company, 1987. 534p.

- KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. Fluidization Engineering. 2 ed. Stoneham, Butterworth-Heinemann, 1991. 491p.
- LEVA, M. Fluidization. New York, McGraw Hill, 1959. 345p.
- LUCAS et al., High Temperature Incipient Fluidization in Mono and Polydisperse systems. Chem. Eng. Commun., v.41, p. 121-132, 1986.
- MASSARANI, G.; PEÇANHA R. P., Dimensão Característica e Formas de Partículas. Anais do XIV Encontro Sobre Escoamento em Meios Porosos. Campinas, p. 313-312, 1986.
- NIENOW, A. W.; NAIMER, N. S.; CHIBA, T. Studies of Segregation/Mixing in Fluidised Beds of Different Size Particles. Chem. Eng. Commun., v.62, p. 53-66, 1987.
- PEELER, J. P. K.; HUANG, J. R. Segregation of Wide Size Range Particle Mixtures in Fluidized Beds. Chemical Engineering Science, v.44, n.5, p. 1113-1119, 1989.
- QURESHI, A. E.; CREASY, D. E. Fluidised Bed Gas Distributors. PowderTechnology, v.22, p. 113-119, 1979.
- RICE, R. W.; BRAINOVICH, J. F. J. Mixing/Segregation in Two- and Three-Dimensional Fluidized Beds: Binary Systems of Equidensity Spherical Particles. AIChE Journal, v.32, n.1, p. 7-16, 1986.
- ROWE, P. N. et al. The Mechanisms of Solids Mixing in Fluidised Beds. Trans. Instn. Chem. Engrs, v.43, p. 271-286, 1965.
- ROWE, P. N.; WIDMER, A. J. Variation in Shape with Size of Bubbles in Fluidised Beds. Chemical Engineering Science, v.28, p. 980-981, 1971. Apud: CLIFT, R.; GRACE, J. R. Continuous Bubbling and Slugging. In: DAVIDSON, J. F.; CLIFT, R.; HARRISON, D. Fluidization, 2 ed., London, Academic Press, 1985. 733p.
- ROWE, P. N.; NIENOW, A. W.; AGBIM, A. J. A Preliminary Quantitative Study of Particle Segregation in Gas Fluidised Beds - Binary Systems of Near Spherical Particles. Trans. Instn. Chem. Engrs, v.52, p. 324-333, 1972.

- ROWE, P. N.; NIENOW, A. W.; CHEUNG L. Y. -L. A Quantitative Analysis of the Mixing of Two Segregating Powders of Different Density in a Gas-Fluidised Bed. Powder Technology, v.20, p. 89-97, 1978.
- SATHIYAMOORTHY, D.; SRIDHAR, C. R. Gas Distributors in Fluidised Beds. Powder Technology, v.20, p. 47-52, 1978.
- SATHIYAMOORTHY, D.; SRIDHAR, C. R. Multi-Orifice Plate Distributors in Gas Fluidised Beds - A Model for Design of Distributors. Powder Technology, v.24, p. 215-223, 1979.
- SATHIYAMOORTHY, D.; SRIDHAR, C. R. The Choice of Distributors to Bed Pressure Drop Ratio in Gas Fluidised. Powder Technology, v.30, n.2, p. 139-143, 1981.
- THONGLIMP, V. Vitesse Minimale de Fluidisation et Expansion des Couches Fluidisées par un Gás. Powder Technology, v. 38, n.3, p. 233-253, 1984.
- WALLIS, G. B. One-Dimensional Two-Phase Flow. New York, McGrawHill, 1969. Apud: CLIFT, R.; GRACE, J. R. Continuous Bubbling and Slugging. In: DAVIDSON, J. F.; CLIFT, R.; HARRISON, D. Fluidization. 2 ed., London, Academic Press, 1985. 733p.
- WEN, C. Y.; YU, Y. H. Mechanics of Fluidization. Chem. Eng. Prog. Symp. Series, v.62, n.2, p. 100-111, 1966.
- WILHELM, R. H.; KWAUK, M. Chem. Eng. Progr., v.44, 1948. Apud: GELDART, D. Types of Gas Fluidization. Powder Technology, v.7, p. 285-292, 1973.
- YATES, J.G. Fundamentals of Fluidized-bed Chemical Processes. London, Butterworths, 1983. 222p.

**APÊNDICE A - Resultados experimentais das velocidades mínimas
de fluidização (Partículas homogêneas)**

Apêndice A.1 - Velocidade mín. de fluidização (vidro)

Apêndice A.2 - Velocidade mín. de fluidização (areia)

Apêndice A.3 - Velocidade mín. de fluidização (alumina)

Apêndice A.1 - Velocidade mínima de fluidização (vidro)

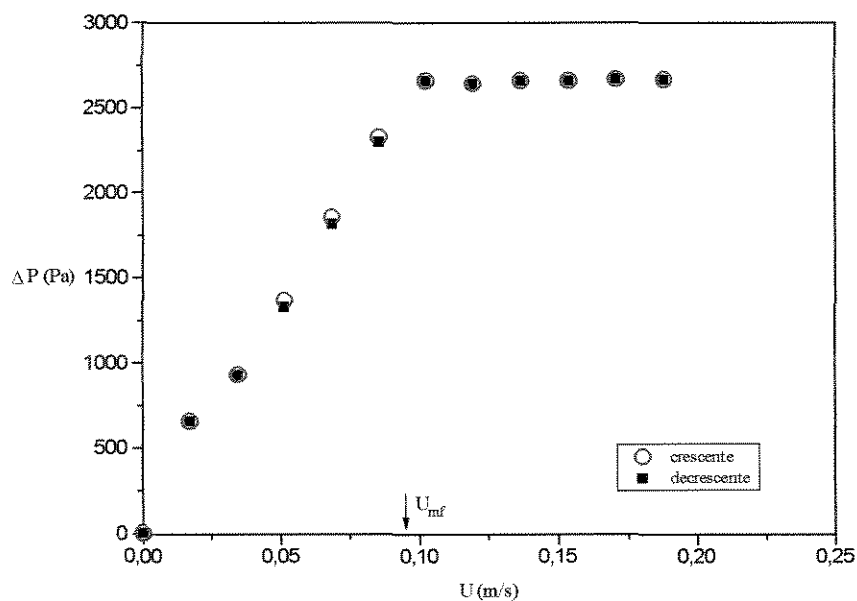


Figura A.1a - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás
(vidro; $\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$; $M_s = 2,00 \text{ kg}$; $H_o = 0,21 \text{ m}$; $D_c = 0,092 \text{ m}$; $F = 5,89\%$)

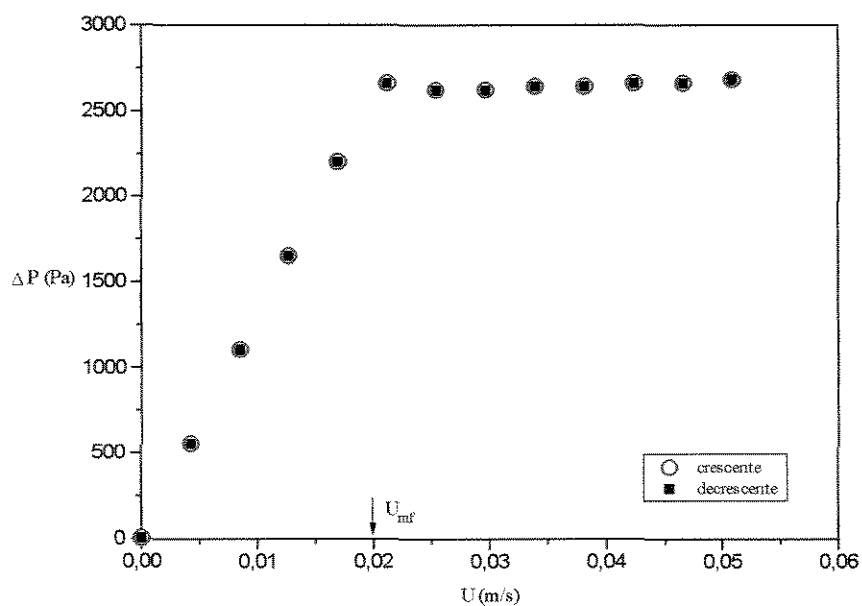


Figura A.1b - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás
(vidro; $\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$; $M_s = 1,92 \text{ kg}$; $H_o = 0,20 \text{ m}$; $D_c = 0,092 \text{ m}$; $F = 5,89\%$)

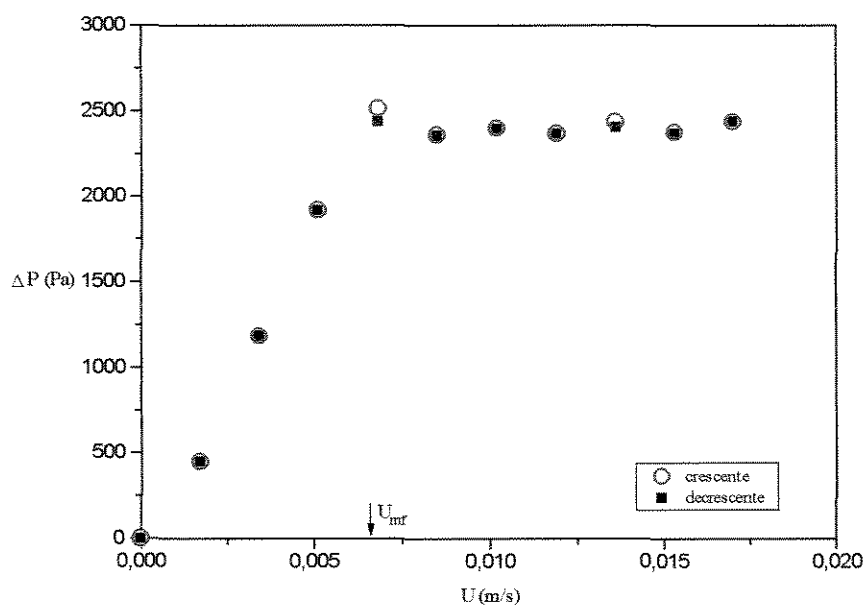


Figura A.1c - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás
(vidro; $\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$; $M_s = 1,90 \text{ kg}$; $H_o = 0,20 \text{ m}$; $D_c = 0,092 \text{ m}$; $F = 5,89\%$)

Apêndice A.2 - Velocidade mínima de fluidização (areia)

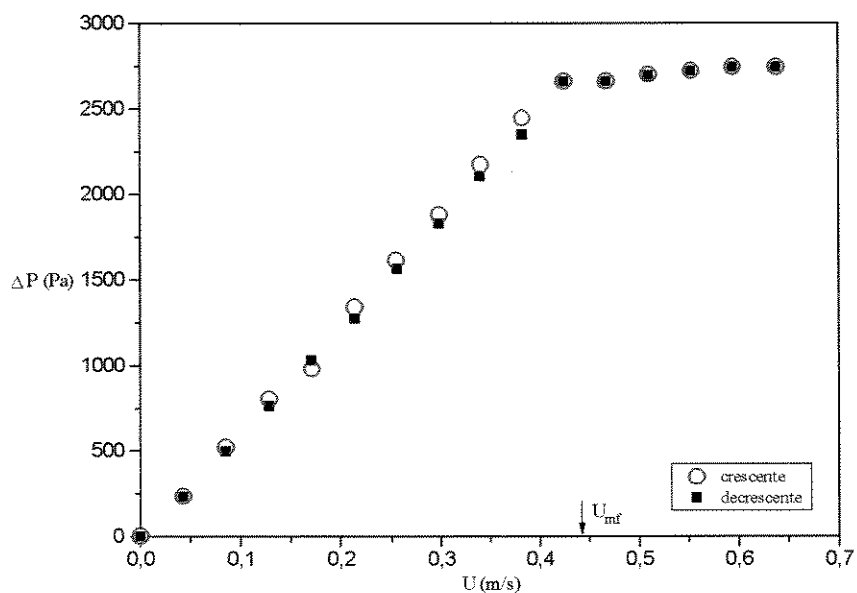


Figura A.2a - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás
(areia; $\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$; $M_s = 1,93 \text{ kg}$; $H_o = 0,20 \text{ m}$; $D_c = 0,092 \text{ m}$; $F = 5,89\%$)

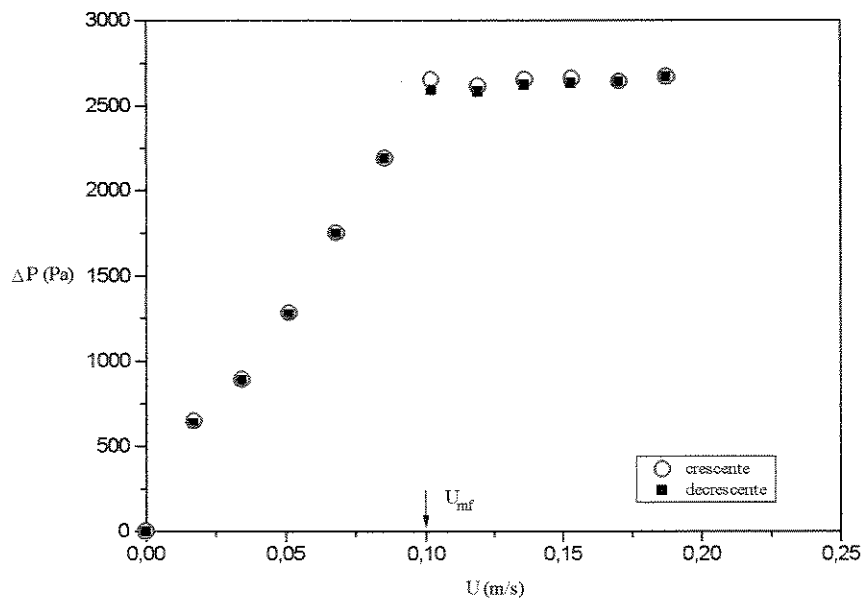


Figura A.2b - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás
(areia; $\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$; $M_s = 2,00 \text{ kg}$; $H_o = 0,19 \text{ m}$; $D_c = 0,092 \text{ m}$; $F = 5,89\%$)

Apêndice A.3 - Velocidade mínima de fluidização (alumina)

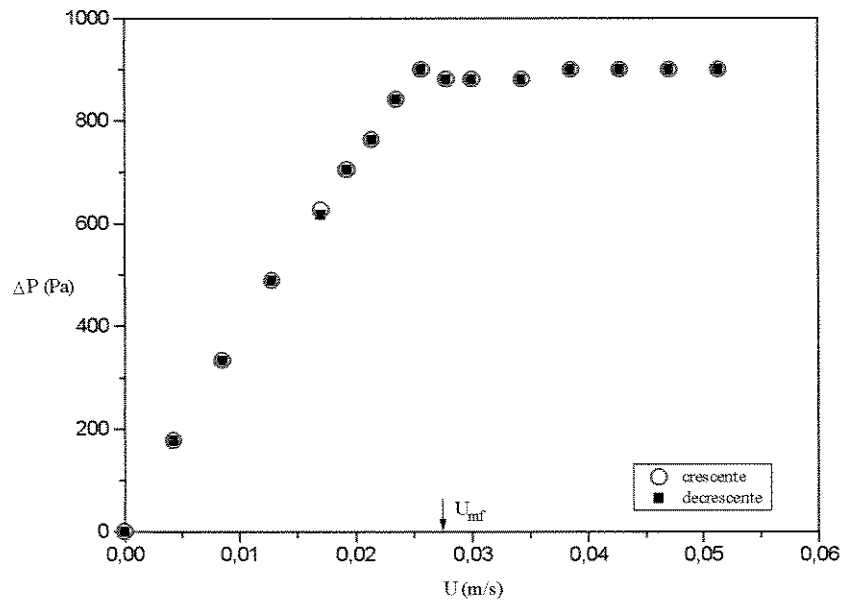


Figura A.3a - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás
(alumina; $\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$; $M_s = 0,76 \text{ kg}$; $H_o = 0,11 \text{ m}$; $D_c = 0,092 \text{ m}$; $F = 5,89\%$)

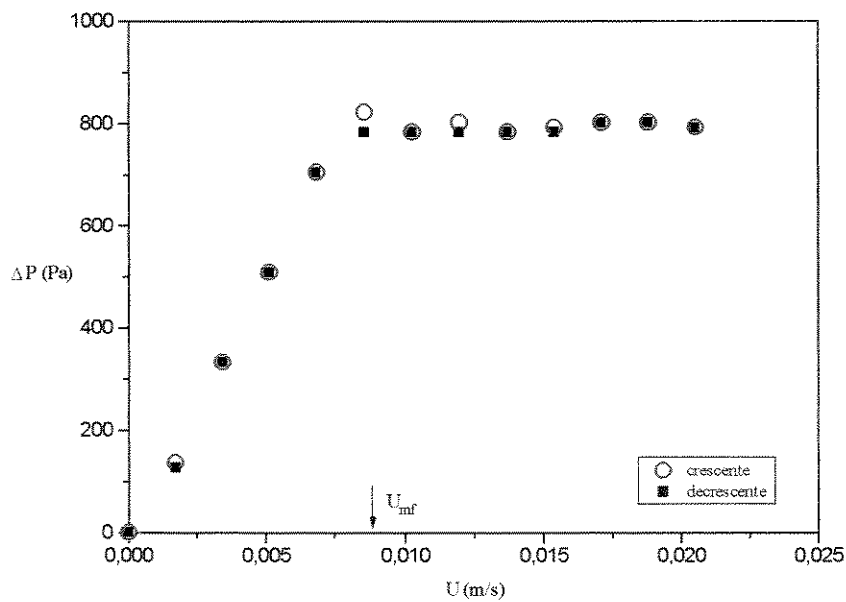


Figura A.3b - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás
(alumina; $\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$; $M_s = 0,68 \text{ kg}$; $H_o = 0,11 \text{ m}$; $D_c = 0,092 \text{ m}$; $F = 5,89\%$)

APÊNDICE B - Resultados experimentais das velocidades características das misturas (Partículas heterogêneas)

Apêndice B.1 - Velocidades características da mistura 2 vidro/vidro

Apêndice B.2 - Velocidades características da mistura 3 e 4 alumina/areia

Apêndice B.1 - Velocidades características da mistura 2 vidro/vidro

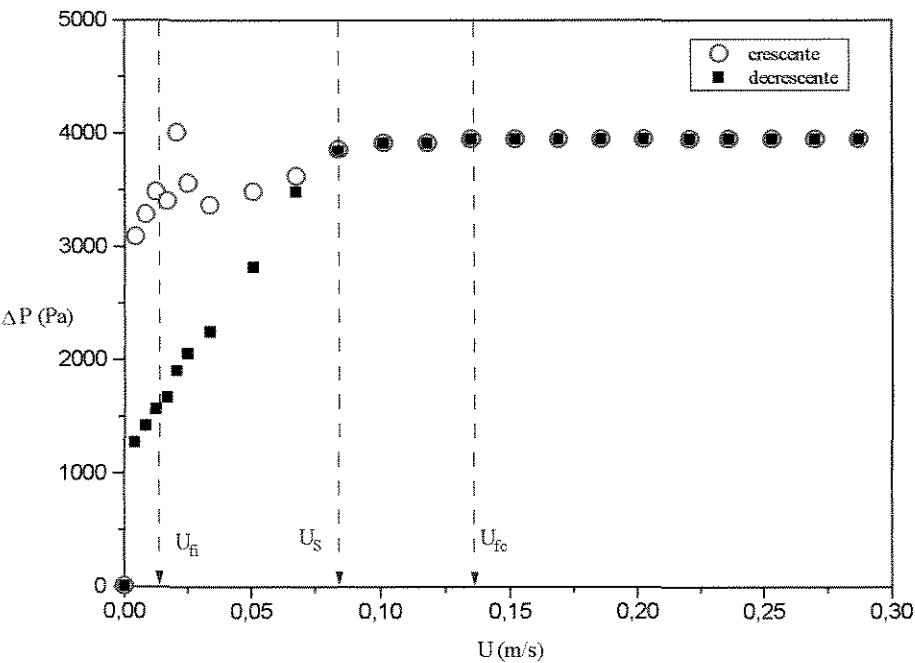


Figura B.1a - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás (mistura 2 vidro/vidro; $M_s = 2,90$ kg; $H_o = 0,28$ m; $D_c = 0,092$ m; $F = 5,89$ %)

Apêndice B.2 - Velocidades características da mistura 3 e 4 (alumina/areia)

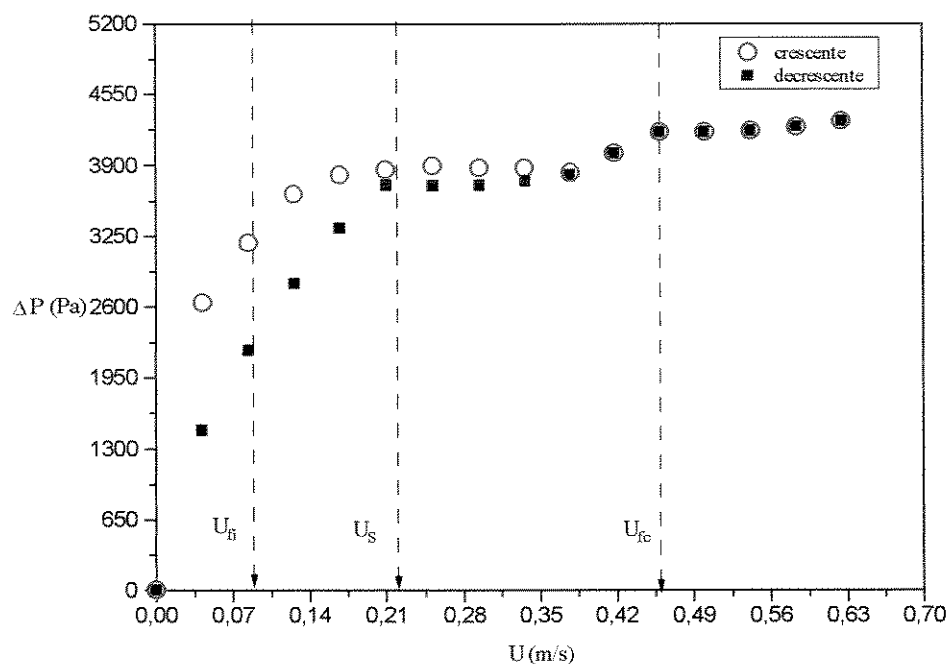


Figura B.2a - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás (mistura 1 alumina/areia; $M_s = 2,93$ kg; $H_o = 0,29$ m; $D_c = 0,092$ m; $F = 5,89$ %)

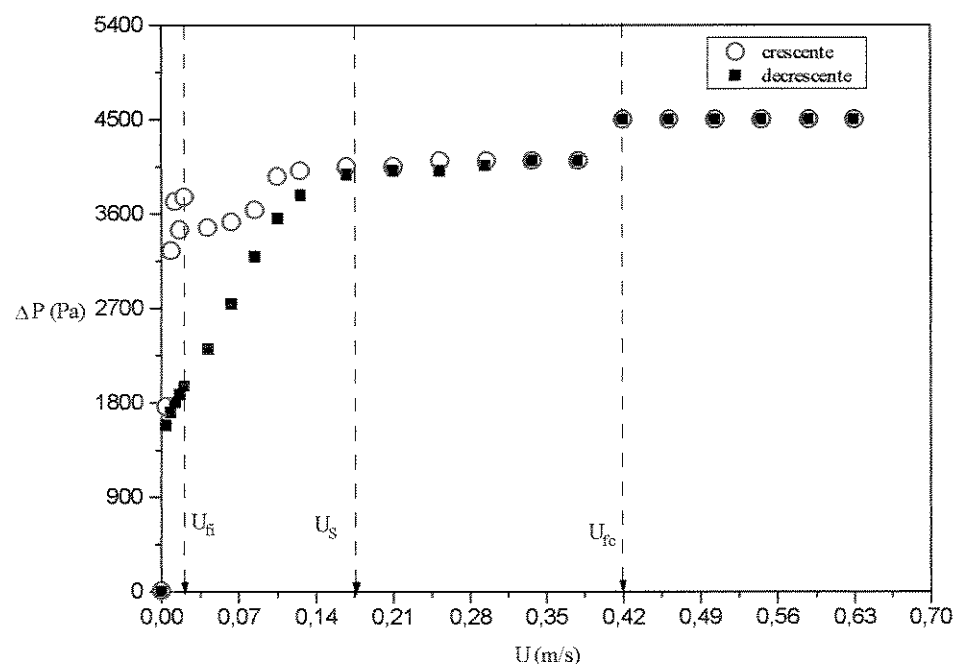


Figura B.2b - Queda de pressão total do leito em função da velocidade do gás (mistura 2 alumina/areia; $M_s = 3,00$ kg; $H_o = 0,30$ m; $D_c = 0,092$ m; $F = 5,89$ %)

**APÊNDICE C - Resultados Experimentais dos perfis de concentração
(x) e índice de mistura (IM) respectivo aos quatro
componentes das misturas (Tabelas)**

Apêndice C.1 - Mistura 1 Vidro/vidro

Apêndice C.2 - Mistura 2 Vidro/vidro

Apêndice C.3 - Mistura 3 Alumina/areia

Apêndice C.4 - Mistura 4 Alumina/areia

Apêndice C.1 - Resultados experimentais dos perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) respectivo aos quatro componentes da mistura (Mistura 1 - Vidro/vidro)

Tabela C.1 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,575	1,234	0,278	0,933	0,117	0,807	0,030	0,330
2	0,562	1,129	0,286	0,960	0,129	0,890	0,023	0,253
3	0,532	1,142	0,323	1,084	0,136	0,938	0,009	0,099
4	0,370	0,794	0,260	0,872	0,195	1,345	0,175	1,923
5	0,342	0,734	0,246	0,825	0,209	1,441	0,203	2,231
6 (topo)	0,311	0,667	0,248	0,832	0,217	1,496	0,224	2,461
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 1; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,069 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120\text{s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,784	1,682	0,197	0,661	0,017	0,117	0,002	0,022
2	0,520	1,116	0,307	1,030	0,146	1,007	0,027	0,297
3	0,494	1,060	0,276	0,926	0,212	1,462	0,018	0,198
4	0,312	0,669	0,278	0,933	0,234	1,614	0,176	1,934
5	0,294	0,631	0,277	0,929	0,245	1,690	0,184	2,022
6 (topo)	0,271	0,581	0,273	0,916	0,264	1,821	0,192	2,110
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 2; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,069 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120\text{s}$

Tabela C.1 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,572	1,227	0,283	0,950	0,124	0,855	0,021	0,231
2	0,562	1,206	0,294	0,987	0,126	0,869	0,018	0,198
3	0,618	1,326	0,238	0,799	0,135	0,931	0,009	0,099
4	0,373	0,800	0,260	0,872	0,193	1,331	0,174	1,912
5	0,322	0,691	0,246	0,825	0,216	1,490	0,216	2,374
6 (topo)	0,344	0,738	0,246	0,825	0,212	1,462	0,198	2,176
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 3; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,069 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,668	1,433	0,222	0,745	0,102	0,703	0,008	0,088
2	0,525	1,127	0,300	1,007	0,150	1,034	0,025	0,275
3	0,509	1,092	0,315	1,057	0,162	1,117	0,014	0,154
4	0,345	0,740	0,276	0,926	0,218	1,503	0,161	1,769
5	0,297	0,637	0,263	0,882	0,242	1,669	0,198	2,176
6 (topo)	0,299	0,642	0,263	0,882	0,242	1,669	0,196	2,154
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 4; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,069 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Tabela C.1 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,635	1,363	0,240	0,805	0,120	0,828	0,005	0,055
2	0,491	1,054	0,257	0,862	0,159	1,096	0,093	1,022
3	0,421	0,903	0,271	0,909	0,193	1,331	0,115	1,264
4	0,410	0,880	0,268	0,899	0,196	1,352	0,126	1,385
5	0,439	0,942	0,267	0,896	0,198	1,365	0,096	1,055
6 (topo)	0,380	0,815	0,266	0,893	0,210	1,448	0,144	1,582
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 5; $\rho_1 / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120\text{s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,814	1,747	0,176	0,591	0,008	0,055	0,002	0,022
2	0,469	1,006	0,305	1,023	0,153	1,055	0,073	0,802
3	0,375	0,805	0,306	1,027	0,213	1,469	0,106	1,165
4	0,357	0,766	0,302	1,013	0,218	1,503	0,123	1,352
5	0,356	0,764	0,301	1,010	0,220	1,517	0,123	1,352
6 (topo)	0,366	0,785	0,297	0,997	0,212	1,462	0,126	1,385
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 6; $\rho_1 / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120\text{s}$

Tabela C.1 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,636	1,365	0,283	0,950	0,077	0,531	0,004	0,044
2	0,505	1,084	0,286	0,960	0,139	0,959	0,070	0,769
3	0,427	0,916	0,278	0,933	0,191	1,317	0,104	1,143
4	0,393	0,843	0,273	0,916	0,202	1,393	0,132	1,450
5	0,349	0,749	0,283	0,950	0,213	1,469	0,155	1,703
6 (topo)	0,393	0,843	0,263	0,882	0,200	1,379	0,144	1,582
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 7; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,707	1,517	0,253	0,849	0,036	0,248	0,004	1,559
2	0,548	1,176	0,305	1,023	0,104	0,717	0,043	0,472
3	0,406	0,871	0,276	0,926	0,212	1,462	0,106	1,165
4	0,376	0,807	0,286	0,960	0,220	1,517	0,118	1,297
5	0,365	0,783	0,274	0,919	0,228	1,572	0,133	1,461
6 (topo)	0,360	0,772	0,271	0,909	0,226	1,559	0,143	1,571
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 8; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Tabela C.1 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,527	1,131	0,277	0,929	0,139	0,959	0,057	0,626
2	0,471	1,011	0,286	0,960	0,165	1,138	0,078	0,857
3	0,458	0,983	0,283	0,950	0,168	1,159	0,091	1,000
4	0,445	0,955	0,276	0,926	0,170	1,172	0,109	1,198
5	0,441	0,946	0,273	0,916	0,169	1,165	0,117	1,286
6 (topo)	0,435	0,933	0,266	0,893	0,170	1,172	0,129	1,418
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 9; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120\text{s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,836	1,794	0,153	0,513	0,008	0,055	0,003	0,033
2	0,511	1,096	0,278	0,933	0,145	1,000	0,066	0,725
3	0,356	0,764	0,323	1,084	0,214	1,476	0,107	1,176
4	0,330	0,708	0,312	1,047	0,214	1,476	0,144	1,582
5	0,343	0,736	0,319	1,070	0,222	1,531	0,116	1,275
6 (topo)	0,335	0,719	0,307	1,030	0,219	1,510	0,139	1,527
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 10; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120\text{s}$

Tabela C.1 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,529	1,135	0,278	0,933	0,141	0,972	0,052	0,571
2	0,468	1,004	0,281	0,943	0,165	1,138	0,086	0,945
3	0,453	0,972	0,280	0,940	0,170	1,172	0,097	1,066
4	0,456	0,978	0,278	0,933	0,169	1,165	0,097	1,066
5	0,443	0,951	0,275	0,923	0,171	1,179	0,111	1,220
6 (topo)	0,424	0,910	0,254	0,852	0,163	1,124	0,159	1,747
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 11; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,781	1,676	0,199	0,668	0,015	0,103	0,005	0,055
2	0,462	0,991	0,291	0,976	0,172	1,186	0,075	0,824
3	0,383	0,822	0,302	1,013	0,213	1,469	0,102	1,121
4	0,384	0,824	0,299	1,003	0,211	1,455	0,106	1,165
5	0,381	0,818	0,300	1,007	0,217	1,496	0,102	1,121
6 (topo)	0,338	0,725	0,285	0,956	0,215	1,483	0,162	1,780
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 1 vidro/vidro; ensaio 12; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Apêndice C.2 - Resultados experimentais dos perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) respectivo aos quatro componentes da mistura (Mistura 2 - Vidro/vidro)

Tabela C.2 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,427	1,447	0,321	0,904	0,168	0,808	0,084	0,596
2	0,401	1,359	0,361	1,017	0,139	0,668	0,099	0,702
3	0,267	0,905	0,324	0,913	0,185	0,889	0,224	1,589
4	0,186	0,630	0,295	0,831	0,237	1,139	0,282	2,000
5	0,188	0,637	0,329	0,927	0,233	1,120	0,250	1,773
6 (topo)	0,193	0,654	0,330	0,930	0,235	1,130	0,242	1,716
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 1; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,069 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120\text{s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,449	1,522	0,412	1,161	0,124	0,596	0,015	0,106
2	0,358	1,214	0,403	1,135	0,167	0,803	0,072	0,511
3	0,246	0,834	0,314	0,884	0,248	1,192	0,192	1,362
4	0,240	0,814	0,319	0,899	0,249	1,197	0,192	1,362
5	0,238	0,807	0,314	0,884	0,250	1,202	0,198	1,404
6 (topo)	0,233	0,790	0,314	0,884	0,246	1,183	0,207	1,468
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 2; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,069 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120\text{s}$

Tabela C.2 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,431	1,461	0,369	1,039	0,157	0,755	0,043	0,305
2	0,286	0,969	0,312	0,879	0,216	1,038	0,186	1,319
3	0,248	0,841	0,294	0,828	0,211	1,014	0,247	1,752
4	0,229	0,776	0,280	0,789	0,232	1,115	0,259	1,837
5	0,229	0,776	0,302	0,851	0,200	0,961	0,269	1,908
6 (topo)	0,242	0,820	0,320	0,901	0,227	1,091	0,211	1,496
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 3; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,069 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,456	1,546	0,394	1,110	0,130	0,625	0,020	0,142
2	0,316	1,071	0,363	1,022	0,199	0,957	0,122	0,865
3	0,256	0,868	0,340	0,958	0,234	1,125	0,170	1,206
4	0,247	0,837	0,336	0,946	0,239	1,149	0,178	1,262
5	0,251	0,851	0,333	0,938	0,239	1,149	0,177	1,255
6 (topo)	0,250	0,847	0,326	0,918	0,234	1,125	0,190	1,347
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 4; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,069 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Tabela C.2 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,302	1,024	0,356	1,003	0,194	0,933	0,148	1,050
2	0,290	0,983	0,344	0,969	0,208	1,000	0,158	1,121
3	0,291	0,986	0,327	0,921	0,198	0,952	0,184	1,305
4	0,296	1,003	0,342	0,963	0,208	1,000	0,154	1,092
5	0,296	1,003	0,322	0,907	0,190	0,913	0,192	1,362
6 (topo)	0,260	0,881	0,326	0,918	0,202	0,971	0,212	1,503
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 5; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120\text{s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,339	1,149	0,350	0,986	0,203	0,976	0,108	0,766
2	0,298	1,010	0,354	0,997	0,216	1,038	0,132	0,936
3	0,293	0,993	0,351	0,989	0,215	1,034	0,141	1,000
4	0,301	1,020	0,350	0,986	0,210	1,010	0,139	0,986
5	0,293	0,993	0,347	0,977	0,214	1,029	0,146	1,035
6 (topo)	0,293	0,993	0,408	1,149	0,117	0,562	0,182	1,291
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 6; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120\text{s}$

Tabela C.2 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,321	1,088	0,348	0,980	0,198	0,952	0,133	0,943
2	0,278	0,942	0,367	1,034	0,202	0,971	0,153	1,085
3	0,282	0,956	0,323	0,910	0,222	1,067	0,173	1,227
4	0,286	0,969	0,312	0,879	0,199	0,957	0,203	1,440
5	0,287	0,973	0,331	0,932	0,189	0,909	0,193	1,369
6 (topo)	0,287	0,973	0,261	0,735	0,141	0,678	0,311	2,206
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 7; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,354	1,200	0,355	1,000	0,191	0,918	0,010	0,071
2	0,294	0,997	0,355	1,000	0,221	1,062	0,130	0,922
3	0,296	1,003	0,354	0,997	0,216	1,038	0,134	0,950
4	0,297	1,007	0,350	0,986	0,215	1,034	0,138	0,979
5	0,308	1,044	0,343	0,966	0,211	1,014	0,138	0,979
6 (topo)	0,287	0,973	0,367	1,034	0,181	0,870	0,165	1,170
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 8; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,119 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Tabela C.2 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,318	1,078	0,353	0,994	0,202	0,971	0,127	0,901
2	0,304	1,030	0,350	0,986	0,207	0,995	0,139	0,986
3	0,298	1,010	0,352	0,991	0,209	1,005	0,141	1,000
4	0,296	1,003	0,344	0,969	0,205	0,986	0,155	1,099
5	0,296	1,003	0,330	0,930	0,216	1,038	0,158	1,121
6 (topo)	0,296	1,003	0,286	0,806	0,286	1,375	0,132	0,936
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 9; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120\text{s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,353	1,197	0,344	0,969	0,194	0,933	0,109	0,773
2	0,288	0,976	0,360	1,014	0,221	1,062	0,131	0,929
3	0,293	0,993	0,355	1,000	0,216	1,038	0,136	0,964
4	0,303	1,027	0,358	1,008	0,215	1,034	0,124	0,879
5	0,302	1,024	0,357	1,006	0,215	1,034	0,126	0,894
6 (topo)	0,302	1,024	0,288	0,811	0,166	0,798	0,244	1,730
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 10; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120\text{s}$

Tabela C.2 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,320	1,085	0,342	0,963	0,212	1,019	0,126	0,894
2	0,288	0,976	0,342	0,963	0,224	1,077	0,146	1,035
3	0,295	1,000	0,341	0,961	0,222	1,067	0,142	1,007
4	0,298	1,010	0,341	0,961	0,222	1,067	0,139	0,986
5	0,287	0,973	0,338	0,952	0,222	1,067	0,153	1,085
6 (topo)	0,287	0,973	0,319	0,899	0,225	1,082	0,169	1,199
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 11; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 709,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 348,7 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 176,0 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 81,5 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,348	1,180	0,350	0,986	0,209	1,005	0,093	0,660
2	0,299	1,014	0,352	0,991	0,229	1,101	0,120	0,851
3	0,287	0,973	0,341	0,961	0,227	1,091	0,145	1,028
4	0,296	1,000	0,345	0,972	0,229	1,101	0,130	0,922
5	0,285	0,966	0,343	0,966	0,231	1,111	0,141	1,000
6 (topo)	0,284	0,963	0,317	0,893	0,228	1,096	0,171	1,213
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,295		0,355		0,208		0,141	

mistura 2 vidro/vidro; ensaio 12; $\rho_I / \rho_E = 1,0$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,190 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Apêndice C.3 - Resultados experimentais dos perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) respectivo aos quatro componentes da mistura (Mistura 3 - Alumina/areia)

Tabela C.3 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,789	1,693	0,201	0,674	0,009	0,062	0,001	0,011
2	0,645	1,384	0,332	1,114	0,022	0,152	0,001	0,011
3	0,576	1,236	0,398	1,336	0,025	0,172	0,001	0,011
4	0,438	0,940	0,521	1,748	0,039	0,269	0,002	0,022
5	0,025	0,054	0,145	0,487	0,491	3,386	0,339	3,725
6 (topo)	0,001	0,002	0,014	0,047	0,598	4,124	0,387	4,253
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 1; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,096 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120\text{s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,908	1,948	0,084	0,282	0,003	0,021	0,005	0,055
2	0,678	1,455	0,298	1,000	0,018	0,124	0,006	0,066
3	0,486	1,043	0,474	1,591	0,036	0,248	0,004	0,044
4	0,372	0,798	0,580	1,946	0,043	0,296	0,005	0,055
5	0,026	0,056	0,191	0,641	0,438	3,021	0,345	3,791
6 (topo)	0,002	0,004	0,021	0,070	0,546	3,765	0,431	4,736
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 2; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,096 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120\text{s}$

Tabela C.3 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,686	1,472	0,293	0,983	0,016	0,110	0,005	0,055
2	0,642	1,378	0,334	1,121	0,023	0,159	0,001	0,011
3	0,638	1,369	0,337	1,131	0,023	0,159	0,002	0,022
4	0,527	1,131	0,446	1,497	0,024	0,165	0,003	0,033
5	0,032	0,069	0,166	0,557	0,470	3,241	0,332	3,648
6 (topo)	0,001	0,002	0,022	0,074	0,571	3,938	0,406	4,461
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 3; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,096 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,828	1,777	0,154	0,517	0,013	0,090	0,005	0,055
2	0,646	1,386	0,330	1,107	0,021	0,145	0,003	0,033
3	0,553	1,187	0,417	1,399	0,027	0,186	0,003	0,033
4	0,425	0,912	0,544	1,825	0,028	0,193	0,003	0,033
5	0,030	0,064	0,205	0,688	0,442	3,048	0,323	3,549
6 (topo)	0,002	0,004	0,034	0,114	0,538	3,710	0,426	4,681
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 4; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,096 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Tabela C.3 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,733	1,573	0,254	0,852	0,012	0,083	0,001	0,011
2	0,668	1,433	0,313	1,050	0,018	0,124	0,001	0,011
3	0,636	1,365	0,337	1,131	0,023	0,159	0,004	0,044
4	0,335	0,719	0,354	1,188	0,183	1,262	0,128	1,407
5	0,112	0,240	0,255	0,856	0,384	2,648	0,249	2,736
6 (topo)	0,126	0,270	0,214	0,718	0,381	2,628	0,279	3,066
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 5; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,259 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,921	1,976	0,073	0,245	0,002	0,014	0,004	0,044
2	0,890	1,910	0,105	0,352	0,002	0,014	0,003	0,033
3	0,495	1,062	0,371	1,245	0,075	0,517	0,059	0,648
4	0,081	0,174	0,455	1,527	0,256	1,765	0,208	2,286
5	0,082	0,176	0,456	1,530	0,255	1,759	0,207	2,275
6 (topo)	0,081	0,174	0,444	1,490	0,253	1,745	0,222	2,440
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 6; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,259 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Tabela C.3 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,691	1,483	0,288	0,966	0,018	0,124	0,003	0,033
2	0,643	1,380	0,330	1,107	0,024	0,165	0,003	0,033
3	0,605	1,298	0,361	1,211	0,029	0,200	0,005	0,055
4	0,288	0,618	0,275	0,923	0,252	1,738	0,185	2,033
5	0,180	0,386	0,243	0,815	0,332	2,290	0,245	2,692
6 (topo)	0,176	0,378	0,233	0,782	0,329	2,269	0,262	2,879
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 7; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,259 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,922	1,978	0,071	0,238	0,003	0,021	0,004	0,044
2	0,735	1,577	0,248	0,832	0,013	0,090	0,004	0,044
3	0,286	0,614	0,440	1,476	0,152	1,048	0,122	1,341
4	0,222	0,476	0,382	1,282	0,208	1,434	0,188	2,066
5	0,222	0,476	0,363	1,218	0,213	1,469	0,202	2,222
6 (topo)	0,234	0,502	0,387	1,299	0,172	1,186	0,207	2,275
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 8; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,259 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Tabela C.3 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,501	1,075	0,306	1,027	0,099	0,683	0,094	1,033
2	0,451	0,968	0,313	1,050	0,131	0,903	0,105	1,154
3	0,459	0,985	0,307	1,030	0,126	0,869	0,108	1,187
4	0,456	0,978	0,302	1,013	0,131	0,903	0,111	1,220
5	0,424	0,910	0,293	0,983	0,141	0,972	0,142	1,560
6 (topo)	0,398	0,854	0,290	0,973	0,148	1,021	0,164	1,802
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 9; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,493 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,486	1,043	0,315	1,057	0,108	0,745	0,091	1,000
2	0,457	0,981	0,308	1,034	0,121	0,834	0,114	1,253
3	0,446	0,957	0,298	1,000	0,135	0,931	0,121	1,330
4	0,440	0,944	0,309	1,037	0,134	0,924	0,117	1,286
5	0,459	0,985	0,297	0,997	0,121	0,834	0,123	1,352
6 (topo)	0,431	0,925	0,293	0,983	0,129	0,890	0,147	1,615
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 10; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_0/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,493 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Tabela C.3 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,490	1,051	0,297	0,997	0,117	0,807	0,096	1,055
2	0,448	0,961	0,304	1,020	0,131	0,903	0,117	1,286
3	0,467	1,002	0,293	0,983	0,127	0,876	0,113	1,242
4	0,442	0,948	0,304	1,020	0,137	0,945	0,117	1,286
5	0,440	0,944	0,302	1,013	0,135	0,931	0,123	1,352
6 (topo)	0,411	0,882	0,286	0,960	0,150	1,034	0,153	1,681
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 11; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,493 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,488	1,047	0,314	1,054	0,108	0,745	0,090	0,989
2	0,456	0,978	0,304	1,020	0,124	0,855	0,116	1,275
3	0,448	0,961	0,296	0,993	0,132	0,910	0,124	1,363
4	0,439	0,942	0,305	1,023	0,130	0,896	0,126	1,385
5	0,453	0,972	0,300	1,007	0,128	0,883	0,119	1,308
6 (topo)	0,431	0,925	0,292	0,980	0,130	0,896	0,147	1,615
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,466		0,298		0,145		0,091	

mistura 3 alumina/areia; ensaio 12; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,493 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Apêndice C.4 - Resultados experimentais dos perfis de concentração (x)
e índice de mistura (IM) respectivo aos quatro
componentes da mistura (Mistura 4 - Alumina/areia)

Tabela C.4 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,519	1,771	0,434	1,219	0,040	0,191	0,007	0,049
2	0,432	1,474	0,494	1,388	0,062	0,297	0,012	0,084
3	0,430	1,468	0,514	1,444	0,049	0,234	0,007	0,049
4	0,207	0,706	0,468	1,315	0,185	0,885	0,140	0,986
5	0,007	0,024	0,052	0,146	0,537	2,569	0,404	2,845
6 (topo)	0,007	0,024	0,055	0,154	0,504	2,411	0,434	3,056
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 1; $\rho_l / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,096 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,528	1,802	0,431	1,211	0,033	0,158	0,008	0,056
2	0,479	1,635	0,465	1,306	0,048	0,230	0,008	0,056
3	0,430	1,468	0,520	1,461	0,042	0,201	0,008	0,056
4	0,207	0,706	0,427	1,199	0,243	1,163	0,123	0,866
5	0,007	0,024	0,022	0,062	0,509	2,435	0,462	3,253
6 (topo)	0,007	0,024	0,023	0,065	0,508	2,431	0,462	3,253
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 2; $\rho_l / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,096 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Tabela C.4 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,499	1,703	0,444	1,247	0,052	0,249	0,005	0,035
2	0,432	1,474	0,496	1,393	0,060	0,287	0,012	0,084
3	0,326	1,113	0,388	1,090	0,166	0,794	0,120	0,845
4	0,121	0,413	0,237	0,666	0,355	1,699	0,287	2,021
5	0,133	0,454	0,237	0,666	0,337	1,612	0,293	2,063
6 (topo)	0,141	0,481	0,244	0,685	0,332	1,588	0,278	1,958
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 3; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,096 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,736	2,512	0,248	0,697	0,011	0,053	0,005	0,035
2	0,378	1,290	0,571	1,604	0,045	0,215	0,006	0,042
3	0,320	1,092	0,627	1,761	0,046	0,220	0,007	0,049
4	0,073	0,249	0,272	0,764	0,353	1,689	0,302	2,127
5	0,044	0,150	0,163	0,458	0,439	2,100	0,354	2,493
6 (topo)	0,042	0,143	0,167	0,469	0,428	2,048	0,363	2,556
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 4; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,096 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Tabela C.4 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,359	1,225	0,369	1,036	0,156	0,746	0,116	0,817
2	0,295	1,007	0,364	1,022	0,195	0,933	0,146	1,028
3	0,291	0,993	0,358	1,006	0,197	0,943	0,154	1,084
4	0,277	0,945	0,348	0,977	0,206	0,986	0,169	1,190
5	0,271	0,925	0,341	0,958	0,206	0,986	0,182	1,282
6 (topo)	0,249	0,850	0,321	0,902	0,216	1,033	0,214	1,507
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 5; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,259 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,914	3,119	0,076	0,213	0,004	0,019	0,006	0,042
2	0,382	1,304	0,369	1,036	0,133	0,636	0,116	0,817
3	0,082	0,280	0,448	1,258	0,243	1,163	0,227	1,599
4	0,081	0,276	0,440	1,236	0,253	1,210	0,226	1,591
5	0,081	0,276	0,444	1,247	0,251	1,201	0,224	1,577
6 (topo)	0,081	0,276	0,433	1,216	0,252	1,206	0,234	1,648
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 6; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,259 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Tabela C.4 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,362	1,235	0,374	1,051	0,157	0,751	0,107	0,753
2	0,287	0,979	0,354	0,994	0,190	0,909	0,169	1,190
3	0,283	0,966	0,355	0,997	0,199	0,952	0,163	1,148
4	0,283	0,966	0,349	0,980	0,196	0,938	0,172	1,211
5	0,272	0,928	0,345	0,969	0,208	0,995	0,175	1,232
6 (topo)	0,265	0,904	0,339	0,952	0,206	0,986	0,190	1,338
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 7; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,259 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,802	2,737	0,184	0,517	0,009	0,043	0,005	0,035
2	0,202	0,689	0,450	1,264	0,185	0,885	0,163	1,148
3	0,167	0,570	0,406	1,140	0,225	1,076	0,202	1,422
4	0,166	0,566	0,396	1,112	0,227	1,086	0,211	1,486
5	0,162	0,553	0,384	1,079	0,232	1,110	0,222	1,563
6 (topo)	0,154	0,526	0,378	1,062	0,234	1,120	0,234	1,648
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 8; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,259 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Tabela C.4 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,328	1,119	0,381	1,070	0,165	0,789	0,126	0,887
2	0,300	1,024	0,370	1,039	0,200	0,957	0,130	0,915
3	0,290	0,990	0,355	0,997	0,184	0,880	0,171	1,204
4	0,293	1,000	0,362	1,017	0,184	0,880	0,161	1,134
5	0,289	0,986	0,360	1,011	0,183	0,876	0,168	1,183
6 (topo)	0,261	0,891	0,338	0,949	0,198	0,947	0,203	1,430
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 9; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,493 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,312	1,065	0,370	1,039	0,164	0,785	0,154	1,084
2	0,324	1,106	0,320	0,899	0,188	0,899	0,168	1,183
3	0,290	0,990	0,360	1,011	0,180	0,861	0,170	1,197
4	0,289	0,986	0,360	1,011	0,183	0,876	0,168	1,183
5	0,290	0,990	0,350	0,983	0,190	0,909	0,170	1,197
6 (topo)	0,280	0,956	0,365	1,025	0,187	0,895	0,168	1,183
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 10; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,493 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 120 \text{ s}$

Tabela C.4 - Perfis de concentração (x) e índice de mistura (IM) dos quatro componentes da mistura (continuação)

Camadas	x (fração mássica) e IM (índice de mistura)							
	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,327	1,116	0,373	1,048	0,168	0,804	0,132	0,930
2	0,287	0,979	0,369	1,036	0,193	0,923	0,151	1,063
3	0,290	0,990	0,360	1,011	0,188	0,899	0,162	1,141
4	0,295	1,007	0,365	1,025	0,188	0,899	0,152	1,070
5	0,291	0,993	0,361	1,014	0,182	0,871	0,166	1,169
6 (topo)	0,263	0,898	0,340	0,955	0,196	0,938	0,201	1,415
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 11; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,493 \text{ m/s}$; $F = 5,89 \%$; $t = 30 \text{ s}$

Camadas	$\bar{d}_p = 704,4 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 343,6 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 167,9 \mu\text{m}$		$\bar{d}_p = 86,0 \mu\text{m}$	
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
	x	IM	x	IM	x	IM	x	IM
1 (base)	0,315	1,075	0,374	1,051	0,168	0,804	0,143	1,007
2	0,326	1,113	0,322	0,904	0,191	0,914	0,161	1,134
3	0,288	0,983	0,361	1,014	0,179	0,856	0,172	1,211
4	0,289	0,986	0,359	1,008	0,185	0,885	0,167	1,176
5	0,286	0,976	0,353	0,991	0,187	0,895	0,174	1,225
6 (topo)	0,276	0,942	0,367	1,031	0,189	0,904	0,168	1,183
fração mássica global ($\bar{x}$)	0,293		0,356		0,209		0,142	

mistura 4 alumina/areia; ensaio 12; $\rho_I / \rho_E = 1,48$; $H_o/D_c = 3,0$; $U-U_E = 0,493 \text{ m/s}$; $F = 1,43 \%$; $t = 30 \text{ s}$