

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO
ENGENHARIA DE PROCESSOS**

**Determinação Experimental das Distribuições Radial
e Axial de Concentração de Sólidos em uma
Seção *Riser* Utilizando Sonda de Fibras Ópticas**

Autor: Guilherme José de Castilho

Orientador: Prof. Dr. Marco Aurélio Cremasco

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Campinas – São Paulo

junho de 2007

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

C278d

Castilho, Guilherme José de

Determinação experimental das distribuições radial e axial de concentração de sólidos em uma seção riser utilizando sonda de fibras ópticas / Guilherme José de Castilho.--Campinas, SP: [s.n.], 2007.

Orientador: Marco Aurélio Cremasco
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Detectores de fibra óptica. 2. Reatores fluidizados. 3. Partículas. 4. Escoamento bifásico. 5. Craqueamento. I. Cremasco, Marco Aurélio. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Título em Inglês: Experimental determination of radial and axial solids concentration distributions in a riser section using an optical-fiber probe

Palavras-chave em Inglês: Optical fiber, Riser, FCC, CFB, Gas-solid flow, Concentration

Área de concentração: Engenharia de processos

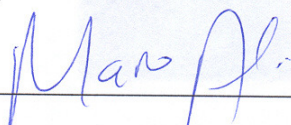
Titulação: Mestre em Engenharia Química

Banca examinadora: Henry França Méier, Meuris Gurgel Carlos da Silva

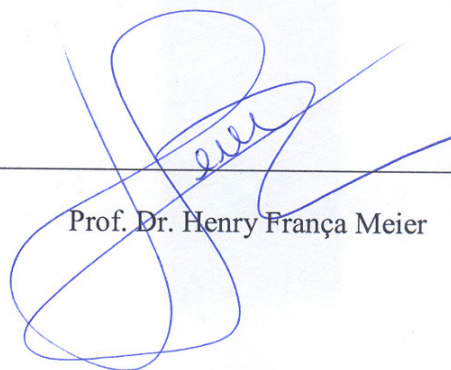
Data da defesa: 15/06/2007

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Química

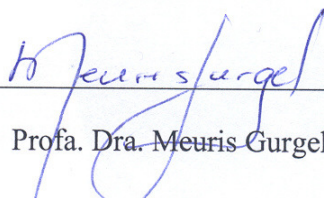
Dissertação de Mestrado defendida por Guilherme José de Castilho e aprovada em 15 de junho de 2007 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Prof. Dr. Marco Aurélio Cremasco – Orientador

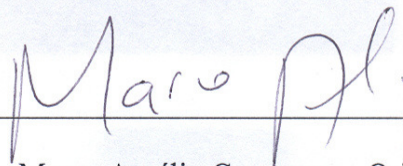


Prof. Dr. Henry França Meier



Profa. Dra. Meuris Gurgel Carlos da Silva

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado
em Engenharia Química.

A handwritten signature in dark ink, reading "Marco Aurélio Cremasco", is positioned above a horizontal line. The signature is written in a cursive style with a large initial 'M' and a stylized 'A'.

Prof. Dr. Marco Aurélio Cremasco – Orientador

Dedicatória

*Para meus pais, Gilmar e Neuza, pelo bem que me fazem sem medição
de esforços, com todo amor e admiração.*

Agradecimentos

Ao Prof. Dr. Marco Aurélio Cremasco pela valiosa orientação, ensinamentos e discussões que direcionaram para a qualidade desta Dissertação de Mestrado.

Aos senhores membros da banca examinadora, pelo aceite e contribuições a este trabalho.

À CAPES pelo suporte financeiro.

Ao pessoal da oficina mecânica da FEQ/Unicamp, em especial aos senhores Waldemir e Daniel, pelas prestações de serviços.

Ao pessoal da secretaria da Pós-Graduação da FEQ e à secretária do DTF, Sra. Rose, pelas informações e ajudas constantes.

Aos amigos do laboratório Nazareno, pela imprescindível contribuição no início deste trabalho e ajudas subseqüentes, Mário, pela grande contribuição e pela disposição em ajudar, e Vanessa e Kiki, também pela ajuda, apoio e amizade.

Aos amigos de Maringá, em especial à Cacá, Pity, Tati e Vivi, pela grande amizade presente mesmo de longe, que sempre confiaram na concretização deste trabalho.

Aos amigos de Campinas, em especial à Me, Nádia e Élide, sempre presentes, pelo apoio, convívio e risadas.

À Erica, pelos anos de amizade e companheirismo.

À minha família, minha maior riqueza, pela compreensão, incentivo, dedicação, amor, carinho e todas as outras formas possíveis de ajudar. Sempre incondicionais, constantes, e mesmo distante muito contribuíram para o meu equilíbrio e motivação. Sem dúvida é a minha referência.

À todos aqueles que contribuíram para a realização deste trabalho.

À Deus, pela força espiritual sempre presente.

Resumo

Regimes gás-sólido têm inúmeras aplicações industriais, sendo empregados, por exemplo, em sistemas de transporte pneumático das partículas e em leito fluidizado. Nas últimas duas décadas notou-se a aplicação crescente do leito fluidizado circulante, principalmente para facilidades de geração de energia, como caldeira e reações catalíticas. No processo de craqueamento catalítico fluidizado (FCC), dentre os vários equipamentos que compõem uma unidade conversora, é no *riser* onde praticamente ocorrem todas as reações de craqueamento. Medidas de grandezas como concentração de sólidos são fundamentais para a compreensão da fluidodinâmica nestes reatores e é pré-requisito para o projeto técnico bem sucedido de sistemas de transporte pneumático. Dentre as várias técnicas utilizadas para medidas de grandezas básicas em sistemas particulados, a sonda de fibra óptica é relativamente simples, de alta precisão e utilizada em várias situações que envolvem o sistema fluido-partícula. Nesta Dissertação, a concentração volumétrica dos sólidos é medida por meio de uma sonda de fibra óptica. A concentração volumétrica dos sólidos é tomada radialmente e em diversas posições axiais ao longo do *riser* sob diferentes condições de operação, na Unidade Multipropósito do Laboratório de Processos em Meios Porosos da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas. Resultados mostram que a concentração volumétrica de sólidos é maior na parede em comparação ao centro do *riser*, para todas posições axiais, exceto para o ponto mais alto do reator, onde há a influência da região de saída do escoamento. Sobre a distribuição axial de concentração, verificou-se que o escoamento é mais concentrado na parte inferior do equipamento e tende a ficar menos concentrado ao longo do reator. Através dos espectros de sinais obtidos pela sonda, pôde-se analisar as flutuações através da distribuição de probabilidade dos sinais e da distribuição do desvio padrão do sinal médio. Distribuições de probabilidade permitem identificar a presença de *clusters* em determinados pontos radiais, revelando que para as condições de mais concentradas, as flutuações são as maiores. As distribuições de desvio padrão apresentam picos, onde sugere maior interação entre as partículas.

Palavras-chave: Fibra óptica, Riser, FCC, LFC, escoamento gás-sólido, concentração.

Abstract

Gas-solid systems have innumerable industrial applications, being used, for example, in the pneumatic conveying of particles and in fluidized bed. In the last two decades it was noticed increasing application of the circulating fluidized bed, mainly for easinesses of energy generation, as boilers and catalytic reactions. In the process of fluidized catalytic cracking (FCC), amongst some equipment that composes a converting unit, it is in riser where the cracking reactions practically occur at all. Measures as solid concentration are basic for the understanding of the fluidodynamic in these reactors and are prerequisite for the successful design of pneumatic transport systems. Amongst the several techniques used for measures in particulates systems, the optical-fiber probe is relatively simple, of high precision and used in some situations that involve fluid-particle system. In this Dissertation, the volumetric concentration of solids is measured by means of an optical-fiber probe. The volumetric concentration of solids is taken radially and in diverse axial positions throughout riser under different operation conditions, in the Multipurpose Unit of the Laboratory of Processes in Porous Means of the College of Chemical Engineering of the State University of Campinas. Results show that the volumetric solid concentration is bigger in the wall in comparison to the center of the riser, for all axial positions, except for the highest point of the reactor, where it has the influence of the exit region of the flow. On the axial distribution of concentration, it was verified that the flow is more concentrated in the inferior part of the equipment. Through the electrical signs specters gotten by the probe, it could be analyzed the fluctuations through the distribution of probability of the signals and the distribution of the standard deviation of the average signal. The distribution of probability allows identifying the presence of clusters in determined radial points, disclosing that for the most concentrated conditions, the fluctuations are the greater. The distributions of the standard deviation present peaks, where it suggests greater interaction between particles.

Key-words: Optical fiber, Riser, FCC, CFB, Gas-solid flow, Concentration.

Sumário

Resumo	vi
Abstract	vii
Lista de Figuras	ix
Lista de Tabelas	xi
Lista de Quadros.....	xii
Nomenclatura.....	xiii
CAPÍTULO 1 - CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....	1
1.1 – Motivação e o tema da dissertação.....	1
1.2 – Objetivos da dissertação	2
1.3 – Organização da dissertação	2
CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
2.1 – Aspectos do leito fluidizado circulante e do riser.....	4
2.1.1 - Leito fluidizado circulante	4
2.1.2 – Riser	7
2.1.3 - Características do escoamento em sistemas gás-sólido no transporte vertical ascendente	9
2.2 – Técnicas de medidas em sistemas particulados	10
2.2.1 - Técnicas de medidas não-intrusivas	11
2.2.2 - Técnicas de medidas intrusivas.....	18
2.2.3 - Breve resumo das técnicas empregadas em sistemas particulados	25
2.3 - Determinação da fração volumétrica de sólidos em leitos fluidizados circulantes	28
2.3.1 - Determinação da distribuição de fração de sólidos em LFCs utilizando sondas de fibra óptica	29
2.4 – Considerações sobre as variáveis relevantes.....	36
CAPÍTULO 3 - MATERIAL E MÉTODOS.....	39
3.1 – Material	39
3.1.1 – A Unidade Multipropósito e o riser.....	39

3.1.2 - Sistema de medição da fração de sólidos	44
3.2 – Métodos	46
CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES	48
4.1 – Medidas Realizadas	48
4.2 – Resultados Estatísticos	50
4.3 – Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos	51
4.4 – Distribuições axiais de fração de sólidos	60
4.5 – Flutuações locais e distribuição de probabilidade	62
4.6 – Distribuições radiais de desvio padrão do sinal elétrico	70
CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES E SUGESTÕES	75
5.1 – Conclusões	75
5.2 – Sugestões	78
CAPÍTULO 6 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	79
Apêndice A	87

Lista de Figuras

Figura 2.1: Esquema de um reator LFC (Zhu et al., 2005).	6
Figura 2.2: Esquema de um LFC (Issangya et al., 2000).	7
Figura 2.3: Esquema de um reator em transporte pneumático vertical (Ferreira, 1996).....	8
Figura 2.4: Representação de sensor de LDV (baseado em Werther, 1999).	12
Figura 2.5: Modo de varredura de um tomógrafo de primeira geração	16
(Macedo et al., 1996).	16
Figura 2.6: Princípio de medida tomográfica (Grassler e Wirth ,2000).	17
Figura 2.7: Esquema básico de amostragem dos perfis radiais através da utilização de sonda não-isocinética (Thober, 1995).	20
Figura 2.8: Esquema de funcionamento de uma sonda de fibra óptica (Cremasco, 2006). 21	
Figura 2.9: Sinais oriundos de uma sonda de fibra óptica (Tayebi, 1999).	21
Figura 2.10: Dispositivo para experimentos utilizando-se fibra óptica (Cremasco, 2006). 22	
Figura 2.11: Configuração esquemática do emissor com ponta esférica (Cremasco, 2006).	23
Figura 2.12: Detecção do volume prático (Sobocinski et al., 1995).	24

Figura 2.13: Esquema do equipamento óptico-eletrônico (Sobocinski <i>et al.</i> , 1995).	25
Figura 2.14: Comparação da distribuição axial de fração de sólidos para dois reatores <i>risers</i> com diâmetros diferentes (Zhu e Yan, 2004).	30
Figura 2.15: Distribuição radial de fração de sólidos no <i>riser</i> (Zhu e Yan, 2004)	31
Figura 2.16: Distribuição radial da fração de vazios em várias condições de circulação de sólidos (Issangya <i>et al.</i> , 2000).	32
Figura 2.17: Fração de vazios local e correspondente distribuição de probabilidade para seis posições radiais, na mesma condição de operação (Issangya <i>et al.</i> , 2000).	34
Figura 2.18: Flutuações da fração de sólidos no <i>downer</i> e no <i>riser</i> (Wei <i>et al.</i> , 2003).	35
Figura 2.19: Distribuição de probabilidade da fração de sólidos no <i>riser</i> e no <i>downer</i> (Wei <i>et al.</i> , 2003).	36
Figura 2.20: Efeito da geometria da saída na concentração aparente da mistura. Dados obtidos de um <i>riser</i> com $D = 0,152$ m; 9,0 m altura; $G_s = 3\text{kg/m}^2\cdot\text{s}$; $U = 7,1$ m/s; $d_p = 177$ μm ; e $\rho_s = 2650$ kg/m^3 (adaptado por Thober, 1995).	38
Figura 3.1: Esquema da Unidade Multipropósito do LPMP/FEQ/UNICAMP.	40
Figura 3.2: Representação esquemática do <i>riser</i>	41
Figura 3.3: Seção <i>riser</i> da Unidade Multipropósito do LPMP/FEQ/UNICAMP.	42
Figura 3.4: Saída abrupta da seção <i>riser</i> da Unidade Multipropósito.	43
Figura 3.5: Entrada da seção <i>riser</i> da Unidade Multipropósito.	43
Figura 3.6: Detalhe da construção da sonda (Cremasco, 2006).	45
Figura 3.7: Diagrama das fibras ópticas (Cremasco, 2006).	45
Figura 4.1: Espectro de sinal para $u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s, $z/L = 0,103$ m e $r/R = 0,75$	50
Figura 4.2: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,103$, para $u = 0,53$ m/s.	54
Figura 4.3: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,103$, para $u = 1,05$ m/s.	54
Figura 4.4: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,326$, para $u = 0,53$ m/s.	55
Figura 4.5: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,326$, para $u = 1,05$ m/s.	56

Figura 4.6: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,550$, para $u = 0,53$ m/s.	56
Figura 4.7: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,550$, para $u = 1,05$ m/s.	57
Figura 4.8: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,773$, para $u = 0,53$ m/s.	58
Figura 4.9: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,773$, para $u = 1,05$ m/s.	58
Figura 4.10: Distribuição axial da fração volumétrica de sólidos.	61
Figura 4.11: Distribuição de probabilidade para a medida onde $u = 0,53$ m/s, $\dot{m}_p = 2,492$ g/s, $z/L = 0,103$ e $r/R = 0,75$	65
Figura 4.12: Distribuição de probabilidade para $z/L = 0,103$, $u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s.	67
Figura 4.13: Distribuição de probabilidade para $u = 0,53$ m/s, $\dot{m}_p = 2,492$ e $r/R = 0,75$	68
Figura 4.14: Distribuições radiais de desvio padrão em $z/L = 0,103$	72
Figura 4.15: Distribuições radiais de desvio padrão em $z/L = 0,326$	72
Figura 4.16: Distribuições radiais de desvio padrão em $z/L = 0,550$	73
Figura 4.17: Distribuições radiais de desvio padrão em $z/L = 0,773$	73

Lista de Tabelas

Tabela 3.1 - Resultados de análises de propriedades físicas do catalisador de FCC (Betoli, 2007).	39
Tabela 3.2: Disposição axial das tomadas de medidas de fração de sólidos no <i>riser</i>	42
Tabela 4.1: Resultados para o nível 1 ($z/L = 0,103$)	52
Tabela 4.2: Resultados para o nível 2 ($z/L = 0,326$)	52
Tabela 4.3: Resultados para o nível 3 ($z/L = 0,550$)	53
Tabela 4.4: Resultados para o nível 4 ($z/L = 0,773$)	53
Tabela 4.5: Fração volumétrica média de sólidos na seção transversal	60
Tabela 4.6: Determinação de ΔV_P ($u = 0,53$ m/s, $\dot{m}_p = 2,492$ g/s, $z/L = 0,103$ e $r/R = 0,75$)	64

Tabela 4.7: Valores de ΔV_P (V).....	65
Tabela 4.8: Valores da média dos sinais elétricos	71
Tabela 4.9: Valores do desvio padrão (s)	71

Lista de Quadros

Quadro 2.1: Técnicas de medidas não-intrusivas (Castilho, et al, 2006).....	26
Quadro 2.2: Técnicas de medidas intrusivas (Castilho et al, 2006).....	27

Nomenclatura

Letras Latinas

a – constante de calibração.

A_t – área da seção transversal do tubo.

D – diâmetro do tubo [m]

b – constante de calibração.

C_v – concentração volumétrica de sólidos.

g – aceleração gravitacional [m/s^2].

G_s – fluxo de circulação de sólidos [$kg/(m^2.s)$].

I – valor medido de transmissão por TC com escoamento gás-sólido.

I_0 – valor medido de transmissão por TC sem escoamento gás-sólido.

K_e – constante dielétrica relativa.

K_{ef} - constante dielétrica relativa do fluido.

K_{ep} - constante dielétrica relativa do fluido.

L – comprimento do tubo [m].

P – pressão estática [Pa].

Q_a – vazão volumétrica de gás [m^3/h].

Q_p – vazão mássica de partículas [g/s].

r – posição radial [cm].

R – raio do tubo [cm].

Re – número de Reynolds.

s – desvio padrão da média.

t – tempo [s].

u – velocidade média superficial do gás [m/s].

u_s – velocidade média superficial dos sólidos [m/s].

U – velocidade superficial do gás [m/s].

U_s – velocidade superficial do sólido [m/s].

U_t – velocidade terminal da partícula [m/s].

V – sinal informado pela sonda de fibra óptica [V].

$\bar{V}$ - média temporal do sinal informado pela sonda de fibra óptica [V].

$\bar{V}^*$ - média do sinal informado pela sonda de fibra óptica [V].

V_0 – sinal informado pela sonda de fibra óptica quando não há sólidos [V].

$\bar{V}_0$ – média temporal do sinal informado pela sonda de fibra óptica quando não há sólidos [V].

z – posição axial no tubo [m].

Letras Gregas

β - coeficiente de arraste na interface fluido-partícula [kg/m^4].

ε – fração de vazios.

ε_m – fração de vazios média.

ε_s – fração volumétrica de sólidos.

$\bar{\varepsilon}_s$ – fração volumétrica de sólidos média na seção transversal.

$\bar{\phi}$ - média temporal de uma grandeza qualquer.

ρ_g – massa específica do gás [kg/m^3].

ρ_s – massa específico do sólido [kg/m^3].

Abreviações

LFC – Leito fluidizado circulante.

ETC – Tomografia por capacitância elétrica.

FCC – Craqueamento catalítico fluidizado.

LDA – Laser doppler anemometry.

LDV – Laser doppler velocimetry.

PIT – Processos tomográficos industriais.

PT – Processos tomográficos.

TC – Tomografia Computadorizada.

CAPÍTULO 1

CONSIDERAÇÕES INICIAIS

1.1 – Motivação e o tema da dissertação

Os sistemas de escoamento multifásico são importantes em inúmeras aplicações nas indústrias químicas, de alimentos e de processamento de papel. Os sistemas de contato gás-sólido são empregados no transporte pneumático de partículas, em leitos fluidizados circulante e de jorro, por exemplo. Uma compreensão básica das situações complexas do escoamento que se levantam é de grande importância no desenvolvimento destas aplicações. Para a avaliação da fluidodinâmica e compreensão dos fenômenos associados ao escoamento multifásico que ocorrem em equipamentos que operam com o contato sólido-fluido, é necessário medir grandezas tais como: a distribuição de fração de particulados; distribuição de tempo de residência e campo de velocidades das fases fluida e particulada.

Desde que não é ainda possível prever a complexa fluidodinâmica em *risers* de leito fluidizado circulante (LFC) a partir de equações fundamentais, pois a maioria de modelos requer entradas empíricas que podem somente ser obtidas com a experimentação, a presente dissertação consiste em determinar valores de concentrações volumétricas de frações de sólidos na seção *riser* de um LFC, para obter as distribuições de concentrações radiais e axiais nesta seção. A distribuição dos sólidos afeta significativamente a eficiência de contato gás-sólido, a transferência de calor e de massa, e a conversão e seletividade das reações químicas. Por isso, seu conhecimento é fundamental para minimizar erros em operações comerciais e também na questão de otimização de projetos deste tipo de reator.

Para se obter dados de fração de sólidos, a técnica de medida de sondas de fibra óptica pode ser utilizada. Os sistemas ópticos de medidas baseiam-se na informação do volume dos sólidos a partir da reflexão e da transmissão da luz emitida. Este sistema permite a obtenção de dados de concentração local com precisão, que ajudam na compreensão do comportamento do escoamento. Distribuições de fração de sólidos volumétrica obtidas a partir da utilização de sondas de fibra ópticas têm sido objetivos de diversos estudos sobre a fluidodinâmica em sistemas gás-sólido. Trata-se de um método de

alta precisão e de grande aplicação em sistemas particulados. Em nível nacional, pode ser considerada uma técnica ainda em início de estudos para o emprego neste setor.

1.2 – Objetivos da dissertação

O objetivo central desta dissertação é a compreensão básica do escoamento gás-sólido na seção *riser* de um reator de FCC, por meio da análise das distribuições radial e axial de fração volumétrica de sólidos. Como objetivos complementares, podem-se citar:

- Domínio da operação técnica de uma unidade de detecção baseada em sonda de fibras ópticas;
- Obtenção de espectros de sinais elétricos advindos da reflexão de luz como consequência da presença de sólidos, em diversas posições radiais e axiais do aparato experimental;
- Obtenção da distribuição radial de fração de sólidos na seção *riser* de um LFC, sob algumas condições operacionais de velocidade superficial do gás e vazão mássica de sólidos, em quatro posições axiais do reator, através dos espectros obtidos por sonda de fibras ópticas;
- Obtenção da curva de distribuição probabilidade, para cada medida efetuada, para uma análise aprofundada do comportamento do escoamento local, no que diz respeito à uniformidade do mesmo;
- Obtenção da distribuição radial de desvio padrão da média, para verificar em que posições do *riser* há maior interação entre as partículas.

1.3 – Organização da dissertação

Apresentam-se nesta dissertação as principais atividades desenvolvidas para atingir tais objetivos, com a seguinte organização temática:

- No Capítulo 1 apresentam-se a motivação pelo assunto e os objetivos deste trabalho;
- A revisão bibliográfica para a contextualização do tema em estudo é apresentada no Capítulo 2;

- No Capítulo 3 são apresentados o material e equipamentos utilizados assim como a metodologia para a condução dos experimentos;
- No Capítulo 4, Resultados e discussões, são apresentados os estudos realizados assim como as análises e discussões dos resultados obtidos;
- Finalizando este trabalho de Dissertação de mestrado, são apresentadas as conclusões e sugestões para trabalhos futuros no Capítulo 5.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Para contextualizar o trabalho, que procura basicamente obter informações sobre a distribuição de fração de sólidos em uma seção *riser* de um reator de leito fluidizado circulante utilizando sondas de fibra óptica, a revisão bibliográfica foi dividida de forma a contemplar: aspectos do leito fluidizado circulante e do *riser*; técnicas de medidas em sistemas particulados, dando ênfase à utilização da sonda de fibra óptica na medida de grandezas em sistemas gás-sólido; determinação da fração volumétrica de sólidos em leitos fluidizados circulantes.

2.1 – Aspectos do leito fluidizado circulante e do *riser*

Nesta seção, procura-se principalmente descrever as aplicações e características do leito fluidizado circulante (LFC), destacando-se o *riser*, que é o objeto desta dissertação. Quanto ao *riser*, são apresentados um breve histórico, a caracterização da sua fluidodinâmica e a descrição dos diferentes regimes encontrados no mesmo.

2.1.1 - Leito fluidizado circulante

Industrialmente, os reatores de leito fluidizado têm sido a base para as reações gás-sólido, conhecidas como reações de catálise heterogênea, nos quais ocorre o contato entre as fases (gás-sólido) através de um fluxo concorrente. A tecnologia de LFCs é utilizada em diversos tipos de indústrias, em particular na petroquímica nos processos de craqueamento catalítico (FCC), uma etapa essencial para o refino do petróleo. Normalmente, as reações de catálise heterogênea são acompanhadas de reações consecutivas e reações laterais, que são bastante indesejadas para o processo. As reações catalíticas gasosas, incluindo o craqueamento catalítico, síntese de Fischer-Tropsch e oxidação do butano, utilizam velocidades relativamente elevadas. Os tempos curtos de contato são necessários também entre o gás e os sólidos tendo em vista as altas taxas de desativação catalítica, assim requerendo altas velocidades de gás. Desta forma, a

otimização do processo e sua eficiência estão intimamente relacionadas ao controle das condições operacionais, dentre elas a temperatura, pressão, tempo de residência e as condições fluidodinâmicas do escoamento (Lehner, 1999).

Além da aplicação do LFC no craqueamento catalítico, vem se notando uma aplicação crescente em caldeiras, devido à facilidade da geração de energia. Os processos da combustão têm, geralmente, taxas de reações baixas e conseqüentemente não requerem necessariamente velocidades elevadas do gás ou taxas elevadas da circulação dos sólidos (Issangya et al., 2000).

O fluxo dos sólidos é um parâmetro relevante no estudo da fluidodinâmica em reatores LFCs. A distribuição radial dos sólidos na coluna é importante no projeto bem sucedido de reatores. A distribuição dos sólidos pode afetar as taxas da reação, a erosão e transferência de calor dentro do reator (Zhu et al., 2005).

Os LFCs de fluxo concorrente vertical são classificados, basicamente, de duas formas: o *riser*, com fluxo ascendente das fases, amplamente usado em FCC e combustão de carvão; e o *downer*, com fluxo descendente das fases, desenvolvido para satisfazer a necessidade do contato rápido entre as fases. Vários estudos têm sido realizados para o aprimoramento da tecnologia de ambos os reatores, mostrando significativas vantagens em relação a outros tipos de reatores de leito fluidizado convencionais (Wei, 1996).

Um esquema típico de um reator LFC é apresentado na Figura (2.1), segundo o estudo de Zhu et al. (2005), para determinação da distribuição de fluxo de sólidos em um *riser*. Inicialmente, os sólidos estão situados num tanque de armazenamento. Uma válvula borboleta é utilizada para controlar o fluxo de sólidos no *riser*. Os sólidos escoam do tanque de armazenamento na região do distribuidor do *riser* onde são fluidizados com ar. A entrada principal de ar do *riser* é composta por uma série de trinta e sete tubos de 13 mm de diâmetro externo, localizados a 30 cm do fundo do *riser*. A suspensão de sólidos é então carregada ao longo do *riser*, em seguida é enviada para um ciclone preliminar. O fundo deste ciclone está conectado a um distribuidor para o *downer*. O ar do *riser* que passa pelo primeiro ciclone é enviado para um par de ciclones secundário e terciário e para um filtro para limpeza adicional antes de ser esgotado à atmosfera. Do distribuidor do *downer*, a suspensão gás-sólido escoam ao longo do *downer*. No fim do *downer*, a suspensão chega a um separador inercial rápido, onde as partículas são separadas. Novamente, o gás é enviado

para os ciclones secundário e terciário e filtro. As taxas de fluxo do gás do *downer* e do *riser* podem ser ajustadas independentemente. Os sólidos do separador são retornados ao tanque de armazenamento durante a operação. A válvula de desvio é utilizada para medir o fluxo mássico de sólidos (Gs), quando as partículas são enviadas para o tanque de armazenamento, durante um dado intervalo de tempo. Medindo a altura dos sólidos acumulados, Gs pode ser determinado.

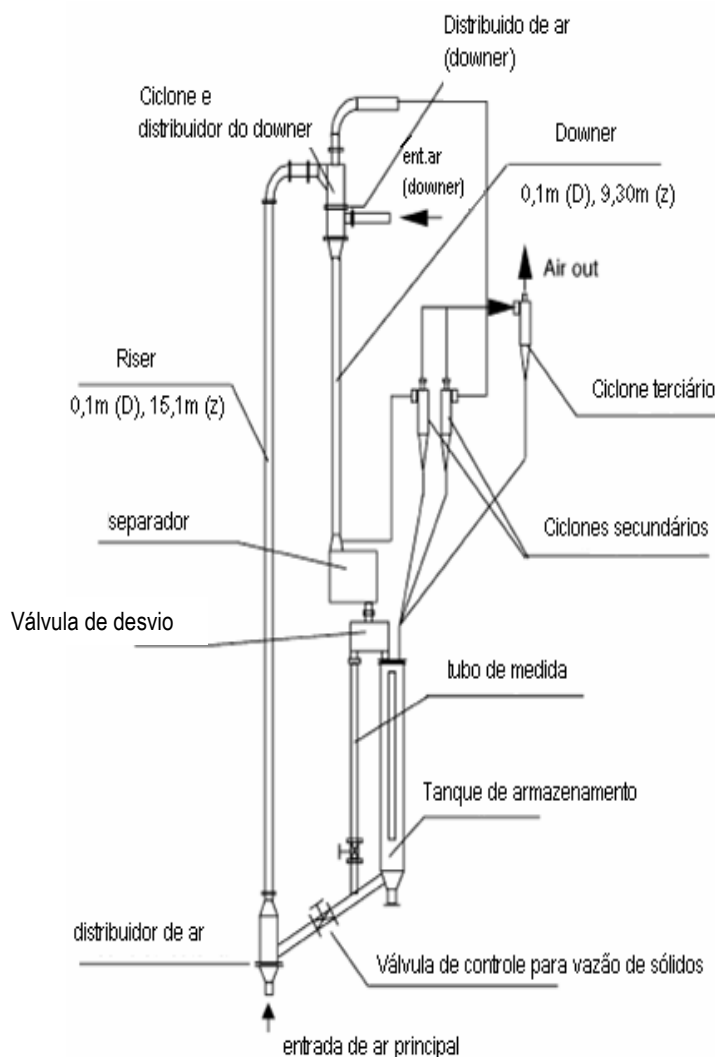


Figura 2.1: Esquema de um reator LFC (Zhu et al., 2005).

Existem diversas adaptações para modelos de um LFC. Issangya et al. (2000), por exemplo, utilizaram um reator de leito fluidizado circulante conforme a Figura 2.2 compostos por dois *risers* e dois *downers*, em seu estudo para a determinação da distribuição de fração de sólidos.

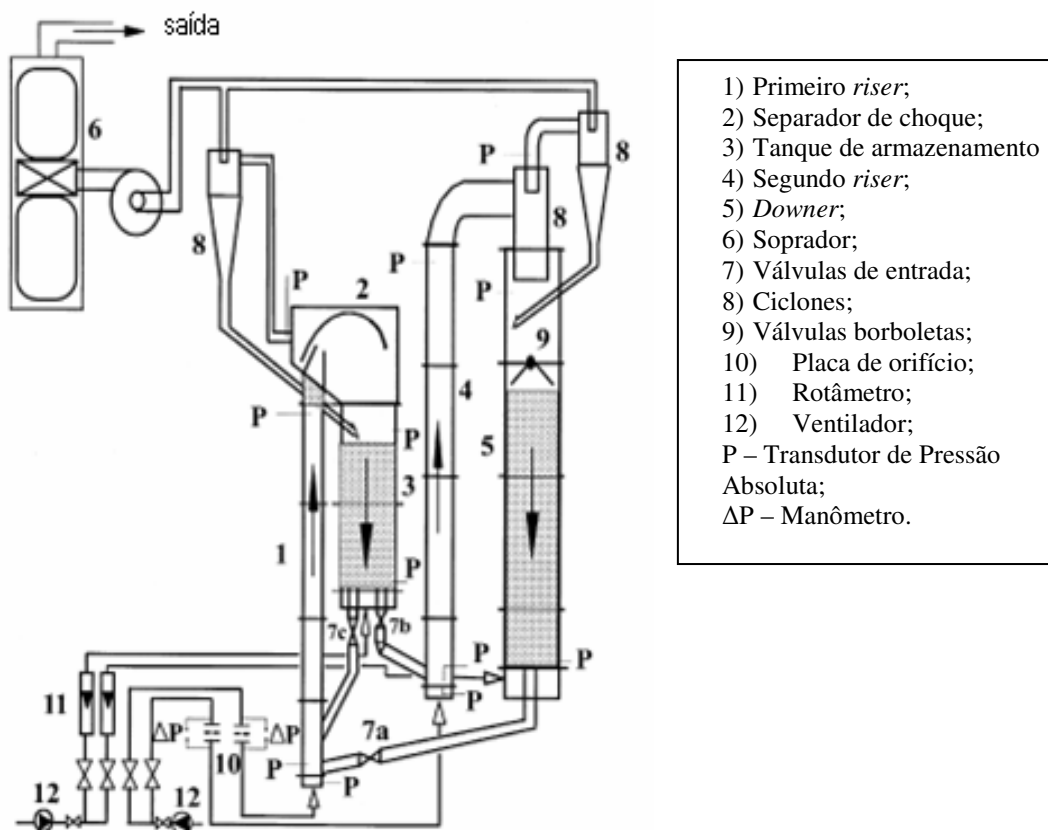


Figura 2.2: Esquema de um LFC (Issangya et al., 2000).

2.1.2 – Riser

Os reatores *risers* foram desenvolvidos inicialmente na década de 1940 como adaptação do leito fixo, utilizado nos processos de craqueamento catalítico de petróleo. As velocidades mais elevadas do gás permitem melhor contato entre as fases, que melhoraram as taxas de reação e aumentam as taxas de produtividade. Devido ao sucesso da aplicação, na década de 1960 o *riser* se transformou no reator padrão em processos de craqueamento (Zhu et al., 2005).

No processo de craqueamento catalítico, dentre os vários equipamentos que compõem uma unidade conversora, é no *riser* onde realmente ocorrem todas as reações. Estas reações são responsáveis pela quebra de hidrocarbonetos pesados em frações mais leves e de maior valor comercial. Segundo Souza (2004), o *riser* pode ser descrito como sendo um tubo vertical de grande relação altura/diâmetro (normalmente a altura do *riser*

varia entre 30 e 40 vezes o seu diâmetro), por onde passa uma mistura de gásóleo vaporizado, vapor d'água e catalisador sólido.

A função do *riser* dentro de uma unidade conversora de FCC é a de proporcionar as condições ótimas para que as reações desejáveis de craqueamento ocorram, e ao mesmo tempo deve evitar as reações indesejáveis, como a formação de coque, por exemplo. Durante a passagem do gásóleo misturado com o catalisador pelo *riser*, as moléculas vaporizadas de gásóleo penetram nos poros do catalisador, onde ocorrem efetivamente as reações de craqueamento, enquanto progressivamente o coque formado nas reações vai aderindo à superfície do catalisador. Devido à alta velocidade do escoamento no interior do *riser*, o tempo de residência é bem pequeno (1-4 segundos em média). Esta é uma variável de controle que pode ser ajustada para garantir a formação dos produtos comercialmente valiosos (gasolina, GLP, entre outros) antes da total desativação do catalisador pela deposição de coque em sua superfície, devido à considerável redução da área disponível para que os hidrocarbonetos reajam (Souza, 2004).

Para qualquer processo que envolva transporte pneumático incluindo as fases gás e sólido, o *riser* pode ser compreendido como um reator de transporte vertical ascendente. A Figura 2.3 apresenta o esquema de um reator em transporte pneumático vertical, utilizado por Ferreira (1996).

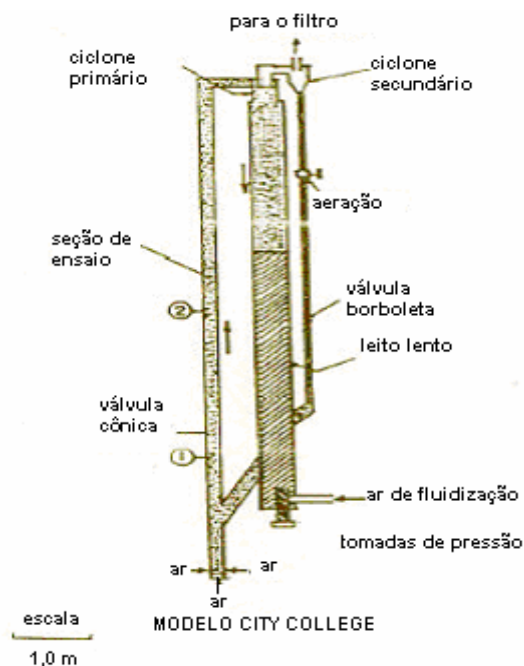


Figura 2.3: Esquema de um reator em transporte pneumático vertical (Ferreira, 1996).

2.1.3 - Características do escoamento em sistemas gás-sólido no transporte vertical ascendente

Conforme encontrado em Grbavcic et al. (2006), nos escoamentos gás-sólido verticais dois regimes principais do escoamento podem ser identificados: o escoamento de fase diluída e de fase densa. Para velocidade elevada de gás, partículas são carregadas para cima no tubo do transporte como uma suspensão uniforme aparentemente diluída com fração de sólidos volumétrica baixa. Se a velocidade do gás for gradualmente reduzida na mesma taxa que o fluxo mássico de partículas, a fração de sólidos aumenta no tubo. Um ponto será alcançado onde a velocidade do gás não é suficiente para suportar o fluxo diluído estável e uma transição ao regime para fluxo denso aparece. Com a diminuição adicional da velocidade do gás, é possível encontrar uma variedade de regimes do escoamento, dependendo das características da partícula, do fluido e do diâmetro do tubo. Abaixo de certa velocidade de gás, a suspensão entra em colapso e os sólidos no tubo se fluidizam. Finalmente, com a diminuição adicional da velocidade do gás, os sólidos formam o leito fixo.

Fase Diluída

Rhodes (2006) menciona que o transporte em fase diluída é caracterizado por altas velocidades de gás (maiores que 20 m/s) e baixas concentrações de sólidos (menos que 1% em volume). O transporte pneumático de fase diluída é limitado à pequena extensão, transporte contínuo de sólidos a taxas de menos de 10 toneladas/hora e é o único sistema capaz de operar sob depressão. Sob condições de fluxo diluído as partículas sólidas se comportam como individuais, completamente suspensas no gás, e as forças de interação fluido-partícula são dominantes.

Fase Densa

No extremo oposto está o fluxo de fase densa, caracterizado por baixas velocidades de gás (1- 5 m/s), altas concentrações de sólidos (maiores que 30% em volume) e altas quedas de pressão por unidade de comprimento do tubo (tipicamente maiores que 20 mbar/m). No transporte de fase densa as partículas não estão completamente suspensas e há muita interação entre as partículas.

Infelizmente, o limite entre o escoamento de fase diluída e o escoamento de fase densa não é muito claro, e não há ainda nenhuma definição universalmente aceita de transporte de fase densa e fase diluída. Konrad (1986) lista quatro meios alternativos de distinguir os fluxos de fase densa e de fase diluída:

- a) com base nas taxas de fluxo de massa de sólidos/ar;
- b) com base na fração de sólidos;
- c) o fluxo de fase densa existe onde os sólidos preenchem completamente a seção transversal do tubo em algum ponto;
- d) O fluxo de fase densa existe quando, para fluxo horizontal, a velocidade do gás é insuficiente para suportar todas as partículas em suspensão, e, para fluxo vertical onde ocorre o fluxo inverso de sólidos.

Regime de transição: choking

Além das fases que caracterizam o transporte pneumático vertical ascendente, existe uma situação denominada *choking*, que diz respeito a uma velocidade crítica de transporte. A velocidade de *choking* ou de afogamento u_{cho} , é definida como a mais baixa velocidade na qual uma linha de transporte pode operar em fase diluída numa determinada taxa de alimentação de sólidos. A velocidade de afogamento marca o limite entre transporte pneumático vertical de fase diluída e o transporte de fase densa (Rhodes, 2006).

2.2 – Técnicas de medidas em sistemas particulados

Nesta seção são apresentadas algumas das técnicas utilizadas para medir as grandezas básicas (distribuição de fração de particulados; distribuição de tempo de residência e campo de velocidades das fases fluida e particulada etc.) para a compreensão da fluidodinâmica de sistemas gás-sólido. Como a presente dissertação consiste na utilização de sonda de fibras ópticas como instrumento de medida de fração volumétrica de sólidos, uma atenção maior é dada a esta técnica.

Os sistemas de escoamento multifásico têm inúmeras aplicações industriais, tais como a conversão da energia e o processamento de papel. Os sistemas gás-sólido são

empregados no transporte pneumático das partículas, em leito fluidizado borbulhante e em leito fluidizado circulante. Uma compreensão básica das situações complexas do escoamento que se levantam é de grande importância no desenvolvimento destas aplicações. Uma maneira de examinar a fluidodinâmica do sistema é determinar a medida das grandezas necessárias do mesmo, entre elas a distribuição de fração de particulados, distribuição de tempo de residência e campo de velocidades das fases fluida e particulada (Rundqvist, 2003).

Segundo Werther (1999), as técnicas de medidas de tais grandezas são importantes em uma indústria para o monitoramento do desempenho de uma planta; a otimização do processo e a análise de problemas presentes em uma planta.

As técnicas de medidas podem ser divididas em intrusivas e não-intrusivas. As técnicas intrusivas interferem no escoamento investigado e são utilizadas, por exemplo, para medidas locais dentro dos reatores. As técnicas não-intrusivas determinam as propriedades do escoamento por meio de instrumentos localizados na parte externa do mesmo sem interferir no escoamento analisado.

2.2.1 - Técnicas de medidas não-intrusivas

LDV (Laser Doppler Velocimetry)

A LDV (Laser Doppler Velocimetry), conforme sensor representado na Figura 2.4, é uma técnica de medida não-intrusiva destinada à medição de velocidade de partículas e intensidade de turbulência. Esta técnica foi empregada na tecnologia FCC utilizando-se operações em transporte pneumático por Wei et al. (1998), e no *riser* e no *downer* por Lehner e Wirth (1999).

O princípio básico da técnica LDV está na diferença entre as frequências de um raio de luz emitido por uma fonte *laser* e aquela espalhada por uma partícula em movimento. Tal diferença é proporcional à velocidade da partícula.

Uma das limitações desta técnica é a sua utilização, normalmente, em sistemas diluídos em que a fração mássica de sólidos venha a ser menor do que 0,015. Como apontado por Soo et al. (1994), a grande dificuldade, quando se trabalha com sistemas concentrados, está na presença de mais de uma partícula na região de foco. Wei et al.

(1998) mencionam que, além dessa dificuldade, a intensidade do raio *laser* e da luz espalhada decai de modo exponencial na medida em que penetram na suspensão concentrada de sólidos, comprometendo a razão sinal/ruído do sinal Doppler.

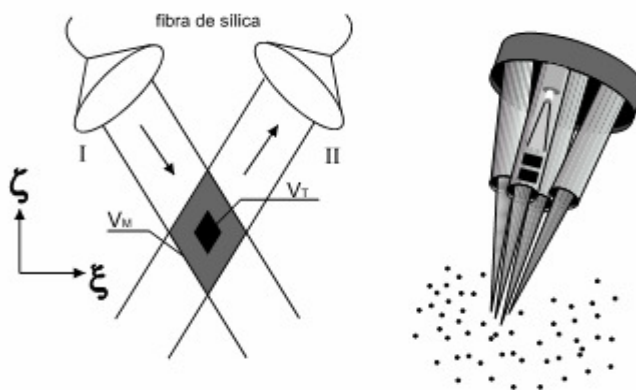


Figura 2.4: Representação de sensor de LDV (baseado em Werther, 1999).

LDA (Laser Doppler Anemometry)

No método do LDA, partículas de traçador na ordem de um micron são introduzidas em um meio contínuo para medir as características cinemáticas do escoamento e a fração das partículas. Sob determinadas circunstâncias, as velocidades instantâneas das partículas do traçador serão quase iguais à velocidade do meio contínuo que carrega estas partículas (Varaksin, 2003).

O objetivo principal das investigações utilizando o método LDA para escoamento multifásico é medir corretamente suas velocidades instantâneas. Varaksin (2003) atribui como principais vantagens desta técnica:

- alta definição devido ao tamanho pequeno do volume de medição;
- alta definição do tempo devido à combinação de um pequeno volume de medição com um processador Doppler rápido, permitindo executar medidas de valores instantâneos da velocidade;
- nenhuma necessidade para a calibração devido às linearidades absolutas entre a frequência do sinal de Doppler e o valor da velocidade.

A produção de equipamentos de LDAs é voltada principalmente para medir as velocidades das partículas pequenas de traçador que simulam o movimento da fase que está sendo transportada. A possibilidade de utilizar LDAs para estudar escoamentos heterogêneos bifásicos foi demonstrada em Crowe et al. (1998). Alguns exemplos da investigação das características de ambas as fases do escoamento heterogêneo, que ilustram as potencialidades de LDAs são dadas por Varaksin (2003), entre elas:

- medidas das características do movimento da partícula;
- distribuição das velocidades médias e de flutuação de partículas grandes;
- distribuição da fração da partícula;

Os problemas associados ao uso de LDAs para a investigação de escoamento heterogêneo, segundo Varaksin (2003), incluem:

- a investigação de escoamentos altamente empoeirados caracterizados pela presença de interações e colisões das partículas;
- a medida de correlações de flutuações das velocidades de ambas as fases, correlações das flutuações de fração das partículas;
- a investigação do efeito da presença de partículas na estrutura fina na turbulência da fase fluida, em particular, no espectro de flutuações turbulentas de velocidade e em micro-escalas de turbulência.

Técnica de traçadores

A técnica de traçadores baseia-se na injeção de substâncias, no caso específico, particuladas estranhas ao sistema multifásico, as quais detêm propriedades capazes de serem detectadas por algum meio.

Técnica de atenuação- γ : A utilização de radioisótopos (traçadores) para se obter informações relativas à fluidodinâmica em processos multifásicos já está presente em aplicações desde a década de 50. Convém mencionar que a técnica de atenuação- γ é um método não-destrutivo de determinação de fração de sólidos que consiste em se medir a fração atenuada por uma amostra, da intensidade do feixe mono energético de radiação gamma. É necessário, portanto, fazer a distinção entre a fração atenuada pela amostra de

particulados e aquela atenuada por outros meios existentes entre a fonte e o detector, constituindo-se, dessa maneira, constantes do problema. O fóton, originário na fonte devido a uma desintegração radioativa, percorre uma trajetória constante em vários meios diferentes, até atingir o detector (Ferraz, 1975). No Brasil, esta técnica foi introduzida em 1965, sendo posteriormente utilizada por vários pesquisadores para caracterização de solos e em tecnologia FCC para o *riser*.

Apesar de os traçadores radioativos terem sido utilizados largamente nas últimas quatro décadas, a sua aplicação vem caindo em desuso, sobretudo devido à periculosidade do seu manuseio e aos dados obtidos, tendo em vista que se obtêm valores médios para a velocidade de partícula, ou seja, pelo fato de não ser uma técnica intrusiva, torna-se possível somente o levantamento ao longo da altura do leito, não considerando a distribuição radial no equipamento.

Técnica de traçadores fosforescentes: Estudos desenvolvidos na década de 90 e por pesquisadores chineses (Wei e Zhu, 1996; Du e Wei, 2001) apontam a possibilidade do uso de traçadores fosforescentes.

Esta técnica emprega a característica do material fosforescente tornar-se fluorescente por um breve período de tempo com uma constante de decaimento conhecida após ser iluminada. Esses materiais são misturados com pós de alumina, entre outros, para formar partículas traçadoras de tamanho e densidade semelhantes aos de partículas típicas de FCC.

A técnica de medida consiste em duas etapas: injeção e detecção do traçador. Um injetor pneumático é utilizado para, em pulso rápido, inserir o traçador. O detector de luz é um tubo fino conectado a um fotomultiplicador. O experimento é conduzido em ambiente escuro. A concentração do traçador é proporcional à potência luminosa por ele emitida.

É importante salientar que a técnica de traçadores fosforescentes apresenta algumas vantagens (Harris et al., 2002), podendo-se citar:

- fácil e imediata injeção do traçador por um pulso luminoso;
- fácil e rápida detecção on-line do traçador por um detector foto luminoso;
- as partículas de traçador são idênticas às que compõe o leito de partículas;
- não há partículas extras para causar distúrbios ao escoamento;

- não há acumulação no leito, pois após poucos minutos a partir da injeção, há o decaimento do traçador, tornando-os indistinguíveis em relação às partículas FCC. Todavia, ao se utilizar como traçador partículas de fósforo e tendo em vista que são fotossensíveis no comprimento de luz visível, esta técnica pode apresentar como inconveniente o fato de o espectro de luz emitida pelo traçador, após a fotossensibilização, ser coincidente com o espectro do comprimento de luz visível. Além disto, existe a possibilidade da partícula do traçador não representar ou não emular todas as propriedades físicas da partícula sólida, para a qual se avalia o comportamento fluidodinâmico.

Tomografia computadorizada

A utilização de técnicas tomográficas computadorizadas surgiu devido à limitação das técnicas intrusivas, as quais causam distúrbios no escoamento das fases envolvidas (fluida e particulada). Pode ser caracterizada como: não-intrusiva; capaz de obter distribuições multidimensionais das variáveis desejadas, em particular, concentração da fase particulada, explorando as diferenças de contraste dessa propriedade por meio de reconstrução de imagens. Na última década vem sendo utilizada como ferramenta de medida em várias aplicações industriais.

Atualmente, existem inúmeras técnicas tomográficas disponíveis para o estudo de fenômenos multifásicos complexos. Os mais utilizados, até então, em processos industriais são a tomografia por raios-X e a tomografia elétrica.

Tomografia computadorizada por raios-X: A tomografia computadorizada (TC) de raios-X (e γ) é uma técnica que fornece imagens de seções transversais de objetos por intermédio do princípio de atenuação da radiação nos meios materiais (Macedo, et al., 1996), conforme ilustra a Figura 2.5; ou seja, é uma modalidade de imagem reconstruída por computador que fornece "fatias" finas do interior da amostra.

A técnica TC por atenuação de raios-X foi utilizada no escoamento multifásico na tecnologia FCC por Lehner e Wirth (1999) e Grassler e Wirth (2000). A absorção dos raios-X depende da fração dos sólidos na mistura, massa específica das partículas, e das características de emissão dos raios-X, como por exemplo, a intensidade de distribuição espectral. Contudo, verifica-se a necessidade da calibração do sistema tomográfico, a qual

relaciona a fração de sólidos ao longo do comprimento de raio. A atenuação devido à fase gasosa pode ser desprezada se comparada à absorção causada devido à presença de sólidos.

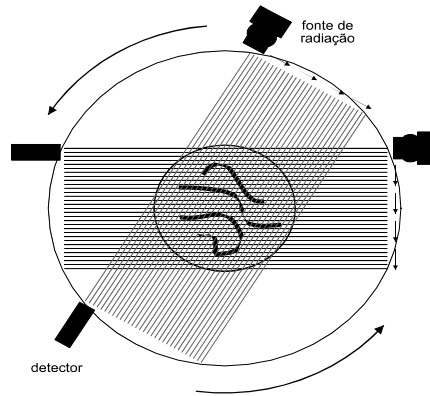


Figura 2.5: Modo de varredura de um tomógrafo de primeira geração
(Macedo et al., 1996).

O princípio das medidas por transmissão tomográfica com uma fonte de radiação produz um leque de raios como ilustrado na Figura 2.6. O tubo do leito fluidizado circulante, *riser* ou *downer*, é irradiado por um leque de raios a partir de duas direções diferentes em um único e particular plano. Os valores da transmissão I_1 e I_2 representam o valor integral da fração de sólidos ao longo de raios-X, aproximadamente lineares, medidos através de cada elemento sensível do detector. As partículas contidas no interior da tubulação causam atenuação adicional em comparação com a tubulação vazia e os valores de transmissão decrescem. Torna-se possível determinar a fração média de particulados ao longo de uma trajetória de raios-X, a partir dos valores medidos de transmissão com e sem escoamento gás-sólido no interior do tubo, I e I_0 , respectivamente, por meio da Lei de Beer:

$$(1 - \epsilon) = \frac{1}{\int \mu(s) ds} \ln \left(\frac{I}{I_0} \right) \quad (2.1)$$

onde s é a medida linear sobre a amostra e $\mu(s)$ é o coeficiente de atenuação ao longo do caminho óptico retilíneo da seção transversal da amostra.

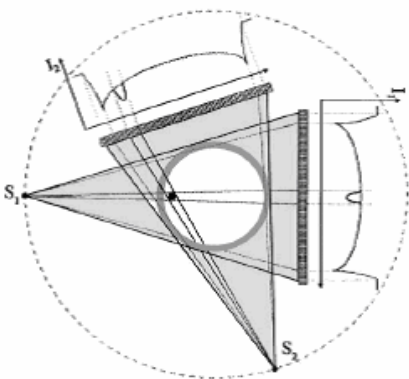


Figura 2.6: Princípio de medida tomográfica (Grassler e Wirth ,2000).

Segundo Grassler e Wirth (2000), a principal vantagem desta técnica é a medida não-intrusiva de concentrações locais de partículas ainda que próximas à parede do equipamento. Entretanto, em comparação com o sistema de tomografia elétrica por impedância, o tempo de aquisição é muito maior, logo as imagens instantâneas internas do escoamento no LFC, por exemplo, são impossíveis de capturar.

No estudo de Hubers et al. (2005), a tomografia computadorizada por raios-X foi utilizada para explorar as diferenças em uma coluna de destilação semi-batelada em sistemas multifásicos de ar-água-celulose. As imagens de TC são comparadas entre o sistema ar-água e os sistemas ar-água-celulose.

Tomografia por capacitância elétrica: A tomografia por capacitância elétrica (ECT em inglês) vem se tornando a mais rápida e robusta técnica de geração de dados destinada à análise de vários sistemas multifásicos, entre eles: leito fluidizado; transporte de sólidos; transporte pneumático; leito fluidizado circulante e hidrociclones.

Simplificadamente, a técnica ECT consiste da inserção de placas de eletrodos ao redor do reator a ser examinado. Esses eletrodos podem ser postos no exterior da tubulação, a qual é fabricada a partir de um material eletricamente isolante, ou inseridos em sua parede. Por meio da excitação dos eletrodos, com rápida carga em um dos eletrodos e a medida da carga em outro e repetindo o procedimento para cada combinação de pares de

eletrodos, as medidas obtidas são reconstruídas para formarem uma imagem da distribuição de propriedade dielétrica associadas aos materiais que são avaliados.

Du e Fan (2004) estudaram o fenômeno de *choking* de partículas do Grupo B de Geldart em um leito fluidizado circulante, utilizando a ECT. Esses autores, durante ensaios experimentais de transporte pneumático, verificam que o sistema ECT precisa ser recalibrado quando levado à escala industrial, lembrando que o método de calibração cheio-vazio, como o utilizado por White e Zakhari (1999), é inaceitável em processos industriais; além do problema de acumulação de carga eletrostática e faísca, encontrado normalmente em transporte pneumático.

2.2.2 - Técnicas de medidas intrusivas

Sondas de capacitância

As sondas de capacitância são utilizadas para determinar concentrações volumétricas de sólidos. Foram utilizadas, por exemplo, por Brereton (1987) em uma unidade de pesquisa de LFC, e por Hage et al. (1996) em um combustor LFC.

A medida capacitiva da concentração do volume dos sólidos (C_v) é baseada fisicamente na medida da constante dielétrica relativa K_e de uma suspensão de escoamento líquido-sólido, que depende diretamente da fração volumétrica das duas fases. Assim, a constante dielétrica relativa de uma suspensão de partículas em um líquido é uma função das constantes dielétricas relativas do fluido (K_f) e dos sólidos (K_p), respectivamente, e da concentração volumétrica dos sólidos (C_v).

Para concentrações volumétricas de sólidos mais elevadas, por exemplo, Böttcher (1945) obteve:

$$C_v = \frac{K_e - K_f}{K_p - K_f} \frac{K_p + 2K_e}{3K_e} \quad (2.2)$$

Louge e Opie (1990) especificaram a relação de Böttcher como melhor ajuste em suspensões sólido-fluido com partículas esféricas.

Uma exigência particular para medidas capacitivas da fração dos sólidos, reside na dependência da constante dielétrica relativa da matéria da temperatura, pois podem

apresentar uma forte dependência, principalmente quando se utiliza particulados (Wiesendorf e Werther, 2000).

Wiesendorf e Werther (2000) apresentaram projetos para a ponta de prova de capacitância que podem ser aplicados mesmo sob condições de alta temperatura em câmaras de combustão de caldeiras de LFC. Os exemplos destas demonstram que a técnica da ponta de prova da capacidade é uma ferramenta poderosa para investigações da estrutura do escoamento mesmo sob as condições de reatores de leito fluidizado industriais.

Sondas não- isocinéticas

Outra técnica de medida utilizada para medir a fração de sólidos no *riser* refere-se às sondas não-isocinéticas. No trabalho de Thober (1995), tal técnica de medida intrusiva foi realizada por um amostrador composto de um tubo inox com diâmetro interno de 4,0mm. Sua forma geométrica em forma de “U” busca garantir que as medidas de captação de sólidos, tanto no fluxo ascendente como no descendente, sejam realizadas exatamente na mesma posição axial, eliminando-se assim possíveis interferências de altura. A velocidade de sucção é controlada por uma válvula agulha e um rotâmetro, colocados na linha de ação da bomba de vácuo responsável pela sucção. A sonda amostradora foi conectada a um vidro cuja tampa possui um filtro que impede o arraste de material particulado através da linha de sucção. A coleta de material, na condição desejada, é feita de forma ininterrupta do centro para a periferia do *riser*. A Figura 2.7 apresenta o esquema do módulo utilizado por Thober (1995).

Sondas de fibra óptica

A sonda de fibra óptica é uma técnica intrusiva em que se detecta a luz refletida a partir da superfície de uma partícula ou aglomerados de partículas em movimento. Encontra-se a sua aplicação em diversas tecnologias em sistemas particulados, tais como na determinação de características da fluidodinâmica em leito fluidizado (Choi e Kim, 1991; Kimura *et al.*, 1994; Xu *et al.*, 1998; Werther, 1999; Schweitzer e Gauthier, 2001); em leito fluidizado rápido (Li *et al.*, 1995); em leito fluidizado circulante (Koenigsdorff e Werther, 1995a; Bergougoux *et al.*, 1999; Liu *et al.*, 2003b; Magnusson *et al.*, 2005); em leito de jorro (Uemaki e Tsuji, 1992; San José *et al.*, 1998; Pianarosa *et al.*, 2000; Olazar *et al.*,

2001); em leito de jorro cônico (San José *et al.*, 2005); na tecnologia FCC (Schlichthaerle e Werther, 1999; Kim *et al.*, 2000; Cui e Chaouki, 2004); na tecnologia FCC-riser (Wei *et al.*, 1998; Issangya *et al.*, 2000); e na tecnologia FCC-downer (Sobocinski *et al.*, 1995).

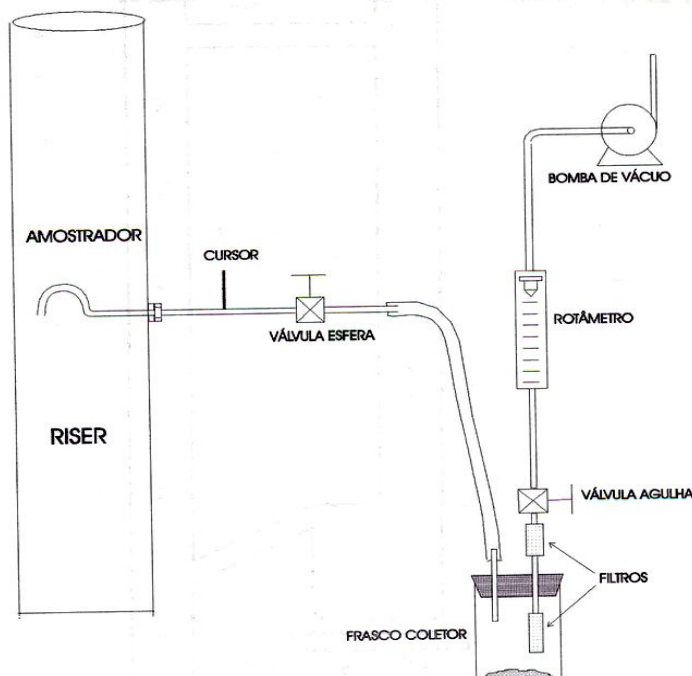


Figura 2.7: Esquema básico de amostragem dos perfis radiais através da utilização de sonda não-isocinética (Thober, 1995).

Um esquema de fibra óptica é mostrado na Figura 2.8. Para este caso, a sonda é constituída de três fibras ópticas, sendo a fibra central, A, utilizada para iluminar uma partícula em movimento, enquanto as outras duas, B e C, são dirigidas para receber a luz refletida das partículas para cada foto-transistor. As partículas ao circularem perto do cabeçote da sonda refletem a luz emitida por uma fibra central (fibra A da Figura 2.8). A luz refletida é coletada sucessivamente por duas fibras laterais (fibras B e C da Figura 2.8), sendo enviada para dois canais analógicos. Os sinais passam através de um amplificador de sinais. Uma fonte envia a luz para uma fibra emissora, e um filtro controla a intensidade do raio. Uma interface analógico/digital envia os dados para um computador de modo a processá-los. A luz refletida é convertida em sinal elétrico, conforme pode ser observado no espectro apresentado na Figura 2.9. Convém salientar que, segundo Olazar *et al.* (2001), a

intensidade de luz refletida pelas partículas que atravessam o campo de atuação da fibra óptica depende das características do particulado (composição, diâmetro e/ou distribuição de diâmetros) e da fração de vazios do leito.

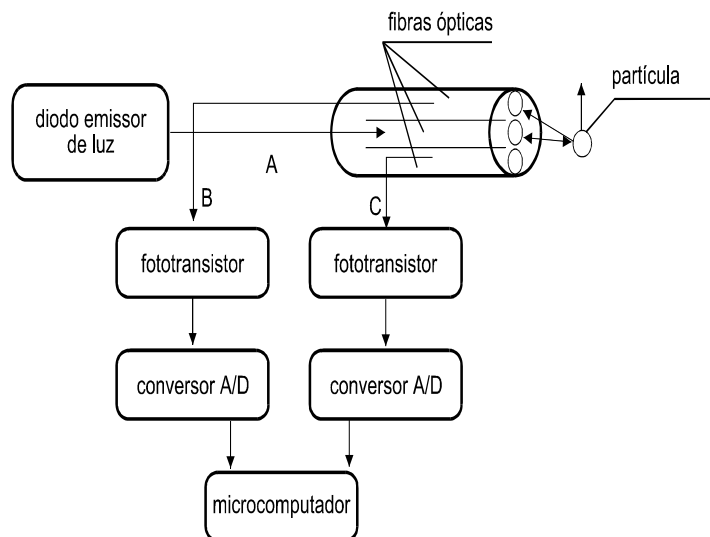


Figura 2.8: Esquema de funcionamento de uma sonda de fibra óptica (Cremasco, 2006).

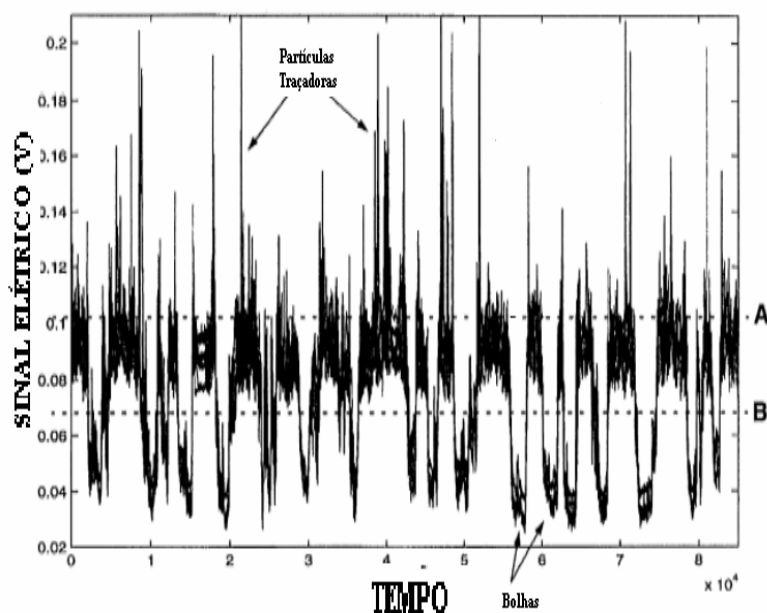


Figura 2.9: Sinais oriundos de uma sonda de fibra óptica (Tayebi, 1999).

Esse tipo de sonda pode ser posicionada tanto radialmente quanto axialmente por meio de um dispositivo a ela acoplado, inserindo-a no equipamento no qual há o escoamento das fases fluida e particulada, como ilustra a Figura 2.10. Esse dispositivo posiciona a sonda em um orifício a certa altura do equipamento, inserindo-a radialmente a partir da parede do aparato experimental. Graduações na sonda permitem inseri-la em diversas distâncias radiais no equipamento onde há o escoamento multifásico.

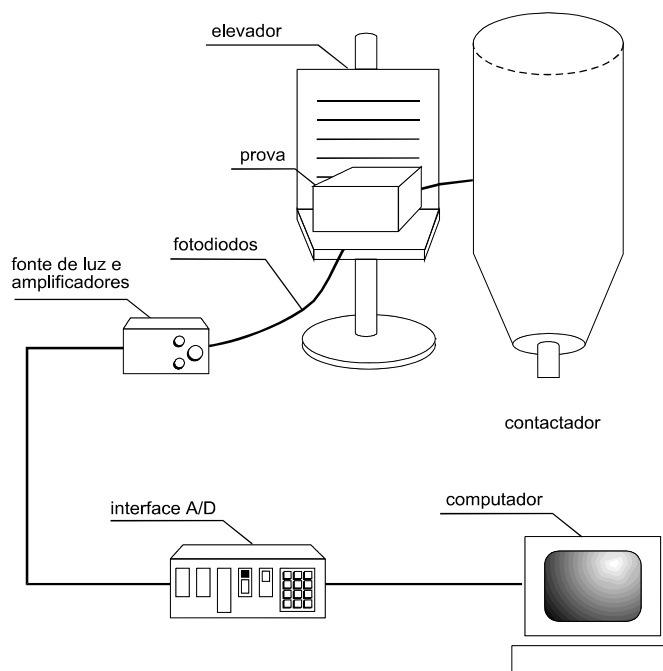


Figura 2.10: Dispositivo para experimentos utilizando-se fibra óptica (Cremasco, 2006).

As partículas ao circularem perto do cabeçote da sonda, refletem a luz emitida por uma fibra central. A luz refletida é coletada sucessivamente por duas fibras laterais, sendo enviada para dois canais analógicos. Os sinais passam através de um amplificador de sinais. Uma fonte envia a luz para uma fibra emissora, e um filtro controla a intensidade do raio. Uma interface analógico/digital envia os dados para um computador de modo a processá-los. A partir de análise estatística, feita por uma função de correlação-cruzada, somente os sinais com os coeficientes de correlação estatisticamente significantes são aceitos, indicando que são as mesmas partículas que passam pelas fibras. No caso de leito de jorro,

tais coeficientes são maiores do que 80% para a zona anular e maiores do que 90% para a zona de jorro, significando que são mais eficientes para sistemas diluídos.

Sobocinski *et al.* (1995) procurando mensurar as velocidades de partículas aglomeradas em um reator *downer*, desenvolveram sensores, cuja extremidade da fibra óptica emissora é esférica, em vez de sê-la plana, como o é classicamente. Os raios oriundos da fibra emissora convergem até um plano focal, como ilustra a Figura 2.11, vindo a divergirem após este plano criando, dessa maneira, um volume complementar iluminado além do plano focal. Uma partícula situada na região iluminada, perto da extremidade da fibra emissora, não será percebida pela fibra receptora, mesmo por que apenas uma das partículas cruzará a intersecção dos dois cones (o volume possivelmente iluminado, Figura 2.12) podendo ser, dessa maneira, detectada. Esta região é caracterizada pela distribuição de energia luminosa, que decresce com a distância a partir do ponto focal F , devido à expansão do volume complementar iluminado e à absorção de luz pelas partículas presentes na mistura gás-sólido. Assume-se que as partículas que se movem além do plano $A-A'$, relativamente distante do ponto S (veja a Figura 2.12), não serão detectadas, mesmo que exista uma distância em que tais partículas produzam intensidades de sinais ao fotodetector, mas que são significativamente menores do que aqueles oriundos das partículas que atravessam ao ponto S . Dessa maneira, as partículas que cruzam a região denominada volume prático de detecção, entre o ponto S e o plano $A-A'$, são as que podem gerar sinais de magnitude o suficiente para contribuir significativamente com a análise do tempo e da frequência de sinais.

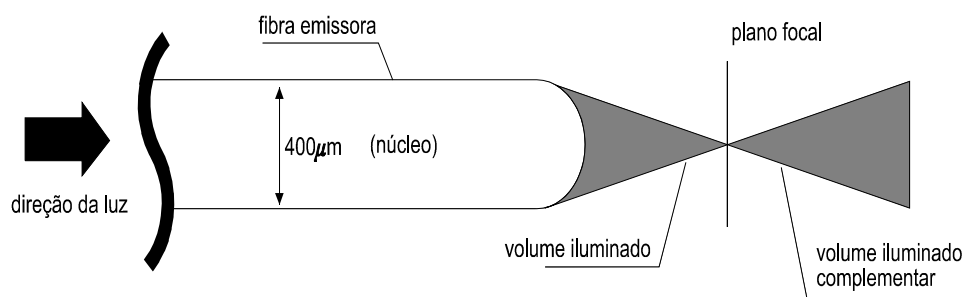


Figura 2.11: Configuração esquemática do emissor com ponta esférica (Cremasco, 2006).

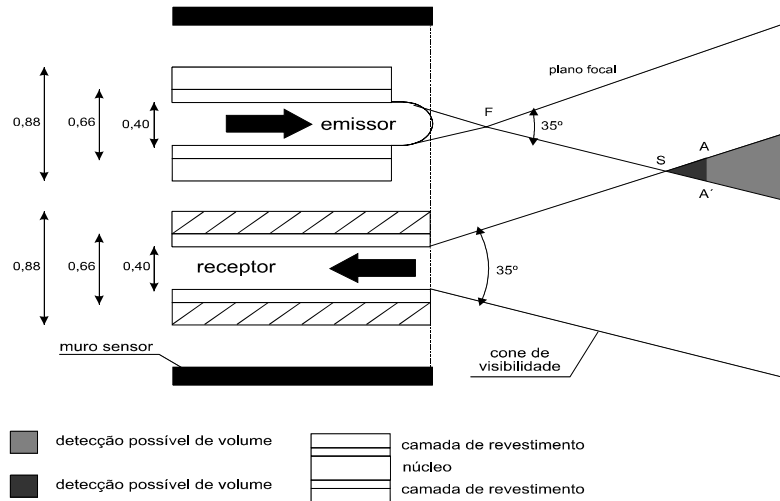


Figura 2.12: Detecção do volume prático (Sobocinski et al., 1995).

O sistema de detecção utilizado por Sobocinski *et al.* (1995) é do tipo óptico-eletrônico e está ilustrado na Figura 2.13. Uma fibra óptica emissora que transmite raio *laser* He-Ne de 15mW ilumina os sólidos presentes no escoamento multifásico. A luz refletida das superfícies das partículas é recebida por duas fibras em cada sensor e transmitida ao fotodetector. O sistema é associado a um equipamento óptico-eletrônico, incluindo um aquisitor e a um processador de dados. Apesar de relatarem o bom desempenho da técnica proposta, os autores a utilizaram para sistemas diluídos.

Um dos grandes, se não o maior, desafio relativo à utilização de sondas de fibra óptica nos estudos da fluidodinâmica em sistemas particulados, diz respeito à sua calibração. Inclusive, Amos et al. (1996) apontam que, geralmente, a calibração da sonda de fibra óptica representa a maior desvantagem quando se utiliza esta técnica, principalmente para sistemas gasosos. A maioria dos pesquisadores utiliza procedimentos empíricos (Wei et al., 1998) para estabelecer tal calibração. Na intenção de obter a distribuição radial da fração de sólidos em um *riser*, Wei et al. (1998) utilizaram o seguinte modelo empírico:

$$\varepsilon_s = ae^{bV} \quad (2.5)$$

sendo V o sinal lido da sonda em uma determinada posição r; a e b, são constantes de calibração.

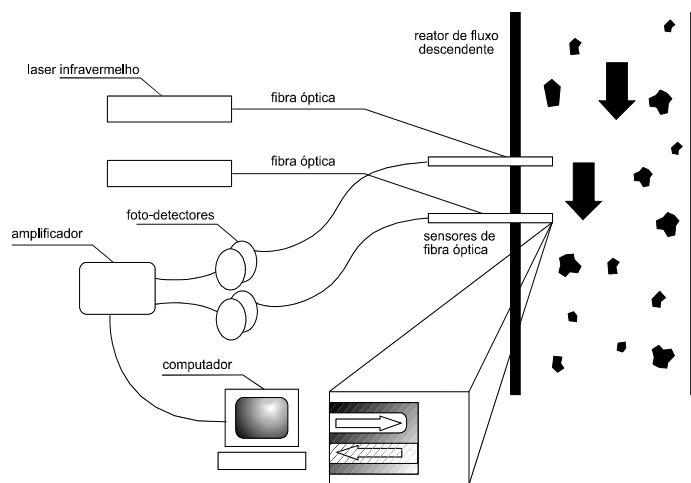


Figura 2.13: Esquema do equipamento óptico-eletrônico (Sobocinski *et al.*, 1995).

2.2.3 - Breve resumo das técnicas empregadas em sistemas particulados

Castilho et al. (2006), conforme os Quadros 2.1 e 2.2, apresentaram uma síntese de algumas técnicas de medidas quanto à predição de parâmetros associados à fluidodinâmica fluido-partícula em operações de sistemas particulados, assim como o princípio de funcionamento de cada uma, acompanhada com as suas vantagens e limitações. A escolha de uma técnica em particular é ditada por vários fatores, os quais incluem: propriedades físicas das fases do escoamento multifásico, resolução de imagem, custo do equipamento, dimensão física deste, potencial humano para operá-lo, e potencial risco de operação como, por exemplo, radiação. Castilho et al (2006) mencionam ainda que algumas técnicas tradicionais estão caindo em desuso, como, por exemplo, a de traçadores radioativos, principalmente devido à periculosidade quanto ao manuseio. Por outro lado, algumas técnicas vêm sendo adaptadas, como a LDA, que à priori tem o objetivo de medir velocidades das partículas, porém estudos apresentam a possibilidade de obter também dados de concentrações. Ressalta-se também a técnica de sondas de fibras ópticas, relativamente simples e que é aplicada em vários sistemas fluido-partícula. No que diz respeito ao avanço tecnológico, as técnicas de tomografia computadorizada se destacam, uma vez que se demonstra valiosa para estudos não-intrusivos bi e tridimensionais de processos multifásicos.

Quadro 2.1: Técnicas de medidas não-intrusivas (Castilho, et al, 2006)

LDV (Laser Doppler Velocimetry)	Tipo de Medida:	Velocidade das partículas.
	Aplicações:	Tecnologia FCC, LFC <i>riser</i> e <i>downer</i> .
	Princípio:	Diferença entre as frequências de um raio de luz emitido por uma fonte laser e aquela espalhada por uma partícula em movimento. Tal diferença é proporcional à velocidade da partícula.
	Vantagens:	Não-intrusiva, alta acuidade.
	Limitações:	Utilizada, normalmente, para sistemas diluídos em que a fração mássica de sólidos venha a ser menor do que 0,015.
LDA (Laser Doppler Anemometry)	Tipo de Medida:	Velocidade das partículas; possibilidade de medir concentração de sólidos.
	Aplicações:	Leito fluidizado circulante (LFC), fluxo turbulento de partículas em curva.
	Princípio:	Partículas de traçador do tamanho do micron são introduzidas em um meio contínuo a fim de medir as características cinemáticas de seu fluxo.
	Vantagens:	Não-intrusiva, alta acuidade.
	Limitações:	Utilizada normalmente para sistemas diluídos.
Técnica de traçadores por radiação γ	Tipo de Medida:	Velocidade e concentração de sólidos.
	Aplicações:	LFC e tecnologia FCC, caracterização de solos, sedimentação.
	Princípio:	Utilização de radioisótopos (traçadores) para se obter informações relativas à fluidodinâmica em processos multifásicos. Consiste em se medir a fração atenuada por uma amostra, da intensidade do feixe mono energético de radiação gamma.
	Vantagens:	Não-intrusiva.
	Limitações:	Periculosidade do manuseio; baixa acuidade (obtem valores médios para velocidade).
Técnica de traçadores fosforescentes	Tipo de Medida:	Velocidade e concentração de sólidos
	Aplicações:	Tecnologia FCC, medida do tempo de residência em um <i>riser</i> LFC.
	Princípio:	Emprega a característica do material fosforescente tornar-se fluorescente por um breve período de tempo. Esses materiais são misturados com pós de alumina, entre outros, para formar partículas traçadoras de tamanho e densidade semelhantes aos de partículas típicas de FCC, por exemplo.
	Vantagens:	Fácil e imediata injeção e detecção do traçador por um pulso luminoso, não há acumulação no leito (decaimento do traçador).
	Limitações:	Possibilidade da partícula do traçador não representar ou não emular todas as propriedades físicas da partícula sólida.

Tomografia computadorizada por raios-X	Tipo de Medida:	Concentração de sólidos.
	Aplicações:	Escoamento multifásico na tecnologia FCC, leito fluidizado, coluna de destilação semi-batelada em sistemas multifásicos de ar-água-celulose.
	Princípio:	Fornecer imagens de seções transversais de objetos por intermédio do princípio de atenuação da radiação nos meios materiais.
	Vantagens:	Medida não-intrusiva de concentrações locais dos sólidos mesmo próximos à parede do tubo.
	Limitações:	Tempo de aquisição é muito maior comparada à tomografia por capacitância elétrica; necessária a calibração do sistema tomográfico.
Tomografia por capacitância elétrica	Tipo de Medida:	Concentração de sólidos.
	Aplicações:	Leito fluidizado, transporte pneumático, LFC.
	Princípio:	Consiste da inserção de placas de eletrodos ao redor do reator a ser examinado. Por meio da excitação dos eletrodos, as medidas obtidas são reconstruídas para formar uma imagem.
	Vantagens:	Mais rápida e robusta técnica de geração de dados destinada à análise de vários sistemas multifásicos.
	Limitações:	Problemas técnicos quando utilizada em escala industrial, relacionados à re-calibração do equipamento e à acumulação de carga eletrostática e faísca.

Quadro 2.2: Técnicas de medidas intrusivas (Castilho et al, 2006)

Sondas de fibra óptica	Tipo de Medida:	Velocidade e concentração de sólidos.
	Aplicações:	Leito fluidizado, leito fluidizado circulante, leito de jorro, tecnologia FCC (<i>riser</i> e <i>downer</i>).
	Princípio:	Detecta a luz refletida a partir da superfície de uma partícula ou aglomerados de partículas em movimento. A luz refletida é convertida em sinal elétrico, que deve ser calibrado para relacionar à concentração.
	Vantagens:	Levemente intrusiva, alta acuidade.
	Limitações:	Calibração da sonda de fibra óptica, limitada à baixa temperatura.
Sondas de capacitância	Tipo de Medida:	Concentração de sólidos.
	Aplicações:	LFC, combustor LFC, leito fluidizado.
	Princípio:	A medida capacitiva da concentração do volume dos sólidos (C_v) é baseada fisicamente na medida da constante dielétrica relativa K_e de uma suspensão de fluxo líquido-sólido, que depende diretamente da concentração volumétrica das duas fases.
	Vantagens:	Poderosa para investigações da estrutura do fluxo mesmo sob as condições de reatores de leito fluidizado industriais.
	Limitações:	Dependência da constante dielétrica relativa da matéria na temperatura.

2.3 - Determinação da fração volumétrica de sólidos em leitos fluidizados circulantes

Esta seção se inicia introduzindo a importância das tomadas de medidas de concentração em sistemas gás-sólido, e apresenta alguns resultados obtidos em trabalhos prévios principalmente no que se diz respeito à distribuição de concentrações obtidos com a utilização de sondas de fibra óptica em *risers* de LFCs. São apresentados resultados de distribuições radiais e axiais de fração de sólidos (ou de fração de vazios), assim como distribuições locais instantâneas e suas respectivas distribuições de probabilidade.

Concentrações dos sólidos em seções *risers* de leito fluidizado circulante encontradas são de grande interesse não somente em áreas acadêmicas mas também na indústria. A distribuição dos sólidos afeta significativamente a eficiência de contato gás-sólido, a transferência de calor e de massa, e a conversão e seletividade da reação química. Para minimizar a possibilidade de erros em *scale-up* para operações comerciais, e para otimizar e melhorar os projetos de reatores *risers* industriais para FCC, uma boa compreensão do *scale-up* obtido dos *risers* em escala piloto, especialmente o conhecimento da distribuição dos sólidos em *risers* de LFC, é necessário (Zhu e Yan, 2004).

A fração de vazios local é um parâmetro importante em reatores de leito fluidizado circulantes. As distribuições locais médias da fração de vazios permite determinar a distribuição local dos sólidos no *riser*, enquanto que os dados locais instantâneos ajudam à compreensão da estrutura local do escoamento.

A distribuição local dos sólidos em suspensões com escoamento vertical tem sido estudada por muitos anos na indústria e no meio acadêmico. As técnicas de medida normalmente empregadas em LFC *risers* incluem sondas de capacitância e sondas de fibras ópticas (Issangya et al., 2000).

Os sistemas da medida por capacitância medem a constante local dielétrica da suspensão gás-sólido, que é relacionada à fração local do volume dos sólidos. Esta técnica foi utilizada, por exemplo, por Hartge et al. (1986).

Os sistemas de medidas ópticos deduzem a informação do volume dos sólidos a partir da reflexão e da transmissão da luz emitida. A luz incidente e a luz refletida são transmitidas por fibras óticas ou por pacotes de fibras. Segundo Rundquist et al. (2003), uma limitação em métodos óticos é a necessidade para a transparência ótica. Uma fração

continua do volume maior do que alguns por cento, tais como encontrado em leitos fluidizados, impedem o uso de métodos ópticos não-intrusivos.

A chave para aplicação bem sucedida de técnicas em leitos para medir a fração do volume dos sólidos em ambos os escoamentos diluído e denso é um volume de medida pequeno assim como um método apropriado de calibração para converter sinais obtidos pela sonda em valores de fração de volume das partículas (Magnusson et al., 2005).

2.3.1 - Determinação da distribuição de fração de sólidos em LFCs utilizando sondas de fibra óptica

Neste tópico, são apresentados alguns resultados encontrados na literatura no que diz respeito às distribuições radial e axial de fração de sólidos. Também são apresentados resultados de distribuição de probabilidade obtidos por autores que utilizaram sonda de fibras ópticas.

Determinação da distribuição axial de fração de sólidos

No trabalho de Zhu e Yan (2004), as frações volumétricas médias de sólidos da seção transversal foram obtidos calculando a média das frações locais medidas em 10 posições radiais utilizando a ponta de prova de fibra óptica de concentração para cada elevação axial. A Figura 2.14 compara os perfis axiais das frações médias de sólidos para ambos os *risers* sob três circunstâncias de operação.

A fração média de sólidos axial é maior para o *riser* de 0,203 m de diâmetro interno, comparado ao *riser* de 0,076 m de diâmetro. Entretanto não há nenhuma diferença significativa nas formas das distribuições. Estas são distribuições axiais típicas de fração de sólidos em formato de “S” ou “C”, normalmente observados. Há diversos fatores (como atrito da parede e distribuição da velocidade do gás) que determinam a influência do diâmetro no escoamento do gás-sólido. Para Zhu e Yan (2004), um argumento é que, em um *riser* de pequeno diâmetro, o atrito significativo da parede impede que mais partículas sejam transportadas. Em consequência, um *riser* de pequeno diâmetro tende a ter uma fração de sólidos maior do que um leito maior.

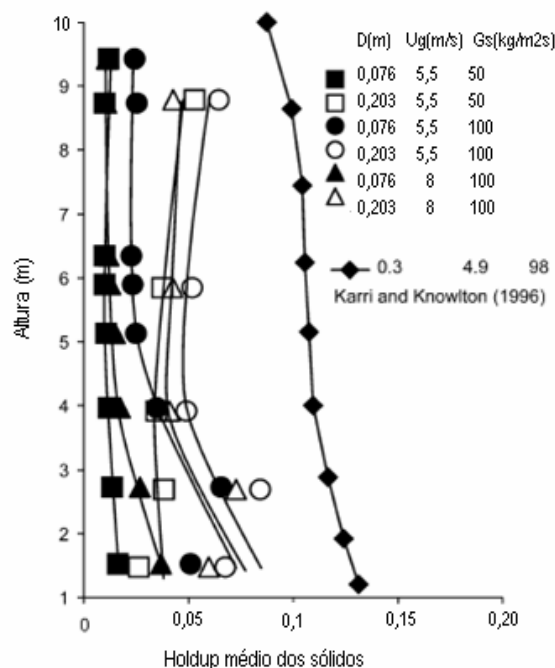
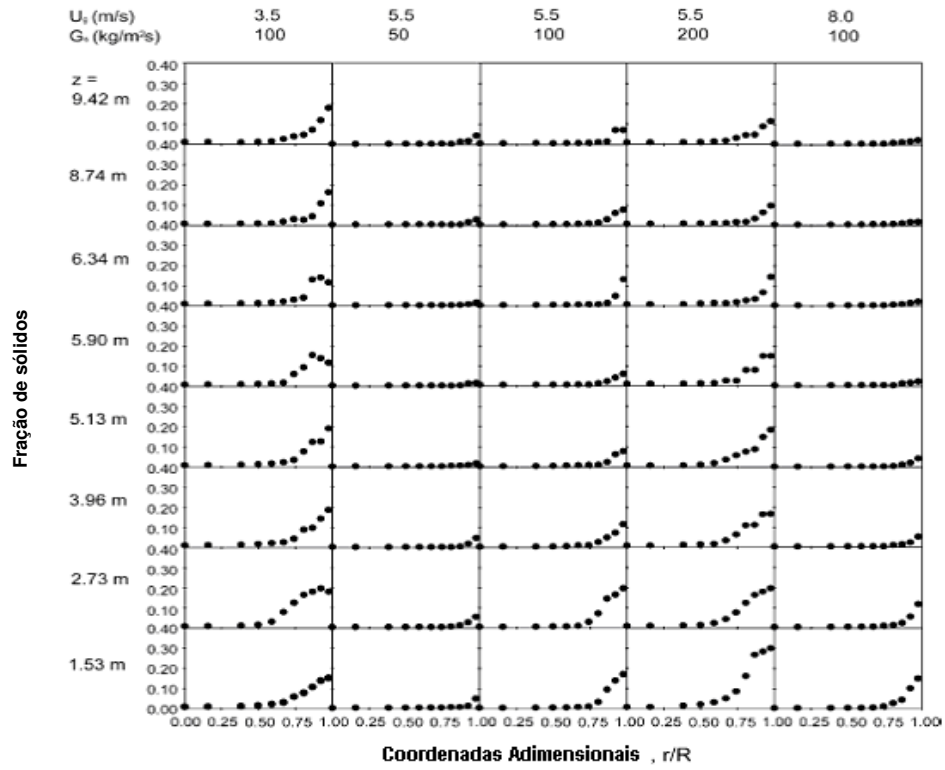


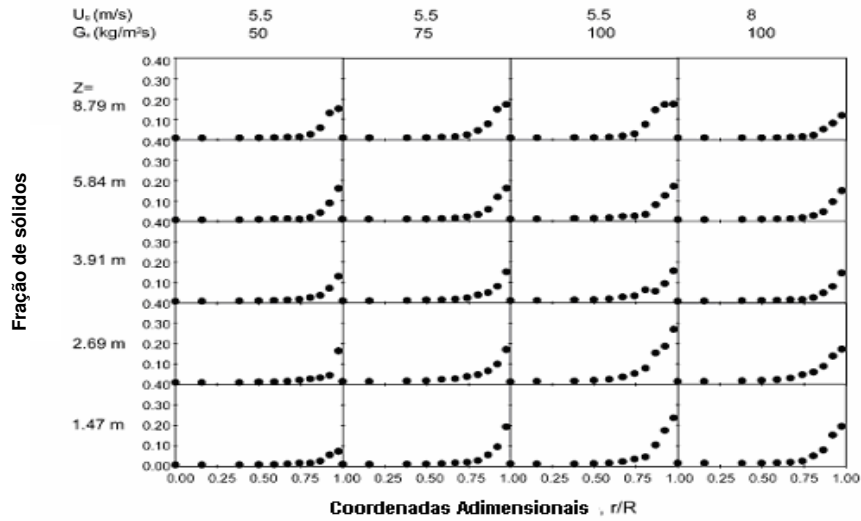
Figura 2.14: Comparação da distribuição axial de fração de sólidos para dois reatores *risers* com diâmetros diferentes (Zhu e Yan, 2004).

Determinação da distribuição radial de fração de sólidos

As distribuições radiais da fração de sólidos encontradas no trabalho de Zhu e Yan (2004) sob cinco condições de operação são mostradas na Figura 2.15. Em geral, a fração de sólidos é mais elevada na seção mais baixa do que na seção superior do *riser* em todas as posições radiais e é mais baixa no centro do que na região da parede em todas as posições axiais. Na base do *riser*, a fração de sólidos aumenta significativamente para a parede. Para o alto do *riser*, a fração de sólidos na região da parede diminui. Aumentando a taxa da circulação dos sólidos (fluxo total dos sólidos), G_s , e/ou diminuindo a velocidade superficial do gás, U_g , aumenta-se a fração de sólidos na região da parede de todo o *riser*.



(a)



(b)

Figura 2.15: Distribuição radial de fração de sólidos no *riser* (Zhu e Yan, 2004)

(a) *riser* de diâmetro interno 0,076 m; (b) *riser* de diâmetro interno 0,203 m.

Issangya et al. (2000) em seu estudo da dinâmica do escoamento de fase densa em LFCs, determinou a distribuição de fração de vazios num reator *riser*, utilizando partículas do FCC de diâmetro médio 70 milímetros e massa específica 1600 kg/m³. Para a efetuação das medidas, utilizaram uma sonda de fibras ópticas feita de dois pacotes de fibras de quartzo de 15 μ m. A Figura 2.16 apresenta as distribuições de fração de vazios local médio, numa altura de 0,57 m, velocidade superficial do ar de 4,0 m/s e taxas diferentes da circulação dos sólidos.

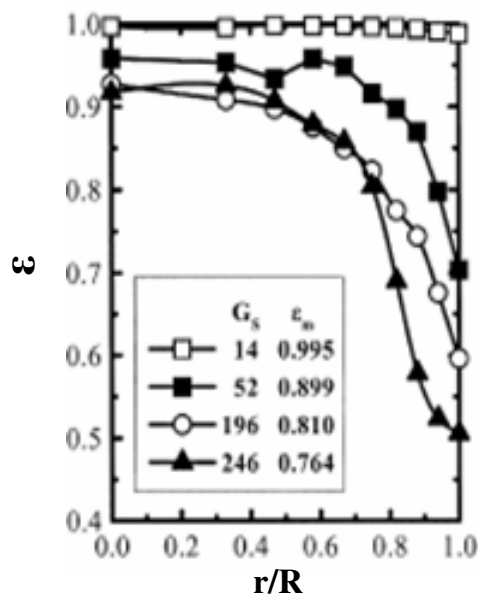


Figura 2.16: Distribuição radial da fração de vazios em várias condições de circulação de sólidos (Issangya et al., 2000).

Os resultados encontrados por Issangya et al. são apresentados de forma diferente daqueles obtidos por Zhu e Yan (2004), pois desta vez trata-se de uma distribuição de fração de vazios (ϵ) em vez de fração de sólidos.

Para uma condição muito diluída em $G = 14$ kg/(m².s), a fração de vazios da seção transversal total é 0,995 e a distribuição é quase plana em toda a seção. Com $G = 52$ kg/(m².s), com a fração média de vazios de aproximadamente 0,9, a distribuição de fração de vazios local fica relativamente plano numa distância radial considerável antes de cair acentuadamente próxima à parede. Promovendo o aumento da taxa da circulação dos sólidos a 196 e 246 kg/(m².s) condições de fase densa são obtidas no *riser* com frações de

vazios locais médias de 0,81 e de 0,76, respectivamente. Assim como para baixo fluxo de sólidos e condições diluídas, há uma região anular densa perto da parede e uma região relativamente diluída no núcleo. A fração de vazios caiu gradualmente para valores menores que 0,95 no centro a quase 0,5 na parede. Entretanto, não havia nenhuma fronteira clara entre as zonas diluída e densa.

Flutuações locais e distribuição de probabilidade

Para uma análise detalhada do comportamento local do escoamento, é importante examinar o comportamento instantâneo além ao comportamento médio. A análise da fração de sólidos através de espectros de sinais é uma ferramenta importante para investigar a estrutura do escoamento de sólidos em leitos fluidizados. As flutuações são refletidas nos sinais elétricos de porosidade e mais quantitativamente no desvio padrão da porosidade local média sobre seu meio.

No trabalho de Issangya et al. (2000), flutuações locais de fração de vazios foram analisadas em seis posições radiais para a posição axial $z = 3,4$ m, $U = 7,5$ m/s e $G_s = 391$ kg/m²s, e estão apresentadas na Figura 2.17. A fração média de vazios da seção transversal era 0,807, um valor *high-density* típico. Também são apresentadas a distribuição da probabilidade correspondente às frações de vazios instantâneas para a amostragem em períodos de 100 s em uma frequência de 100 hertz.

Os gráficos correspondentes à distribuição da probabilidade mostram um pico único de fração de vazios indicando que o escoamento é predominantemente uma suspensão diluída com fração de vazios maior que 0,9. Movendo-se em direção à parede, encontra-se uma frequência crescente de frações de vazios mais baixas assim que a suspensão torna-se mais densa, conduzindo a uma distribuição mais larga de fração de vazios. Perto da parede, as flutuações começam a cair, com os picos elevados de fração de vazios tornando-se menos freqüentes e o escoamento é predominantemente denso. Um pico elevado da probabilidade de fração de vazios não é mais observado, sendo substituído por um pico de fração de sólidos elevada em 0,55. Segundo Issangya et al. (2000), as flutuações de fração de vazios claramente influenciam os processos do transporte, significando que é insuficiente considerar unicamente o comportamento médio.

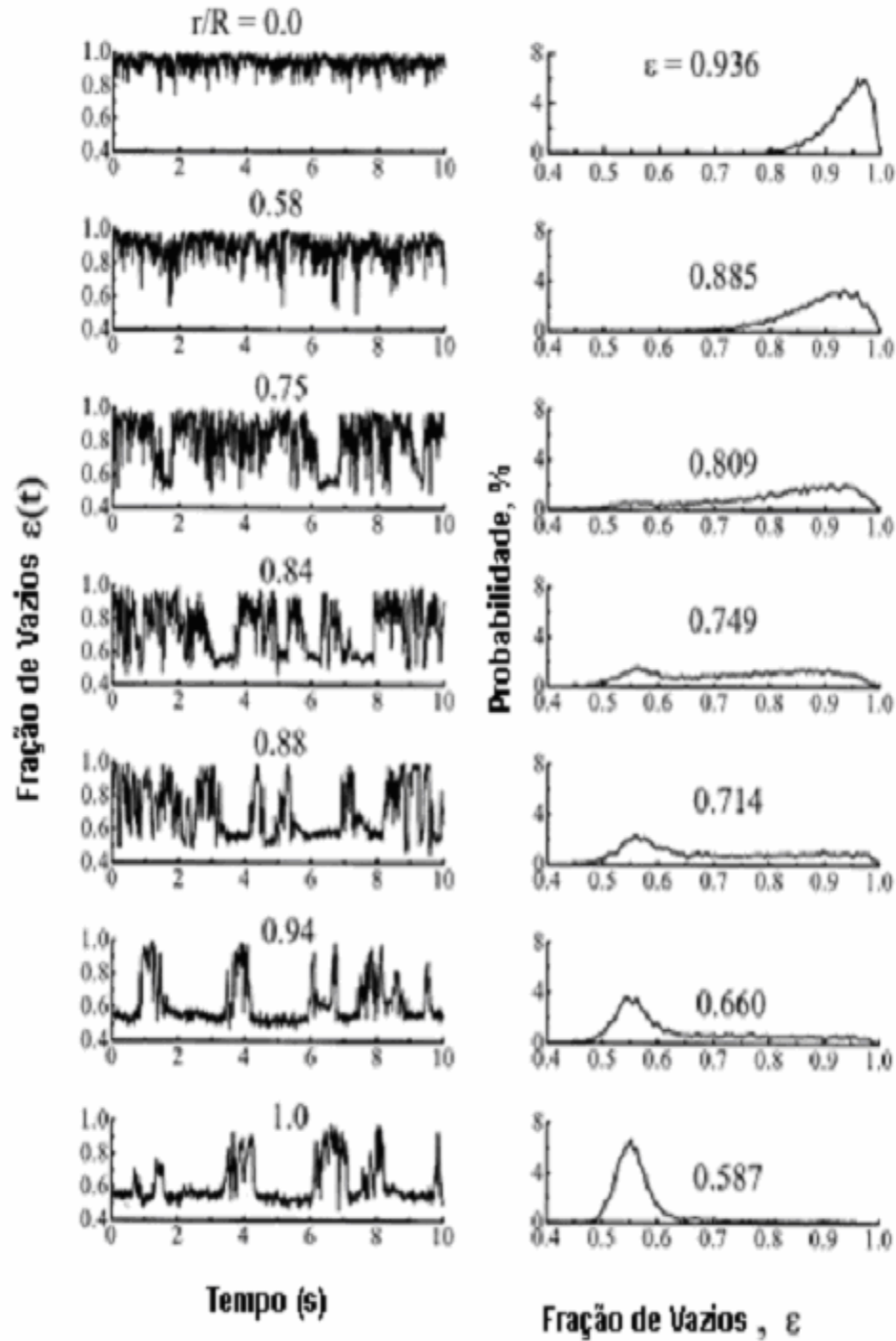


Figura 2.17: Fração de vazios local e correspondente distribuição de probabilidade para seis posições radiais, na mesma condição de operação (Issangya et al., 2000).

Wei et al. (2003) investigaram a estrutura do escoamento de sólidos em leitos fluidizados circulantes (no *riser* e no *downer*) utilizando sonda de fibras ópticas para medir a fração média de sólidos. De acordo com esses pesquisadores, a resposta instantânea à concentração permite medir o sinal da fração de sólidos facilmente. Encontraram que o sinal da fração de sólidos flutua com o tempo no *riser* e no *downer*, revelando a formação de aglomerados de partículas (*clusters*). Isto é, a fração elevada de sólidos reflete a formação de *clusters* e fração baixa reflete o desaparecimento de *clusters* na posição da medida. Entretanto, o tempo de duração de frações elevadas de sólidos no *riser* é maior do que no *downer*, indicando que os estilos dos *clusters* nestes dois tipos de reator não são os mesmos. No *riser*, o *cluster* pode existir relativamente estável, enquanto no *downer*, os *clusters* se formam e é dispersado facilmente.

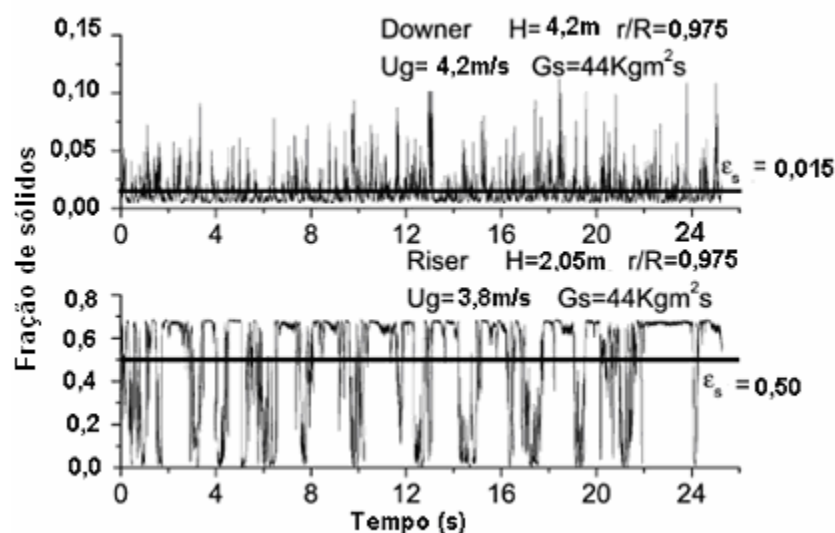


Figura 2.18: Flutuações da fração de sólidos no *downer* e no *riser* (Wei et al., 2003).

Wei et al. (2003) também obtiveram a distribuição de probabilidade, como mostrado na Figura 2.19. Pode-se observar que somente um pico com a fração menor que 0,01 existe nas curvas de distribuição de probabilidade da fração de sólidos no *downer*. A posição do pico varia pouco com a mudança da posição radial ao longo da seção transversal e com as condições de operação, mas a ocorrência de um único pico permanece sem mudança. Este tipo de distribuição com pico único revela que a fase dispersa da partícula

prevalece no *downer* sob as condições de operação examinadas. Para o *riser*, onde medidas radiais foram tomadas próximas à parede ($r/R = 0,8$ e $0,9$), a distribuição de probabilidade mostra dois picos, sendo o maior para a fração de sólidos próxima a $0,01$. Quando se aproxima do centro ($r/R = 0,7$), os dois picos praticamente se igualam, tanto para a fração de sólidos baixa (próximo a zero) quanto alta (próximo a $0,7$).

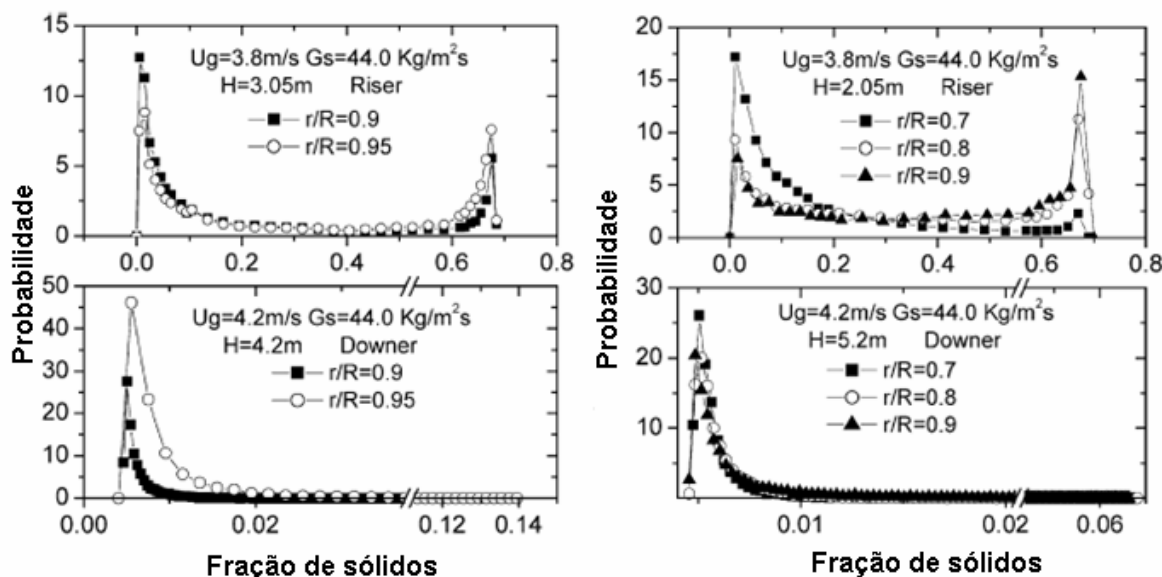


Figura 2.19: Distribuição de probabilidade da fração de sólidos no *riser* e no *downer* (Wei et al., 2003).

2.4 – Considerações sobre as variáveis relevantes

O conhecimento de algumas variáveis que influenciam no comportamento do escoamento gás-sólido é de grande importância para entender os fenômenos ocorridos no mesmo. Thober (1995), menciona algumas destas variáveis a serem consideradas, entre elas, estão:

- velocidade do gás e taxa de circulação de sólidos: o fluxo de gás e a taxa de circulação de sólidos são os dois principais parâmetros que influenciam a distribuição axial de fração de sólidos. Com velocidade constante e um determinado tipo de sólido, observa-se que um acréscimo na taxa de circulação de sólidos propicia o aumento da fração de

sólidos em toda a coluna. Por outro lado, quando a taxa de circulação é fixa, um aumento do fluxo de gás resulta numa redução do gradiente de concentração e uma redução da diferença de concentração entre as seções do topo e do fundo da coluna.

- influência da estrutura de saída do *riser*: Grace (1990) mostrou que, nas mesmas condições operacionais, uma saída abrupta provocava um aumento da concentração próxima à saída do equipamento quando comparada com uma saída suave, de baixa perda de carga (vide Figura 2.20). Ele chegou à conclusão que as distribuições axiais oriundas de equipamento com saídas abruptas (grande perda de carga), deforma a distribuição axial em forma de “S”, devido ao acúmulo de material na região superior do leito. A Figura 2.20 apresenta as distribuições obtidas por Grace (1990);

- influência da geometria de entrada do *riser*: Bai et al. (1992) mostraram que um controle na taxa de circulação de sólidos indicaram uma alteração nas distribuições axiais de fração de sólidos na base do *riser*, sendo proporcional ao volume de sólidos injetados. Já a distribuição localizada na parte superior do *riser* apresentou apenas uma leve influência do efeito da restrição de entrada.

- influência da massa de sólidos no equipamento: segundo Bai et al. (1992), o ponto de inflexão do perfil “S” fica substancialmente influenciado pelo volume de sólidos processados, elevando o ponto de inflexão à medida que ocorre um aumento da quantidade de sólidos. Entretanto a fração de vazios do leito, acima da zona de fase densa permanece praticamente inalterada com o aumento da quantidade de sólidos.

- Influência da altura do *riser*: Bai et al. (1992) também mostraram que a influência da altura do *riser* é fundamental na distribuição de fração de sólidos ao longo do leito, pois podem mudar o ponto de inflexão, e também os valores da concentração aparente de sólidos ao longo do transportador.

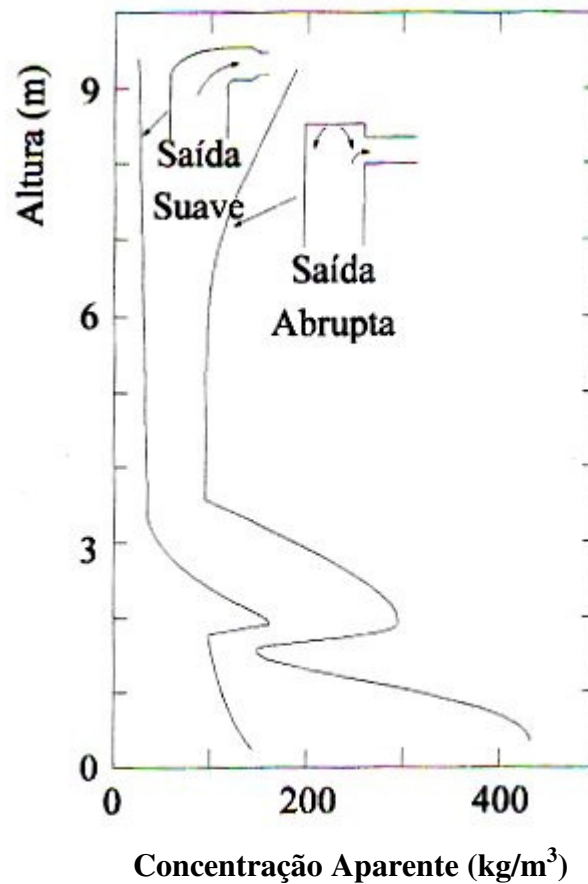


Figura 2.20: Efeito da geometria da saída na concentração aparente da mistura. Dados obtidos de um *riser* com $D = 0,152$ m; 9,0 m altura; $G_s = 3\text{kg/m}^2\cdot\text{s}$; $U = 7,1$ m/s; $d_p = 177$ μm ; e $\rho_s = 2650$ kg/m^3 (adaptado por Thober, 1995).

CAPÍTULO 3

MATERIAL E MÉTODOS

Os experimentos foram realizados na Unidade Multipropósito para Craqueamento Catalítico, que se encontra no Laboratório de Processos em Meios Porosos (LPMP) do Departamento de Termodinâmica (DTF), da Faculdade de Engenharia Química (FEQ), da Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP).

3.1 – Material

Os experimentos foram realizados com sistema de contato fluido-sólido, sendo a fase fluida o ar ambiente e a fase sólida o catalisador do processo de craqueamento catalítico. As características físicas do catalisador estão apresentadas na tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Resultados de análises de propriedades físicas do catalisador de FCC
(Betoli, 2007).

Amostra	Massa específica aparente (g/cm ³)	Massa específica absoluta (g/cm ³)	Diâmetro médio de partícula (μm)	Diâmetro médio de poro (μm)	Porosidade
Catalisador	0,9017	2,4877	79,65 ± 1,30	0,0966	0,6375

Os equipamentos utilizados para a determinação de tais propriedades foram: picnômetro automático a gás, porosímetro de mercúrio e analisador de tamanho de partículas por difração a *laser*.

3.1.1 – A Unidade Multipropósito e o riser

A Figura 3.1 apresenta um esquema da Unidade Multipropósito do LPMP/FEQ/UNICAMP. Esta é composta de: soprador, que fornece uma vazão máxima de

3,9 m³/min e pressão de 3600 mmca; *riser*; *downer*; ciclone 1º estágio; ciclone 2º estágio; silo de carregamento; transportador tipo rosca sem fim, que fornece uma vazão máxima de catalisador de 3,5 kg/min; inversor de frequência, com rotação máxima de 60 rpm; rotâmetros para vazões de 11,7 a 117 m³/h; rotâmetro para vazões de 0 a 50 m³/h; placas de orifício localizadas nas linhas de alimentação de gás conectadas às colunas de água para medição de vazões no *riser*; manômetros em U, utilizando água como fluido manométrico. A alimentação de ar encontra-se em paralelo à alimentação de sólidos, na entrada do *downer*. Esta condição diferencia o *riser* estudado nesta Dissertação, com os *risers* encontrados em diversos estudos (Issangya et al., 2000, Karri e Knowiton, 1996, Wei et al., 2003, Werther e Schlichthaerle, 1999, Zhu e Yan, 2004). A alimentação de ar é conectada ao soprador por tubos flexíveis. Dada a preocupação de minimizar a emissão de particulados no ambiente, optou-se pela instalação de mais um ciclone. Para a alimentação dos sólidos, está disposto um alimentador tipo parafuso, e uma tubulação em “U” conecta o *downer* ao *riser*.

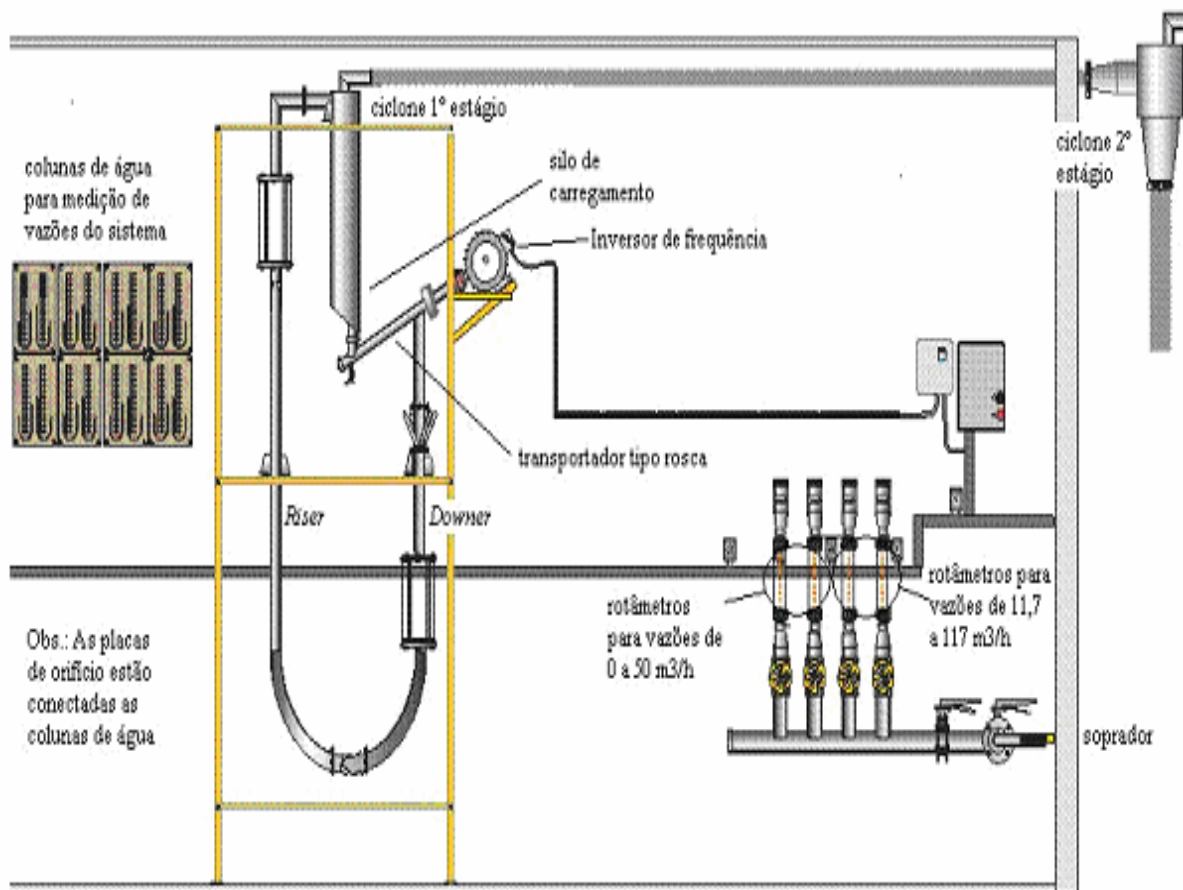


Figura 3.1: Esquema da Unidade Multipropósito do LPMP/FEQ/UNICAMP.

A seção *riser* da Unidade Multipropósito está representada na Figura 3.2 e visualizada na Figura 3.3. Esta seção, na qual ocorreram os ensaios da presente dissertação, tem as seguintes dimensões: 242 cm de comprimento e 8,2 cm de diâmetro interno. As tomadas de medidas de fração de sólidos possuem a disposição (altura a partir do término da curva em U) conforme representada na Figura 3.2 e apresentada na Tabela 3.1. Para cada seção axial, foram tomadas medidas concentrações de sólidos a partir da parede do lado externo da curva nas seguintes posições radiais adimensionais (r/R): 1,0 (parede), 0,75, 0,5, 0,5 e 0,0 (centro).

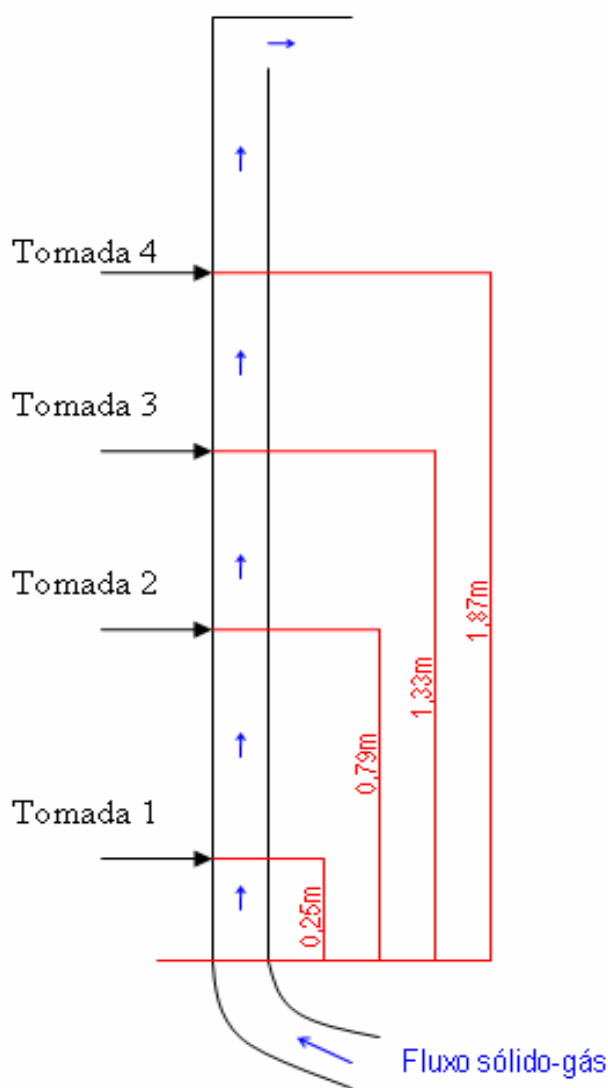
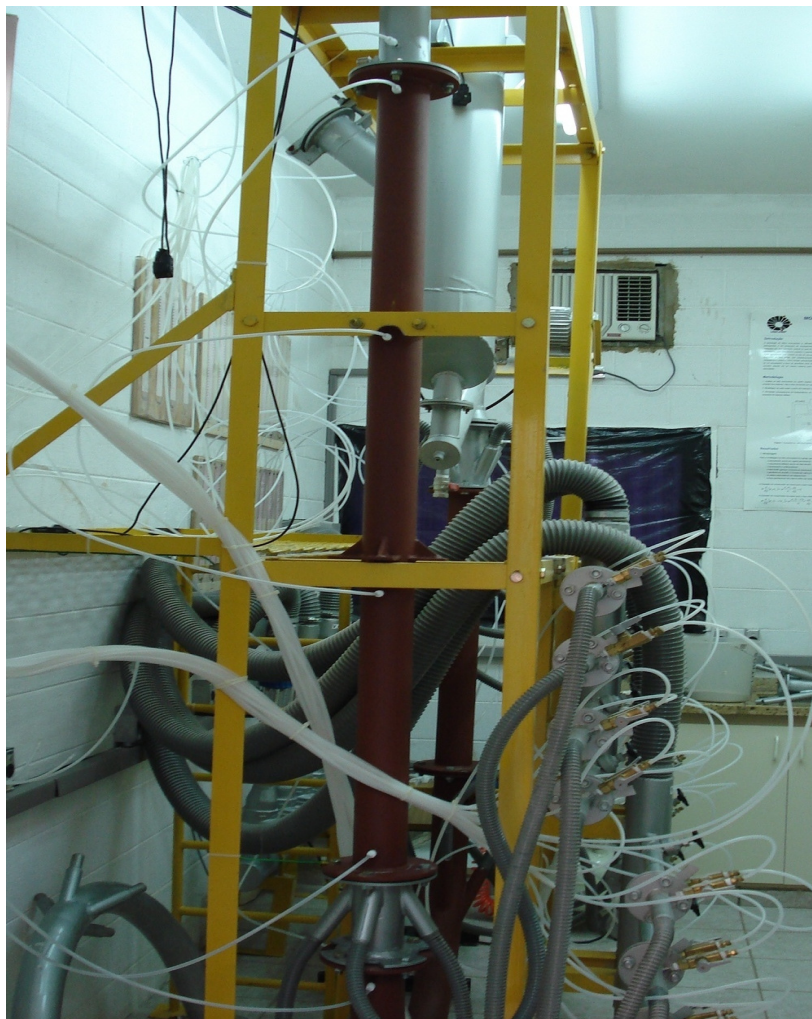


Figura 3.2: Representação esquemática do *riser*.

Tabela 3.2: Disposição axial das tomadas de medidas de fração de sólidos no *riser*

Tomada de Medida	Altura, z (m), a partir do término da curva em U
1	0,25
2	0,79
3	1,33
4	1,87

**Figura 3.3:** Seção *riser* da Unidade Multipropósito do LPMP/FEQ/UNICAMP.

Uma característica fundamental da seção *riser* é a de apresentar uma saída do tipo abrupta, conforme apresentada na Figura 3.4. Já a alimentação do *riser* advém de uma curva em “U”, de 0,082m de diâmetro e 1,20m de comprimento (Figura 3.5). Ou seja, neste aspecto não se trata de uma alimentação clássica como encontrada nos trabalhos de Issangya et al., (2000), Karri e Knowiton, (1996), Wei et al., (2003), Werther e Schlichthaerle, (1999), Zhu e Yan, (2004), entre outros. Vale mencionar que, as entradas laterais apresentadas na Figura 3.5 para a alimentação de ar não foram utilizadas.



Figura 3.4: Saída abrupta da seção *riser* da Unidade Multipropósito.



Figura 3.5: Entrada da seção *riser* da Unidade Multipropósito.

3.1.2 - Sistema de medição da fração de sólidos

Para a realização de medidas de concentrações na seção *riser* da Unidade Multipropósito, dispôs-se de um sistema de medição que consiste de uma fonte de luz perto da faixa do ultravioleta (UV). Alguns materiais quando expostos a este comprimento de onda têm o efeito de luminescência, emitindo, por exemplo, verde/amarelo (555 – 585 nm), além de refletir o próprio comprimento de onda. A comunicação entre o sensor e o micro-computador ocorre por meio de uma interface USB. O funcionamento do equipamento está centralizado em um micro-controlador garantindo que todos os componentes do sistema sejam utilizados dentro de suas respectivas faixas de funcionamento. Ressalte-se que o módulo de aquisição capta os sinais da fotomultiplicadora bem como faz a comunicação com o micro-controlador.

A seção emissora de luz é formada por um diodo *laser*. O controle da potência do *laser* é feito por base na corrente que é injetada. A potência típica é obtida direto na saída do diodo, mas parte dela é perdida nas lentes e no acoplamento com a fibra óptica.

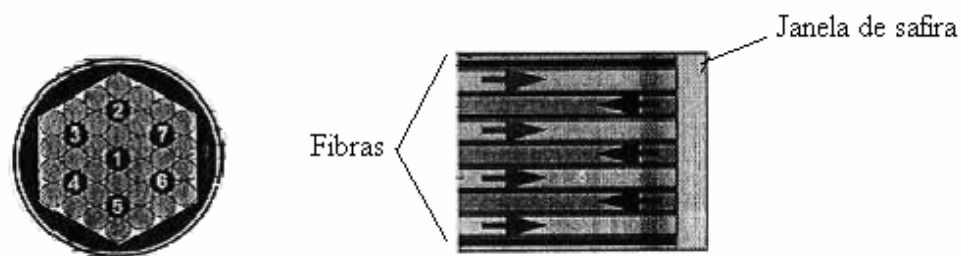
O sensor é baseado em fotomultiplicadora que é extremamente sensível à luz. O princípio de seu funcionamento envolve um fóton de luz que retira um elétron de uma grade energizada com alta tensão. O elétron é acelerado por um campo elétrico e retira mais um elétron de outra região da grade. Isso gera um efeito em cascata, ou seja: um único fóton é capaz de gerar um sinal mensurável na saída da fotomultiplicadora. O ganho é regulado com o nível de alta tensão aplicada à grade. O modelo da fotomultiplicadora utilizada na presente dissertação é sensível a uma grande faixa de comprimento de onda. Na frente da fotomultiplicadora existe um filtro em passa-baixas em 450 nm (chamado canal violeta).

O sinal da fotomultiplicadora é levado ao módulo de aquisição onde são convertidos em valores digitais e transmitidos para o micro-computador. A taxa de aquisição pode ser configurada pelo software de controle. O controle do ganho da fotomultiplicadora é realizado pelo micro-controlador. O módulo de aquisição se comunica com o micro-controlador solicitando a modificação do valor da corrente, e caso este seja válido o micro-controlador ajusta a nova corrente.

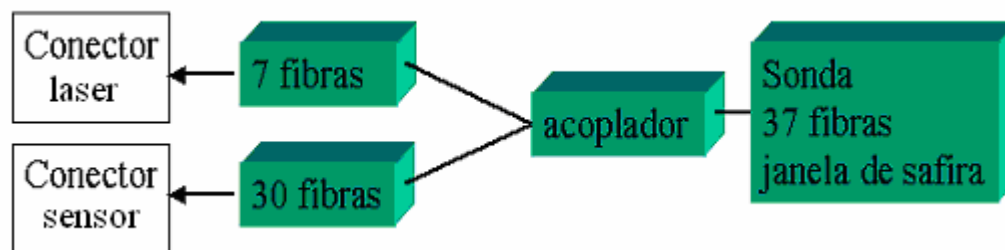
A sonda para a medição tem 33 cm de comprimento e 0,6 cm de diâmetro. Consiste de um conjunto de fibras ópticas que levam e recolhem luz do ambiente de

medição. São formados dois grupos de um conjunto de 37 fibras: um com 7 e outro com 30 fibras. Um desses grupos é o responsável por levar a luz do *laser* até a posição de medida, enquanto o outro grupo recolhe a luz refletida. No caso do presente sistema a função de cada grupo não é definida, portanto pode-se utilizar qualquer um dos grupos como emissor ou receptor de luz .

A Figura 3.6 mostra um esquema da ponta da sonda óptica. As fibras numeradas de 1 a 7 pertencem a um conjunto e as não-numeradas dizem respeito ao conjunto de 30.



As trinta fibras recolhem a luz e as demais, por sua vez, levam a luz do *laser* até ao local de medida. As saídas das fibras são protegidas por uma janela da safira. Este material foi escolhido por não interferir na emissão ou recepção do laser, além de apresentar extrema resistência à abrasão como é o caso do contato ar/particulados no escoamento *upflow*. A Figura 3.7 ilustra a montagem esquemática da sonda óptica de acordo com a descrição deste parágrafo.



3.2 – Métodos

Na intenção da determinação da fração volumétrica de sólidos, a sonda foi disposta em quatro posições axiais (Figura 3.2), bem como na direção do raio do *riser*, a partir da parede do equipamento até o centro do mesmo. Para isto, a sonda foi inserida em cada um dos orifícios de tomadas de medidas do *riser*. Os sinais registrados no microcomputador são gravados por um período de 25 s, para cada posição radial, para futura análise.

Assim foram analisados tanto os perfis radiais de fração volumétrica de sólidos como também os efeitos de entrada e saída do *riser*.

Foram realizados ensaios para duas vazões mássicas de sólidos (1,097 g/s e 2,492 g/s), regulados pelo conversor de frequência, assim como para duas vazões de ar (10 m³/h a 20m³/h), reguladas pelos rotâmetros e colunas de água.

As condições operacionais da sonda de fibras ópticas foram:

- Taxa de aquisição: 1000 Hz;
- Ganho na faixa violeta: 0,37 V;
- Intensidade da corrente laser: 46mA;
- Tempo de aquisição: 25s.

Estas condições foram baseadas no princípio de que a sonda deveria apresentar os resultados numa determinada faixa de sinal elétrico (0 a 10 V), assim como na condição de saturação do sinal. Desta forma, pôde-se ler os sinais elétricos para todas as condições de operação estudadas.

A partir do trabalho de Liu et al. (2003), Cremasco (2006) propôs a seguinte equação semi-empírica para a calibração da sonda de fibras ópticas utilizada dentro das condições operacionais deste trabalho e válida para $0,0002 < \epsilon_s < 0,025$:

$$\Delta V = -0,017 + 0,1126 \left[\frac{27,7 \epsilon_s^{2/3}}{\cos(1 - 27,7 \epsilon_s^{2/3})} \right] \quad (3.1)$$

a qual estabelece a relação de dependência entre o valor do sinal elétrico e a fração volumétrica de sólidos (ε_s); em que $\Delta V = V - V_0$, sendo V_0 o sinal informado (recebido) pela sonda na situação em que não há sólidos.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos para a construção das distribuições radiais e axiais de fração volumétrica de sólidos na seção *riser* da Unidade Multipropósito, para as diversas situações analisadas. Além das distribuições de fração de sólidos, são analisadas as flutuações de sinais obtidas nas medidas através das curvas de distribuição de probabilidade e do desvio padrão do sinal elétrico.

4.1 – Medidas Realizadas

A fração de sólidos foi medida em seis posições radiais, a partir da parede até o centro do equipamento, (r/R) (1,00, 0,75, 0,50, 0,25, 0) em quatro níveis axiais (z/L) (0,103, 0,326, 0,550, 0,773), onde R é o raio do tubo (4,1 cm) e L a altura do mesmo (242 cm). Tais medidas foram efetuadas para 2 diferentes vazões de ar (Q_a) (10 e 20 m³/h) e 2 diferentes vazões de sólidos (Q_p) (30 e 60 Hz). Tal procedimento de realizar as medidas radiais da parede ao centro foi o mesmo utilizado por Issangya et al. (2000) e Zhu et al. (2004). Esta metodologia garante a não-interferência da reflexão da parede oposta à inserção da sonda. Para todos os ensaios, foi atingida condição de estado estacionário na unidade e as concentrações volumétricas de sólidos foram medidas nas diferentes posições radiais introduzindo a sonda horizontalmente. A frequência de amostragem foi de 1000 Hz para um tempo de medida de 25s.

As vazões de sólidos controladas pelo conversor de frequência, dadas em Hz, podem ser transformadas em vazões mássicas, segundo a expressão obtida por Cremasco (2006):

$$\dot{m}_p = 0,0465.(RPM) - 0,2976 \quad (4.1)$$

em que $\dot{m}_p$ é a vazão mássica de sólidos na alimentação do sistema, em g/s; RPM é a frequência da rotação do motor para a alimentação de sólidos. Para RPM = 30 Hz tem-se $\dot{m}_p = 1,097$ g/s, e para RPM = 60 Hz, tem-se $\dot{m}_p = 2,492$ g/s.

A vazão volumétrica de ar pode ser transformada em velocidade superficial, pela equação:

$$u = \frac{Qa}{A} = \frac{4Q}{\pi D_i^2} \quad (4.2)$$

em que u é a velocidade superficial do ar, Qa é a vazão volumétrica de ar, A é a área da seção transversal do tubo, e D_i o diâmetro interno do tubo ($D_i = 0,082$ m). Para $Qa = 10$ m³/h, tem-se $u = 0,53$ m/s, e para $Qa = 20$ m³/h, tem-se $u = 1,05$ m/s.

Foram realizados 16 ensaios, divididos para as quatro condições de operação, para as quatro posições axiais, cada um correspondente a uma medição completa ao longo do raio do *riser*. Obteve-se 80 espectros de sinal elétrico, os quais foram obtidos utilizando a sonda de fibras ópticas com as condições apresentadas no item 3.2.

Além destes ensaios, foram também determinados os espectros de sinais para as condições em que não havia a presença de sólidos. Estes ensaios foram repetidos para cada vazão volumétrica de ar, em cada posição axial de medida. Os resultados foram importantes para a verificação do efeito da reflexão do *laser* na parede, e são utilizados juntos aos resultados obtidos para as quatro condições de operação descritas, para a determinação da fração volumétrica de sólidos.

Entre os cuidados relevantes na efetuação da medida e obtenção dos espectros de sinais, destaca-se a atenção dada ao alimentador de sólidos. O transportador tipo parafuso que insere as partículas no *downer* não permite uma alimentação uniforme de partículas, ocasionando ora uma taxa de alimentação de sólidos mais elevada ora uma alimentação mais diluída e uniforme. Neste sentido, procurou-se identificar as condições uniformes de alimentação. Para as situações onde havia alimentação de partículas em excesso os sinais apresentavam-se em uma faixa bem mais elevada de valores. Portanto, os dados de sinais elétricos foram coletados para os casos onde não havia um conjunto de sinais com valores muito elevados, procurando eliminar assim o efeito da não-uniformidade da alimentação.

Um exemplo do espectro obtido, na condição de operação $u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s, na posição axial adimensional $z/L = 0,103$, e posição radial relativa $r/R = 0,75$, é apresentado na Figura 4.1. O restante dos espectros encontra-se no Apêndice A.

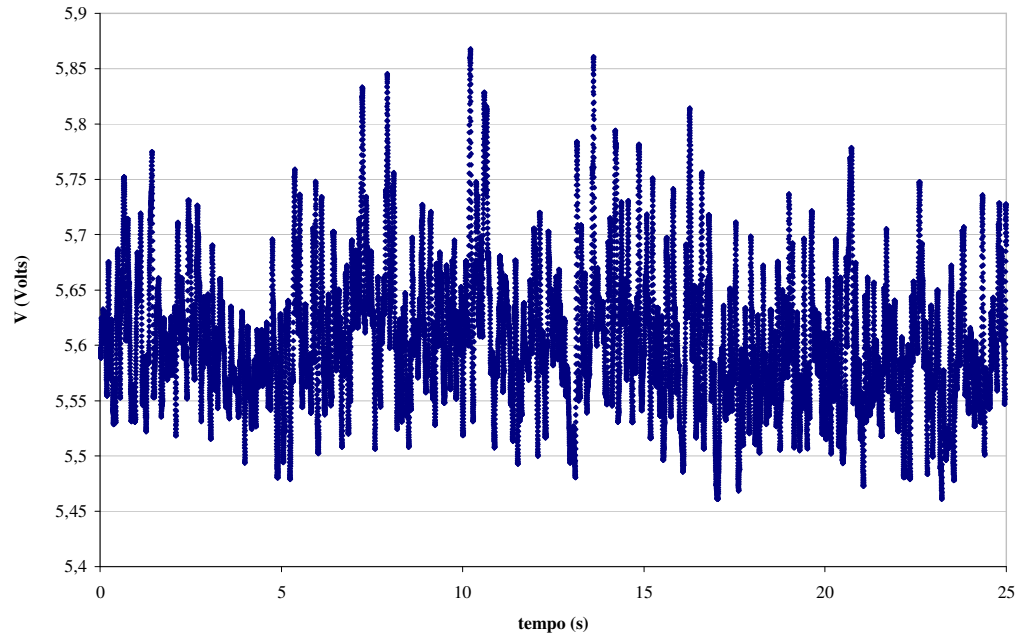


Figura 4.1: Espectro de sinal para $u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s,
 $z/L = 0,103$ m e $r/R = 0,75$.

4.2 – Resultados Estatísticos

Para avaliar a fração volumétrica de sólidos em cada posição de medida no *riser* em estudo, utilizou-se a equação 3.1.

Para obter-se ε_s , dispõe-se do valor de $\Delta \bar{V}$. Este valor foi determinado pela subtração da média temporal de sinal elétrico naquela posição em determinada condição, com a média temporal do sinal elétrico na mesma posição para a condição em que não há sólidos.

Segundo Versteeg e Malalasekera (1995), equações que utilizam médias temporais podem ser usadas para representar tanto o escoamento em regime laminar quanto o escoamento em regime turbulento, em virtude de o último ser de natureza instantânea. A média temporal de uma propriedade qualquer, como a utilizada por Ropelato (2004), é definida como:

$$\bar{\phi} = \frac{1}{\Delta t} \int_t^{t+\Delta t} \phi dt \quad (4.3)$$

onde Δt é uma diferença de tempo infinitamente grande em relação às flutuações turbulentas, e pequeno em relação ao tempo em que se almeja avaliar.

Com a integração da equação 4.3 pôde-se determinar a média temporal $\bar{V}$ para o conjunto de dados recolhidos para cada medida. Com taxa de aquisição de 1000Hz ($\Delta t = 0,001s$) num total de 25 segundos ($n = 25.000$ pontos), a média temporal de V ($\bar{V}$) foi determinada por:

$$\bar{V} = \frac{\sum_{i=1}^n V_i \cdot \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n \Delta t_i} \quad (4.4)$$

De posse dos espectros fornecidos no Apêndice A, foram calculadas as médias temporais do sinal elétrico para cada espectro, podendo assim determinar o valor de ΔV que se correlaciona à fração volumétrica de sólidos, segundo a equação 3.1 .

As Tabelas 4.1 a 4.4 apresentam os resultados advindos de todos ensaios realizados. Também estão relatados os valores da média temporal do sinal elétrico obtido pelas fibras ópticas na posição de medida para a situação em que não há escoamento de partículas ($\bar{V}_0$), e os correspondentes valores encontrados para fração de sólidos (ϵ_s), obtidos para cada medida.

4.3 – Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos

Os resultados das distribuições radiais de fração volumétrica das partículas na seção *riser* da Unidade Multipropósito, sob quatro condições de operação, em quatro níveis axiais são apresentados nas Figuras 4.2 à 4.9.

Analisando as Figuras 4.2 e 4.3, que dizem respeito ao comportamento da distribuição de fração de sólidos na base do *riser* ($z/L = 0,103$) verifica-se que aumentando a vazão mássica de sólidos ($\dot{m}_p$) e/ou diminuindo a velocidade do gás, u , aumenta-se a fração de sólidos na região da parede, corroborando os resultados encontrados por Zhu e Yan (2004), Issangya et al. (2000) e Werther (1998).

Tabela 4.1: Resultados para o nível 1 ($z/L = 0,103$)

u = 0,53 m/s, m_p = 1,097 g/s					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	5,270	5,218	5,225	5,239	5,263
$\bar{V}_0$ (V)	5,166	5,090	5,093	5,079	5,061
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,1049	0,1275	0,1295	0,1580	0,1990
es	0,00769	0,00953	0,00968	0,01160	0,01378
u = 0,53 m/s, m_p = 2,492 g/s					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	5,578	5,516	5,573	5,599	5,740
$\bar{V}_0$ (V)	5,166	5,090	5,093	5,079	5,061
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,4103	0,4263	0,4804	0,5245	0,6782
es	0,01958	0,01983	0,02058	0,02110	0,02247
u = 1,05 m/s, m_p = 1,097 g/s					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	5,404	5,409	5,414	5,434	5,495
$\bar{V}_0$ (V)	5,314	5,308	5,311	5,309	5,298
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,0906	0,1002	0,1043	0,1266	0,1997
es	0,00640	0,00728	0,00764	0,00946	0,01381
u = 1,05 m/s, m_p = 2,492 g/s					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	6,233	6,187	6,178	6,178	6,276
$\bar{V}_0$ (V)	6,123	6,058	6,034	5,995	6,014
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,1077	0,1255	0,1390	0,1808	0,2575
es	0,00793	0,00938	0,01036	0,01288	0,01605

Tabela 4.2: Resultados para o nível 2 ($z/L = 0,326$)

u = 0,53 m/s, m_p = 1,097 g/s					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	6,113	6,108	6,072	6,091	6,139
$\bar{V}_0$ (V)	5,759	5,746	5,712	5,691	5,683
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,3553	0,3591	0,3598	0,3995	0,4633
es	0,01857	0,01865	0,01866	0,01940	0,02036
u = 0,53 m/s, m_p = 2,492 g/s					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	6,162	6,136	6,163	6,235	6,330
$\bar{V}_0$ (V)	5,759	5,746	5,712	5,691	5,683
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,3992	0,3869	0,4505	0,5380	0,6472
es	0,01939	0,01918	0,02018	0,02125	0,02224
u = 1,05 m/s, m_p = 1,097 g/s					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	7,855	7,824	7,780	7,739	7,102
$\bar{V}_0$ (V)	7,653	7,613	7,562	7,509	6,873
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,2013	0,2089	0,2189	0,2268	0,2320
es	0,01388	0,01422	0,01464	0,01496	0,01515
u = 1,05 m/s, m_p = 2,492 g/s					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	7,963	7,941	7,915	7,879	7,361
$\bar{V}_0$ (V)	7,653	7,613	7,562	7,509	6,873
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,3088	0,3281	0,3478	0,3647	0,4864
es	0,01752	0,01799	0,01842	0,01876	0,02066

Tabela 4.3: Resultados para o nível 3 ($z/L = 0,550$)

$u = 0,53 \text{ m/s}, m_p = 1,097 \text{ g/s}$					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	7,271	7,244	7,237	7,245	7,272
$\bar{V}_0$ (V)	7,096	7,102	7,097	7,086	7,073
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,1709	0,1429	0,1404	0,1538	0,2016
es	0,01235	0,01063	0,01046	0,01134	0,01390
$u = 0,53 \text{ m/s}, m_p = 2,492 \text{ g/s}$					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	7,286	7,274	7,244	7,268	7,361
$\bar{V}_0$ (V)	7,096	7,102	7,097	7,086	7,073
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,1903	0,1728	0,1517	0,1830	0,2887
es	0,01336	0,01245	0,01121	0,01300	0,01699
$u = 1,05 \text{ m/s}, m_p = 1,097 \text{ g/s}$					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	5,255	5,247	5,239	5,244	5,205
$\bar{V}_0$ (V)	5,177	5,172	5,175	5,174	5,124
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,0787	0,0749	0,0657	0,0699	0,0827
es	0,00527	0,00491	0,00404	0,00443	0,00565
$u = 1,05 \text{ m/s}, m_p = 2,492 \text{ g/s}$					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	5,334	5,326	5,313	5,322	5,317
$\bar{V}_0$ (V)	5,177	5,172	5,172	5,174	5,124
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,1560	0,1545	0,1418	0,1473	0,1885
es	0,01148	0,01138	0,01056	0,01092	0,01327

Tabela 4.4: Resultados para o nível 4 ($z/L = 0,773$)

$u = 0,53 \text{ m/s}, m_p = 1,097 \text{ g/s}$					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	6,992	6,979	6,915	6,932	6,992
$\bar{V}_0$ (V)	6,800	6,795	6,768	6,745	6,728
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,1899	0,1801	0,1461	0,1866	0,2639
es	0,01335	0,01285	0,01049	0,01318	0,01626
$u = 0,53 \text{ m/s}, m_p = 2,492 \text{ g/s}$					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	7,088	6,985	6,941	6,967	7,101
$\bar{V}_0$ (V)	6,800	6,795	6,768	6,745	6,728
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,2906	0,1900	0,1718	0,2217	0,3720
es	0,01704	0,01335	0,01240	0,01476	0,01890
$u = 1,05 \text{ m/s}, m_p = 1,097 \text{ g/s}$					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	4,633	4,620	4,575	4,580	4,594
$\bar{V}_0$ (V)	4,556	4,564	4,574	4,570	4,475
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,0792	0,0596	0,0013	0,0117	0,1204
es	0,00532	0,00348	0,00022	0,00049	0,00898
$u = 1,05 \text{ m/s}, m_p = 2,492 \text{ g/s}$					
r/R	0	0,25	0,5	0,75	1
Média Temporal de V (V)	4,720	4,727	4,703	4,681	4,672
$\bar{V}_0$ (V)	4,556	4,564	4,574	4,570	4,475
$\Delta\bar{V}$ (V)	0,1623	0,1599	0,1284	0,1113	0,1933
es	0,01183	0,01171	0,00960	0,00824	0,01351

Para a situação em que vazão mássica de sólidos é maior e a velocidade de ar menor ($\dot{m}_p = 2,492 \text{ g/s}$ e $u = 0,53 \text{ m/s}$), a distribuição de fração de sólidos é mais plana e tem valores mais elevados quando comparados àqueles em situações mais diluídas ($u = 0,53 \text{ m/s}$ e $\dot{m}_p = 1,097 \text{ g/s}$; $u = 1,05 \text{ m/s}$ e $\dot{m}_p = 1,097 \text{ g/s}$; $u = 1,05 \text{ m/s}$ e $\dot{m}_p = 2,492 \text{ g/s}$), para esta mesma posição axial.

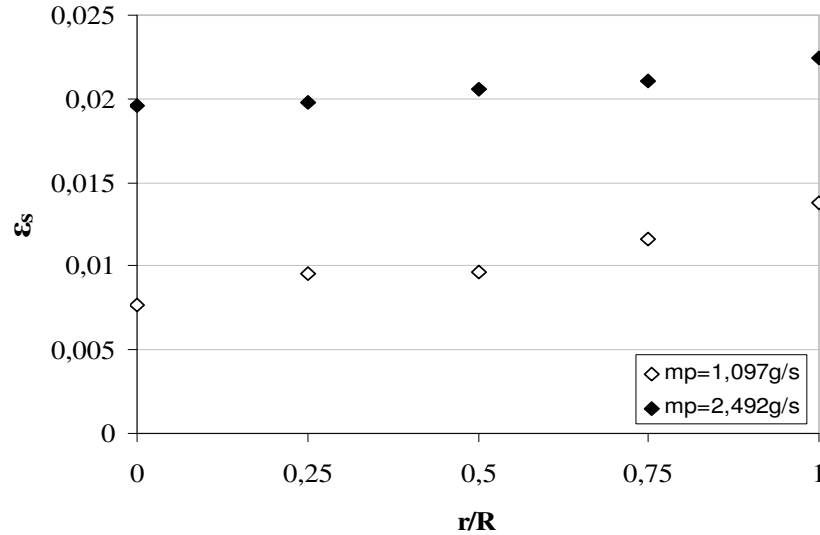


Figura 4.2: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,103$, para $u = 0,53 \text{ m/s}$.

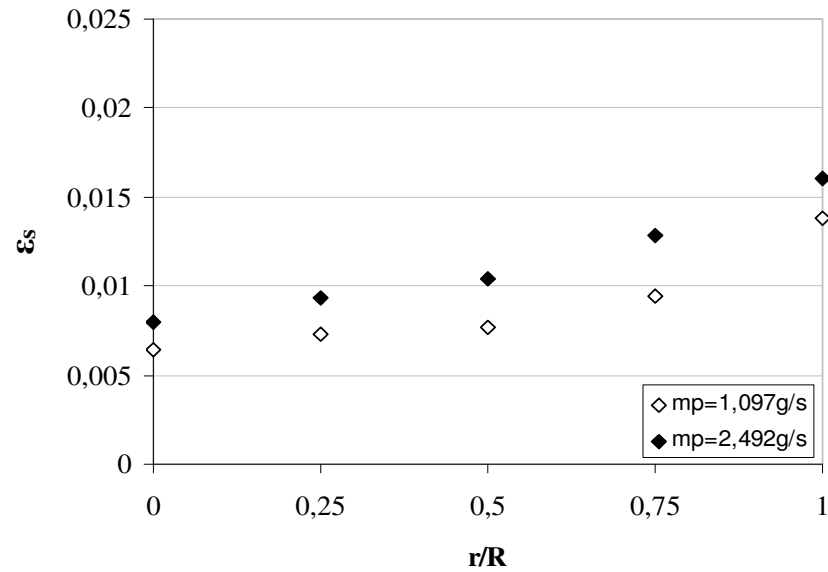


Figura 4.3: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,103$, para $u = 1,05 \text{ m/s}$.

Tais medidas referem-se à primeira posição axial após a curva da Unidade Multipropósito. Nesta posição axial, o efeito de entrada marcado pela presença da curva foi verificado, constatando-se que a fração de sólidos é maior junto à parede do equipamento. Isto se deve ao fato de a curva provocar uma aceleração adicional às partículas além daquela advinda da velocidade do gás, fazendo com que as mesmas se transportem em direção à parede, onde foi localizada a maior fração volumétrica das mesmas.

As Figuras 4.4 e 4.5 apresentam as distribuições de fração volumétrica de sólidos para a posição axial $z/L = 0,326$.

No que diz respeito à posição radial, a fração volumétrica de sólidos encontrada é mais baixa no centro do que na região da parede, comportamento este também verificado para a posição axial inferior. Também é mais elevada para as situações onde a vazão mássica de sólidos é maior e/ou a vazão de ar menor.

Dentre as medidas realizadas neste trabalho, nesta posição axial é que foram encontradas as distribuições de fração volumétrica de sólidos que mais se assemelham com trabalhos anteriormente relatados, como os de Zhu e Yan (2004) e Issangya et al. (2000), que obtiveram distribuições na forma de uma parábola, com o menor valor no centro da seção ($r/R = 0$).

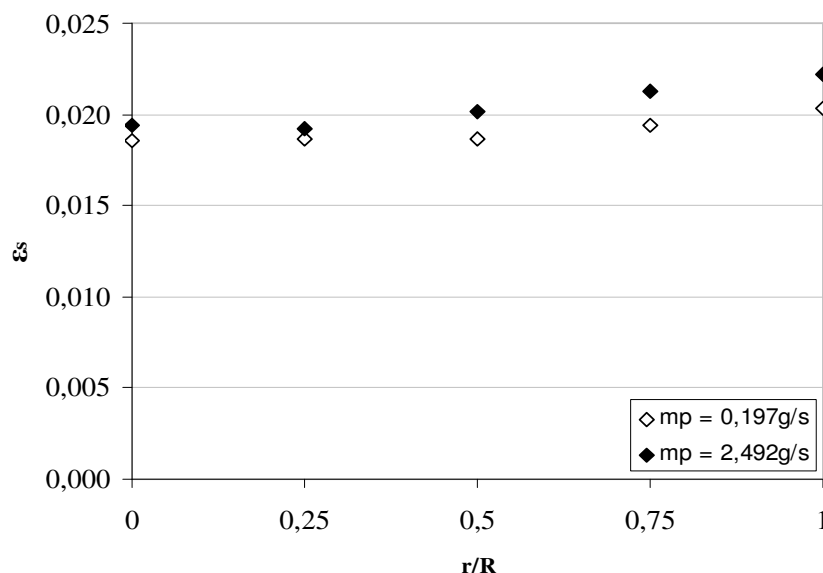


Figura 4.4: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,326$, para $u = 0,53$ m/s.

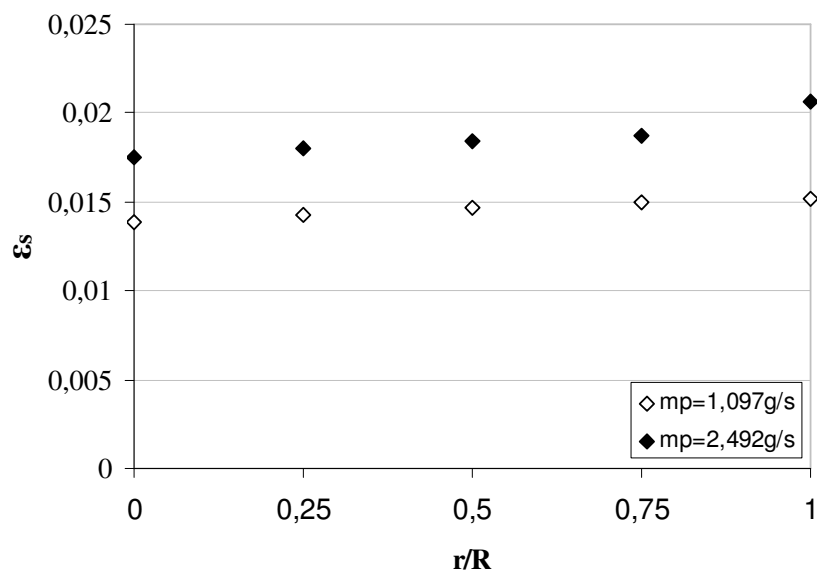


Figura 4.5: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,326$, para $u = 1,05$ m/s.

As distribuições de fração de sólidos para a posição axial $z/L = 0,550$ estão representadas nas Figuras 4.6 e 4.7:

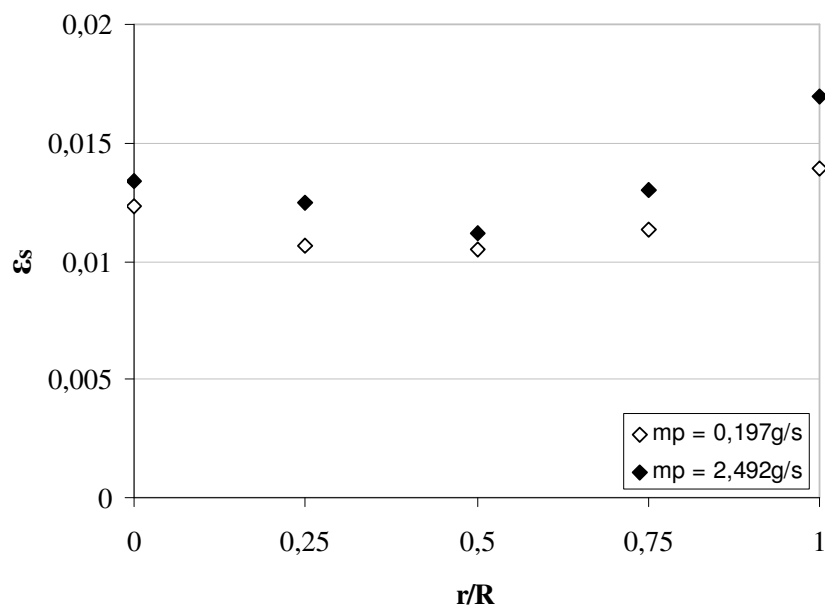


Figura 4.6: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,550$, para $u = 0,53$ m/s.

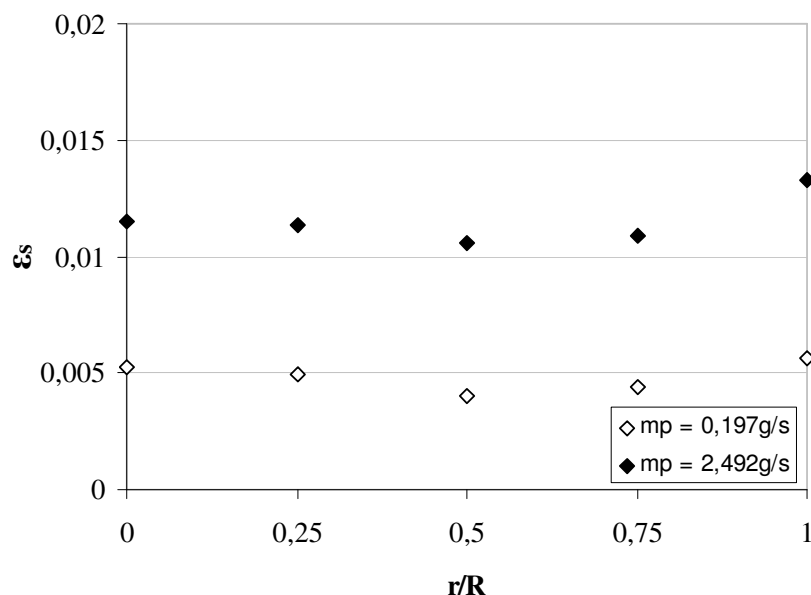


Figura 4.7: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,550$, para $u = 1,05$ m/s.

Analisando as Figuras 4.6 e 4.7, ao que se refere à influência da vazão mássica de sólidos e à velocidade do ar, constata-se comportamento semelhante às distribuições de fração de sólidos encontradas para as outras posições axiais do equipamento, ou seja, a distribuição tem valores mais elevados para condições onde a vazão mássica de sólidos é maior e/ou a velocidade do ar é menor.

Porém, para esta seção, diferentemente das posições axiais inferiores, observa-se que a fração de sólidos tem valor elevado no centro do tubo ($r/R = 0$), conforme mostram as Figuras 4.6 e 4.7. Para as quatro condições de operação estudadas nesta posição axial, a fração de sólidos é maior na parede e tende a diminuir, pelo menos, até $r/R = 0,5$. Para $r/R = 0,75$, foram encontrados valores maiores do que a posição radial anterior, para todos os casos. Para o centro do *riser*, a fração de sólidos não mais atinge o menor valor como encontrado nas duas situações anteriores ($z/L = 0,103$ e $z/L = 0,326$).

Segundo Zhu e Yan (2004), o escoamento pode ser considerado totalmente desenvolvido se a distribuição radial de sólidos não se modifica com a posição axial. Portanto, a análise destes resultados, que mostrou uma curva diferente da obtida na posição axial inferior, indica que o escoamento nesta posição aparentemente recebe interferência da região de saída do *riser*.

As Figuras 4.8 e 4.9 apresentam as distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos para $z/L = 0,773$, nível axial mais elevado entre as tomadas de medida.

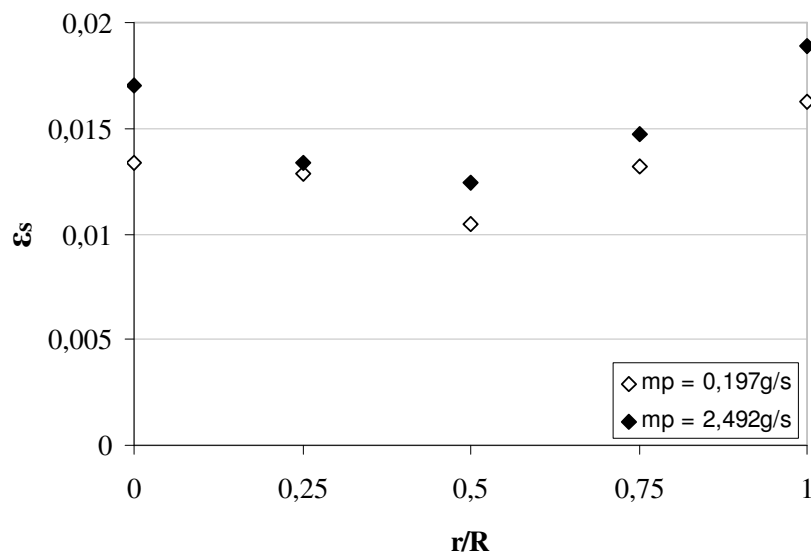


Figura 4.8: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,773$, para $u = 0,53$ m/s.

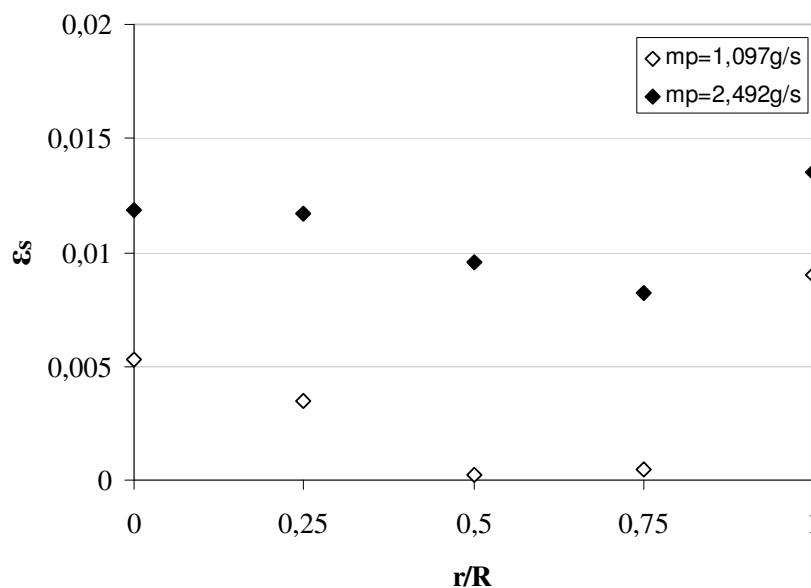


Figura 4.9: Distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos em $z/L = 0,773$, para $u = 1,05$ m/s.

A distribuição radial é semelhante à posição axial inferior, porém mais acentuada. Tem-se uma maior concentração na parede, que diminui na posição radial seguinte e novamente aumenta em direção ao centro do *riser*. Nesta posição axial a fração volumétrica de sólidos é menor do que na base do equipamento. A região de saída abrupta do *riser*, que dirige o escoamento para um ciclone, acarreta tal distribuição de concentração. A maior fração de partículas é encontrada na parede e a menor fração encontra-se em uma posição distante ao centro ($r/R = 0,5$).

Nesta posição axial, além do efeito de saída do tipo abrupta, o escoamento encontra maior influência da força gravitacional. Isto faz com que os aglomerados de partículas se desacelerem e dirijam-se à parede. Ao encontrá-la, tenderão à desaglomeração devido à colisão junto à superfície. Ao se dividir, os aglomerados de maior tamanho tenderão a permanecer nas vizinhanças da parede, podendo acarretar o escoamento descendente de partículas nesta posição, enquanto aqueles de menor diâmetro tenderão a migrar para a região central do *riser*, aumentando aí a sua concentração. Desta maneira a distribuição radial de fração de sólidos será caracterizada por duas regiões densas, tanto junto à parede quanto no centro do equipamento, e outra mais diluída na zona anular. O efeito da fração de sólidos aumentar na região próxima ao centro é mais intenso para as condições mais concentradas, onde a velocidade superficial do ar é menor ($u = 0,53$ m/s). Tal comportamento pode ser constatado nas Figuras 4.8 e 4.9, referentes à posição axial $z/L = 0,773$, assim como nas Figuras 4.6 e 4.7, referentes à posição axial $z/L = 0,550$.

No que diz respeito à vazão mássica de sólidos e à velocidade superficial do ar, o mesmo comportamento foi verificado, ou seja, a fração de sólidos é mais elevada para as situações onde vazão de sólidos é maior e/ou a vazão de ar menor.

De um modo geral, as distribuições encontradas responderam igualmente aos relatados na literatura, entre eles Bai et al. (1992), Thober (1994), Werther (1998), Issangya et al. (2000), e Zhu e Yan, (2004), quando se trata da influência da velocidade superficial do ar e da vazão mássica de sólidos. Sobre o formato das curvas de distribuição radial de volumétrica de sólidos, estas podem ser qualitativamente comparadas com as encontradas por estes autores, principalmente para a posição axial $z/L = 0,326$, onde não há efeito da região de entrada ou saída no escoamento, cujos resultados encontrados são semelhantes.

4.4 – Distribuições axiais de fração de sólidos

As concentrações médias de sólidos da seção transversal, foram calculadas através da mesma equação utilizada por Wei et al. (1998), dada por:

$$\overline{\varepsilon_s} = \frac{2}{R^2} \int \varepsilon_s . r . dr \quad (4.5)$$

Utilizando a Regra de Simpson composta, dada por:

$$\int \varepsilon_s . r . dr = \frac{1,025}{3} [f(0) + 4f(1,025) + 2f(2,05) + 4f(3,075) + f(4,10)] \quad (4.6)$$

Utilizando as equações (4.5) e (4.6), foram calculadas as médias das concentrações locais medidas em 5 posições radiais (de $r/R=0$ à $r/R=1,0$) para cada elevação axial. Têm-se os seguintes resultados apresentados na Tabela 4.5, para a fração de sólidos de cada seção transversal analisada. A Figura 4.10 apresenta os valores tabelados em 4.5 na forma gráfica.

Tabela 4.5: Fração volumétrica média de sólidos na seção transversal

z/L	$m_p=1,097\text{g/s}$ $u=0,53\text{m/s}$	$m_p=2,492\text{g/s}$ $u=0,53\text{m/s}$	$m_p=1,097\text{g/s}$ $u=1,05\text{m/s}$	$m_p=2,492\text{g/s}$ $u=1,05\text{m/s}$
0,103	0,01130	0,02103	0,00952	0,01241
0,326	0,01931	0,02089	0,01482	0,01889
0,55	0,01150	0,01327	0,00465	0,01133
0,773	0,01319	0,01482	0,00236	0,00992

As distribuições axiais mostram que a fração de sólidos é maior na altura axial $z/L = 0,326$. O aumento da vazão mássica de sólidos causa o aumento da fração volumétrica de sólidos axial e o aumento da velocidade superficial do gás acarreta a diminuição da mesma,

assim como verificado por Bai et al. (1992), Thober (1995), Karri e Knowiton (1996) e Zhu e Yan (2004).

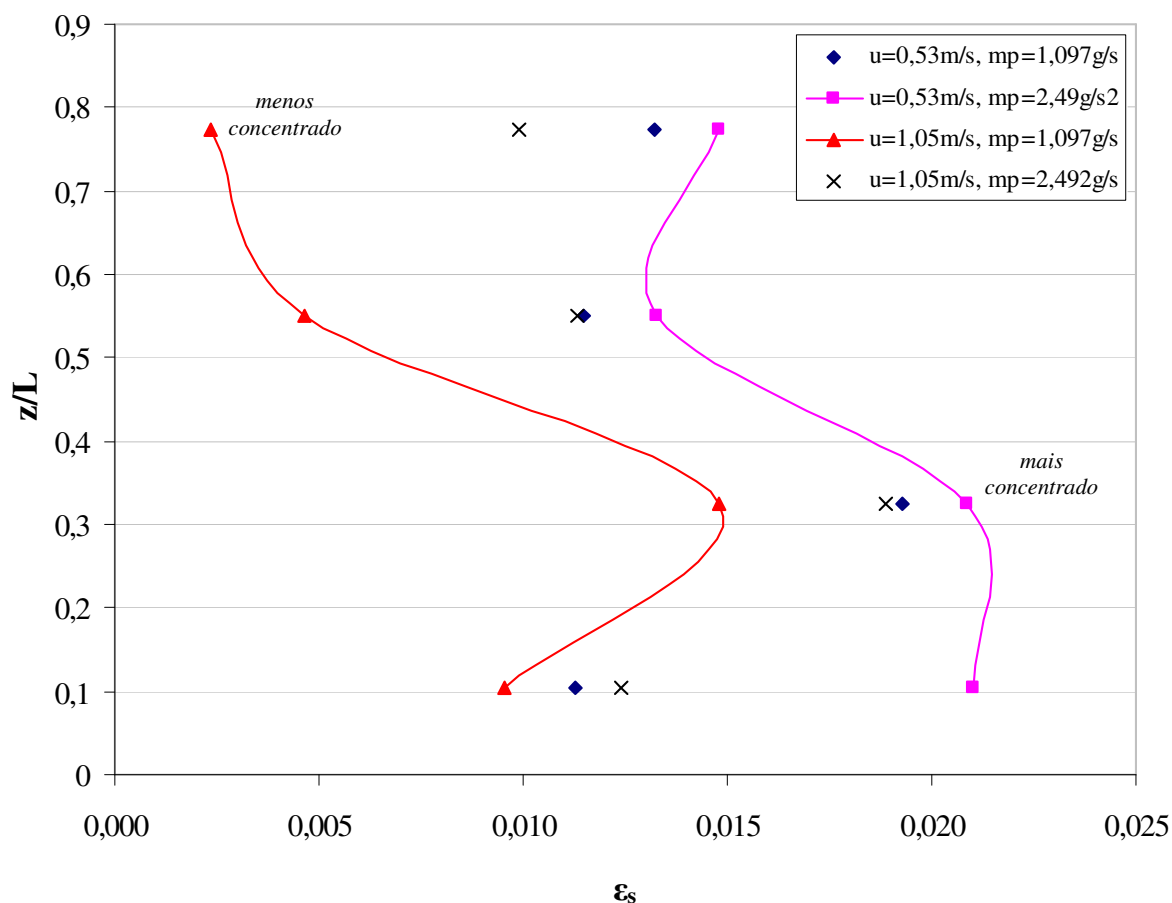


Figura 4.10: Distribuição axial da fração volumétrica de sólidos.

Um resultado importante sobre o comportamento do escoamento no fundo do *riser* pode ser extraído da análise da Figura 4.10. Nesta dissertação encontraram-se frações volumétricas de sólidos relativamente baixas nesta posição axial, o que diferencia dos resultados dos trabalhos de Bai et al. (1992), Thober (1995), Karri e Knowiton (1996) e Zhu e Yan (2004). Esses autores verificaram que a fração de sólidos é maior na base do *riser*. Tal fato deve-se pela maneira de como são alimentados gás e partículas no reator. Tais autores utilizaram-se de alimentações realizadas originalmente na base do *riser*. Nesta Dissertação, essas alimentações são realizadas na seção inicial do *downer*, passando ainda por uma curva em “U” antes de chegar à seção *riser*. A aceleração adicional oferecida pela curva às partículas nesta posição eleva suas velocidades, fazendo com que a concentração

nesta altura do *riser* seja menor do que na posição axial superior. Quanto mais diluído o fluxo gás-sólido, as partículas recebem mais aceleração devido à curva e a concentração de sólidos se torna menor nesta posição. Já para o caso mais denso estudado ($u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s), o efeito é o oposto. Devido à concentração elevada, as partículas já não recebem a aceleração da curva com muita intensidade, fazendo com que a fração de sólidos axial na base do reator, para este caso, seja a maior.

Não sendo por este efeito de entrada causado pela curva, as distribuições obtidas são semelhantes às aquelas relatadas pelos autores citados no parágrafo anterior, que utilizaram um equipamento onde se alimentavam sólido e gás na base do *riser*.

A influência da velocidade superficial do ar e a influência da estrutura de saída do *riser* também são verificadas com a análise da Figura 4.10. Esta figura mostra que para as duas condições onde a velocidade do ar é de 1,05 m/s, a fração de sólidos no topo é a menor, e a distribuição se assemelha com aquela apresentada na Figura 2.20, para o caso de estrutura de saída suave. Para este caso, o escoamento tem baixa perda de carga onde não ocorre a influência da chamada saída abrupta do equipamento. A diminuição da velocidade do gás provoca um aumento de fração de sólidos significativo nesta posição axial. Com isso aumenta-se a perda de carga e a distribuição longitudinal é alterada, em forma de “S”, característico para o caso de estrutura de saída abrupta. O mesmo fenômeno foi verificado por Grace (1990).

Observa-se também que, para as duas condições $u = 0,53$ m/s com $\dot{m}_p = 1,097$ g/s, e $u = 1,05$ m/s com $\dot{m}_p = 2,492$ g/s, as distribuições são semelhantes.

4.5 – Flutuações locais e distribuição de probabilidade

A análise do comportamento instantâneo através dos espectros permite uma melhor compreensão do comportamento local do escoamento. Segundo Wei et al. (2002), sinais elétricos transientes flutuam com o tempo, o que revela a formação de *cluster* de partículas, isto é, sinais elevados refletem a formação de *cluster* e sinais baixos refletem o desaparecimento do mesmo, na posição da medida.

Nesta seção são apresentadas as flutuações locais através das curvas de distribuição de probabilidade (Probabilidade [%] x ΔV [V]). A curva de probabilidade

mostra a uniformidade do escoamento na posição de medida. Quanto mais delgada a curva mais uniforme é o escoamento. Já o alargamento da curva é um reflexo do aparecimento e desaparecimento de *clusters*.

Para cada espectro obtido pôde-se construir a curva de probabilidade (Apêndice A). No caso, preferiu-se relacionar probabilidade (em porcentagem), com ΔV que representa a fração de sólidos em termos de sinal elétrico. Para cada espectro, dispunha-se de 25.000 valores de ΔV (ou seja, $V_i - \bar{V}_0$).

Para a confecção da curva de distribuição de probabilidade, tomaram-se os extremos dos valores de ΔV (mínimo e máximo). A diferença entre os extremos foi dividida por cem, e obtiveram-se cem intervalos para obter a frequência de sinais em cada um. A curva de distribuição de probabilidade é dada pela relação entre frequência percentual e ΔV .

Desta distribuição pode-se obter outro valor médio de ΔV . Com os valores de frequência percentual multiplicado pelos sinais correspondentes, tem-se o que chamamos de ΔV de probabilidade (ΔV_p).

A Tabela 4.6 apresenta um exemplo de como foram gerados os dados para a construção da curva e como foi determinado ΔV_p para uma das medidas realizadas, a mesma que teve o espectro apresentado na seção 4.1. A Figura 4.11 apresenta a distribuição de probabilidade para esta situação. Esta curva demonstra-se relativamente bem distribuída com um alongamento à direita em direção aos maiores valores de ΔV , e também relativamente larga. O alongamento à direita é explicado pelos picos de sinais, que detectam um número maior de partículas naqueles instantes. O fato de a curva ser larga mostra que nesta posição, o escoamento não é uniforme, e há o aparecimento e desaparecimento de *clusters*. O que realmente é esperado nesta posição, que está próxima à parede e no fundo do *riser*. Para este caso, ΔV_p encontrado foi de 0,52656823. O valor de ΔV para este ponto é de 0,5244752 e a fração volumétrica de sólidos é $\varepsilon_s = 0,0211032$.

Na Tabela 4.7, encontram-se os resultados de ΔV_p para todas as medidas.

Tabela 4.6: Determinação de ΔV_p ($u = 0,53$ m/s, $\dot{m}_p = 2,492$ g/s, $z/L = 0,103$ e $r/R = 0,75$)

	ΔV	frequência cumulativa	frequência (%)	$\Delta V * \text{freq}(\%)$
<i>mínimo</i>	0,381616196	1	0,00004	1,526E-05
	0,385682801	38	0,00148	5,708E-04
	0,389749405	57	0,00076	2,962E-04
	0,39381601	85	0,00112	4,411E-04
	0,397882615	110	0,001	3,979E-04
	0,40194922	177	0,00268	1,077E-03
	0,406015824	253	0,00304	1,234E-03
	0,410082429	361	0,00432	1,772E-03
	0,414149034	435	0,00296	1,226E-03
	0,418215638	553	0,00472	1,974E-03
	0,422282243	673	0,0048	2,027E-03
	0,426348848	805	0,00528	2,251E-03
	0,430415452	995	0,0076	3,271E-03
	0,434482057	1171	0,00704	3,059E-03
	0,438548662	1398	0,00908	3,982E-03
	0,442615267	1664	0,01064	4,709E-03
	0,446681871	1973	0,01236	5,521E-03
	0,450748476	2217	0,00976	4,399E-03
	0,454815081	2575	0,01432	6,513E-03
	0,458881685	2962	0,01548	7,103E-03
	0,46294829	3407	0,0178	8,240E-03
	0,467014895	3886	0,01916	8,948E-03
	0,471081499	4442	0,02224	1,048E-02
	0,475148104	5017	0,023	1,093E-02
	0,479214709	5658	0,02564	1,229E-02
	0,483281314	6302	0,02576	1,245E-02
	0,487347918	6959	0,02628	1,281E-02
	0,491414523	7686	0,02908	1,429E-02
	0,495481128	8394	0,02832	1,403E-02
	0,499547732	9126	0,02928	1,463E-02
	0,503614337	9861	0,0294	1,481E-02
	0,507680942	10645	0,03136	1,592E-02
	0,511747546	11423	0,03112	1,593E-02
	0,515814151	12086	0,02652	1,368E-02
	0,519880756	12731	0,0258	1,341E-02
	0,523947361	13378	0,02588	1,356E-02
	0,528013965	14063	0,0274	1,447E-02
	0,53208057	14730	0,02668	1,420E-02
	0,536147175	15428	0,02792	1,497E-02
	0,540213779	16101	0,02692	1,454E-02
	0,544280384	16741	0,0256	1,393E-02
	0,548346989	17363	0,02488	1,364E-02
	0,552413593	18001	0,02552	1,410E-02
	0,556480198	18618	0,02468	1,373E-02
	0,560546803	19124	0,02024	1,135E-02
	0,564613408	19616	0,01968	1,111E-02
	0,568680012	19965	0,01396	7,939E-03
	0,572746617	20330	0,0146	8,362E-03
	0,576813222	20641	0,01244	7,176E-03
	0,580879826	21011	0,0148	8,597E-03
	0,584946431	21353	0,01368	8,002E-03
	0,589013036	21617	0,01056	6,220E-03
	0,59307964	21880	0,01052	6,239E-03
	0,597146245	22143	0,01052	6,282E-03
	0,60121285	22354	0,00844	5,074E-03
	0,605279455	22581	0,00908	5,496E-03
	0,609346059	22788	0,00828	5,045E-03
	0,613412664	22980	0,00768	4,711E-03
	0,617479269	23148	0,00672	4,149E-03
	0,621545873	23282	0,00536	3,331E-03
	0,625612478	23434	0,00608	3,804E-03
	0,629679083	23571	0,00548	3,451E-03
	0,633745687	23698	0,00508	3,219E-03
	0,637812292	23822	0,00496	3,164E-03
	0,641878897	23922	0,004	2,568E-03
	0,645945502	23996	0,00296	1,912E-03
	0,650012106	24094	0,00392	2,548E-03
	0,654078711	24172	0,00312	2,041E-03
	0,658145316	24271	0,00396	2,606E-03
	0,66221192	24344	0,00292	1,934E-03
	0,666278525	24416	0,00288	1,919E-03
	0,67034513	24476	0,0024	1,609E-03
	0,674411734	24533	0,00228	1,538E-03
	0,678478339	24569	0,00144	9,770E-04
	0,682544944	24608	0,00156	1,065E-03
	0,686611549	24633	0,001	6,866E-04
	0,690678153	24660	0,00108	7,459E-04
	0,694744758	24690	0,0012	8,337E-04
	0,698811363	24715	0,001	6,988E-04
	0,702877967	24754	0,00156	1,096E-03
	0,706944572	24776	0,00088	6,221E-04
	0,711011177	24792	0,00064	4,550E-04
	0,715077781	24811	0,00076	5,435E-04
	0,719144386	24823	0,00048	3,452E-04
	0,723210991	24835	0,00048	3,471E-04
	0,727277596	24848	0,00052	3,782E-04
	0,7313442	24862	0,00056	4,096E-04
	0,735410805	24886	0,00096	7,060E-04
	0,73947741	24900	0,00056	4,141E-04
	0,743544014	24909	0,00036	2,677E-04
	0,747610619	24923	0,00056	4,187E-04
	0,751677224	24939	0,00064	4,811E-04
	0,755743828	24949	0,0004	3,023E-04
	0,759810433	24955	0,00024	1,824E-04
	0,763877038	24959	0,00016	1,222E-04
	0,767943643	24967	0,00032	2,457E-04
	0,772010247	24971	0,00016	1,235E-04
	0,776076852	24974	0,00012	9,313E-05
	0,780143457	24983	0,00036	2,809E-04
	0,784210061	24993	0,0004	3,137E-04
	0,788276666	24999	0,00024	1,892E-04
<i>máximo</i>	0,792343271	25000	0,00004	3,169E-05
<i>TOTAL</i>			1	5,266E-01

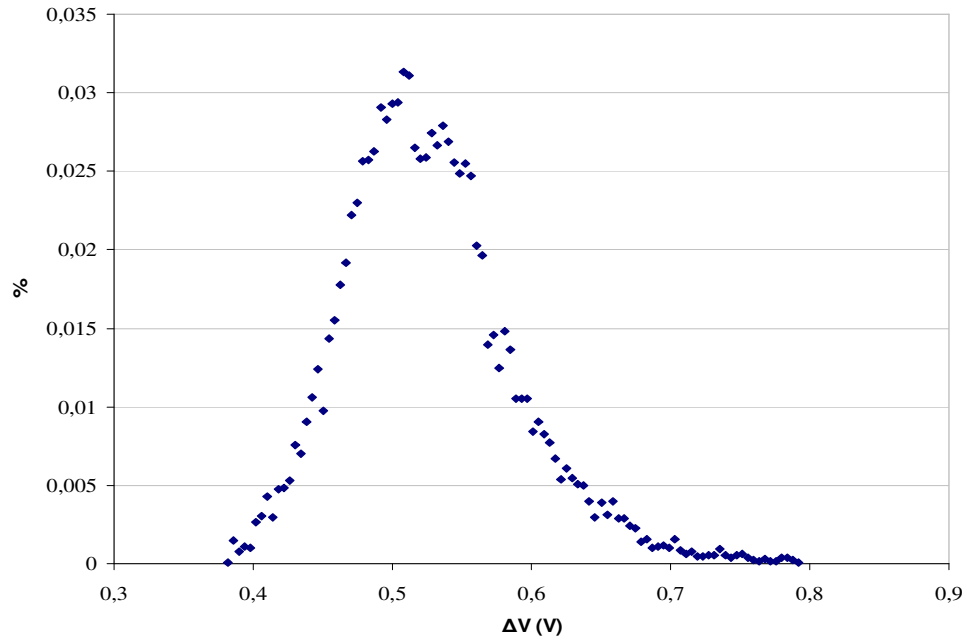


Figura 4.11: Distribuição de probabilidade para a medida onde $u = 0,53$ m/s,
 $\dot{m}_p = 2,492$ g/s, $z/L = 0,103$ e $r/R = 0,75$.

Tabela 4.7: Valores de ΔV_P (V)

z/L	u (m/s)	$\dot{m}_p$ (g/s)	$r/R=1,0$	$r/R=0,75$	$r/R=0,5$	$r/R=0,25$	$r/R=0$
0,103	0,53	1,097	0,1995	0,1584	0,1298	0,1277	0,1051
		2,492	0,6869	0,5266	0,4818	0,4274	0,4112
	1,05	1,097	0,2011	0,1278	0,1050	0,1008	0,0911
		2,492	0,2593	0,1822	0,1405	0,1264	0,1085
0,326	0,53	1,097	0,4633	0,3995	0,3598	0,3591	0,3553
		2,492	0,6494	0,5399	0,4516	0,3878	0,4003
	1,05	1,097	0,2327	0,2274	0,2194	0,2095	0,2017
		2,492	0,4873	0,3655	0,3487	0,3287	0,3093
0,55	0,53	1,097	0,2022	0,1544	0,1409	0,1433	0,1715
		2,492	0,2890	0,1833	0,1520	0,1732	0,1910
	1,05	1,097	0,0830	0,0703	0,0661	0,0753	0,0790
		2,492	0,1891	0,1479	0,1423	0,1549	0,1565
0,773	0,53	1,097	0,2642	0,1870	0,1464	0,1805	0,1904
		2,492	0,3723	0,2220	0,1721	0,1904	0,2911
	1,05	1,097	0,1207	0,0120	0,0016	0,0600	0,0795
		2,492	0,1938	0,1116	0,1288	0,1604	0,1618

A Figura 4.12 apresenta as distribuições de probabilidade para as cinco posições radiais em $z/L = 0,106$ para a condição de operação $u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s.

Verifica-se que a curva de distribuição de probabilidade é mais larga para a posição radial $r/R = 1,0$, ou seja, na parede do *riser*. Nesta mesma posição, os espectros apresentam uma faixa mais larga de valores de sinais, com a presença freqüente de picos de sinais elevados, revelando deste modo a presença de aglomerados de partículas. Os vales de sinais ilustram o desaparecimento dos mesmos. O alongamento da curva em direção a valores de ΔV mais elevados ocorre devido aos picos de sinais, facilmente visualizado no seu espectro.

Movendo-se para a área central, as flutuações começam a cair, o que reflete na curva de probabilidade, que se torna mais delgada. Assim como verificado na distribuição de fração volumétrica de sólidos radial na Figura 4.2, a fração de sólidos é maior na parede e tende a diminuir conforme se dirige para o centro do *riser*. Tal fato também é verificado nas distribuições de probabilidade pelo deslocamento das curvas para as regiões de valores mais baixos de ΔV .

Resultados estes são semelhantes aos encontrados por Issangya et al. (2000). Porém este autor constatou na parede um escoamento uniforme denso, com a curva de distribuição delgada em valores baixos de porosidade (o mesmo que valores altos de fração de sólidos). Então, no caso desta dissertação, o escoamento verificado não é uniforme nesta posição, ocorrendo transições entre aparecimento e desaparecimento de *clusters*. Fato este constatado principalmente nesta seção do *riser* ($z/L = 0,103$), onde há a influência da curva na alimentação de sólidos e gás na entrada do *riser*.

A Figura 4.13 apresenta as curvas de distribuição de probabilidade para a condição de operação $u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s na mesma posição radial ($r/R = 0,75$) nas quatro diferentes posições axiais.

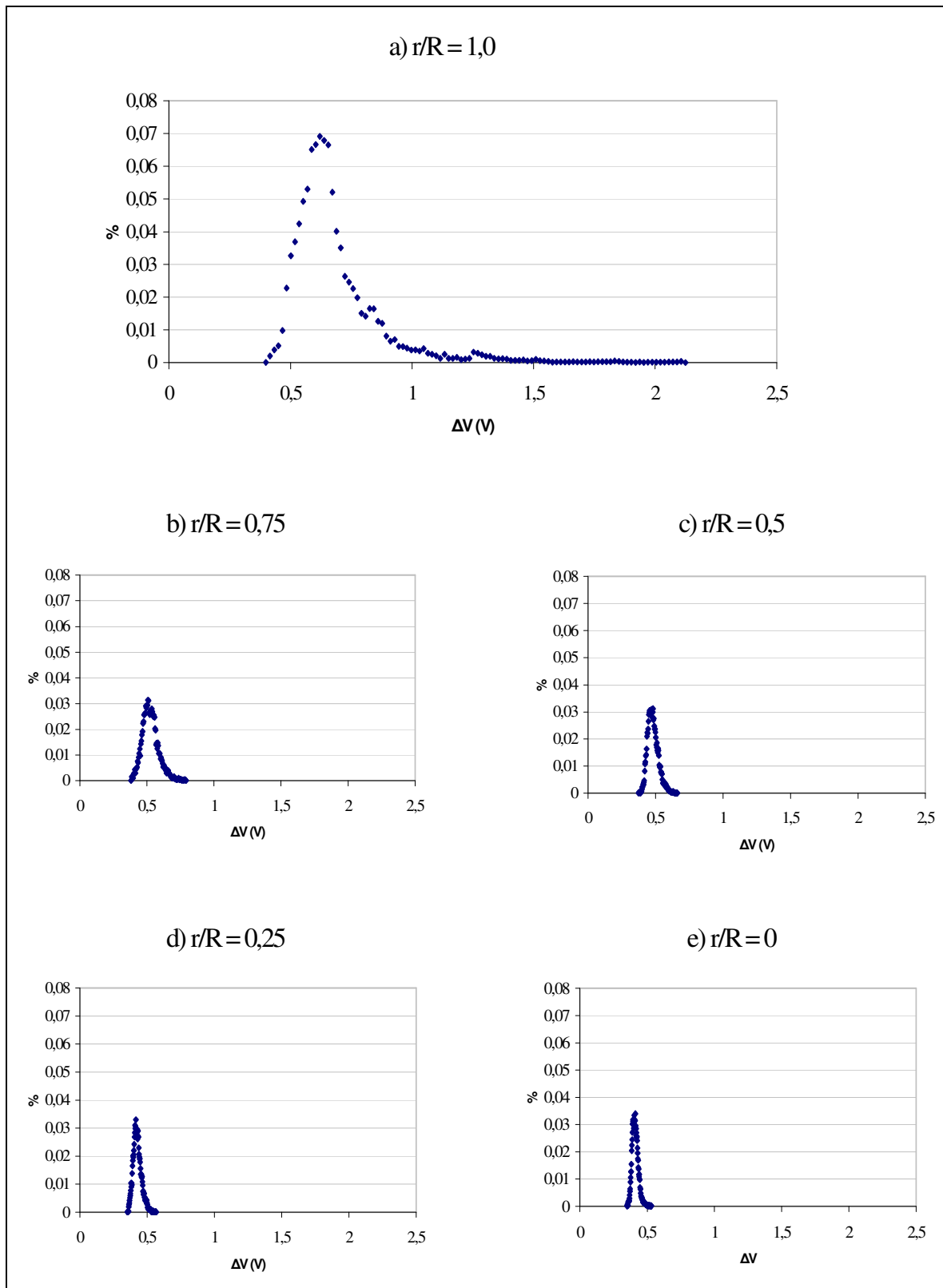


Figura 4.12: Distribuição de probabilidade para $z/L = 0,103$, $u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s.

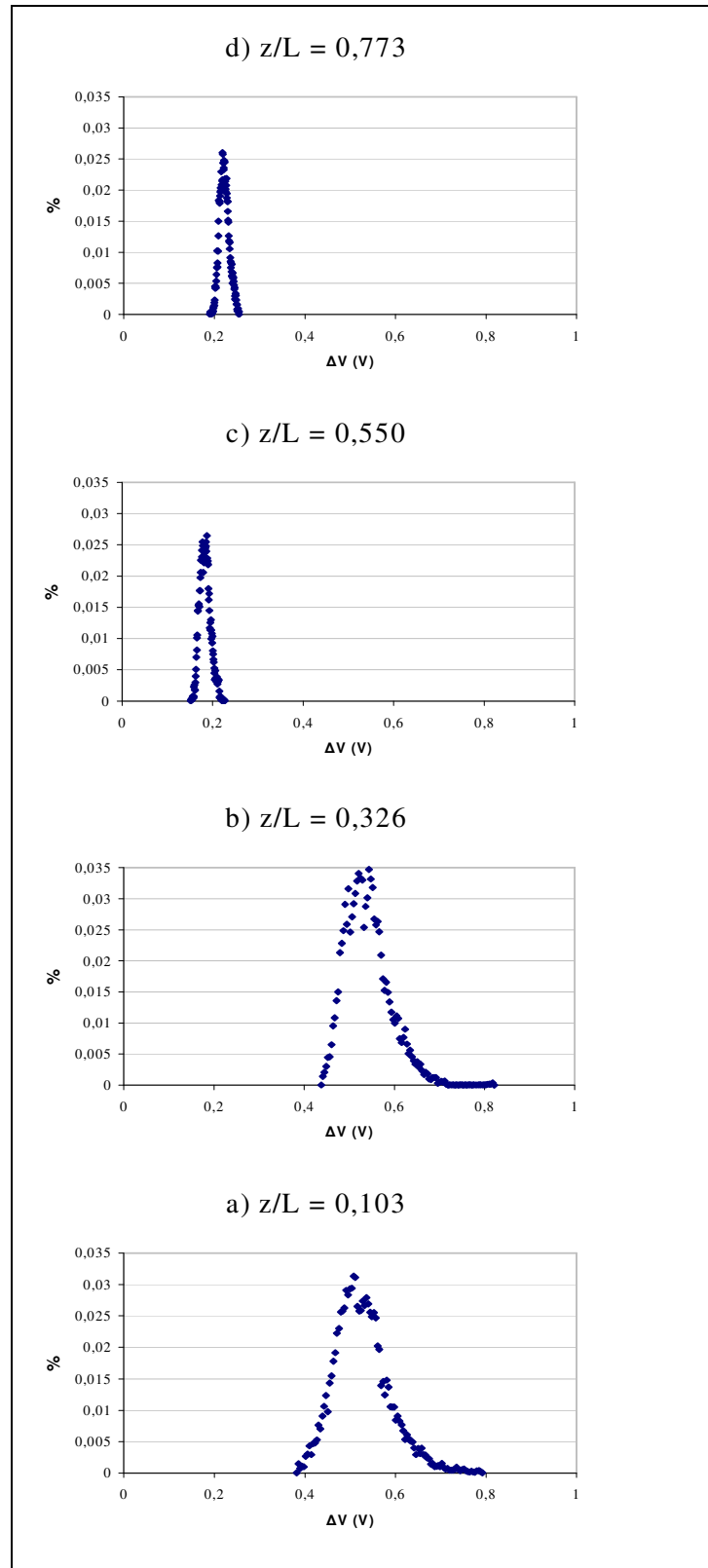


Figura 4.13: Distribuição de probabilidade para $u = 0,53$ m/s, $\dot{m}_p = 2,492$ e $r/R = 0,75$.

A Figura 4.13 oferece uma análise sobre o escoamento para a condição mais concentrada estudada ($u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s), na posição $r/R = 0,75$, ou seja, próximo à parede. Esta análise reforça a discussão até então apresentada em relação à fração volumétrica de sólidos perto da parede. Nesta figura, constata-se que as curvas de distribuições de probabilidade são relativamente largas revelando a presença de *clusters* nesta posição radial para as duas posições axiais inferiores ($z/L = 0,103$ e $z/L = 0,326$), onde é possível visualizar um alongamento da curva para o sentido positivo de ΔV . Já para as duas posições superiores, as curvas mais delgadas revelam uma maior uniformidade do escoamento nestas posições.

Nesta dissertação, foi verificado que a fração volumétrica de sólidos é claramente mais elevada nas posições radiais próximas à parede para todas as posições axiais, fenômeno este também verificado por Issangya et al. (2000). Verificou-se que a fração de sólidos diminui com a altura do *riser*, sendo esta diminuição mais significativa em direção à parede. Para o caso apresentado na Figura 4.13, também se verificou resultado semelhante, salvo que para a posição axial mais elevada do *riser* ($z/L = 0,773$), o valor da fração volumétrica de sólidos aumentou em relação à posição axial inferior, fenômeno este verificado para as condições em que a velocidade superficial do ar era menor. Para as situações mais diluídas na posição axial, encontradas na metade superior do reator, verificou-se uma maior uniformidade do escoamento, apresentadas pelas curvas estreitas de distribuição de probabilidade.

As curvas de distribuição de probabilidade para os demais pontos de medida estão apresentadas no Apêndice A, juntas aos respectivos espectros de sinais elétricos.

Pôde-se verificar que, para todos os casos, conforme se aumenta a vazão mássica de sólidos, também se aumentam as flutuações dos sinais. Observa-se que para a situação mais diluída ($u = 1,05$ m/s e $\dot{m}_p = 1,097$ g/s), as flutuações são as menores, e para a situação mais concentrada ($u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s), as maiores. Isto também se reflete na distribuição de probabilidades, onde as curvas para situações mais diluídas têm pico em valores de ΔV menores. Para a região da base do *riser* ($z/L = 0,103$), foram encontradas as maiores flutuações, devido ao fato de esta região ser mais concentrada, assim como o fato de haver uma aceleração extra das partículas devido à curva.

Para os resultados apresentados na Figura 4.12, o que diferencia daqueles que estão sendo tomados como referência, ou seja, o trabalho de Issangya et al. (2000), refere-se à distribuição de probabilidade encontrada na parede no *riser*. Issangya et al. (2000) encontraram nesta posição do *riser* uma curva de distribuição com pico mais acentuado para concentração elevada, caracterizando um comportamento de escoamento de alta densidade sem muitas flutuações de sinal. Neste trabalho, foi nesta posição onde se encontraram as curvas mais largas, representando maior frequência de oscilações. O principal motivo para este fenômeno, como citado anteriormente, deve-se pela presença da curva em “U”.

4.6 – Distribuições radiais de desvio padrão do sinal elétrico

Outra maneira de examinar as flutuações locais de fração de sólidos pode ser feita pela análise do desvio padrão da média do sinal elétrico obtido para cada espectro. Segundo Issangya et al. (2000), as flutuações são refletidas nos espectros de sinais e podem ser analisadas quantitativamente no desvio padrão da média da fração volumétrica de sólidos local.

A média, e o desvio padrão de uma média, segundo Bussab e Morettin (1987) é dado por:

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n} \quad (4.7)$$

$$s = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} \quad (4.8)$$

Na presente dissertação, $x = V$, $\bar{x} = \bar{V}^*$, e $n = 25000$.

A Tabela 4.8 apresenta os valores encontrados para as médias dos sinais de todas as medidas realizadas, e na Tabela 4.9 são apresentados os valores dos desvios padrões da média destes sinais. As Figuras 4.14 a 4.17 apresentam as distribuições que relacionam

desvio padrão com sua devida posição radial, para os quatro níveis axiais nas quatro condições de operação.

Tabela 4.8: Valores da média dos sinais elétricos

z /h	u (m/s)	m_p (g/s)	r/R=1,0	r/R=0,75	r/R=0,5	r/R=0,25	r/R=0
0,103	0,53	1,097	5,271	5,217	5,222	5,237	5,260
		2,492	5,577	5,516	5,573	5,604	5,739
	1,05	1,097	5,404	5,408	5,415	5,435	5,498
		2,492	6,231	6,184	6,173	6,175	6,271
0,326	0,53	1,097	6,114	6,105	6,071	6,091	6,146
		2,492	6,158	6,133	6,162	6,229	6,330
	1,05	1,097	7,855	7,822	7,781	7,736	7,105
		2,492	7,962	7,941	7,910	7,873	7,360
0,55	0,53	1,097	7,267	7,245	7,237	7,240	7,274
		2,492	7,286	7,275	7,249	7,269	7,362
	1,05	1,097	5,256	5,247	5,241	5,244	5,207
		2,492	5,333	5,326	5,314	5,322	5,313
0,773	0,53	1,097	6,990	6,975	6,914	6,932	6,992
		2,492	7,091	6,985	6,939	6,967	7,100
	1,05	1,097	4,635	4,623	4,575	4,582	4,596
		2,492	4,718	4,723	4,703	4,682	4,668

Tabela 4.9: Valores do desvio padrão (s)

z /h	u (m/s)	m_p (g/s)	r/R=1,0	r/R=0,75	r/R=0,5	r/R=0,25	r/R=0
0,103	0,53	1,097	0,0148	0,0098	0,0088	0,0068	0,0061
		2,492	0,1926	0,0607	0,0399	0,0308	0,0235
	1,05	1,097	0,0408	0,0338	0,0244	0,0190	0,0110
		2,492	0,0557	0,0441	0,0321	0,0243	0,0202
0,326	0,53	1,097	0,0337	0,0124	0,0102	0,0106	0,0088
		2,492	0,0695	0,0491	0,0349	0,0258	0,0287
	1,05	1,097	0,0214	0,0166	0,0134	0,0136	0,0132
		2,492	0,0320	0,0282	0,0230	0,0202	0,0181
0,55	0,53	1,097	0,0129	0,0134	0,0099	0,0097	0,0184
		2,492	0,0114	0,0117	0,0129	0,0132	0,0184
	1,05	1,097	0,0130	0,0099	0,0106	0,0114	0,0089
		2,492	0,0195	0,0140	0,0127	0,0143	0,0152
0,773	0,53	1,097	0,0086	0,0105	0,0093	0,0120	0,0122
		2,492	0,0087	0,0107	0,0099	0,0104	0,0147
	1,05	1,097	0,0133	0,0097	0,0082	0,0113	0,0092
		2,492	0,0147	0,0119	0,0114	0,0130	0,0141

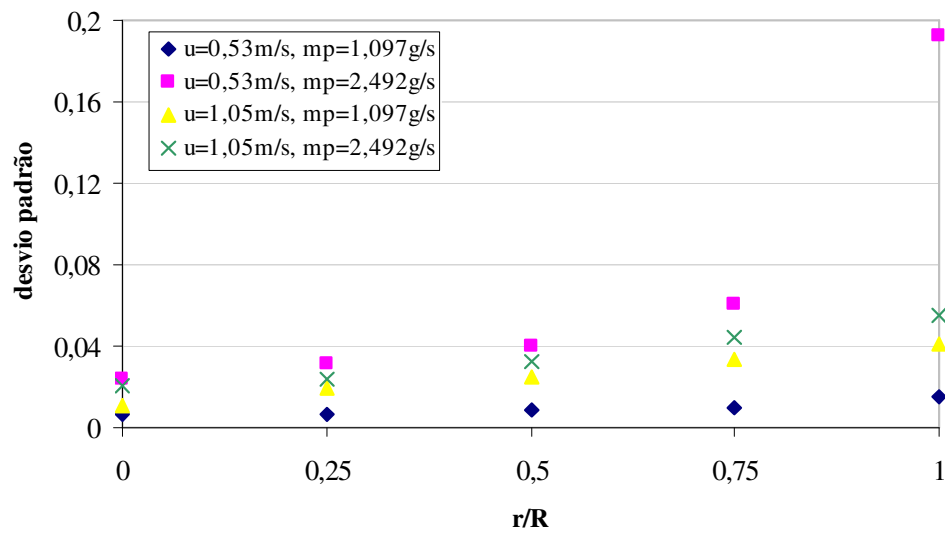


Figura 4.14: Distribuições radiais de desvio padrão em $z/L = 0,103$.

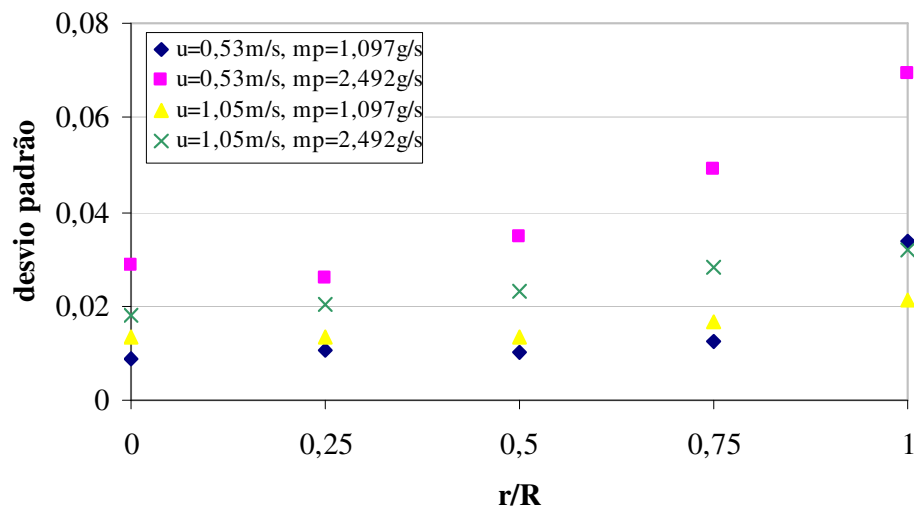


Figura 4.15: Distribuições radiais de desvio padrão em $z/L = 0,326$.

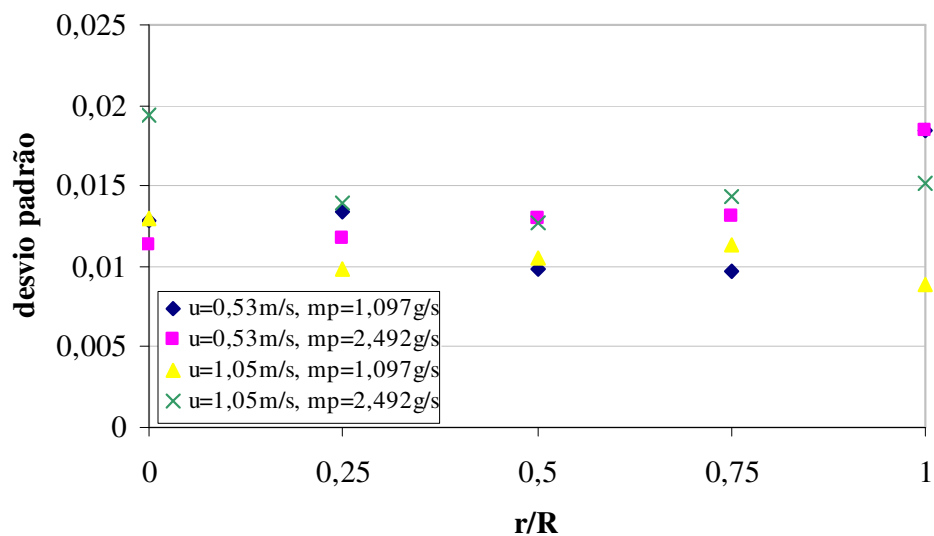


Figura 4.16: Distribuições radiais de desvio padrão em $z/L = 0,550$.

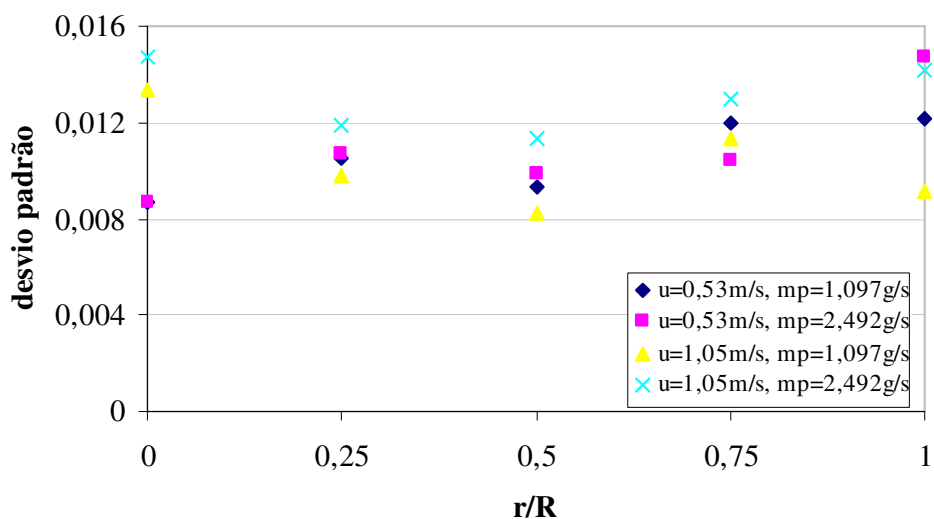


Figura 4.17: Distribuições radiais de desvio padrão em $z/L = 0,773$.

Analisando as Figuras 4.14 à 4.17, verificou-se que, para condições mais diluídas, as flutuações são de pequena magnitude, onde existe pouca interação partícula-partícula, resultado este também encontrado no trabalho de Issangya et al. (2000). Estas situações correspondem àquelas encontradas na metade superior do *riser*, onde se obteve desvios padrões de valores muito inferior (próximos de 0,012) comparados aos obtidos nas alturas

axiais inferiores (próximos de 0,2, alcançando o maior valor para a posição radial na parede, na situação mais densa no fundo do *riser*). Também se verificou que, para a maioria das situações, o desvio padrão da fração volumétrica de sólidos local aumenta em direção à parede, alcançando seu maior valor na parede. Tal fenômeno foi constatado para todas as situações nas duas primeiras posições axiais ($z/L = 0,103$ e $z/L = 0,326$), e também para a condição mais densa ($u = 0,53$ m/s e $\dot{m}_p = 2,492$ g/s) na posição axial $z/L = 0,550$. Na posição axial $z/L = 0,773$, há o efeito da estrutura de saída do equipamento, e tais distribuições não são mais visualizadas.

O maior valor obtido da distribuição do desvio padrão sugere forte interação entre sólidos naquela posição radial. No local correspondente ao maior valor do desvio padrão de flutuações de sinais, o escoamento tem uma ampla distribuição de fração de sólidos. Para as duas posições axiais da metade inferior do *riser* o maior valor do desvio padrão foi encontrado na posição radial $r/R = 1,0$ (parede). Já para a metade superior do reator, este fenômeno foi observado apenas para as situações com $u = 0,53$ m/s, ou seja, as condições mais densas; para $u = 1,05$ m/s, nas duas posições axiais, os maiores valores do desvio padrão foram encontrados na posição radial $r/R = 0$ (centro), o que confirma que as partículas estão sendo dirigidas para esta posição radial, principalmente quando a velocidade do ar é elevada. Para velocidade do ar mais baixa, o pico foi encontrado na parede, mas não é tão menor quanto o valor encontrado no centro, como visualizado para as posições axiais ($z/L = 0,103$ e $z/L = 0,326$).

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Concluindo esta dissertação, segue uma síntese com as devidas conclusões obtidas no decorrer deste trabalho, assim como algumas sugestões para trabalhos futuros utilizando o mesmo tema.

5.1 – Conclusões

Esta dissertação permitiu estudar a fluidodinâmica do escoamento ar / partículas de FCC numa seção *riser* em termos de fração volumétrica de sólidos para algumas condições de operação. Para estas condições, pôde-se descrever os comportamentos axial e radial do reator, obtidos por medidas de concentração utilizando uma sonda de fibras ópticas. Tal técnica de medida de alta precisão permitiu uma análise detalhada sobre a distribuição de fração volumétrica de sólidos para cada posição de medida através de resultados obtidos a partir dos espectros de sinais. Também foi possível verificar os efeitos provocados pelas regiões de entrada e saída no reator.

Para as diversas análises apresentadas nesta dissertação, conclui-se:

- Quanto às distribuições radiais de fração volumétrica de sólidos

As distribuições obtidas responderam igualmente às encontradas na literatura (Bai et al., 1992, Thober, 1994, Werther, 1998, Issangya et al., 2000, e Zhu e Yan, 2004), quando se trata de influência da velocidade superficial do ar e da vazão mássica de sólidos, ou seja, a fração de sólidos do leito aumenta com a diminuição do valor da velocidade superficial de ar e com o aumento da vazão mássica de sólidos.

Para as duas primeiras posições axiais situadas na metade inferior do *riser*, foram encontradas distribuições de fração de sólidos típicas como àquelas obtidas pelos autores citados no parágrafo anterior. Para estas situações, a maior fração volumétrica de sólidos foi encontrada na parede do *riser*, e esta diminui em direção ao centro do mesmo.

Para a primeira posição axial, onde há grande influência da curva em “U” oferecendo aceleração adicional às partículas, as distribuições de fração volumétrica de sólidos têm valores menores comparadas àquelas da posição axial superior.

Já para a metade superior do reator, as distribuições não têm um comportamento parabólico, e apresentam concentrações de sólidos elevadas tanto na parede quanto no centro. Para o nível axial mais elevado, a influência da saída do tipo abrupta foi verificada.

- Quanto às distribuições axiais de fração volumétrica de sólidos:

As distribuições axiais de fração de sólidos deixaram clara a influência da geometria do reator. O efeito da curva em “U” faz com que as concentrações volumétricas de sólidos sejam relativamente baixas nesta posição axial. Este efeito foi constatado para as condições de operação menos concentradas. Resultados estes se diferenciam daqueles encontrados por Bai et al. (1992), Thober (1995), Karri e Knowiton (1996) e Zhu e Yan (2004), que utilizaram transportadores com alimentações de gás e partículas realizadas na base do mesmo.

As distribuições axiais se apresentaram semelhantes aos destes autores, salvo a posição onde há a influência da curva.

A influência da velocidade superficial do ar e a influência da estrutura de saída do *riser* também foram verificadas: para as duas condições onde a velocidade do ar é de 1,05 m/s, a concentração no topo é a menor, e a distribuição de fração de sólidos se assemelha com aquela para o caso de estrutura de saída suave. A diminuição da velocidade superficial do gás provoca um aumento de fração de sólidos significativo nesta posição e a distribuição longitudinal é alterada, em forma de “S”, característica para o caso de estrutura de saída abrupta, como encontrada no reator estudado na presente Dissertação.

- Quanto às flutuações locais e distribuição de probabilidade

A utilização da sonda de fibras ópticas permitiu gerar espectros de sinais que possibilitaram uma melhor compreensão do comportamento local do escoamento. Pôde-se observar através destes, fenômeno como *clusters*, refletido por sinais elevados no espectro.

As curvas de distribuição de probabilidade permitiram verificar o quão uniforme é o escoamento. Curvas largas de distribuição mostraram que o escoamento tem concentrações variadas naquela posição de medida, e curvas delgadas mostraram que o escoamento tem concentrações sem muitas variações.

Foi verificado que, para todos os casos, conforme se aumenta a vazão mássica de sólidos, também se aumentam as flutuações dos sinais e que, nas posições radiais onde a fração de sólidos é maior, a curva de distribuição de probabilidade é mais larga.

- Quanto às distribuições radiais de desvio padrão

A análise das distribuições de desvio padrão da média dos sinais elétricos permitiu quantificar o que foi verificado nas curvas de distribuição de probabilidade.

Para condições mais diluídas, as flutuações encontradas são de pequena magnitude, onde existe pouca interação partícula-partícula, o oposto ocorre para condições mais concentradas.

O maior valor da distribuição do desvio padrão permitiu visualizar onde o escoamento tem ampla distribuição de fração de sólidos, ou seja, onde há grande interação entre as partículas. Para as duas posições axiais da metade inferior do *riser* o maior valor do desvio padrão foi encontrado na posição radial $r/R = 1,0$ (parede). Já para a metade superior do reator, picos foram encontrados tanto na parede quanto no centro do reator.

De um modo geral, esta dissertação permitiu a elaboração de diversas análises que puderam contribuir para a caracterização do escoamento de contato gás-sólido na seção *riser* do reator utilizado. Além de resultados médios obtidos de concentrações radiais e axiais, pôde-se analisar o comportamento local através das flutuações de sinais, gerando informações adicionais. Tais resultados devem-se graças à técnica de medida utilizada, que ofereceu espectros de sinais como respostas com alta precisão.

Uma grande contribuição importante deste trabalho é dada pela maneira de como são alimentados gás e sólidos no *riser*. Resultados obtidos nesta dissertação quanto à distribuição axial diferenciam-se daqueles encontrados na literatura (Bai et al., 1992, Thober, 1994, e Zhu e Yan, 2004), e apresentam outras distribuições de concentrações na

base do transportador devido ao fato da geometria diferenciada na seção de entrada do *riser*, que se dá pela presença da curva em “U”, onde as alimentações são realizadas antes desta.

5.2 – Sugestões

Concluindo, segue uma lista de sugestões para a continuação deste trabalho:

- Seria interessante determinar mais resultados para condições de operação intermediárias àsquelas realizadas nesta dissertação, utilizando a mesma técnica de medida, para verificar se ocorre o mesmo comportamento quanto à distribuição de fração volumétrica de sólidos;
- Uma análise do efeito de entrada mais detalhada é interessante para descrever o comportamento do fluxo nesta região. Podem ser realizadas medidas adicionais em diferentes posições radiais para verificar o efeito de concentração nesta posição axial ao longo de todo o diâmetro do *riser*, ou seja, de parede a parede. Se possível, seria de muita importância determinar estas medidas em diversos ângulos do reator, para obter um comportamento bidimensional de fração de sólidos.
- No mesmo sentido, uma análise aprofundada do efeito de saída, tomando medidas radiais de concentração dos dois lados do *riser* (parede externa à curva até o centro e parede interna à curva até o centro) é interessante para descrever com mais detalhes o comportamento do escoamento nesta seção axial;
- Fazer um estudo sobre a velocidade de choking para as condições apresentadas neste trabalho, e verificar em que situação esta ocorre;
- Desenvolver um modelo matemático multifásico que represente os resultados experimentais obtidos nesta Dissertação.

CAPÍTULO 6

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AMOS, G., RHODES, M.J., and BENKREIRA, H. (1996). Calculation of optic fibres calibration curves for the measurement of solids volume fraction in multiphase flow. *Powder Technology*, no. 88, pp. 107-121.
- BAI, D.-R., YU, Z. Q., and ZHU, J. -X., The axial distribution of the cross-sectionally averaged voidage in fast fluidized bed, *Power Technology*, vol.72, pp. 31-37.
- BRERETON, C.M. H. and GRACE, J.R. , End effects in circulating fluidized bed hydrodynamics, in: A.A. Avidan Ed. , *Circulating Fluidized Bed Technology*, vol. IV, pp. 137–144.
- BERGOUIGNOUX, L., FIRPO, J.-L., and MISGUISH-RIPAULD, J. (1999). Optical fiber sensor for measuring high particle concentration. *Powder Technology*, no. 105, pp. 413-417.
- BETIOLI, MÁRIO LUÍS PENTEADO. Estudo experimental da distribuição de pressão estática no escoamento gás-sólido em um leito circulante, Universidade de Campinas, 2007. Dissertação (Mestrado).
- BI, H.T., GRACE, J.R. and ZHU, (1993), On types of choking in pneumatic systems. *Int. J. Multiph. Flow*, vol. 19, pp.1077– 1092
- BÖTCHER, C.J.F. (1945), *Rec. Trav. Chim.*, vol. 64, pp. 47–51.
- BRERETON, C.M.H. (1987), PhD Thesis, Univ. of British Columbia, Vancouver.
- BUSSAB, W.O., MORETTIN, P.A. Estatística básica. São Paulo: Atual editora, 4^a.ed., 1987, 321p.
- CASTILHO, G.J., CREMASCO, M.A. e BRAGA, N.P. (2006), Técnicas de medidas para o estudo da fluidodinâmica em sistemas particulados: estudo da arte, Anais do XXXII Congresso Brasileiro em Sistemas Particulados, Maringá-PR.

- CHOI, Y.T. e KIM, S.D. (1991). Bubble characteristics in na internally circulating Fluidized bed. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, vol. 24, no. 2, pp. 195-202.
- CHEUHBOUNI, A. et al. (1994). Characterization of the flow transition between bubbling and turbulent fluidization. *Industrial Engineering and Chemical Research*, vol.33, pp. 1889-1896.
- CREMASCO, M. A. (2006), Estudo de reator de fluxo descendente para reações de craqueamento catalítico. Relatório Técnico Petrobras/FINEP, Campinas: Universidade Estadual de Campinas, SP.
- CROWE, C., Sommerfeld, M., and Tsuji, Y. (1998), Multiphase flows with droplets and particles, Boca Raton, Fla.:CRC Press.
- CUI, H., and CHAOUKI, J. (2004). Effects of temperature on local two-phase flow structure in bubbling and turbulent fluidized beds of FCC particles. *Chemical Engineering Science*, no. 59, pp. 3413-3433.
- DASGRUPTA, S., JACKSON, R. and. SUNDRESAN, S. (1994). Turbulent gas–solid flow in vertical risers, *AIChE J.*, vol. 40, pp. 215–228.
- DU, B. and FAN, L.S.(2004), Characteristics of choking behavior in circulating fluidized beds for group B particles, *Ind. Eng. Chem. Res.* vol. 43, pp. 5507-5520.
- DU, B. and F. WEI (2001), Lateral solids mixing behavior of diferente particles in a riser with FCC particles as fluidized material, *Chem. Engineering J.*, submitted.
- DZIDO, G., PALICA, M.C. and RACZEK, J. (2002), Investigations of the acceleration region in the vertica lpneumatic conveying. *Powder Technology*, vol. 127, pp. 99-106.
- ENICK, R., FALKENBERG, K.L. and KLINZING, G.E. (1985), Acceleration length model for pneumatic transport, Proc. Fine Particle Soc., Miami, Hemisphere Publishing Corporation, Washington, p. 307.
- FERRAZ, E.S.B. (1975), Espessura da amostra e densimetria de solos por atenuação de raios gama, Anais do III Encontro Nacional sobre Escoamento em Meios Porosos, Maringá, vol.1, pp.173-182.

- FERREIRA, MARIA DO CARMO. Desenvolvimento de um leito pneumático com alimentador tipo jorro, Universidade Federal de São Carlos, 1996. Tese (Doutorado).
- GIDASPOW, D., SYA,LAL, M. and SEO, Y. (1986), Hydrodynamics of fluidization of single and binary particles: supercomputer modelling, in: K. Östergaard, A. Sørensen (Eds.), Fluidization: V. Proceedings of the Fifth Engineering Foundation Conference on Fluidization, The Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark, p. 1.
- GRACE, J. R. (1990), High-velocity fluidized bed reactors, *Chem. Eng. Science*, vol. 45, pp. 1953-1966.
- GRASSLER, T., WIRTH, K.E. (2000), X-ray computer tomography - potential and limitation for the measurement of local solids distribution in circulating fluidized beds, *Chemical Engineering Journal*, vol.77, pp.65–72.
- GRBAVCIC, Z.B., GARIC-GRULOVIC, R.V. and , ARSENIJEVIC, Z.L. (2006), Prediction of the choking velocity and voidage in vertical pneumatic conveying of coarse particles. *Powder Technology*, vol. 161, pp.1 – 9.
- GUET, S., FORTUNATI, R.V., MUDDE, R.F., and OOMS, G. (2003). Bubble Velocity and Size Measurement with a Four-Point Optical Fiber Probe. Part. Part. Syst. Charact., no. 20, pp. 219-230.
- HAGE, B. et al., 1996, *J. Chem. Eng. Jpn.*, vol.29, pp.594–602.
- HAIDER, A. and LEVENSPIEL, D. (1989), Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles. *Powder Technol.*, vol. 58, p.63.
- HARRIS et al. (2002), A novel method for measuring the residence time distribution in short time scale particulate systems, *Chemical Engineering Journal*, vol. 89, pp.127–142.
- HARTGE, E.U, LI, Y. and WERTHER, J. (1986), Analysis of the local structure of the two phase flow in a fast fluidized bed. In: Basu P (ed) Circulating fluidized bed technology. Pergamon, Oxford, pp. 153–160.
- HUBERS, J.L. et al. (2005), X-ray computed tomography in large bubble columns, *Chemical Engineering Science*, vol.60, pp. 6124 – 6133.

- ISSANGYA, A.S. et al. (2000). Further measurements of flow dynamics in a high-density circulating fluidized bed riser. *Powder Technology*, no. 111, pp. 104-113.
- JOHNSSON, H., and JONHNSON, F. (2001). Measurements of local solids volume-fraction in fluidized boilers. *Powder Technology*, no. 115, pp. 13-26.
- KARRI, S. B. R., and KNOWLTON, T. M. (1996). The effect of pressure on CFB riser hydrodynamics. *Circulating Fluidizes Bed Technology V*; p.103.
- KIM, S.W., NAMKUNG, W., and KIM, S.D. (2000). Solids behavior in freeboard of FCC regenerator. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, vol. 33, n.1, pp. 78-85.
- KONRAD, K. (1986), Dense phase conveying: a review. *Powder Technology*, vol. 49, pp. 1-35.
- KOSTAZOS, A.E. and WEINSTEIN, H. (1997), A detailed experimental description of the flow in the entrance section of a FCCU, AIChE Symp. Series 93, vol. 317, pp. 36–39.
- KIMURA, T., MATSUO, H., UEMIYA, S., and KOJIMA, T. (1994). Measurement of jet shape and its dynamic change in three-dimensional jetting fluidized bed. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, vol. 27, no. 5, pp. 602-609.
- KMIEC, A. and LESCHONSKI, K., Acceleration of the solid phase during pneumatic conveying in vertical pipes. *Chem. Eng. J.*, vol. 36, pp. 59.
- KOENIGSDORFF, R., and WERTHER, J. (1995a). Measurement of distribution of solids concentration on high density gas-solids flow using an optical-fiber probe system. *Powder Technology*, no. 83, pp. 85-91.
- KOENIGSDORFF, R., and WERTHER, J. (1995b). Gas-solids mixing and flow structure modeling of the upper dilute zone of a circulating fluidized bed. *Powder Technology*, no. 82, pp. 317-329.
- LANCIA, A. et al. (1988). Transition from slugging to turbulent flow regimes in fluidized beds detected by means of capacitance probes. *Powder Technology*, vol. 56, pp. 49-56.
- LEHNER, P. and K.E. WIRTH (1999) Characterization of the flow pattern in a *downer* reactor, *Chem. Engineering Science*, vol. 54, pp. 5471-5483.

- LI, H., ZHU, Q., LIU, H., ZHOU, Y. (1995). The cluster size distribution and motion behavior in a fast fluidized bed. *Powder Technology*, no. 84, pp. 241-246.
- LIN, Y.-C., and LEU, L.-P. (2001). Voidage profiles in magnetically fluidized beds. *Powder Technology*, no. 120, pp. 195-215.
- LITTMAN, H., et al. (1993), Modeling and measurement of the effective drag coefficient in decelerating and non-accelerating turbulent gas– solids dilute phase flow of large particles in a vertical transport pipe, *Powder Technology*, vol. 77, p.267.
- LIU, J., GRACE, J.R., and BI, X.T. (2003), Novel multifunctional optical-fiber probe: I. Development and validation, *AIChE Journal*, vol. 49, no. 6, pp. 1405-1420.
- LOUGE M. and M. OPIE (1990), *Powder Technol.*, vol. 62, pp. 85–94.
- LOWE, K.T. and SIMPSON, R.L. (2006), Measurements of velocity–acceleration statistics in turbulent boundary layers, *International Journal of Heat and Fluid Flow*, vol. 27, pp. 558–565.
- MACEDO, A., VAZ, C.M.P., NAIME, J.M., CRUVINEL, P.E. e CRESTANA, S. (1996), Imagens de sistemas porosos, utilizando a tomografia computadorizada, em nível macrométrico: resultados preliminares, *Anais do XXIV Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados*, Uberlândia, vol. 2, pp.811-816.
- MAGNUSSON, A., RUNDQVIST, R., ALMESDT, A.E., and JOHNSON, F. (2005). Dual fibre optical probe measurement of solid volume fraction in a circulating fluidized bed. *Powder Technology*, no. 151, pp. 19-26.
- MOK, S.L.K., MOLODTSOF, Y., LARGE, J.F. and BERGOUGNOU, M.A. (1989), Characterization of dilute and dense phase vertical upflow gas– solid transport based on average concentration and velocity data. *Can. J. Chem. Eng.*, vol. 67, pp. 10–16.
- NAKAMURA, K. and CAPES, C.E. (1973), Vertical pneumatic conveying: a theoretical study of uniform and annular particle flow models, *Can. J. Chem. Eng.*, vol. 51, pp. 39– 46.
- OLAZAR, M., et al. (2001), Effect of operating conditions on solid velocity in the spout, annulus and fountain of spouted beds, *Chem. Eng. Science*, vol. 56, pp. 3585-3594.

- PIANAROSA, D.L., et al. (2000), Voidage and particle velocity profiles in a spout-fluid bed, *Canadian. J. Chem. Engineering.*, vol. 78, pp.132-142.
- RHODES, M. “Transporte Penumático de Partículas”. Trad. L.P. de Carvalho – DEQ-UFRN. Disponível em: <http://www.ufrnet.ufrn.br/~lair/Pagina-OPUNIT/Educ-TransportePneumatico1.htm>. Acessado em 18/11/2006.
- ROPELATO, KAROLLINE. Modelagem 3D e simulação dinâmica do escoamento gás-sólido em reator downer, Universidade de Campinas, 2004. 105p. Dissertação (Mestrado).
- RUNDQVIST R., et al. (2003), *Experiments in Fluids*, vol. 35, pp.572–579.
- SPARROW, E. M. (1980), “Fluid-to-fluid conjugate heat transfer for a vertical pipe”, *ASME Journal of Heat Transfer*, vol. 102, p.402-407.
- SAN JOSÉ, M.J., et al. (2005). Local porosity in conical spouted bed consisting of solids of varying density. *Chemical Engineering Science*, no. 60, 2017-2025.
- SATIJA, S., YOUNG, J.B. and FAN, L.S. (1985), Pressure fluctuations and choking criteria for vertical pneumatic conveying of fine particles, *Powder Technol.*, vol. 43, pp. 257– 271.
- SCHICHTHAERLE, P., and WERTHER, J. (1999). Axial pressure profiles and solids concentration distributions in a CFB bottom zone. *Chemical Engineering Science*, no. 54, pp. 5485-5493.
- SCHWEITZER, J.-M., BAYLE, J., and GAUTHIER, T. (2001). Local gas hold-up measurements in fluidized bed and slurry bubble column. *Chemical Engineering Science*, no. 56, pp.1103-1110.
- SINCLAIR, J.L. and JACKSON, R. (1989). Gas-particle flow in a vertical pipe with particle-particle interactions, *AIChE J.*, vol. 35, pp.1473–1486.
- SOBOCINSKI, D. A ., YOUNG, B.J., and de LASA, H.I. (1995), New fiber optic method for measuring velocities of strands and solid hold-up in gas-solids downflow reactors, *Powder Tecnology*, vol. 83, pp.1-11.
- SOO, S.L., SLAUGHTER and PLUMPE, J.G. (1994), *Particulate science and technology*, vol.12, pp.1-20.

- SOUZA, J.A. (2004), Simulação numérica e otimização termodinâmica de risers de craquemaneto catalítico em leito fluidizado para a máxima produção de combustíveis. Tese de doutorado em Engenharia de Materiais e Processos, Universidade Federal doParaná, Curitiba – PR.
- TAYEBI, D. et al. (1999), Development and application of a new multi-fiber optical probe, *Chemical Engineering Science*, vol. 54, pp. 2213-2122.
- THOBER, CEZAR WAGNER DE ALMEIDA. Fluidodinâmica do leito fluidizado circulante para partículas do grupo B, Universidade de Campinas, 1995. 168p. Tese (Doutorado).
- UEMAKI, O., and TSUJI, T. (1992), Particle velocity and solids circulation rate in a jet-spouted bed, *Canadian. J. Chem. Engineering.*, vol. 70, pp. 925-929.
- VERSTEEG, H. K. and MALALASKERA, W. *An introduction to computational fluid dynamics – The finite volume method*. Longman Group Ltda. Longman, England. 1995.
- WEI, F. et al. (1995), Lateral and axial mixing of the disperse particle in CFB, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, vol. 28, n.5, pp. 506-510.
- WEI, F. and ZHU, J-X (1996), Effect of flow direction on axial solid dispersion in gas-solids cocurrent upflow and downflow systems, *Chem. Engineering J.*, vol. 64, pp. 345-352.
- WEI, F. et al. (1998), Profiles of particle velocity and solids fraction in a high-densit riser, *Powder Tecnology*, vol.100, pp.183-189.
- WEI, F., ZHANG, M., ZHEN, O. and YU, H. (2003),The solid flow structure in a circulating fluidized bed riser/downer of 0.42-m, *Powder Technology*, vol.129, pp. 46– 52.
- WEI, F. and ZHU, J-X. (2006), Effect of flow direction on axial solid dispersion in gas-solids cocurrent upflow and downflow systems. *Chem. Engineering J.*, vol. 64, pp. 345-352.
- WERTHER, J. (1999), Measurement techniques in fluidized beds, *Powder Tecnology*, vol.102, pp.15-36.

- WERTHER, J. and SCHLICHTHAERLE, P. (1999), Axial pressure profiles and solids concentration distributions in the CFB bottom zone. *Chemical Engineering Science*, vol. 54, pp. 5485-5493.
- WHITE, R. B. and A. ZAHKHARI (1999), Internal structures in fluid beds of different scales: a application of electrical capacitance tomography, Proceedings of 1st World Congress on Industrial Process Tomography, pp.39-46, Buston, England, April 14-17.
- WIESENDORF, V. and WERTHER, J. (2000), Capacitance probes for solids volume concentration and velocity measurements in industrial fluidized bed reactors. *Powder Technology*, vol.110, pp. 143-157.
- YAMG, W. C. (1978), A correlation for solid friction factor in vertical pneumatic conveying lines, *AIChE J.*, vol. 24, p. 548.
- YANG, W. C. (1983), Criteria for choking in vertical pneumatic conveying lines. *Powder Technol.*, vol. 35, pp. 143– 150.
- YOUSFI, Y. and GAU, G. (1974), Aerodinamique de l'écoulement vertical de suspensions concentrees gaz -solides. I - Regimes d'ecoulement et stabilite aerodinamique, *Chem. Eng. Sci.*, vol. 29, pp.1939– 1946.
- ZHU, J. and YAN, A. (2004), Scale-up effect of riser reactors (1): axial and radial solids concentration distribution and flow development, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 43, pp. 5810-5819.
- ZHU, J., YAN, A., and Ball, J (2005), Scale-up effect of riser reactors (3) axial and radial solids flux distribution and flow development. *Chemical Engineering Journal*, vol. 109, pp. 97-106.

Apêndice A

Espectros de sinais elétricos e respectivas Distribuições de probabilidade

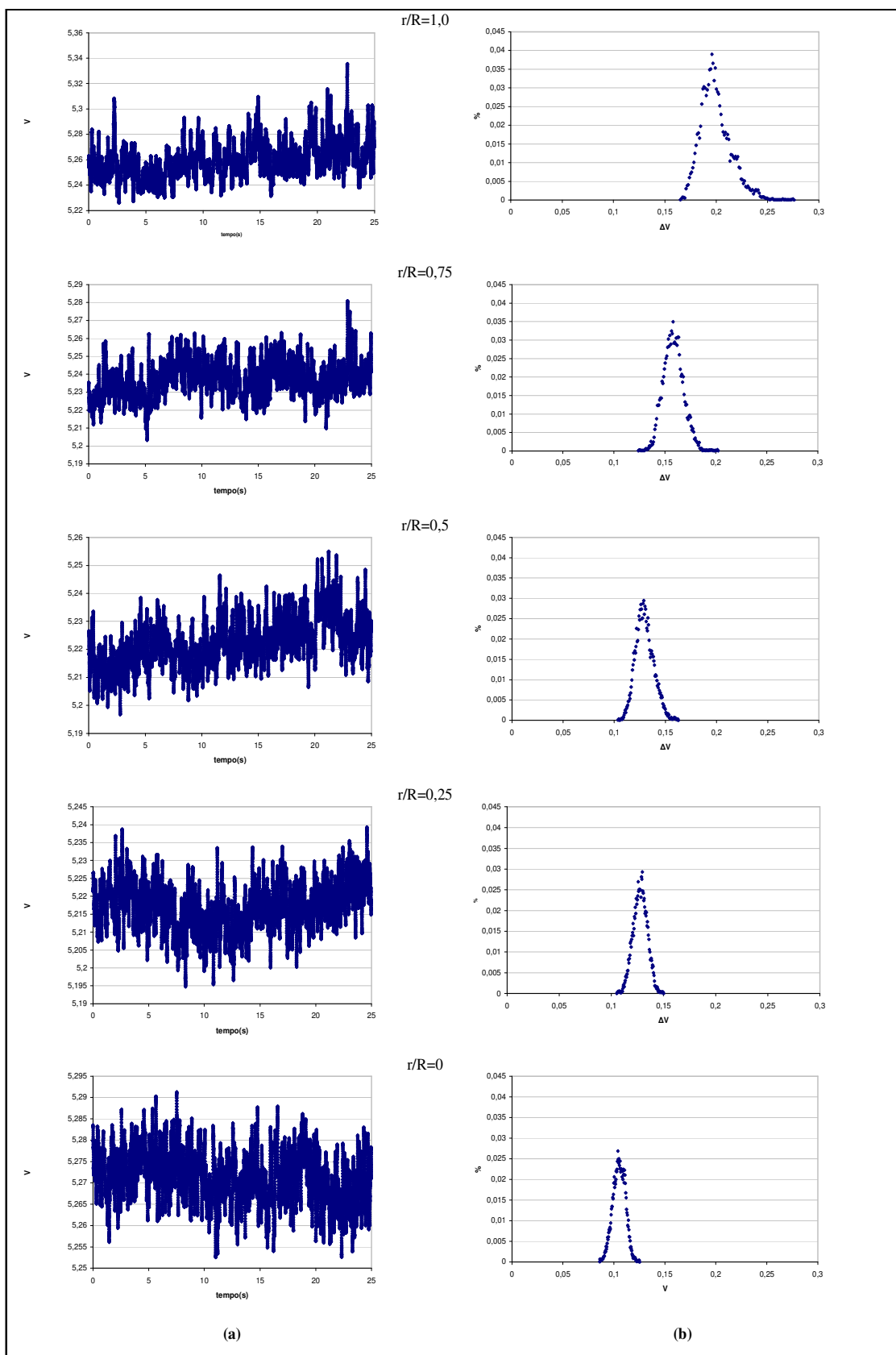


Figura A1: Resultados obtidos em $z/L = 0,103$; $u = 0,53\text{m/s}$; $m_p = 1,097\text{ g/s}$

(a): espectros de sinais; (b): distribuições de probabilidade

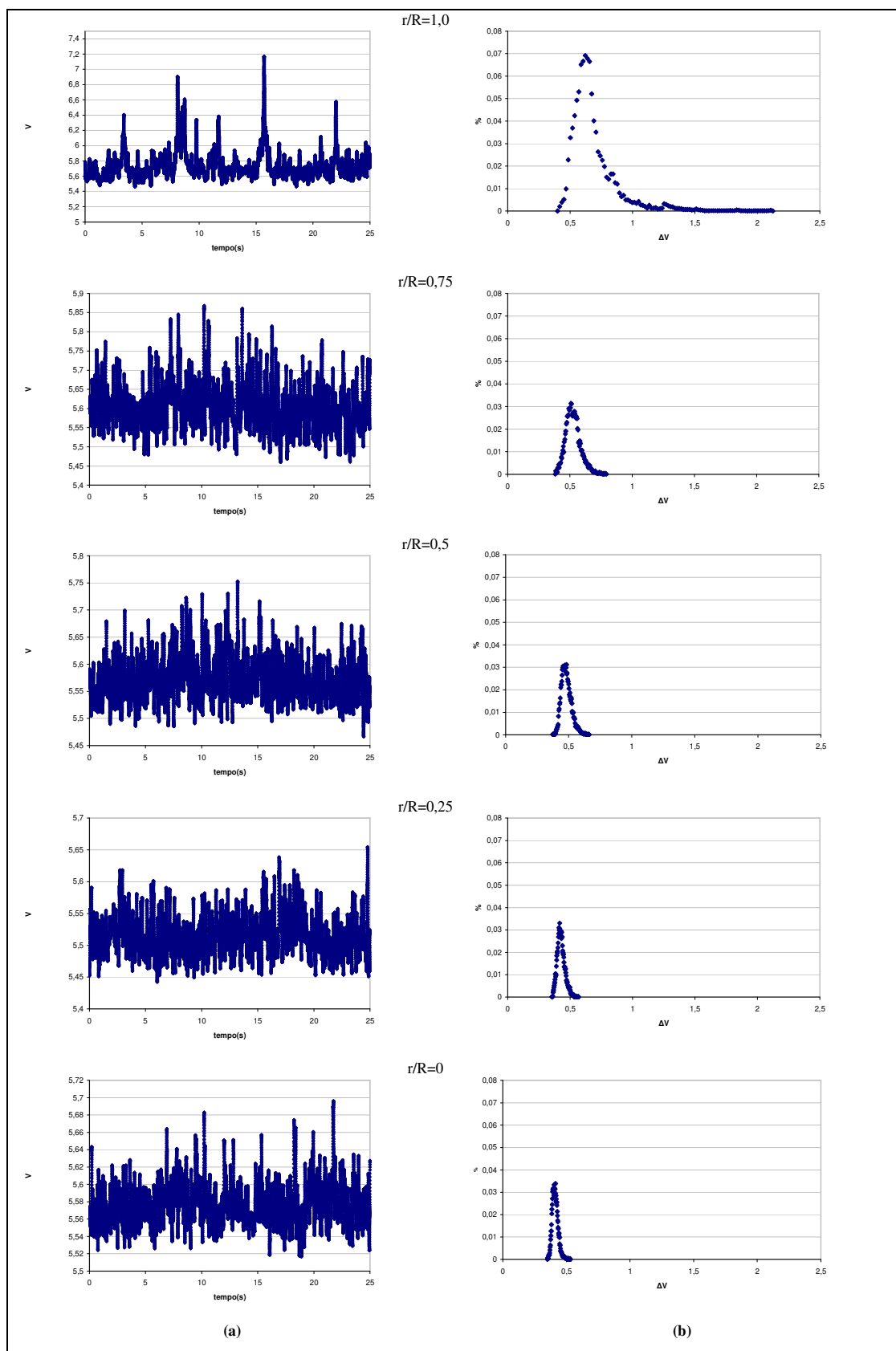


Figura A2: Resultados obtidos em $z/L = 0,103$; $u = 0,53$ m/s; $m_p = 2,492$ g/s

(a) espectros de sinais; (b): distribuições de probabilidade

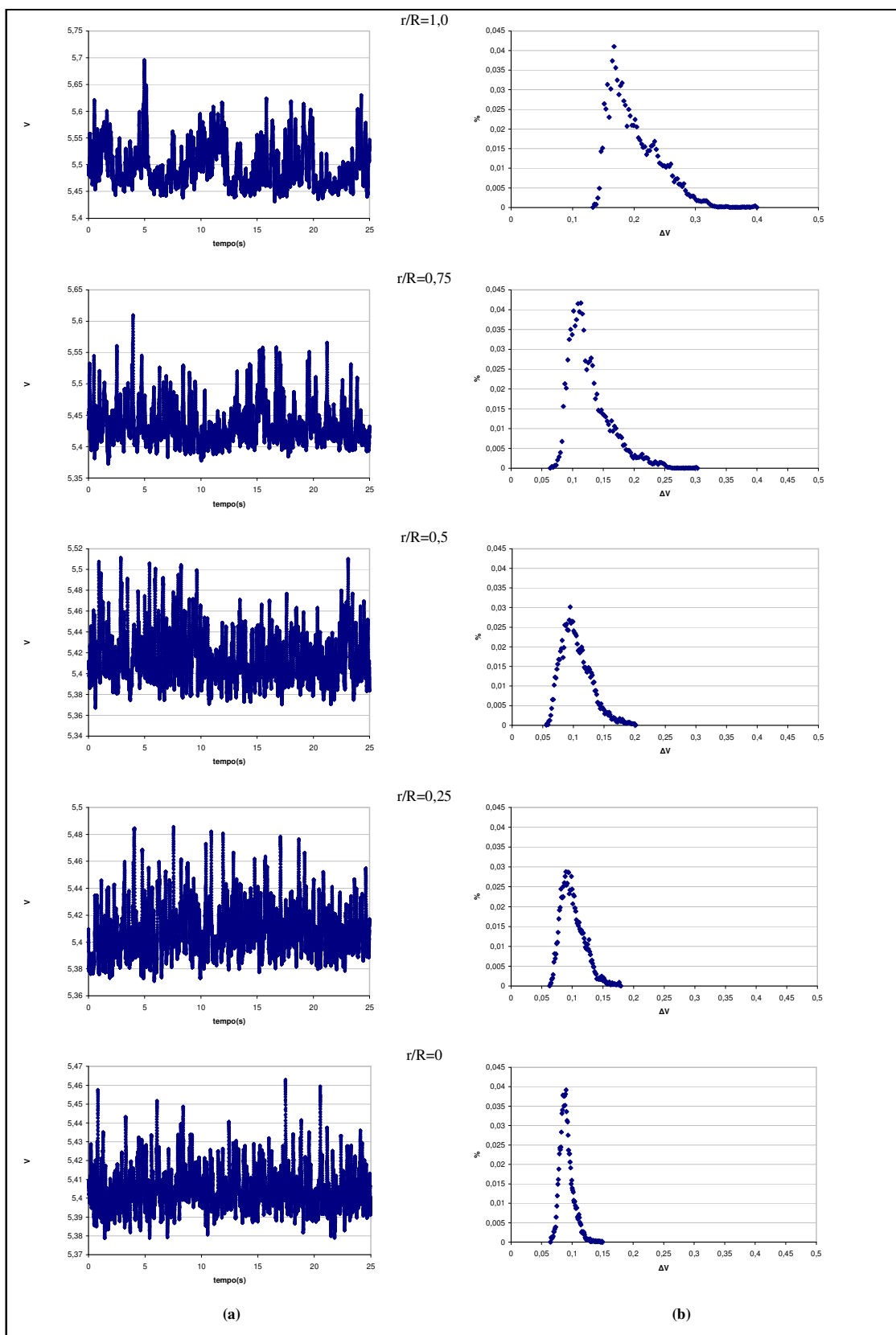


Figura A3: Resultados obtidos em $z/L = 0,103$; $u = 1,05$ m/s; $m_p = 1,097$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

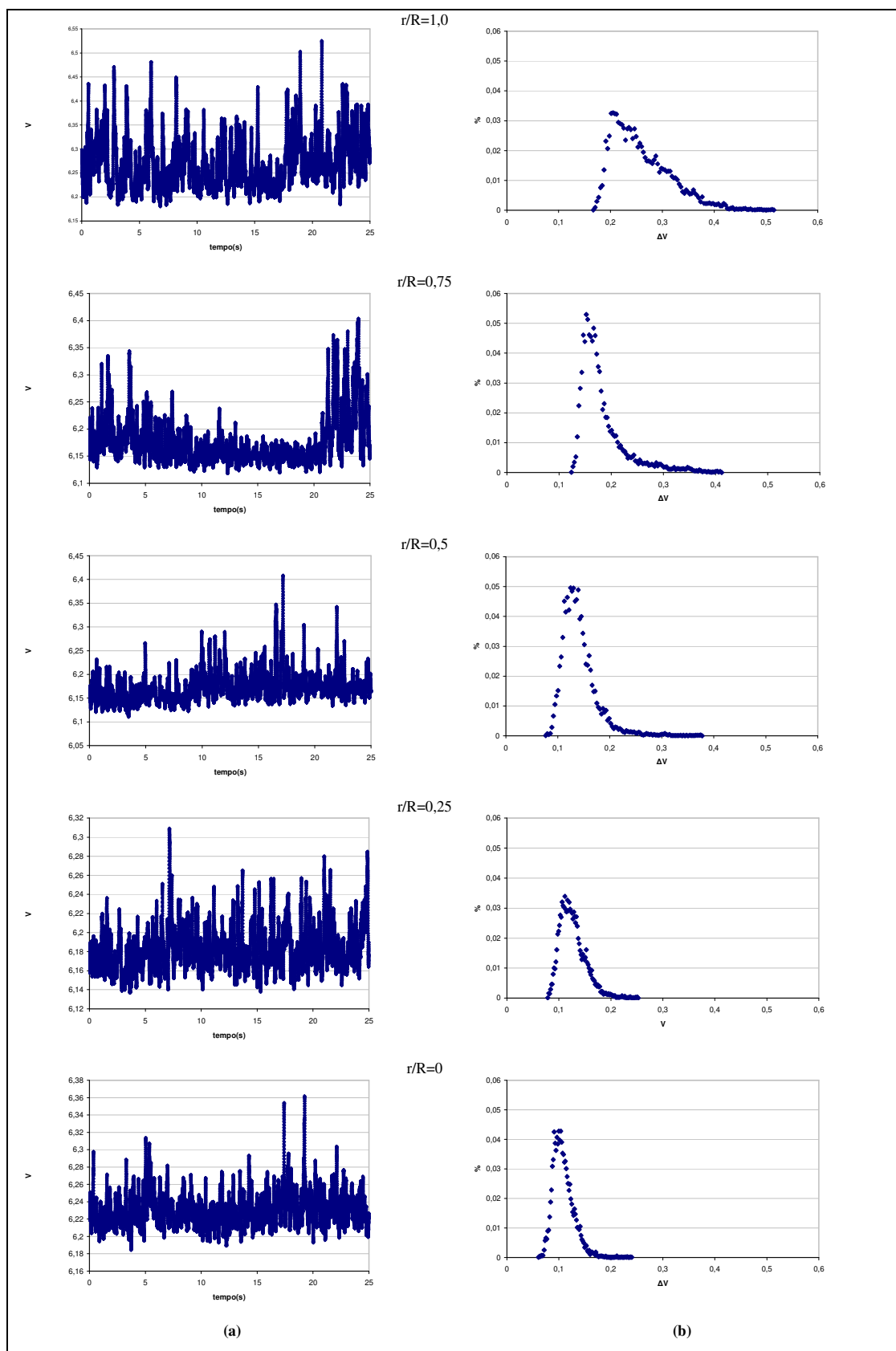


Figura A4: Resultados obtidos em $z/L = 0,103$; $u = 1,05$ m/s; $m_p = 2,492$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

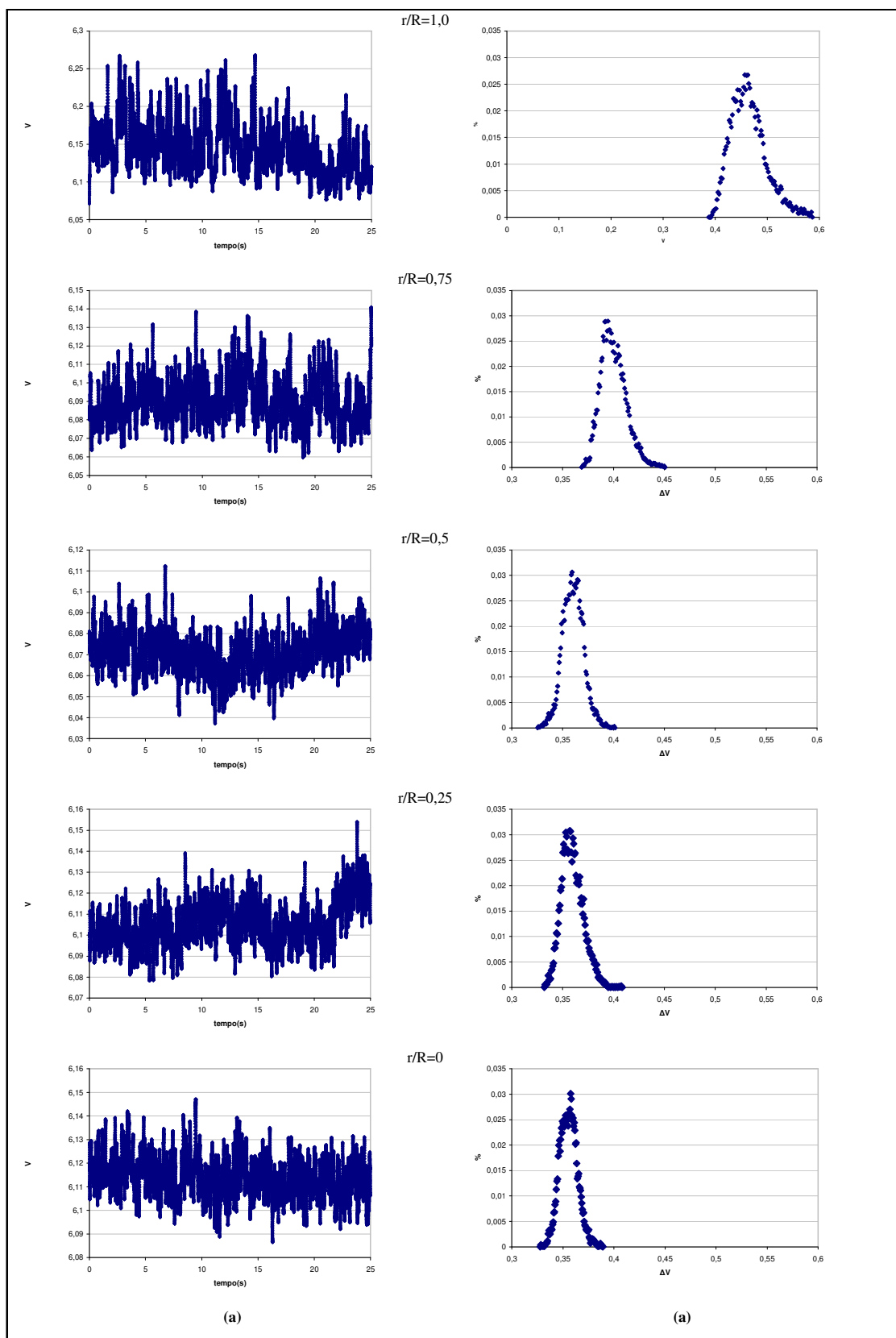


Figura A5: Resultados obtidos em $z/L = 0,326$; $u = 0,53$ m/s; $m_p = 1,097$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

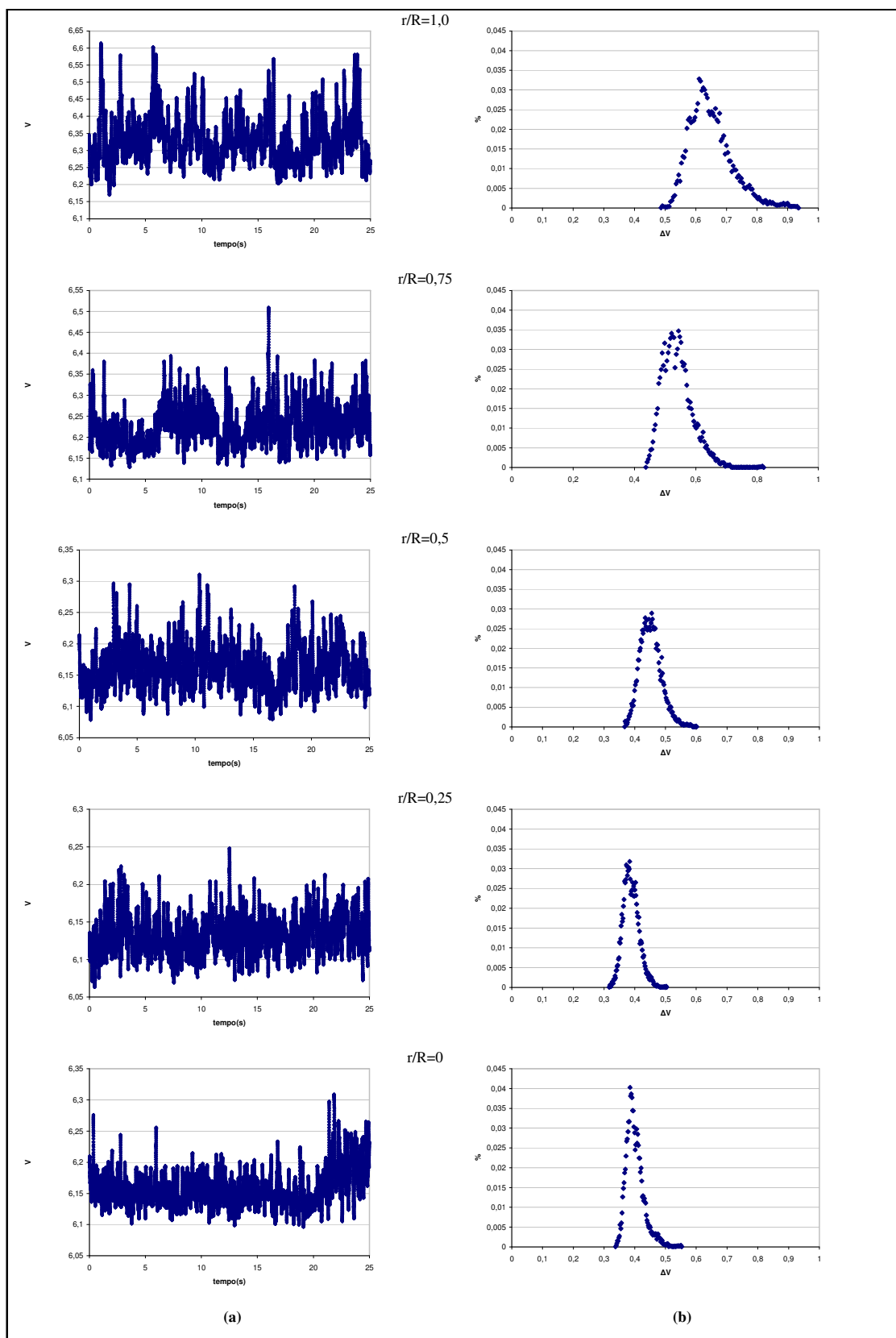


Figura A6: Resultados obtidos em $z/L = 0,326$; $u = 0,53$ m/s; $m_p = 2,492$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

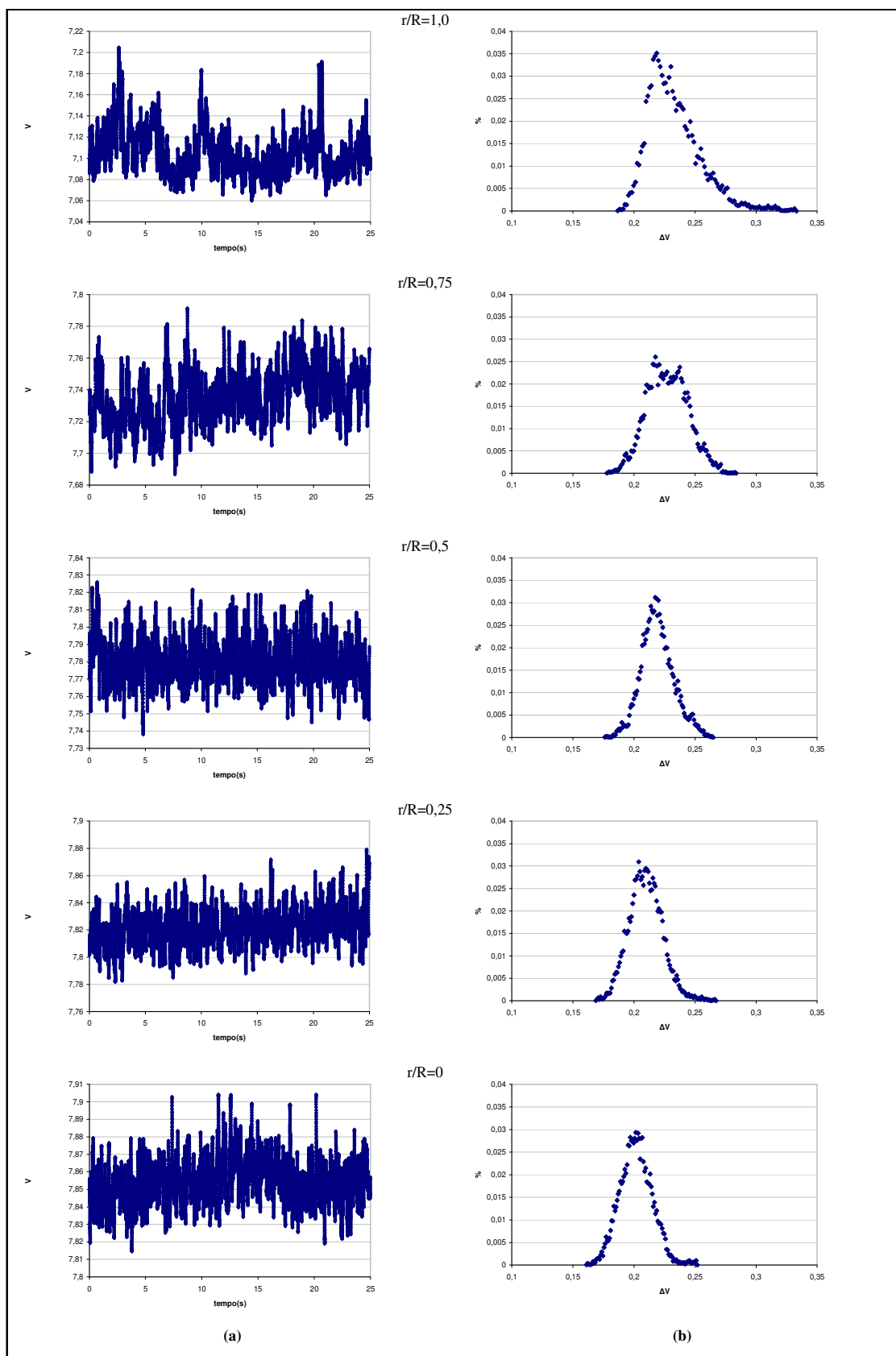


Figura A7: Resultados obtidos em $z/L = 0,326$; $u = 1,05$ m/s; $m_p = 1,097$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

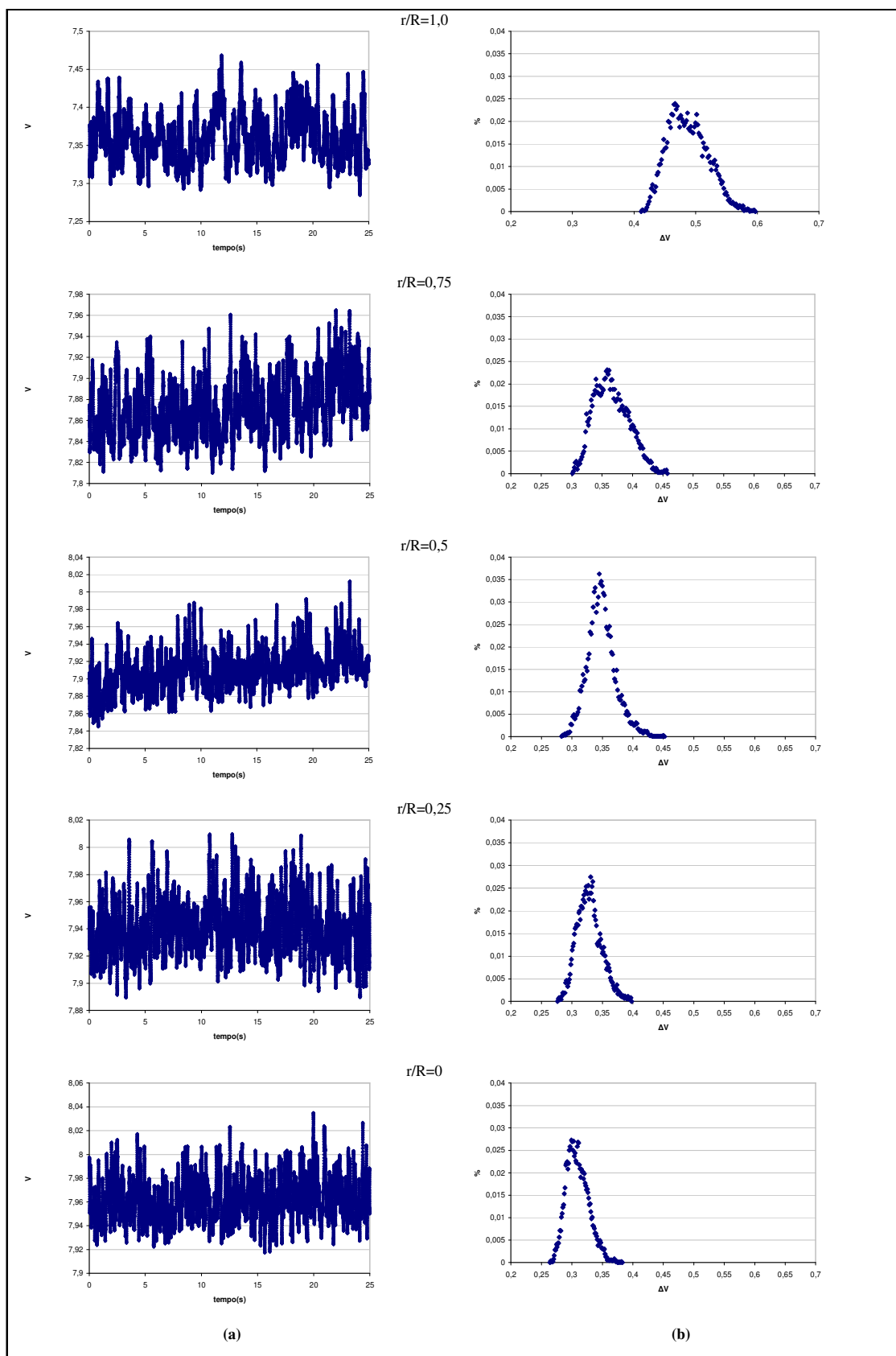


Figura A8: Resultados obtidos em $z/L = 0,326$; $u = 1,05$ m/s; $m_p = 2,492$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

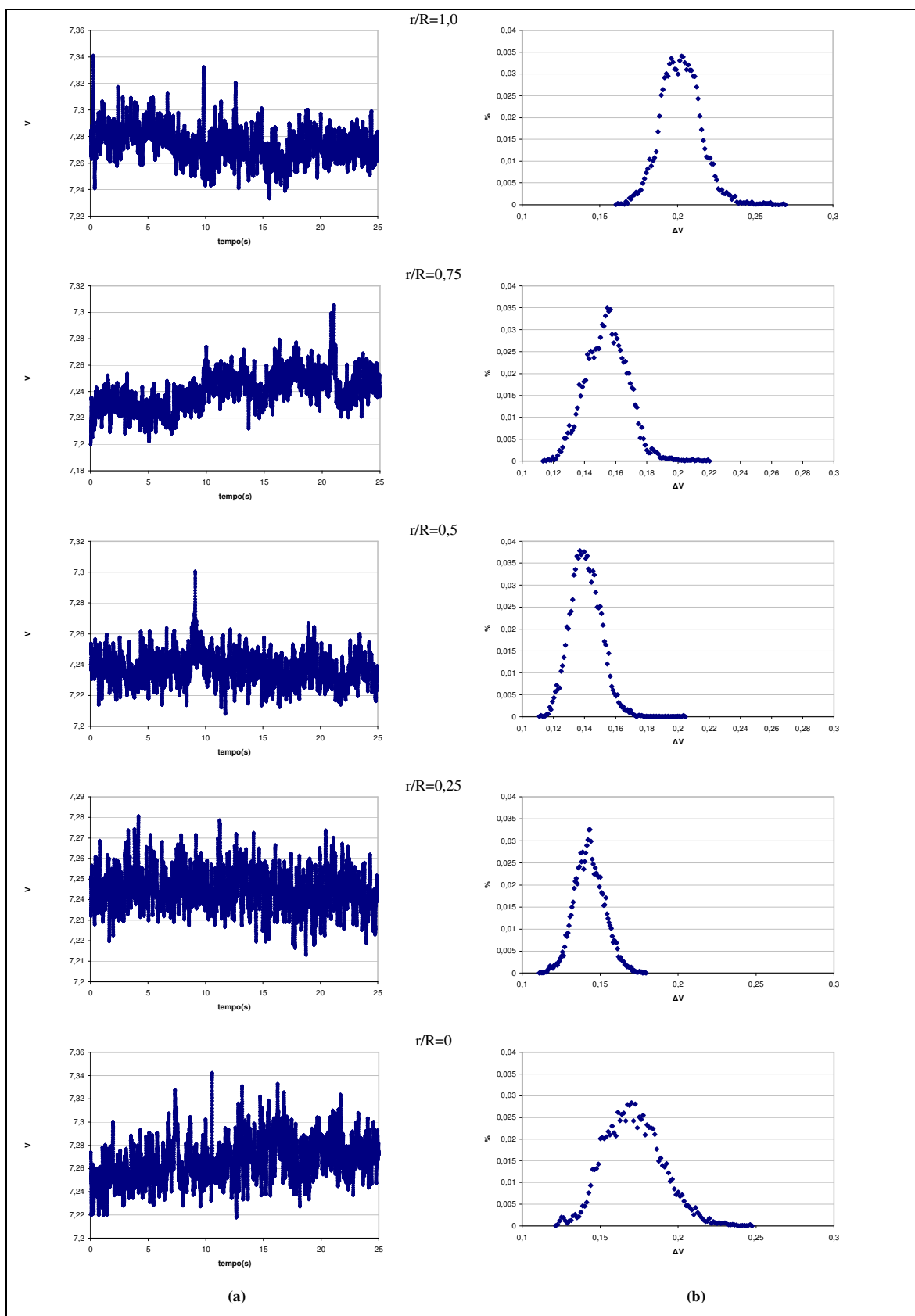


Figura A9: Resultados obtidos em $z/L = 0,550$; $u = 0,53$ m/s; $m_p = 1,097$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

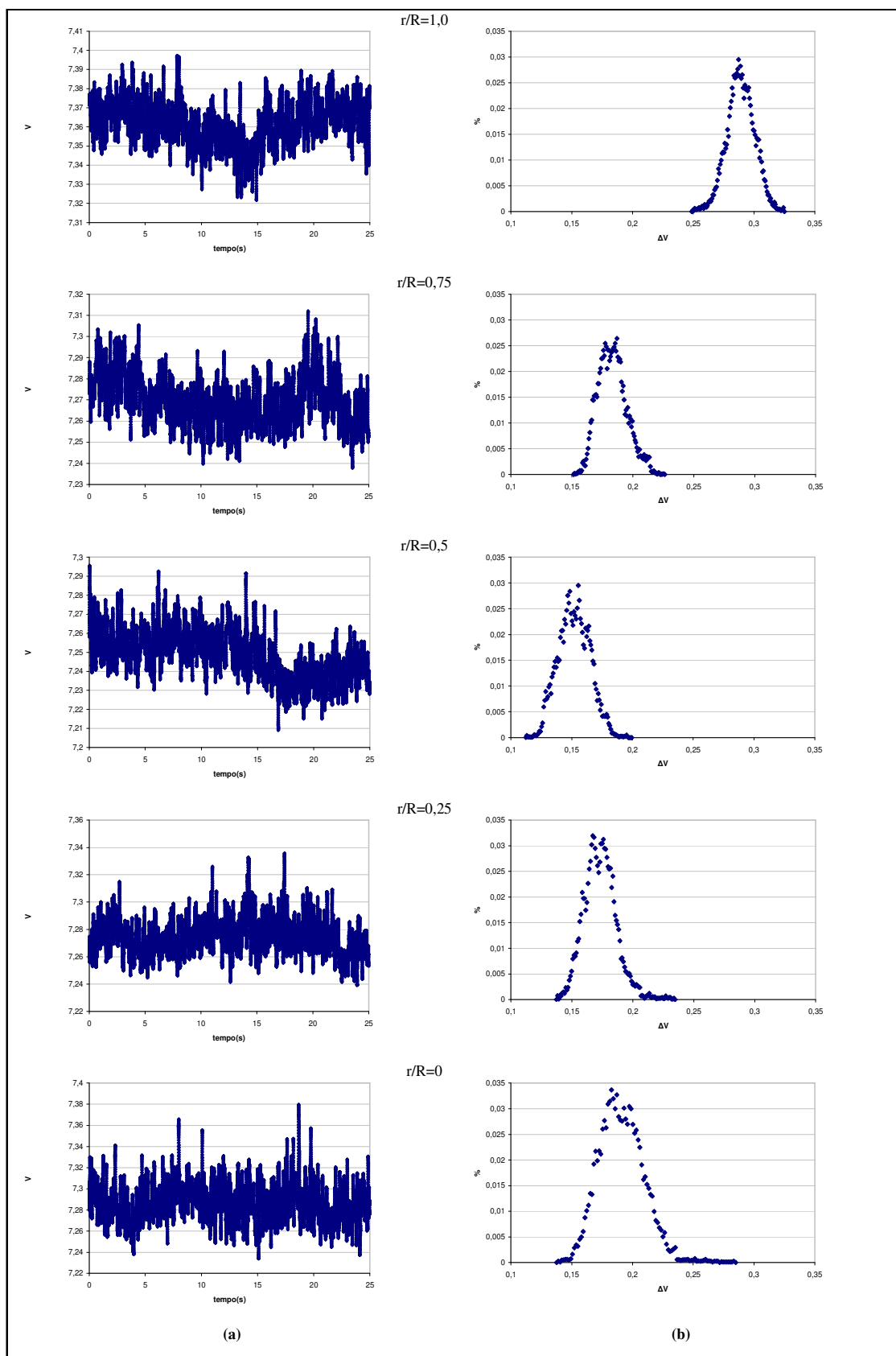


Figura A10: Resultados obtidos em $z/L = 0,550$; $u = 0,53$ m/s; $m_p = 2,492$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

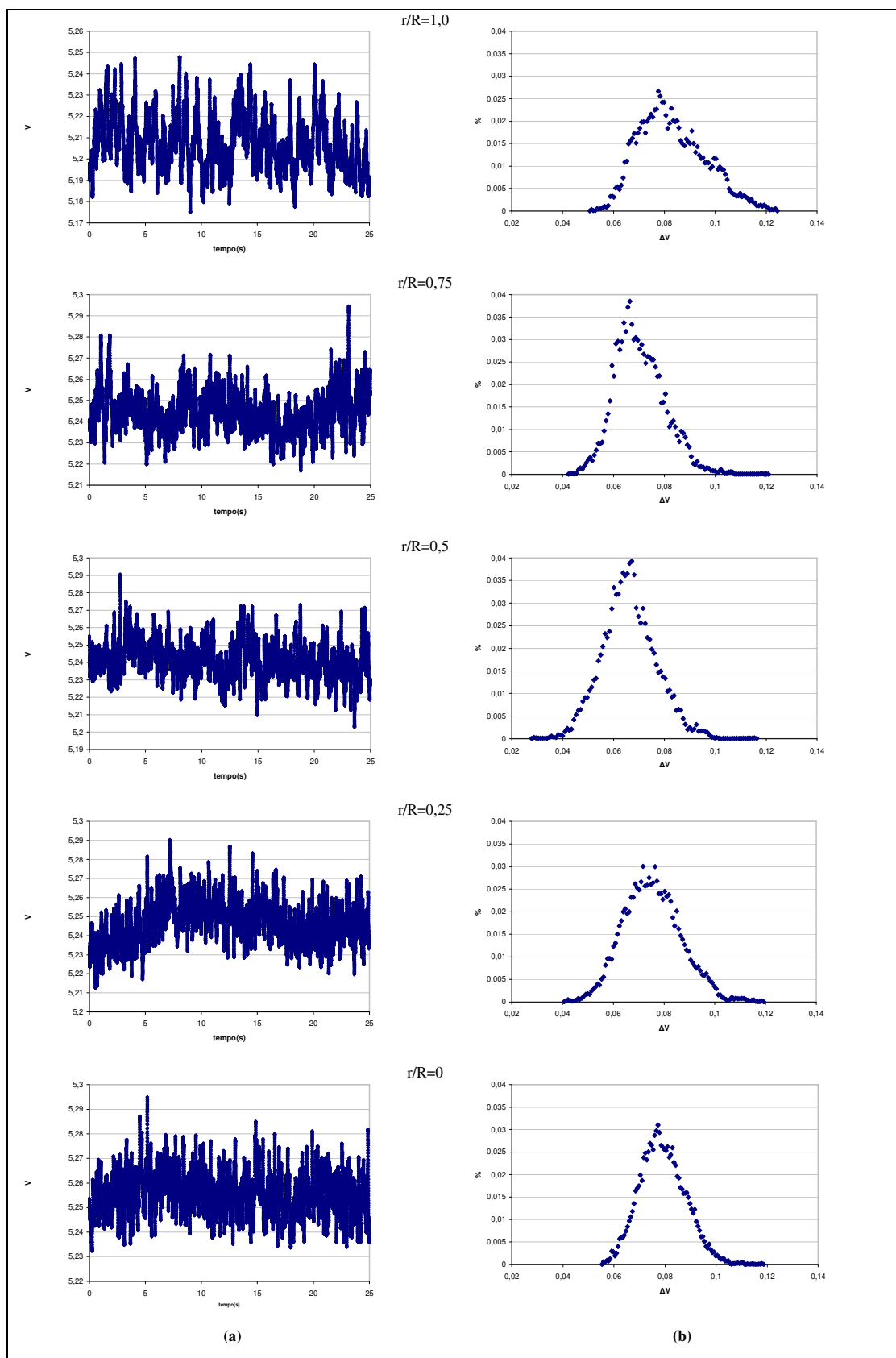


Figura A11: Resultados obtidos em $z/L = 0,550$; $u = 1,05$ m/s; $m_p = 1,097$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

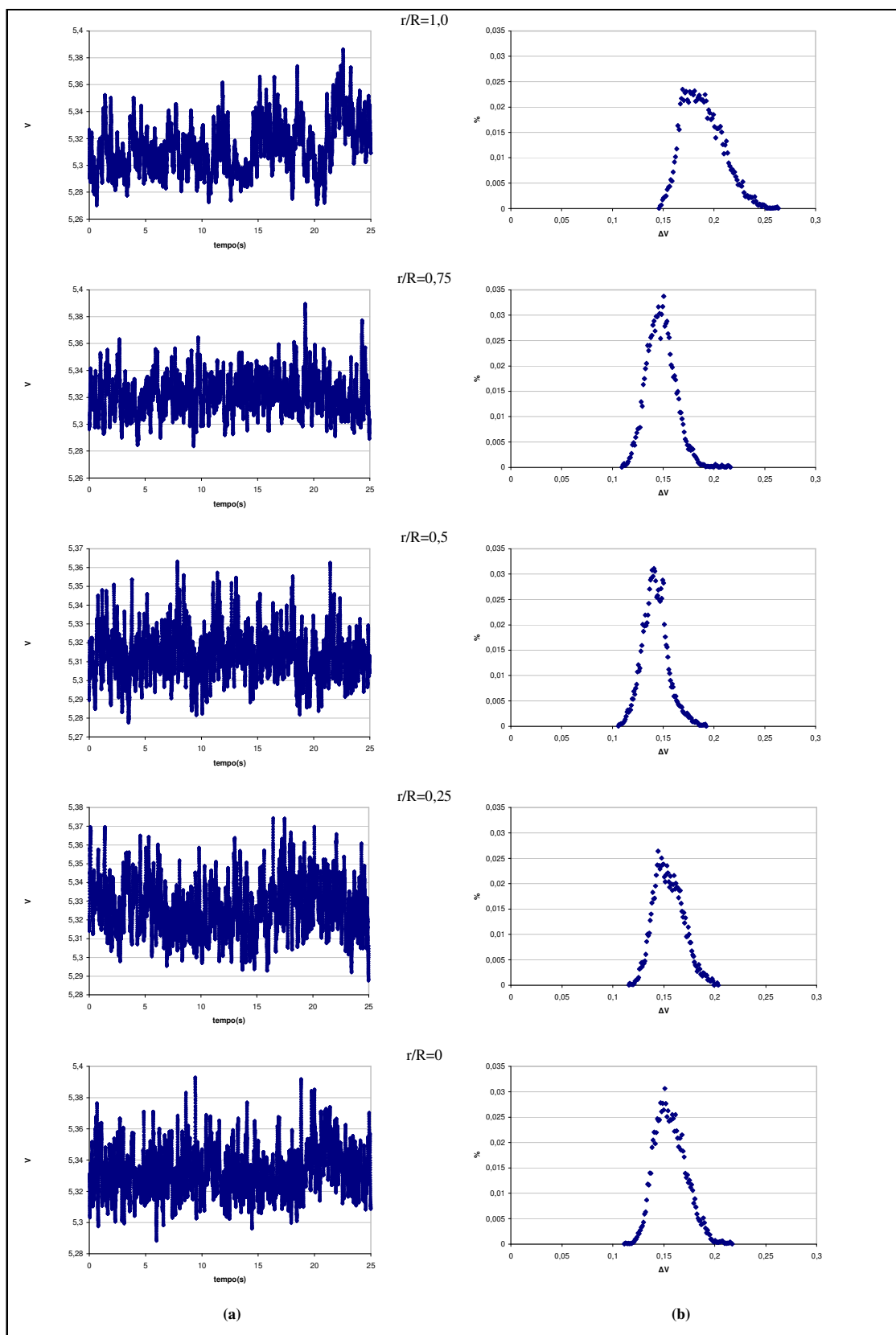


Figura A12: Resultados obtidos em $z/L = 0,550$; $u = 1,05$ m/s; $m_p = 2,492$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

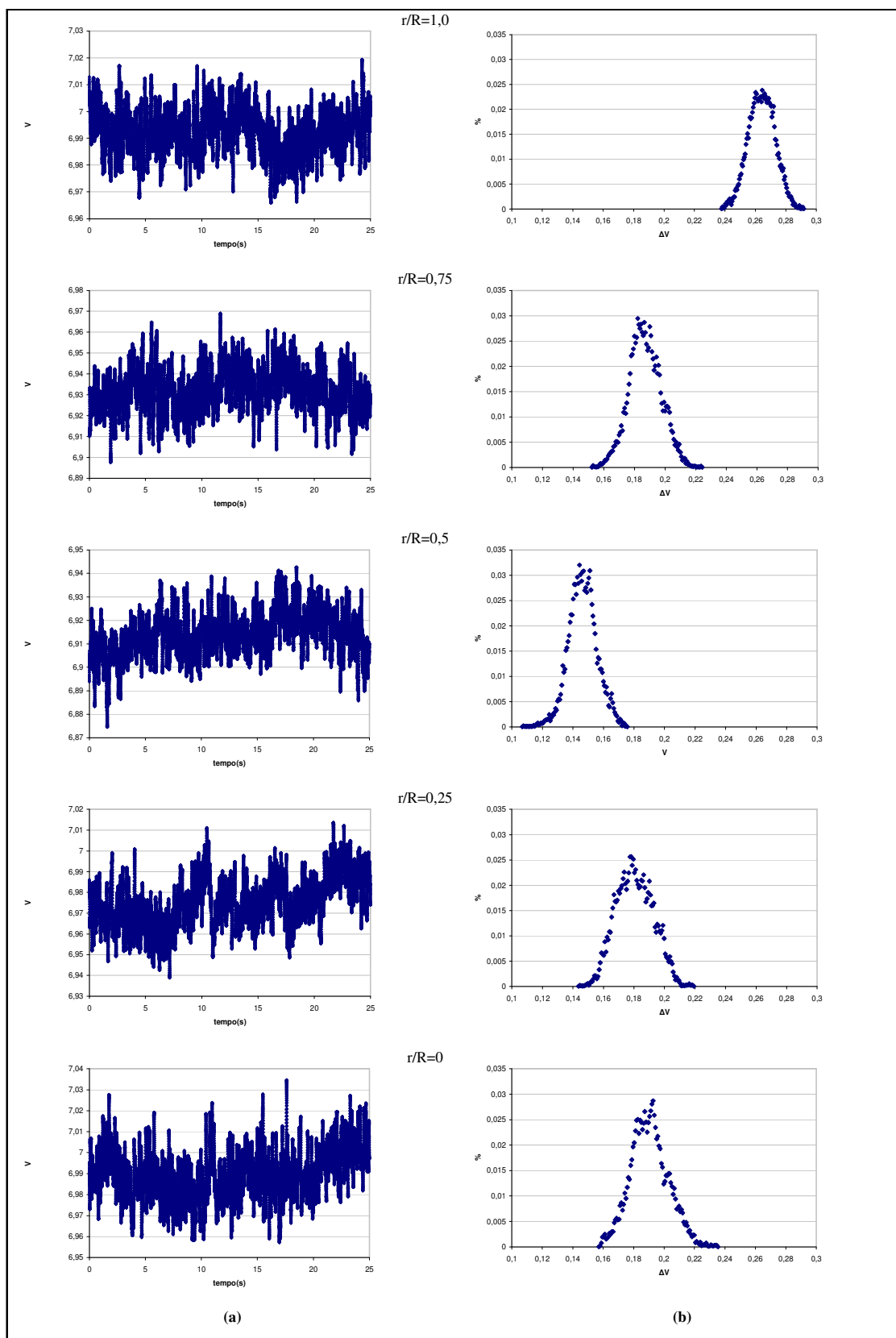


Figura A13: Resultados obtidos em $z/L = 0,773$; $u = 0,53$ m/s; $m_p = 1,097$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

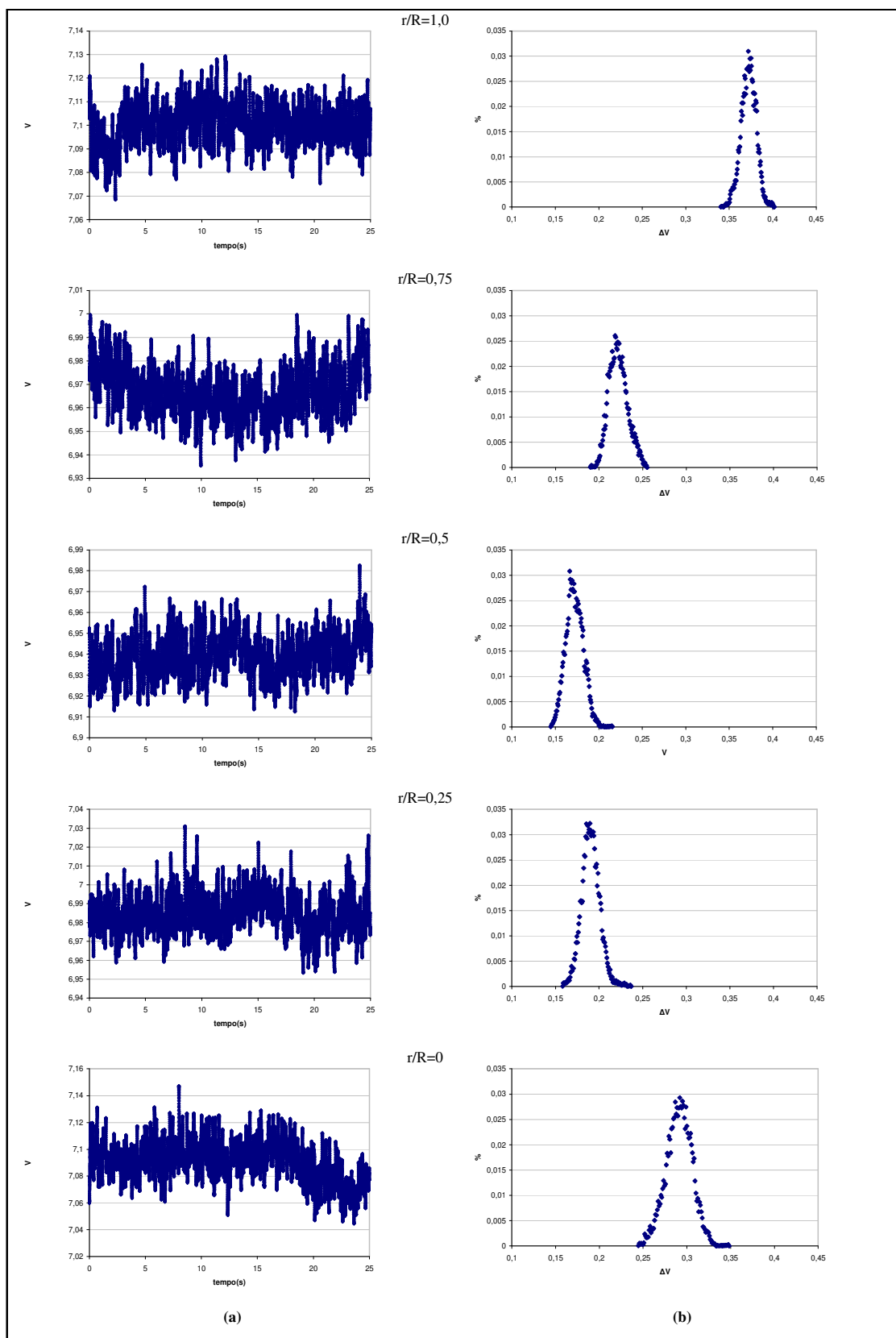


Figura A14: Resultados obtidos em $z/L = 0,773$; $u = 0,53$ m/s; $m_p = 2,492$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

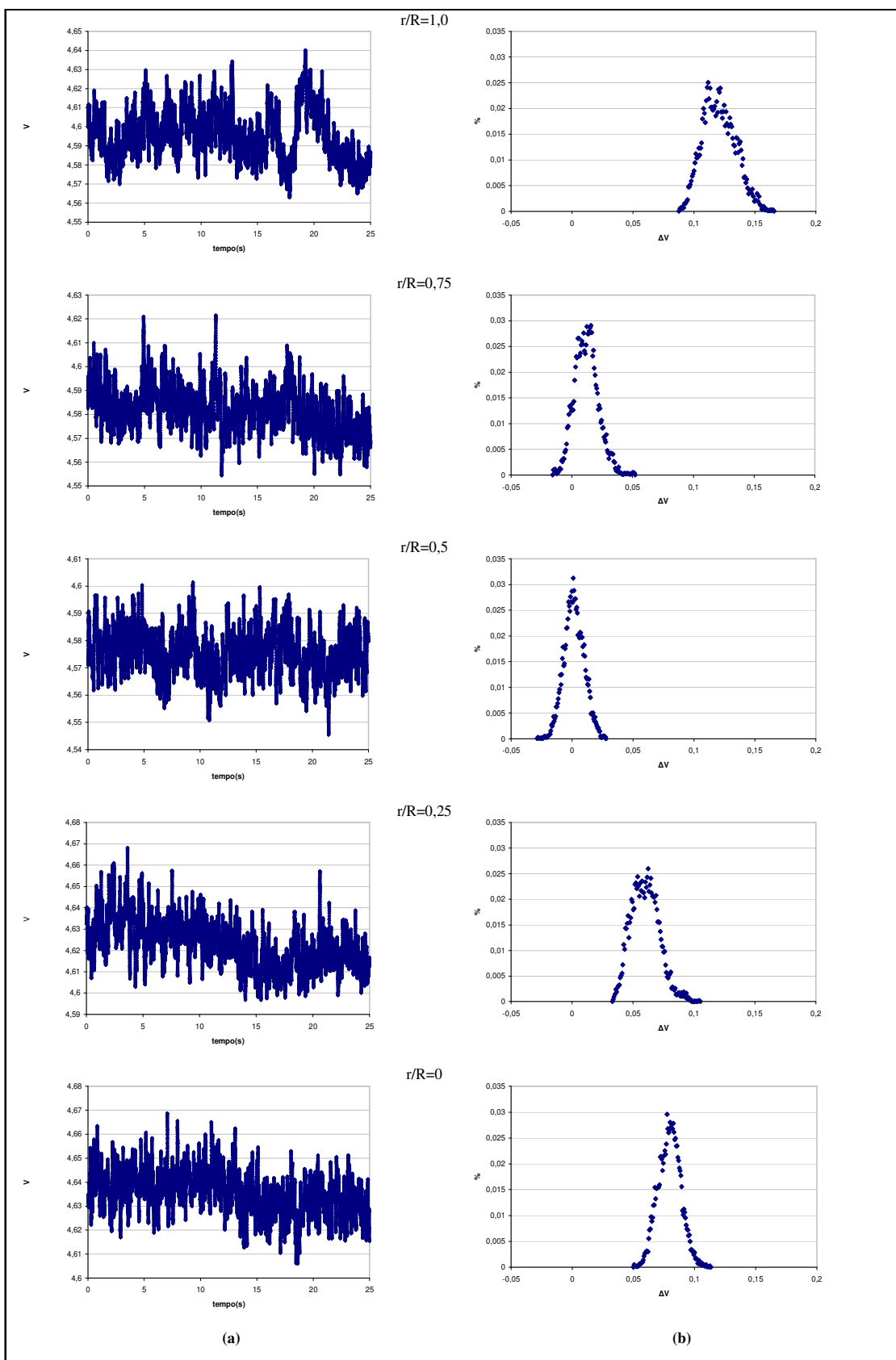


Figura A15: Resultados obtidos em $z/L = 0,773$; $u = 1,05$ m/s; $m_p = 1,097$ g/s

(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade

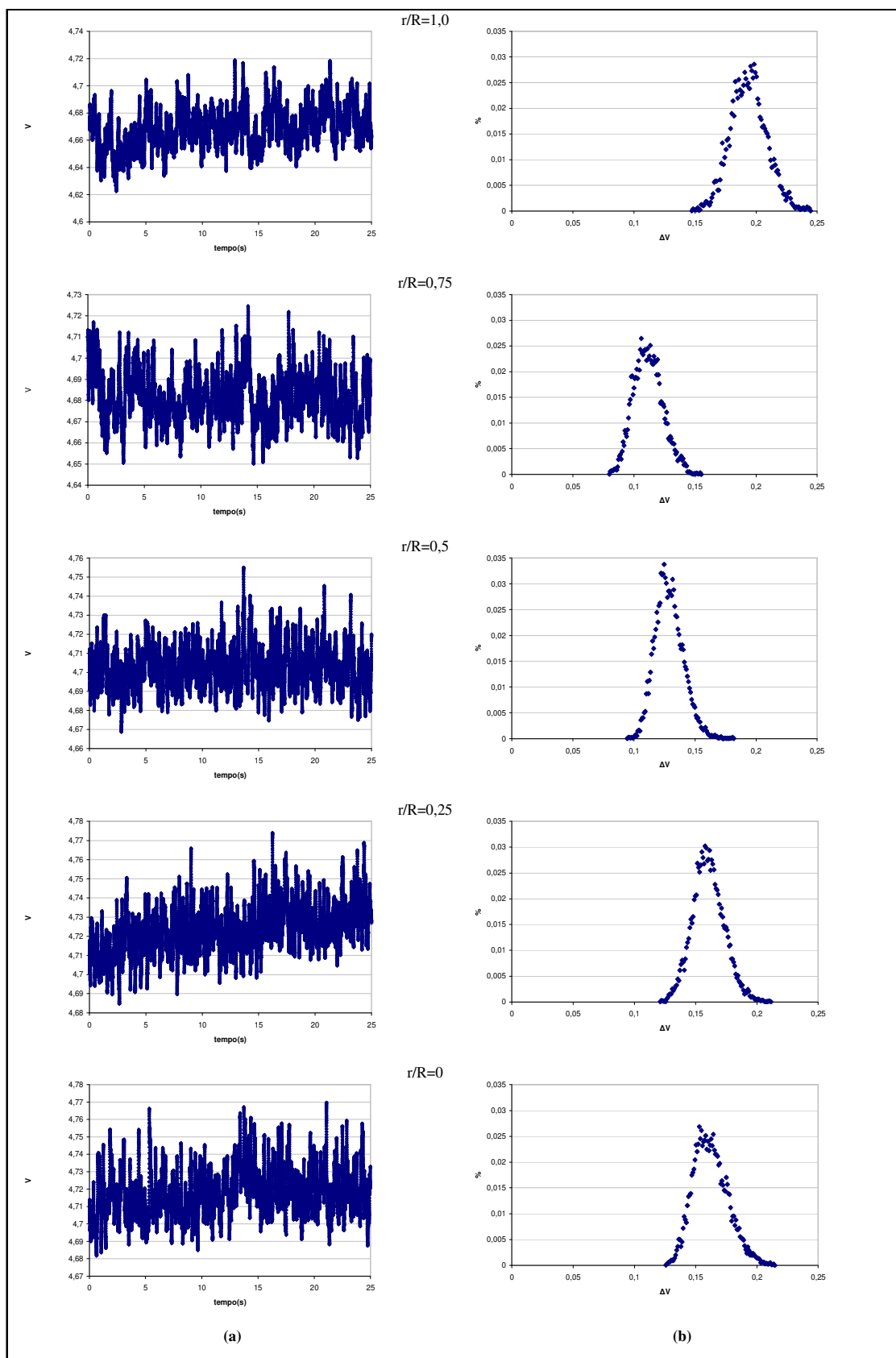


Figura A16: Resultados obtidos em $z/L = 0,773$; $u = 1,05$ m/s; $m_p = 2,492$ g/s
(a): espectros de sinais; (b): distribuição de probabilidade