# UNIVERSIDADE REGIONAL DE BLUMENAU CENTRO DE CIÊNCIAS TECNOLÓGICAS PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA MESTRADO

# ANÁLISE DO ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDO EM DUTOS COM VELOCIMETRIA POR IMAGEM DE PARTÍCULA (PIV) E SIMULAÇÃO NUMÉRICA

MÔNICA CÍRICO BETTO

BLUMENAU – SC, 2010

# Livros Grátis

http://www.livrosgratis.com.br

Milhares de livros grátis para download.

# UNIVERSIDADE REGIONAL DE BLUMENAU CENTRO DE CIÊNCIAS TECNOLÓGICAS PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA MESTRADO

# ANÁLISE DO ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDO EM DUTOS COM VELOCIMETRIA POR IMAGEM DE PARTÍCULA (PIV) E SIMULAÇÃO NUMÉRICA

Orientador: Prof. Dr. Henry França Meier Co-Orientador: Prof. Dr. Edelberto Luiz Reinehr

> Dissertação de Mestrado apresentado ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Regional de Blumenau como parte dos requisitos para a obtenção do título de mestre em Engenharia Química

BLUMENAU - SC, 2010

Betto, Mônica Círico

B565a Análise do escoamento gás-sólido em dutos com velocimetria por imagem de partícula (PIV) e simulação numérica / Mônica Círico Betto. – 2010.
xxiv, 135 f. : il.
Orientador: Henry França Meier.
Dissertação (mestrado) – Universidade Regional de Blumenau,
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.
Bibliografia: f. 130-135.

Dinâmica dos fluídos. 2. Escoamento bifásico. 3. Gás – Escoamento.
 I. Meier, Henry França. II. Universidade Regional de Blumenau.
 III. Título.

### CDD 532

Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida por Mônica Círico Betto e aprovada em 25/02/2010 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

Prof. Dr. Henry França Meier Orientador es the en Prof. D Milton Mori Examinador Externo Dr. Waldir P. Martignoni Examinador Externo Prof. Dr. Laércio Ender Examinador Interno

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química da Universidade Regional de Blumenau defendida por Mônica Círico Betto, no dia 25/02/2010.

Prof. Dr. Henry França Meier Orientador

# DEDICATÓRIA

Dedico essa dissertação aos meus pais, Moacir e Deolinda, aos meus irmãos, Carlos e Daniela, cunhados, Carol, Sabrina e José, sogros, Artur e Lucelha, e amigos, que sempre me apoiaram e principalmente ao meu marido, Giovanni, parceiro de todos os momentos, pela paciência, carinho e atenção ofertados.

#### AGRADECIMENTOS

Esse trabalho só pode ser finalizado devido a ajuda de inúmeras pessoas, entre elas estão os meus agradecimentos:

Ao meu orientador, Prof. Dr. Henry França Meier, pelas discussões, sugestões e incentivos durante todo o trabalho.

Ao meu co-orientador, Prof. Dr. Edelberto Luiz Reinehr, pelas dicas e presença sempre disponível.

Aos professores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, por todos os ensinamentos.

Aos colegas de pesquisa, Rodrigo, Vinicyus, Gabriel, Thiago, Marina, William e Renato, que de alguma forma me ajudaram, cada um a sua maneira e conhecimento, em especial ao Dirceu pela grande ajuda dada as simulações numéricas.

A Kelly Palma e ao Laboratório de Recursos Analíticos e de Calibração da Faculdade de Engenharia Química da UNICAMP pelo serviço de análise granulométrica fornecido.

A minha amiga Priscila, companheira de mestrado, que sempre esteve do meu lado, me ajudando e incentivando.

A todos os colegas e amigos de mestrado da primeira turma, por todo o aprendizado e convívio adquirido.

As amigas, Vanderléia, Aline, Ana e Giane, pelas horas de lazer, conversas, risadas e apoio.

A toda a minha família, marido, pais, irmãos, sogros e cunhados, pelo apoio contínuo e inquestionável.

A FAPESQ, convênio CON16051/2007-2, pelo suporte financeiro que auxiliou na construção da Unidade de Dutos e Ciclones (UE-DC) no Laboratório de Verificação e Validação da Universidade Regional de Blumenau.

Ao MCT/FINEP/CT-PETRO – GENE-PETRO, convênio número 01.08.0115.00, e ao CNPq pela bolsa DTI-3, número do processo 382312/2008-2.

A PETROBRÁS pela bolsa DTI-IE, termo de cooperação 0050.0045549.08.4.

vi

"É melhor tentar e falhar, que preocupar-se e ver a vida passar. É melhor tentar, ainda que em vão, que sentar-se fazendo nada até o final. Eu prefiro na chuva caminhar, que em dias frios em casa me esconder. Prefiro ser feliz, embora louco, que em conformidade viver." <u>Martin Luther King</u>

### ABSTRACT

This dissertation seeked an aggregation of knowledge about the phenomena involved in dilute gas-solid flow in ducts through a microscopic analysis from the technical non-intrusive PIV ("Particle Image Velocimetry"), which examines the flow velocity by image processing of particles. The particulate material used are catalysts derived from a process of fluidized catalytic cracking (FCC) and they are introduced in an experimental unit of ducts and cyclones (EU-DC), in which the ducts are constructed of acrylic, and has two horizontal sections and one vertical. The velocity fields were obtained in three different regions of each duct, ranging in speed from 5.0 to 9.8 m / s and load ratio from 39.0 to 140.0 g/m<sup>3</sup>. The PIV technique obtains two successive shots of the flow sensitized by pulsed laser high power, with a minimum time interval between them for the determination of velocity vectors. The images are recorded by a high resolution camera and with the aid of a mathematical algorithm determines the displacement of particles between two sequential images obtained. The vectors of gas-solid flow velocity obtained by the PIV were compared with numerical results obtained with the CFD techniques, for the inviscid model and the kinetic theory of granular materials model, aiming to validate the gas-solid model. As result, both numerical models showed similar characteristics with physical experiments to the case with lower speed, thus corroborating the model  $EE_1$  for ducts. As for the case with a higher speed the models could not reproduce the experimental flow.

Keywords: Ducts, PIV, two-phase flow, CFD.

#### RESUMO

Esta dissertação buscou uma agregação de conhecimento sobre os fenômenos presentes nos escoamentos gás-sólido diluídos em dutos através de uma análise microscópica a partir da técnica não intrusiva PIV ("Particle Image Velocimetry"), que analisa a velocidade do escoamento por tratamento de imagem de partículas. O material particulado utilizado são catalisadores oriundos de um processo de craqueamento catalítico fluidizado (FCC) e as mesmas são introduzidas em uma unidade experimental de dutos e ciclones (UE-DC), na qual os dutos são construídos em acrílico, possuindo duas seções horizontais e uma vertical. Os campos de velocidade foram obtidos em três diferentes regiões de cada duto, variando a velocidade de 5,0 a 9,8 m/s e razão de carga de 39,0 a 140,0 g/m<sup>3</sup>. A técnica PIV obtém duas fotos sucessivas do escoamento sensibilizado por laser pulsado de alta potência, com um mínimo intervalo de tempo entre elas, para a determinação dos vetores velocidade. As imagens são registradas por uma câmera de alta resolução e com o auxílio de um algoritmo matemático determina-se o deslocamento das partículas entre as duas imagens captadas. De posse dos vetores de velocidade do escoamento gás-sólido obtidos por meio do PIV, os mesmos foram comparados com resultados numéricos obtidos por meio das técnicas de CFD para o modelo invíscido e para o modelo da teoria cinética dos materiais granulares, visando a validação do modelo gás-sólido. Como resultado verificou que ambos os modelos numéricos apresentaram características semelhantes com os experimentos físicos para o estudo de caso com menor velocidade, corroborando assim o modelo EE<sub>1</sub> para dutos. Já para o estudo de caso com maior velocidade os modelos não conseguiram reproduzir o escoamento experimental.

Palavras Chaves: Dutos, PIV, Escoamento Bifásico, CFD.

# SUMÁRIO

ABSTR	ACT	viii
RESUM	10	ix
INDICE	E DE FIGURAS	xii
INDICE	E DE TABELAS	xvii
NOMEN	NCLATURA	xviii
CAPÍTU	JLO 1 – INTRODUÇÃO	1
1.1	MOTIVAÇÃO PELO TEMA	1
1.2	OBJETIVOS	2
1.2.1	Objetivo Geral	2
1.2.2	Objetivos Específicos	2
1.3	ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO	3
CAPÍTU	JLO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	4
2.1	ESTADO DA ARTE	4
2.2	PROCESSO DE FCC E CATALISADORES	9
2.3	CLASSIFICAÇÃO DOS SÓLIDOS SEGUNDO GELDART	12
2.4	PRINCÍPIOS FLUIDODINÂMICOS	13
2.5	FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL – CFD	14
2.6	TÉCNICA EXPERIMENTAL PIV – "PARTICLE IMAGE VELOCIMETR	XY"15
2.6.1	Princípio de Funcionamento	16
2.6.2	Partículas	
2.6.3	Equipamentos	19
CAPÍTU	JLO 3 - MATERIAIS E MÉTODOS	
3.1	ATIVIDADES DE EXPERIMENTAÇÃO FÍSICA	22
3.1.1	Unidade Experimental de Dutos e Ciclones, UE-DC	22
3.1.2	Metodologia PIV	
3.1.3	Análise Granulométrica	
3.1.4	Determinação da Massa Específica	
3.1.5	Experimentação Física	40
3.1.6	Metodologia Experimental	40
3.2	ATIVIDADES DE EXPERIMENTAÇÃO NUMÉRICA	

3.2.1	Modelagem Matemática e Equações de Conservação para o Escoamento Gás-
Sólido	42
3.2.2	Equações Constitutivas
3.2.3	Códigos de CFD53
CAPÍTUL	O 4 - RESULTADOS E DISCUSSÕES
4.1 ANÁ	LISE EXPERIMENTAL DA DISTRIBUIÇÃO DOS SÓLIDOS APÓS
ALIMENT	AÇÃO VENTURI
4.2 ANÁI	LISE EXPERIMENTAL DOS EFEITOS DE MUDANÇA DE DIREÇÃO DO
ESCOAM	ENTO
4.2.1 Horiz	contal para Vertical
4.2.2 Verti	cal para Horizontal
4.3 ANÁ	LISE DA DEPENDÊNCIA DA SOLUÇÃO NUMÉRICA COM A
CONCEN	ΓRAÇÃO DA MALHA
4.4 VERIF	ICAÇÃO E VALIDAÇÃO DO MODELO MATEMÁTICO EE <sub>1</sub> PARA DUTOS81

### **INDICE DE FIGURAS**

Figura 2.1: Esquema de uma unidade de FCC (Fonte: ERTHAL, 2003)10
Figura 2.2: Classificação dos sólidos de Geldart (Fonte: MARINI, 2008)12
Figura 2.3: Desenvolvimento do perfil de velocidade e a variação da pressão na região de
entrada do escoamento em um tubo (Fonte: WHITE, 2003)14
Figura 2.4: Esquema de montagem experimental do PIV (Fonte: LA VISION INC.)17
Figura 3.1: Desenho esquemático da UE-DC23
Figura 3.2: Tubo de Pitot, transmissor de pressão e PT100
Figura 3.3: Reservatório e alimentador de sólidos
Figura 3.4: Tubo Venturi (vista superior)
Figura 3.5: Ciclone híbrido e coletor de sólidos
Figura 3.6: Filtro mangas
Figura 3.7: Painel elétrico e computador para aquisição de dados
Figura 3.8: Estrutura física da UE-DC
Figura 3.9: Equipamento utilizado para as medições microscópicas (PIV) na UE-DC31
Figura 3.10: Interface gráfica do sistema de aquisição de dados e controle da UE-DC
Figura 3.11: Subtração de um fundo móvel no pré-processamento das imagens: (a) imagem
inicial, (b) imagem tratada
Figura 3.12: Intensidade de normalização das partículas no pré-processamento das imagens:
(a) imagem inicial, (b) imagem tratada
Figura 3.13: Análise granulométrica do catalisador de FCC (Fonte: LABORATÓRIO DE
RECURSOS ANALÍTICOS E DE CALIBRAÇÃO, UNICAMP)
Figura 3.14: Unidade experimental de dutos e respectivas regiões de estudo
Figura 4.1: Dupla de imagem digital obtida na região central do duto da seção horizontal 1
para os tempos (t) e (t + $\Delta$ t)60
Figura 4.2: Campo de velocidade, instantânea e média, do escoamento na seção horizontal 1.61
Figura 4.3: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo
de caso 1 ( $\overline{v_g}$ = 5,0 m/s e RC = 39,0 g/m <sup>3</sup> ), obtido com o PIV62
Figura 4.4: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo
de caso 2 ( $\overline{v_g}$ = 7,5 m/s e RC = 74,0 g/m <sup>3</sup> ), obtido com o PIV62

Figura 4.5: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo de caso 3 ( $\overline{v_g}$  = 9,8 m/s e RC = 122,0 g/m<sup>3</sup>), obtido com o PIV......63 Figura 4.6: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo Figura 4.7: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo Figura 4.8: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo Figura 4.9: Dupla de imagem digital obtida na região central do duto da seção vertical para os Figura 4.10: Campo de velocidade, instantânea e média, do escoamento na seção vertical....67 Figura 4.11: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de Figura 4.12: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de Figura 4.13: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de Figura 4.14: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de Figura 4.15: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de caso 5 ( $\overline{v_g}$  = 7,5 m/s e RC = 96,0 g/m<sup>3</sup>), obtido com o PIV......70 Figura 4.16: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de Figura 4.17: Dupla de imagem digital obtida na região central do duto da seção horizontal 2 Figura 4.18: Campo de velocidade, instantânea e média, do escoamento na seção horizontal 2.73 Figura 4.19: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o

estudo de caso 1 ( $\overline{V_g}$  = 5,0 m/s e RC = 39,0 g/m3), obtido com o PIV......74

Figura 4.20: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o
estudo de caso 2 ( $\overline{V_g}$ = 7,5 m/s e RC = 74,0 g/m3), obtido com o PIV
Figura 4.21: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o
estudo de caso 3 ( $V_g = 9.8 \text{ m/s} \in \text{RC} = 122.0 \text{ g/m3}$ ) obtido com o PIV 75
Figura 4 22: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o
estudo de caso 4 ( $v_g = 5,0$ m/s e RC = 48,0 g/m3), obtido com o PIV
Figura 4.23: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o
estudo de caso 5 ( $\overline{V_g}$ = 7,5 m/s e RC = 96,0 g/m3), obtido com o PIV
Figura 4.24: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o
$\frac{-}{\sqrt{V_{g}}} = 0.0 \text{ m/s} = \mathbf{DC} = 140.0 \text{ s/m}^{2} = 140.0 \text{ s/m}^{2} = \mathbf{DU}$
estudo de caso 6 ( $\circ = 9,8$ m/s e RC = 140,0 g/m3), obtido com o P1V
Figura 4.25: Concentração de elementos para a maina 1 (282./11 elementos): (a) seção
lateral, (b) seçao transversal.
Figura 4.26: Concentração de elementos para a malha 2 (165.726 elementos): (a) seção
lateral, (b) seção transversal
Figura 4.27: Concentração de elementos para a malha 3 (103.488 elementos): (a) seção
lateral, (b) seção transversal
Figura 4.28: Dinâmica da perda de carga total na unidade de dutos para as malhas 1, 2 e 379
Figura 4.29: Perda de carga final para as malhas 1, 2 e 3
Figura 4.30: Perfil do acúmulo de sólidos na unidade de dutos para as malhas 1, 2 e 380
Figura 4.31: Acúmulo de sólidos final para as malhas 1, 2 e 3
Figura 4.32: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e
B3) e invíscido da fase sólida e da fase gás, para o caso 1 ( $\sqrt[v]{v_g} = 5,0$ m/s e RC = 39,0 g/m3) na
$1^{\circ}$ região da seção vertical e L/D = 1,8
Figura 4.33: Perfis de fração volumétrica numérica da fase sólida para o caso 1 ( $\overline{v_g}$ = 5,0 m/s
e RC = 39,0 g/m <sup>3</sup> ) na 1° região da seção vertical para $L/D = 1,8$
Figura 4.34: "Zoom" da Figura 4.33 na região da fração volumétrica de -1 x 10-7 a 2 x 10-6.84
Figura 4.35: Perfis radiais da velocidade axial experimental, numérico invíscido e viscoso
KTGF (B1, B2 e B3) da fase sólida para o caso 1 ( $\overline{V_g}$ = 5,0 m/s e RC = 39,0 g/m3) na 2°
região da seção vertical e L/D = 5,8

Figura 4.36: Perfis radiais da velocidade axial experimental, numérico invíscido e viscoso KTGF (B1, B2 e B3) da fase sólida para o caso 1 ( $\overline{v_g}$  = 5,0 m/s e RC = 39,0 g/m<sup>3</sup>) na 3° Figura 4.37: Perfis de fração volumétrica numérica da fase sólida para o caso 1 ( $V_g = 5,0$  m/s Figura 4.38: "Zoom" da Figura 4.37 na região da fração volumétrica de -1 x 10-5 a 4 x 10-5.87 Figura 4.39: Perfis de fração volumétrica numérica da fase sólida para o caso 1 ( $\overline{v_{\sigma}} = 5,0$  m/s Figura 4.40: "Zoom" da Figura 4.39 na região da fração volumétrica de -1 x 10-5 a 4 x 10-5.88 Figura 4.41: Mapa de cores da velocidade axial da fase sólida para a 1° região do duto vertical Figura 4.42: Mapa de cores da velocidade axial da fase sólida para a 2° região do duto vertical para o caso 1: (a) experimental, (b) invíscido, (c) viscoso KTGF-B1......90 Figura 4.43: Mapa de cores da velocidade axial da fase sólida para a 3° região do duto vertical para o caso 1: (a) experimental, (b) invíscido, (c) viscoso KTGF-B1......91 Figura 4.44: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) e invíscido da fase sólida e gás, para o caso 6 ( $V_g = 9.8$  m/s e RC = 140,0 g/m3) na 1° região da seção vertical e L/D = 1,8.....92 Figura 4.45: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) e invíscido da fase sólida e gás, para o caso 6 ( $V_g = 9.8$  m/s e RC = 140.0 g/m3) na 2°

Figura 4.47: Perfis radiais da velocidade axial experimental, numérico invíscido e viscoso

### **INDICE DE TABELAS**

Tabela 3.1: Esquema básico de sistema de aquisição de dados macroscópicos e con	trole da
UE-DC	
Tabela 3.2: Propriedades físicas do gás e do sólido	
Tabela 3.3: Estudos de caso	40
Tabela 3.4: Constantes do modelo $k$ - $\varepsilon$ (MEIER, 1998)	
Tabela 3.5: Concentrações das malhas analisadas	55
Tabela 3.6: Condições de contorno da simulação para a concentração da malha	56
Tabela 3.7: Condições numéricas da simulação para a concentração da malha	56
Tabela 3.8: Coeficientes de restituição	57
Tabela 3.9: Simulações numéricas	57
Tabela 3.10: Condições de contorno da simulação para os estudos de validação	58
Tabela 3.11: Condições numéricas da simulação para os estudos de validação	58
Tabela 4.1: Posições axiais de medição na seção horizontal 1	59
Tabela 4.2: Posições axiais de medição na seção vertical	65
Tabela 4.3: Posições axiais de medição na seção horizontal 2	71
Tabela 4.4: Posições axiais de medição na seção vertical	
Tabela 4.5: Posições axiais de medição na seção horizontal 2	94

### NOMENCLATURA

# Letras Latinas

g	Aceleração da gravidade, m/s <sup>2</sup>
A <sub>st</sub>	Área da seção transversal do duto, $m^2$
Aciclone	Área na entrada do ciclone, m <sup>2</sup>
Cd <sub>g-s</sub>	Coeficiente de arraste entre as fases, kgm <sup>3</sup> /s
e	Coeficiente de restituição, adimensional
Le	Comprimento de entrada fluidodinâmico, m
lg	Comprimento de escala espacial, m
D	Diâmetro característico do escoamento, m
ds	Diâmetro do sólido, μm
D[3,2]	Diâmetro médio de Sauter, µm
kg	Energia cinética turbulenta da fase gás, m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>
qg	Escala de velocidade, m/s
$f_g$	Fração volumétrica da fase gás, adimensional
$\mathbf{f}_{s}$	Fração volumétrica da fase sólida, adimensional
f <sub>s,max</sub>	Fração volumétrica com máximo de empacotamento, adimensional
$g_0$	Função de distribuição radial da fase sólida, adimensional
m <sub>s</sub>	Massa de sólidos, kg
$\Delta P$	Perda de carga, Pa
pg	Pressão na fase gás, Pa
p <sub>s</sub>	Pressão na fase sólida, Pa
RC	Razão de carga, g/m <sup>3</sup>
$\mathbf{D}_{\mathbf{g}}$	Taxa de deformação, $N/m^2$
Т	Temperatura da fase gás, K
$ au_{esc}$	Tempo característico do escoamento, s
$ au_{din}$	Tempo de reação da fase sólida, s
$T_g^{ef}$	Tensão efetiva da fase gás, $N/m^2$
T <sub>s</sub>	Tensor turbulento da fase sólida, $N/m^2$
$T_g^{(t)}$	Tensor de Reynolds da fase gás, N/m <sup>2</sup>

$T_s^{(t)}$	Tensor de Reynolds da fase sólida, N/m <sup>2</sup>
$(\mathbf{F}_{res})_{g-s}$	Termo de interação entre as fases (força resistiva), $N/m^2$
$\mathbf{S}_{g}^{p}$	Termo fonte da fase gás, adimensional
$\mathbf{S}_{\mathrm{s}}^{\mathrm{p}}$	Termo fonte da fase sólida, adimensional
$\Delta t$	Variação de tempo, s
$\Delta V$	Variação de volume na proveta, m <sup>3</sup>
m's	Vazão mássica de sólidos, kg/s
Qg	Vazão volumétrica da fase gás, m <sup>3</sup> /s
Qs	Vazão volumétrica da fase sólida, m <sup>3</sup> /s
Vg	Vetor velocidade da fase gás, m/s
Vs	Vetor velocidade da fase sólida, m/s
v <sub>des</sub>	Vetor velocidade de deslizamento da fase sólida, m/s
V <sub>gmax</sub>	Vetor velocidade máxima da fase gás, m/s
V <sub>g</sub>	Vetor velocidade média da fase gás, m/s
Vciclone	Vetor velocidade na entrada do ciclone, m/s
V <sub>incial</sub>	Volume inicial na proveta, m <sup>3</sup>
V <sub>final</sub>	Volume final na proveta, m <sup>3</sup>

# Letras Gregas

β <sub>g-s</sub>	Coeficiente de interface entre as fases, adimensional
$ ho_g$	Densidade da fase gás, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_s$	Densidade da fase sólida, kg/m <sup>3</sup>
φs	Esfericidade da fase sólida, adimensional
$\gamma_{ m g}$	Peso específico da fase gás, kg/m <sup>3</sup>
Eg	Taxa de dissipação da energia térmica turbulenta, $m^2\!/\!s^3$
$\Theta_{\rm s}$	Temperatura granular da fase sólida, m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>
$\mu_b$	Viscosidade "bulk", kg/ms
$\mu_{s,cin}$	Viscosidade cinética da fase sólida, kg/ms
$\mu_{s,col}$	Viscosidade colisional da fase sólida, kg/ms
$\mu^{ef}$	Viscosidade efetiva, kg/ms

$\mu_{g}$	Viscosidade da fase gás, kg/ms
μ <sub>s</sub>	Viscosidade da fase sólida, kg/ms
$\mu_{g}^{(t)}$	Viscosidade turbulenta da fase gás, kg/ms

### **Constantes e Parâmetros**

$\sigma^k$	Constante do modelo <i>k</i> - <i>ɛ</i> , adimensional
$\sigma^{\epsilon}$	Constante do modelo $k$ - $\varepsilon$ , adimensional
$C_{\mu}, C_1, C_2$	Constantes do modelo, adimensional
c <sub>g</sub>	Constante empírica, adimensional

# **Grupos Adimensionais**

Re	Número de Reynolds, adimensional
St	Número de Stokes, adimensional

# Siglas

CFX	Código Comercial de CFD
FLUENT	Código Comercial de CFD
EE	Euleriano-Euleriano
$EE_1$	Euleriano-Euleriano bifásico
EL	Euleriano-Lagrangiano
CFD	Fluidodinâmica Computacional
MVF	Método dos Volumes Finitos
KTGF	Teoria cinética dos materiais granulares

### CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

### 1.1 MOTIVAÇÃO PELO TEMA

Na indústria de processos é comum ocorrer escoamentos multifásicos com a presença de materiais particulados sendo transportados por um fluido de arraste como, por exemplo, é o caso do escoamento gás-sólido de partículas de catalisador no reator de craqueamento catalítico ("*riser*"), nos ciclones primário, secundário, terciário e no regenerador das unidades de FCC da indústria de refino de petróleo.

Os escoamentos podem ser classificados como: escoamento monofásico quando há a presença apenas de uma fase gás; escoamento bifásico quando há a presença de uma fase gás e uma fase sólida; ou escoamento multifásico, no qual há a presença de uma fase gás e de uma ou mais fases sólidas. Nesse último escoamento, as partículas possuem uma função de distribuição de tamanhos e dessa forma cada tamanho de partícula é tratada como uma fase distinta.

Em um primeiro momento, pode-se imaginar que os problemas envolvendo o escoamento pneumático de material particulado são de simples solução, quando comparados a outros fenômenos existentes na indústria de processos. No entanto, estes fenômenos não são tão simples quanto parecem. No escoamento gás-sólido em dutos, vários efeitos podem alterar as características do escoamento gás-sólido, tais como o contato partícula-partícula, partícula-gás e partícula-parede, as condições operacionais do transporte pneumático, os efeitos de geometria tais como a presença de curvas, as quais proporcionam o redirecionamento do escoamento, o aumento e redução de seção transversal, entre outros.

Para a solução e análise de problemas de engenharia, está se fazendo uso cada vez mais, das técnicas numéricas, onde as mesmas apresentam maior rapidez de resposta com a contínua modernização dos computadores. As técnicas numéricas computacionais facilitam a resolução de equações diferenciais de alta complexidade que reproduzem os fenômenos físicos de interesse, o que, para diversas situações, não é possível resolver apenas através de métodos analíticos.

Em estudos científicos é comum o uso do método numérico, juntamente com a experimentação física, para um melhor entendimento dos fenômenos envolvidos no escoamento. A análise experimental dos escoamentos que ocorre nos mais diversos processos

pode ser auxiliado com a técnica PIV ("Particle Image Velocimetry"), cada vez mais comum no meio científico.

Essa técnica analisa a velocimetria do escoamento por tratamento de imagem de partículas traçadoras. Ela apresenta os perfis de velocidade e o comportamento do escoamento através de imagens fotografadas por câmera de alta resolução. Essas imagens são obtidas continuamente em milésimos de segundo o que permite o acompanhamento da trajetória das partículas no fluido.

Com os dados experimentais, a precisão da solução numérica e a convergência do algoritmo, valida-se ou não o modelo numérico para a respectiva situação.

A motivação pela dissertação é sustentada pelo escoamento gás-sólido que possui diversas particularidades e características, além do uso de uma técnica experimental moderna que possibilita a obtenção de informações relevantes ao estudo e das técnicas de fluidodinâmica computacional que fornece resultados inovadores.

#### **1.2 OBJETIVOS**

#### 1.2.1 Objetivo Geral

O objetivo geral desta dissertação de mestrado em Engenharia Química consiste em utilizar a técnica PIV ("*Particle Image Velocimetry*") para avaliar o comportamento de um escoamento bifásico gás-sólido em dutos e corroborar modelos numéricos por meio da utilização de um pacote comercial de simulação numérica.

#### 1.2.2 Objetivos Específicos

Os objetivos específicos deste trabalho consistem em:

Aquisição de conhecimento da técnica PIV, seus equipamentos e geração de dados;

Avaliação dos dados microscópicos de velocidade e comportamento do escoamento bifásico gás-sólido em dutos;

 Comparação dos resultados experimentais com os numéricos obtidos através do software comercial FLUENT 12 da ANSYS;

Estudos de validação de modelos matemáticos multifásicos para os estudos de caso.

### 1.3 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

No *Capítulo 2 – Revisão Bibliográfica:* são apresentados fundamentos teóricos referentes as características dos dutos, tecnologia de craqueamento catalítico de petróleo (unidade de FCC), princípios da fluidização e da turbulência, técnicas de CFD ("*Computational Fluid Dynamics*") e PIV ("*Particle Image Velocimetry*").

No *Capítulo 3 – Materiais e Métodos:* são descritos todos os equipamentos usados e os procedimentos realizados, tanto para a parte experimental física como para a experimental numérica, que são necessários para a resolução dos estudos de caso. Apresentam-se também as equações de conservação de massa e de quantidade de movimento de escoamento gássólido representando a fluidodinâmica ocorrente nos dutos, além das equações constitutivas de natureza empírica e o modelo isotrópico de turbulência k- $\varepsilon$  padrão.

No *Capítulo 4 – Resultados e Discussões:* apresentam-se todos os resultados obtidos, tanto físico quanto numérico, e toda a sua análise e discussão.

No *Capítulo 5 – Conclusões e Sugestões:* apresentam-se as principais conclusões obtidas evidenciando os pontos positivos e negativos. Destacam-se também tópicos para futuras pesquisas.

### CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Nesse capítulo é apresentado o estado da arte sobre os escoamentos gás-sólido em dutos, tanto experimentais como numéricos, além da descrição de temas relacionados à dissertação, como o funcionamento da técnica PIV ("*Particle Image Velocimetry*"), o processo de FCC, as técnicas de CFD, entre outros.

### 2.1 ESTADO DA ARTE

O escoamento gás-sólido está presente em vários processos da indústria, como por exemplo, nas indústrias petrolíferas, cimenteiras, alimentícia, etc. Apesar de aparentar ser um escoamento de simples comportamento, muitos detalhes ainda não estão completamente entendidos e a isso se devem as constantes pesquisas relacionadas a esse assunto.

Existem muitas variáveis que podem alterar as características do escoamento como, por exemplo, as interações partícula-partícula e partículas-gás, condições operacionais, distribuição granulométrica, fluidização das partículas, presença de obstáculos como curva, entre outras (DECKER *et al.*, 2009).

As curvas são elementos comuns nos sistemas de canalização gás-sólido e o fluxo é afetado por forças centrífugas, fluxos secundários, etc (EL-BEHERY *et al.*, 2009).

Ibrahim *et al.* (2006) investigaram os efeitos de curvatura para o comportamento do escoamento gás-sólido e verificaram que a presença de curvas, além de produzir perda de carga, afetam a distribuição de sólidos na seção transversal em posições a jusante delas.

Reinehr (2003) estudou o comportamento de particulados contaminantes dispersos em ambientes confinados através da modelagem e simulação numérica. Incluiu-se um obstáculo aquecido na presença do escoamento. Os resultados obtidos mostram que obstáculos presentes no escoamento influenciam significativamente a trajetória das partículas menores e os resultados numéricos foram comparados com dados experimentais e os mesmos apresentaram uma boa concordância.

Escoamentos gás-sólido que sofrem mudança de direção pelo efeito de curvaturas, de um duto horizontal para um vertical, apresentam aglomerações após a curva devido a força centrífuga, provocando uma diminuição na velocidade axial e uma aceleração das partículas após essa região. Após a formação dos aglomerados, os mesmos se dispersam e misturam-se ao longo da seção transversal do duto devido aos efeitos de turbulência (DECKER, 2003).

Na mudança de direção, de um duto vertical para um horizontal após uma curva de 90°, há um maior efeito gravitacional sobre as partículas maiores que tendem a se depositar na parte inferior do duto horizontal logo após a curva. Ao contrário das partículas menores que continuam a escoar junto com o gás pela seção.

De modo a se avaliar estas variáveis de processo, vários pesquisadores estão recorrendo as técnicas numéricas de fluidodinâmica computacional para a obtenção de soluções práticas e rápidas.

Alves e Mori (1998) testaram um modelo fluidodinâmico bidimensional (2-D) para um escoamento com partículas em um "*riser*", no qual consideraram a teoria cinética dos materiais granulares (KTGF) para a fase sólida, além do modelo invíscido. Os autores verificaram, para o modelo invíscido, uma falta de concordância na predição dos perfis de concentração e das velocidades axiais próximas a parede. No modelo KTGF, os autores verificaram concordância entre os resultados numéricos e experimentais.

Decker (2003) validou o modelo transiente, 3D e invíscido, para o transporte horizontal e vertical de sólidos usando o código comercial CFX da ANSYS. O modelo de turbulência aplicado foi o k- $\varepsilon$  padrão para a fase gás e para o acoplamento pressão-velocidade aplicam-se o SIMPLEC, buscando assim uma solução estável e convergente. Os dados experimentais foram obtidos com auxílio da técnica PDA ("*Phase Doppler Anemometer*") por Akilli *et al.* (2001). Os resultados experimentais e numéricos apresentaram uma boa concordância para as regiões de escoamento desenvolvido.

Fokeer *et al.* (2004) apresentaram modelos numéricos para escoamentos gás-sólido baseados em acoplamentos de uma via ou de duas vias. O acoplamento de uma via é quando a fase sólida possui efeito desprezível sobre a fase gás. Ele é aplicável a transportes em fase diluída com baixa razão de carga e para baixos números de Stokes. O acoplamento de duas vias considera os efeitos recíprocos entre as duas fases.

Marini (2008) realizou um estudo da fluidodinâmica do escoamento multifásico utilizando a teoria cinética do escoamento granular, avaliando também as condições de contorno.

Esforços na modelagem computacional em escoamentos gás-sólido tem se desenvolvido em duas categorias: modelos Eulerianos e Lagrangianos. Ambas as abordagens normalmente fazem uso de esquemas de fechamento de turbulência para obter as soluções na fase gás.

A abordagem Euleriana trata a fase particulada como sendo contínua e tendo equações de conservação similares àquelas utilizadas para fase contínua. A abordagem Lagrangiana trata as partículas como entidades discretas interagindo com os vórtices turbulentos no plano de coordenadas Lagrangiano.

Estudos comparativos entre as duas abordagens, realizados em escoamentos gás-sólido completamente desenvolvidos em dutos verticais, mostraram concordância na previsão dos perfis das velocidades médias do gás e das partículas. Dessa forma, os enfoques mais comuns para a modelagem matemática do escoamento multifásico gás-sólido são o Euleriano-Lagrangiano (EL) e o Euleriano-Euleriano (EE).

Na abordagem Euleriana-Euleriana utiliza-se o conceito de fluidos interpenetrantes e da fração volumétrica das fases. Esta abordagem requer a solução simultânea de equações de conservação da massa, quantidade de movimento e energia para todas as fases envolvidas no escoamento multifásico, no domínio do espaço e do tempo.

Na abordagem Euleriana-Lagrangiana o campo de partículas é representado pelas trajetórias das partículas, obtidas na integração das equações de movimento da partícula discreta, enquanto que a fase gás é considerada como um contínuo. Portanto, a massa, a velocidade e a temperatura das partículas são calculadas simultaneamente ao longo das trajetórias. Os atuais modelos Eulerianos-Lagrangianos identificam um pacote de partículas como uma única partícula computacional com as mesmas propriedades físicas das partículas.

Yasuna *et al.* (1995) simularam um escoamento gás-sólido desenvolvido, no qual consideraram efeitos provocados pelas interações sólido-sólido. Os autores utilizaram a abordagem Euleriana-Euleriana com um modelo pseudo-bidimensional. A fase gás foi desenvolvida com uma equação para a direção axial e a fase sólida foi desenvolvida com duas equações, uma para a direção axial e outra para a radial. As flutuações de velocidade da fase

sólida geram uma pressão e viscosidade efetiva, a qual é tratada por meio da teoria cinética dos materiais granulares (KGTF). Os autores obtiveram predições quantitativas do escoamento para fluxo laminar, mas o modelo utilizado negligenciou aspectos físicos relevantes, devido ao fato de que apenas as interações sólido-sólido foram consideradas. Quando o fluxo de sólidos é reduzido ou quando a velocidade do gás é aumentada, as predições do modelo são satisfatórias.

Fokeer *et al.* (2004) menciona que Crowe (1982) revisou essas duas abordagens, Euleriana-Lagrangiana e Euleriana-Euleriana, para modelar os escoamentos multifásicos gássólido, concluindo que o modelo Euleriano-Euleriano incorpora facilmente os efeitos de difusão das partículas.

Essas técnicas numéricas, entre outras, são baseadas em modelos matemáticos. Esses modelos precisam ser validados e para isso é necessário uma análise experimental efetuandose assim uma comparação entre os valores preditos por simulação numérica e dados experimentais.

Miyazaki *et al.* (1999) obtiveram medidas do movimento de partículas em um escoamento bifásico gás-sólido espiral por meio da técnica de PIV. Nos experimentos, eles avaliaram as velocidades axiais das partículas em um tubo horizontal com 5,5 m de comprimento com um bocal de saída conectado ao duto. Esferas de vidro foram utilizadas como traçadores e os dados experimentais foram obtidos em duas posições diferentes do duto, 440 mm e 4.400 mm. Os resultados mostraram que na região central do raio do duto há uma maior concentração de partículas do que próximo a parede e isso demonstra que o escoamento espiral pode diminuir o contato entre a partícula e a parede, diminuindo assim o consumo de energia quando for usado um bocal espiral de saída no escoamento.

Hui-Xian (2007) utilizou a técnica PIV para investigar o movimento das partículas e as propriedades das aglomerações, "*clusters*", de um fluxo bifásico gás-sólido diluído em um "*riser*" de vidro de leito fluidizado circulante, utilizando esferas de vidro como traçadores. Os objetivos desse trabalho consistiram na análise da distribuição das velocidades axiais do fluxo gás-sólido e na classificação dos vários tipos de "*cluster*" presentes no processo. As fronteiras dos "*clusters*" foram determinadas através do método de nível de cinza e os mesmos foram classificados pela distância entre as partículas, a forma, a posição, o processo de quebra e

formação e pelo tempo de existência dos mesmos em micro, esparso, anular e "cluster" compacto. O micro "cluster" é constituído por diversas partículas que ascendem juntamente com o fluxo de gás alterando-se constantemente com o tempo. Os "clusters" esparsos são originados por muitas partículas e por micro "clusters" que estão constantemente colidindo, formando e separando agregados esparsos de partículas. Os "clusters" anulares são regiões de alta concentração de sólidos perto da parede, influenciados por um fluxo gás-sólido instável; sua forma é muito irregular e varia com o tempo. Os "clusters" compactos são maiores e compostos por muitas partículas. Esses "clusters" podem ser "quebrados" de duas formas: por um fluxo de gás e quando eles migram para a parede transformando-se em um "cluster" anular descendente. Um algoritmo de correlação cruzada foi aplicado para a determinação das velocidades axiais das partículas. Os resultados desses campos de velocidade ao longo da direção radial apresentam uma quantidade maior de partículas com fluxo ascendente e a velocidade das partículas no centro do "riser" é maior do que perto da parede. Os gráficos dos perfis de velocidade ascendente axial apresentam uma regularidade do centro para a parede em forma de parábola assimétrica, ao contrário dos perfis de velocidade descendentes que apresentam uma tendência irregular.

Wu *et al.* (2008) investigaram experimentalmente o comportamento da colisão entre partículas na região superior diluída de um "*riser*" CFB a frio por meio de PIV. Nesse trabalho eles obtiveram medidas da taxa de colisão das partículas além das suas características. O "*riser*" possui 4,0 m de altura e esferas de vidro foram utilizadas como um leito fluidizado de material e os dados experimentais na seção transversal foram obtidos na altura de 3,54 m acima de um distribuidor de placas. O processamento das imagens foi realizado manual e automaticamente através de algoritmos de processamento digital de imagem. Os resultados que a equipe obteve mostra que o valor da taxa de colisão entre as partículas é proporcional a velocidade e ao quadrado do tamanho das partículas, a qual coincide com a teoria de colisão das partículas a partir da teoria cinética dos gases.

Ning *et al.* (2009) estudaram o escoamento da camada de mistura turbulenta em um canal vertical para água pura e para água com adição de polímeros através da técnica de imagem digital PIV da La Vision, usando como partículas traçadoras esferas de vidro com revestimento em prata. Analisaram-se os perfis de velocidade média em diferentes seções transversais, os tensores de Reynolds e as vorticidades médias nos campos de fluxo. Eles

determinaram que as estruturas de vórtices ocorrem em ambos os casos, mas em maior quantidade no caso da água com adição de polímeros. Determinaram também que o tensor de Reynolds e os vórtices estão mais concentrados na região central do fluxo e apresentam uma forma cônica, além deles aumentarem de grandeza com o aumento da velocidade. E no caso da água com adição de polímeros esses valores são maiores do que no caso da água pura.

Noguchi e Nezu (2009) pesquisaram a interação partícula-fluido e a concentração local de partículas em sedimentos carregados, em escoamento de canal aberto. Esse estudo foi verificado através de duas técnicas de imagem digital em conjunto; o PTV (Velocimetria por Acompanhamento de Partículas) que analisou as partículas nos sedimentos e o PIV que analisou os traçadores do fluido. As partículas foram classificadas pela sua granulometria e as velocidades, tanto das partículas como do fluido, foram determinadas simultanemante no experimento. O objetivo dessa pesquisa então é investigar a interação partícula-fluido em sedimentos suspensos nos canais abertos para então predizer o transporte de sedimentos em suspensão nos rios. Esse estudo experimental verificou que a turbulência no escoamento carregado de sedimento apresentou valor maior do que o escoamento livre de sedimentos. Esse aumento da turbulência foi determinado pelo diâmetro da partícula, a qual está correlacionada com a microescala de Kolmogorov.

Verificado alguns dos estudos mais relevantes que fizeram uso de técnicas numéricas de fluidodinâmica computacional e de técnicas experimentais como o PIV para a análise de escoamentos, escolheu-se essas mesmas técnicas para possibilitar um entendimento melhor dos fenômenos que envolvem um processo de FCC, já que esse processo possui grande importância nas indústrias de refino de petróleo.

#### 2.2 PROCESSO DE FCC E CATALISADORES

Nas unidades de FCC (Fluid Catalytic Cracking) em indústrias de petróleo ocorre o craqueamento catalítico de resíduos pesados em produtos leves, como o diesel, a gasolina, a nafta e o gás liquefeito de petróleo (GLP). Esse processo consiste em reações de quebra das ligações entre moléculas de cadeias carbônicas de compostos pesados em hidrocarbonetos mais leves, através do uso de catalisadores a alta temperatura (ERTHAL, 2003).

O processo de FCC é amplamente utilizado pelas indústrias de refino de petróleo, pois a mesma consegue ajustar a sua produção de acordo com a necessidade do mercado, já que a demanda da gasolina é superior a dos óleos combustíveis em muitos países. Outro fator do processo está ligado ao aspecto econômico pelo fato de transformar produtos com baixo valor comercial em produtos com alto valor agregado.

Os catalisadores usados no processo de FCC são formados basicamente por um componente ativo (zeólita), por uma matriz, que pode ser inerte (caolim), ativa (alumina) ou sintética (sílica) e por ingredientes funcionais (ERTHAL, 2003). Esses ingredientes são aditivos que possuem objetivos específicos e englobam uma ampla variedade de materiais tornando-os um compósito.

A Figura 2.1 apresenta um esquema básico de uma unidade de FCC.



Figura 2.1: Esquema de uma unidade de FCC (Fonte: ERTHAL, 2003).

Na parte inferior do "*riser*", é alimentado o óleo, a cerca de 300°C, misturando-se ao catalisador quente regenerado. A carga é injetada na base do "*riser*" com uma pequena quantidade de vapor superaquecido (0,5-3%) ajudando na atomização e vaporização dos hidrocarbonetos e reduzindo a formação de coque (COSTA *et al.*, 2004). O catalisador possui uma temperatura em torno de 700°C na entrada do reator (ERTHAL, 2003). A vaporização e o craqueamento do óleo proporcionam uma expansão dos gases gerando um fluxo de gás que transporta o catalisador para a saída do reator na parte superior do mesmo (ROSA, 2002). Esse fluxo de gás é composto por uma mistura de óleo, gasolina, gases, catalisador e coque. O coque consiste de cadeias carbônicas não craqueadas, metais pesados, hidrogênio e compostos aromáticos e é o responsável pela desativação do catalisador (ERTHAL, 2003).

Segundo Erthal (2003), o tempo de residência do fluxo de gás no "*riser*" é da ordem de 1 a 4 segundos devido a alta velocidade do mesmo, o qual se constitui em um fator determinante para a obtenção de uma composição de produtos adequada. Aproximadamente o mesmo tempo de residência é citado por Costa *et al.* (2004), variando entre 1,5 a 3,5 s atingindo velocidades da ordem de 7,5 m/s. Dessa forma, a temperatura no final do reator se encontra entre 510 e 560°C, que é controlada pela circulação de catalisador quente.

Na saída do "*riser*" há vários ciclones que separam as partículas de catalisador dessa mistura. Em seguida, o catalisador dirige-se por gravidade ao "*stripper*", onde sofre um processo de retificação por injeção de vapor d'água, provocando uma remoção da maior parte dos hidrocarbonetos remanescentes no corpo do catalisador, arrastados pela corrente ascendente de vapor d'água (ERTHAL, 2003).

Após essa etapa o catalisador é transportado para o regenerador onde é queimado para a retirada do coque que está presente na superfície do mesmo. Essa queima é uma reação exotérmica que eleva a temperatura do catalisador em torno de 700°C. Esse calor é a principal fonte de energia que é consumida na vaporização da carga de gasóleo e nas reações de craqueamento no "*riser*" (ROSA, 2002).

Do regenerador, o catalisador é enviado novamente para o "*riser*", completando assim o ciclo da unidade de FCC. Supõe-se que uma partícula de catalisador deva passar em média 15.000 vezes através do ciclo regeneração-reação durante sua vida útil, estimada entre dois e três meses (ANDREU *et al.*, 1992 *apud* COSTA *et al.*, 2004).

### 2.3 CLASSIFICAÇÃO DOS SÓLIDOS SEGUNDO GELDART

O comportamento do sistema gás-sólido depende das propriedades das partículas sólidas, como aderência, tamanho e massa específica (MOREIRA, 2002). Por isso, em 1973, Geldart sugeriu classificar essas partículas sólidas em grupos distintos devido a diferença entre as massas específicas das fases gasosa e particulada ( $\rho_g - \rho_s$ ) e pelo tamanho médio das partículas.

A Figura 2.2 apresenta esses grupos e em seguida é descrito cada um deles.



Figura 2.2: Classificação dos sólidos de Geldart (Fonte: MARINI, 2008).

Grupo A: Partículas cujos diâmetros estejam compreendidos entre 20 e 100 μm, além de possuerem massa específica aproximadamente menor que 1.400 kg/m<sup>3</sup>; exemplo desse grupo são os catalisadores usados em unidade de FCC (MOREIRA, 2002). Segundo Marini (2008), este sólidos fluidizam facilmente a baixa velocidade do gás;

Grupo B: Partículas com diâmetros médios entre 40 e 500 μm e a massa específica variando entre 1.400 e 4.500 kg/m<sup>3</sup>, exemplo desse grupo é a areia (MOREIRA, 2002). Nesse grupo as forças entre as partículas são desprezíveis;

 Grupo C: Nesse grupo estão as partículas coesivas ou muito finas. As forças entre as partículas são maiores do que aquelas resultantes da ação do gás, e estas forças são resultantes do tamanho muito pequeno das partículas, geralmente menor que 20 μm, mas que podem variar de 0 a 20 μm (MARINI, 2008). Nesse grupo encontram-se a farinha de trigo, o pó facial e o amido como exemplos de material sólido;

 Grupo D: Englobam partículas grandes e/ou densas. Altas quantidades de gás são necessárias para fluidizar estes sólidos (MARINI, 2008). A ervilha e os grãos de café são exemplos de sólidos nesse grupo.

### 2.4 PRINCÍPIOS FLUIDODINÂMICOS

As partículas presentes no escoamento de um fluido em um tubo circular com velocidade uniforme, que tiverem contato com a superfície, podem apresentar uma condição de velocidade nula devido ao atrito entre as partículas e a parede do tubo, e assim as mesmas tendem a retardar o movimento das partículas na camada de fluido adjacente e assim por diante (LOPES, 2008). Essa colisão partícula-parede ocorre apenas quando a distância entre o centro da partícula e a parede for menor que o raio da partícula (EL-BEHERY *et al.* 2009).

A Figura 2.3 apresenta um esquema do desenvolvimento deste perfil de velocidade e da variação da pressão.

O desenvolvimento do perfil de velocidade de um fluido em um duto ocorre quando a vazão mássica através do mesmo é mantida constante e quando a velocidade do fluido na seção média do mesmo for elevada, gerando um gradiente de velocidade ao longo da seção transversal do tubo. Dessa forma, o escoamento apresenta duas regiões distintas no tubo, uma delas é a região da camada limite, na qual as tensões de cisalhamento são elevadas provocando altos gradientes de velocidade, a outra é a região de escoamento não-viscoso, localizada fora da camada limite, na qual as tensões de cisalhamento podem ser desprezíveis por não haver variações de velocidade. Assim, o escoamento é dito desenvolvido quando todos os efeitos viscosos se estendem por toda a seção transversal do duto (LOPES, 2008).



Figura 2.3: Desenvolvimento do perfil de velocidade e a variação da pressão na região de entrada do escoamento em um tubo (Fonte: WHITE, 2003).

A distância da entrada até onde a condição de escoamento desenvolvido é alcançada é conhecida por comprimento de entrada fluidodinâmico (Le). A partir desse ponto o perfil de velocidade em relação ao comprimento do duto não varia e a queda de pressão decresce de forma linear com a direção axial e as tensões na parede passam a ser constantes (LOPES, 2008).

### 2.5 FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL – CFD

A fluidodinâmica computacional (CFD) é o método pelo qual os processos físicos ou físico-químicos são avaliados numericamente. Nem sempre essa avaliação é possível ser feita empiricamente, pois há processos extremamente complicados na obtenção dos dados e na montagem dos mesmos. Dessa forma, apenas a solução numérica é viável devido o baixo custo do processo e rapidez na obtenção dos resultados.

Entretanto, o uso da simulação numérica, através de um processador computacional, deve ser bem fundamentado na teoria da mecânica dos fluidos para que os resultados gerados estejam o mais próximo possível da situação real.
O uso da fluidodinâmica computacional é aplicado, muitas vezes, paralelamente com a parte experimental inserindo dessa forma os dados experimentais no modelo matemático. Comparando os resultados gerados na simulação numérica com os dados obtidos experimentalmente é possível validar ou não um modelo matemático para uma determinada situação.

Em problemas de engenharia, parâmetros importantes podem ser avaliados numericamente através de técnicas de CFD e assim serem alterados facilmente, se necessário, buscando um resultado simulado que melhor atenda as exigências do projeto em questão (LOPES, 2008). Quase todos os efeitos fenomenológicos, como os campos de concentração, velocidades, pressões, temperaturas e propriedades turbulentas são preditas, no domínio do espaço e do tempo, através de modelos microscópicos baseadas no balanço diferencial da conservação da massa, energia e quantidade de movimento (NORILER, 2003).

Um problema de CFD pode ser analisado de duas maneiras básicas. A primeira é realizada através do desenvolvimento de um código específico com o auxílio de modelos e programas numéricos voltados para a situação física de interesse. Já a segunda consiste na utilização de um código comercial generalizado, sendo possível aplicá-lo para várias situações físicas.

Os códigos comerciais de CFD consistem geralmente de três etapas para a obtenção dos resultados finais:

*1*°) Pré-Processamento – etapa na qual define-se a geometria, gera-se a malha numérica e seleciona-se os modelos matemáticos e os métodos numéricos;

2°) Processamento – etapa na qual são realizados os cálculos numéricos;

*3°*) Pós-Processamento – etapa na qual é realizada a visualização dos resultados através de gráficos, mapas, animações, entre outros.

# 2.6 TÉCNICA EXPERIMENTAL PIV – "PARTICLE IMAGE VELOCIMETRY"

Com o objetivo de entender a fenomenologia dos fluidos, muitas técnicas de visualização e medição de escoamento foram desenvolvidas ao longo do tempo. Uma das

primeiras técnicas desenvolvidas foi o tubo de Pitot que determina a velocidade apenas em um ponto e perturba o escoamento por ser necessária a intrusão de sondas no mesmo. Após o desenvolvimento das técnicas de Anemometria por Fio Quente e Velocimetria Laser-Doppler foram desenvolvidas as técnicas de processamento de imagens, em meados dos anos 80 (MIRANDA, 2004), que abrangem a Velocimetria por Imagem de Partícula (PIV), Velocimetria Espectral a Laser (LSV) e Velocimetria por Acompanhamento de Partículas (PTV).

Segundo Guthoski (2001), o processamento de imagens, empregado atualmente para a solução de problemas em várias áreas, como na engenharia, medicina, áreas espaciais, entre outras, fornecia inicialmente apenas informações qualitativas, mas devido ao avanço tecnológico elas agora operam com definições quantificáveis ao nível de um pixel.

Há vários níveis de desempenho do PIV que foram desenvolvidos na última década, que são: 2-D (medição de plano); 3-D (medição de volume); 2-C (medição de dois componentes de velocidade); e, 3-C (medição de três componentes de velocidade) (CHEN *and* CHANG, 2006). Os métodos 2-C e 2-D, que medem dois componentes em um plano, são os mais simples, mas suficientes para fornecer dados relevantes sobre o escoamento. Os métodos 3-D e 3-C exigem uma configuração experimental e um processador de dados mais complexo que o método anterior.

#### 2.6.1 Princípio de Funcionamento

A técnica PIV, que não utiliza nenhuma ação mecânica intrusiva, consiste de um feixe laser que é aplicado diretamente no escoamento iluminando pequenas partículas traçadoras que estão em suspensão no fluido, possibilitando a captura de imagens a cada dois instantes de tempo consecutivos (LIU *et al.*, 2007). Dessa forma é possível determinar o campo de velocidade instantânea em um plano da região de interesse.

O feixe laser é direcionado perpendicularmente ao escoamento e as partículas traçadoras devem estar em concentração suficiente para não dificultar a identificação das mesmas nas imagens capturadas.

No momento em que os traçadores estão presentes no escoamento, um plano é iluminado duas vezes pelo laser, onde o tempo entre os pulsos de laser é determinado pela magnitude de velocidade do escoamento. Esse tempo entre duas captações é da ordem de

milisegundos. É assumido que as partículas movem-se com a velocidade local do fluido entre as duas iluminações. A luz emitida pelas partículas traçadoras é captada por uma lente de alta qualidade em duas imagens separadas através de um sensor CCD ("*Charged Coupled Device*"). Esse sensor CCD está localizado na posição frontal do escoamento. As imagens captadas são enviadas para o disco rígido do computador através de uma placa de aquisição de sinais, chamada "Captador de Quadros". A partir disso as imagens podem ser interpretadas.

Para a análise digital das imagens subseqüentes, cada imagem é divida em pequenas áreas chamadas de "Áreas de Interrogação". O vetor de deslocamento das partículas entre a primeira e segunda iluminação é determinado para cada "Área de Interrogação" por meio de métodos estatísticos (auto-correlação ou correlação cruzada).

Assume-se que todas as partículas presentes na área de interrogação movem-se de forma homogênea entre as duas iluminações. O vetor velocidade local da área de interrogação é determinado levando-se em conta o tempo entre as duas iluminações e o vetor deslocamento.



A Figura 2.4 apresenta o esquema de montagem do PIV.

Figura 2.4: Esquema de montagem experimental do PIV (Fonte: LA VISION INC.).

O PIV é baseado em técnicas probabilísticas que podem produzir vetores errôneos ou "espúrios", por isso o pós-processamento deve ser feito cuidadosamente, e assim eliminar tais vetores e obter um campo de deslocamento de qualidade. Os resultados do PIV, baseados em uma correlação estatística, estão sujeitos a esses erros inerentes que ocorrem independentemente da forma como as medições são realizadas.

Algumas vezes, os vetores "espúrios" são fáceis de serem detectados, pois tendem a variar substancialmente dos vetores vizinhos em magnitude e direção, mas há casos em que os desvios são mais sutis sendo de difícil identificação. Esses vetores devem ser rejeitados em cada nível do algoritmo iterativo, caso contrário, os erros podem ser disseminados para os próximos níveis (LIU *et al.*, 2007).

# 2.6.2 Partículas

A escolha das partículas para a análise do escoamento da fase gás deve ser feita de forma cuidadosa, pois o uso de partículas "erradas" tende a comprometer os resultados finais. Para fazer uma boa escolha é importante levar em consideração dois itens sobre as partículas:

- densidade próxima a do fluido de arraste;
- rápida resposta a qualquer mudança do escoamento.

Para qualquer tipo de escoamento as partículas devem possuir alta reflexão da luz incidente na direção desejada para obter melhores campos de velocidade.

Inicialmente as partículas traçadoras são requeridas para seguir certo escoamento, mas para determinar essa habilidade delas seguirem o fluido e quão rápidas elas respondem as mudanças de fluxo, utiliza-se o número de partículas de Stokes (St) (DECKER, 2008). Esse termo relaciona o tempo de reação da partícula com o tempo característico do escoamento e é definido de acordo com a Equação 2.1.

$$St = \frac{\tau_{din}}{\tau_{esc}}$$
(2.1)

O tempo de reação da partícula ( $\tau_{din}$ ) e o tempo característico do escoamento ( $\tau_{esc}$ ) são definidos através das Equações 2.2 e 2.3.

$$\tau_{\rm din} = \frac{\rho_{\rm s} d_{\rm s}^2}{18\mu_{\rm g}} \tag{2.2}$$

$$\tau_{\rm esc} = \frac{D}{v_{\rm g}}$$
(2.3)

onde  $\mu_g$  é a viscosidade molecular do fluido,  $d_s$  é o diâmetro da partícula,  $\rho_s$  é a massa específica da partícula, D é o diâmetro característico do escoamento e  $\overline{v_g}$  é a velocidade média do gás.

Para um dado regime de fluxo, quando o número de Stokes é pequeno (<< 1), há uma implicação direta nos efeitos inerciais, de forma que o tempo associado com a inércia das partículas é muito menor do que o tempo associado ao fluxo de fluido, assim, as partículas respondem facilmente às mudanças de fluxo, já o contrário ocorre quando o número de Stokes é grande (>> 1) e está associado normalmente a fase densa, ou seja, o movimento das partículas é independente do fluxo do gás e assim elas não são capazes de seguí-lo (FOKEER *et al*, 2004).

#### 2.6.3 Equipamentos

O sistema PIV necessita de equipamentos específicos para a obtenção das imagens e para tanto, necessita-se que os mesmos sejam usados adequadamente. Entre eles estão: a câmera CCD, o laser, o sincronizador e o processador digital de imagem. Todos eles estão descritos a seguir.

# Câmera CCD

As câmeras que captam imagens no sistema PIV possuem sensores CCD, conhecidos também como "Dispositivo de Carga Acoplado". Esses sensores são formados por um circuito integrado que contêm capacitores acoplados. Cada capacitor, sob o controle de um circuito externo, transfere sua carga elétrica para outro capacitor ao lado.

Essas câmeras podem vir com resolução de até 4096 x 4096 pixels apresentando custo muito elevado e possuem uma taxa de repetição em média de 33 ms, já as câmeras convencionais possuem resolução mais baixa afetando a qualidade das imagens e são limitadas pela pequena taxa de repetição em torno de 2 segundos (GUTHOSKI, 2001).

O detalhe das imagens ou sua capacidade de resolução depende do número de pixels, ou seja, do número de células fotoelétricas do CCD, conseqüentemente quanto maior for o número de pixels maior será a resolução da imagem, já que o pixel é um elemento de resolução bidimensional de imagem.

#### Laser

O laser é um dispositivo que produz radiação eletromagnética, bem como monocromática (freqüência bem definida), colimada (propaga-se como um feixe) e coerente (relações de fase bem definidas).

Atualmente, usa-se laser de um cristal composto por Ítrio-Alumínio-Granada dopado com íons de Neodímio, codificado como Nd:YAG. Antigamente eram usados lasers de Rubi e Argônio.

Um átomo torna-se excitado quando ele absorve um fóton se elevando a um estado de alta energia. O mesmo átomo volta ao estado fundamental quando emite um fóton com uma freqüência proporcional à diferença de energia entre os estados fundamental e excitado. Quando a maioria dos átomos de um material está excitado, obtém-se o laser.

Nos lasers Nd:YAG, a adição da energia para excitar os átomos é fornecida por uma fonte de radiação eletromagnética denominada *"flashlamp"*, que emite luz branca.

O laser Nd:YAG, em condições normais de operação, emite apenas o maior comprimento de onda de 1.064 nm, que é invisível ao olho humano pois se encontra na região do infravermelho. Esse feixe passa por um gerador harmônico formado por cristais especiais que dobram a sua freqüência fazendo com que o seu comprimento de onda passe a ser de 532 nm, correspondente a cor verde (MIRANDA, 2004).

# Sincronizador

Uma unidade eletrônica dispara os eventos na sequência correta e conecta o computador, o captador de quadros, a câmera e o laser, não controlando-as somente, mas também fornecendo alimentação em uma tensão menor que a da rede (MIRANDA, 2004).

O usuário controla o sincronizador através de um software que gerencia as medições.

#### Processador Digital de Imagens

O processamento das imagens é a parte mais importante de todo o processo, pois é nele que serão extraídas os perfis de velocidade do escoamento e para isso é necessária a identificação das partículas pela separação do fundo e dos "espúrios", processo chamado de segmentação.

No processamento digital de imagens inicia-se com uma imagem base e produz-se uma imagem modificada da inicial, definido como processo de transformação de uma imagem em outra (GUTHOSKI, 2001).

O meio mais comum de se analisar uma imagem é através do seu histograma, o qual é a distribuição dos valores dos níveis de cinza na imagem, ou seja, a separação das partes mais claras das mais escuras. Essa segmentação da imagem consiste na finalidade de extrair alguma informação relevante da mesma.

Após a apresentação de todos os pontos relevantes para um bom entendimento sobre o funcionamento da técnica PIV e o que envolve o escoamento gás-sólido, parte-se agora para o capítulo que abrange a metodologia e os materiais aplicados para o desenvolvimento desta dissertação.

# **CAPÍTULO 3 - MATERIAIS E MÉTODOS**

Nesse capítulo são apresentados os materiais e os métodos que foram usados para o desenvolvimento desta dissertação, tanto experimentais quanto numéricos.

# 3.1 ATIVIDADES DE EXPERIMENTAÇÃO FÍSICA

O aparato experimental utilizado nesse trabalho de dissertação se encontra na Unidade Experimental de Dutos e Ciclones (UE-DC) localizado no Laboratório de Verificação e Validação (LVV) do Departamento de Engenharia Química (DEQ) da Universidade Regional de Blumenau (FURB).

#### 3.1.1 Unidade Experimental de Dutos e Ciclones, UE-DC

A Figura 3.1 apresenta um esboço da UE-DC mostrando todos os equipamentos e medidores presentes e os mesmos são descritos na seqüência.

O aparato experimental é composto por:

- Duto de entrada da fase gasosa (ar atmosférico) com medidas de velocidade média com tubo de Pitot (1), de pressão estática com transmissor de pressão e de temperatura com PT100. A Figura 3.2 mostra esses instrumentos de medida.
- Transmissor de pressão diferencial (2) conectado ao tubo de Pitot para monitoramento em tempo real da velocidade do ar na entrada. Como o tubo de Pitot está inserido no ponto radial central do duto, o mesmo mede a diferença de pressão estática e dinâmica na entrada e possibilita o cálculo da velocidade máxima do gás (V<sub>gmax</sub>) no centro do tubo, por meio da Equação 3.1.

$$\mathbf{v}_{g_{\text{max}}} = \sqrt{2\mathbf{g}\frac{\Delta \mathbf{P}}{\gamma_g}} \tag{3.1}$$

22

onde  $\gamma_g$  é o peso específico da fase gás, corrigido nas condições medidas de temperatura e pressão.



Figura 3.1: Desenho esquemático da UE-DC.



Figura 3.2: Tubo de Pitot, transmissor de pressão e PT100.

Devido aos altos valores do número de Reynolds aplicados nestes experimentos, aplica-se o perfil turbulento 1/7, Equação 3.2, na integral da velocidade média, Equação 3.3, e determina-se assim a velocidade média do gás ( $\overline{\mathbf{v}_g}$ ) na tubulação. Com os valores da área da sessão transversal (A<sub>st</sub>) do duto de entrada, juntamente com os valores da velocidade média, calcula-se a vazão volumétrica média do gás ( $\mathbf{Q}_g$ ) utilizando a Equação 3.4.

$$\mathbf{v}_{g}(\mathbf{r}) = \mathbf{v}_{g_{\max}}\left[1 - \left(\frac{\mathbf{r}}{\mathbf{R}}\right)^{1/7}\right]$$
(3.2)

$$\overline{\mathbf{v}_{g}} = \frac{\iint_{A} \mathbf{v}_{g}(\mathbf{r}) dA}{\iint_{A} dA}$$
(3.3)

$$Q_{g} = \overline{\mathbf{v}_{g}} A_{st}$$
(3.4)

A vazão volumétrica do gás é controlada por ajuste da freqüência do motor do exaustor mediante a utilização de um inversor de freqüência.

- Reservatório de material sólido (3) demonstrado na Figura 3.3;
- Alimentador volumétrico de sólidos (4) do tipo rosca controlado por motor com inversor de freqüência também demonstrado na Figura 3.3. A alimentação de sólidos é realizada após o tubo de Pitot para que os sólidos não interfiram na medida de vazão do gás.

O controle de vazão mássica de sólidos  $(\mathbf{m}_s)$  é feito pela relação entre a massa de sólido alimentado com o tempo necessário para a descarga total do mesmo e é ajustada pela variação da freqüência do motor da rosca transportadora. Com isso, a razão de carga de sólidos (RC) é, portanto, determinada através de uma relação entre a vazão mássica de sólidos e a vazão volumétrica do gás, expresso pela Equação 3.5:

$$RC = \frac{m_s}{Q_g}$$
(3.5)



Figura 3.3: Reservatório e alimentador de sólidos.

# Tubo Venturi (5) para redistribuição do sólido alimentado pela rosca transportadora, conforme a Figura 3.4.



Figura 3.4: Tubo Venturi (vista superior).

O tubo Venturi é incluído na seção de alimentação da fase sólida para tornar o escoamento gás-sólido mais homogêneo. Na região de entrada do Venturi há uma condição favorável para o gás transferir quantidade de movimento e acelerar o particulado. Esse tipo de injetor apresenta dois fenômenos em escoamentos multifásico gás-sólido que são: escoamento cruzado entre a fase sólida e a gás e escoamento bifásico homogêneo através do Venturi (DOMINGUES, 2006).

- Seção de duto horizontal em acrílico com diâmetro interno de 100 mm e comprimento de 1.100 mm (6);
- Curva de 90° em PVC com 100 mm de diâmetro e com raio de curvatura de 150 mm (7);

- Seção de duto vertical em acrílico com diâmetro interno de 100 mm e comprimento de 1.118 mm (8);
- Curva de 90° em PVC com 100 mm de diâmetro com raio de curvatura de 150 mm (9);
- Seção de duto horizontal em acrílico com diâmetro interno de 100 mm e comprimento de 2.100 mm (10);
- Ciclone (11); Consiste de um ciclone para a separação dos sólidos presentes no gás. Esse ciclone possui uma configuração híbrida, que engloba a baixa perda de carga do ciclone de Lapple e a alta eficiência do ciclone de Stairmand. A Figura 3.5 ilustra o ciclone na sua versão em aço inox.

A velocidade na entrada do ciclone ( $v_{ciclone}$ ) é calculada pela relação entre a vazão de gás ( $Q_g$ ) e área de entrada do ciclone ( $A_{ciclone}$ ) conforme mostra a Equação 3.6:

$$\mathbf{v}_{\text{ciclone}} = \frac{\mathbf{Q}_{g}}{\mathbf{A}_{\text{ciclone}}}$$
(3.6)

- Reservatório para coleta dos sólidos (*"hooper"*) (12). Os sólidos separados no ciclone são armazenados em um recipiente coletor posicionado na região inferior do ciclone. A Figura 3.5 apresenta o ciclone híbrido e o coletor de sólidos;
- Transmissor de pressão diferencial (13) para medição da perda de carga do ciclone. Tanto na entrada como na saída superior do ciclone há medidores de pressão onde determinam-se as perdas de carga no equipamento;
- Filtro de mangas (14). Esse filtro, apresentado na Figura 3.6, composto por 18 mangas que tem a função de reter as partículas que ainda estão presentes no gás oriundos do ciclone;



Figura 3.5: Ciclone híbrido e coletor de sólidos.



Figura 3.6: Filtro mangas.

- Transmissor de pressão diferencial (15) para medição da perda de carga no filtro de mangas. Tanto na entrada como na saída do filtro há medidores de pressão para a medição da perda de carga no equipamento;
- Painel elétrico (16) apresentado na Figura 3.7;
- Computador para aquisição de dados e controle do processo (17) também apresentado na Figura 3.7;



Figura 3.7: Painel elétrico e computador para aquisição de dados.

• Exaustor (18).

Todo o sistema funciona em depressão causada por um ventilador radial, localizado no final da tubulação que sai do filtro de mangas, acionado e controlado por um inversor de freqüência. A velocidade controlada é a velocidade média na entrada do ciclone, presente na

unidade. Define-se então a velocidade que se deseja obter na entrada do ciclone e o inversor de freqüência mantém a velocidade constante.

Os dados experimentais foram obtidos em todas as seções dos dutos, tanto vertical como horizontal, ambos construídos em acrílico. Toda a estrutura física da UE-DC está apresentada na Figura 3.8, que é usada para a aquisição dos dados microscópicos com o auxílio da técnica PIV.



Figura 3.8: Estrutura física da UE-DC.

Nos experimentos desta versão é acoplado a UE-DC um equipamento ótico de velocimetria de imagem de partícula (PIV) para a medição de campos bidimensionais de velocidade do escoamento gás-sólido. A Figura 3.9 apresenta o equipamento utilizado para estas medições na UE-DC.

A UE-DC é operada através de um controlador lógico programável (CLP) e de um software do tipo SCADA ("*Software Control and Data Acquisition*") que possibilita a aquisição dos dados experimentais e o controle das variáveis manipuláveis na operação do escoamento multifásico gás-sólido.

A Tabela 3.1 apresenta a instrumentação empregada para aquisição de dados macroscópicos indicando as conversões de grandezas, grandezas manipuladas e controladas da UE-DC.



Figura 3.9: Equipamento utilizado para as medições microscópicas (PIV) na UE-DC.

A Figura 3.10 ilustra a interface gráfica do sistema de aquisição e controle da UE-DC utilizado para a realização dos experimentos.

Sensor	Grandeza Medida	Grandeza Transfor- mada	Grandeza Aferida	Grandeza Manipula -da	Grandeza Controla- da
Tubo de Pitot/ Transmissor de Pressão Diferencial	Δр	Veloc. máx. no centro do duto/	Veloc. média e vazões volumétri-	Freqüên- cia do	Veloc. média na entrada do ciclone
Pt 100 Transmissor de Pressão	T p	Massa específica do gás	ca e mássica do gás	exaustor	
Transmissor de Pressão Diferencial do Ciclone	Δр		Δp do ciclone		
Transmissor de Pressão Diferencial do Filtro de Mangas	Δр		∆p do filtro de mangas		
Curva de Calibração do Alimentador	m <sub>s</sub>	Freqüên- cia	Razão de carga	Freqüên- cia do alimenta- dor	Vazão mássica do sólido

Tabela 3.1: Esquema básico de sistema de aquisição de dados macroscópicos e controle da UE-DC.



Figura 3.10: Interface gráfica do sistema de aquisição de dados e controle da UE-DC.

Esse sistema de aquisição gera arquivos em formato ".dat" e coleta os dados em intervalo de tempo ajustável durante todo o experimento.

#### 3.1.2 Metodologia PIV

A metodologia aplicada para a técnica PIV consiste no uso de uma lente escura colocada em frente à câmera CCD com o objetivo de se obter uma boa qualidade da imagem e evitar a saturação da mesma. Esse procedimento evita quase que totalmente as reflexões produzidas pelo feixe de laser sobre a tubulação, diminuindo a obtenção de valores falsos.

Outro fator importante na aplicação da técnica PIV é a escolha do número de "frames", ou seja, quadros de imagens, que se refere a obtenção estatística do campo médio de velocidade das partículas. Portanto, quanto maior for a quantidade de dados obtidos em uma única medição, mais confiáveis serão os valores médios, já que a média aritmética é obtida a partir do número total de medições. Uma quantidade muito alta de frames demanda maior tempo de processamento e de medição, e uma quantidade pequena de frames prejudica os resultados dos campos médios de velocidade. Dessa forma, as imagens foram obtidas com 200 frames para cada estudo de caso.

Antes de iniciar a obtenção das imagens é imprescindível que seja feita a calibração do sistema. A calibração consiste na localização da imagem em relação ao escoamento e no ajuste do foco da câmera CCD.

Essa calibração, para o duto horizontal e o vertical, realizou-se com o auxílio de uma régua milimetrada para determinar a posição exata nos dutos onde se deseja fazer a medição.

Depois de feita a calibração do sistema, inicia-se o ajuste da intensidade do laser para que as imagens tenham boa resolução. Esse ajuste é obtido capturando quadros de imagens e analisando-os visualmente. As imagens do primeiro e do segundo quadro possuem a mesma qualidade em relação a intensidade do laser. A taxa de obtenção das imagens é de 5,3 Hz.

Com todos esses fatores acertados, calibração e intensidade do laser, obtêm-se duas imagens sucessivas em um intervalo de tempo determinado. Esse intervalo de tempo foi regulado visualmente para que as partículas movimentem-se 5 pixels em média. Chegou-se a um intervalo de tempo de 80 µs, após a obtenção e análise de várias duplas de imagens com diferentes intervalos.

Nos experimentos realizados, as partículas de catalisador de FCC possuem um número de Stokes de 0,91535, 1,37337 e 1,749480, respectivamente para as velocidades média de 5,0, 7,5 e 9,8 m/s. Velocidades essas adotadas neste trabalho com diâmetro médio de 56,7  $\mu$ m. Portanto, os perfis de velocidade obtidos, tanto experimentais como numéricos, são referentes apenas a fase sólida.

A técnica de correlação cruzada foi aplicada para realizar a identificação de cada partícula entre as duas imagens seqüenciais captadas, explicando assim o significado da palavra correlação a qual se refere a uma medida da relação de uma variável com o tempo, no caso o deslocamento das partículas. Nessa técnica as imagens são subdivididas em áreas de interrogação onde são realizadas as minimizações dos erros da intensidade entre as duas imagens.

O software Davis 7.2, da "*La Vision*", é a ferramenta utilizada tanto para a calibração e aquisição de imagens quanto para o pós-processamento dos dados obtidos. Diversas ferramentas estão disponíveis para o pós-processamento das imagens adquiridas, como por exemplo: algoritmos de alisamento, interpolação de vetores para regiões onde dados não foram obtidos e remoção de pares de vetores.

Todas as imagens obtidas em todos os estudos de caso sofreram ajustes no pósprocessamento objetivando algumas correções nos campos de vetores de velocidade. Esses ajustes correspondem ao pré-processamento da imagem ("*Image Preprocessing*").

O pré-processamento da imagem possibilita a manipulação das imagens de partículas antes do cálculo dos vetores, contribuindo para a melhor qualidade dos resultados (MANUAL LA VISION, 2007).

No pré-processamento da imagem o ícone de subtração de um fundo móvel no campo de partículas (*"Subtract Sliding Background*") deve ser selecionado quando necessita-se eliminar uma alteração na intensidade no plano de fundo devido as reflexões presentes, como por exemplo as reflexões decorrentes das imperfeições do duto. Dessa forma essas alterações são filtradas e a imagem das partículas possui um plano de fundo constante. O melhor comprimento de escala para essa condição, aplicada a todos os estudos de caso, foi de 2 pixels, já que o mesmo deve possuir um valor no mínimo o dobro do tamanho do diâmetro médio da partícula. A Figura 3.11 apresenta essa etapa.



Figura 3.11: Subtração de um fundo móvel no pré-processamento das imagens: (a) imagem inicial, (b) imagem tratada.

No campo de subtração de um deslocamento ("*Subtract Offset*") pode-se subtrair um deslocamento variando a sua intensidade, recurso esse muito bem aplicado quando a função normalizada de correlação for utilizada para o cálculo dos vetores (MANUAL LA VISION, 2007). Nos estudos de caso foram definidas 10 contagens de deslocamento.

A intensidade de normalização das partículas ("*Particle Intensity Normalisation, Min/Max Filter*") é uma ferramenta que promove uma correção na intensidade das mesmas como mostra a Figura 3.12.



(b)

Figura 3.12: Intensidade de normalização das partículas no pré-processamento das imagens: (a) imagem inicial, (b) imagem tratada.

É viável trabalhar com essa ferramenta quando há flutuações de alta intensidade nas imagens devidas, por exemplo, há existência de diâmetros diferentes de partículas. O filtro de máximo e mínimo determina a intensidade na imagem através do comprimento de escala que, para os estudos de caso, foi definido como 40 pixels. Esse filtro manipula assim a intensidade e não a posição das partículas (MANUAL LA VISION, 2007).

O parâmetro do cálculo do vetor ("Vector Calculation Parameter") possibilita selecionar o intervalo de dados, a modalidade de correlação, entre outros. A modalidade de

correlação divide as imagens em "Áreas de Interrogação" e para os estudos de caso foi escolhida a correlação cruzada ("*cross-correlation*") que calcula o vetor entre as duas imagens seqüenciais.

A largura e altura da janela de interrogação ("*window size and weight*") são divididas em pixels para o cálculo dos vetores, portanto, a mesma foi dividida em 256 x 256 para a primeira janela e 128 x 128 para a segunda janela para todos os estudos de caso. A ponderação das janelas de interrogação foi definida como quadrado (padrão) com 1:1 para ambas. A sobreposição definida foi de 50%, pois quanto maior a sobreposição especificada mais perto estará a malha dos vetores de velocidade computadorizada (MANUAL LA VISION, 2007).

# 3.1.3 Análise Granulométrica

Os experimentos nos dutos foram realizados para um escoamento bifásico, presença de uma fase gás e de uma fase sólida, no qual a fase gás corresponde ao ar atmosférico e a fase sólida corresponde a partículas de catalisador de FCC.

As partículas de catalisador de FCC foram submetidas a uma análise granulométrica para a determinação do diâmetro médio.

O equipamento utilizado para realizar a análise granulométrica do catalisador de FCC foi um Analisador de Tamanho de Partículas por Difração à Laser Mastersizer S, modelo S-MAM 5005 da marca Malvern. O mesmo se encontra na Faculdade de Engenharia Química da UNICAMP no Laboratório de Recursos Analíticos e de Calibração. A amostra foi analisada por via seca e passou por cinco leituras no equipamento.

A Figura 3.13 apresenta um resultado das 5 leituras efetuadas com a amostra de catalisador.

O princípio da técnica analítica consiste na realização de análises da distribuição do tamanho de partículas na faixa de 0,05 a 900 µm através do princípio de difração a laser. Esse método é volumétrico e os cálculos para determinar o tamanho das partículas são baseados no modelo matemático de Mie. Esse modelo considera que as partículas são esféricas e não opacas, assim leva em consideração a difração e a difusão da luz na partícula e no meio.



Particle Diameter (µm.)

ID: Catalisador FCC         Run No:         13         Measured:         30/9/09         07:12           File:         300909         Rec. No:         42         Analysed:         30/9/09         07:12           Path:         C:\USUARIOS\HENRYF~1\         Source:         Analysed								
Range: 300 mmBeam: 2.40 mmSampler: MS64Obs': 2.5 %Presentation: 3RHAAnalysis: PolydisperseResidual: 0.623 %Modifications: NoneNone								
$\begin{array}{llllllllllllllllllllllllllllllllllll$								
Size	Volume	Size	Volume	Size	Volume		Size	Volume
(um)	Under%	(um)	Under%	(um)	Under%		(um)	Under%
0.49	0.00	3.60	0.05	26.20	1.84		190.80	100.00
0.58	0.00	4.19	0.14	30.53	2.37		222.28	100.00
0.67	0.00	4.88	0.27	35.56	3.46		258.95	100.00
0.78	0.00	5.69	0.43	41.43	5.64		301.68	100.00
0.91	0.00	6.63	0.58	48.27	9.88		351.46	100.00
1.06	0.00	7.72	0.74	56.23	17.56		409.45	100.00
1.24	0.00	9.00	0.94	65.51	30.10		477.01	100.00
1.44	0.00	10.48	1.14	76.32	47.14		555.71	100.00
1.68	0.00	12.21	1.31	88.91	66.39		647.41	100.00
1.95	0.00	14.22	1.46	103.58	82.20		754.23	100.00
2.28	0.00	16.57	1.49	120.67	92.77		878.67	100.00
2.65	0.00	19.31	1.53	140.58	98.48			
3.09	0.00	22.49	1.61	163.77	100.00			

**Result: Analysis Table** 

Figura 3.13: Análise granulométrica do catalisador de FCC (Fonte: LABORATÓRIO DE RECURSOS ANALÍTICOS E DE CALIBRAÇÃO, UNICAMP).

O termo D[3,2] corresponde ao valor do diâmetro médio de área superficial ou diâmetro médio de Sauter, que representa a média dos diâmetros das esferas de área superficial igual a das partículas reais (FRANÇA *and* COUTO, 2007).

Nesse caso, foi obtida, das 5 leituras, a média aritmética do diâmetro de Sauter, que é aplicado também na simulação numérica, cujo valor obtido é de 56,7 µm.

# 3.1.4 Determinação da Massa Específica

A massa específica do catalisador de FCC foi determinada experimentalmente através do seguinte procedimento:

1°) leitura do volume inicial (Vinicial) de água na proveta;

2°) imersão completa do corpo de prova, no caso o catalisador de FCC, na proveta. Lembrando que o corpo de prova possui massa conhecida;

3°) leitura do novo volume da proveta (V<sub>final</sub>) após a inserção do catalisador;

 $4^{\circ}$ ) determinação do volume deslocado ( $\Delta V$ ), entre o inicial e o final através da Equação 3.7:

$$\Delta V = V_{\text{final}} - V_{\text{inicial}} \tag{3.7}$$

5°) determinação da massa específica do catalisador de FCC ( $\rho_s$ ) por meio da Equação 3.8, a qual relaciona a massa do sólido ( $m_s$ ) pelo volume deslocado ( $\Delta V$ ):

$$\rho_{\rm s} = \frac{\rm m_{\rm s}}{\Delta \rm V} \tag{3.8}$$

A Tabela 3.2 apresenta as propriedades físicas da fase gasosa e da fase sólida utilizadas como padrão nesta dissertação.

	Propriedade	Valor	Unidade
Ar	Viscosidade (µg)	1,8 x 10 <sup>-5</sup>	kg/ms
Atmosférico	Massa específica ( $\rho_g$ )	1,0	kg/m <sup>3</sup>
	Pressão (pg)	1,0	atm
	Temperatura (T)	25	°C
Catalisador	Diâmetro médio de	56,7	μm
de FCC	Sauter $- D[3,2]$		
	Massa específica ( $\rho_s$ )	1.845,0	kg/m <sup>3</sup>
	Número de Stokes (St)	0,91 a 1,79	Adimensional
	Esfericidade ( $\phi_s$ )	1,0	Adimensional

Tabela 3.2: Propriedades físicas do gás e do sólido.

#### 3.1.5 Experimentação Física

Os dados experimentais foram obtidos de acordo com o planejamento apresentado na Tabela 3.3. Cada ensaio experimental corresponde a um estudo de caso, portanto são avaliados 6 estudos de caso diferentes. Nesses experimentos os fatores macroscópicos variáveis são:

- ➤ Fator 1 velocidade média do gás (m/s);
- Fator 2 razão de carga de sólidos  $(g/m^3)$ .

Casos	$\overline{v_g}$ (m/s)	<b>RC</b> (g/m <sup>3</sup> )		
1	5,0	39,0		
2	7,5	74,0		
3	9,8	122,0		
4	5,0	48,0		
5	7,5	96,0		
6	9,8	140,0		

Tabela 3.3: Estudos de caso.

Todos os experimentos foram realizados aleatoriamente com o objetivo de evitar a ocorrência de distorção estatística nos resultados. A aleatorização é um princípio experimental que impede fatores indesejáveis contaminarem os efeitos que se quer investigar (NETO *et al.*, 2002).

# 3.1.6 Metodologia Experimental

Nos dutos, vertical e horizontais, foram definidas regiões bidimensionais no plano axial, para a obtenção dos dados experimentais com a técnica de PIV. Essas regiões foram classificadas da seguinte maneira: Região 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9. Todas essas regiões são identificadas esquematicamente na Figura 3.14.



Figura 3.14: Unidade experimental de dutos e respectivas regiões de estudo.

As tubulações possuem respectivamente: 1.100,0 mm (horizontal 1), 1.180,0 mm (vertical) e 2.100,0 mm (horizontal 2). As regiões escolhidas para as medidas experimentais com o PIV estão situadas nas seguintes localizações da unidade:

- Seção do duto horizontal 1: *Região 1:* 40,0 a 165,0 mm *Região 2:* 435,0 a 555,0 mm *Região 3:* 845,0 a 965,0 mm
- Seção do duto vertical: *Região 4*: 147,0 a 214,0 mm *Região 5*: 545,0 a 614,0 mm *Região 6*: 995,0 a 1.059,0 mm
- Seção do duto horizontal 2: *Região* 7: 140,0 a 270,0 mm *Região* 8: 475,0 a 613,0 mm *Região* 9: 1.218,0 a 1.367,0 mm

# 3.2 ATIVIDADES DE EXPERIMENTAÇÃO NUMÉRICA

O modelo matemático usado neste trabalho é baseado em dois princípios da fluidodinâmica: a conservação da massa e a conservação da quantidade de movimento, tanto para a fase gás como para a fase sólida.

## 3.2.1 Modelagem Matemática e Equações de Conservação para o Escoamento Gás-Sólido

As equações de conservação da massa e do movimento são utilizadas para a solução do modelo matemático. Mas algumas hipóteses, segundo Meier (1998), devem ser adotadas para a resolução do modelo gás-sólido que são: hipótese do contínuo e hipótese da interpenetrabilidade entre as fases. O modelo do escoamento gás-sólido é bifásico e aplica-se o enfoque Euleriano-Euleriano ( $EE_1$ ).

Na hipótese do contínuo, as fases presentes no sistema são consideradas como matéria contínua, desconsiderando as suas características moleculares, ou seja, a fase gás e a sólida são consideradas ininterruptas, além do comportamento continuado dos turbilhões provenientes do escoamento turbulento.

Como as fases são analisadas microscopicamente não podendo ocupar ao mesmo tempo o mesmo volume no espaço, aplica-se a hipótese da interpenetrabilidade, que confere poder as fases de ocupar o mesmo volume no espaço e ao mesmo tempo através da sua interpenetração. Essa análise é realizada em uma escala intermediária entre a microscópica e a macroscópica. Isto possibilita que cada fase, sólida e gasosa, possua suas propriedades médias volumétricas de transporte de forma única.

No modelo bifásico gás-sólido existe a presença de dois fluidos, o hipotético e o real, que admite transferência de movimento. O fluido hipotético é aquele que adquire comportamento fluidodinâmico devido as interações físico-químicas com o fluido real. A fase gás é denominada como fluido real e a fase sólida é denominada como fluido hipotético.

Devido à presença do fluido hipotético, faz-se uso da fração volumétrica da fase gás  $(f_g)$  para o desenvolvimento do modelo. Essa fração representa a relação da vazão volumétrica da fase gás com a vazão volumétrica da fase gás e da vazão volumétrica total da fase sólida do escoamento no domínio espacial e é expressa pela Equação 3.9:

$$f_g = \frac{Q_g}{Q_g + Q_s \cdot \lambda}$$
(3.9)

onde  $Q_g$  é a vazão volumétrica da fase gasosa e  $Q_s$  é da fase sólida, tal que:

$$\mathbf{f}_{g} + \mathbf{f}_{s} = 1 \tag{3.10}$$

e,

$$\lambda = \frac{|\mathbf{v}_{\mathrm{g}}|}{|\mathbf{v}_{\mathrm{g}}|} \tag{3.11}$$

Se  $\lambda = 1$ , o escoamento é dito como sendo homogêneo e do contrário é dito ser heterogêneo.

O enfoque Euleriano aplica os princípios de conservação de massa e de quantidade de movimento considerando que as variações em uma porção do fluido sejam vistas por um observador fixo no espaço. Com todas as hipóteses simplificadoras definidas, parte-se para a aplicação do modelo matemático.

As equações da conservação na forma diferencial conservativa para as fases gasosa e sólida, em condições médias temporais, com abordagem Euleriana para cada fase, são descritas a seguir, respectivamente:

• Equação da conservação da massa para a fase gás ou real:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left( \mathbf{f}_{g} \boldsymbol{\rho}_{g} \right) + \nabla \cdot \left( \mathbf{f}_{g} \boldsymbol{\rho}_{g} \mathbf{v}_{g} \right) = \mathbf{S}_{g}^{p}$$
(3.12)

Equação da conservação da massa para a fase sólida ou hipotética:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\mathbf{f}_{s} \boldsymbol{\rho}_{s}) + \nabla \cdot (\mathbf{f}_{s} \boldsymbol{\rho}_{s} \mathbf{v}_{s}) = \mathbf{S}_{s}^{p}$$
(3.13)

O termo S<sup>p</sup> representa a fonte de massa para cada fase.

Assumindo que não há transferência de massa entre as fases, esses termos são nulos.

$$\mathbf{S}_{\mathrm{g}}^{\mathrm{p}} = \mathbf{S}_{\mathrm{s}}^{\mathrm{p}} = \mathbf{0} \tag{3.14}$$

Equação da conservação da quantidade de movimento para a fase gás ou real:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left( f_g \rho_g \mathbf{v}_g \right) + \nabla \cdot \left( f_g \rho_g \mathbf{v}_g \mathbf{v}_g \right) = -f_g \nabla \cdot \left( \mathbf{T}_g^{\text{ef}} \right) + f_g \rho_g \mathbf{g} - f_g \nabla p_g + \left( \mathbf{F}_{\text{res}} \right)_{g-s}$$
(3.15)

• Equação da conservação da quantidade de movimento para a fase sólida ou hipotética:

$$\frac{\partial}{\partial t} (f_{s} \rho_{s} \mathbf{v}_{s}) + \nabla \cdot (f_{s} \rho_{s} \mathbf{v}_{s} \mathbf{v}_{s}) = -f_{s} \nabla \cdot (\mathbf{T}_{s}^{(t)}) + f_{s} \rho_{s} \mathbf{g} - f_{s} \nabla p_{s} - (\mathbf{F}_{res})_{g-s}$$
(3.16)

onde  $\rho$  é a massa específica para cada fase, tanto sólida como gás, **v** é o vetor velocidade de cada fase, f é a fração volumétrica de cada fase,  $\mathbf{T}_{\mathbf{g}}^{ef}$  é a tensão efetiva que atua sobre o fluido real,  $\mathbf{T}_{s}^{(t)}$  é o tensor turbulento da fase sólida, **g** é o campo gravitacional, p é a pressão atuante em cada fase,  $(\mathbf{F}_{res})_{g-s}$  é o termo de interação entre a fase gás e a fase sólida.

A conservação da quantidade de movimento deve também obedecer à seguinte condição de fechamento nas interfaces:

$$\sum_{s=1}^{np} \mathbf{F}_{res} = 0 \tag{3.17}$$

A fase sólida se comporta como um fluido hipotético, dessa forma ela não possui uma tensão de natureza viscosa ou molecular como os fluidos reais, ou seja, o gás. Os termos  $T_g^{ef}$ ,  $T_s^{(t)}$ , p e  $(F_{res})_{g-s}$  necessitam de equações constitutivas para a sua determinação e assim resolver o problema de fechamento da turbulência.

As equações constitutivas são necessárias para o fechamento do modelo e com isso possibilitar a obtenção da solução do modelo matemático. Essas equações estão descritas a seguir.

# **Tensor Efetivo na Fase Gasosa**

O tensor cisalhante efetivo sobre a fase gás é baseado em uma relação próxima ao modelo geral de um fluido newtoniano. Portanto, o tensor efetivo é diretamente proporcional a taxa de deformação e é descrito da seguinte forma:

$$\mathbf{T}_{\mathbf{g}}^{\mathbf{e}\mathbf{f}} = -2\boldsymbol{\mu}^{\mathrm{e}\mathbf{f}} \mathbf{D}_{\mathbf{g}} \tag{3.18}$$

onde  $\mu^{\text{ef}}$  é viscosidade efetiva e  $D_g$  é a taxa de deformação.

O tensor taxa de deformação é expresso por:

$$\mathbf{D}_{\mathbf{g}} = \frac{1}{2} \left[ \nabla \mathbf{v}_{\mathbf{g}} + \left( \nabla \mathbf{v}_{\mathbf{g}} \right)^{\mathrm{T}} \right]$$
(3.19)

E a viscosidade efetiva da fase gás é descrita pela Equação 3.20.

$$\mu^{\rm ef} = \mu_{\rm g} + \mu_{\rm g}^{\rm (t)} \tag{3.20}$$

onde  $\mu_g$  é a viscosidade molecular e  $\mu_g^{(t)}$  é a viscosidade turbulenta.

## Tensor Turbulento na Fase Gasosa – Modelo de Turbulência k-E Padrão

A viscosidade turbulenta pode ser obtida através de um modelo isotrópico de turbulência conhecido como modelo k- $\varepsilon$  padrão.

O modelo de turbulência k- $\varepsilon$ , proposto por Jones e Launder (1972), é o modelo de duas equações para a turbulência mais comum encontrado nos códigos CFD, pois ele supre a necessidade de se conhecer um comprimento de escala da turbulência. Esse modelo, também conhecido como modelo de viscosidade "Eddy", assume a hipótese de Boussinesq onde os tensores de Reynolds apresentam uma relação com as propriedades médias-temporais similares ao tensor tensão em um escoamento Newtoniano laminar (DECKER, 2003).

Esse modelo adiciona duas novas equações de transporte que devem ser resolvidas simultaneamente com as equações de momento e de massa. Com a adição dessas duas equações, devem ser especificadas mais duas condições de contorno nas entradas e saídas.

O modelo de turbulência k- $\varepsilon$ , na qual a velocidade e a escala do comprimento são resolvidas usando equações separadas de transporte, é muito usado para a determinação da turbulência na fase gasosa, pois oferece um bom acordo entre o esforço numérico e a exatidão computacional (BASTOS, 2005). O modelo k- $\varepsilon$  apresenta grandes limitações quando aplicado a escoamentos vorticiais, principais limitações são a isotropia do tensor de Reynolds e a aproximação pela viscosidade turbulenta (DIAS, 2009).

As equações são escritas somente para a fase gás devido a inexistência de um modelo de turbulência para a fase sólida.

O modelo k- $\varepsilon$  relaciona as tensões de Reynolds com os gradientes médios de velocidade e com a viscosidade turbulenta.

O tensor de Reynolds então é descrito de acordo com a Equação 3.21.

$$\mathbf{T}_{\mathbf{g}}^{(t)} = -2\boldsymbol{\mu}_{\mathbf{g}}^{(t)}\mathbf{D}_{\mathbf{g}}$$
(3.21)

A viscosidade turbilhonar para a fase gás é expressa como:

$$\mu_g^{(t)} = \rho_g c_g q_g l_g \tag{3.22}$$

onde  $q_g$  é a escala de velocidade,  $l_g$  é o comprimento de escala espacial,  $\rho_g$  é a massa específica do gás e  $c_g$  é uma constante empírica.

A energia cinética turbulenta é diretamente relacionada com a escala de velocidade  $q_g$  como mostrado a seguir (FERZIGER, 1987 *apud* MEIER, 1998):

$$k_g = \frac{q_g^2}{2} \tag{3.23}$$

Para a fase gás, uma equação para a energia cinética turbulenta pode ser derivada a partir das equações de Navier-Stokes, subtraindo a equação média temporal da instantânea obtendo uma equação para a flutuação de velocidade como descrita a seguir:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left( f_g \rho_g k_g \right) + \nabla \left( f_g \rho_g \mathbf{v}_g k_g \right) = f_g \nabla \left( \frac{\mu^{ef}}{\sigma^k} \nabla k_g \right) + f_g \left( G_g - \rho_g \varepsilon_g \right)$$
(3.24)

onde a viscosidade efetiva é dada pela Equação 3.20,  $\sigma^k$  é uma constante do modelo k- $\varepsilon$ ,  $\varepsilon_g$  é a taxa de dissipação da energia térmica turbulenta e  $G_g$  é a geração de energia cinética turbulenta.

Essa geração é obtida pelo produto tensorial, também chamado de produto duplamente contraído, entre o tensor de Reynolds e o divergente de velocidade para a fase gás e é expresso da seguinte forma:

$$\mathbf{G}_{g} = -\mathbf{T}_{g}^{(t)} : \nabla \mathbf{v}_{g}$$
(3.25)

A dissipação de energia cinética turbulenta é expressa como:

$$\varepsilon_{g} = c_{g} \left( \frac{q_{g}^{3}}{l_{g}} \right)$$
(3.26)

onde  $c_g$  é uma constante empírica e  $l_g$  é o comprimento de mistura da fase gás.

Com as Equações 3.22, 3.23 e 3.26, obtém a Equação 3.27 para a viscosidade turbulenta da fase gás, a qual é mostrada a seguir. Essa equação faz uma associação da viscosidade turbulenta ( $\mu_g^{(t)}$ ) com a energia cinética turbulenta ( $k_g$ ) e sua dissipação ( $\varepsilon_g$ ).

$$\mu_{g}^{(t)} = C_{\mu} \rho_{g} \frac{k_{g}^{2}}{\varepsilon_{g}}$$
(3.27)

onde  $C_{\mu}$  é uma constante do modelo.

Para o cálculo do  $\varepsilon_g$  é necessário a seguinte equação:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left( f_{g} \rho_{g} \varepsilon_{g} \right) + \nabla \left( f_{g} \rho_{g} \mathbf{v}_{g} \varepsilon_{g} \right) = f_{g} \nabla \left( \frac{\mu^{ef}}{\sigma^{\varepsilon}} \nabla \varepsilon_{g} \right) + f_{g} \left( C_{1} G_{g} - C_{2} \rho_{g} \varepsilon_{g} \right) \frac{\varepsilon_{g}}{k_{g}}$$
(3.28)

As Equações 3.24 e 3.28 representam o modelo de turbulência de duas equações denominado de modelo k- $\varepsilon$  padrão.

A Tabela 3.4 apresenta os valores das constantes empíricas desse modelo.

Constante	C <sub>µ</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	$\sigma^k$	$\sigma^{\epsilon}$
Valor	0,09	1,44	1,92	1,00	1,30

Tabela 3.4: Constantes do modelo k- $\varepsilon$  (MEIER, 1998).

# Tensor Turbulento na Fase Sólida – Teoria Cinética dos Materiais Granulares

Equações constitutivas com base na teoria cinética dos materiais granulares (KTGF) são incorporadas nos modelos contínuos mais atuais, as quais são uma extensão da teoria cinética dos gases clássica. Essa teoria fornece equações de fechamento que consideram a dissipação de energia devido às colisões entre as partículas não serem ideais através de um coeficiente de restituição (MARINI, 2008).

Uma abordagem teórica para a tensão e pressão na fase sólida pode ser obtida por aplicação da teoria cinética dos materiais granulares (KTGF) resultante de uma contribuição cinética e colisional. O modelo KTGF apresentado a seguir é baseado no Manual do FLUENT 6.3 (2006).

A temperatura granular para a fase sólida é proporcional a energia cinética do movimento randômico das partículas. A equação de transporte para a condição de não-equilíbrio derivada da teoria cinética é expressa pela Equação 3.29:

$$\frac{3}{2} \left[ \frac{\partial}{\partial t} \left( \rho_{s} f_{s} \Theta \right) + \nabla \cdot \left( \rho_{s} f_{s} \mathbf{v}_{s} \Theta \right) \right] = \mathbf{T}_{s} : \nabla \mathbf{v}_{s} + \nabla \cdot \left( k_{\Theta} \nabla \Theta \right) - \gamma_{\Theta} + \phi_{ls}$$
(3.29)

onde o primeiro termo após o sinal de igualdade representa a geração de energia para o tensor da fase sólida e o segundo termo representa a difusão da energia. O terceiro termo significa a dissipação colisional da energia e o quarto representa a troca de energia entre a fase gás e a fase sólida.

A equação de transporte para a condição de equilíbrio (produção = dissipação) é descrita pela Equação 3.30.

$$\mathbf{T}_{\mathbf{s}}: \nabla \mathbf{v}_{\mathbf{s}} - \boldsymbol{\gamma}_{\Theta} = \mathbf{0} \tag{3.30}$$

onde:

$$\mathbf{T}_{\mathbf{s}} = -\mathbf{p}_{\mathbf{s}}\mathbf{I} + 2\mu_{\mathbf{s}}\mathbf{D} - \frac{2}{3}\mu_{\mathbf{s}}\nabla\cdot\mathbf{v}_{\mathbf{s}}\mathbf{I} + \mu_{\mathbf{b}}\nabla\cdot\mathbf{v}_{\mathbf{s}}\mathbf{I}$$
(3.31)

Determinando o uso da equação para a condição de equilíbrio na modelagem matemática, apresenta-se então apenas as equações constitutivas para essa situação. O termo de dissipação colisional da energia é representado ela Equação 3.32.

$$\gamma_{\Theta} = \frac{12(1+e^2)g_0}{d_s\sqrt{\pi}}\rho_s f_s^2 \Theta^{3/2}$$
(3.32)

A função de distribuição radial pode ser determinada através da Equação 3.33 indicada para apenas uma fase sólida.

$$g_{0} = \left[1 - \left(\frac{f_{s}}{f_{s,max}}\right)^{1/3}\right]^{-1}$$
(3.33)

onde  $f_{s,max}$  é a fração volumétrica para as partículas para máximo de empacotamento e  $g_0$  é função de distribuição radial.

Essa função é uma distribuição que conduz a passagem da condição de regime compressível ( $f_s < f_{s,max}$ ) onde o espaçamento entre as partículas sólidas tendem a diminuir, para a condição de regime incompressível ( $f_s = f_{s,max}$ ) onde nenhuma diminuição no espaçamento pode ocorrer.

A viscosidade "bulk" da fase sólida é determinada pela Equação 3.34 e representa a resistência das partículas granulares à compressão e expansão.

$$\mu_{\rm b} = \frac{4}{3} f_{\rm s} \rho_{\rm s} d_{\rm s} g_0 \left( 1 + e \right) \left( \frac{\Theta}{\pi} \right)^{1/2}$$
(3.34)

A viscosidade de cisalhamento da fase sólida é expressa, tipicamente, como a soma das contribuições cinética e colisional.

$$\mu_{\rm s} = \mu_{\rm s,col} + \mu_{\rm s,cin} \tag{3.35}$$

onde a contribuição colisional é descrita pela Equação 3.36.

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} f_s \rho_s d_s g_0 \left(1 + e\right) \left(\frac{\Theta}{\pi}\right)^{1/2}$$
(3.36)

A contribuição cinética pode ser determinada pelas expressões de Gidaspow e de Syamlal, respectivamente:

$$\mu_{s,cin} = \frac{10\rho_s d_s \sqrt{\Theta \pi}}{96f_s (1+e)g_0} \left(1 + \frac{4}{5} (1+e)g_0 f_s\right)^2$$
(3.37)

50
$$\mu_{s,cin} = \frac{f_s d_s \rho_s \sqrt{\Theta \pi}}{6(3-e)} \left( 1 + \frac{2(1+e)(3e-1)f_s g_0}{5} \right)$$
(3.38)

A temperatura granular ( $\Theta$ ) pode ser, muitas vezes, o resultado de uma equação algébrica resultante da aplicação da condição de equilíbrio, onde a produção de turbulência é igual a sua dissipação, ao invés de ser determinada por uma equação diferencial de transporte, Equação 3.29.

# Pressão na Fase Sólida

Em fluxos granulares que se encontra no regime compressível, uma pressão de sólidos é calculada de forma independente e utilizada para o termo de gradiente de pressão na equação de momentum da fase granular.

Nessa equação, a temperatura granular é introduzida, aparecendo também na expressão para a pressão de sólidos e para a viscosidade.

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

$$\mathbf{p}_{s} = \mathbf{f}_{s} \boldsymbol{\rho}_{s} \boldsymbol{\Theta} + 2 \boldsymbol{\rho}_{s} (\mathbf{1} + \mathbf{e}) \mathbf{f}_{s}^{2} \mathbf{g}_{0} \boldsymbol{\Theta}$$
(3.39)

onde "e" é o coeficiente de restituição,  $\Theta$  é a temperatura granular e  $g_0$  é a função de distribuição radial.

## Interação Gás-Sólido - Força Resistiva

A força resistiva entre a fase gás e a fase sólida pode ser modelada através da seguinte equação:

$$\left(\mathbf{F}_{res}\right)_{g-s} = \beta_{g-s} \left(\mathbf{v}_{g} - \mathbf{v}_{s}\right) \tag{3.40}$$

onde  $\beta_{{\tt g-s}}$  é o coeficiente de interface entre a fase gás e a fase sólida.

O coeficiente de interface entre a fase gás e a fase sólida,  $\beta_{g-s}$ , pode ser expresso, tanto para escoamentos concentrados com  $f_g < 0.8$  como para escoamentos diluídos com  $f_g > 0.8$ .

Para escoamento diluído usa-se o modelo proposto por Wen e Yu (1966), que relaciona o coeficiente de interface com o coeficiente de arraste,  $Cd_{g-s}$ , entre a fase gás e a sólida (GIDASPOW, 1994). Essa equação, para escoamento diluído, é expressa pela Equação 3.41.

$$\beta_{g-s} = \frac{3}{4} C d_{g-s} \frac{f_g \rho_g |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s| f_s}{d_s \phi_s}$$
(3.41)

onde  $\mathbf{d}_{s}$  é o diâmetro da partícula,  $\boldsymbol{\phi}_{s}$  é a esfericidade da partícula e  $|\mathbf{v}_{g} - \mathbf{v}_{s}|$  é o módulo da velocidade relativa entre as fases gás e sólida.

Para escoamento concentrado usa-se a Equação 3.42 que corresponde a equação constitutiva de Ergun:

$$\beta_{g-s} = 150\mu_g \left(\frac{f_s}{f_g d_s \phi_s}\right)^2 + 1.75 \frac{\rho_g f_s |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s|}{d_s \phi_s}$$
(3.42)

Existe um vasto número de correlações empíricas para o cálculo do coeficiente de arraste entre a fase gás e a fase sólida, Cd<sub>g-s</sub>, para diferentes regiões, presentes na literatura e algumas são apresentadas a seguir.

Regime de Stokes – para a região de 0 < Re ≤ 200. Nessa região o coeficiente é função do arraste por contato.</li>

$$\operatorname{Cd}_{g-s} = \frac{24}{\operatorname{Re}}$$
(3.43)

■ Regime Viscoso – para a região de 200 < Re ≤ 2500. Para essa região, é possível a utilização das correlações de Schiller e Nauman (1933) para estimar o valor do coeficiente de arraste. Nessa região, o coeficiente de arraste diminui com o aumento no número de Reynolds e os arrastes de forma e de contato são respeitáveis.</p>

$$Cd_{g-s} = \frac{24}{Re} \left[ 1 + 0.5 \, Re^{0.687} \right]$$
(3.44)

 Regime Inercial – para a região de 2.500 < Re. Nesta região o domínio é do arraste de forma e o coeficiente não depende do número de Reynolds.

$$Cd_{g-s} = 0.44$$
 (3.45)

# 3.2.3 Códigos de CFD

Vários códigos comerciais de CFD estão disponíveis atualmente no mercado, cada um com suas características próprias, com diferentes capacidades de processamento, modelos físicos, métodos numéricos, flexibilidade geométrica e interface com o usuário. Os pacotes de CFD mais utilizados atualmente são: CFX, PHOENICS e FLUENT.

O software comercial FLUENT 12 da ANSYS, foi usado nos estudos de caso, e possibilita modelar e simular o escoamento de fluidos, transferência de calor e de massa em geometrias complexas (FLUENT 6.3, 2006).

Similarmente aos outros códigos comerciais, o FLUENT 12 é estruturado da seguinte forma: criação de geometria e malha, pré-processador, processador (Solver) e pós-processador.

Na primeira etapa foi desenvolvida a geometria e a malha no pacote ICEM, também da ANSYS, no qual a região tridimensional de interesse foi delimitada e então gerada a malha numérica. Cada elemento do volume de controle delimitado também pode ser chamado de célula.

A malha numérica aplicada nos estudos de caso pertence a categoria não organizada por um sistema de coordenadas, ou seja, ela é uma malha não-estruturada. A malha nãoestruturada possui maior facilidade de refinamento e a mesma é composta por volumes na forma hexaédrica.

Na segunda etapa, pré-processador, foram definidos os modelos matemáticos, as condições de contorno, os fluidos e os sólidos existentes, o passo de tempo, os critérios de convergência, etc, ou seja, todas as informações e características do sistema necessárias para a solução do estudo de caso.

A etapa de processamento é onde ocorre a resolução do estudo de caso e nele pode-se acompanhar a simulação através dos resíduos de erros verificando-se assim, se a solução está ou não tendendo a uma convergência. Nessa etapa, os resultados do estudo de caso são gerados a partir da resolução segregada das equações diferenciais em sua forma discreta.

O principal método na obtenção desses resultados é o dos volumes finitos (MVF). O MVF baseia-se na resolução das equações de conservação de massa, energia e quantidade de movimento não apresentando grandes problemas com instabilidade e convergência.

O MVF consta da integração das equações diferenciais na forma conservativa sobre cada célula ou volume elementar, no tempo e no espaço, de uma malha numérica, da discretização envolvendo a substituição de uma variedade de aproximações por termos na equação integrada e da solução das equações algébricas aplicando um método iterativo. Na etapa da discretização, as equações na forma integral são convertidas em equações algébricas (VERSTEEG *and* MALALASEKERA, 1995).

A vantagem do MVF em relação a outros, se deve ao fato de que no MVF a discretização do modelo por um balanço de propriedade em nível de volumes elementares de controle, garante que todos os princípios de conservação sejam respeitados, para qualquer tamanho de malha (ROPELATO, 2004).

Na etapa do pós-processamento, os resultados obtidos foram analisados qualitativa e quantitativamente. Nessa análise podem ser incluídos os mapas de superfície, gráficos de vetores e de linhas, isocurvas, animações e linhas de corrente.

#### 3.2.4 Experimentos Numéricos

A seguir são descritos os dois experimentos numéricos realizados nesta dissertação, um que diz respeito a análise da dependência da solução com a concentração da malha e o outro que se refere ao estudo de validação de modelos e métodos.

### Análise da Dependência da Solução com a Concentração da Malha

A primeira etapa da simulação numérica consiste na análise da dependência da solução com a concentração da malha ("elementos"). Nessa etapa foram analisadas três diferentes concentrações de malha numérica, conforme apresentado na Tabela 3.5.

 Malha
 Tipo
 Número de Volumes

 1
 30% mais concentrada
 282.711

 2
 Referência
 165.726

 3
 30% menos concentrada
 103.488

Tabela 3.5: Concentrações das malhas analisadas.

Para essas três diferentes concentrações de malha foi aplicado o mesmo modelo com as seguintes particularidades:

- Modelo invíscido e sem pressão na fase sólida;
- Modelo bifásico com interação sólido-sólido infinita, modelo EE<sub>1</sub>;
- > Modelo de turbulência k- $\varepsilon$  para a fase gasosa;
- Modelo de arraste de Schiller e Nauman (1933);
- > Malha numérica com aproximação na parede.

Para esses estudos, são aplicadas as condições referentes ao Experimento 6, vide Tabela 3.3, que possui maior velocidade e maior razão de carga. Para acompanhar e verificar a dependência da solução com a malha numérica é analisada a perda de carga e o acúmulo de sólidos com o tempo.

#### Condições de Contorno

Para as condições de contorno que são aplicadas em todas as fronteiras do sistema em estudo, ou seja, no escoamento gás-sólido em dutos, são assumidas as condições de contorno descritas na Tabela 3.6. A Tabela 3.7 apresenta as condições numéricas aplicadas para a mesma simulação.

Entrada	velocidade prescrita	9,8 m/s
	razão de carga	$140 \text{ g/m}^3$
Paredes	não-deslizamento p/ fase gás	
	deslizamento livre p/ fase sólida	
	funções de parede p/ as propriedades turbulentas	
Saída	pressão prescrita	1,0 atm
	turbulência	<i>k-ε</i> padrão

Tabela 3.6: Condições de contorno da simulação para a concentração da malha.

Tabela 3.7: Condições numéricas da simulação para a concentração da malha.

Passo de tempo	10 <sup>-3</sup> segundos
Esquema de interpolação	$2^{\circ}$ ordem p/ o momentum
	1° ordem p/ demais variáveis
Critério de convergência	10 <sup>-6</sup> p/ a continuidade
	10 <sup>-3</sup> p/ demais variáveis
Tempo total real simulado	2,5 segundos

A metodologia aplicada nas simulações foi o dos volumes finitos. O acoplamento pressão-velocidade utilizado foi o SIMPLE. Os esquemas de interpolação aplicados foram de: 2° ordem para as equações de momentum; 1° ordem para as demais variáveis.

O critério de convergência se fez de acordo com a norma Euclidiana, que corresponde a raiz do somatório do erro ao quadrado. A integração no tempo foi de 2° ordem implícita e fatores de relaxação foram utilizados. O tempo de simulação foi determinado após o escoamento atingir o estado estacionário, que para a análise da dependência da concentração da malha foi de 2,5 segundos de tempo real.

#### Estudos de Validação de Modelos e Métodos

A segunda etapa consiste na simulação numérica do modelo  $EE_1$  realizada no software comercial FLUENT 12 da ANSYS. Esse modelo, empregado para a simulação do escoamento multifásico em dutos, considera a hipótese adicional de que as interações sólido-sólido tendem ao infinito. Dessa forma a fase particulada é representada por uma única fase sólida com um diâmetro médio característico tendo-se assim o modelo Euleriano-Euleriano Bifásico ( $EE_1$ ) como primeira aproximação do escoamento gás-sólido em dutos.

A malha usada nessa etapa é a que apresentou melhor resultado na primeira etapa da simulação, ou seja, a malha 2. Para essa malha foram aplicadas duas hipóteses: modelo

invíscido para o comportamento da fase sólida sem os termos de tensão e de pressão e, modelo da teoria cinética dos materiais granulares (KTGF).

Para ambas as hipóteses foi aplicado o modelo de arraste de Schiller e Nauman (1933). No modelo da teoria cinética dos materiais granulares optou-se pela condição de equilíbrio dinâmico no qual dissipação de energia cinética turbulenta na fase sólida é igual a sua produção. Nesse caso do KTGF variou-se também os coeficientes de restituição, os quais são apresentados na Tabela 3.8.

Tabela 3.8: Coeficientes de restituição.

Coeficiente de restituição		
0,9		
0,99		
0,999		

Portanto, a Tabela 3.9 apresenta todas as simulações numéricas realizadas para a validação dos modelos e métodos empregados nesta dissertação.

Simulação	Тіро
А	Modelo invíscido
B1	Modelo KTGF com coeficiente de restituição de 0,9
B2	Modelo KTGF com coeficiente de restituição de 0,99
B3	Modelo KTGF com coeficiente de restituição de 0,999

Tabela 3.9: Simulações numéricas.

Para essas simulações foram aplicadas as condições referentes aos experimentos 1 e 6, correspondente a menor velocidade e menor razão de carga e maior velocidade e maior razão de carga, respectivamente.

Os estudos de validação dos modelos foram aplicados somente nas seções vertical e horizontal 2 da UE-DC. A seção horizontal 1 não foi analisada nessa etapa pois na simulação não foi considerado o tubo Venturi.

#### Condições de Contorno

Para as condições de contorno que são aplicadas em todas as fronteiras do sistema em estudo, ou seja, no escoamento gás-sólido em dutos, são assumidas as condições de contorno

descritas na Tabela 3.10. A Tabela 3.11 apresenta as condições numéricas aplicadas para a mesma simulação.

Entrada	velocidade prescrita	5,0 e 9,8 m/s
	razão de carga	$39 \text{ e} 140 \text{ g/m}^3$
Paredes	não-deslizamento p/ fase gás	
	deslizamento livre p/ fase sólida	
	funções de parede p/ as propriedades turbulentas	
Saída	pressão prescrita	1,0 atm
	turbulência	<i>k-ε</i> padrão

Tabela 3.10: Condições de contorno da simulação para os estudos de validação.

Tabela 3.11: Condições numéricas da simulação para os estudos de validação.

Passo de tempo	10 <sup>-3</sup> segundos
Esquema de interpolação	$2^{\circ}$ ordem p/ o momentum
	1° ordem p/ demais variáveis
Critério de convergência	10 <sup>-6</sup> p/ a continuidade
	10 <sup>-3</sup> p/ demais variáveis
Tempo total real simulado	5,0 segundos

A metodologia numérica aplicada nas simulações foi a mesma da análise da dependência da concentração da malha, ou seja, o método dos volumes finitos. O acoplamento pressão-velocidade utilizado também foi o SIMPLE. Os esquemas de interpolação aplicados foram os mesmos, 2° ordem para as equações de momentum e 1° ordem para as demais variáveis.

O critério de convergência se fez de acordo com a norma Euclidiana. A integração no tempo foi de 2° ordem implícita e fatores de relaxação também foram utilizados. O tempo de simulação para o estudo da validação dos modelos foi de 5,0 segundos de tempo real, determinado após o escoamento atingir o estado estacionário.

Após ser descrito todos os materiais usados e a metodologia aplicada, inicia-se agora a avaliação e discussão dos resultados. Todas essas informações são apresentadas no capítulo 4 - Resultados e Discussões.

# **CAPÍTULO 4 - RESULTADOS E DISCUSSÕES**

Neste capítulo são apresentados os resultados experimentais, físicos e numéricos, obtidos durante a realização dos experimentos. Além da apresentação dos resultados, os mesmos são analisados e discutidos visando atingir os objetivos desta dissertação.

# 4.1 ANÁLISE EXPERIMENTAL DA DISTRIBUIÇÃO DOS SÓLIDOS APÓS ALIMENTAÇÃO VENTURI

Por meio da técnica PIV obtiveram-se dados experimentais quantitativos das velocidades do escoamento nas posições axiais, mostradas na Tabela 4.1, na seção horizontal 1 da UE-DC localizada a jusante do tubo Venturi, possibilitando a análise dos perfis de velocidade da partícula em várias posições axiais ao longo dos dutos para todos os 6 estudos de caso apresentados no capítulo de materiais e métodos. Essas análises buscam um melhor entendimento dos fenômenos presentes no escoamento gás-sólido após o mesmo passar por um tubo Venturi.

	Posição (mm)	L/D
	50,0	0,5
Região 1	100,0	1,0
	150,0	1,5
	450,0	4,5
Região 2	500,0	5,0
	550,0	5,5
	850,0	8,5
Região 3	900,0	9,0
	950,0	9,5

Tabela 4.1: Posições axiais de medição na seção horizontal 1.

A Figura 4.1 apresenta uma dupla de imagens demonstrativas obtidas com o PIV para o escoamento bifásico na seção horizontal 1 analisada e a Figura 4.2 apresenta os vetores obtidos, instantâneos e médios, após o pós-processamento das imagens simultâneas com o software Davis da La Vision.



Figura 4.1: Dupla de imagem digital obtida na região central do duto da seção horizontal 1 para os tempos (t) e (t +  $\Delta$ t).

Observa-se na Figura 4.2, os vetores com maior velocidade média na região central da imagem, que corresponde a região central do duto, e as posições inferiores e superiores com velocidade menor de acordo com a escala de cor.



Figura 4.2: Campo de velocidade, instantânea e média, do escoamento na seção horizontal 1.

Com os campos de velocidade para a seção horizontal 1, foram construídas as Figuras 4.3 a 4.8, que apresentam os perfis radiais de velocidade em diferentes posições axiais para os 6 estudos de caso apresentados na Tabela 3.3, onde a velocidade média foi variada na faixa de 5 a 9,8 m/s e a razão de carga de 39 a 140 g de sólidos por  $m^3$  de gás.

Notar que as Figuras 4.3 a 4.8 apresentam o desenvolvimento do escoamento desde a seção de alimentação até a transição da região horizontal 1 para a região vertical.



Figura 4.3: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo de caso 1 ( $\overline{v_g} = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m<sup>3</sup>), obtido com o PIV.



Figura 4.4: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo de caso  $2 (v_g = 7,5 \text{ m/s e RC} = 74,0 \text{ g/m}^3)$ , obtido com o PIV.



Figura 4.5: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo de caso 3 ( $\overline{v_g}$  = 9,8 m/s e RC = 122,0 g/m<sup>3</sup>), obtido com o PIV.



Figura 4.6: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo de caso 4 ( $\overline{v_g} = 5,0$  m/s e RC = 48,0 g/m<sup>3</sup>), obtido com o PIV.



Figura 4.7: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo de caso 5 ( $\overline{v_g} = 7,5$  m/s e RC = 96,0 g/m<sup>3</sup>), obtido com o PIV.



Figura 4.8: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 1 para o estudo de caso 6 ( $\overline{v_g} = 9.8 \text{ m/s} \text{ e RC} = 140.0 \text{ g/m}^3$ ), obtido com o PIV.

Para todas as Figuras 4.3 a 4.8, observa-se um perfil de velocidade, para L/D = 0,5, 1,0 e 1,5 em formato cônico, com um pico elevado de velocidade na região central do duto. Essas 64

posições localizam-se na saída do tubo Venturi, o qual proporciona um aumento na velocidade devido o mesmo possuir diâmetro menor do que a tubulação, ou seja, um estrangulamento, e dessa forma o escoamento não está bem distribuído.

Os perfis para as posições seguintes, L/D = 4,5, 5,0, 5,5, 8,5, 9,0 e 9,5, na mesma seção do duto, apresentam, progressivamente, um achatamento devido ao afastamento no tubo iniciando assim um escoamento melhor distribuído e comportado. Nas Figuras 4.5, 4.7 e 4.8, nota-se que o perfil está mais direcionado para a parte inferior do gráfico que corresponde a parte inferior do duto. Esse efeito pode ser justificado mais pela ação de forças inerciais do que por forças devido a ação da gravidade sobre as partículas. Em todos os perfis de velocidade para a região horizontal 1, observa-se que a velocidade próxima a parede do duto é menor do que na região central do perfil, justificando assim o efeito das forças inerciais que provocam uma redução da velocidade das partículas devido ao atrito delas com a parede.

# 4.2 ANÁLISE EXPERIMENTAL DOS EFEITOS DE MUDANÇA DE DIREÇÃO DO ESCOAMENTO

# 4.2.1 Horizontal para Vertical

Foram obtidos dados quantitativos das velocidades do escoamento gás-sólido em várias posições, mostradas na Tabela 4.2, na seção vertical da unidade de dutos, possibilitando assim a análise dos perfis de velocidade das partículas após o escoamento sofrer uma mudança de direção devido a presença de uma curva de 90°.

Os experimentos foram realizados para todos os 6 estudos de caso.

	Posição (mm)	L/D
	150,0	1,5
Região 1	180,0	1,8
	210,0	2,1
	550,0	5,5
Região 2	580,0	5,8
	610,0	6,1
	1000,0	10,0
Região 3	1030,0	10,3
	1060,0	10,6

Tabela 4.2: Posições axiais de medição na seção vertical.

A Figura 4.9 apresenta uma dupla de imagens representativa obtidas com o PIV para o escoamento bifásico na seção vertical analisada.



Figura 4.9: Dupla de imagem digital obtida na região central do duto da seção vertical para os tempos (t) e (t +  $\Delta$ t).

A Figura 4.10 apresenta os vetores, instantâneos e médios, obtidos após o pósprocessamento das imagens simultâneas com o software Davis da La Vision.



Figura 4.10: Campo de velocidade, instantânea e média, do escoamento na seção vertical.

A Figura 4.10 contendo os vetores de velocidade foi obtida na última região da seção vertical, antes da curva de 90°. Nela observa-se um perfil de velocidade melhor desenvolvido porque os vetores com maior velocidade estão localizados na região central do duto.

As Figuras 4.11 a 4.16 apresentam os perfis radiais de velocidade axial para os 6 estudos de caso, caracterizando todo o desenvolvimento do escoamento desde L/D = 1,5 até 10,6.



Figura 4.11: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de caso 1 ( $\overline{v_g} = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m3), obtido com o PIV.



Figura 4.12: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de caso 2 ( $\overline{v_g}$  = 7,5 m/s e RC = 74,0 g/m3), obtido com o PIV.



Figura 4.13: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de caso 3 ( $v_g = 9,8$  m/s e RC = 122,0 g/m3), obtido com o PIV.



Figura 4.14: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de caso 4 ( $\overline{V_g} = 5,0$  m/s e RC = 48,0 g/m3), obtido com o PIV.



Figura 4.15: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de caso 5 ( $\overline{v_g}$  = 7,5 m/s e RC = 96,0 g/m<sup>3</sup>), obtido com o PIV.



Figura 4.16: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção vertical para o estudo de caso 6 ( $v_g = 9,8$  m/s e RC = 140,0 g/m3), obtido com o PIV.

Observa-se em todas as Figuras, 4.11 a 4.16, que para L/D = 1,5, 1,8 e 2,1, os perfis de velocidade apresentam uma região de maior velocidade no lado direito do gráfico, o qual é a 70

região imediatamente a montante da curva. Isso mostra que o escoamento possui uma direção preferencial ao se deparar com um obstáculo, nesse caso a curva de 90°. Portanto, as partículas são direcionadas para a região externa do duto (lado direito) devido a forte força centrífuga atuando sobre as mesmas, mas recuperam-se rapidamente conforme mostra a diminuição dos picos de velocidade para L/D = 5,5, 5,8 e 6,1. Dessa forma, esses picos de velocidade minimizam gradativamente com o aumento da velocidade do escoamento.

Para os perfis de velocidade de L/D = 5,5, 5,8 e 6,1, nota-se o processo de desenvolvimento do escoamento, no qual o escoamento volta a se distribuir igualmente através do raio do duto por estarem localizados em uma região mais afastada da curva. Observa-se que o escoamento para os L/D = 10,0, 10,3 e 10,6, já está praticamente desenvolvido com boa distribuição de sólidos na seção transversal do duto.

Em todos os perfis de velocidade para a região vertical, também se observa que a velocidade próxima a parede do duto é menor do que na região central do perfil, evidenciando-se os efeitos da parede. Outra informação relevante é que os perfis de velocidade para os estudos de caso 3 e 6, os quais compreendem as maiores velocidades, se desenvolveram mais rapidamente que os outros, conforme esperado.

## 4.2.2 Vertical para Horizontal

Foram obtidos também dados quantitativos das velocidades nas posições apresentadas na Tabela 4.3 para a seção horizontal 2. Nessa seção o escoamento muda de direção também após uma curva de 90° que separa o duto vertical do horizontal. Os experimentos com PIV também foram realizados para os 6 estudos de caso.

	Posição (mm)	L/D
	150,0	1,5
Região 1	200,0	2,0
	250,0	2,5
	500,0	5,0
Região 2	550,0	5,5
	600,0	6,0
	1250,0	12,5
Região 3	1300,0	13,0
	1350,0	13,5

Tabela 4.3: Posições axiais de medição na seção horizontal 2.

A Figura 4.17 serve para demonstrar uma dupla de imagens do escoamento bifásico obtida nesse processo para a seção horizontal 2 analisada. A Figura 4.17 apresenta a imagem tratada das partículas escoando pelo duto horizontal 2 obtida pelo PIV.



Figura 4.17: Dupla de imagem digital obtida na região central do duto da seção horizontal 2 para os tempos (t) e (t +  $\Delta$ t).

A Figura 4.18 apresenta os vetores, instantâneos e médios, obtidos após o pósprocessamento com o software Davis da La Vision. A Figura 4.18 mostra o componente axial da fase sólida, instantâneo e médio, para um caso experimental em uma região da seção horizontal 2. Observam-se vetores com maior velocidade na região superior da imagem como resultado da mudança de direção de vertical para horizontal.



Figura 4.18: Campo de velocidade, instantânea e média, do escoamento na seção horizontal 2.

As Figuras 4.19 a 4.24 mostram os perfis de velocidade para os 6 estudos de caso, respectivamente, caracterizando todo o desenvolvimento do escoamento.

Neste experimento, como no anterior, observa-se o efeito da curva de 90°, que mudou a direção do escoamento de vertical para horizontal, sobre o perfil de velocidade axial da fase sólida.



Figura 4.19: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o estudo de caso 1 ( $\overline{v_g} = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m3), obtido com o PIV.



Figura 4.20: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o estudo de caso 2 ( $v_g = 7,5$  m/s e RC = 74,0 g/m3), obtido com o PIV.



Figura 4.21: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o estudo de caso 3 ( $v_g = 9,8$  m/s e RC = 122,0 g/m3), obtido com o PIV.



Figura 4.22: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o estudo de caso 4 ( $v_g = 5,0$  m/s e RC = 48,0 g/m3), obtido com o PIV.



Figura 4.23: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o estudo de caso 5 ( $v_g = 7,5$  m/s e RC = 96,0 g/m3), obtido com o PIV.



Figura 4.24: Perfil radial de velocidade axial da fase sólida na seção horizontal 2 para o estudo de caso 6 ( $v_g = 9,8$  m/s e RC = 140,0 g/m3), obtido com o PIV.

Os perfis de velocidade nas posições L/D = 1,5 a 6,0 apresentam velocidade superiores na região do topo do duto horizontal. Esse pico de velocidade diminui na medida em que as posições axiais aumentam de L/D = 12,5 a 13,5, portanto o escoamento, a partir desse ponto, está praticamente desenvolvido.

Nota-se que nos estudos de caso 3 e 6, o perfil de velocidade se desenvolveu mais rápido que os demais, isso se deve a maior velocidade do escoamento.

Em nenhum dos estudos de caso analisados, verificou-se a presença de qualquer tipo de aglomeração, "*cluster*", no escoamento.

# 4.3 ANÁLISE DA DEPENDÊNCIA DA SOLUÇÃO NUMÉRICA COM A CONCENTRAÇÃO DA MALHA

Como descrito no capítulo de materiais e métodos, foi realizada uma análise da dependência da solução numérica com a concentração da malha, com a simulação numérica da dinâmica do escoamento gás-sólido predita por modelo Euleriano-Euleriano bifásico (EE<sub>1</sub>) na versão de modelo invíscido para a fase sólida.

As Figuras 4.25, 4.26 e 4.27 apresentam as diferentes concentrações de malha analisadas, Malha 1, Malha 2 e Malha 3, respectivamente.



Figura 4.25: Concentração de elementos para a malha 1 (282.711 elementos): (a) seção lateral, (b) seção transversal.



Figura 4.26: Concentração de elementos para a malha 2 (165.726 elementos): (a) seção lateral, (b) seção transversal.



Figura 4.27: Concentração de elementos para a malha 3 (103.488 elementos): (a) seção lateral, (b) seção transversal.

Nessa análise verificaram-se, para as três concentrações de malha, os perfis temporais de perda de carga e acúmulo de sólido em toda a unidade de dutos, avaliando-se a dinâmica

do escoamento gás-sólido desde a condição inicial até um tempo suficiente para garantir o estado estacionário.

Na análise numérica não foi respeitada a presença do tubo Venturi, considerando assim, que o escoamento gás-sólido se encontra bem distribuído. Lembrando que para essas análises foram aplicadas as condições referentes ao caso 6 (maior velocidade e maior razão de carga).

A Figura 4.28 mostra a dinâmica da perda de carga total na unidade dos dutos para a malha 1, 2 e 3, até atingir o estado estacionário.



Figura 4.28: Dinâmica da perda de carga total na unidade de dutos para as malhas 1, 2 e 3.

A Figura 4.29 apresenta a perda de carga final para as três malhas analisadas, ao atingir o estado estacionário. A Figura 4.30 apresenta a dinâmica do acúmulo de sólidos para as malhas 1, 2 e 3, até atingir o estado estacionário e a Figura 4.31 apresenta a massa total em função da concentração da malha.



Figura 4.29: Perda de carga final para as malhas 1, 2 e 3.



Figura 4.30: Perfil do acúmulo de sólidos na unidade de dutos para as malhas 1, 2 e 3.



Figura 4.31: Acúmulo de sólidos final para as malhas 1, 2 e 3.

A dinâmica da perda de carga estabiliza-se após, aproximadamente, 2,0 segundos tempo real, como mostra a Figura 4.28. A malha 1 apresentou maior perda de carga pelo motivo dela ser muito refinada, ao contrário da malha 3 que apresentou a menor perda de carga total. Todos os perfis de perda de carga total apresentaram valores entre 81 e 83 Pa, portanto todas as malhas estão apresentando resultados muito similares.

A dinâmica do acúmulo de sólidos nos dutos, conforme a Figura 4.30 atinge uma condição estacionária a partir de aproximadamente 2,0 segundos de tempo real.

Portanto, a malha selecionada para os estudos de validação dos modelos foi a malha 2, correspondente a malha de referência. A escolha dessa malha se deve ao fato da mesma ser intermediária as demais e necessitar de menor tempo de processamento do que a malha 1.

# 4.4 VERIFICAÇÃO E VALIDAÇÃO DO MODELO MATEMÁTICO EE<sub>1</sub> PARA DUTOS

As simulações para a etapa de verificação e validação do modelo matemático foram realizadas no software comercial FLUENT 12 da ANSYS, como descrito no item 3.2.2, com a malha referência 2, que contêm 165.726 elementos.

Nos quatro tipos de simulação, A, B1, B2 e B3, desconsiderou-se a presença do tubo Venturi na alimentação da fase sólida, o que atende ao fato de que o escoamento está bem distribuído na entrada da unidade de dutos. Dessa forma, as análises numéricas foram realizadas apenas nas seções vertical e horizontal 2.

As simulações foram desenvolvidas com o objetivo de serem analisadas e comparadas com os resultados experimentais físicos podendo assim, validar ou não os modelos matemáticos.

A Tabela 4.4 apresenta as posições e os L/D onde foram obtidos os perfis radiais de velocidade axial da fase sólida no duto vertical.

	Posição (mm)	L/D
Região 1	180,0	1,8
Região 2	580,0	5,8
Região 3	1030,0	10,3

Tabela 4.4: Posições axiais de medição na seção vertical.

As Figuras 4.32, 4.35 e 4.36 apresentam os perfis radiais da velocidade axial do sólido para o caso 1 (menor velocidade e menor razão de carga) para os modelos numéricos invíscido (A), KTGF (B1, B2 e B3) e o experimental. Os perfis de velocidade da Figura 4.32 são obtidos na primeira região da seção vertical para L/D = 1,8, da Figura 4.35 na segunda região da seção vertical para L/D = 5,8, e os perfis de velocidade da Figura 4.36 são obtidos na terceira região da seção vertical para L/D = 10,3.

Analisando o número de Stokes para esse estudo de caso, St = 1,37337, pode-se assumir que a velocidade da fase sólida é diferente da fase gasosa. Observa-se na Figura 4.32 um efeito importante, causado pela presença da curva a montante da seção vertical, tanto para o perfil experimental quanto para o numérico, uma região de maior velocidade média nas proximidades do duto. Entretanto os perfis mostram que na área próxima a parede do duto, há uma região praticamente sem velocidade de sólidos correspondente ao pico invertido na figura.

No caso da Figura 4.32, a queda observada na magnitude da velocidade axial da fase sólida na região adjacente a parede, para os modelos invíscido e "viscoso" com KTGF para a fase sólida, sugere algum efeito relacionado com a concentração de sólidos naquela região.



Figura 4.32: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) e invíscido da fase sólida e da fase gás, para o caso 1 ( $V_g = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m3) na 1° região da seção vertical e L/D = 1,8.

O simulador CFX 12.0 foi usado, nesse estudo de caso, para comprovar a existência de uma estratégia numérica do FLUENT com a análise do modelo  $EE_1$  invíscido. Verifica-se na Figura 4.32, referente ao modelo invíscido do CFX, que a fase sólida apresenta perfil de velocidade mesmo para as baixas frações volumétricas.

O perfil de velocidade da fase sólida do modelo invíscido, implementado no CFX, apresentou tendência similar comparado com os dados experimentais.

As Figura 4.33 e 4.34 apresentam o perfil de fração volumétrica da fase sólida obtidos pelos modelos numéricos "viscoso" KTGF B1, B2 e B3, e o invíscido da fase sólida, ambos para L/D = 1,8 e do FLUENT.

A Figura 4.33 mostra uma elevação na magnitude da fração volumétrica na região adjacente a parede. A Figura 4.34 apresenta uma visão maximizada da região próxima a zero da Figura 4.33, mostrando que aproximadamente não há sólidos na posição radial entre 20 e 40 mm. Se comparada com a Figura 4.32, essa mesma região possui a característica similar significando que onde o perfil da velocidade axial é praticamente nulo não há fração volumétrica de sólidos considerável. Esse resultado é derivado do FLUENT, que apresenta

uma estratégia numérica de anular a velocidade da fase sólida para quando a sua fração volumétrica for da ordem de  $10^{-7}$  ou menor.



Figura 4.33: Perfis de fração volumétrica numérica da fase sólida para o caso 1 ( $\overline{v_g} = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m<sup>3</sup>) na 1° região da seção vertical para L/D = 1,8.



Figura 4.34: "Zoom" da Figura 4.33 na região da fração volumétrica de -1 x 10-7 a 2 x 10-6.

Na Figura 4.35, os perfis numéricos seguem a mesma tendência do perfil experimental, com uma área de maior velocidade na região próxima a parede do duto.

Nessa posição L/D do duto vertical, os perfis estão assumindo a forma de um escoamento desenvolvido. Isto fica ainda mais evidente com a análise da Figura 4.36, cuja posição L/D é maior e os perfis são típicos de um escoamento desenvolvido.

Por análise dos perfis das Figuras 4.32, 4.35 e 4.36, pode-se concluir que no caso de baixa velocidade e baixa razão de carga, o modelo invíscido apresentou melhores resultados quando da comparação com os dados experimentais obtidos por PIV para todas as posições verticais analisadas. A medida que o escoamento se desenvolve, a representação do modelo é ainda mais consistente. No caso do modelo "viscoso" para a fase sólida, representado pelo modelo KTGF de equilíbrio, não foi verificada sensibilidade significativa com a variação do coeficiente de restituição na faixa de 0,9 a 0,999.

Nas Figuras 4.35 e 4.36, as frações volumétricas são distribuídas na seção transversal de maneira mais uniforme, com valores maiores que 10<sup>-7</sup>, e a estratégia do FLUENT não foi usada. As Figuras 4.37 a 4.40 apresentam os perfis de fração volumétrica para os dois casos que comprovam essa observação.



Figura 4.35: Perfis radiais da velocidade axial experimental, numérico invíscido e viscoso KTGF (B1, B2 e B3) da fase sólida para o caso 1 ( $v_g = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m3) na 2° região da seção vertical e L/D = 5,8.



Figura 4.36: Perfis radiais da velocidade axial experimental, numérico invíscido e viscoso KTGF (B1, B2 e B3) da fase sólida para o caso 1 ( $\overline{v_g}$  = 5,0 m/s e RC = 39,0 g/m<sup>3</sup>) na 3° região da seção vertical para L/D = 10,3.



Figura 4.37: Perfis de fração volumétrica numérica da fase sólida para o caso 1 ( $V_g = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m3) na 2° região da seção vertical para L/D = 5,8.


Figura 4.38: "Zoom" da Figura 4.37 na região da fração volumétrica de -1 x 10-5 a 4 x 10-5.



Figura 4.39: Perfis de fração volumétrica numérica da fase sólida para o caso 1 ( $\overline{v_g} = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m<sup>3</sup>) na 3° região da seção vertical para L/D = 10,3.



Figura 4.40: "Zoom" da Figura 4.39 na região da fração volumétrica de -1 x 10-5 a 4 x 10-5.

As Figuras de 4.41 a 4.43 apresentam os mapas de velocidade para as três regiões do duto vertical para o estudo de caso 1, que corresponde a menor velocidade e menor razão de carga. Como nos estudos de validação não houve resultados significativos entre os três modelos KTGF, B1, B2 e B3, optou-se por apresentar apenas os mapas de velocidade da simulação B1.

Na Figura 4.41 pode-se observar claramente, que na região perto da parede, a velocidade axial da fase sólida possui valores muito próximos a zero, e como comprovada através da Figura 4.32, nessa região praticamente não há a presença de partículas sólidas.



Figura 4.41: Mapa de cores da velocidade axial da fase sólida para a 1° região do duto vertical para o caso 1: (a) experimental, (b) invíscido, (c) viscoso KTGF-B1.



Figura 4.42: Mapa de cores da velocidade axial da fase sólida para a 2° região do duto vertical para o caso 1: (a) experimental, (b) invíscido, (c) viscoso KTGF-B1.



Figura 4.43: Mapa de cores da velocidade axial da fase sólida para a 3° região do duto vertical para o caso 1: (a) experimental, (b) invíscido, (c) viscoso KTGF-B1.

Nas Figuras, 4.42 e 4.43, nota-se que o escoamento tende a se tornar desenvolvido quanto maior for o valor de L/D, como já verificado nos gráficos dos perfis de velocidade axial experimental da seção vertical.

Os mapas de velocidade correspondem aos escoamentos da fase sólida obtidas experimentalmente e numericamente, para os modelos invíscido e KTGF – B1 simulados no FLUENT.

Os perfis radiais da velocidade axial da fase sólida para o caso 6 (maior velocidade e maior razão de carga) para os modelos numéricos invíscido (A), KTGF (B1, B2 e B3) e o experimental são apresentados nas Figuras 4.44, 4.45 e 4.46.

Nessas figuras, os perfis de velocidade axiais também são obtidos na primeira, segunda e terceira região da seção vertical, mas para os L/D = 1,8, 5,5 e 10,3, respectivamente.

O CFX 12.0 também foi usado para o estudo de caso 6, para comprovar a existência da estratégia numérica do FLUENT com a análise do modelo  $EE_1$  invíscido.

Com o número de Stokes de 1,79480 para o estudo de caso 6, assume-se também que a velocidade da fase sólida é diferente da fase gasosa.

O modelo invíscido implementado no CFX, apresentou concordância com os dados experimentais, possuindo a mesma tendência de comportamento do escoamento.



Figura 4.44: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) e invíscido da fase sólida e gás, para o caso 6 ( $v_g = 9,8$  m/s e RC = 140,0 g/m3) na 1° região da seção vertical e L/D = 1,8.



Figura 4.45: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) e invíscido da fase sólida e gás, para o caso 6 ( $v_g = 9,8$  m/s e RC = 140,0 g/m3) na 2° região da seção vertical e L/D = 5,8.



Figura 4.46: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) e invíscido da fase sólida e gás, para o caso 6 ( $\overline{v_g}$  = 9,8 m/s e RC = 140,0 g/m<sup>3</sup>) na 3°

região da seção vertical e L/D = 10,3.

A Tabela 4.5 apresenta as posições e os L/D onde foram obtidos os perfis de velocidade do sólido na seção do duto horizontal 2.

	Posição (mm)	L/D
Região 1	200,0	2,0
Região 2	550,0	5,5
Região 3	1300,0	13,0

Tabela 4.5: Posições axiais de medição na seção horizontal 2.

As Figuras 4.47, 4.48 e 4.49 apresentam os perfis radiais da velocidade axial do sólido também para o caso 1, para os modelos numéricos invíscido (A), KTGF (B1, B2 e B3) e o experimental.



Figura 4.47: Perfis radiais da velocidade axial experimental, numérico invíscido e viscoso KTGF (B1, B2 e B3) da fase sólida para o caso 1 ( $v_g = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m3) na 1° região da seção horizontal 2 e L/D = 2,0.



Figura 4.48: Perfis radiais da velocidade axial experimental, numérico invíscido e viscoso KTGF (A, B1, B2 e B3) da fase sólida para o caso 1 ( $v_g = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m3) na 2° região da seção horizontal 2 e L/D = 5,5.



Figura 4.49: Perfis radiais da velocidade axial experimental, numérico invíscido e viscoso KTGF (A, B1, B2 e B3) da fase sólida para o caso 1 ( $v_g = 5,0$  m/s e RC = 39,0 g/m3) na 3° região da seção horizontal 2 e L/D = 13,0.

Os perfis de velocidade da Figura 4.47 são obtidos na primeira região da seção horizontal 2 para L/D = 2,0. Os perfis de velocidade da Figura 4.48 e 4.49 são obtidos na segunda e terceira região da seção horizontal 2 para L/D = 5,5 e 13,0, respectivamente.

Nos perfis de velocidade axial da fase sólida da Figura 4.47, da mesma forma que nos resultados observados na Figura 4.32, pode-se observar o nítido efeito da curva sobre o perfil. Neste caso, a curva foi utilizada para promover a mudança na direção do escoamento de vertical para horizontal.

Observa-se que, na posição axial L/D = 2,0 (Figura 4.47) e na posição L/D = 5,5 (Figura 4.48), é possível observar perfis de velocidade superiores na região do topo superior do duto horizontal 2.

Vale ressaltar que esta velocidade axial no topo do duto diminui, a medida que as posições axiais aumentam, como mostra a Figura 4.49.

Da mesma forma que observado na Figura 4.36, as características do perfil de velocidade axial das partículas na Figura 4.49, nesse caso para todos os modelos numéricos e o experimental, se parecem com o perfil de velocidade de escoamentos desenvolvidos.

Tanto os dados experimentais como os numéricos seguem a mesma tendência de comportamento para todas as três Figuras 4.47, 4.48 e 4.49.

Quanto à comparação entre os dados numéricos e os experimentais, pode-se verificar que uma validação qualitativa é obtida para todas as posições L/D analisadas, com pouca sensibilidade entre os modelos e melhor representação da região de escoamento desenvolvido.

Os mapas de velocidade para as três regiões do duto horizontal 2, estudo de caso 1, são demonstrados a seguir através das Figuras 4.50 a 4.52. Nesses mapas estão os resultados experimentais, modelo invíscido e viscoso B1 simulados no FLUENT.



Figura 4.50: Mapa de cores da velocidade axial da partícula para a 1° região do duto horizontal 2 para o caso 1: (a) experimental, (b) invíscido, (c) viscoso KTGF-B1.



Figura 4.51: Mapa de cores da velocidade axial da partícula para a 2° região do duto horizontal 2 para o caso 1: (a) experimental, (b) invíscido, (c) viscoso KTGF-B1.

Nessas figuras, observa-se comportamento do escoamento similar as Figuras 4.41, 4.42 e 4.43. Esse comportamento sofre um efeito de curvatura e após tende a se tornar desenvolvido quanto maior for o valor de L/D.



Figura 4.52: Mapa de cores da velocidade axial da partícula para a 3° região do duto horizontal 2 para o caso 1: (a) experimental, (b) invíscido, (c) viscoso KTGF-B1.

Os perfis radiais da velocidade axial da fase sólida para o caso 6 (maior velocidade e maior razão de carga) para os modelos numéricos invíscido (A), KTGF (B1, B2 e B3) e o experimental são apresentados nas Figuras 4.53, 4.54 e 4.55. Nessas figuras, os perfis de velocidade axiais também são obtidos na primeira, segunda e terceira região da seção horizontal 2, mas para os L/D = 2,0, 5,5 e 13,0, respectivamente.



Figura 4.53: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) e invíscido da fase sólida e gás, para o caso 6 ( $v_g = 9,8$  m/s e RC = 140,0 g/m3), 1° região da seção horizontal 2, L/D = 2,0.



Figura 4.54: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) e invíscido da fase sólida e gás, para o caso 6 ( $v_g = 9,8$  m/s e RC = 140,0 g/m3), 2° região da seção horizontal 2, L/D = 5,5.



Figura 4.55: Perfis radiais da velocidade axial experimental, modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) e invíscido da fase sólida e gás, para o caso 6 ( $\overline{v_g}$  = 9,8 m/s e RC = 140,0 g/m<sup>3</sup>), 3° região da seção horizontal 2, L/D = 13,0.

O CFX 12.0 também foi usado para a análise do modelo  $EE_1$  invíscido, para o estudo de caso 6 na seção horizontal 2, comprovando a existência da estratégia numérica do FLUENT, comentada anteriormente.

Com o número de Stokes de 1,79480, para o estudo de caso 6, assume-se da mesma forma que a velocidade da fase sólida é diferente da fase gasosa.

As Figuras 4.44, 4.45, 4.46, 4.53, 4.54 e 4.55 apresentam valores discrepantes entre os dados numéricos dos modelos "viscosos" KTGF e o invíscido da fase sólida FLUENT e os experimentais. Isto se deve ao fato do modelo de turbulência utilizado, k- $\varepsilon$ , não ser adequado para representar processos onde o escoamento não se encontra desenvolvido. No entanto, para o caso 1 no duto vertical e no horizontal 2, a medida que as posições L/D aumentam, uma melhor corroboração entre os dados numéricos e os experimentais é alcançada.

Os modelos KTGF (B1, B2 e B3) apresentaram, em todas as situações analisadas, o mesmo comportamento, mostrando que a variação mínima do coeficiente de restituição não altera significativamente os resultados dos perfis de velocidade axial da fase sólida.

Quanto à comparação entre os dados numéricos do modelo invíscido e KTGF, e os experimentais, pode-se observar uma validação qualitativa para o caso 1 nas posições axiais L/D = 5,8, 10,3, 2,0, 5,5 e 13,0, Figuras 4.35, 4.36, 4.47, 4.48 e 4.49, respectivamente. Nas posições L/D = 1,8, 5,8, 10,3, 2,0, 5,5 e 13,0, do caso 6, Figuras 4.44, 4.45, 4.46, 4.53, 4.54 e 4.55, respectivamente, os modelos invíscido da fase sólida do FLUENT e o KTGF não foram capazes de reproduzir o perfil de velocidade axial da fase sólida.

Mesmo assumindo que a velocidade axial da fase sólida é diferente da velocidade axial da fase gás devido aos altos números de Stokes, compara-se os resultados experimentais e os resultados do modelo invíscido obtidos no simulador CFX 12.0 para a fase gás. Dessa comparação pode-se validar qualitativamente esse modelo para os dois estudos de caso, em todas as três regiões das duas seções, vertical e horizontal 2.

Com os resultados obtidos até o momento pode-se concluir que os modelos invíscido e KTGF, considerando-se os efeitos geométricos tridimensionais e transientes, permitem prognósticos realistas dos campos de velocidade axial da fase sólida, para escoamentos gás-sólido diluído a baixa velocidade, tanto em tubulações horizontais quanto verticais.

## **CONCLUSÕES E SUGESTÕES**

A seguir são apresentadas as conclusões referentes às atividades de experimentação física:

• os perfis de velocidade axial da fase sólida no duto horizontal 1, na primeira região após o tubo Venturi, apresentam um pico de velocidade maior na região central do duto devido aos sólidos não estarem bem distribuídos na seção transversal, ou seja, o tubo venturi influencia consideravelmente a distribuição dos sólidos e o comportamento do escoamento;

• os perfis de velocidade axial dos sólidos no duto vertical na região após a curva apresentam regiões com maior velocidade na lateral externa do duto gerada pela curva a montante, devido a um escoamento preferencial e a forças de inércia. O perfil de velocidade axial dos sólidos na região mais longe da curva do duto vertical apresenta-se muito semelhante ao dos escoamentos desenvolvidos diferentemente daqueles na região imediatamente após a curva;

 para os L/D maiores, o escoamento se torna mais desenvolvido e melhor distribuído, fenômeno presenciado em qualquer uma das seções da unidade de dutos, vertical e horizontais;

 a imperfeição dos dutos em acrílico gera reflexões indesejáveis nas imagens captadas com a técnica PIV, comprometendo assim a qualidade das mesmas e conseqüentemente a determinação dos vetores de velocidade.

As conclusões em relação às atividades de experimentação numérica são apresentadas a seguir:

 tanto o modelo numérico invíscido quanto o modelo da teoria cinética dos materiais granulares para os três diferentes coeficientes de restituição apresentaram resultados bons qualitativamente em relação aos experimentos físicos, para escoamentos diluídos e com menor velocidade. Portanto, esses modelos numéricos podem ser validados para o escoamento em dutos com essas características;

 o modelo invíscido da fase sólida e o "viscoso" KTGF não reproduziram quantitativamente os resultados experimentais para o estudo de caso 6, com maior velocidade e maior razão de carga;

103

 o modelo invíscido da fase gás, implementado tanto no código CFX quanto no FLUENT, reproduziu os dados experimentais, corroborando assim o modelo numérico EE<sub>1</sub> para dutos.

Como sugestões sobre os experimentos físicos podem-se apresentar os seguintes:

 melhoria no equipamento de alimentação de sólidos, pois o mesmo não consegue manter com precisão desejada a razão de carga no sistema;

 medições dos campos de velocidade com a técnica PIV nas regiões intermediárias as regiões medidas, para assim, possuir um mapeamento completo da velocidade axial do sólido em toda a unidade de dutos;

• medição das velocidades axiais no equipamento ciclone, tanto para a fase gás, como para a fase sólida;

• melhoria nas tubulações em acrílico para eliminar qualquer imperfeição nos mesmos que comprometa os dados experimentais obtidos;

 verificação da conservação da massa nos resultados experimentais, necessitando-se assim das frações volumétricas da fase particulada;

• realização de análises estatísticas em todos os resultados experimentais;

• uso de partículas traçadoras com número de Stokes muito menor que 0,1 para obter os perfis de velocidade axial da fase gás e partículas com número de Stokes bem maior do que 0,1 para captar os perfis de velocidade axial da fase sólida.

As sugestões sobre os experimentos numéricos são:

 novos estudos numéricos para avaliar diferentes modelos, tanto de turbulência, quanto da força de arraste gás-sólido;

 estudo para verificar e entender como funciona a estratégia numérica do FLUENT que anula a velocidade da fase sólida quando a fração volumétrica possuir valor da ordem de 10<sup>-7</sup>;

 desempenho de experimentos com o modelo "viscoso" KTGF de não equilíbrio nos simuladores FLUENT e CFX;

aplicação do Reynolds Stress no modelo invíscido com uma aproximação menor na parede;

• execução de experimentos com o modelo "viscoso" KTGF de equilíbrio no simulador comercial CFX.

## **REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

AKILLI, H. *et al.* Gas-solid behavior in a horizontal pipe after a 90° vertical-tohorizontal elbow. Powder Technology, v.116, p. 43-52, 2001.

ALVES, J. J. N.; MORI, M. Fluid dynamic modelling and simulation of circulating fluidized bed reactors: analyses of particle phase stress models. Computers Chemical Engineering, v. 22, p. 763-766, 1998.

ANDREU, P. *et al.* Desarrollo de catalizadores para el processo de craqueo catalítico en lecho fluidizado. Ediciones Tecnicas de Intevep, 1992.

BASTOS, J. C. S. C. Simulação do escoamento gás-sólido em um duto cilíndrico vertical em leito fluidizado rápido aplicando a técnica CFD. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2005.

CHEN, J.; CHANG, C. A moving PIV system for ship model test in a towing tank. Ocean Engineering, v. 33, p. 2025-2046, 2006.

COSTA, A. F. *et al.* **Preparo de catalisadores de FCC modificados com siloxanos para redução do índice de atrito e aumento da acessibilidade**. Boletim Técnico da Petrobrás, Rio de Janeiro, v. 47, p. 255-265, 2004.

CROWE, C. T. Numerical models for dilute gas-particle flows. Journal of Fluids Engineering, v. 104, p. 297-303, 1982.

DECKER, R. K. Modelagem e simulação tridimensional transiente do escoamento gássólido. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2003.

DECKER, R. K. Análise de estruturas coerentes de larga escala em jatos de dispersão bifásicos. Tese de Doutorado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2008.

DECKER, R. K. *et al.* Numerical simulation of gas-solid flow in ducts by CFD techniques. Computational Methods in Multiphase Flow V, p. 45-54, 2009.

DIAS, D. B. Avaliação de técnicas de fluidodinâmica computacional em ciclones. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2009.

DOMINGUES, R. B. Injeção de partículas de FCC usando injetores gás-sólido tipo Venturi. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2006.

EL-BEHERY, S. M. *et al.* **CFD prediction of air-solid flow in 180° curved duct.** Powder Technology, v. 191, p. 130, 2009.

ERTHAL, R. H. Modelagem e simulação dinâmica de um conversor de craqueamento catalítico. Dissertação de Mestrado, CEFET, Curitiba, Paraná, 2003.

FERZIGER, J. H. Simulation of incompressible turbulent flows. Journal Comp. Phys, v. 69, p. 01-48, 1987.

FLUENT 6.3. User's Guide. Estados Unidos: Fluent Inc, 2006.

FOKEER, S. *et al.* Characterisation of the cross sectional particle concentration distribution in horizontal dilute flow conveying – a review. Chemical Engineering and Processing, v. 43, p. 677, 2004.

FRANÇA, S. C. A., COUTO, H. J. B. Análise microgranulométrica – Malvern e Sedigraph. Comunicação Técnica, CETEM, Rio de Janeiro, 2007.

GUTKOSKI, L. L. Ferramenta computacional para medição de campos de velocidade utilizando processamento digital de imagens. Dissertação de Mestrado, UFRGS, Porto Alegre, Rio Grande do Sul, 2001.

GIDASPOW, D. Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory descriptions. Londres: Academic Press, 1994.

HUI-XIAN, S. Experimental research of flow structure in a gas-solid circulating fluidized bed riser by PIV. Journal of Hydrodynamics, v. 19, p. 712-719, 2007.

IBRAHIM, K. A. *et al.* Effect of bend orientation and flow direction on the behaviour of gas–solid flow. Proc. 8th Int. Conf. of Fluid Dynamics and Propulsion, v. 136, p. 14-17, 2006.

JONES, W. P.; LAUNDER, B. E. The prediction of laminarization with a two-equation model of turbulence. Int. J. Heat Transfer, v. 15, p. 301-314, 1972.

LIU, Z. *et al.* An experimental method of examining three-dimensional swirling flows in gas cyclones by 2D-PIV. Chemical Engineering Journal, v. 133, p. 247-256, 2007.

LOPES, C. G. Desenvolvimento de modelo numérico tridimensional e elíptico para o estudo de escoamentos no interior de dutos cilíndricos. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2008.

MANUAL LA VISION. Flow master. Alemanha: La Vision, 2007.

MARINI, F. Simulação de um leito fluidizado aplicando a técnica CFD baseada na teoria cinética do escoamento granular. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2008.

MEIER, H. F. Modelagem fenomenológica e simulação bidimensional de ciclones por técnicas da fluidodinâmica computacional. Tese de Doutorado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 1998.

MIRANDA, M. A. C. Utilização de velocimetria por imagem de partícula na visualização e caracterização de escoamento bifásico. Dissertação de Mestrado, UFSC, Florianópolis, Santa Catarina, 2004.

MIYAZAKI, K. *et al.* **PIV measurement of particle motion in spiral gas-solid two-phase flow**. Experimental Thermal and Fluid Science, v. 19, p. 194-203, 1999.

MOREIRA, D. R. R. Simulação não isotérmica de um regenerador FCC usando a fluidodinâmica computacional. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2002.

NETO, B. B. *et al.* Como fazer experimentos: pesquisa e desenvolvimento na ciência e na indústria. Campinas: UNICAMP, 2° ed., 2002.

NING, T. *et al.* **PIV measurement of turbulent mixing layer flow with polymer additives.** 6° Simpósio Internacional de Técnicas de Medidas de Escoamentos Multifásicos, v. 147, 2009.

NOGUCHI, K.; NEZU, I.. Particle-turbulence interaction and local particle concentration in sediment-laden open-channel flows. Journal of Hydro-Environment Research, v. 3, p. 54-68, 2009.

NORILER, D. Modelagem matemática e simulação numérica do escoamento líquidovapor num prato de destilação. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2003.

REINEHR, E. L. Simulação da dispersão de contaminantes particulados em atmosferas confinadas. Tese de Doutorado, UFSC, Florianópolis, Santa Catarina, 2003.

ROPELATO, K. Modelagem 3D e simulação dinâmica do escoamento gás-sólido em reator downer. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2004.

ROSA, L. M. **Simulação de reações químicas e consumo de calor em risers.** Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas, São Paulo, 2002.

SCHILLER, L.; NEUMAN, A. Z. A drag coefficient correlation. Verein Deutschen Ingenieure Zeitung, v. 77, p. 318–320, 1933.

VERSTEEG, H. K.; MALALASEKERA, W. An introduction to computational fluid dynamics: the finite volume method. New York: Longman Scientific & Technical, 1995.

WEN, C.Y., YU, Y. H. Mechanics of fluidization. Chemical Engineering Prog. Symp. Ser. v. 62, p. 100-111, 1966.

WHITE, F. M. Fluid Mechanics. Mc Graw-Hill, 2003.

WU, X. *et al.* Experimental investigation of interparticle collision in the upper dilute zone of a cold CFB riser. International Journal of Multiphase Flow, v. 34, p. 924-930, 2008.

YASUNA, J. A. *et al.* Quantitative prediction of gas-particle flow in a vertical pipe with particle-particle interactions. Powder Technology, v. 84, p. 23-34, 1995.

## Livros Grátis

(<u>http://www.livrosgratis.com.br</u>)

Milhares de Livros para Download:

Baixar livros de Administração Baixar livros de Agronomia Baixar livros de Arquitetura Baixar livros de Artes Baixar livros de Astronomia Baixar livros de Biologia Geral Baixar livros de Ciência da Computação Baixar livros de Ciência da Informação Baixar livros de Ciência Política Baixar livros de Ciências da Saúde Baixar livros de Comunicação Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE Baixar livros de Defesa civil Baixar livros de Direito Baixar livros de Direitos humanos Baixar livros de Economia Baixar livros de Economia Doméstica Baixar livros de Educação Baixar livros de Educação - Trânsito Baixar livros de Educação Física Baixar livros de Engenharia Aeroespacial Baixar livros de Farmácia Baixar livros de Filosofia Baixar livros de Física Baixar livros de Geociências Baixar livros de Geografia Baixar livros de História Baixar livros de Línguas

Baixar livros de Literatura Baixar livros de Literatura de Cordel Baixar livros de Literatura Infantil Baixar livros de Matemática Baixar livros de Medicina Baixar livros de Medicina Veterinária Baixar livros de Meio Ambiente Baixar livros de Meteorologia Baixar Monografias e TCC Baixar livros Multidisciplinar Baixar livros de Música Baixar livros de Psicologia Baixar livros de Química Baixar livros de Saúde Coletiva Baixar livros de Servico Social Baixar livros de Sociologia Baixar livros de Teologia Baixar livros de Trabalho Baixar livros de Turismo