

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL  
SEÇÃO CIRCULANTE

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO

DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

***MODELAGEM E SIMULAÇÃO TRIDIMENSIONAL TRANSIENTE DO  
ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDO***

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

Aluno: Rodrigo Koerich Decker

Orientador: Prof. Dr. Milton Mori

Co-Orientador: Prof. Dr. Henry França Meier

Campinas - SP

Março de 2003

UNICAMP

UNIDADE	B e
Nº CHAMADA	T/UNICAMP
	D357m
V	EX
TOMBO BCI	55077
PROC.	16-124103
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	07/08/03
Nº CPD	

CM00187261-1

BIBID. 297407

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

D357m Decker, Rodrigo Koerich  
Modelagem e simulação tridimensional transiente do escoamento gás-sólido / Rodrigo Koerich Decker.-- Campinas, SP: [s.n.], 2003.

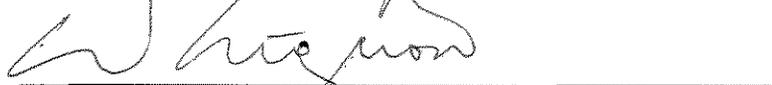
Orientadores: Milton Mori e Henry França Meier.  
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Escoamento bifásico. 2. Escoamento turbulento.  
3. Dinâmica dos fluidos. 4. Modelos matemáticos. 5. Método dos volumes finitos. 6. Métodos de simulação.  
I. Mori, Milton. II. Meier, Henry França. III. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. IV. Título.

Dissertação de Mestrado defendida por Rodrigo Koerich Decker e aprovada em 31 de março de 2003 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Prof. Dr. Milton Mori



Dr. Waldir Pedro Martignoni



Dra. Maria das Graças Enrique da Silva

200326724

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

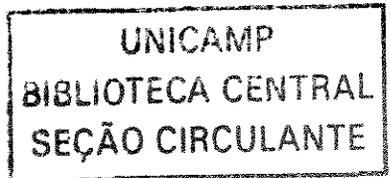


---

Prof. Dr. Milton Mori

Orientador

.....



Dedico esta dissertação de mestrado aos meus pais João e Genevêva, que sempre fizeram de tudo para dar o melhor aos seus filhos. Conseguiram vencer as dificuldades e os momentos difíceis, nunca deixando de nos apoiar na busca pelo conhecimento.

Inicialmente agradeço à Deus todo poderoso, criador do céu e da terra, pelo dom da vida.

Aos meus pais e aos meus irmãos pelo apoio dado nesta mais recente etapa de minha vida.

À Gisi, pela compreensão quando estive ausente, e por perder domingos ao meu lado, quando fazia-se necessário minha inteira dedicação aos meus estudos.

Agradeço ao meu orientador Milton Mori, pelo suporte físico e financeiro, pois sem estes o caminho teria sido muito mais árduo.

Um especial agradecimento ao meu co-orientador Henry França Meier pelo apoio, pelo espaço físico, e principalmente por acreditar no desenvolvimento desta tese, que por muitas vezes mostrou-me o caminho correto.

À Ana Rita, que por muitas vezes ajudou-me quando eu estava com dúvidas, principalmente com a burocracia existente, e por sempre nos receber em sua sala com um belo sorriso.

Ao meu amigo Kasper, por todo o incentivo, principalmente quando me convenceu a mudar meu rumo, largar meu emprego e fazer o mestrado, e também por todo o apoio durante todo este tempo de mestrado, eterno companheiro de cervejada.

Aos amigos Vini e Farley por compartilharmos vários momentos, de estudos, de alegrias, de tristezas, quando moramos juntos em Campinas.

Ao amigo Dirceu, que por tantas vezes que teve e não teve paciência para esclarecer minhas dúvidas, sendo elas as mais estranhas possíveis.

Ao amigo Sérgio, pelas longas conversas, e por sempre estar a disposição para fazer os pequenos favores que à ele eu pedia.

Aos amigos do LFC e do LMSPQ por todo o apoio nesta longa jornada, e por sempre estarem dispostos a ajudar nos momentos de dúvidas.

Aos eternos amigos da graduação, de Campinas (galera da UNICAMP e do Pensionato) e de infância pelos momentos de alegria, muito importantes para aliviar a tensão provocada pelos estudos.

À todos os professores integrantes do departamento de Engenharia Química da FURB, pelas longas discussões sobre os mais variados assuntos.

"A mente que se abre a uma nova idéia jamais voltará ao seu tamanho original."

Albert Einstein

## Resumo

O modelo gás-sólido tridimensional empregado neste trabalho pressupõe o comportamento invíscido da fase sólida, que consiste na ausência de tensões laminares ou turbulentas na fase sólida, que são comumente utilizadas como hipótese simplificadora na solução de problemas de escoamento gás-sólido diluído. Pretende-se aplicar e corroborar o modelo invíscido, transiente e tridimensional, para o transporte vertical e horizontal de partículas, mediante comparação dos experimentos numéricos com dados experimentais obtidos em experimento físico com a técnica de PDA ("Phase Doppler Anemometer"), apresentado, em detalhes, na literatura. Para a resolução das equações diferenciais parciais do modelo foi empregado o código comercial de CFD, o CFX 4.4 da AEA Technology, que baseia-se no método numérico dos volumes finitos para a discretização numérica. Acoplamento pressão-velocidade do tipo SIMPLEC, modelo de turbulência  $k-\epsilon$  padrão para a fase gás e esquemas de diferenciação de várias ordens, foram utilizados como estratégias para garantir solução numérica estável e convergente. A comparação com dados da literatura, apresenta uma boa concordância, assegurando futuras aplicações do modelo para casos industriais. Um estudo de caso da indústria de cimento, especificamente o escoamento de ar terciário a partir do forno para o calcinador, foi analisado com o objetivo de se determinar o efeito de uma curva auto-limpante, na seção de transporte horizontal, sobre a distribuição de partículas na seção transversal do duto para, com isso, minimizar a deposição nas paredes inferiores do duto, conforme observado na prática. Animações da formação do campo de fração volumétrica de sólidos mostram que a curva auto-limpante promove uma redistribuição da fase sólida ao longo da seção transversal, podendo, por consequência, ser utilizada como medida para prolongar a vida útil do duto de ar terciário.

Palavras Chave: Escoamento Gás-Sólido, Abordagem Euleriana-Euleriana, Método dos Volumes Finitos, Solido Inviscido, 3-D Transiente.

**Abstract**

The three-dimensional (3-D) gas-solid model employed in this work presumes the inviscid behavior of the solid phase, commonly used as simplifier hypothesis in the problem solutions of the dilute gas-solid flow. It is intended in this work to apply and corroborate the 3-D, transient, inviscid model, for the horizontal and vertical particle conveying, by comparing the numerical results with experimental data, obtained with PDA ("Phase Doppler Anemometer") technique presented in the literature. For the solutions of the partial differential equation models was employed the commercial code CFD, the CFX 4.4 developed by AEA Technology, based on the numerical method of finite volumes for the numerical discretization. The pressure-velocity coupling by SIMPLEC algorithm,  $k-\epsilon$  turbulence default model and several order differential scheme, were used as strategies to guarantee convergency and stability of the numerical solution. The results reason compare with literature data, show a good agreement, making sure future model applications for industrial cases. A study in the cement industry, specifically the tertiary air flowing from the kiln to the calciner, was made with the objective of determining the effect of a self-cleaning elbow in the horizontal transport section, over the particle distribution in the duct transversal section, as so, minimizing particles rope formation in the bottom of the duct, as observed in practice. Animations of the solid volume fraction field formation show that the self-cleaning elbow promotes a solid phase redistribution in the transversal section, being, as consequence, be used as measure to prolong the useful life of the tertiary duct.

**Key Words:** Gas-Solid Flow, Eulerian Approach, Finite-Volume Method, Inviscid Solid, 3-D Transient.

---

<b>Resumo .....</b>	<b>xiii</b>
<b>Abstract .....</b>	<b>xv</b>
<b>Lista de Figuras .....</b>	<b>xxi</b>
<b>Lista de Tabelas .....</b>	<b>xxv</b>
<b>Nomenclatura.....</b>	<b>xxvii</b>
<b>CAPÍTULO 1 .....</b>	<b>1</b>
<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
<b>1.1. Motivação pelo Tema .....</b>	<b>1</b>
<b>1.2. Objetivos da Dissertação.....</b>	<b>4</b>
<b>1.3. Temática da Dissertação .....</b>	<b>5</b>
<b>CAPÍTULO 2 .....</b>	<b>7</b>
<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>7</b>
<b>2.1. Resenha do Material Consultado .....</b>	<b>7</b>
<b>2.2. Pontos de Investigação .....</b>	<b>16</b>
<b>CAPÍTULO 3 .....</b>	<b>19</b>
<b>MODELAGEM MATEMÁTICA.....</b>	<b>19</b>
<b>3.1. Desenvolvimento do Modelo Geral .....</b>	<b>20</b>
<b>3.1.1. Escoamento Monofásico.....</b>	<b>20</b>
<b>3.1.2. Escoamento Bifásico .....</b>	<b>25</b>
<b>3.2. Condições de Contorno .....</b>	<b>27</b>
<b>3.3. Hipóteses para o Fechamento do Modelo.....</b>	<b>28</b>

---

3.3.1. Tensor Efetivo e Força de Arraste entre as Fases .....	28
3.3.2. Modelos de Turbulência.....	29
3.3.3. Modelo de Coeficiente de Arraste .....	33
<b>CAPÍTULO 4.....</b>	<b>37</b>
<b>MODELAGEM NUMÉRICA .....</b>	<b>37</b>
4.1. Métodos dos Volumes Finitos .....	37
4.1.1. Integração Numérica e Linearização .....	38
4.1.2. Termo Difusivo .....	39
4.1.3. Termo Convectivo .....	40
4.1.4. Termo Transiente .....	41
4.1.5. Termo Fonte.....	41
4.1.6. Acoplamento Pressão-Velocidade .....	42
4.2. Fluido Dinâmica Computacional - CFD.....	42
<b>CAPÍTULO 5.....</b>	<b>47</b>
<b>ESTUDO DE CASOS.....</b>	<b>47</b>
5.1. Modelo Numérico Proposto .....	48
5.2. Estudo de Caso 1.....	49
5.3. Estudo de Caso 2.....	49
5.4. Estudo de Caso 3.....	52
5.5. Estudo de Caso 4.....	54
5.6. Malha Numérica .....	56

---

5.7. Propriedades Físicas, Geométricas e Operacionais.....	59
<b>CAPÍTULO 6 .....</b>	<b>63</b>
<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES .....</b>	<b>63</b>
6.1. Descontinuidade no Arraste .....	64
6.2. Comparação Entre os Coeficientes de Arraste .....	66
6.3. Análise da Malha Numérica .....	69
6.4. Validação dos Resultados.....	74
6.5. Verificação numérica .....	85
6.6. Análise da Perda de Carga .....	89
6.7. Visualização Científica .....	91
<b>CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....</b>	<b>113</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>115</b>

**Lista de Figuras**

Figura 1.1	Comportamento do escoamento com diferentes razões de carga	2
Figura 2.1	Visualização da distribuição de partículas após uma curva de 90°	9
Figura 2.2	Visualização da formação e dispersão de aglomerados de partícula	10
Figura 3.1	Balanço material em um elemento infinitesimal de volume	20
Figura 3.2	Balanço de forças em um elemento infinitesimal de volume na direção	22
x		
Figura 3.3	Representação esquemática das condições de contorno do modelo proposto	28
Figura 4.1	Notação de um volume de controle	39
Figura 5.1	Estudo de Caso 1	50
Figura 5.2	Estudo de Caso 2	51
Figura 5.3	Estudo de Caso 3	53
Figura 5.4	Estudo de Caso 4	55
Figura 5.5	Malha de uma seção transversal aplicado para os Casos 1 e 2	57
Figura 5.6	Malha de uma seção transversal desenvolvido para o Caso 3	58
Figura 5.7	Malha de uma seção transversal desenvolvido para o Caso 4	59
Figura 6.1	Comparação entre as regiões de Stokes e viscosa	65
Figura 6.2	Comparação entre as regiões viscosa e turbulenta	65
Figura 6.3	Análise do tempo de convergência - 20000 elementos computacionais	68
Figura 6.4	Análise das correlações quanto ao perfil de velocidade	68
Figura 6.5	Análise das correlações quanto ao perfil de concentração	69
Figura 6.6	Estudo da malha numérica para o perfil de velocidade	70
Figura 6.7	Estudo da malha numérica para o perfil de concentração	71
Figura 6.8	Verificação da malha numérica proposta com dados experimentais para	72

	o perfil de velocidade	
Figura 6.9	Verificação da malha numérica proposta com dados experimentais para o perfil de concentração	72
Figura 6.10	Verificação da malha numérica refinada em relação ao raio com dados experimentais para o perfil de velocidade	73
Figura 6.11	Verificação da malha numérica refinada em relação ao raio com dados experimentais para o perfil de concentração	73
Figura 6.12	Perfil de velocidade para uma região $L/D = 1,0$	75
Figura 6.13	Perfil de concentração para uma região $L/D = 1,0$	75
Figura 6.14	Perfil de velocidade para uma região $L/D = 3,66$	76
Figura 6.15	Perfil de concentração para uma região $L/D = 3,66$	77
Figura 6.16	Perfil de velocidade para uma região $L/D = 7,0$	78
Figura 6.17	Perfil de concentração para uma região $L/D = 7,0$	78
Figura 6.18	Perfil de velocidade para uma região $L/D = 29,0$	80
Figura 6.19	Perfil de concentração para uma região $L/D = 29,0$	80
Figura 6.20	Perfil de velocidade para uma região $L/D = 29$ e $U_{Ar} = 30$ m/s	81
Figura 6.21	Perfil de concentração para uma região $L/D = 29$ e $U_{Ar} = 30$ m/s	82
Figura 6.22	Comparação dos perfis de velocidade: $U_{Ar} = 15$ m/s. e $U_{Ar} = 30$ m/s	83
Figura 6.23	Comparação dos perfis de concentração: $U_{Ar} = 15$ m/s. e $U_{Ar} = 30$ m/s	83
Figura 6.24	Perfil de velocidade para a seção vertical	84
Figura 6.25	Perfil de concentração para a seção vertical	85
Figura 6.26	Comparação numérica entre os raios de curvatura para o perfil de velocidade na seção horizontal	86
Figura 6.27	Comparação numérica entre os raios de curvatura para o perfil de concentração na seção horizontal	87
Figura 6.28	Comparação numérica entre os raios de curvatura para o perfil de	88

	velocidade na seção vertical	
Figura 6.29	Comparação numérica entre os raios de curvatura para o perfil de concentração na seção vertical	88
Figura 6.30	Valores de perda de carga para diferentes valores de velocidades	90
Figura 6.31	Valores de perda de carga para diferentes relações R/D	90
Figura 6.32	Perfil de fração volumétrica para a fase particulada	92
Figura 6.33	Perfil de fração volumétrica da fase sólida para a primeira seção horizontal	93
Figura 6.34	Perfil de fração volumétrica da fase sólida para a seção vertical	95
Figura 6.35	Perfil de fração volumétrica da fase sólida para a segunda seção horizontal	96
Figura 6.36	Perfil de velocidade na parede	97
Figura 6.37	Perfil de velocidade da fase sólida para a primeira seção horizontal	98
Figura 6.38	Perfil de velocidade da fase sólida para a seção vertical	100
Figura 6.39	Perfil de velocidade da fase sólida para a segunda seção horizontal	101
Figura 6.40	Perfil de pressão da fase sólida para a segunda seção horizontal	102
Figura 6.41	Perfil de pressão da fase sólida para a primeira seção horizontal	103
Figura 6.42	Perfil de pressão da fase sólida para a seção vertical	104
Figura 6.43	Perfil de pressão da fase sólida para a segunda seção horizontal	105
Figura 6.44	Perfil de fração volumétrica da fase sólida da segunda seção horizontal com R/D = 3.0	107
Figura 6.45	Perfil de fração volumétrica da fase sólida sem a curva “auto-limpante”, à esquerda ponto 1 e `a direita ponto 2.	109
Figura 6.46	Perfil de velocidade da fase sólida sem a curva “auto-limpante”, à esquerda ponto 1 e `a direita ponto 2.	110
Figura 6.47	Perfil de fração volumétrica da fase sólida com a “auto-limpante”, à esquerda ponto 1 e `a direita ponto 2.	111

- 
- Figura 6.48 Perfil de velocidade da fase sólida com a curva “auto-limpante”, à esquerda ponto 1 e `a direita ponto 2. 112

**Lista de Tabelas**

Tabela 3.1	Constantes do Modelo k- $\epsilon$	32
Tabela 5.1	Propriedades físicas e geométricas	60
Tabela 5.2	Condições Operacionais	61

**Nomenclatura****Letras Latinas**

A	Área [m <sup>2</sup> ] e coeficiente matricial
C	Coefficiente convectivo e concentração de partículas [Kg/m <sup>3</sup> ]
C <sub>d</sub>	Coefficiente de arraste [Kg.m <sup>3</sup> /s]
D	Tensor taxa de deformação [N/m <sup>2</sup> ]
D	Diâmetro [m] e operador difusão
d	Diâmetro da partícula [m]
l	Ponto leste da malha
e	Vetor unitário
F	Vetor força [N]
f	Fração volumétrica
G	Geração de energia cinética turbulenta
g	Força campo gravitacional [m/s <sup>2</sup> ]
H	Comprimento vertical [m]
h	Distância entre os nós [m]
I	Tensor identidade
k	Energia cinética turbulenta [m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> ]
L	Comprimento horizontal [m]
l	Comprimento de mistura [m]

---

n	Vetor normal
P	Ponto central do volume de controle
p	Pressão [Pa]
Q	Vazão volumétrica [ $\text{m}^3/\text{s}$ ]
q	Escala de velocidade [m/s]
s	Tensor cisalhante [ $\text{N}/\text{m}^2$ ]
S	Termo fonte
SP	Coefficiente angular de linearização
SU	Coefficiente linear
T	Tensor tensão [ $\text{N}/\text{m}^2$ ]
t	Tempo [s]
U	Velocidade axial [m/s]
V	Volume [ $\text{m}^3$ ]
v	Vetor velocidade [m/s]
O	Ponto oeste da malha.

*Letras Gregas*

$\beta$	Coefficiente de interface
$\varepsilon$	Taxa de dissipação de energia térmica turbulenta [ $m^2/s^3$ ]
$\phi$	Propriedade escalar genérica e esfericidade
$\Gamma$	Coefficiente de difusão/dispersão
$\mu$	Viscosidade molecular [Kg/m.s]
$\rho$	Massa específica [Kg/m <sup>3</sup> ]
$\sigma$	Tensor normal e constante do modelo k- $\varepsilon$

*Constantes e Parâmetros*

$C_1$	Constante do modelo k- $\varepsilon$
$C_2$	Constante do modelo k- $\varepsilon$
$c$	Constante
$C_\mu$	Constante do modelo k- $\varepsilon$
$K_1$	Constante do modelo de coeficiente de arraste
$K_2$	Constante do modelo de coeficiente de arraste
$\sigma^k$	Constante do modelo k- $\varepsilon$
$\sigma^\varepsilon$	Constante do modelo k- $\varepsilon$

***Superescritos***

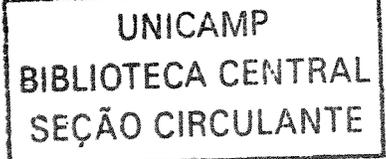
`	Indica flutuação
—	Indica propriedade média temporal
ef	Valor efetivo
T	Indica operação matricial de transposição
(t)	Turbulento

***Subscritos***

g	Fase gás
k	Relativo a fase genérica k
P	Referente ao ponto central do volume de controle
p	Partícula
res	resistiva
s	Fase sólida
x	Direção axial
y	Direção radial
z	Direção tangencial
O, o	Referente ao ponto a oeste de P

***Grupos Adimensionais***

L/D	Adimensional de comprimento axial
Re	Número de Reynolds
R/D	Adimensional referente ao raio de curvatura
x/D	Adimensional de comprimento radial

***Siglas***

AMG	Procedimento de solução das equações algébricas discretas
CFD	Fluidodinâmica Computacional
CFX	Código CFD comercial
E-E	Euleriano - Euleriano
E-L	Euleriano - Lagrangeano
FEQ	Faculdade de Engenharia Química
FLUENT	Código CFD comercial
ICCG	Procedimento de solução das equações algébricas discretas
KGTF	Teoria Cinética dos Materiais Granulares
LMSPQ	Laboratório de Modelagem e Simulação de Processos Químicos
MDF	Método das Diferenças Finitas
MVF	Método dos Volumes Finitos

---

PDA	Phase Doppler Anemometry
PHOENICS	Código CFD comercial
QUICK	Esquema de interpolação
SIMPLE	Algoritmo de acoplamento pressão-velocidade
SIMPLEC	Algoritmo de acoplamento pressão-velocidade
UPWIND	Esquema de interpolação
1-D	Unidimensional
2-D	Bidimensional
3-D	Tridimensional

# CAPÍTULO 1

## INTRODUÇÃO

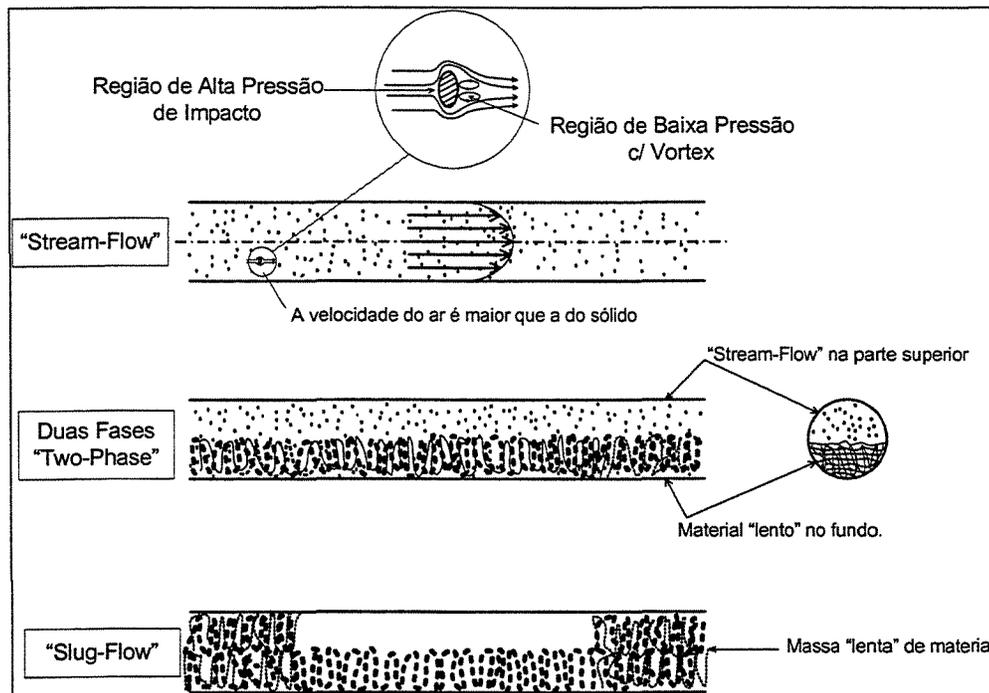
### 1.1. Motivação pelo Tema

A maioria dos escoamentos que ocorrem na prática industrial, tais como em tubulações de vapor, de gás e de líquidos em geral, ocorrem em regime turbulento devido a complexidade da geometria por onde o fluido escoar, tais como a presença de curvas, expansões, reduções, etc, fazendo com que o consumo de energia para levar uma porção de fluido de um lugar para outro, seja o menor possível, o que não ocorre num escoamento em regime laminar, onde o escoamento é “bem comportado” requerendo uma maior quantidade de energia para o transporte. São raros os escoamentos de um líquido ou gás puro, sendo que a maioria dos escoamentos ocorre na presença de partículas, gotículas ou bolhas de gás.

O escoamento de gás contendo partículas sólidas é chamado de escoamento gás-sólido, ou escoamento bifásico. Entretanto, se as partículas possuírem uma função de distribuição de tamanhos, o escoamento pode ser chamado de multifásico, sendo que cada tamanho de partícula é tratado como uma fase distinta. Do ponto de vista de modelagem multifásica, se a hipótese da velocidade da mistura for assumida, todas as fases possuem a mesma velocidade, e o escoamento é homogêneo. Caso contrário, com velocidades distintas para cada fase, tem-se o chamado escoamento multifásico heterogêneo.

Existe uma grande variedade de escoamentos gás-sólido nas indústrias, tais como o transporte pneumático de sólidos, equipamentos de leito fluidizado, separadores gás-sólido, etc.

Os sistemas de transporte pneumático podem ser classificados em termos do tipo de fluxo de gás e dos materiais sólidos na linha de transporte. Existem três tipos: sistemas com escoamento em linhas de corrente (“stream-flow”), sistemas de duas fases, (“two-phase”), e sistemas de fluxo empistonado (“slug-flow”). A Figura 1.1 ilustra a classificação do escoamento pneumático.



**Figura 1.1.** Classificação do escoamento gás-sólido com diferentes razões de carga.

Sugerida por Okazaki (2002).

Com relação à carga de materiais sólidos, os sistemas do tipo “Stream-Flow” são sempre do tipo fase diluída, e os do tipo duas fases ou “Two-Phase” e “Slug-Flow” são do tipo fase densa.

A razão de carga de materiais sólidos no sistema de transporte pneumático pode variar de aproximadamente 0,1 a 1 kg de sólidos / kg de Ar para sistemas diluídos, e de 10 à 200 kg de sólidos / kg Ar para sistemas em fase densa.

O transporte pneumático em “Stream-Flow” ou em fase diluída ocorre, quando na linha horizontal do sistema de transporte a velocidade do ar é suficientemente alta, e a razão de carga é suficientemente baixa de forma que os materiais sólidos se movem suspensos no ar em linhas de corrente relativamente uniformes.

O transporte em duas fases ocorre quando a velocidade na linha horizontal é insuficiente, ou a relação sólido/ar é muito alta (ou ambos), resultando na parada ou desaceleração dos sólidos na parte inferior da linha de transporte até que um estado de equilíbrio é atingido e um fluxo de linha de corrente, “Stream-Flow”, ocorra na parte superior.

No transporte em fluxo lento ou “Slug-Flow” uma massa uniforme e compacta de material misturado com ar e com a aparência de um longo pistão, move-se com velocidade relativamente baixa ao longo da linha de transporte.

Face a presença de obstáculos ao escoamento pneumático, como curvas, válvulas, bifurcações, etc, os três tipos de transporte podem ser encontrados, simultaneamente, no mesmo sistema, nas regiões de desenvolvimento dos campos de velocidade, pressão e concentração de material particulado. E, neste sentido, a modelagem matemática destes fenômenos é, por si só, um grande desafio.

Basicamente existem duas diferentes abordagens para a modelagem matemática do escoamento gás sólido: uma é considerar o gás, ou seja, o fluido como sendo contínuo e as partículas como um sistema discreto – abordagem euleriana-lagrangeana; o outro seria considerar ambas as fases, gás e sólida, como fases contínuas, coexistindo em uma mesma região do espaço, havendo desta forma uma interpenetrabilidade entre as fases – abordagem euleriana-euleriana.

A motivação pela dissertação é promovida pelo escoamento gás-sólido, o qual apresenta características peculiares, e pela utilização de recursos computacionais (software e hardware) com as técnicas modernas da fluidodinâmica computacional.

## 1.2. Objetivos da Dissertação

O objetivo do presente estudo é avaliar se a não corroboração entre dados numéricos e experimentais, de perfis de concentração e velocidade, próximos a parede do tubo, utilizando o modelo invíscido para a fase sólida, verificado em estudos anteriores, Alves e Mori (1998), é devido a desconsideração de parâmetros geométricos na solução do modelo bidimensional (2-D) e permanente, e não pela não adoção da hipótese de escoamento viscoso para a fase particulada. Esta questão, aliás, é também proposição deste trabalho, ou seja, considerar um comportamento invíscido da fase sólida como um comportamento natural da matéria e não uma simplificação ou restrição do modelo.

Portanto, propõe-se uma análise tridimensional (3-D) e transiente, com o modelo invíscido para a caracterização da fase sólida, considerando mudanças bruscas na orientação do escoamento, como tentativa de descrever os vários regimes observados no transporte pneumático.

Dados experimentais obtidos por Akilli *et al.* (2001) são utilizados para corroborar o modelo proposto. Akilli *et al.* (2001) obtiveram dados de perfis de concentração e velocidade em seus experimentos utilizando a técnica de PDA (“Phase Doppler Anemometry”) para um sistema com duas seções horizontais e uma vertical.

Após a validação do modelo apresenta-se um estudo de caso industrial, visando a determinação do efeito de uma curva auto-limpante, na seção de transporte horizontal, sobre a distribuição de partículas na seção transversal do duto. Este efeito é utilizado na prática para minimizar a deposição de partículas nas paredes inferiores do duto, e não é explicado pela literatura.

### 1.3. Temática da Dissertação

No **Capítulo 2**, apresenta-se a revisão bibliográfica mostrando o trabalho de diversos autores. São descritas comparações entre dados numéricos e experimentais, com ênfase na diferença entre as abordagens euleriana e lagrangeana para o tratamento da fase particulada.

A modelagem matemática é apresentada no **Capítulo 3**. Inicialmente desenvolve-se as equações de conservação da massa e quantidade de movimento para um modelo monofásico, aplicando-se o conceito de médias temporais e a decomposição de Reynolds. A partir deste é apresentada as equações de conservação para cada fase, discutindo-se o tratamento da turbulência, as equações constitutivas e as condições de contorno usuais na predição do escoamento gás-sólido.

No **Capítulo 4** é feita uma descrição sucinta do método numérico utilizado, exemplificando a discretização das equações de conservação pelo método dos volumes finitos para um modelo monofásico tridimensional. Apresenta-se, também, uma breve introdução sobre o pacote comercial CFX 4.4 da AEA Technology.

Os estudo de casos, juntamente com as características da experimentação numérica são apresentadas no **Capítulo 5**. A malha numérica utilizada para o cálculo pontual das propriedades físicas das fases envolvidas é mostrada para os diferentes estudo de casos. As propriedades físicas, geométricas e operacionais são também citadas neste capítulo.

O **Capítulo 6** apresenta os resultados numéricos obtidos utilizando o software comercial CFX 4.4 como ferramenta numérica para a validação do modelo proposto, sendo estes comparados com dados experimentais observados na literatura. Uma investigação sobre a utilização ou não de um método empírico, baseado em resultados experimentais, para o cálculo do coeficiente de arraste é analisado inicialmente. A partir deste, uma análise da malha numérica é descrita, afim de se determinar um número ótimo de elementos computacionais para descrever os resultados com precisão, ou seja, sem interferência da malha numérica nos resultados. Após esta etapa, faz-se a comparação entre os dados numéricos e experimentais de perfis de concentração e velocidade para a fase particulada,

com objetivo de validar o modelo Euleriano-Euleriano tridimensional e invíscido com dados da literatura.

Por fim, no **Capítulo 7** apresenta-se as principais conclusões obtidas com este trabalho, procurando evidenciar pontos positivos e negativos, abrindo margem para futuras pesquisas, utilizando o modelo apresentado neste trabalho.

## CAPÍTULO 2

# REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O principal objetivo deste capítulo é apresentar de uma forma sucinta o material bibliográfico básico sobre as simulações do transporte pneumático gás-sólido, descrevendo os trabalhos desenvolvidos até recentemente, conhecido como o “estado da arte”. Além da apresentação das principais características, resultados e conclusões com os modelos e métodos utilizados pelos pesquisadores consultados, procura-se-á definir alguns pontos básicos que notarão as características da modelagem matemática, dos métodos numéricos e dos experimentos numéricos a serem utilizados na presente investigação científica.

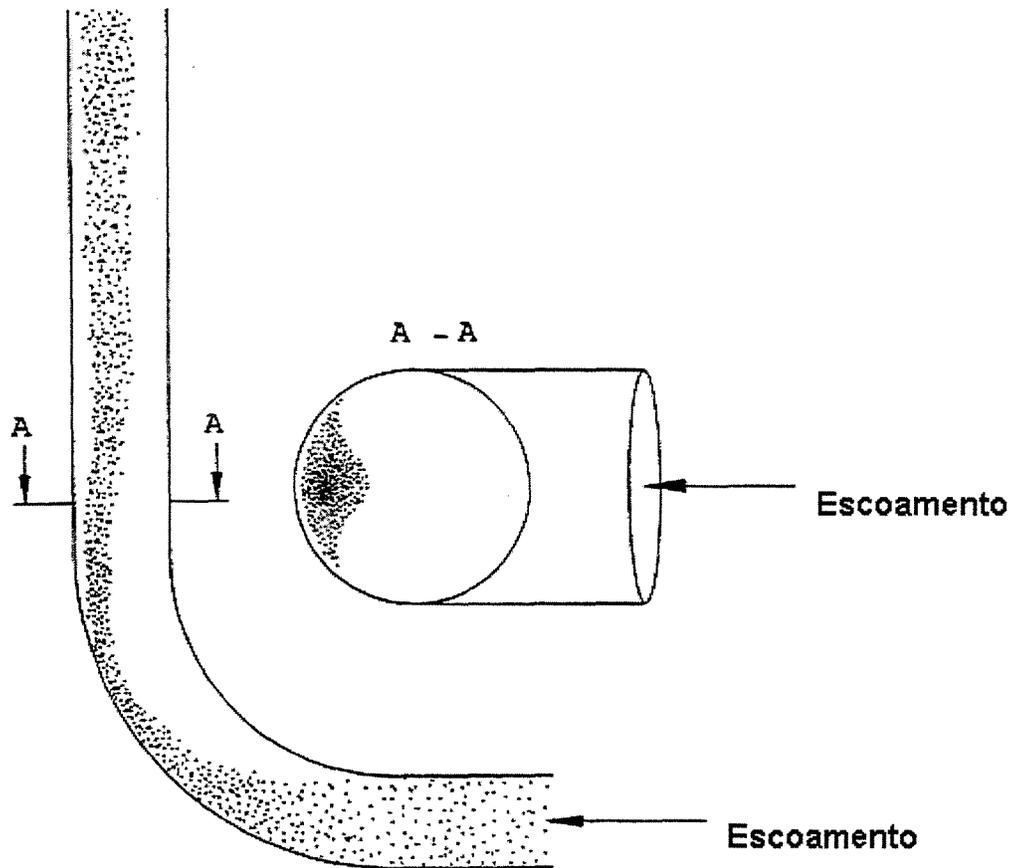
### 2.1. Resenha do Material Consultado

A literatura apresenta uma quantidade considerável de material bibliográfico sobre o escoamento gás-sólido desde a última década. No entanto para se deter um conhecimento básico sobre os aspectos fenomenológicos, as características do escoamento, os métodos empíricos para a predição de queda de pressão, perfis de velocidade e fração volumétrica, foi utilizado inicialmente as publicações de Tsuji *et al.* (1984), Cabrejos e Klinzing (1995), Rautiainen *et al.* (1999), Li e Tomita (2000), Mason e Li (2000), Lech (2001) e Zhang e Reese (2001) entre outros.

O transporte pneumático gás-sólido é largamente empregado nas mais diversas indústrias de processos devido, principalmente, ao baixo consumo de energia para o transporte de sólidos particulados, via arraste por uma corrente gasosa. Entretanto, detalhes do comportamento do escoamento não são totalmente conhecidos. Dentre eles pode-se salientar a influência da geometria sobre o escoamento multifásico.

Entende-se por influência da geometria, os efeitos da mudança brusca na direção principal do escoamento, devido a presença, por exemplo, de curvas bruscas que promovem a redistribuição da fase particulada na seção transversal do escoamento, minimizando fenômenos indesejáveis de sedimentação e incrustação nas paredes ao longo de toda a tubulação de transporte pneumático de sólidos particulados, que podem por sua vez, produzir perda de carga e aumentar o consumo energético para o transporte. No entanto, é possível verificar a formação de aglomerados de partículas logo após estas curvas, devido aos efeitos tangenciais sofridos pelas partículas, que se dispersão logo após esta região.

A Figura 2.1 apresenta a dinâmica do escoamento gás-sólido através de uma curva de 90°, após a mudança de uma seção horizontal para vertical. Nota-se que a força centrífuga atuante sobre a partícula é o principal fator na formação de aglomerados, “clusters”, logo após a curva, que por sua vez, promove uma diminuição na velocidade axial da partícula, necessitando-se assim de uma aceleração após esta região. Efeitos devido aos escoamentos secundários, velocidade do gás, raio de curvatura, razão de carga, diâmetro e densidade da partícula também influenciam na formação e dispersão destas regiões mais densas na parede do duto. Uma vez formados, os aglomerados se dispersam, e misturam-se ao longo da seção transversal do escoamento devido aos efeitos de turbulência existentes e aos efeitos proporcionados pelos escoamentos secundários.



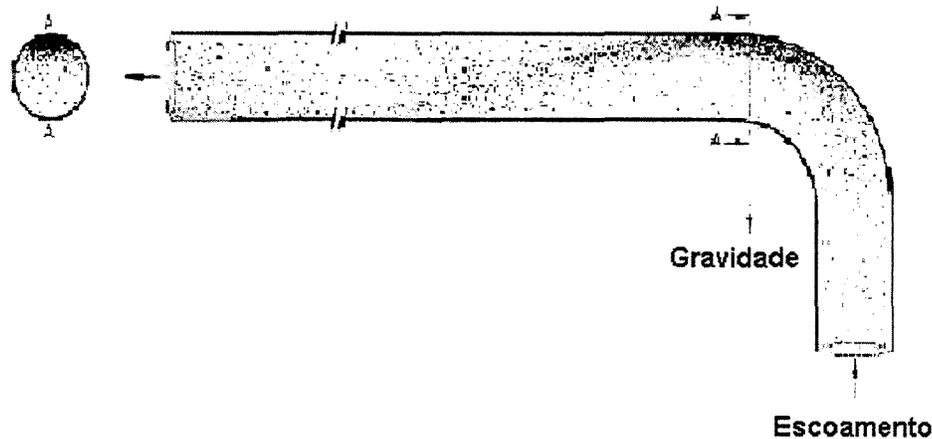
**Figura 2.1.** Visualização da distribuição de partículas após uma curva de 90°.

Conforme Schallert e Levy (2000)

Analogamente, a Figura 2.2 evidencia a distribuição de partículas após uma curva de 90° após a mudança da seção vertical para a seção horizontal. Nota-se que tanto na Figura 2.1 quanto na Figura 2.2 ocorreu um adensamento de partículas imediatamente após a curva, devido aos efeitos anteriormente mencionados. Entretanto, com o desenvolvimento do escoamento, estas duas situações vão se diferenciando devido aos efeitos gravitacionais agindo sobre a partícula. Conseqüentemente, após um determinado valor de  $L/D$ , as partículas de maior dimensão (considerando que todas tenham a mesma massa específica) vão se depositando na parte inferior do duto onde permanecem estáticas até que um aumento de velocidade da fase gás promova o arraste das mesmas. No entanto, as partículas

mais leves permanecem no seio da fase gás, até o momento em que os efeitos gravitacionais sejam maiores que os efeitos inerciais, fazendo com que as mesmas se depositem .

Fica evidente, desta forma, a formação de um escoamento com os vários regimes ocorrendo simultaneamente, devido a mudança brusca da direção do escoamento.



**Figura 2.2.** Visualização da formação e dispersão de aglomerados de partícula.

Conforme Akilli *et al.* (2001)

Existem basicamente duas abordagens fenomenológicas empregadas na representação matemática do escoamento bifásico gás-sólido: a abordagem Euleriana-Lagrangiana (E-L) e a abordagem Euleriana-Euleriana (E-E).

A abordagem E-L considera o gás como um contínuo e o sólido descontínuo, que interagem entre si por meio de forças de interação gás-sólido, como o arraste de fricção e o de forma. A fase gasosa é modelada pelas equações clássicas de conservação, da mecânica do contínuo, e as partículas, como entidades individuais, são tratadas pela mecânica clássica do corpo sólido, especificamente pela aplicação da 2ª Lei do movimento de Newton.

A abordagem E-E considera ambas as fases, gasosa e sólida, como sendo duas situações distintas, interagindo entre si, e induzindo à interpenetrabilidade das fases, onde

ambas as fases são contínuas e possuem propriedades de estado distintas na mesma localização do espaço-tempo.

Muitos autores vem utilizando ao longo dos anos os modelos E-L e E-E para a predição do escoamento gás-sólido, na tentativa da determinação das principais características fonomenológicas do escoamento observado na prática.

Gidaspow (1994), utilizando a abordagem E-E, propôs uma análise unidimensional (1-D) em estado estacionário para o escoamento gás-sólido, obtendo características macroscópicas do escoamento, como por exemplo a queda de pressão ao longo do duto. Com o passar dos anos, novos modelos foram propostos na tentativa de predição do escoamento gás-sólido com um aumento gradativo da dificuldade computacional, devido ao menor número de hipóteses simplificadoras adotadas pelos mesmos.

Cao e Ahmadi (1995) utilizaram o modelo E-L de Ahmadi e Ma (1990) para analisar o escoamento gás-sólido em regime turbulento e completamente desenvolvido, para as fases densa e diluída, entre duas placas verticais e paralelas. Assumiram que as fases fluida e particulada eram incompressíveis e isotérmicas. O modelo  $k-\varepsilon$  padrão foi empregado para a simulação da fase gás, e próximo a parede foi utilizado um modelo de turbulência  $k-\varepsilon$  para baixo número de Reynolds. Em estudos preliminares desenvolvidos por Cao e Ahmadi (1995) na situação citada anteriormente, foi utilizado a lei de parede com perfil logarítmico para descrever as condições de contorno próximas à parede, sendo este um modelo válido para regimes altamente diluídos. Devido a dificuldade na obtenção de dados coerentes para situações em que um regime concentrado era observado, uma nova condição de parede foi proposta. Esta, considerava o deslizamento livre na parede para a fase sólida e não deslizamento para a fase gás, em conformidade com o modelo desenvolvido por Jenkins (1990). Consequentemente, devido as forças atuantes na partícula, as velocidades da fase gás eram maiores que as da fase sólida, exceto na parede, onde devido as condições de parede empregadas, a velocidade do sólido tornava-se muito maior que a do gás. O método numérico empregado pelos autores foi o das diferenças finitas, com a utilização do método de Runge-Kutta de quarta ordem para a solução das equações do movimento da partícula. Com este trabalho, Cao e Ahmadi (1995) obtiveram algumas conclusões importantes. As flutuações difusivas decorrentes do escoamento

turbulento das fases gás e sólida são fortemente afetadas pela turbulência do escoamento bifásico. Para razões de carga maiores que 0,6, as interações partícula-partícula são consideráveis e afetam o comportamento do escoamento gás-sólido, fornecendo um achatamento no perfil com o aumento da razão de carga. Em muitos casos, a produção de energia cinética turbulenta excede a sua taxa de dissipação, promovendo turbulência na fase gás. No entanto, para partículas pequenas o efeito pode ser contrário.

No mesmo ano, Yasuna *et al.* (1995) simularam o escoamento completamente desenvolvido de uma mistura gás-sólido, considerando os efeitos provocados por interações partícula-partícula. Para o desenvolvimento do modelo matemático, os autores utilizaram a abordagem E-E, em coordenadas cilíndricas, com um modelo pseudo-bidimensional. No entanto, para a fase gás os autores desenvolveram apenas uma equação para a direção axial. Já para a fase sólida, duas equações foram propostas, uma para a direção axial e outra para a direção radial. O acoplamento entre as fases foi realizado por intermédio de um modelo de coeficiente de arraste. As flutuações de velocidades para a fase sólida, associadas com as colisões partícula-partícula geram uma pressão e viscosidade efetiva para a fase particulada. Esta viscosidade efetiva é tratada por meio da teoria cinética dos materiais granulares (KGTf), devido aos resultados insatisfatórios obtidos com a aplicação de modelos de turbulências, atualmente validados para a fase gás. Para solucionar as equações diferenciais parciais os autores utilizaram os métodos dos volumes finitos (MVF) e das diferenças finitas (MDF). A solução das equações foram obtidas marchando-se no tempo, ou seja, resolvendo as equações diferenciais parciais em um pequeno passo de tempo, até que a condição de estado estacionário fosse obtida. Comparando resultados simulados com experimentais, Yasuna *et al.* (1995) obtiveram predições quantitativas do escoamento gás-sólido em escoamento laminar. Entretanto, o modelo negligencia aspectos físicos relevantes ao problema, pois somente as interações partícula-partícula são consideradas. As predições do modelo são satisfatórias quando o fluxo de sólidos é reduzido ou quando a velocidade superficial do gás é aumentada.

Enwald *et al.* (1997) descreve dois tipos de modelagem em seu trabalho. O primeiro, desconsiderando os modelos de turbulência, e o segundo, modelando a turbulência para ambas as fases, gás e particulada. Para a solução dos modelos, os autores utilizaram as equações instantâneas locais para descrever a dinâmica das fases. Estas são

originadas do balanço de massa, energia e quantidade de movimento. Como estes balanços necessitam ser satisfeitos em qualquer ponto do tempo e do espaço, estas equações podem ser reduzidas à dois tipos de equações locais: uma instantânea local para a fase gás e particulada, e outra, uma expressão para as interações entre as fases envolvidas. O método utilizado para a derivação das equações instantâneas locais foi apresentado por Delhay (1981) *apud* Enwald *et al.* (1997) e por Bouré e Delhay (1982) *apud* Enwald *et al.* (1997). Estas equações podem ser resolvidas por simulação direta, uma abordagem E-E, ou por uma abordagem E-L para a fase particulada. Entretanto, a dificuldade da utilização da abordagem E-L, é conferida aos enormes tempos computacionais requeridos para um grande número de partículas, necessário para a obtenção de resultados coerentes. Devido a isto, uma abordagem E-E se faz necessária, necessitando-se ainda das equações constitutivas para o “fechamento” do modelo. Quando os efeitos de turbulência são incluídos, normalmente a fase gás é representada pelo modelo de turbulência k- $\epsilon$ . Já a fase particulada pode ser modelada pela KGTF, conforme mostra Yasuna *et al.* (1995).

Mason e Levy (1998) compararam o uso de modelos E-L unidimensionais (1-D) e tridimensionais (3-D) na simulação do escoamento gás-sólido. O modelo 1-D é baseado no trabalho de Sharma e Crowe (1978). Equações para a conservação da massa, energia e quantidade de movimento são formuladas para a fase gás no modelo unidimensional em estado estacionário. O efeito da presença de partículas é modelado pela inclusão de termos fontes especiais nas equações de conservação. Uma implementação no modelo realizada por Masson *et al.* (1990) possibilitou a determinação destes termos fontes anteriormente mencionados, baseando-se no cálculo da trajetória da partícula. Entretanto para o funcionamento do modelo uma aproximação analítica fazia-se necessária na equação da trajetória. Esta por sua vez é somente válida se a variação de velocidade no domínio de controle para fase sólida for pequena, ou seja, somente quando o escoamento for plenamente desenvolvido. Desta forma, o modelo não é válido para regiões onde há significativa diferença entre as fases gás e sólida como por exemplo nas curvas. Para corrigir este problema duas possibilidades são propostas. A primeira é utilizar um método numérico para determinar a equação da trajetória. A segunda é considerar o escoamento plenamente desenvolvido logo após a curva. Logo, os autores adotaram a primeira opção para solução do modelo, utilizando o método de Euler para determinação da equação da trajetória. Analogamente ao modelo 1-D, o modelo 3-D emprega as equações de

conservação de massa, energia e quantidade de movimento, juntamente com o método dos volumes finitos para a discretização das mesmas, com o uso de um software comercial de CFD. Como conclusão deste trabalho, Mason e Levy (1998) verificaram que os resultados das simulações utilizando o modelo 1-D eram razoáveis, quando comparados com o modelo 3-D, e muito mais rápidos de serem obtidos. A grande vantagem da utilização do modelo 3-D seria na predição de problemas localizados, tais como o desgaste em curvas, e na predição de escoamento estratificados, onde a velocidade de transporte é menor que o da suspensão.

Alves e Mori (1998) , propuseram um modelo fluidodinâmico bidimensional (2-D) para o escoamento particulado em um reator de leito fluidizado circulante do tipo riser, considerando-se a teoria cinética dos materiais granulares (KTGF) para a representação da turbulência na fase sólida, e também o caso invíscido, de forma similar a este trabalho. Comparando resultados numéricos obtidos com o método dos volumes finitos (MVF) com dados experimentais, Alves e Mori (1998) verificaram uma não concordância na predição de perfis de concentração e velocidade axial próximos a parede do reator, quando da utilização do modelo invíscido, incapaz de prever o acúmulo e a corrente descendente de sólidos. Já com o modelo KTGF para a fase sólida, os autores verificaram consistência e concordância entre resultados numéricos e experimentais.

Nguyen e Fletcher (1999), com um modelo E-L, obtiveram numericamente dados sobre o comportamento da interação entre o sólido e a parede do duto, predizendo os efeitos decorrentes do escoamento gás-sólido, após comparação com dados experimentais. Para a solução do modelo numérico, os autores utilizaram o código de CFD FLUENT, que utiliza o método dos volumes finitos para resolver as equações que governam o escoamento gás-sólido. Como estratégia de solução numérica, Nguyen e Fletcher (1999) utilizaram o algoritmo SIMPLEC para acoplamento pressão-velocidade e método linha por linha para a solução das equações algébricas. As equações do movimento da partícula, foram resolvidas após o campo de escoamento do gás ser obtido, utilizando um método avançado de Runge-Kutta, capaz de prever a velocidade e a trajetória da partícula.

Lun (2000), por exemplo, obteve uma boa concordância na simulação de dados experimentais obtidos por Tsuji *et al.* (1984), com o modelo de turbulência k- $\omega$ . As equações do movimento de rotação e translação da partícula foram integradas para a

determinação da trajetória das partículas. Colisões entre partículas e partícula-parede foram determinadas utilizando o modelo de colisão “sticking-sliding”, apresentado por Lun e Bent (1994). Para a simulação do escoamento, Lun (2000) utilizou partículas de diferentes diâmetros e diferentes razões de carga, observando que o acréscimo ou a diminuição da turbulência, dependia, além destes dois fatores, da velocidade do escoamento.

Wassen e Frank (2001) propuseram um modelo transiente e não homogêneo para examinar a distribuição de partículas num canal horizontal devido ao aumento da razão de carga. Considerando um modelo E-L para a predição das propriedades macroscópicas da fase dispersa, os autores utilizaram um modelo específico para modelar as interações partícula-partícula. Para determinar os efeitos da razão de carga no escoamento, os autores realizaram diversas simulações onde a quantidade de sólidos na corrente gasosa era aumentada conforme o avanço das simulações. Desta forma, os autores concluíram que com razões de carga iguais a 1 e 2, o escoamento tende a se dispersar ao longo do canal, entretanto para valores entre 5 e 10, ocorre a formação de aglomerados de partícula similares as mostradas nas Figuras 2.1 e 2.2.

Akilli *et al.* (2001), propuseram um modelo numérico para a predição do comportamento do escoamento gás-sólido em um tubo horizontal, após uma curva de 90° da posição vertical para a posição horizontal, utilizando uma abordagem E-L para a caracterização da fase sólida. Como alternativa de solução, Akilli *et al.* (2001) utilizaram o modelo de turbulência RNG-k- $\epsilon$  para a solução do escoamento gás-sólido. O modelo proposto não considerava as colisões entre partícula-partícula, mas sim, somente as colisões entre partícula-parede. Estas colisões eram modeladas por intermédio de um coeficiente de restituição, obtido pela razão entre a velocidade normal da partícula antes e depois do choque com a parede. A condição de não deslizamento foi empregada para a velocidade do gás na superfície da parede. Para validar dados de perfis de concentração e velocidade, os autores realizaram uma série de experimentos, obtendo dados de perfis de concentração e velocidade. Como resultado de seus experimentos, observaram a formação de aglomerados na parte superior do duto horizontal, logo após a saída da curva de 90 da posição vertical para a posição horizontal, devido a ação de forças centrífugas sobre as partículas, observadas na curva. Com isto, conforme a relação L/D aumentava, a distribuição de sólidos na seção transversal tomava forma, devido a efeitos da força gravitacional sobre as

partículas de maior diâmetro. Consequentemente, estas partículas se depositavam na parte inferior do duto, chegando a uma distribuição constante na área de seção transversal, quando a relação  $L/D$  se aproximava de 29, onde o escoamento completamente desenvolvido era observado. Desta forma, obtiveram uma boa concordância entre dados numéricos e experimentais para a solução do escoamento gás-sólido com baixas razões de carga.

As dificuldades encontradas na abordagem E-L, relacionam-se com a necessidade de utilização de correlações empíricas, para descrever as interações que ocorrem entre partícula-parede, partícula-partícula e partícula-gás. Outro aspecto importante é que o modelo não é capaz de prever as variáveis de campo para a fase particulada, dificultando a visualização científica dos fenômenos que influenciam nas trajetórias das partículas.

## **2.2. Pontos de Investigação**

Com base na revisão bibliográfica apresentada anteriormente, pode-se verificar que a maioria dos autores utilizam um modelo E-L para descrever o escoamento gás-sólido, devido a facilidade encontrada para descrever a trajetória da fase particulada. No entanto, para obter resultados compatíveis com a realidade é necessário descrever a trajetória para um grande número de partículas, levando a necessidade de tempos computacionais extremamente elevados e introduzindo a randomização nas soluções que requerem uma complexa análise estatística. Para descrever o escoamento para a fase gás, o modelo de turbulência ( $k-\epsilon$ ) padrão mostra-se adequado para o problema de fechamento do modelo.

Já para descrever o modelo E-E, uma gama de autores utiliza a teoria cinética dos materiais granulares para representar o comportamento da fase sólida, admitindo-se assim a hipótese do escoamento viscoso, em conformidade com os precursores da modelagem multifásica do escoamento gás-sólido.

Desta forma, pretende-se analisar o escoamento gás-sólido numa abordagem E-E com modelo invíscido 3-D e transiente, por apresentar razões mais naturais e de senso

comum, na caracterização da fase sólida. Alves e Mori (1998) utilizam o modelo invíscido 2-D para descrever o escoamento particulado. Entretanto devido a necessidade de considerações geométricas assimétricas, o modelo é incapaz de descrever com êxito o escoamento nas regiões adjacentes às paredes da tubulação.

Acredita-se que o modelo tridimensional invíscido é capaz de descrever o escoamento gás-sólido para uma geometria 3-D, ou seja, sem simplificações dimensionais verificadas em modelos 1-D e 2-D, não necessitando assim de modelos constitutivos adicionais, como a hipótese da viscosidade do sólido, forças extras, etc, para uma boa representação das principais características fenomenológicas do escoamento gás-sólido, observadas na prática.

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL  
SEÇÃO CIRCULANTE

## CAPÍTULO 3

# MODELAGEM MATEMÁTICA

Neste capítulo propõe-se uma modelagem matemática a ser utilizada para a realização dos experimentos numéricos desse trabalho. Numa primeira etapa da modelagem matemática apresenta-se o desenvolvimento das equações da continuidade e de *momentum*, também conhecida como equação de Navier-Stokes, para um escoamento monofásico. A partir deste modelo, mostra-se a obtenção das equações médias temporais por intermédio da decomposição de Reynolds. Posteriormente, apresenta-se a modelagem matemática para o escoamento bifásico (gás-sólido).

Os modelos de turbulência, as hipóteses simplificadoras, as equações constitutivas e as condições de contorno empregadas para o fechamento do modelo são propostas numa segunda etapa.

### 3.1.Desenvolvimento do Modelo Geral

#### 3.1.1. Escoamento Monofásico

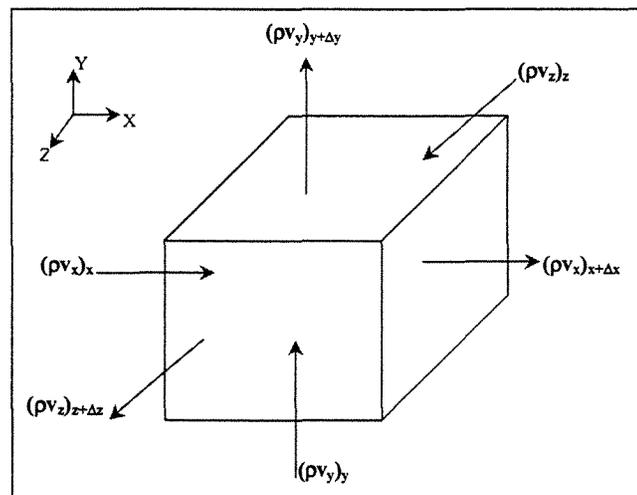
As equações de transporte, usadas neste trabalho, são baseadas em dois princípios físicos, que fundamentam a fluidodinâmica. Tais princípios fundamentais são:

- Conservação da massa total;
- Conservação da quantidade de movimento – 2ª lei de Newton para o movimento de um fluido, ou teorema do *momentum*;

Estes dois princípios fundamentais podem ser escritos na forma de balanços para se obter as respectivas equações de transporte de um fluido.

#### Dedução da Equação da Continuidade

Realizando um balanço material em um volume de controle, a partir das superfícies de controle em conformidade com a Figura 3.1, tem-se:



**Figura 3.1.** Balanço material em um elemento infinitesimal de volume.

$$(\rho v_x|_x - \rho v_x|_{x+\Delta x}) + (\rho v_y|_y - \rho v_y|_{y+\Delta y}) + (\rho v_z|_z - \rho v_z|_{z+\Delta z}) = \frac{\partial \rho}{\partial t} \cdot \quad (3.1)$$

Multiplicando os termos de entrada e saída pelas suas respectivas áreas, e o termo de acúmulo pelo volume, tem-se as taxas de entrada e saída, juntamente com a taxa de acúmulo.

Dividindo-se por  $\Delta x \Delta y \Delta z$ , rearranjando e aplicando o limite para  $\Delta x \Delta y \Delta z \rightarrow 0$  na equação resultante, tem-se:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = - \left[ \frac{\partial(\rho v_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho v_z)}{\partial z} \right]. \quad (3.2)$$

Ou, com a definição de divergente ( $\nabla \cdot$ ), tem-se a equação conservativa da continuidade:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = -(\nabla \cdot \rho \mathbf{v}) \quad (3.3)$$

$$\text{Onde: } \nabla = \frac{\partial}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial z} \quad \text{e} \quad \mathbf{v} = v_x \mathbf{e}_x + v_y \mathbf{e}_y + v_z \mathbf{e}_z$$

Sendo  $\mathbf{e}_x$ ,  $\mathbf{e}_y$  e  $\mathbf{e}_z$  os vetores unitários normais e  $\rho$  a massa específica do fluido.

Aplicando a propriedade distributiva na equação (3.3), tem-se:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = - \left[ \rho \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_x \frac{\partial \rho}{\partial x} + \rho \frac{\partial v_y}{\partial y} + v_y \frac{\partial \rho}{\partial y} + \rho \frac{\partial v_z}{\partial z} + v_z \frac{\partial \rho}{\partial z} \right]. \quad (3.4)$$

Rearranjando e aplicando o conceito de derivada substantiva juntamente com o de divergente, tem-se:

$$\frac{D\rho}{Dt} = -\rho(\nabla \cdot \mathbf{v}) \quad (3.5)$$

Onde:  $\frac{D\rho}{Dt} = \frac{\partial \rho}{\partial t} + v_x \frac{\partial \rho}{\partial x} + v_y \frac{\partial \rho}{\partial y} + v_z \frac{\partial \rho}{\partial z}$  é a derivada substantiva.

Dedução da Equação do Movimento

Aplicando um balanço de forças em um elemento infinitesimal de volume na direção x, a partir de suas superfícies de controle, com vistas a Figura 3.2, tem-se, para a direção x:

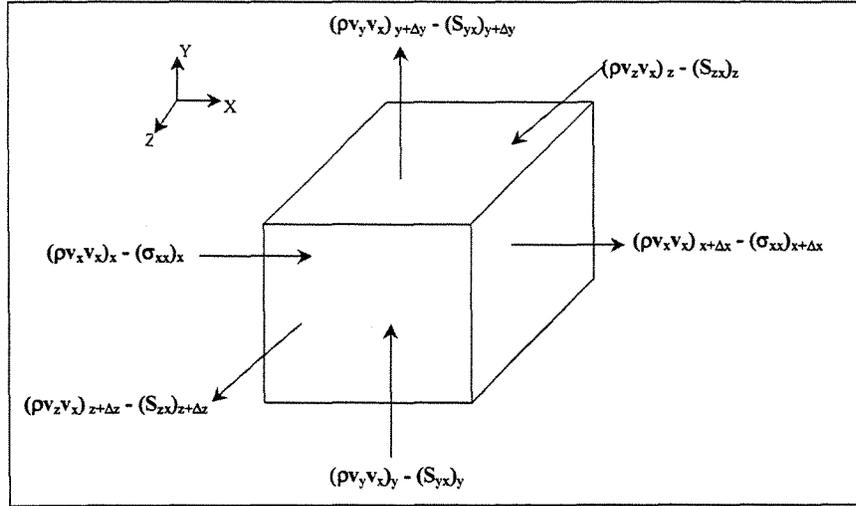


Figura 3.2. Balanço de forças em um elemento infinitesimal de volume na direção x.

$$\frac{\partial(\rho v_x)}{\partial t} + \left[ \frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x v_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v_y v_x) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho v_z v_x) \right] = \left[ \frac{\partial \sigma_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial S_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial S_{zx}}{\partial z} \right] + \rho g_x \quad (3.6)$$

Sabendo que a parcela convectiva e difusiva são representadas, respectivamente, pelas Equações (3.7) e (3.8):

$$\rho \mathbf{v} \mathbf{v} = \begin{bmatrix} \rho v_x v_x & \rho v_y v_x & \rho v_z v_x \\ \rho v_x v_y & \rho v_y v_y & \rho v_z v_y \\ \rho v_x v_z & \rho v_y v_z & \rho v_z v_z \end{bmatrix}; \quad (3.7)$$

$$\mathbf{T} = \begin{bmatrix} \sigma_{xx} & S_{yx} & S_{zx} \\ S_{xy} & \sigma_{yy} & S_{zy} \\ S_{xz} & S_{yz} & \sigma_{zz} \end{bmatrix}. \quad (3.8)$$

Onde:  $\frac{\partial(\rho v_x)}{\partial t}$  é o acúmulo de quantidade de movimento e  $\rho g_x$  é o campo gravitacional atuando em x.

Considerando-se as demais direções e escrevendo a conservação de quantidade de movimento na forma vetorial, tem-se:

$$\rho \frac{\partial \mathbf{v}}{\partial t} = -\rho \mathbf{v} \nabla \cdot \mathbf{v} + [\nabla \cdot \mathbf{T}] + \mathbf{g} \rho \quad (3.9)$$

Onde  $\mathbf{v}$  é o vetor velocidade.

Portanto, as equações da fluidodinâmica para condições instantâneas num referencial euleriano, na forma conservativa ficam:

- Equação instantânea da continuidade,

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v}) = 0, \quad (3.10)$$

- Equação instantânea do *momentum*,

$$\frac{\partial(\rho \mathbf{v})}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v} \mathbf{v}) = \mathbf{g} \rho + \nabla \cdot \mathbf{T}, \quad (3.11)$$

Onde  $\mathbf{T}$  é o tensor tensão, que para fluido newtoniano pode ser expresso pela equação de Stokes:

$$\mathbf{T} = -p \delta - \left( \frac{2}{3} \mu \nabla \cdot \mathbf{v} \right) \mathbf{I} + \mu \left[ \nabla \mathbf{v} + (\nabla \mathbf{v})^T \right], \quad (3.12)$$

E  $\mathbf{g}$  é uma força de campo gravitacional,  $\mu$  é a viscosidade molecular, e  $\mathbf{I}$  é o tensor identidade.

Estas equações podem ser usadas para representar tanto escoamentos em regime laminar, quanto escoamentos em regime turbulento, em virtude deste último, ser de natureza instantânea (Versteeg e Malalasekera (1995)). Entretanto, não é comum, para propósitos de cálculos na engenharia, resolver estas equações na forma direta, pelo fato da

necessidade de escalas temporal e espacial muito pequenas para caracterizar o escoamento instantâneo. Isto conduz a um esforço computacional atualmente indisponível, exceto para escoamentos para baixo número de Reynolds. Assim, é necessário introduzir o conceito das médias temporais e o conceito da decomposição de Reynolds. Faz-se isso, com o uso da definição das médias temporais. A média temporal de uma propriedade qualquer é definida como:<sup>1</sup>

$$\bar{\phi} = \frac{1}{\Delta t} \int_t^{t+\Delta t} \phi dt \quad (3.13)$$

Onde  $\Delta t$  é um tempo infinitamente grande em relação as flutuações turbulentas, e pequeno em relação ao tempo em que almeja-se avaliar. Separando-se em termos das flutuações, têm-se:

$$\phi = \bar{\phi} + \phi' \quad (3.14)$$

Onde  $\Phi$  é uma variável fluidodinâmica instantânea,  $\bar{\phi}$  é sua media temporal e  $\phi'$  é a flutuação turbulenta de  $\phi$ .

Desta forma, introduzindo estes conceitos nas equações de transporte e aplicando o procedimento conhecido como decomposição de Reynolds, chega-se nas equações médias-temporais:

- Equação média-temporal da continuidade,

$$\frac{\partial \bar{\rho}}{\partial t} + \nabla \cdot (\bar{\rho \mathbf{v}}) = 0; \quad (3.15)$$

- Equação média-temporal do *momentum*,

$$\frac{\partial (\bar{\rho \mathbf{v}})}{\partial t} + \nabla \cdot (\bar{\rho \mathbf{v} \mathbf{v}}) = \bar{\rho \mathbf{g}} + \nabla \cdot (\bar{\mathbf{T}} - \bar{\rho \mathbf{v}' \mathbf{v}'}), \quad (3.16)$$

---

<sup>1</sup> Por questões de conveniência, após esta definição todas variáveis serão consideradas como variáveis médias-temporais sem a notação (  $\bar{\quad}$  ).

O último termo da Equação (3.16),  $\overline{\rho \mathbf{v}' \mathbf{v}'}$ , refere-se a média temporal do produto diádico da flutuação da velocidade e é chamado de tensor de Reynolds ou tensor turbulento. E é, justamente por este novo termo na equação do *momentum* que se observa a “mistura” de *momentum* em escoamentos turbulentos.

Dificuldades aparecem quando da caracterização do tensor de Reynolds em termo das propriedades médias temporais. Este problema é conhecido como problema de fechamento da turbulência (“*turbulence closure*”) e ainda é considerado “em aberto” na Física contemporânea.

### 3.1.2. Escoamento Bifásico

Segundo Meier (1998), as principais hipóteses adotadas para um modelo bifásico gás-sólido são as hipóteses do contínuo e a da interpenetrabilidade entre as fases.

Entende-se por hipótese do contínuo a caracterização das fases numa visão macro e micro, como matérias contínuas, ou seja, não são consideradas as características moleculares da matéria. Entretanto, como as fases são “ditas” contínuas, e duas porções contínuas de matéria não ocupam o mesmo lugar no espaço, há necessidade de implementar uma nova hipótese, a da interpenetrabilidade das fases. Para isto, faz-se necessário um leve aumento de escala espacial para que, ainda numa visão microscópica, a hipótese seja válida. A aplicação da hipótese da inter-penetração, além de permitir um enfoque euleriano para ambas as fases, faz com que as propriedades médias temporais de transporte e propriedades turbulentas estejam presentes de forma distintas, tanto na fase gás quanto na fase particulada.

Outro aspecto a ser considerado, é o da adoção de um modelo invíscido para a caracterização da fase sólida, ou seja, os aglomerados de sólidos comportam-se como fluidos hipotéticos, não possuindo uma tensão de natureza viscosa ou molecular como os fluidos reais. Os fluidos hipotéticos (fase sólida) são aqueles que adquirem comportamento fluidodinâmico devido as interações físico-químicas com os fluidos reais (fase gás).

O aparecimento de uma dispersão turbulenta de quantidade de movimento na fase hipotética, com um tensor de Reynolds resultante das flutuações de velocidade, é negligenciado por considerar que as flutuações turbulentas na fase fluida hipotética são inferiores em ordem de grandeza, quando comparadas com as da fase fluida real. E, neste sentido, o arraste promovido pelo fluido real é responsável, também, pela geração de turbulência e flutuação na fase fluida hipotética.

Outra consideração adotada como hipótese deste trabalho, refere-se a ausência de forças de pressão atuantes na fase fluida hipotética. Conforme Gidaspow (1994), as forças de pressão são resultado único e exclusivo das porções de fluido real (no caso, o gás), e não da presença do fluido hipotético.

Além das hipóteses mencionadas anteriormente, faz-se necessária a definição de fração volumétrica, ou seja, uma relação entre a vazão da fase envolvida (gás ou partícula) sobre a vazão total do escoamento (gás + partícula), para o desenvolvimento do modelo:

$$f_g = \frac{Q_g}{Q_s + Q_g}, \text{ com } f_g + f_s = 1. \quad (3.17)$$

Finalmente, com as hipóteses envolvidas, apresenta-se o modelo matemático baseado nas propriedades médias temporais e na decomposição de Reynolds, capaz de representar o escoamento bifásico, envolvendo mecanismos turbulentos, as interações gás-sólido, a dinâmica do escoamento, o domínio espacial tridimensional, entre outras características.

Por se tratar de um modelo isotérmico, as equações da conservação utilizadas são as da conservação da massa e a do *momentum*, aplicadas para cada fase.

As equações da conservação da massa para a fase gás e sólida são expressas, respectivamente pelas equações:

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_g \rho_g) + \nabla \cdot (f_g \rho_g \mathbf{v}_g) = 0; \quad (3.18)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_s \rho_s) + \nabla \cdot (f_s \rho_s \mathbf{v}_s) = 0. \quad (3.19)$$

Já as equações do movimento, para as fases gás e sólida, são expressas:

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_g \rho_g \mathbf{v}_g) + \nabla \cdot (f_g \rho_g \mathbf{v}_g \mathbf{v}_g) = -f_g \nabla \cdot (\mathbf{T}_g^{ef}) + f_g \rho_g \mathbf{g} - \nabla p + \mathbf{F}_{res} ; \quad (3.20)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_s \rho_s \mathbf{v}_s) + \nabla \cdot (f_s \rho_s \mathbf{v}_s \mathbf{v}_s) = f_s \rho_s \mathbf{g} - \mathbf{F}_{res} . \quad (3.21)$$

### 3.2. Condições de Contorno

As condições de contorno aplicadas em todas as fronteiras físicas do escoamento gás-sólido em dutos, são:

- Entrada – admite-se uma vazão uniforme e constante de gás e sólido e todas as outras propriedades do escoamento são consideradas uniformes;
- Saída – admite-se uma pressão constante de tal forma que as condições de continuidade de fluxo sejam consideradas para todas as propriedades do escoamento;
- Parede – considera-se condições de não deslizamento para as velocidades, derivadas nulas para as frações volumétricas (fronteiras impermeáveis) e funções de parede para as propriedades turbulentas.

A Figura 3.2 ilustra as fronteiras físicas e as condições de contorno para um duto circular com escoamento gás-sólido.

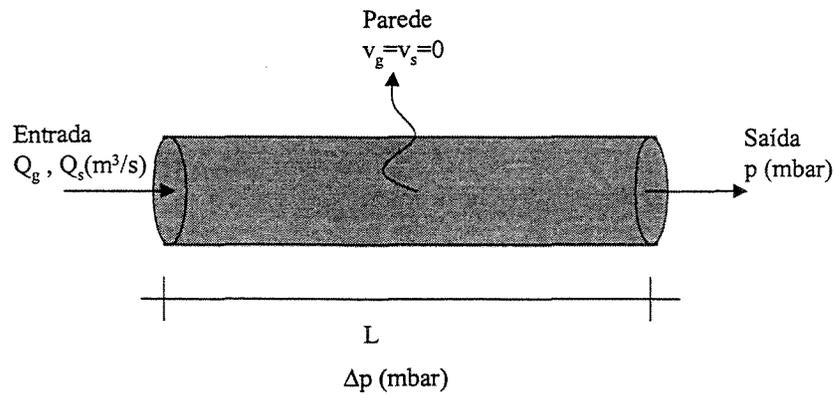


Figura 3.3. Representação esquemática das condições de contorno do modelo proposto.

### 3.3.Hipóteses para o Fechamento do Modelo

#### 3.3.1. Tensor Efetivo e Força de Arraste entre as Fases

O tensor efetivo sobre a fase gasosa estabelece uma relação similar ao modelo de um fluido newtoniano geral, onde a tensão é diretamente proporcional à deformação e é dada pela expressão,

$$\mathbf{T}_g^{ef} = -2\mu_g^{ef} \mathbf{D}_g \quad (3.22)$$

Onde o tensor taxa de deformação é expresso por:

$$\mathbf{D}_g = \frac{1}{2} \left[ \nabla \mathbf{v}_g + (\nabla \mathbf{v}_g)^T \right]. \quad (3.23)$$

E a viscosidade efetiva,

$$\mu_g^{ef} = \mu_g + \mu_g^{(t)}. \quad (3.24)$$

Na Equação (3.24) a viscosidade turbulenta,  $\mu_g^{(t)}$ , é obtida a partir de um modelo isotrópico de turbulência conhecido por modelo k- $\epsilon$  padrão, apresentado a seguir.

Já a força resistiva entre as fases é modelada por uma equação do tipo:

$$\mathbf{F}_{res} = \beta_{g,s} (\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s) . \quad (3.24)$$

Onde o coeficiente de interface  $\beta_{g,s}$ , pode ser predito para escoamentos concentrados ( $f_g < 0,8$ ) através da lei de Darcy (Gidaspow (1994)):

$$\beta_{g,s} = 150\mu_g \left( \frac{f_s}{f_g d_p \phi_p} \right)^2 + 1,75 \frac{\rho_g f_s |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s|}{d_p \phi_p} . \quad (3.26)$$

Note que nas expressões da força resistiva ( $\mathbf{F}_{res}$ ) e do coeficiente de interface ( $\beta_{g,s}$ ), há relações lineares da velocidade do gás com a velocidade do sólido. Esta relação é que transfere os efeitos da turbulência e da pressão na fase fluida real, para a fase fluida hipotética.

Para escoamentos diluídos ( $f_g > 0,8$ ), um modelo proposto por Wen e Yuu (Gidaspow (1994)) relaciona o coeficiente de interface com o coeficiente de arraste,  $C_D$ , da seguinte forma:

$$\beta_{g,s} = \frac{3}{4} C_D \frac{f_g \rho_g |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s| f_s}{d_p \phi_p} . \quad (3.27)$$

### 3.3.2. Modelos de Turbulência

Para aplicações em Engenharia, há dois tipos principais de modelos de turbulência: sendo um conhecido como modelo de viscosidade “*Eddy*”, o qual 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, e

negligencia todas correlações de segunda ordem entre as propriedades flutuantes que aparecem durante a aplicação da decomposição de Reynolds; o outro tipo é conhecido como abordagem de segunda ordem, onde os tensores de Reynolds apresentam comportamento anisotrópico e a necessidade de predição destas correlações de segunda ordem, acarretando em um maior esforço computacional e, em muitas vezes, dificuldades de convergência. A seguir são discutidos alguns modelos de turbulência comumente encontrados na literatura, dando-se ênfase ao modelo de duas equações utilizado neste trabalho.

Modelos de viscosidade “*Eddy*” são distinguidos pela maneira a qual a viscosidade eddy é prescrita. O modelo de turbulência baseado na viscosidade “*Eddy*” mais popular, devido a seu alto grau de aplicabilidade, é o modelo  $k$ - $\varepsilon$  padrão. A descrição da turbulência para fase  $k$ , é obtida pela definição de sua energia cinética  $\left(\frac{\rho_k q_k^2}{2}\right)$  e pelo seu comprimento de escala espacial  $l_k$ . Conseqüentemente, a viscosidade turbilhonar para uma fase  $k$  pode ser escrita como:

$$\mu_k^{(t)} = \rho_k c_k q_k l_k. \quad (3.28)$$

Onde  $q_k$  é a escala da velocidade,  $l_k$  é o comprimento de escala espacial e  $c_k$  uma constante empírica.

Nos modelos de viscosidade “*Eddy*”, os tensores de Reynolds podem ser definidos como:

$$\mathbf{T}_k^{(t)} = -2\mu_k^{(t)} \mathbf{D}_k + \frac{2}{3} k_k \mathbf{I}. \quad (3.29)$$

Devido a inexistência de um modelo de turbulência para a fase sólida neste estudo, as equações serão escritas somente para a fase gás. Logo:

$$\mathbf{T}_g^{(t)} = -2\mu_g^{(t)} \mathbf{D}_g + \frac{2}{3} k_g \mathbf{I}, \quad (3.30)$$

na qual  $k_g$  é a energia cinética turbulenta para a fase  $k$  e  $\mathbf{I}$  o tensor identidade.

A energia cinética turbulenta para a fase gás, relaciona-se diretamente com a escala de velocidade  $q_g$  (Ferziger (1987) *apud* Meier (1998)).

$$k_g = \frac{q_g^2}{2}. \quad (3.31)$$

Uma equação para a energia cinética turbulenta para a fase gás pode ser derivada a partir das equações de Navier-Stokes, por subtração da equação média temporal da instantânea para obter uma equação para a flutuação de velocidade.

Desta forma, tem-se:

$$\frac{\partial}{\partial t} (f_g \rho_g k_g) + \nabla \cdot (f_g \rho_g \mathbf{v}_g k_g) = +f_g \nabla \cdot \left( \frac{\mu_g^{ef}}{\sigma^k} \nabla k_g \right) + f_g (G_g - \rho_g \varepsilon_g). \quad (3.32)$$

Onde a viscosidade efetiva é dada por:

$$\mu_g^{ef} = \mu_g + \mu_g^{(t)}. \quad (3.33)$$

A geração de energia cinética turbulenta para a fase gás é obtida pelo produto tensorial, o qual é denominado de produto duplamente contraído (Bird *et al.* (1960)), entre o tensor de Reynolds e o divergente de velocidade para a fase gás, conforme segue:

$$G_g = -\mathbf{T}_g^{(t)} : \nabla \mathbf{v}_g. \quad (3.34)$$

Para o cálculo de dissipação de energia cinética turbulenta para a fase gás, tem-se:

$$\varepsilon_g = c_g \frac{q_g^3}{l_g}. \quad (3.35)$$

Com as equações (3.28), (3.31) e (3.35) chega-se a uma expressão para a viscosidade turbulenta para a fase gás:

$$\mu_g^{(t)} = C_\mu \rho_g \frac{k^2}{\varepsilon_g}, \quad (3.36)$$

na qual,  $C_\mu$  é uma constante do modelo e:

$$C_\mu = 4c_k^2. \quad (3.37)$$

Uma equação a mais para o cálculo do  $\varepsilon_g$  é necessária:

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_g \rho_g \varepsilon_g) + \nabla \cdot (f_g \rho_g \mathbf{v}_g \varepsilon_g) = f_g \nabla \cdot \left( \frac{\mu_g^{ef}}{\sigma^\varepsilon} \nabla \varepsilon_g \right) + f_g (C_1 G_g - C_2 \rho_g \varepsilon_g) \frac{\varepsilon_g}{k_g}. \quad (3.38)$$

A Tabela 3.1 apresenta os valores das constantes do modelo k-ε.

**Tabela 3.1.** Constantes do Modelo k-ε.

Constante	$C_\mu$	$C_1$	$C_2$	$\sigma^k$	$\sigma^\varepsilon$
Valor	0.09	1.44	1.92	1.00	1.30

Há ainda algumas modificações do modelo k-ε padrão, sendo uma para altos números de Reynolds, o modelo RNG k-ε, e outra para baixos números de Reynolds, “Low Reynolds Number k-ε Model”, os quais não são discutidos aqui por questões de conveniência.

No caso da abordagem de segunda ordem, estes tipos de modelos consideram correlações de segunda ordem entre as flutuações turbulentas e apresentam alto comportamento anisotrópico para os tensores de Reynolds. Este modelo é característico por apresentar um maior esforço computacional, em virtude de, além de resolver uma equação de transporte para a taxa de dissipação ( $\varepsilon$ ), seis equações extras, sendo uma para cada componente do tensor de Reynolds, terem que ser resolvidas em conjunto.

### 3.3.3. Modelo de Coeficiente de Arraste

A força de arraste exercida sobre uma partícula imersa em um fluido em movimento, é causada por dois mecanismos distintos. O primeiro é devido a tensão cisalhante viscosa na superfície, conhecida como fricção por contato. O segundo é devido a distribuição de pressão que envolve o corpo, conhecida como arraste de forma.

O modelo de coeficiente de arraste para partículas individuais podem ser correlacionadas para diferentes regiões:

a) Para a região de Stokes ( $0 < Re_p \leq 0,2$ )

Quando o limite de  $Re \rightarrow 0$ , o coeficiente de arraste das partículas esféricas é devido inteiramente à fricção por contato,

$$Cd = \frac{24}{Re_p} ; \quad (3.39)$$

b) Para a região viscosa ( $0,2 < Re_p \leq 1000$ )

Nesta região, ambos os arrastes por contato e de forma, são importantes. O coeficiente de arraste diminui uniformemente com o aumento do número de Reynolds. Muitas equações empíricas foram propostas para estimar o valor do coeficiente de arraste nesta região, tais como Schiller e Nauman (1933), Ishii e Zuber (1979) e Ihme *et al.* (1972). Estas são, respectivamente, mostradas nas equações abaixo.

$$Cd = \frac{24}{Re_p} \left( 1 + 0,15 Re_p^{0,687} \right) \quad (3.40)$$

$$Cd = \frac{24}{Re_p} \left( 1 + 0,1 Re_p^{0,75} \right) \quad (3.41)$$

$$Cd = \frac{24}{Re_p} + 5,48 Re_p^{-0,573} + 0,36 \quad (3.42)$$

c) Para região turbulenta ( $Re_p > 500$  a  $1000$ )

Esta região também conhecida como região turbulenta é dominada pelo arraste de forma, e o coeficiente de arraste não depende do número de Reynolds da partícula.

$$C_d = 0,44 . \quad (3.43)$$

Este modelo apresentado nos itens a, b e c para diferentes valores de  $Re_p$  é conhecido neste estudo como modelo “*default*”, por se tratar de um modelo de coeficiente de arraste padrão do pacote comercial CFX 4.4 utilizado para a obtenção dos resultados.

d) Para todas as regiões ( $0 \leq Re_p \leq \infty$ )

A predição do coeficiente de arraste a partir de dados experimentais é realizada para os vários regimes de escoamento, a partir da correlação de Coelho e Massarani (1996). Esta correlação abrange todos os valores de Reynolds para a partícula, evitando possíveis descontinuidades provocadas pela mudança do regime de escoamento devido ao aumento da velocidade axial. Um exemplo desta descontinuidade, seria uma mudança relacionada ao tratamento do coeficiente de arraste, no qual passa a ser caracterizado por uma região viscosa em vez de uma região stokesiana, conforme observado anteriormente.

A correlação proposta por Coelho e Massarani (1996) para o cálculo do coeficiente de arraste é:

$$C_d = \left[ \left( \frac{24}{K_1 Re_p} \right)^{0.85} + K_2^{0.85} \right]^{1.18} \quad (3.44)$$

Onde,  $K_1$  e  $K_2$  são constantes do modelo, expressos pelas seguintes equações:

$$K_1 = 0.843 \cdot \log_{10} \left( \frac{\phi_p}{0.065} \right); \quad (3.45)$$

$$K_2 = 5.31 - 4.88\phi_p . \quad (3.46)$$

$\phi_p$  é a esfericidade das partículas e  $Re_p$ , Reynolds da partícula, é dado por,

$$\text{Re}_p = \frac{\rho_g |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s| d_p}{\mu_g} . \quad (3.47)$$

## CAPÍTULO 4

# MODELAGEM NUMÉRICA

Pretende-se neste capítulo apresentar o pacote comercial CFX 4.4, da AEA Technology, como um ambiente de CFD, no qual este trabalho foi desenvolvido. Como apresenta-se a seguir, o software CFX 4.4 emprega o método dos volumes finitos como estratégia para a solução da modelagem matemática nele proposto. Detalhes sobre o método são apresentados no decorrer deste capítulo, onde é possível observar, para um caso simples, como o método funciona.

### 4.1. Métodos dos Volumes Finitos

Conforme escreve Pino e Lage (2001), o método dos volumes finitos (MVF) é muitas vezes confundido com o método das diferenças finitas (MDF) pois muitas vezes geram, após a discretização, equações algébricas idênticas. Ambos são utilizados para solucionar problemas de valor de contorno ou inicial, entretanto o MDF possui uma dedução puramente matemática, a partir das aproximações de derivadas usando séries de Taylor. Já o MVF possui uma base física.

A alta aplicabilidade do MVF deve-se inicialmente à facilidade na generalização e implementação numérica, que possibilitou o desenvolvimento de softwares comerciais, tais

como o CFX, FLUENT, PHOENIX, etc. Outro fator importante é a pouca memória computacional requerida, em comparação com outros métodos, fazendo com que um menor número de simplificações fossem utilizadas, obtendo-se assim resultados mais próximos da realidade (Meier (1998)).

O método dos volumes finitos consiste na integração formal das equações de conservação, afim de se obter uma equação discreta. Algumas hipóteses e aproximações são necessárias para a solução das equações. Demonstra-se a seguir a metodologia de obtenção das equações discretas, apresentando suas aproximações para um modelo tridimensional monofásico.

#### 4.1.1. Integração Numérica e Linearização

A integração numérica no MVF ocorre da seguinte forma: cada equação é integrada sobre cada volume de controle para obter uma equação discreta a qual conecta as variáveis do centro dos volumes de controle com sua vizinhanças. Isto deve-se ao fato de todas as variáveis serem definidas no centro destes volumes, os quais preenchem os domínios físicos a serem considerados (Kasper (2003), Moreira (2002), Peres (2002), Rosa (2002) e CFX-4 For Windows NT (1997)).

Portanto, partindo-se de uma expressão para as equações de transporte, tem-se:

$$\frac{\partial \rho \phi}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v} \phi) - \nabla \cdot (\Gamma \nabla \phi) = S \quad (4.1)$$

onde  $\Gamma$  é o termo difusivo para a variável  $\phi$ .

Integrando a equação (4.1) no volume de controle, tem-se:

$$\int \frac{\partial \rho \phi}{\partial t} dV + \int \rho \phi \mathbf{v} \cdot \mathbf{n} dA - \int \Gamma \nabla \phi \cdot \mathbf{n} dA = \int S dV. \quad (4.2)$$

Todos os termos da equação (4.2) serão discretizados no espaço usando uma diferenciação central de segunda ordem, com exceção dos termos convectivos. Estes coeficientes convectivos são obtidos usando a fórmula de interpolação Rhie-Chow.

Nota-se que a equação (4.2) é formada por quatro diferentes termos, os quais são discretizados individualmente a seguir.

Para ilustrar os termos de difusão e convecção, considere o volume de controle mostrado na Figura 4.1.

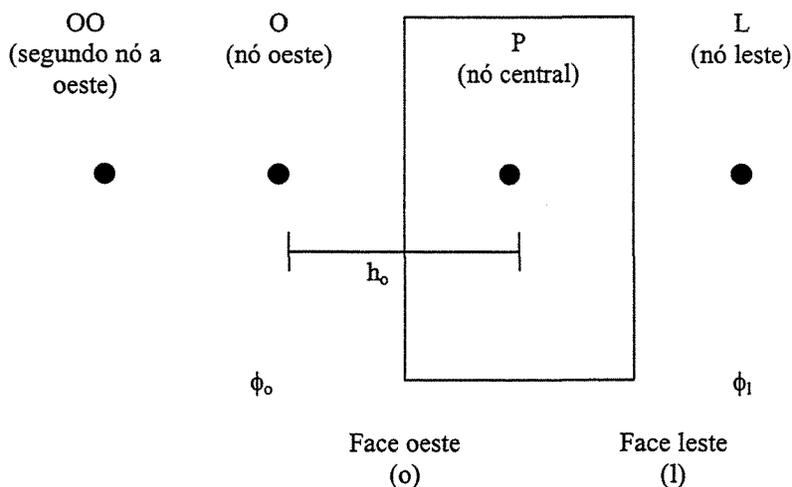


Figura 4.1. Notação de um volume de controle.

#### 4.1.2. Termo Difusivo

O termo difusivo na superfície oeste do volume de controle é discretizado da seguinte forma:

$$\int \Gamma \nabla \phi \cdot n dA = \frac{\Gamma A_o}{h_o} (\phi_p - \phi_o) \equiv D_o (\phi_p - \phi_o). \quad (4.3)$$

Onde:

$A_O$  é a área da face oeste,  $h_O$  é a distância entre o nó oeste (O) e o nó central (P),  $D_o$  é o coeficiente de difusão da face oeste,  $\phi_o$  e  $\phi_P$  são respectivamente as propriedades fluidodinâmicas na direção oeste e no ponto central do volume de controle .

### 4.1.3. Termo Convectivo

Estes termos são difíceis de analisar, pois quanto maior a acurácia dos esquemas, menor será a robustez ou seja, mais lento se torna. Devido a este problema, existem vários esquemas que podem ser utilizados para fazer a discretização destes termos, tais como diferenças centrais (DMS), UPWIND, HIGHER UPWIND e QUICK. Neste trabalho é descrito somente o esquema UPWIND, devido a utilização do mesmo nos estudos de caso propostos.

#### UPWIND

Neste esquema, os valores da propriedade convectiva  $\phi$  na interface ( $\phi_O$ ) adotam o valor central da célula ( $\phi_O$ ) que está a frente em relação à direção do componente do vetor velocidade do fluxo convectivo em questão.

Logo:  $\phi_o = \phi_O$  e,

$$\int \rho \phi \mathbf{v} \cdot \mathbf{n} dA = \rho \mathbf{v}_o \cdot A_o \phi_o = C_o \phi_o. \quad (4.4)$$

Onde  $C_o$  é o coeficiente convectivo na face oeste. Este por sua vez fornece um coeficiente matricial para o ponto oeste:

$$A_o = \text{MAX}(C_o, 0) + D_o, \quad (4.5)$$

sendo este um esquema de primeira ordem.

#### 4.1.4. Termo Transiente

Para a determinação do termo transiente é necessário integrar o mesmo no tempo, ou seja, num intervalo de tempo  $\Delta t$ , aplicando a aproximação “backward” Euler de primeira ordem como pode ser observado no equacionamento a seguir.

Partindo-se do termo transiente da equação geral de transporte, tem-se

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} = F(\phi). \quad (4.6)$$

Discretizando:

$$\frac{\phi^n - \phi^{n-1}}{\Delta t} = F(\phi^n). \quad (4.7)$$

Uma alternativa para a discretização da equação (4.6) é usar um modelo de segunda ordem. Neste caso a equação discretizada torna-se:

$$\frac{2\Delta t + \Delta t_0}{\Delta t(\Delta t + \Delta t_0)} \phi^n - \frac{\Delta t + \Delta t_0}{(\Delta t + \Delta t_0)} \phi^{n-1} + \frac{\Delta t_0}{\Delta t_0(\Delta t + \Delta t_0)} \phi^{n-2} = F(\phi^n). \quad (4.8)$$

Onde  $\Delta t_0$  é a diferenciação no tempo do passo de tempo anterior.

#### 4.1.5. Termo Fonte

A integração do termo fonte é dada por:

$$\int S dV = SU + SP\phi_p. \quad (4.9)$$

Onde SP é um valor altamente negativo, para reduzir a possibilidade de divergência numérica.

Usualmente para as equações de um modelo físico, o termo fonte  $S$  decresce com  $\phi$ . Neste caso a linearização via série de Taylor pode ser usada, já que o valor de  $SP$  será negativo (Pino e Lages (2001)).

#### **4.1.6. Acoplamento Pressão-Velocidade**

Para a conservação da massa ser satisfeita, alguns modelos foram propostos para determinar uma equação (derivada da própria conservação da massa, onde um termo de pressão apareça) capaz de acoplar a pressão e a velocidade.

O método utilizado neste trabalho foi o SIMPLEC (SIMPLE “consistent”) derivado do método SIMPLE (“Semi Implicit Linked Equations”), pois evita que altas relaxações sejam utilizadas para a convergência do modelo, vistas quando do uso do método SIMPLE.

Mais informações sobre a técnica de acoplamento pressão-velocidade, podem ser encontrados em Maliska (1995) e Patankar (1980).

#### **4.2.Fluido Dinâmica Computacional - CFD**

O termo Fluidodinâmica Computacional é uma tradução literal do termo inglês "Computational Fluid Dynamics" (CFD) e pode ser descrito, de forma generalizada, como a simulação numérica de todos aqueles processos físicos e/ou físico-químicos que apresentam escoamento. A predição dos campos de concentração, velocidades, pressão, temperaturas, propriedades turbulentas e outras, é efetuada através de modelos microscópicos baseados nos princípios gerais de conservação da massa, da energia e da quantidade de movimento, no domínio do espaço e do tempo.

Há alguns anos atrás, um estudo de CFD não era possível em virtude da pouca disponibilidade computacional de alto desempenho. Ao longo dos anos, com os avanços da informática, começou-se a tratar os problemas de CFD de forma gradativa, ou seja, inicialmente muitas simplificações eram tomadas a fim de reduzir o esforço computacional, obtendo-se assim uma solução convergente e estável em um tempo relativamente aceitável. Hoje em dia os mesmos problemas tratados anteriormente, são resolvidos com um número muito menor de hipóteses simplificadoras, conduzindo a uma maior concordância entre as previsões numéricas e a situação física real.

Existem duas maneiras básicas de se analisar um problema de CFD: uma é através do desenvolvimento de um código específico para a situação física de interesse com o desenvolvimento de modelos e programas numéricos; e a outra, através da utilização de um código comercial geral aplicável a grande gama de situações físicas.

Os códigos comerciais de CFD com perspectiva de aplicação industrial apareceram no mercado no início da década de 90. Apresentam em sua estrutura computacional três módulos principais: o pré-processador, onde o usuário define a geometria, gera a malha numérica e seleciona os modelos matemáticos e métodos numéricos; o processador, onde são efetuados todos os cálculos numéricos; e o pós-processador onde é realizada a visualização científica dos resultados a partir de isocurvas, gráficos de vetores, gráficos de linha, animações gráficas, etc. Os principais códigos em uso pelas grandes empresas mundiais são o CFX, o FLUENT e o PHOENICS.

O CFX-4 é um simulador microscópico, baseado no método dos volumes finitos, e é composto basicamente por três módulos principais: um pré-processador, um processador (Solver) e um pós-processador.

### **Pré-processador (*Build*)**

O pré-processador tem duas funções básicas: Construção da geometria e criação da malha numérica e ainda, a criação do arquivo de comando.

### **Construção da geometria e criação da malha numérica**

Nesta etapa, monta-se a geometria que servirá de base para o estudo do escoamento. Feito esta, cria-se a malha numérica de forma que, em cada elemento desta, realizar-se-ão os balanços de acordo com as três equações fundamentais da fluidodinâmica citadas anteriormente.

Uma vez criada a malha numérica, o próprio CFX-BUILD encarrega-se de gerar um arquivo de malha, onde neste encontra-se presente todas as informações geométricas, além de sua malha numérica. Após esta etapa, passa-se para a seguinte, ou seja, a criação do arquivo de comando.

### **Criação do arquivo de comando**

Nesta etapa o usuário monta um arquivo de dados onde este compreende uma série de comandos, sintaxes associadas e rotinas incluídas no código CFX-4. Deve-se marcar tudo que for importante a ser empregado no modelo, tais como, condições de contorno, número de fases, número de espécies químicas, compressibilidade, regime de escoamento, ou seja, laminar ou turbulento, enfim, uma série de fatores para que o arquivo de comando, juntamente com o arquivo de malha, possam ser analisados e resolvidos pelo próximo módulo do simulador, o processador, CFX-SOLVER.

### **Processador (SOLVER)**

Como o próprio nome diz, é este o responsável pela solução do problema. Este módulo resolve a representação discreta do modelo desejado via arquivo de comando. As informações são analisadas de forma a dar o resultado mais rápido e seguro possível em diferentes configurações de computadores, sendo até mesmo possível processamentos paralelos.

Neste módulo, o usuário é capaz de acompanhar o andamento da solução através de um gráfico de resíduos, demonstrando o quanto a solução está tendendo ou não a uma possível convergência. Há ainda a possibilidade do próprio usuário, adequar, inovar e personalizar seu modelo através de subrotinas de usuário. Através da linguagem FORTRAN, o simulador permite que expressões e sintaxes externas sejam introduzidas no código de forma a personalizar a utilização do mesmo.

**Pós-Processador (Analyse)**

Finalmente, em seu terceiro módulo, o pós-processador CFX-VIEW, visualiza-se cientificamente o comportamento dos escoamentos através de gráficos de vetores e linhas, mapas de superfície, isocurvas e linhas de corrente, possibilitando uma avaliação qualitativa e quantitativa da solução.

## **CAPÍTULO 5**

### **ESTUDO DE CASOS**

Neste capítulo são apresentados quatro diferentes estudos de casos a serem analisados e compreendidos neste trabalho. Os dois primeiros são referentes a uma geometria proposta por Akilli *et al.* (2001) para uma seção horizontal e vertical, respectivamente, onde dados experimentais de perfis de concentração e velocidade foram obtidos por técnicas de Phase Doppler Anemometry (PDA).

O terceiro caso refere-se ao transporte pneumático de partículas de clínquer na linha de ar terciário, encontrado na indústria de cimento.

O último caso, pode ser considerado como uma alteração geométrica do caso 3, onde a utilização de uma curva “auto-limpante” propicia uma minimização do depósito de pó de clínquer na parte inferior do duto, diminuindo-se, desta forma, a perda de carga devido a diminuição da área de seção transversal efetiva, onde ocorre o transporte de partículas.

É apresentado também neste capítulo, as estratégias numéricas utilizadas para solução dos modelos propostos.

### 5.1. Modelo Numérico Proposto

O CFX 4.4 mencionado anteriormente foi utilizado para a solução das equações de conservação da massa e quantidade de movimento, para ambas as fases.

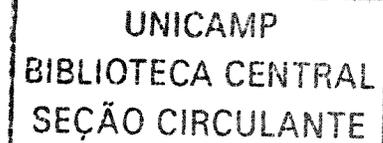
O acoplamento pressão-velocidade empregado foi o SIMPLEC, e o esquema de interpolação de primeira ordem (UPWIND). O algoritmo RHIE-CHOW foi empregado com procedimento AMG e ICCG, para resolver as equações algébricas discretas.

O critério de convergência para todos os casos foi de  $5.10^{-4}$  para a norma euclidiana da fonte de massa. Os fatores de relaxação foram utilizados somente para a energia cinética turbulenta ( $k$ ) e para a sua taxa de dissipação ( $\epsilon$ ), no modelo de turbulência, com valores iguais a 0,05 para garantir estabilidade e convergência das soluções numéricas.

As iterações foram resolvidas para um passo de tempo igual a  $1.10^{-3}$  utilizando a correlação de Coelho e Massarani (1996), para o cálculo do coeficiente de arraste, independentemente do número de elementos computacionais. Quando utilizado o método de cálculo de coeficiente de arraste aplicado pelo CFX 4.4 (correspondente aos itens “a”, “b” e “c” item 3.3.3, do capítulo 3), chamado nesta dissertação de “*default*”, a necessidade de intervalos de tempos maiores faz-se necessária, conforme o aumento do número de elementos computacionais. Desta forma, utilizou-se um passo de tempo igual a  $5.10^{-4}$  para uma malha numérica de 20000 elementos computacionais.

No “*start-up*” das simulações, foi considerado somente a presença de gás durante um período de tempo real de 0,5 s e um intervalo de tempo igual a 0,005 para ambas correlações de coeficiente de arraste. Após este tempo inicial necessário, suficiente para garantir um estado estacionário, foi adicionada a fase particulada. O escoamento gás-sólido alcançou o regime permanente num intervalo de tempo real inferior a 2 s para ambas as correlações, de Coelho e Massarani (1996) e “*default*”.

### 5.2. Estudo de Caso 1



Como mencionado anteriormente, o Estudo de Caso 1 refere-se ao escoamento gás-sólido num sistema de dutos proposto por Akilli *et al.* (2001). Este sistema é composto por três diferentes seções de dutos, conectados entre si por curvas de 90° com mesmos raios de curvatura e iguais a 1,5. A primeira seção corresponde a uma seção horizontal, cuja entrada do sistema esta localizada. A seção dois esta separada das demais por duas curvas de 90°, por se tratar de uma seção intermediária e vertical. Por fim, uma terceira seção horizontal, seção esta referente item 3.3.3 ao estudo de caso 1, onde a saída do sistema esta localizada. A Figura 5.1 ilustra todas as seções discutidas anteriormente.

Em quatro diferentes pontos desta seção ( $L/D$  igual a 1, 3.66, 7 e 29 respectivamente) são obtidos dados de concentração de sólidos e perfis de velocidade axial, conforme mostrado no capítulo 6, procurando-se, desta forma, obter uma validação entre dados experimentais obtidos da literatura com resultados numéricos.

### 5.3. Estudo de Caso 2

Analogamente ao Caso 1, o Caso 2 refere-se ao desenvolvimento do escoamento em uma seção vertical de um duto cilíndrico, ou seja, este caso refere-se à segunda seção da geometria proposta por Akilli *et al.* (2001), conforme mencionado anteriormente. A Figura 5.2 evidencia o ponto de medição numa região  $L/D = 17$ , onde os perfis de concentração e velocidade serão obtidos para posteriormente serem comparados com dados experimentais.

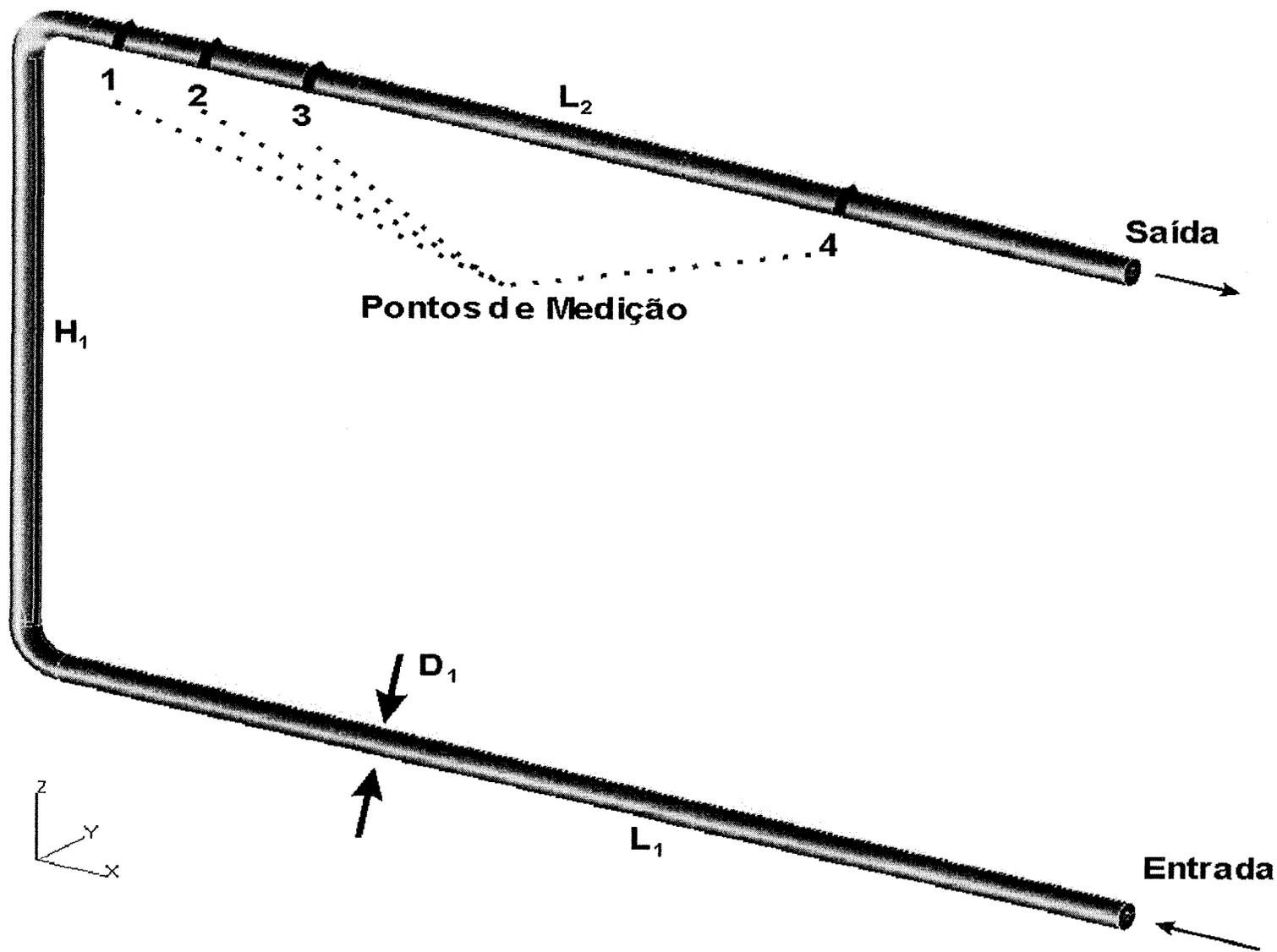


Figura 5.1. Estudo de Caso 1

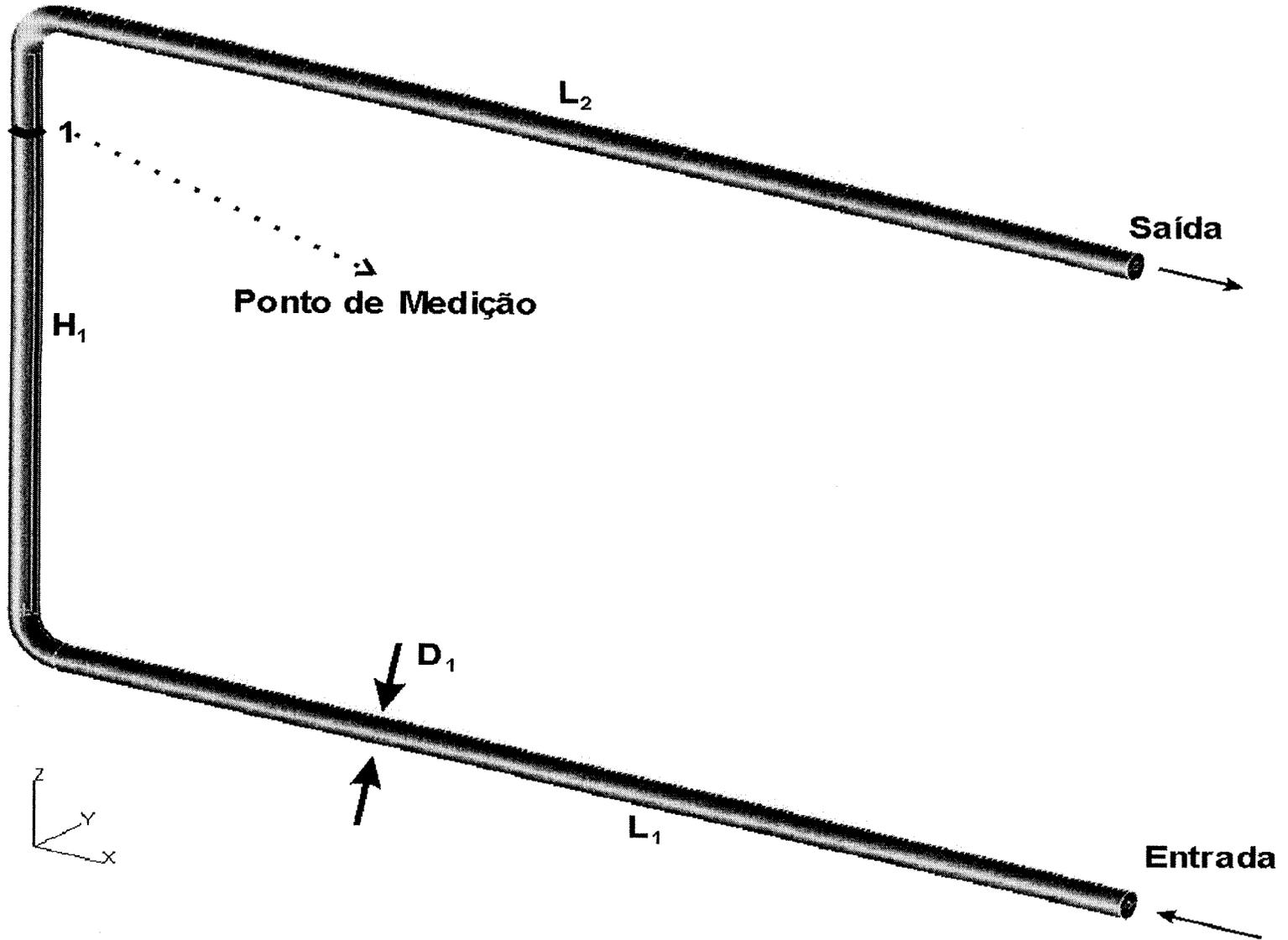


Figura 5.2. Estudo de Caso 2.

### 5.4. Estudo de Caso 3

O Estudo de Caso 3 corresponde a linha de ar terciário encontrada nas indústrias de cimento. O ar utilizado para a combustão num forno de cimento, resultante do resfriamento do clínquer, é dividido em duas frações: uma para o interior do forno, denominado de ar secundário; e outra para o calcinador, denominado de ar terciário.

Na linha de ar terciário, desviada para o calcinador, ocorre o arraste de pó de clínquer, compreendido na faixa granulométrica de 30 a 80 micra, e em condições de transporte pneumático com razões de carga na faixa de 5 a 20 gramas de sólido por metro cúbico de gás, típicas de escoamento gás-sólido em fase diluída. Face as características desse pó, finamente dividido e com alto poder de aderência, é comum observar a sua deposição ao longo do duto de transporte do ar terciário para o calcinador. Essa deposição reduz significativamente o diâmetro do duto e, em alguns casos, praticamente bloqueia a alimentação de ar terciário no calcinador, devido ao incremento da perda de carga no sistema, interrompendo a operação do forno.

A Figura 5.3 refere-se a linha de ar terciário na qual ocorre o depósito de clínquer, conforme mencionado anteriormente. Para melhor visualização do depósito de partículas no interior do duto, fez-se dois cortes transversais em dois diferentes pontos, indicados na figura como ponto 1 e ponto 2.

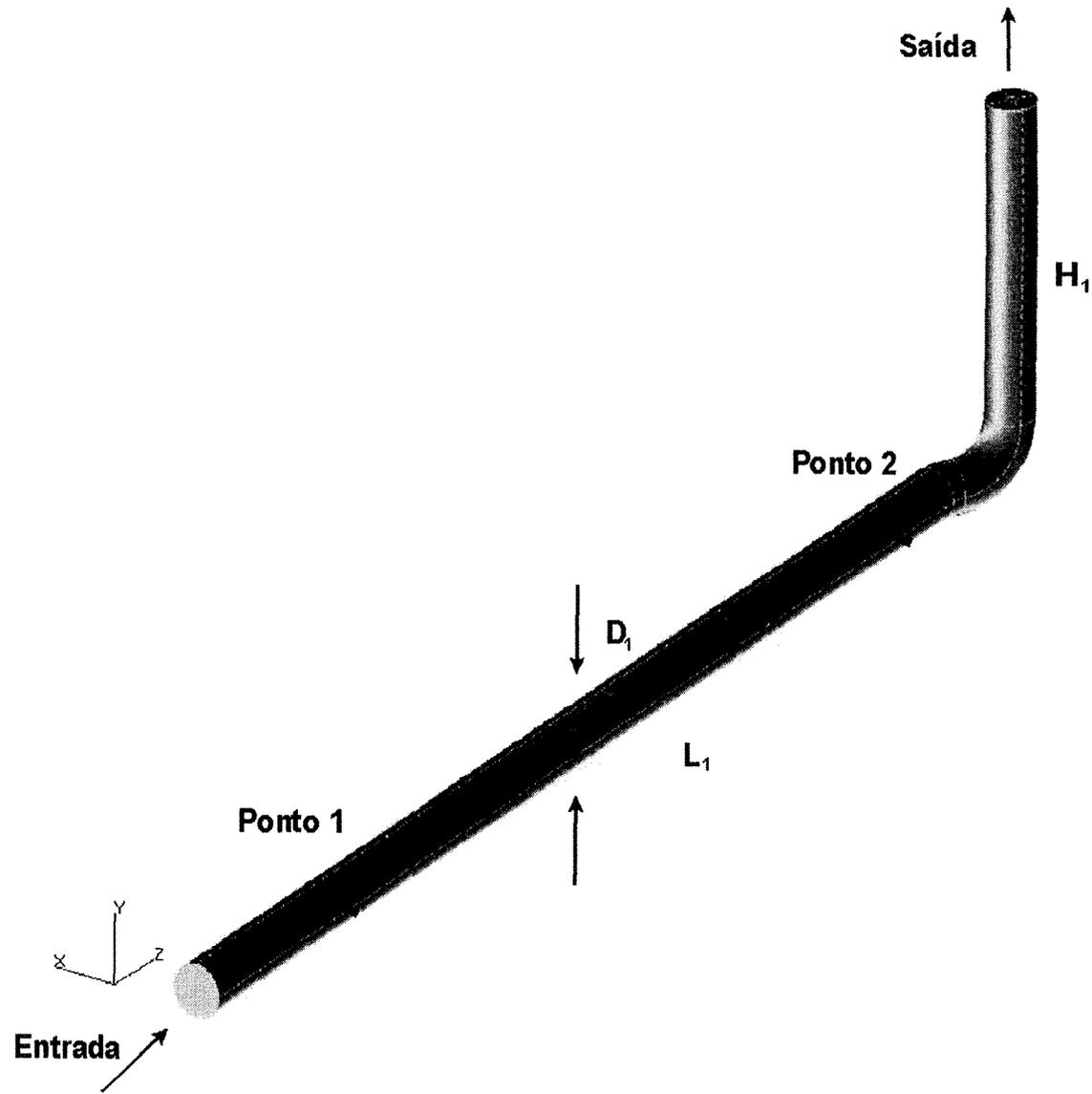


Figura 5.3. Estudo de Caso 3.

**5.5. Estudo de Caso 4**

O Caso 4 pode ser considerado como uma alteração geométrica do Caso 3, onde uma curva “auto-limpante” é utilizada para minimizar o depósito de partículas no interior do duto.

A Figura 5.4 mostra esta curva “auto-limpante” no duto de ar terciário. Pode-se observar que existem duas regiões onde os perfis de fração volumétrica e velocidade serão visualizados transversalmente, pontos 1 e 2, conforme mencionado no caso 3.

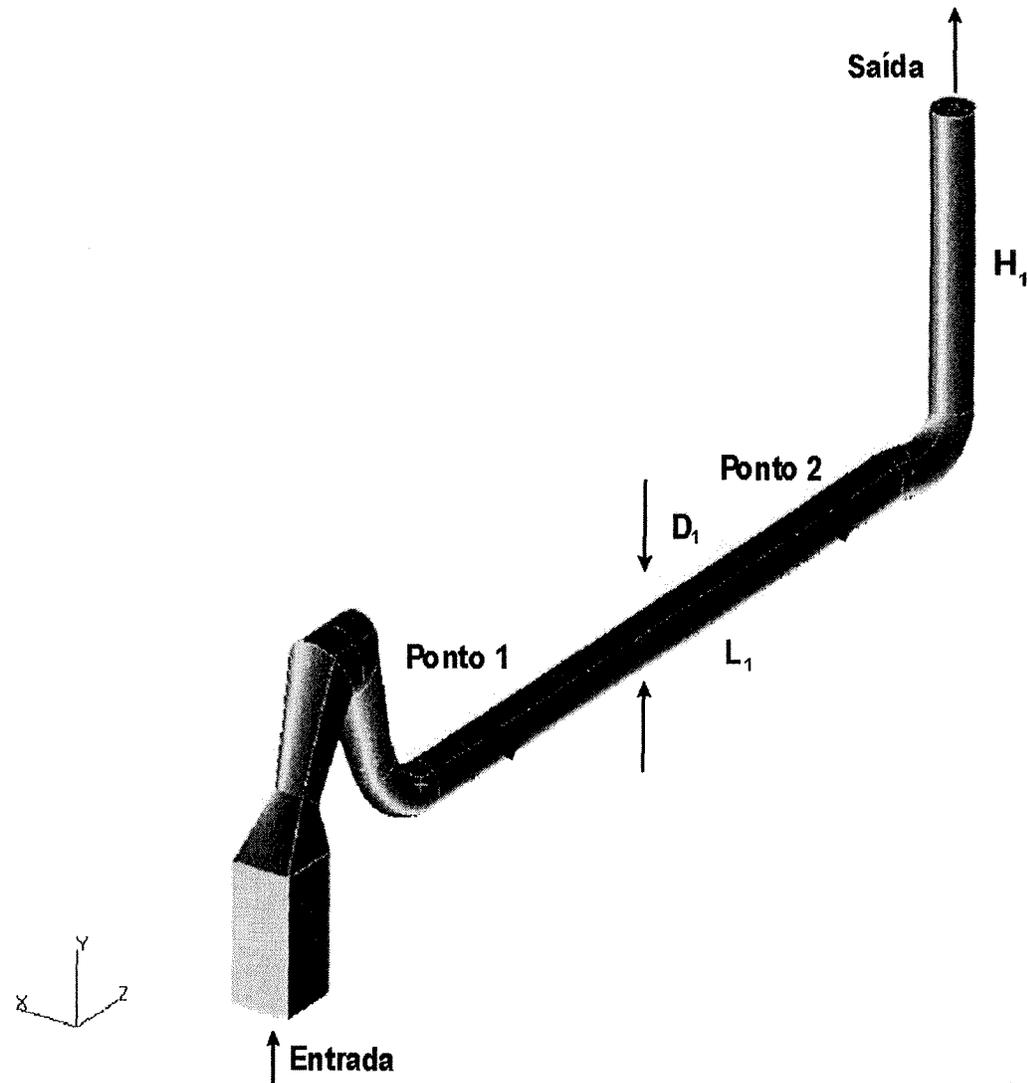


Figura 5.4: Estudo de Caso 4.

### **5.6.Malha Numérica**

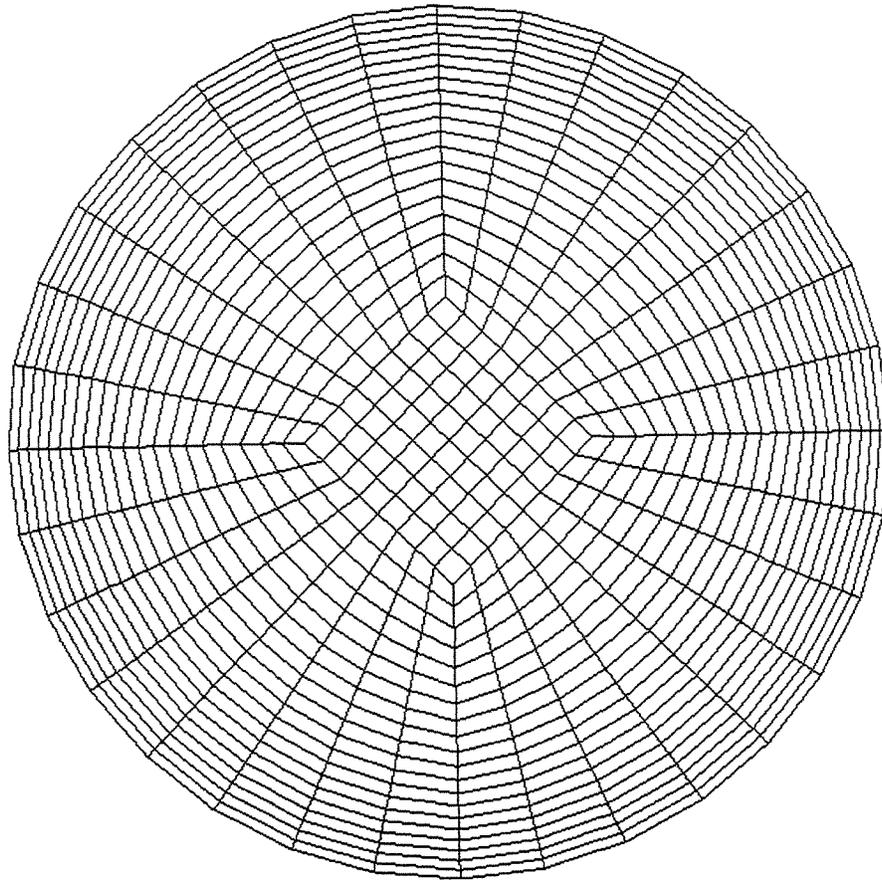
Conforme comentado na modelagem numérica, para a determinação dos perfis de concentração e velocidade nas geometrias propostas anteriormente, há a necessidade de criar uma malha numérica que envolva todo o volume de controle. Em cada célula computacional da malha numérica são realizados os cálculos das variáveis envolvidas. Para obter resultados onde o número de elementos computacionais não influencie na simulação numérica, são necessários testes com diferentes números de elementos computacionais, variando na direção radial e na direção axial, neste trabalho.

No próximo capítulo são avaliados os resultados obtidos pelas diferentes malhas numéricas propostas: 20.000, 40.000 e 60.000 elementos computacionais, chegando a um valor onde a quantidade de elementos computacionais não interfere significativamente na formação dos perfis.

Portanto seguem nas figuras abaixo as visualizações das malhas numéricas propostas para os diferentes estudo de casos. Estas correspondem a uma seção transversal do duto onde o escoamento gás-sólido ocorre.

Verifica-se que quanto maior o número de células próximos a parede, melhor é a descrição dos fenômenos envolvidos. Desta forma, chegou-se a um número ótimo de elementos computacionais para a simulação do escoamento gás-sólido, em torno de 63.000 para os Casos 1 e 2, e 40.000 para os Casos 3 e 4.

A Figura 5.5 mostra o número ótimo de elementos computacionais na direção radial e tangencial, observados para os Casos 1 e 2. Nota-se um refinamento na direção radial e, isto deve-se a necessidade de descrever com maior clareza os fenômenos existentes próximos a parede, principalmente na apresentação numérica dos perfis de fração volumétrica, mais sensíveis à malha numérica.

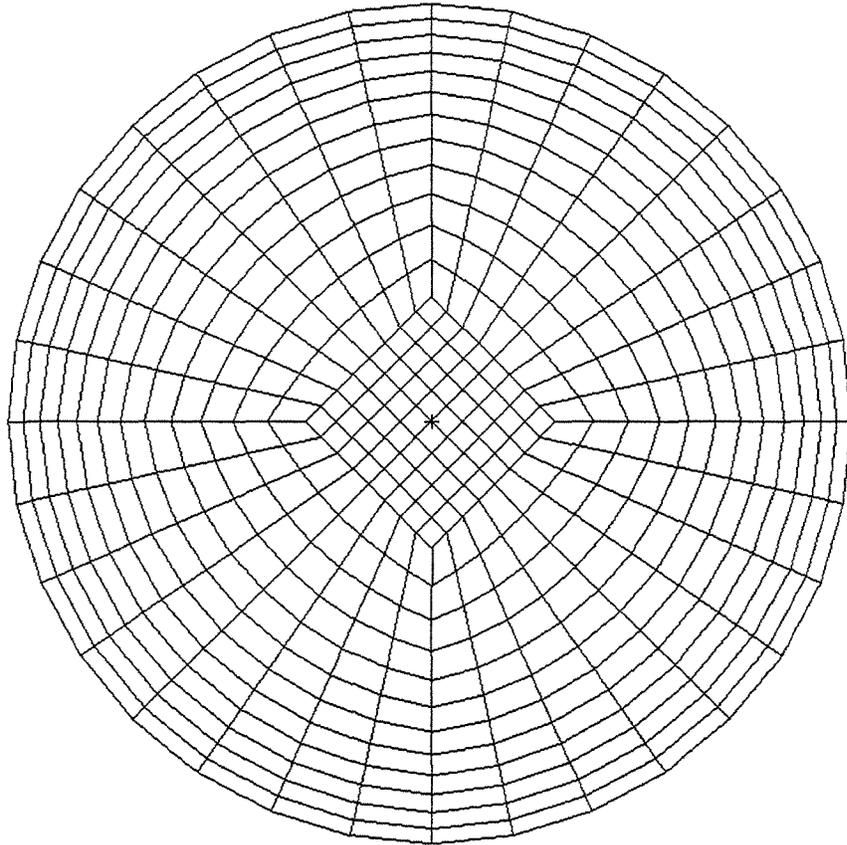


**Figura 5.5.** Malha de uma seção transversal aplicado para os casos 1 e 2.

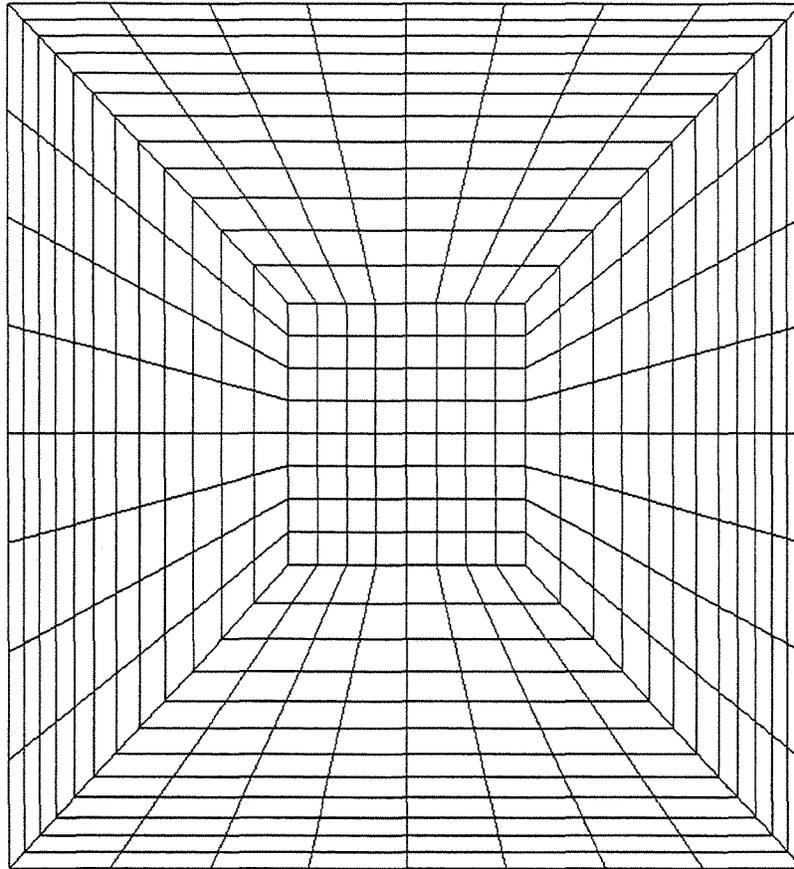
Analogamente aos Casos 1 e 2, os Casos industriais 3 e 4 necessitam de um refinamento numérico para sua simulação. A malha proposta nesses casos foram similar a dos casos de validação numérica, 1 e 2, ou seja, uma malha circular na entrada. Entretanto, o Caso 4 possui uma entrada retangular, havendo assim a necessidade de adequação da malha para sua região de entrada.

As Figuras 5.6 e 5.7 representam a malha na direção radial e tangencial proposto para as simulações dos Casos 3 e 4. É possível observar que as malhas propostas são diferentes da proposta para os Casos 1 e 2, por possuírem uma quantidade de volumes computacionais menor. Esta diferença deve-se também a necessidade de maior refino da malha para os Casos 1 e 2, pois os mesmos são utilizados nos estudos de validação entre dados numéricos e experimentais. Já os Casos 3 e 4 são analisados por visualização

científica de uma aplicação encontrada nas indústrias de cimento, não havendo desta forma dados experimentais para serem confrontados. Conseqüentemente, o número de pontos na direção radial é reduzido, evitando que as equações de transporte sejam resolvidas para um grande número de elementos computacionais, aumentando assim a velocidade de processamento, sem perdas significativas de informação.



**Figura 5.6.** Malha de uma seção transversal desenvolvido para o caso 3.



**Figura 5.7.** Malha de uma seção transversal desenvolvido para o Caso 4.

### **5.7. Propriedades Físicas, Geométricas e Operacionais**

As propriedades físicas e geométricas do escoamento gás-sólido utilizadas para a solução dos estudos de casos podem ser visualizadas na Tabela 5.1.

Tabela 5.1. Propriedades físicas e geométricas

		Akilli <i>et al.</i> (2001)	Industrial	
		Casos 1 e 2	Caso 3	Caso 4
Propriedades Físicas	$\rho_g$ (Kg/m <sup>3</sup> )	1,18	0,25	0,25
	$\mu_g$ (Kg/m.s)	1,85E-05	1,9E-05	1,9E-05
	$\rho_s$ (Kg/m <sup>3</sup> )	1250,0	3000,0	3000,0
	$d_p$ (m)	5,0E-05	5,6E-05	5,6E-05
	$\phi$	1,0	1,0	1,0
Geométricas	$D_1$ (m)	0,154	2,6	2,6
	$L_1$ (m)	6,1	64,08	46,334
	$L_2$ (m)	6,1	-	-
	$H_1$ (m)	3,4	15,204	15,204

Já a Tabela 5.2 apresenta as condições operacionais aplicadas para o desenvolvimento do modelo gás-sólido nos diferentes estudos de casos. As condições representadas na tabela correspondem as condições iniciais do trabalho experimental realizado por Akilli *et al.* (2001) (Casos 1 e 2), e de processo, encontradas nas indústrias de cimento (Casos 3 e 4).

Tabela 5.2. Condições operacionais

Razão de Carga	Akilli <i>et al.</i> (2001)		Industrial	
	Casos 1 e 2		Casos 3 e 4	
	$Q_g$ (m <sup>3</sup> /s)	$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$Q_g$ (m <sup>3</sup> /s)	$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)
0,065	-	-	20,06	1,086E-04
1	0,56	4,88E-04	-	-

## CAPÍTULO 6

# RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são discutidos os resultados obtidos, assim como a ocorrência de possíveis discrepâncias na obtenção destes valores, quando comparados com dados experimentais.

Desta forma procurou-se estrategicamente abordar os pontos de estudo da seguinte maneira, de forma metodológica, conforme descrito a seguir.

Inicialmente é mostrada a descontinuidade existente devido a utilização de diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de arraste, sendo estas uma função do valor de Reynolds da partícula, ou seja, o valor de  $Re_p$  é quem dita a correlação a ser utilizada, conforme analisado no Capítulo 3 e conhecidas neste trabalho como “*default*”, por se tratarem de correlações empregadas pelo código CFX 4.4. da AEA Technology. Posteriormente é proposta uma correlação desenvolvida por Coelho e Massarani (1996) válida para qualquer valor de número de Reynolds da partícula, a fim de ser confrontada com as correlações “*default*”.

A partir destes resultados são realizados testes com a geometria proposta no Caso 1, para diferentes malhas numéricas. Inicialmente são comparados os resultados das simulações, com diferentes números de elementos computacionais, entre si, a fim de se obter o ponto em que o aumento do número de elementos não influencie no perfil obtido. Em seguida são comparados os valores obtidos pela malha proposta anteriormente com dados experimentais, com o intuito de se verificar a necessidade do refino da malha em

determinadas regiões, obtendo-se assim a malha numérica empregada nesta dissertação de mestrado.

Terminado o estudo da malha numérica, são feitos os testes de validação numérica para os Casos 1 e 2. Inicialmente são realizadas simulações para as velocidades da fase gás iguais a 15 e 30 m/s. Em seguida, determina-se a influência do raio de curvatura da curva de 90° existente, comparando os valores obtidos com as relações  $R/D = 1.5$  e  $R/D = 3$ . Ambas as simulações tratadas anteriormente são desenvolvidas para a seção horizontal (Caso 1) do duto. Após a simulação da seção horizontal, são realizados testes para a seção vertical (Caso 2) utilizando, para isto, uma velocidade da fase gás igual a 30 m/s, com uma relação  $R/D = 1.5$ . Todos os valores numéricos obtidos para as seções horizontal e vertical são comparados com dados experimentais obtidos por Akilli *et al.* (2001).

Como última etapa, são mostradas as visualizações científicas dos resultados obtidos para as geometrias referente aos estudos de Casos 1 e 2, inclusive os casos referentes ao escoamento de ar terciário na indústria de cimento (Casos 3 e 4).

### **6.1. Descontinuidade no Arraste**

A descontinuidade, mencionada anteriormente, é obtida em duas diferentes situações. A primeira, e mais perceptível, ocorre quando  $Re_p$  começa a adquirir valores mais altos, considerando que a partícula no início estivesse estagnada, ou seja,  $Re_p = 0$ , passando de uma região de Stokes ( $0 < Re_p \leq 0,2$ ) para a região viscosa ( $0,2 < Re_p \leq 1000$ ), conforme analisadas no Capítulo 3. A descontinuidade obtida devido a esta mudança pode ser observada na Figura 6.1.

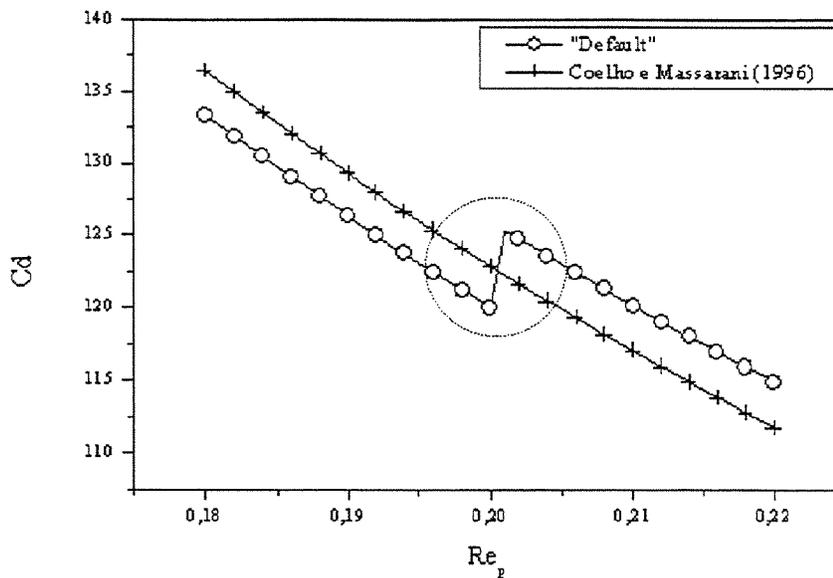


Figura 6.1. Comparação entre as regiões de Stokes e viscosa.

A segunda, não tão visível, ocorre quando a partícula começa a adquirir velocidades mais altas, levando a mudança de uma região viscosa ( $0,2 < Re_p \leq 1000$ ), para uma região turbulenta ( $Re_p > 1000$ ), conforme observado na Figura 6.2.

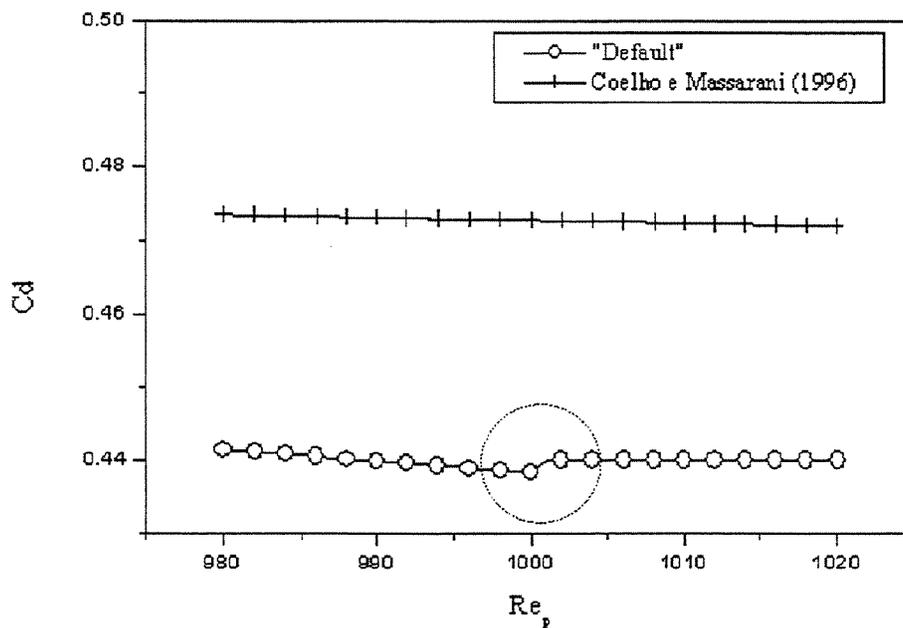


Figura 6.2. Comparação entre as regiões viscosa e turbulenta.

Observa-se que tanto na Figura 6.1 quanto na Figura 6.2, a ocorrência da descontinuidade é justamente nos pontos de mudança de regime do escoamento.

A descontinuidade pode interferir sensivelmente na convergência das simulações, podendo inclusive comprometer a qualidade numérica dos resultados obtidos. Desta forma é proposto a utilização de uma correlação, desenvolvida por Coelho e Massarani (1996), onde efeitos de descontinuidade não existem, pois a mesma é válida para qualquer valor de  $Re_p$ , a partir da aplicação da técnica das assíntonas de Churchill.

### **6.2. Comparação Entre os Coeficientes de Arraste**

Como mencionado anteriormente, Coelho e Massarani (1996) propuseram uma correlação empírica, baseada em dados experimentais obtidos da literatura, para determinar o coeficiente de arraste para a partícula. Entretanto, comparações numéricas são necessárias para obter-se resultados contundentes, para com isso a mesma ser utilizada nas simulações gás-sólido propostas nesta dissertação.

Diferentes simulações foram realizadas a fim de confrontar resultados obtidos com a correlação “Default” e com a correlação proposta por Coelho e Massarani (1996).

Inicialmente foi proposta uma malha numérica contendo 20000 elementos computacionais, por se tratar de um valor relativamente baixo, para ser utilizada em ambas as situações, utilizando-se uma modelagem numérica idêntica para ambos os casos, havendo desta forma somente uma variação na forma de calcular o coeficiente de arraste.

Para a verificação dos resultados obtidos, análises preliminares foram feitas com relação ao tempo de convergência, conforme observado na Figura 6.3.

A vazão mássica de sólidos correspondente a entrada foi de 0,62 Kg de sólidos/s para ambos os casos. Como condição de convergência, utilizou-se o fechamento do balanço de massa, ou seja, quando a diferença entre as vazões correspondentes a entrada e a saída tendessem a zero, ou seja, atingissem o regime permanente. Os tempos necessários para

atingir o estado estacionário foram de 0,7s utilizando a correlação de Coelho e Massarani (1996) e 1,5s com a correlação “default”, ou seja, o tempo reduziu-se pela metade, o que é um fator importante, tratando-se de simulações computacionais. Entretanto, a correlação “default” teve problemas no fechamento do balanço, originando uma pequena defazagem no fechamento do balanço, conforme pode ser observado na Figura 6.3. Desta forma, foi possível comprovar a melhor aplicabilidade da correlação proposta por Coelho e Massarani (1996), quando relacionado ao tempo de convergência. No entanto, comparações entre as correlações e os dados experimentais obtidos por Akilli *et al.* (2001) são necessárias para que o modelo possa ser utilizado no desenvolvimento desta dissertação de mestrado, conforme mostram as Figuras 6.4 e Figura 6.5.

Observa-se na Figura 6.4 uma diferença qualitativa e quantitativa, quanto ao perfil de velocidade entre os dados experimentais e os obtidos pelas correlações analisadas. No entanto, o perfil de velocidade obtido com a correlação de Coelho e Massarani (1996) mostra-se mais próximo ao obtido experimentalmente, pois não há um deslocamento brusco no pico de velocidade máxima, do perfil de velocidade, em direção a parede do duto, conforme observado no resultado obtido com a correlação “default”. Quanto ao perfil de concentração, observa-se na Figura 6.5 a dificuldade de corroboração dos resultados numéricos com dados experimentais. Entretanto, fazendo-se uma análise das correlações em estudo, evidencia-se a melhor performance da correlação desenvolvida por Coelho e Massarani (1996), pois a mesma adquire um perfil quantitativo próximo ao experimental, quando comparado com a correlação “default”. Evidencia-se também na correlação “default” a ocorrência de picos de concentração nas extremidades radiais, ou seja, próximos a parede superior e inferior do duto, e uma concentração próxima a zero nas demais regiões, o que não ocorre na prática.

Pelos resultados apresentados, é possível concluir que a correlação proposta por Coelho e Massarani (1996) melhor se aplica na descrição do escoamento gás-sólido proposto nesta dissertação de mestrado, por não apresentar descontinuidade no cálculo do coeficiente de arraste. Sendo assim, a mesma é empregada em todas as simulações pertinentes à validação da predição do escoamento gás-sólido apresentadas neste trabalho.

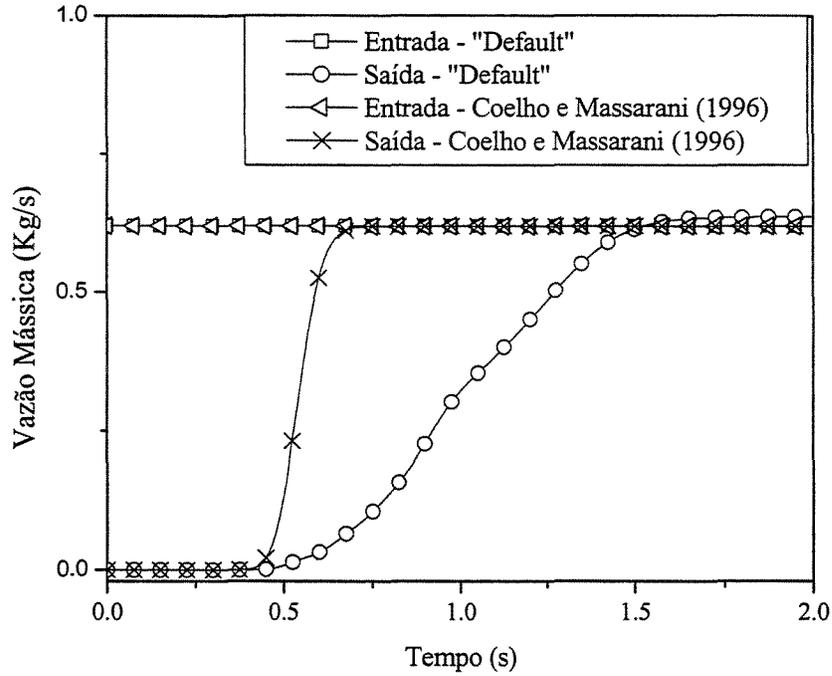


Figura 6.3. Análise do tempo de convergência - 20000 elementos computacionais.

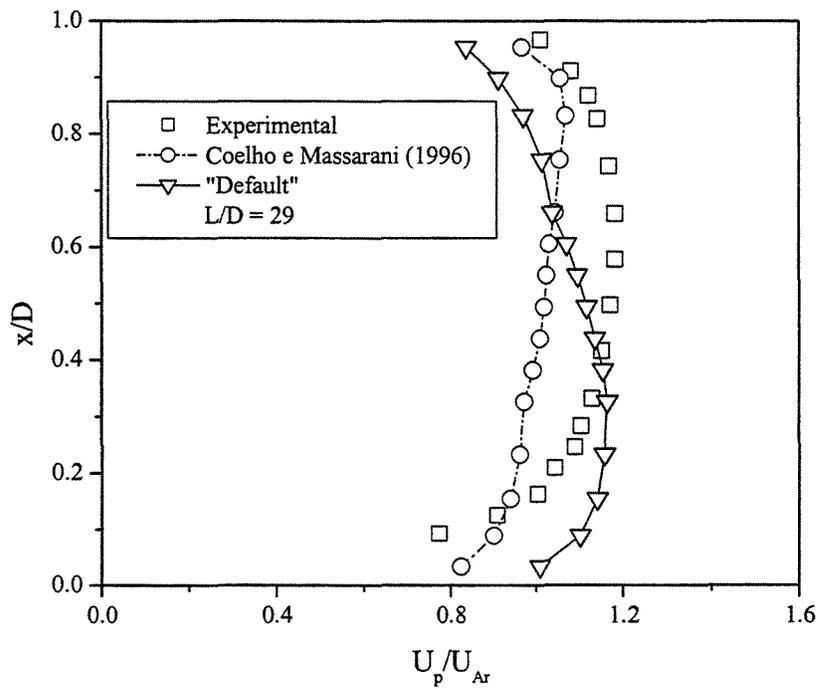
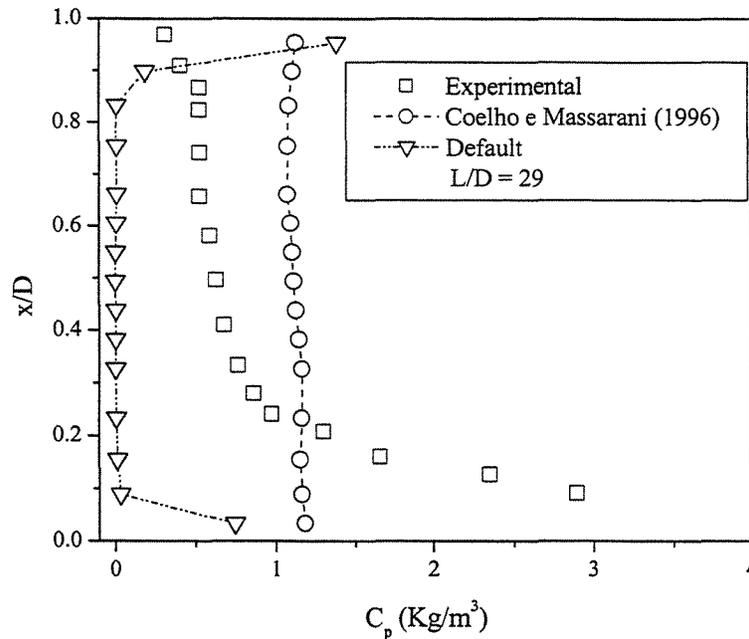


Figura 6.4. Análise das correlações quanto ao perfil de velocidade



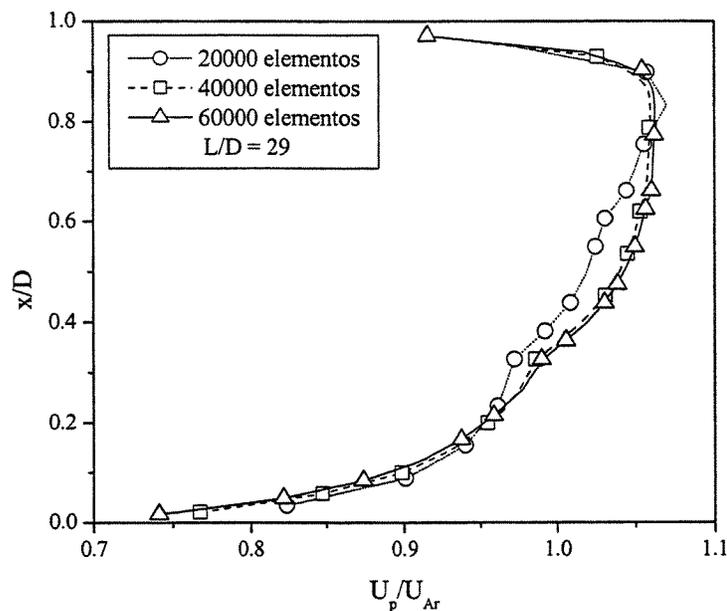
**Figura 6.5.** Análise das correlações quanto ao perfil de concentração.

### 6.3. Análise da Malha Numérica

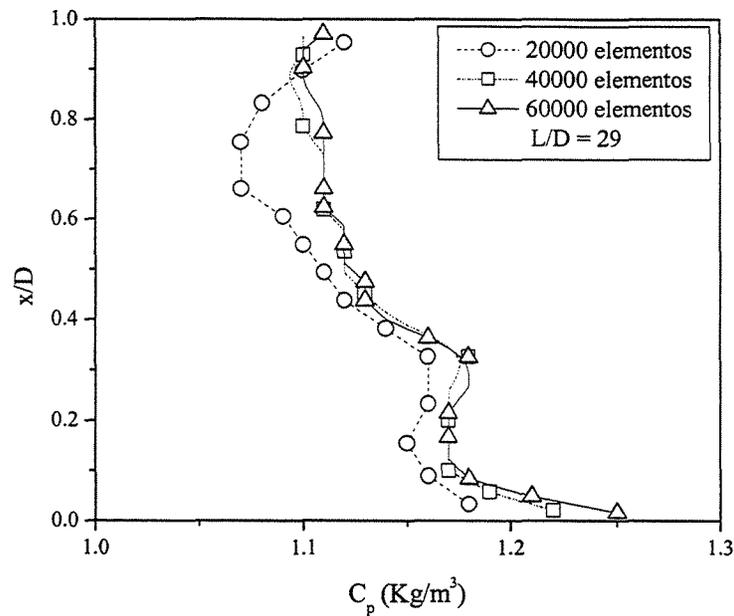
Para o modelo matemático proposto descrever os fenômenos existentes no escoamento gás-sólido, obtendo-se assim os perfis de velocidade e concentração, há necessidade de desenvolver uma malha numérica capaz de representar estes fenômenos em todo volume de controle, sem que o número de elementos computacionais influencie no resultado final. Para isso são desenvolvidos três diferentes malhas numéricas, com 20000, 40000 e 60000 elementos computacionais, variando o número de “sementes” nas direções axial, radial e tangencial.

Para a obtenção de resultados comparativos entre as malhas numéricas mencionadas anteriormente, são feitas simulações para uma seção horizontal ( $L_2$ ), considerando-se uma velocidade axial da fase gás igual a 30 m/s, num sistema separado por duas curvas de  $90^\circ$  (Casos 1 e 2), com raio de curvatura  $R/D = 1.5$  e uma razão de carga  $A/F = 1$ , para uma região  $L/D = 29$ , onde o escoamento é dito desenvolvido.

Os resultados adquiridos comparando as malhas numéricas entre si, são mostrados, para o perfil de velocidade e concentração, nas Figuras 6.6 e 6.7, respectivamente. Observa-se em ambas as figuras que as malhas numéricas com 40.000 e 60.000 elementos fornecem praticamente os mesmos resultados. Sendo assim, a utilização de uma malha numérica com 40.000 elementos computacionais fornece resultados com o mesmo grau de precisão que a de 60.000 elementos, com a vantagem de ter um tempo de simulação reduzido, pois diminuem os cálculos a serem realizados. Entretanto, quando analisado a malha de 20.000 elementos, observa-se um erro numérico, devido ao baixo número de elementos computacionais empregado. Isto é visualizado principalmente na Figura 6.7, onde o perfil de concentração com 20.000 elementos não é capaz de descrever o mesmo perfil obtido com as malhas de 40.000 e 60.000 elementos. Pela análise comparativa das malhas numéricas propostas, conclui-se que a malha numérica com 40.000 elementos computacionais é apropriada para descrever o escoamento gás-sólido estudado nesta dissertação. No entanto, para ter certeza de sua aplicabilidade, são necessárias comparações com dados experimentais. Desta forma, nas Figuras 6.8 e 6.9, são mostrados os resultados obtidos numericamente, e os dados experimentais, para a mesma situação descrita anteriormente, possibilitando assim, a verificação da malha numérica proposta.



**Figura 6.6.** Estudo da malha numérica para o perfil de velocidade



**Figura 6.7.** Estudo da malha numérica para o perfil de concentração

Observa-se na Figura 6.8, que a malha numérica utilizada é capaz de descrever o perfil de velocidade do escoamento gás-sólido, adquirindo um perfil similar ao experimental, possibilitando a validação do modelo. No entanto, há uma deficiência em descrever o perfil de concentração próximo a parede, devido ao baixo número de elementos computacionais na direção radial, conforme observado na Figura 6.9.

Por este motivo, propõe-se uma nova malha numérica, refinada na direção radial, mantendo-se praticamente o mesmo número de sementes nas demais direções. Entretanto, com o aumento destas sementes na direção radial, o número de elementos computacionais aumentou de 40.000 para 63.360, o que torna o problema relativamente “pesado”, tratando-se de simulação numérica. Desta forma, um refino maior desta malha numérica, é inviável, devido ao significativo incremento computacional requerido.

Os resultados numéricos dos perfis de velocidade e concentração, utilizando a nova malha numérica proposta (63.360 elementos computacionais) são apresentados nas Figuras 6.10 e 6.11. Observa-se na Figura 6.10, que os valores de perfil de velocidade com a nova malha, pouco difere dos resultados obtidos com 40.000 elementos computacionais, no entanto, tratando-se do perfil de concentração, observa-se que a nova malha numérica

reproduz melhor os dados experimentais, justamente por apresentar um maior numero de células próximo a parede, possibilitando assim a determinação de efeitos, tais como o acúmulo de sólidos, antes então impossíveis, devido a malha numérica, conforme observado na Figura 6.11.

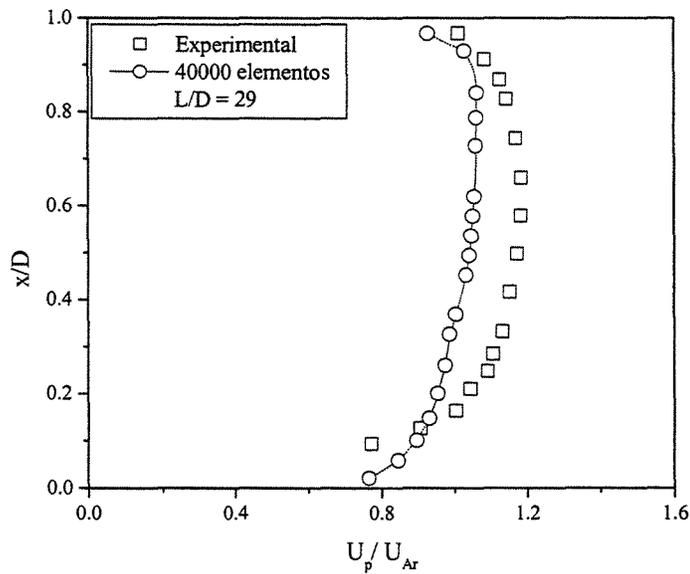


Figura 6.8. Verificação da malha numérica proposta com dados experimentais para o perfil de velocidade.

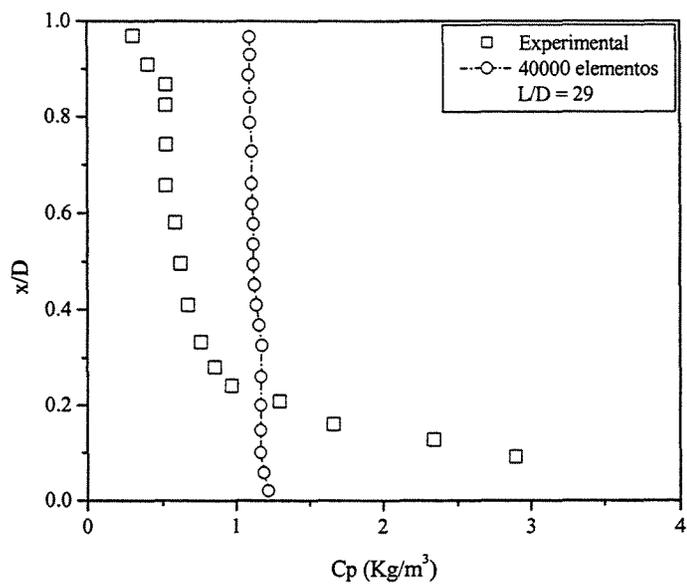
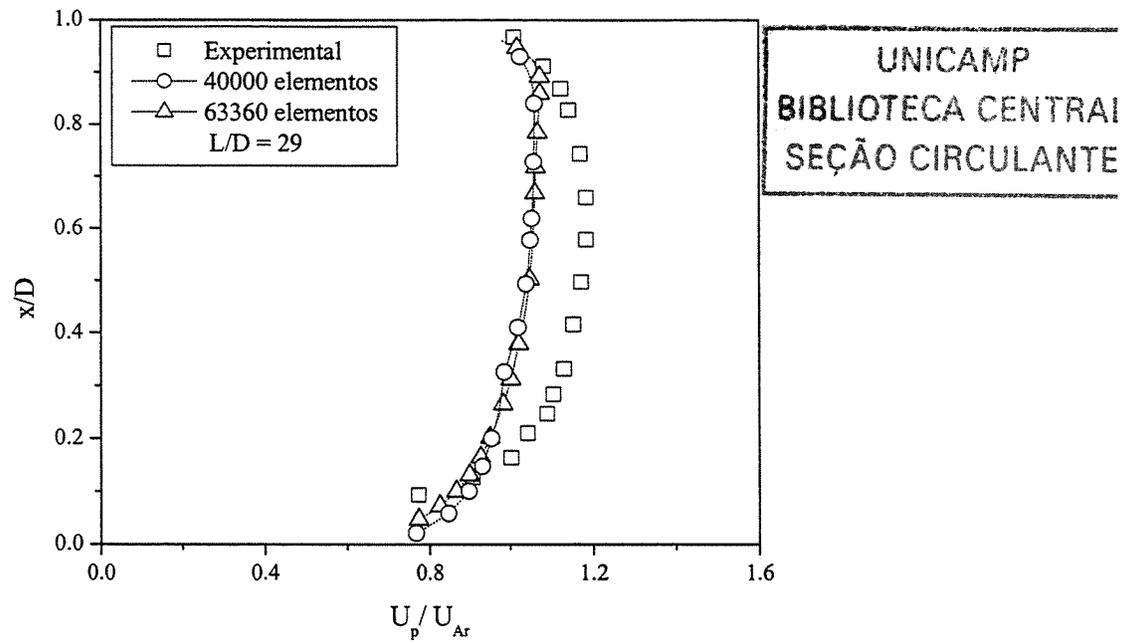
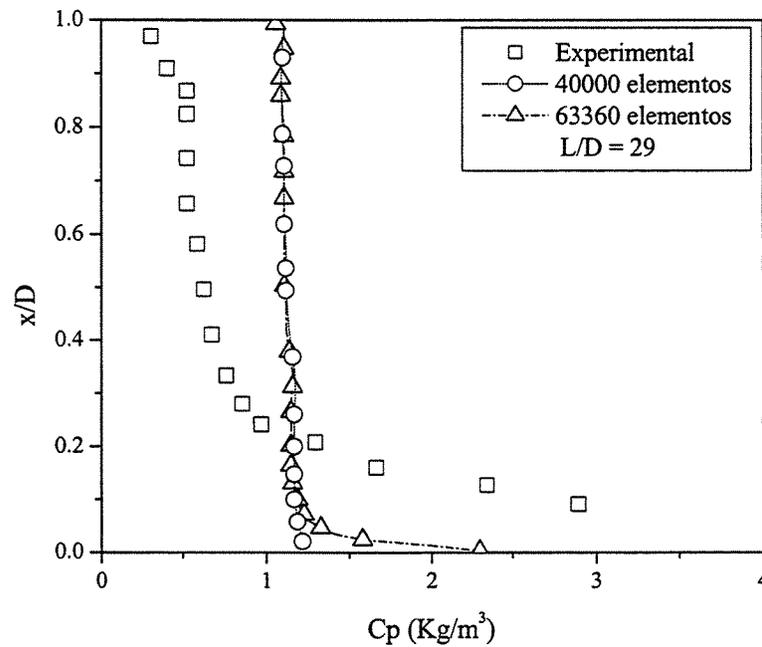


Figura 6.9. Verificação da malha numérica proposta com dados experimentais para o perfil de concentração.



**Figura 6.10.** Verificação da malha numérica refinada em relação ao raio com dados experimentais para o perfil de velocidade.



**Figura 6.11.** Verificação da malha numérica refinada em relação ao raio com dados experimentais para o perfil de concentração.

#### 6.4. Validação dos Resultados

As simulações realizadas nesta dissertação foram desenvolvidas com o objetivo de se determinar o comportamento do escoamento gás-sólido devido mudanças bruscas na direção do escoamento, proporcionadas por duas curvas de 90°, ocasionando desta forma, uma alteração no sentido do escoamento, de horizontal para vertical, após a primeira curva e vertical para horizontal após a segunda curva, a partir de um modelo Euleriano-Euleriano com modelo invíscido para a fase sólida. É importante salientar que para todas as condições desenvolvidas neste trabalho, a razão de carga ( $A/F$ ) empregada foi igual a  $A/F = 1$ .

Inicialmente são realizadas simulações para a seção horizontal ( $L_2$ ), considerando-se uma velocidade axial da fase gás, neste caso o ar, igual a 15 m/s, com um raio de curvatura  $R/D = 1,5$  para a curva de 90°. As figuras 6.12 à 6.19 mostram os perfis de concentração e velocidade obtidos para as regiões  $L/D = 1, 3,66, 7$  e  $29$  na direção axial do duto.

Analisando as Figuras 6.12 e 6.13 correspondentes a região  $L/D = 1$ , é possível observar uma diferença quantitativa entre valores numéricos e experimentais, principalmente em relação ao perfil de concentração (Figura 6.13). Entretanto, os fenômenos físicos observados nos resultados numéricos são similares aos experimentais, quando analisados qualitativamente. Estes perfis de concentração mostram a formação de regiões com alta concentração de partículas (“ropes”) próximos a parede superior do duto, logo após a curva, para os resultados numéricos e experimentais. Esta formação ocorre principalmente devido aos efeitos tangenciais provenientes da presença de uma curva de 90°. No entanto o acúmulo máximo de sólidos nesta região ( $x/D = 0,87$ ), observado experimentalmente, foi em torno de  $27 \text{ Kg/m}^3$ , já os resultados numéricos ( $x/D = 0,75$ ) mostram um acúmulo em torno de  $1.15 \text{ Kg/m}^3$ . Esta grande diferença em relação ao acúmulo pode ser explicada pela dificuldade em se obter dados precisos durante o desenvolvimento do perfil de concentração, devido aos fortes fenômenos de turbulência e escoamentos secundários existentes nestas regiões.

Entretanto, devido a perda de velocidade causada pelas interações partícula-partícula e partícula-parede na curva, partículas localizadas nos “ropes” possuem uma velocidade menor que aquelas arrastadas pela fase gás na saída do duto. Isto pode ser

observado no perfil de velocidade, pois na mesma região ( $x/D = 0,87$  experimental e  $x/D = 0,75$  numérico) onde ocorre um acúmulo de partículas, há uma diminuição da velocidade axial.

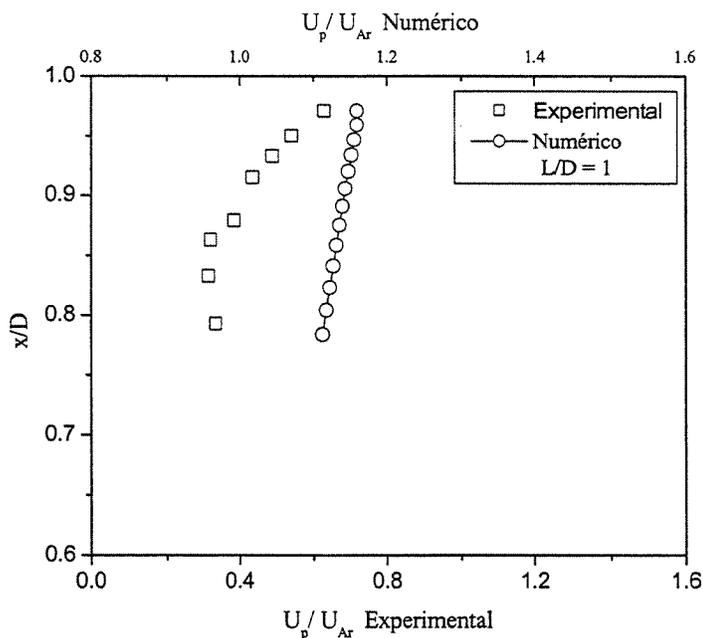


Figura 6.12. Perfil de velocidade para uma região  $L/D = 1,0$ .

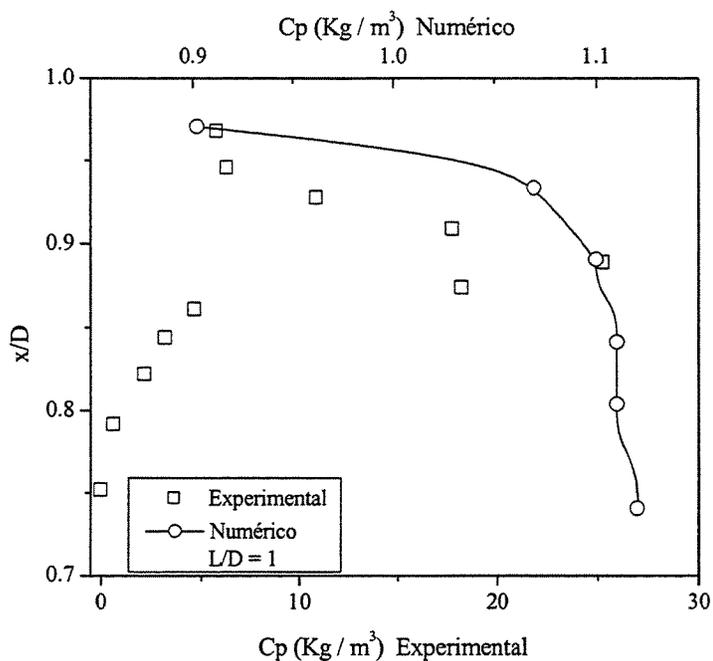


Figura 6.13. Perfil de concentração para uma região  $L/D = 1,0$ .

Conseqüentemente, após esta região, há a necessidade de uma região de aceleração, onde ocorre a dispersão dos “ropes”, para que as velocidades retardadas pela presença de partículas possam se desenvolver até chegar a um perfil 1/7, correspondente ao perfil turbulento para o escoamento desenvolvido, necessitando de uma região  $L/D$  suficientemente grande para que este perfil de velocidade ocorra. Esta aceleração ocorre para ambos os resultados, numéricos e experimentais, no entanto, nos valores experimentais é possível observar este fenômeno numa escala muito maior, quando comparado aos resultados numéricos, semelhante a situação anterior.

A medida que o escoamento se desenvolve, ou seja, o valor de  $L/D$  aumenta, os “ropes” formados anteriormente vão se dispersando. A região após a curva, onde anteriormente se localizava a maior concentração de partículas, vai diminuindo em relação ao raio ( $x/D$ ), devido aos efeitos geométricos e pela ação da força gravitacional agindo sobre o escoamento gás-sólido, sendo que para uma região  $L/D = 3.66$ , observado na Figura 6.14, a maior concentração de partículas está localizada em uma região radial  $x/D = 0,53$  para os valores experimentais e  $x/D = 0,63$  para os resultados numéricos. Próximos a esta localização radial ( $x/D = 0,5$  experimental e  $x/D = 0,4$  numérico), há uma diminuição na velocidade axial do ar, pois o perfil de velocidade inicia uma tendência de desenvolvimento, conforme mostra a Figura 6.15. As concentrações de partículas observadas nesta região estão em torno de  $10,5 \text{ Kg/m}^3$  para os dados experimentais e  $1,13$  para os resultados numéricos.

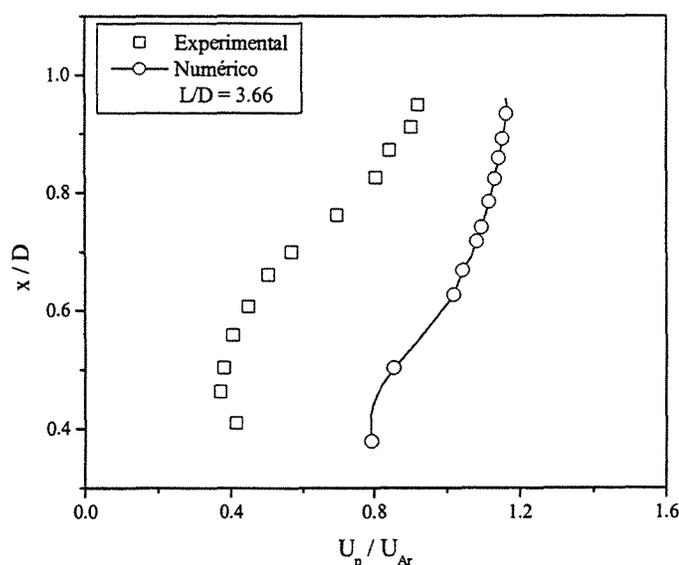


Figura 6.14. Perfil de velocidade para uma região  $L/D = 3,66$ .

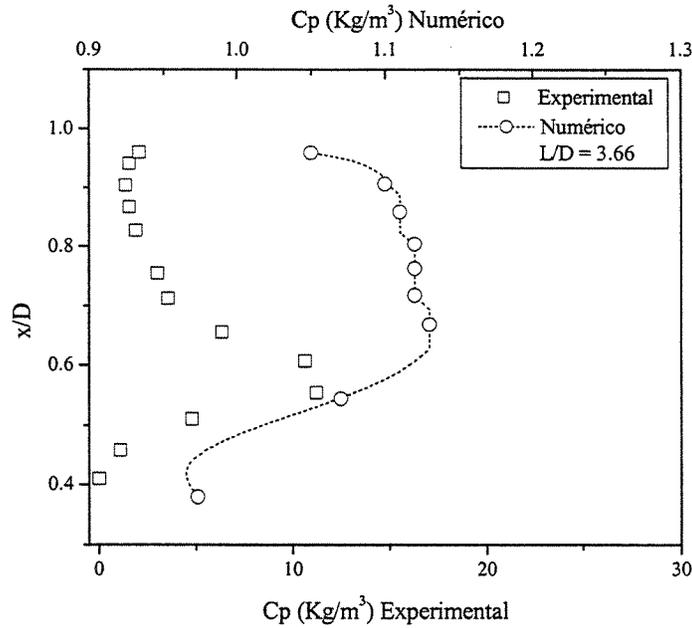


Figura 6.15. Perfil de concentração para uma região  $L/D = 3.66$ .

O perfil de velocidade visualizado na Figura 6.16 possui na região radial  $x/D = 0,1$  a menor velocidade, devido aos efeitos de concentração de partícula. A concentração máxima de partículas observada nesta situação foi de  $3,6 \text{ Kg/m}^3$  para os dados experimentais e  $2,4 \text{ Kg/m}^3$  para as predições numéricas. O mesmo fenômeno observado nas regiões anteriores, ocorre para a região  $L/D = 7$ , onde a concentração de partículas tende a se aproximar da parede inferior do duto devido a efeitos já mencionados. Desta forma, observa-se na Figura 6.17, que para ambos os resultados numérico e experimental, a região radial  $x/D = 0,1$  possui uma maior concentração de partículas, iniciando-se assim um processo de acúmulo de partícula na base do duto.

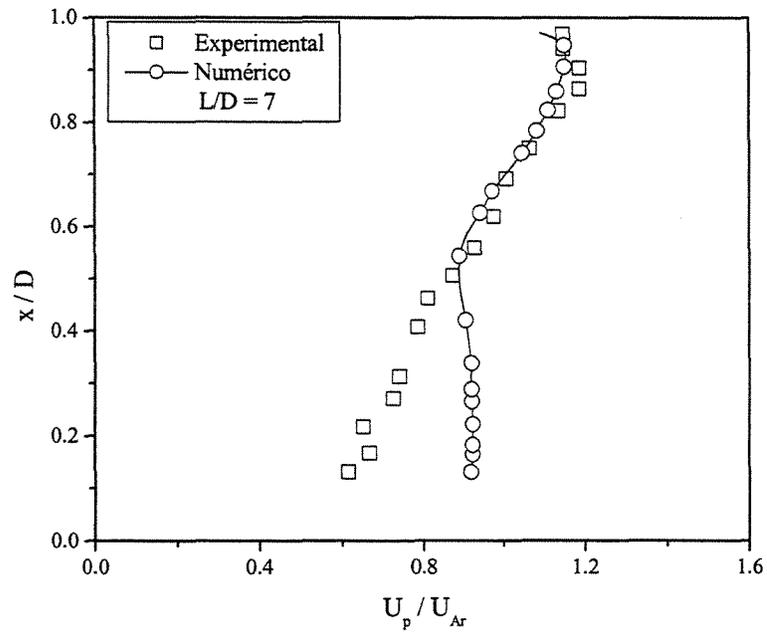


Figura 6.16. Perfil de velocidade para uma região  $L/D = 7,0$ .

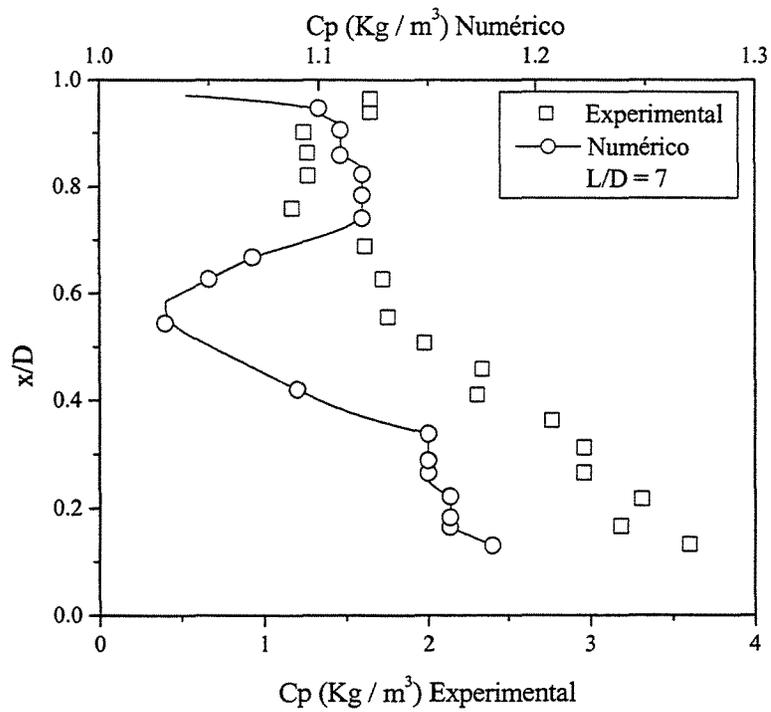


Figura 6.17. Perfil de concentração para uma região  $L/D = 7,0$ .

Tratando-se do perfil de velocidade, pode-se observar na Figura 6.18 que o pico de velocidade máxima está deslocado em direção ao topo do duto. Uma explicação para este fenômeno seria a influência da concentração de partículas na base do duto, causando uma diminuição na área de seção transversal efetiva onde ocorre o escoamento, necessitando-se assim de um acréscimo na velocidade axial para que a mesma porção de fluido escoe de uma região para outra.

Por fim, são obtidos resultados para a condição de escoamento completamente desenvolvido em uma região  $L/D = 29$ . A concentração de sólidos que imediatamente após a curva concentrava-se na parte superior do duto, agora, devido aos efeitos gravitacionais sobre a partícula ao longo de uma região  $L/D$ , compacta-se na parede inferior do duto ( $x/D = 0,1$  experimental e  $x/D = 0,01$  numérico), formando um aglomerado de partículas “cluster”. A concentração máxima de sólidos obtida foi de  $3,3 \text{ Kg/m}^3$  para os dados experimentais e  $3,6 \text{ Kg/m}^3$  para os resultados numéricos, visualizados na Figura 6.19.

Percebe-se a tendência de uma validação qualitativa e quantitativa do modelo proposto, quando comparados com dados experimentais de perfis de concentração e velocidade para uma região  $L/D = 29$ . É importante salientar que dados experimentais sempre possuem erros que tem maior amplitude nas regiões de desenvolvimento do escoamento. Portanto, pode-se dizer que o modelo representa os resultados experimentais na condição de escoamento desenvolvido.

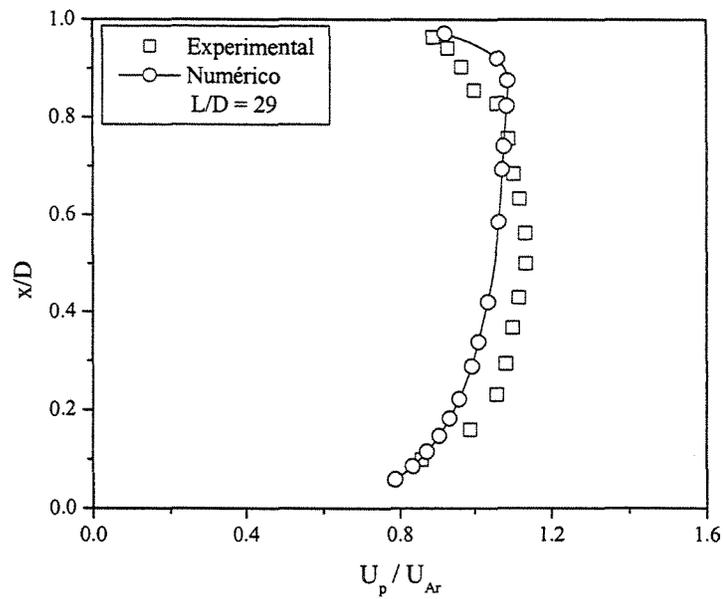


Figura 6.18. Perfil de velocidade para uma região  $L/D = 29,0$ .

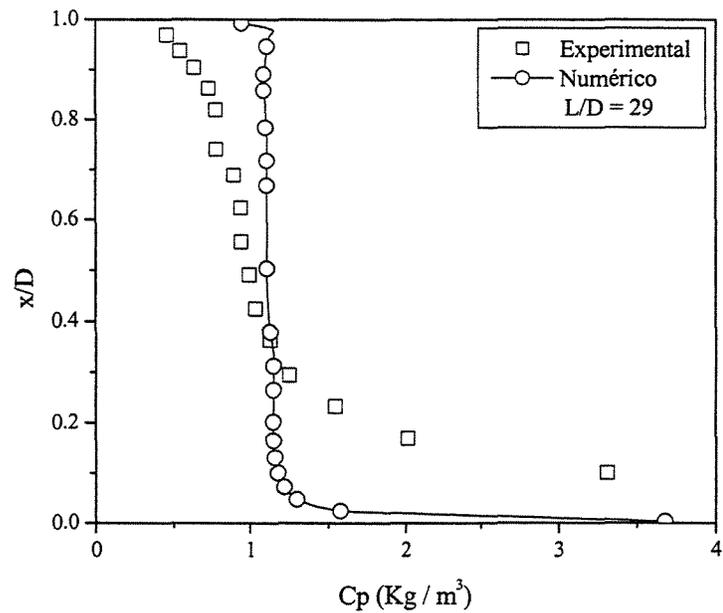


Figura 6.19. Perfil de concentração para uma região  $L/D = 29,0$ .

Analogamente ao estudo anterior, onde foram realizadas simulações com gás a uma velocidade de 15 m/s, são realizados estudos com uma velocidade de 30 m/s,

considerando a mesma razão de carga e raio de curvatura utilizados anteriormente, para a seção horizontal ( $L_2$ ), ou seja, o único parâmetro alterado foi a velocidade do gás.

Devido a não validação dos resultados antes de atingir a condição de escoamento desenvolvido, resultados das simulações são mostrados somente para o perfil de concentração e velocidade para uma região  $L/D = 29$ , região esta onde o escoamento é dito desenvolvido. Desta forma, é possível analisar a influência da velocidade em uma condição onde resultados próximos aos experimentais são obtidos.

Analisando-se os gráficos de perfil de concentração e velocidade, verificou-se a coerência dos resultados, apesar de haver uma pequena diferença em relação aos dados experimentais, conforme mostrados nas Figuras 6.20 e 6.21. A concentração máxima de sólidos obtida foi próxima a parede inferior do duto, sendo que estes valores chegam a  $2,9 \text{ Kg/m}^3$  para dados experimentais e  $2,35 \text{ Kg/m}^3$  para os resultados numéricos.

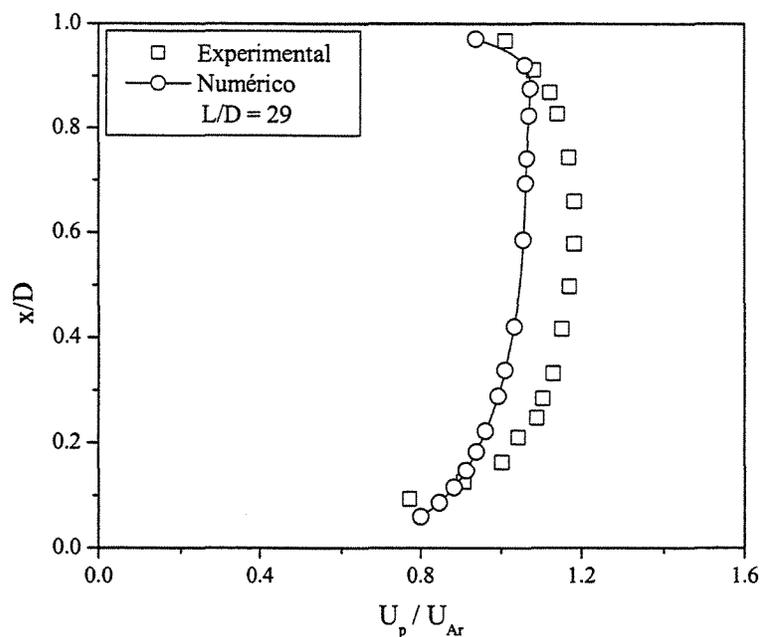
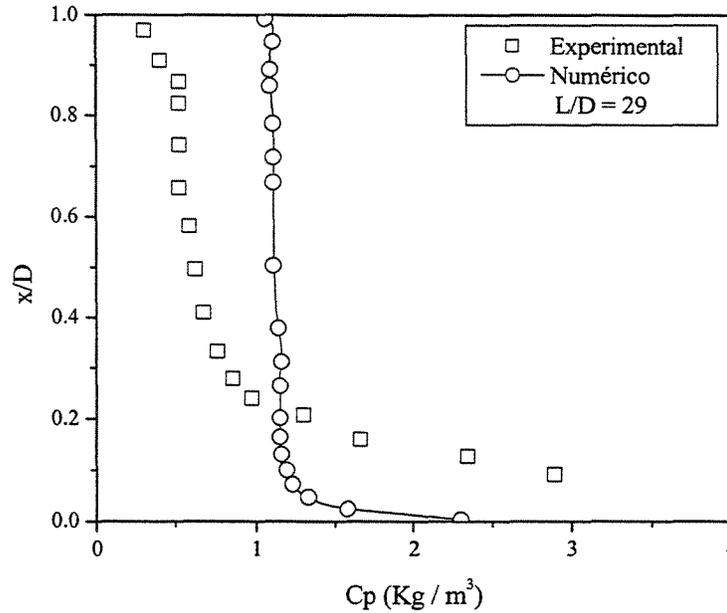


Figura 6.20. Perfil de velocidade para uma região  $L/D = 29$  e  $U_{Ar} = 30 \text{ m/s}$ .



**Figura 6.21.** Perfil de concentração para uma região  $L/D = 29$  e  $U_{Ar} = 30$  m/s.

Para uma melhor visualização dos perfis de velocidade e concentração obtidos numericamente, para velocidades iguais a 15 m/s e 30 m/s, faz-se uma comparação em um mesmo gráfico, conforme observado nas Figuras 6.22 e 6.23.

Observa-se que o perfil de velocidade de 30 m/s é similar ao obtido com uma velocidade de 15 m/s, devido aos mesmos fenômenos anteriormente mencionados, tais como a formação de “clusters”, o qual proporciona uma redução da seção transversal do escoamento. No entanto, o perfil de velocidade correspondente a 15 m/s possui um pico de velocidade maior, quando comparado ao perfil de velocidade igual a 30 m/s. Isto pode ser explicado por meio da Figura 6.23. Observa-se nesta figura, que a concentração de partículas na parede inferior do duto é inversamente proporcional ao aumento de velocidade, ou seja, para menores velocidades o depósito aumenta e para maiores o arraste aumenta. Portanto, conclui-se que com o acúmulo de sólido ocorre uma diminuição da área transversal de transporte pneumático, fazendo com que maiores velocidade sejam observadas.

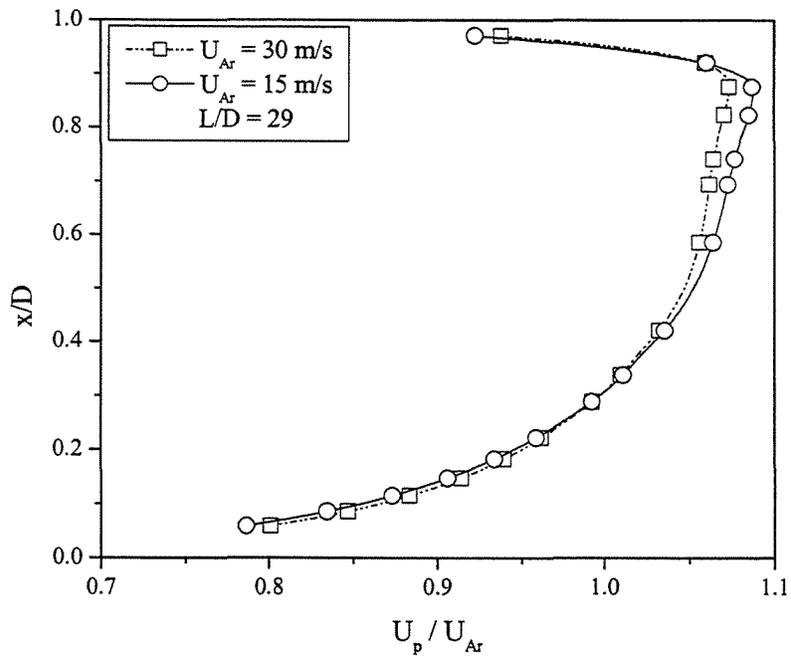


Figura 6.22. Comparação dos perfis de velocidade:  $U_{Ar} = 15$  m/s. e  $U_{Ar} = 30$  m/s.

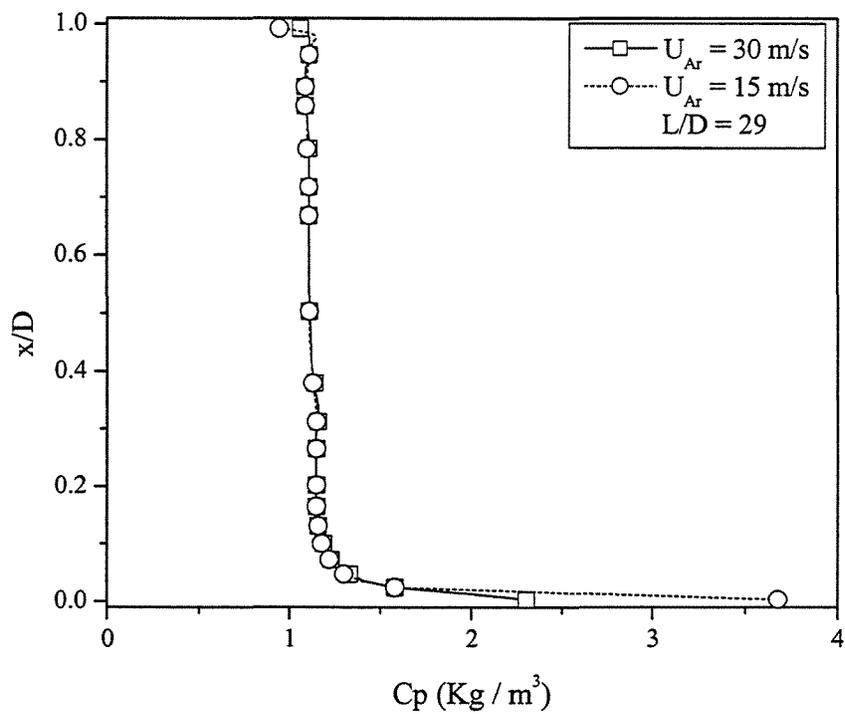


Figura 6.23. Comparação dos perfis de concentração:  $U_{Ar} = 15$  m/s. e  $U_{Ar} = 30$  m/s.

Após o término dos testes para a seção horizontal ( $L_2$ ), parte-se para a seção vertical ( $H_1$ ) do duto de escoamento gás-sólido, considerando-se uma velocidade axial da fase gás, igual a 30 m/s, com um raio de curvatura  $R/D = 1,5$ , para a curva de  $90^\circ$  correspondente a mudança de fluxo de horizontal para vertical. A razão de carga empregada neste estudo é de  $A/F = 1$ , conforme os estudos anteriores. Os perfis de velocidade e concentração obtidos, para uma região  $L/D = 17$ , são mostrados nas Figuras 6.24 e 6.25.

Observa-se para ambas figuras, que para uma região  $L/D = 17$  não ocorre uma validação qualitativa, pois nesta mesma região, os perfis de velocidade e concentração não tornam-se desenvolvido, além disso, estes perfis sofrem influência da curva de  $90^\circ$  logo após esta região. Entretanto, analisando quantitativamente, verifica-se que os valores numéricos estão numa mesma escala de concentração à dos valores experimentais, podendo ser caracterizado como uma validação quantitativa, principalmente para o perfil de velocidade.

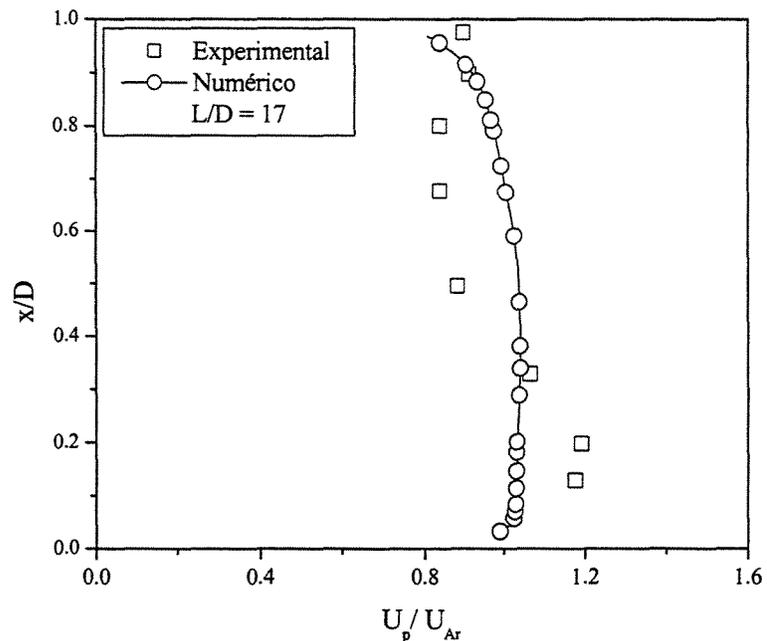
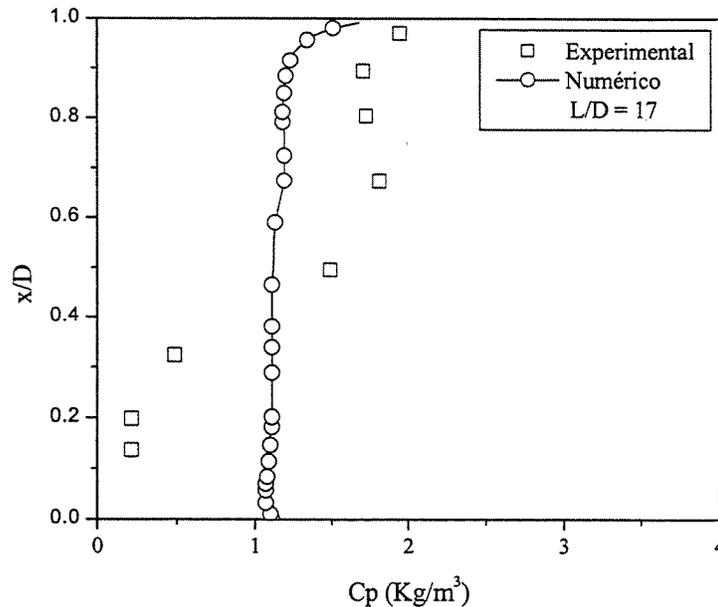


Figura 6.24. Perfil de velocidade para a seção vertical.



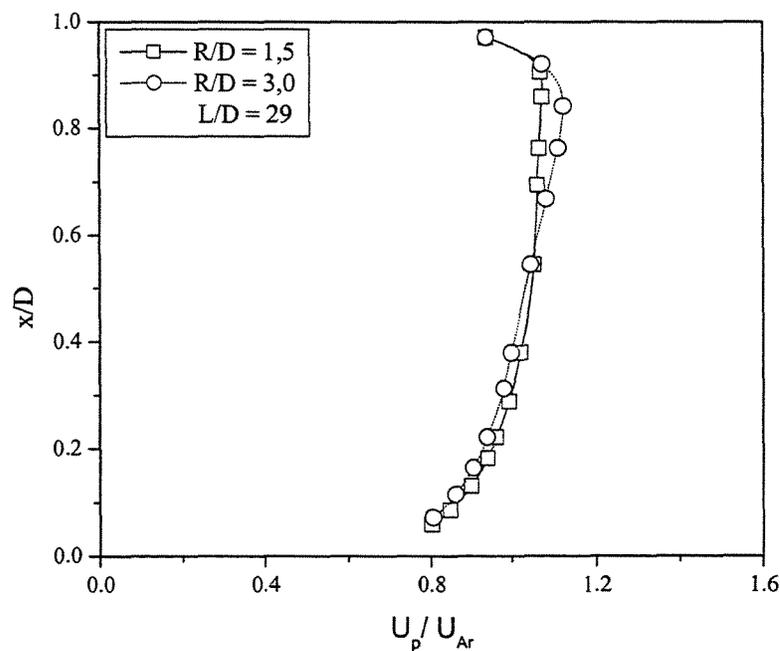
**Figura 6.25.** Perfil de concentração para a seção vertical.

### 6.5. Verificação numérica

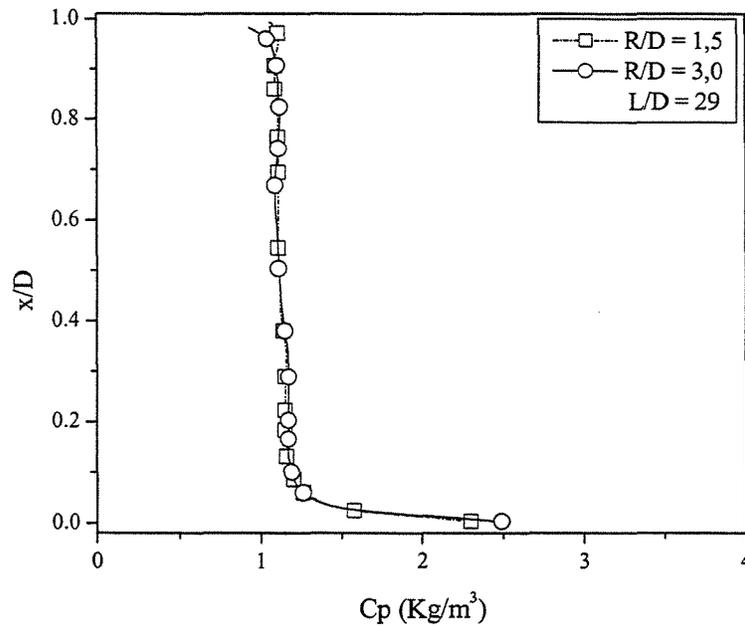
Pretende-se com a verificação numérica dos resultados obtidos, analisar a influência do raio de curvatura da curva de 90° no perfil de velocidade e concentração obtidos quando o escoamento torna-se desenvolvido, para uma região  $L/D = 29$  na seção horizontal. Também são feitas comparações para a seção vertical, no entanto, sabe-se que nesta seção não há um desenvolvimento por completo dos perfis de velocidade e concentração. Desta forma, são obtidos dados de perfis de velocidade e concentração para uma região  $L/D = 17$ , onde o máximo desenvolvimento do perfil é obtido, com uma menor influência da curva de 90° vertical-horizontal localizada após esta região.

Todos os demais parâmetros foram mantidos constantes, havendo uma variação somente da relação  $R/D$ . Para as simulações, foram utilizadas velocidades para a fase gás iguais a  $U = 30\text{m/s}$  e razões de carga  $A/F = 1$ . A comparação entre as relações  $R/D$  para as seções horizontal e vertical foram feitas para as relações  $R/D = 1,5$  e  $R/D = 3,0$ .

As Figuras 6.26 e 6.27 mostram os perfis de velocidade e concentração, respectivamente, para uma região  $L/D = 29$  da seção horizontal. É possível observar, para ambas as figuras, a similaridade dos perfis obtidos. Entretanto, o perfil de velocidade observado na Figura 6.26, para a relação  $R/D = 3,0$ , possui um pico de velocidade numa região  $x/D = 0,83$ . Uma explicação para este fenômeno seria o não desenvolvimento, por completo do perfil de velocidade, devido a influência do raio de curvatura das duas curvas de  $90^\circ$  existentes, no desenvolvimento do escoamento na seção horizontal.

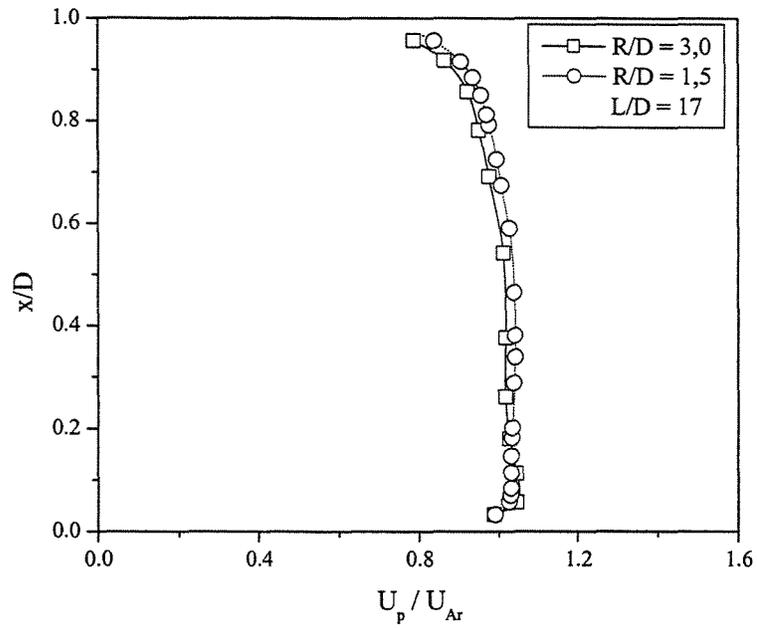


**Figura 6.26.** Comparação numérica entre os raios de curvatura para o perfil de velocidade na seção horizontal.

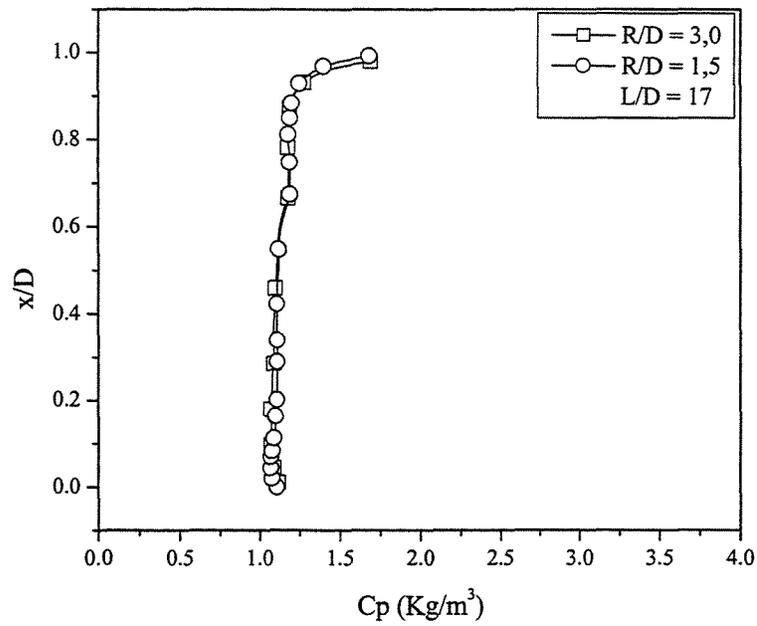


**Figura 6.27.** Comparação numérica entre os raios de curvatura para o perfil de concentração na seção horizontal.

Analogamente ao estudo anterior, observa-se para a seção vertical ( $L/D = 17$ ), uma similaridade na formação dos perfis de velocidade e concentração, conforme observados nas Figuras 6.28 e 6.29. Observa-se desta forma a baixa influência do raio de curvatura, na formação do perfil de velocidade e concentração para as seções horizontal e vertical.



**Figura 6.28.** Comparação numérica entre os raios de curvatura para o perfil de velocidade na seção vertical.



**Figura 6.29.** Comparação numérica entre os raios de curvatura para o perfil de concentração na seção vertical.

## 6.6. Análise da Perda de Carga

Comparações entre os valores de perda de carga obtidas para os resultados das simulações estudadas anteriormente são apresentados nas Figuras 6.30 e 6.31. No entanto, valores experimentais não estão disponíveis.

Na Figura 6.30 são apresentados os valores de perda de carga mantendo-se o raio de curvatura constante na curva de 90°, e variando somente a velocidade da fase gás. É nítida a grande diferença entre os valores de queda de pressão de ambas as curvas em virtude de suas respectivas velocidades na entrada. Para o instante inicial, em  $t=0s$ , o escoamento parte com a solução convergida com gás somente, ou seja, sem a presença de material particulado. Neste instante inicial, enquanto o caso com a velocidade de 15m/s na entrada obteve aproximadamente 440Pa de queda de pressão, o caso com a velocidade duplicada, de 30m/s na entrada, obteve 1600 Pa de perda de carga para o escoamento gás.

A medida em que o material particulado é lançado no domínio computacional, instabilidades físicas começam a surgir. Conseqüentemente, nos instantes iniciais, notam-se oscilações da perda de carga global para ambas velocidades, fruto desta perturbação física provocada no escoamento. Para ambas velocidades, percebe-se que estas oscilações têm um intervalo mínimo de duração, cerca de 0,2s para 30m/s, e 0,4s de duração para 15m/s de velocidade na entrada do duto. Observa-se que quanto menor a velocidade da entrada, maior será o tempo para o meio alcançar o regime estacionário de escoamento.

Percebe-se a partir da Figura 6.31 que o raio de curvatura tem pouca influência na perda de carga global do sistema, mantendo-se a velocidade constante e igual a 30 m/s. É evidente que quanto maior o raio de curvatura da tubulação, maior será a distância a ser percorrida pelo fluido, logo, maior será a perda de carga na tubulação. Nota-se também que para ambos casos, o sistema alcançou o regime permanente praticamente nos mesmos tempos de 0,4s aproximadamente.

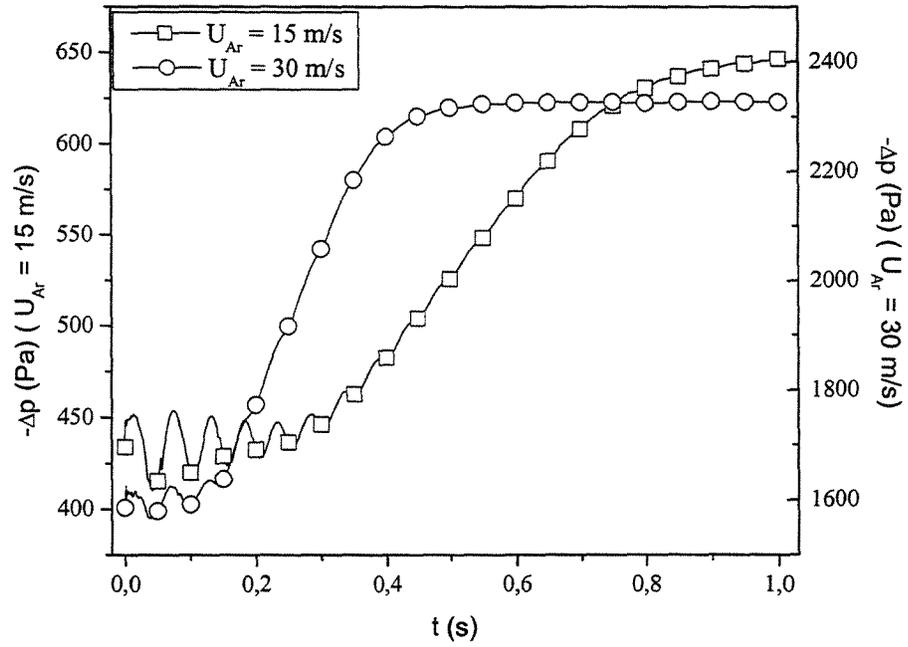


Figura 6.30. Valores de perda de carga para diferentes valores de velocidades.

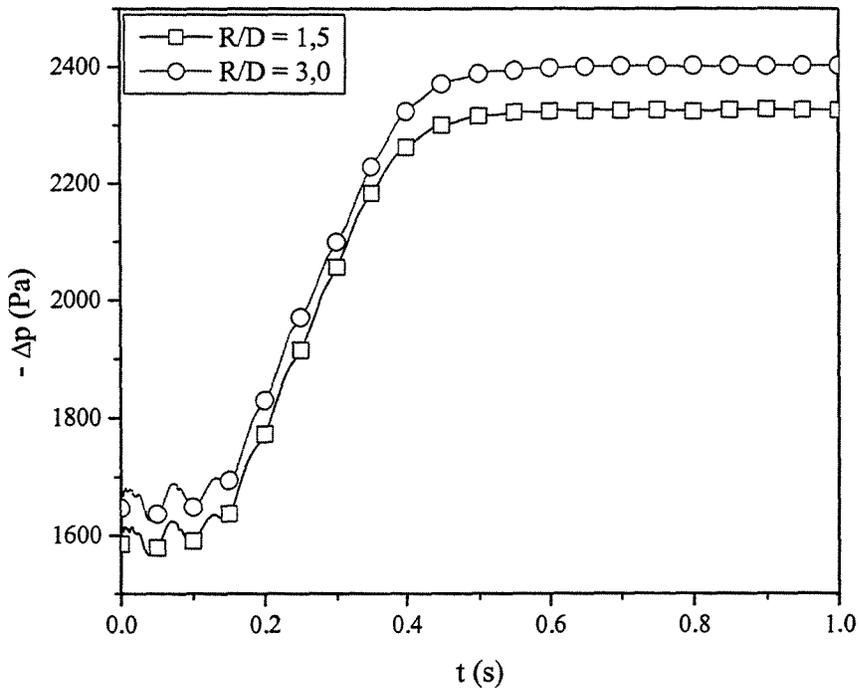


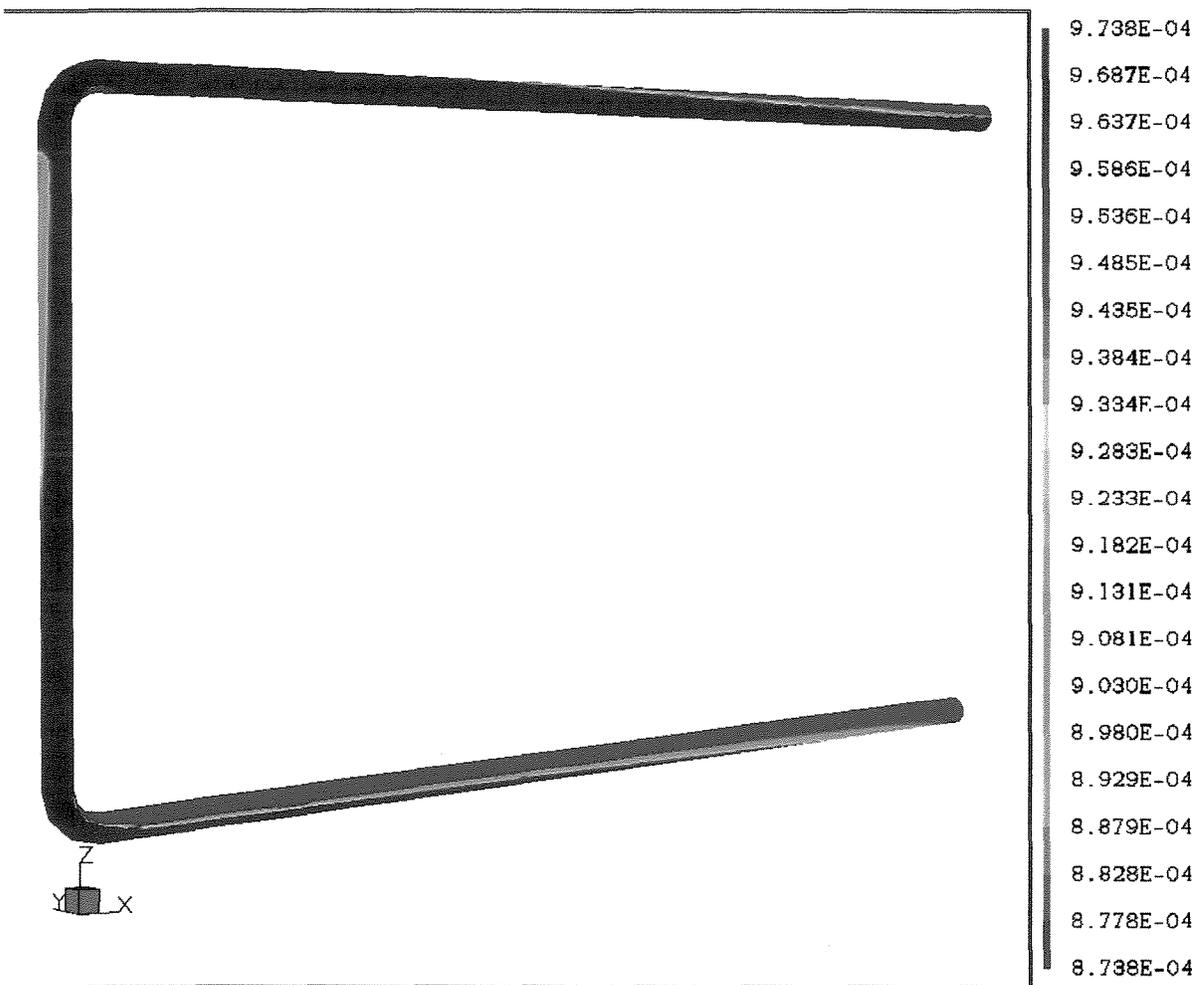
Figura 6.31. Valores de perda de carga para diferentes relações R/D.

### 6.7. Visualização Científica

Mapas de fração volumétrica, velocidade axial e pressão obtidos com o software comercial de CFD, o CFX 4.4, são mostrados nas figuras a seguir, para a geometria verificada nos Casos 1 e 2.

Observa-se que os valores graficados anteriormente, na validação e na verificação numérica podem ser visualizados de forma a facilitar o entendimento do mesmo, e do comportamento fluidodinâmico do escoamento gás-sólido em questão.

Inicialmente são mostrados mapas de fração volumétrica, para uma velocidade da fase gás  $U = 30$  m/s com  $R/D = 1,5$ . A Figuras 6.32 apresenta o comportamento do acúmulo de fração de sólidos no duto. As frações mínima e máxima observadas na figura, corresponde, respectivamente, a  $8,738 \cdot 10^{-4}$  e  $9,738 \cdot 10^{-4}$ . Esta mesma figura apresenta uma visão geral do duto, para fins de localização espacial, mostrando as regiões de maior acúmulo de sólidos na parede, tais como a formação de “ropes” e “clusters”. Observa-se que logo após a curva de  $90^\circ$  as partículas permanecem na parte superior da tubulação, sendo que as partículas mais afastadas da parede são logo re-aceleradas, devido a presença de gás a altas velocidades, já as partículas próximas a parede necessitam de uma corrente de gás para afastá-las da parede, para então serem re-aceleradas até atingirem velocidades próximas a do gás, obtendo-se assim, o desenvolvimento dos perfis de fração volumétrica, velocidade e pressão.

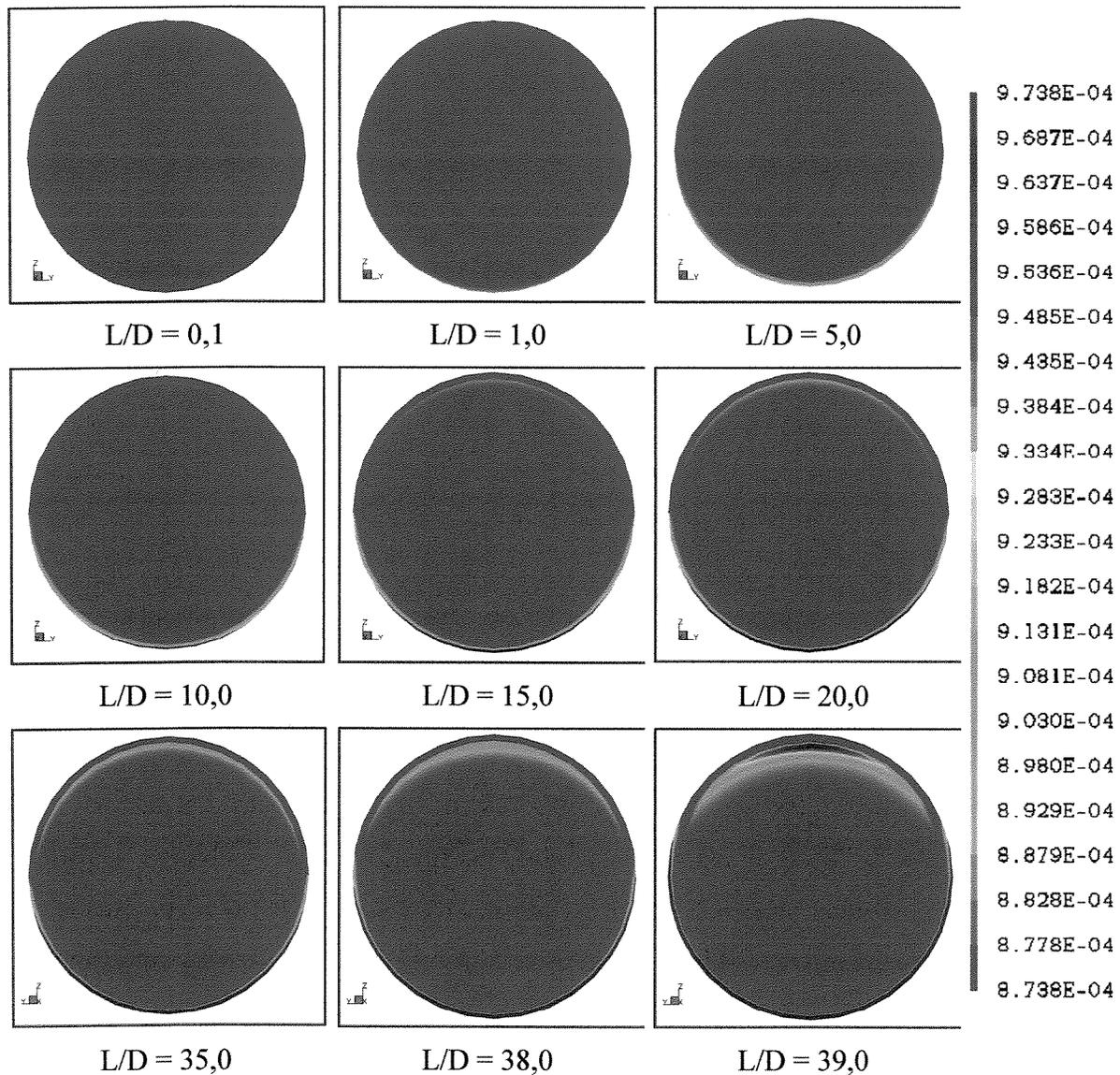


**Figura 6.32.** Perfil de fração volumétrica para a fase particulada.

Entretanto, para uma melhor visualização dos fenômenos existentes, dividiu-se o duto apresentado na Figura 6.32, em três diferentes seções: a primeira seção horizontal, a seção vertical e a segunda seção horizontal, mostrados nas Figuras 6.33, 6.34 e 6.35, respectivamente, utilizando a mesma variação de fração volumétrica proposta na Figura 6.32.

Na Figura 6.33 observa-se o acúmulo de sólidos na primeira seção horizontal do duto. Observa-se que na região  $L/D = 0,1$  não há acúmulo de partículas, pois as mesmas possuem uma distribuição uniforme na entrada. Seguindo-se na direção do escoamento (aumento de  $L/D$ ), fica evidente o acúmulo de partículas na parte inferior do duto, sendo este processo iniciado logo após a entrada, e seguindo até a curva de  $90^\circ$  de horizontal para vertical. Próximo à curva ocorre a formação de regiões mais densas, na parte superior do

duto, devido aos efeitos de turbulência impostos pela curva e pelos escoamentos secundários.



**Figura 6.33.** Perfil de fração volumétrica da fase sólida para a primeira seção horizontal.

Efeitos relacionados ao acúmulo de sólido, decorrentes do escoamento ascendente após uma curva de  $90^\circ$ , podem ser visualizados na Figura 6.34. Percebe-se que logo após a curva ( $L/D = 0,1$ ), os sólidos são arremessados em direção à parede do duto, devido aos efeitos tangenciais da curva, formando “ropes”, ou seja, aglomerados de partícula na parede

do duto. Estes por sua vez, começam a se dispersar a medida que a relação  $L/D$  aumenta, devido a presença de altas velocidades na fase gás logo após a curva, iniciando a formação de “clusters” na parede oposta do duto provocados pelo redirecionamento do escoamento após a curva, a partir de uma região  $L/D = 4,0$ . Estes efeitos tornam-se mais fortes, até uma região  $L/D = 15$ , onde, após esta região começam a se dispersar, devido aos efeitos de escoamentos secundários e turbulência provocados pela curva de  $90^\circ$  de vertical para horizontal.

Para finalizar o estudo independente das seções do duto mostrado na Figura 6.32, faz-se o estudo da segunda e última seção horizontal do duto de transporte pneumático, a partir da curva de  $90^\circ$  de vertical para horizontal. Observa-se que o mesmo efeito visualizado após a primeira curva, na seção vertical, ocorre após a segunda curva de  $90^\circ$ , formando “ropes” a partir de um região  $L/D = 0,1$ . Estes por sua vez, dispersam-se conforme o aumento da relação  $L/D$ , conforme evidenciado para a seção vertical, atingindo uma fração volumétrica próximo a zero, na parte superior da seção transversal do duto, a partir de uma região  $L/D = 18$ . Entretanto, após a dispersão, os sólidos acumulam-se na parte inferior do duto, a partir de uma região  $L/D = 2$ , devido aos efeitos provocados pela força gravitacional agindo sobre a partícula, promovendo um depósito de sólidos. A partir de uma região  $L/D = 29$ , o escoamento adquire uma condição de escoamento desenvolvido.

Diferentemente dos mapas de fração volumétricas obtidos para a primeira seção horizontal, onde o sólido acumula-se apenas na parte inferior do duto, observa-se para a segunda seção horizontal, uma redistribuição da fração volumétrica, devido aos efeitos de turbulência e escoamentos secundários, provocados pela presença de curvas, tais como as curvas de  $90^\circ$  encontradas na geometria em questão. Esta, faz com que uma pequena parcela de sólido que atinja a região estagnada, adquira uma velocidade radial, provocando assim um arraste axial de partículas no seio da fase gás, onde a velocidade é máxima. Este efeito é observado após o desenvolvimento dos perfis, caracterizando-se assim um efeito constante, no decorrer do escoamento.

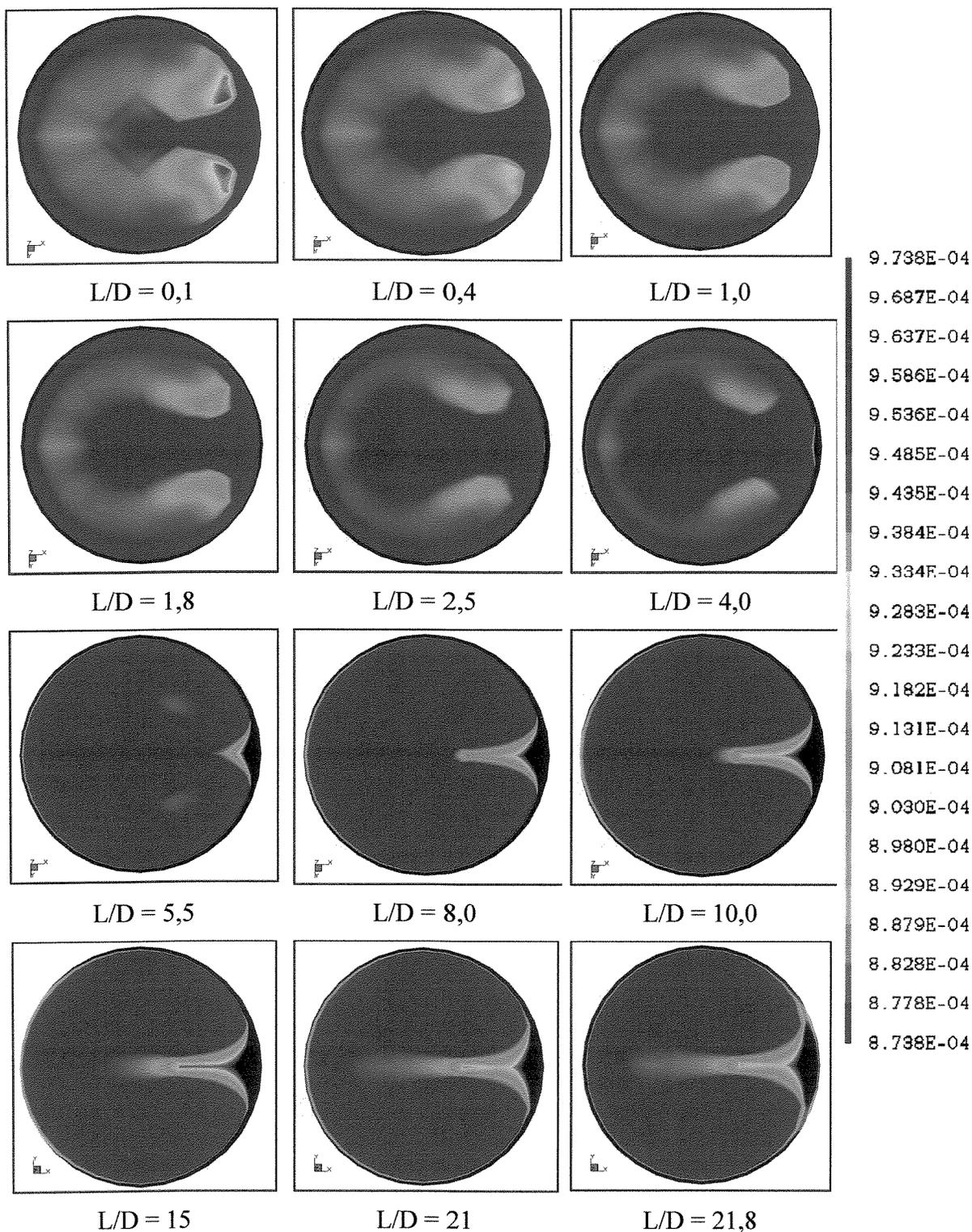


Figura 6.34. Perfil de fração volumétrica da fase sólida para a seção vertical.

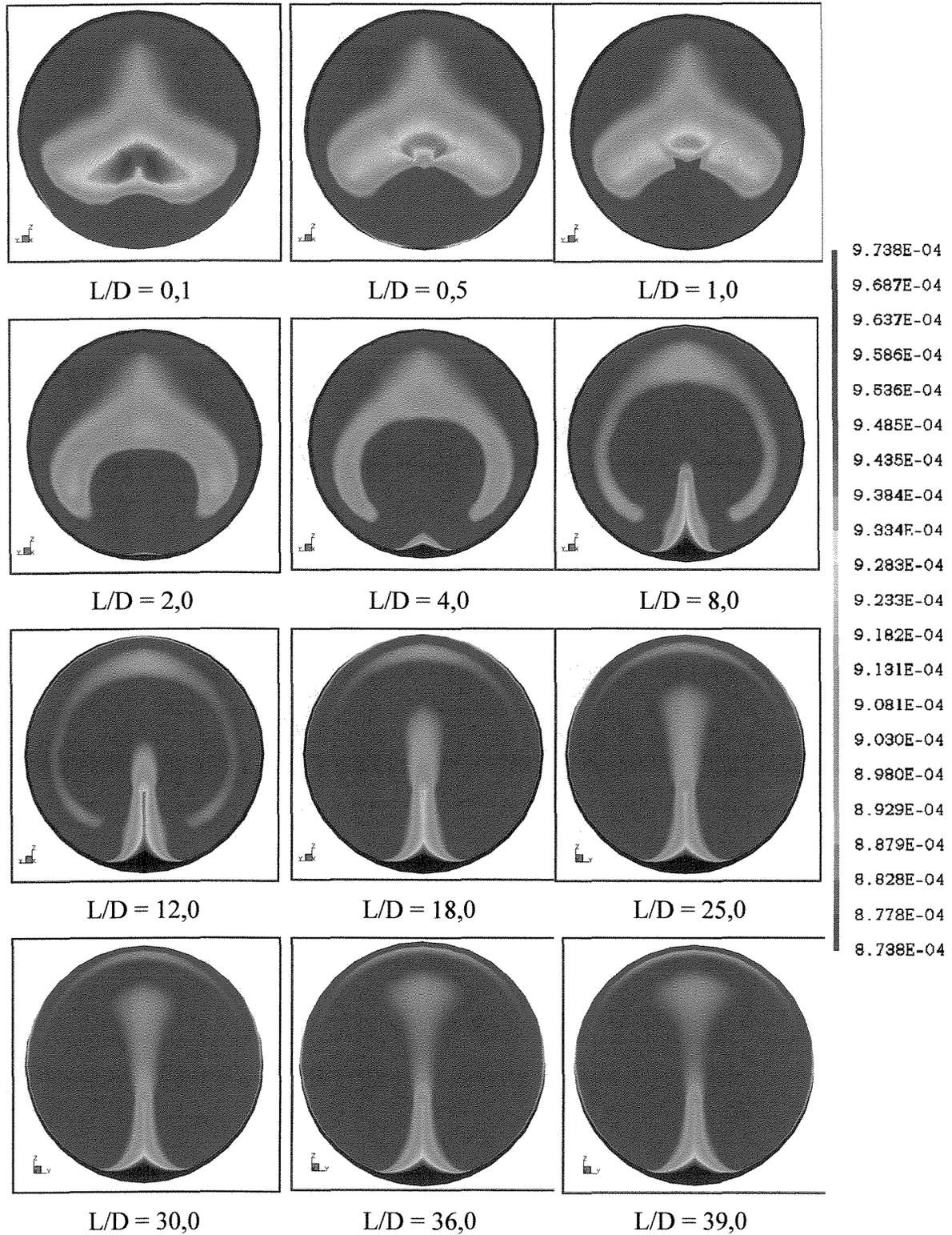


Figura 6.35. Perfil de fração volumétrica da fase sólida para a segunda seção horizontal.

Analogamente ao estudo realizado para a fração volumétrica, fez-se a determinação dos mapas de velocidade para o escoamento gás-sólido no duto analisado anteriormente, para as mesmas condições de escoamento.

Analisando a Figura 6.36 verifica-se que a condição de velocidade zero na parede é mantida para ambas as fases. Entretanto, para se determinar o perfil de velocidade nas seções transversais do escoamento gás-sólido, faz-se novamente um estudo individual para cada seção do escoamento, conforme analisado anteriormente.

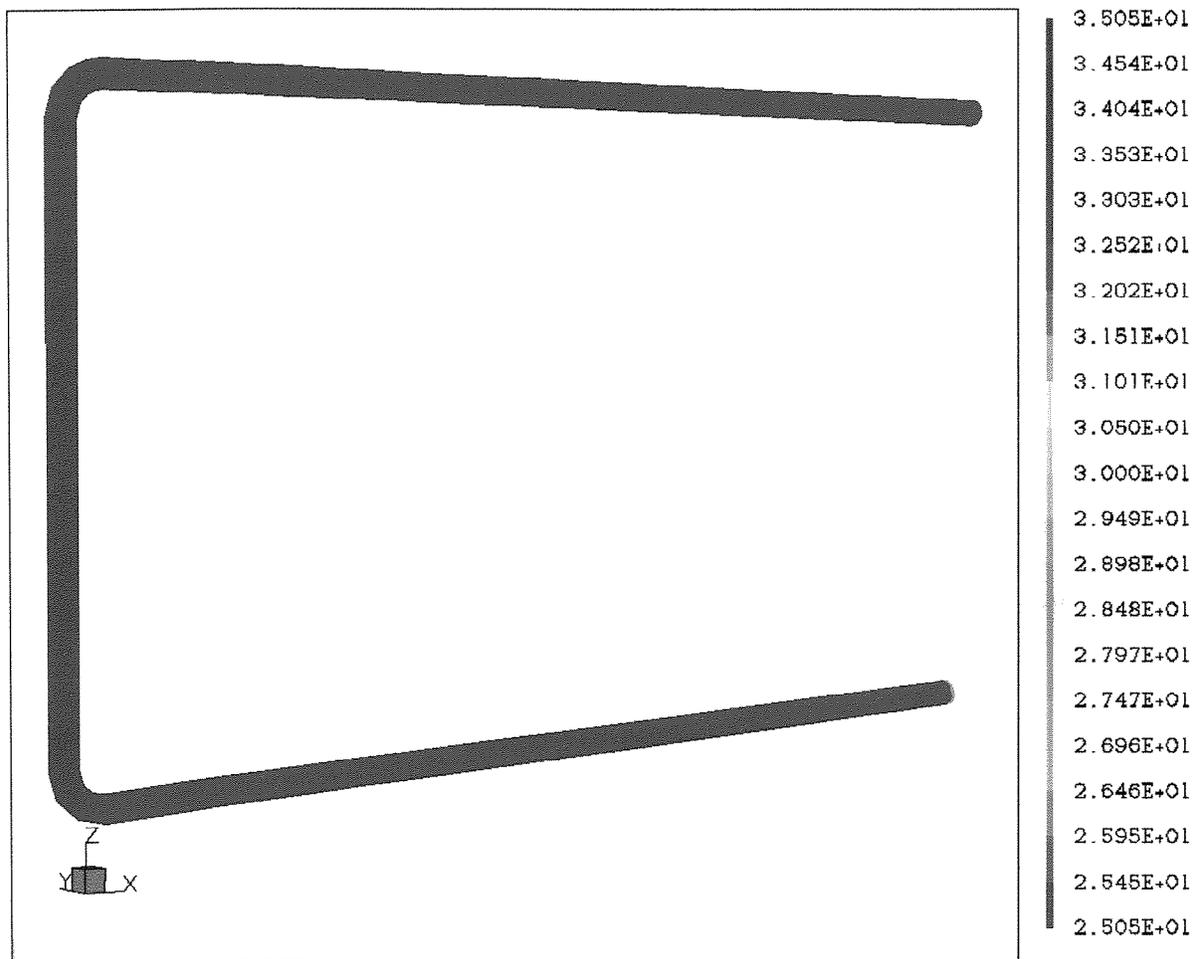
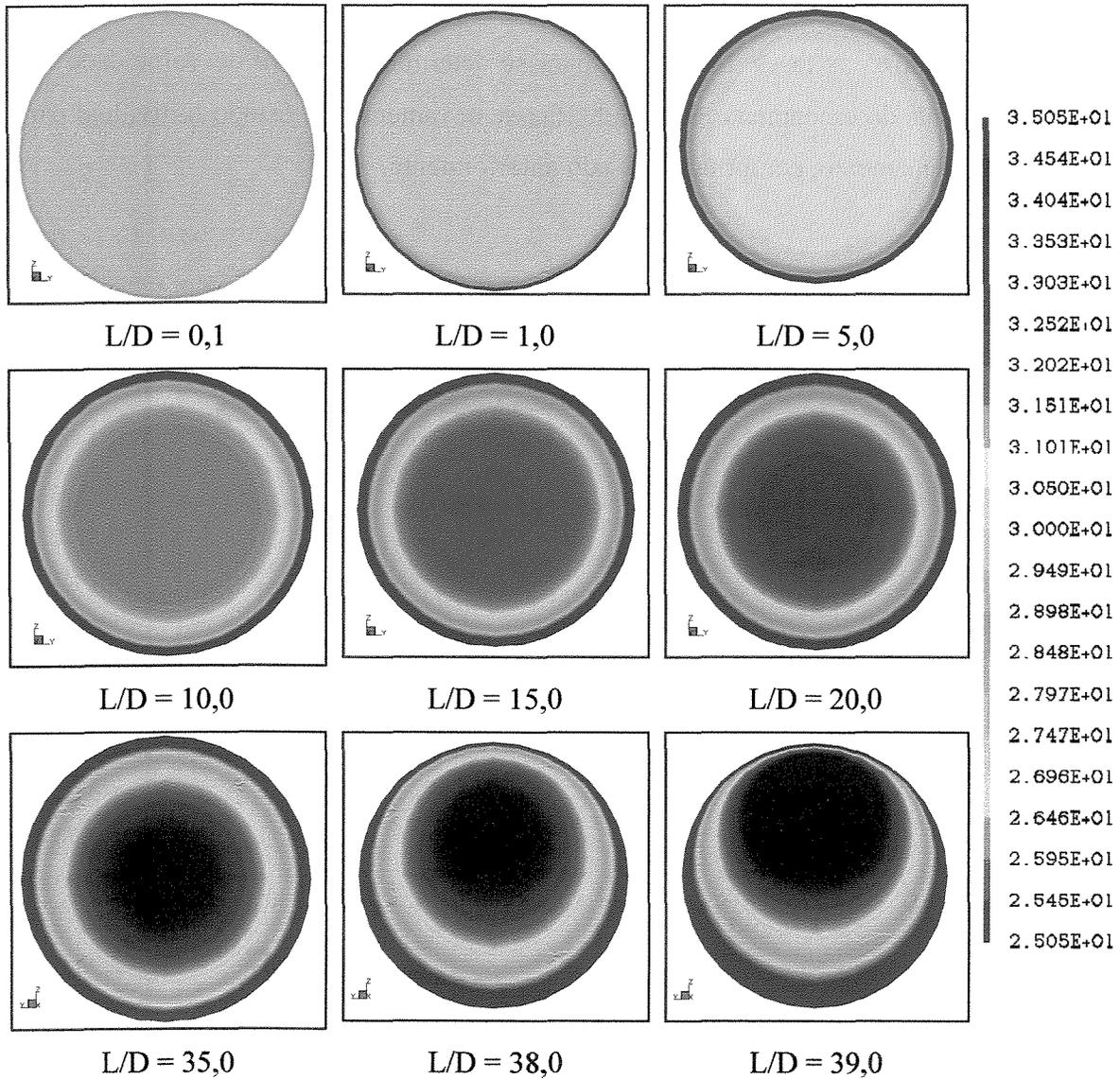


Figura 6.36. Perfil de velocidade na parede.

As Figuras 6.37, 6.38 e 6.39 mostram os mapas de velocidade transversal para diferentes relações  $L/D$  nas três seções do escoamento gás-sólido, respectivamente.



**Figura 6.37.** Perfil de velocidade da fase sólida para a primeira seção horizontal.

Observa-se na Figura 6.37 a formação de regiões de maior velocidade, ( $L/D = 0,1$ ), conforme a relação  $L/D$  aumenta. No início do escoamento há uma uniformidade na velocidade do escoamento, sendo esta uma condição inicial. A partir desta região, devido a condição de velocidade zero na parede, o escoamento vai adquirindo um

perfil de velocidade máxima no centro do duto, até uma região  $L/D = 35$ , onde o perfil de velocidade adquire características de escoamento desenvolvido. A partir deste ponto, o pico de velocidade máxima inicia um deslocamento em direção a parte superior do duto, em virtude dos efeitos de turbulência provocados pela curva de  $90^\circ$  localizada no final desta primeira seção horizontal. Por este motivo, há um acréscimo da concentração de sólidos na parte superior do duto, conforme observado na Figura 6.33, pois os mesmos estão suspensos na corrente de gás, sendo estas arrastadas conforme segue a direção de escoamento.

Após o escoamento gás-sólido, pela curva de  $90^\circ$  de horizontal para vertical, há um fluxo ascendente na direção vertical, visualizado na Figura 6.38. Imediatamente após a curva, numa região  $L/D = 1,8$ , as velocidades máximas encontram-se próximas da parede que tangencia o fluxo gás-sólido (lado esquerdo do plano visualizado na Figura 6.38). Entretanto, a partir de uma região  $L/D = 8$ , o escoamento gás-sólido é redirecionado para a parede oposta, a qual o perfil de velocidade máxima encontrava-se (lado direito do plano observado na Figura 6.38), criando um região de velocidade máxima que segue até o final do escoamento. Em virtude destas velocidades máximas e da convergência do escoamento na mesma direção do duto, uma região de maior concentração de sólido é encontrada, conforme descrito na Figura 6.34.

Na última seção horizontal, Figura 6.39, observa-se que o perfil de velocidade do escoamento gás-sólido adquire maiores velocidades na parte superior da seção transversal do duto, até uma região  $L/D = 2,0$ , onde inicia um processo de dispersão do pico de velocidade, até atingir uma região  $L/D = 25$ , na qual o escoamento adquire características de completamente desenvolvido. Diferentemente do que ocorre na seção vertical, o escoamento horizontal após a curva de  $90^\circ$  é diferenciado, em função da influência da força gravitacional, fazendo com que os sólidos se depositem na parte inferior da tubulação, e o escoamento com as maiores velocidade ocorra na parte central da mesma.

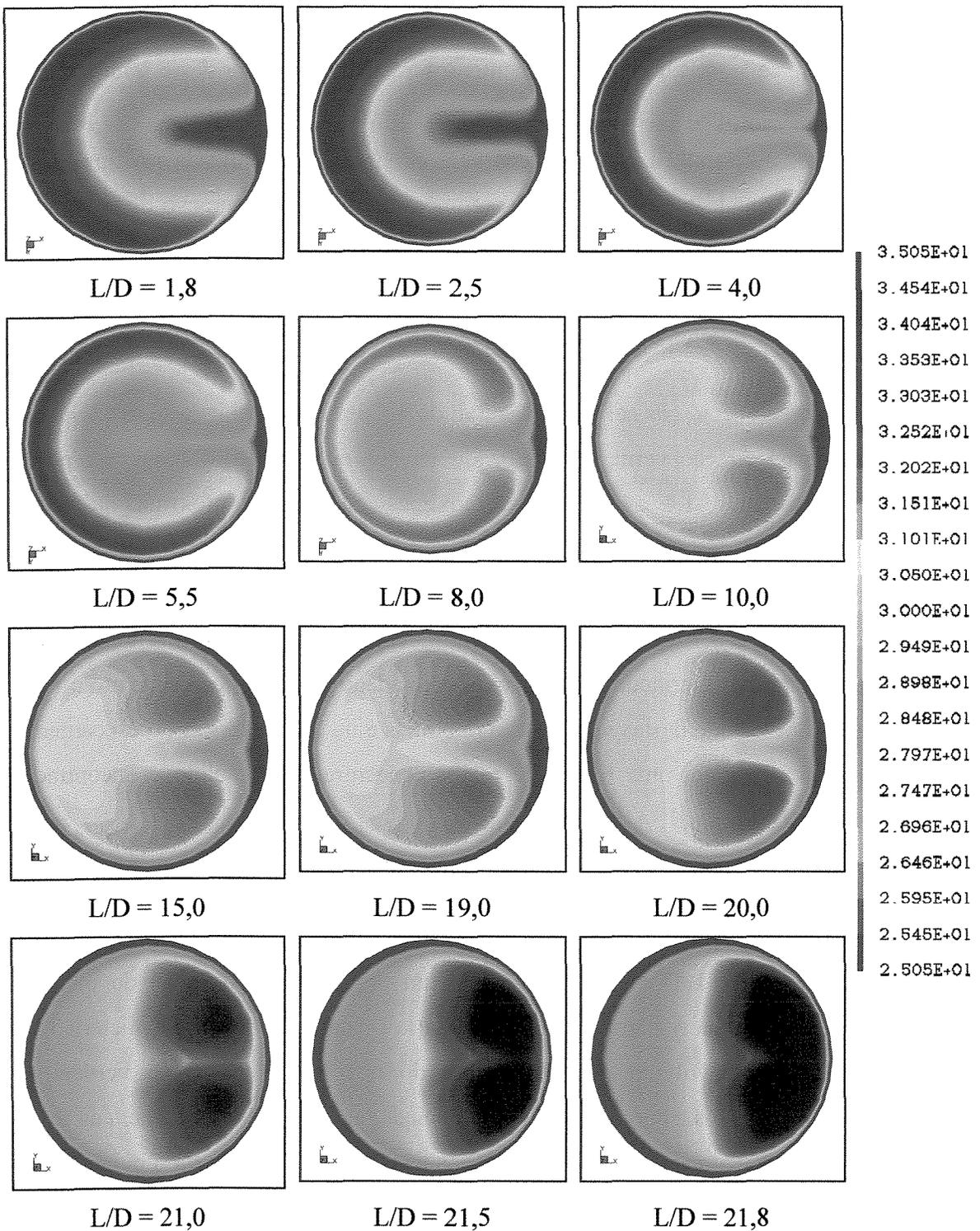
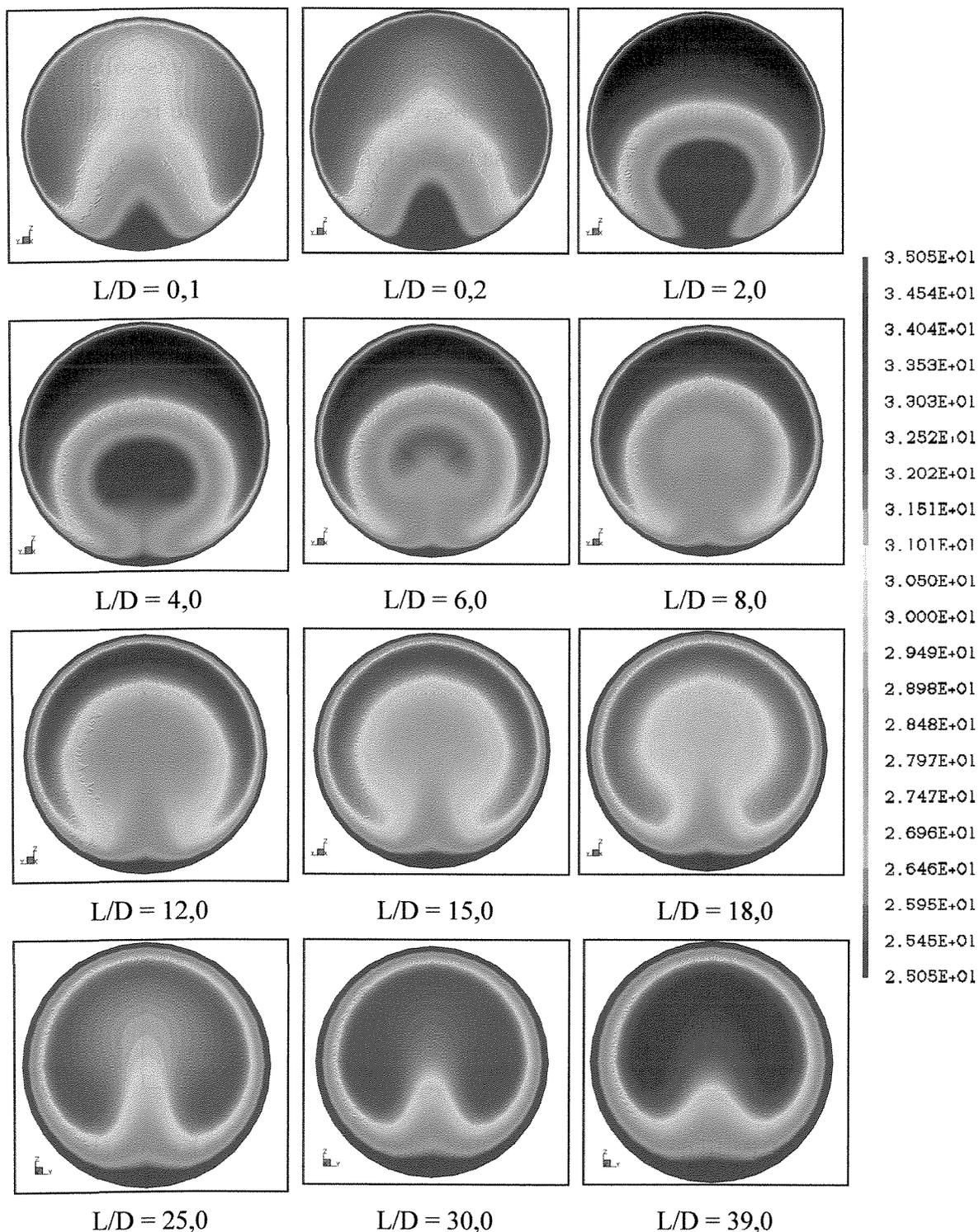


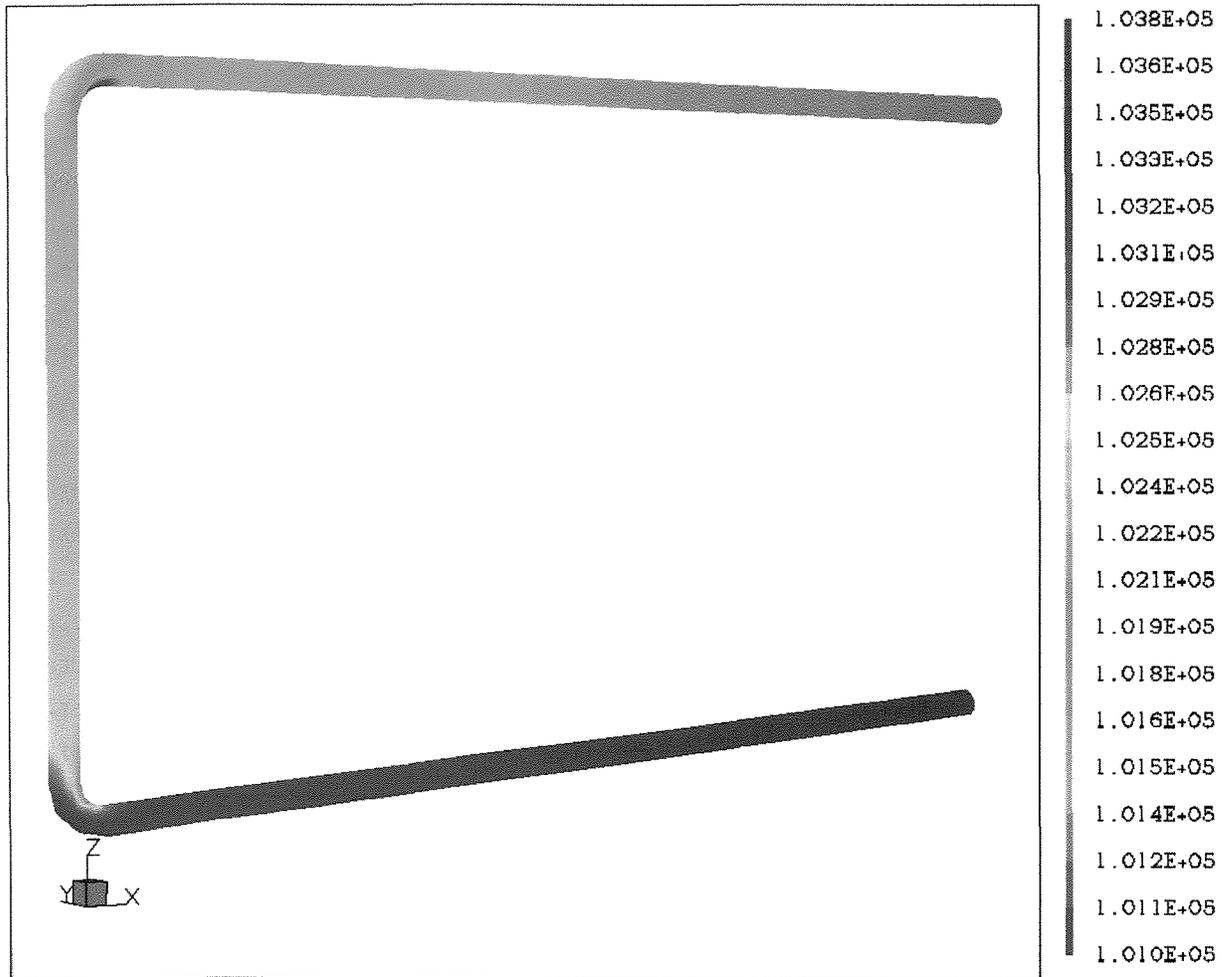
Figura 6.38. Perfil de velocidade da fase sólida para a seção vertical.



**Figura 6.39** – Perfil de velocidade da fase sólida para a segunda seção horizontal.

O perfil de pressão no duto é apresentado na Figura 6.40, onde observa-se que o escoamento segue de uma região de maior pressão, para uma de menor pressão. Entretanto,

nas regiões onde há presença de uma curva de 90°, percebe-se um aumento de pressão na parede externa à curva, devido aos efeitos tangenciais do escoamento gás-sólido. No entanto, na região oposta, uma baixa pressão é observada, fazendo com que recirculações ocorram, conforme observado na Figura 6.34, na região  $L/D = 0,1$ .



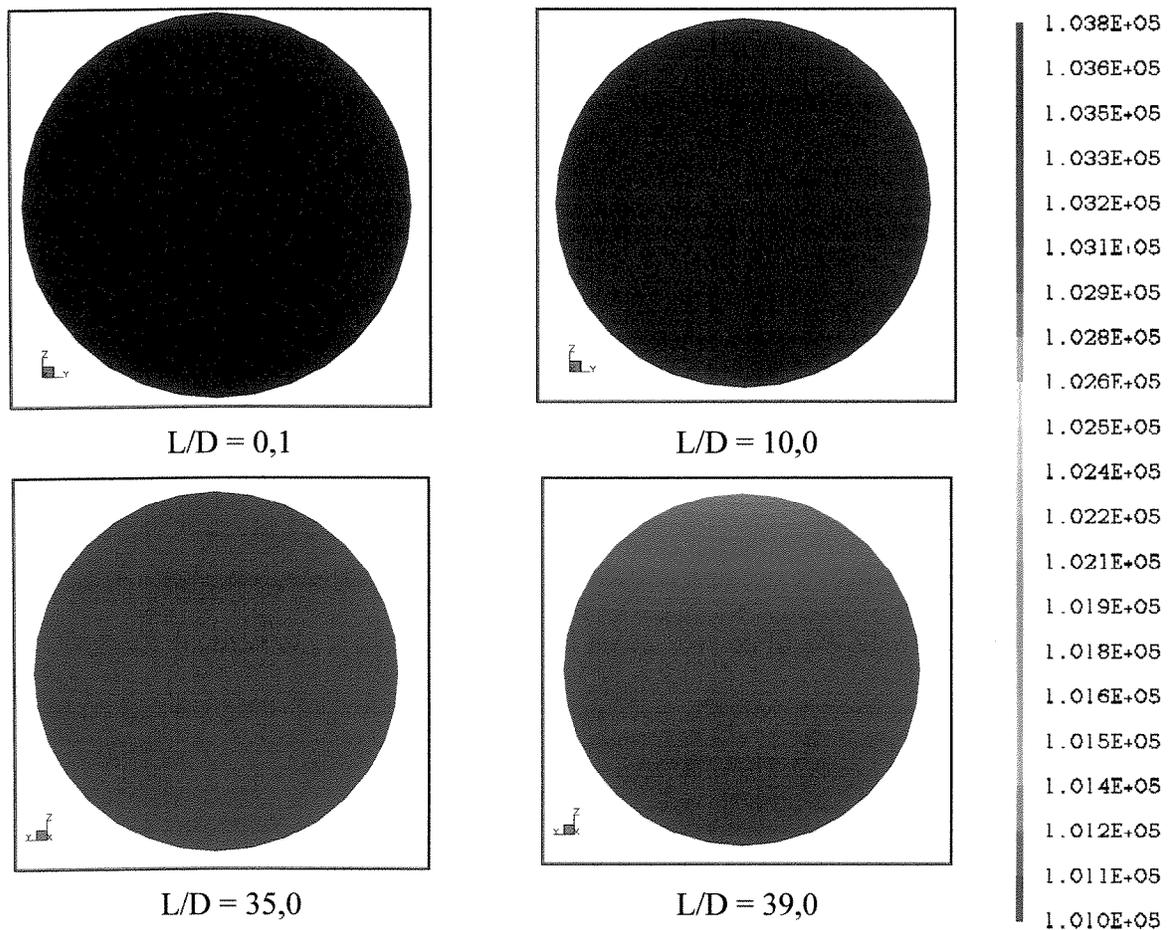
**Figura 6.40.** Perfil de pressão da fase sólida para a segunda seção horizontal.

Para um melhor entendimento da diferença de pressão observada no escoamento gás-sólido, faz-se um estudo individual para cada seção do escoamento, seções estas separadas por curvas de 90°, conforme segue nas Figuras 6.41, 6.42 e 6.43.

A Figura 6.41 mostra os diferentes valores de pressão observados na primeira seção horizontal do escoamento gás-sólido, conforme o aumento da relação  $L/D$ . É possível visualizar que a diferença de pressão radial é muito pequena, no entanto, numa região  $L/D = 39$ , próximo a curva, observa-se uma diferença relativamente maior que nas outras regiões, em virtude da diferença de pressão provocada pela curva de  $90^\circ$ , comentada anteriormente.

Este mesmo efeito é observado na saída da curva,  $L/D = 1,0$ , na seção vertical do escoamento, conforme mostra a Figura 6.42. Já no decorrer do escoamento, uma queda uniforme de pressão é observada.

Por fim, na última seção do escoamento gás sólido, visualiza-se o mesmo efeito observado nas demais seções do escoamento, próximos as curvas. Onde uma diferença de pressão radial ocorre somente na saída da curva, e nas demais regiões, observa-se uma queda de pressão somente na direção axial, conforme o aumento da relação  $L/D$ .



**Figura 6.41.** Perfil de pressão da fase sólida para a primeira seção horizontal.

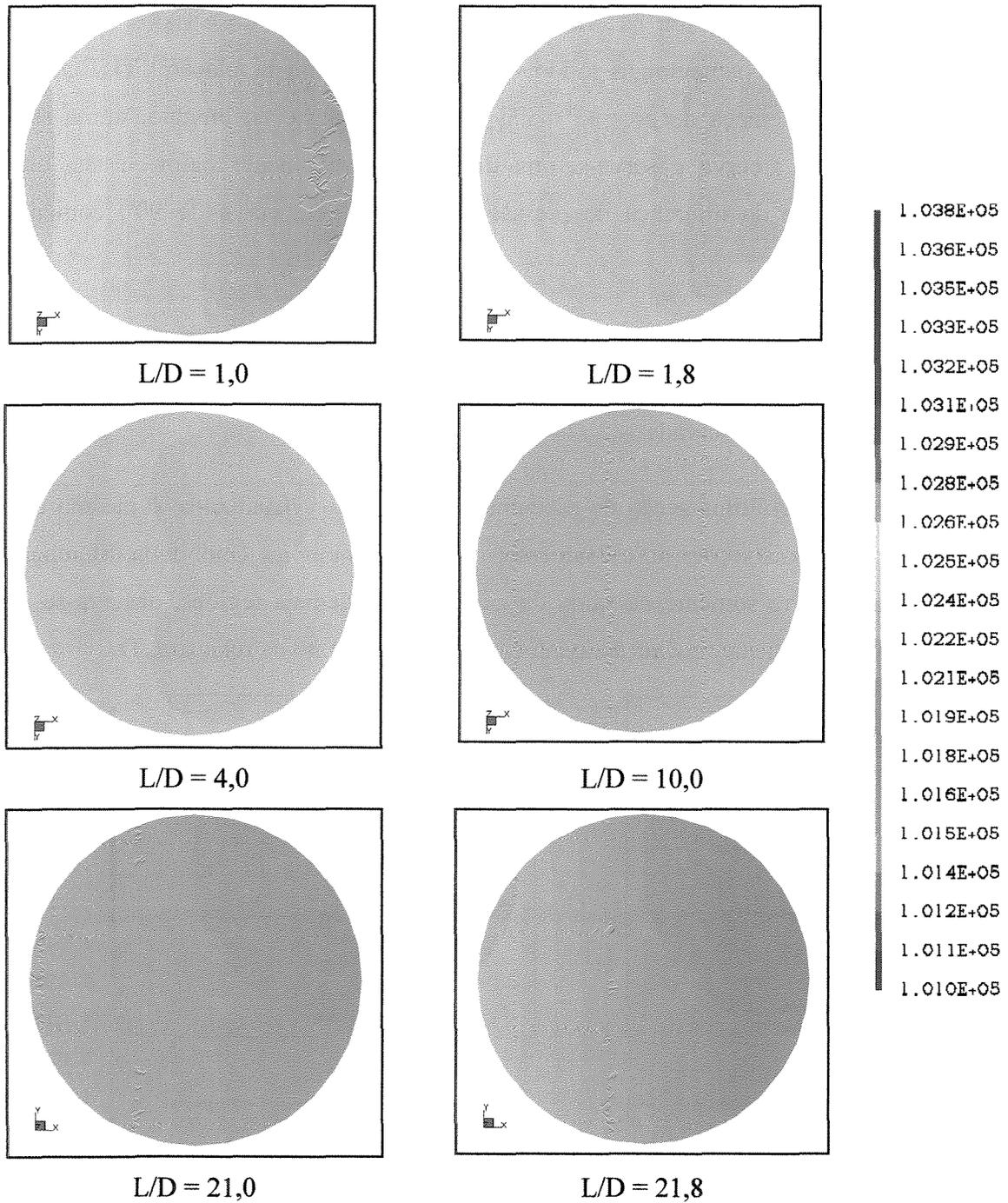
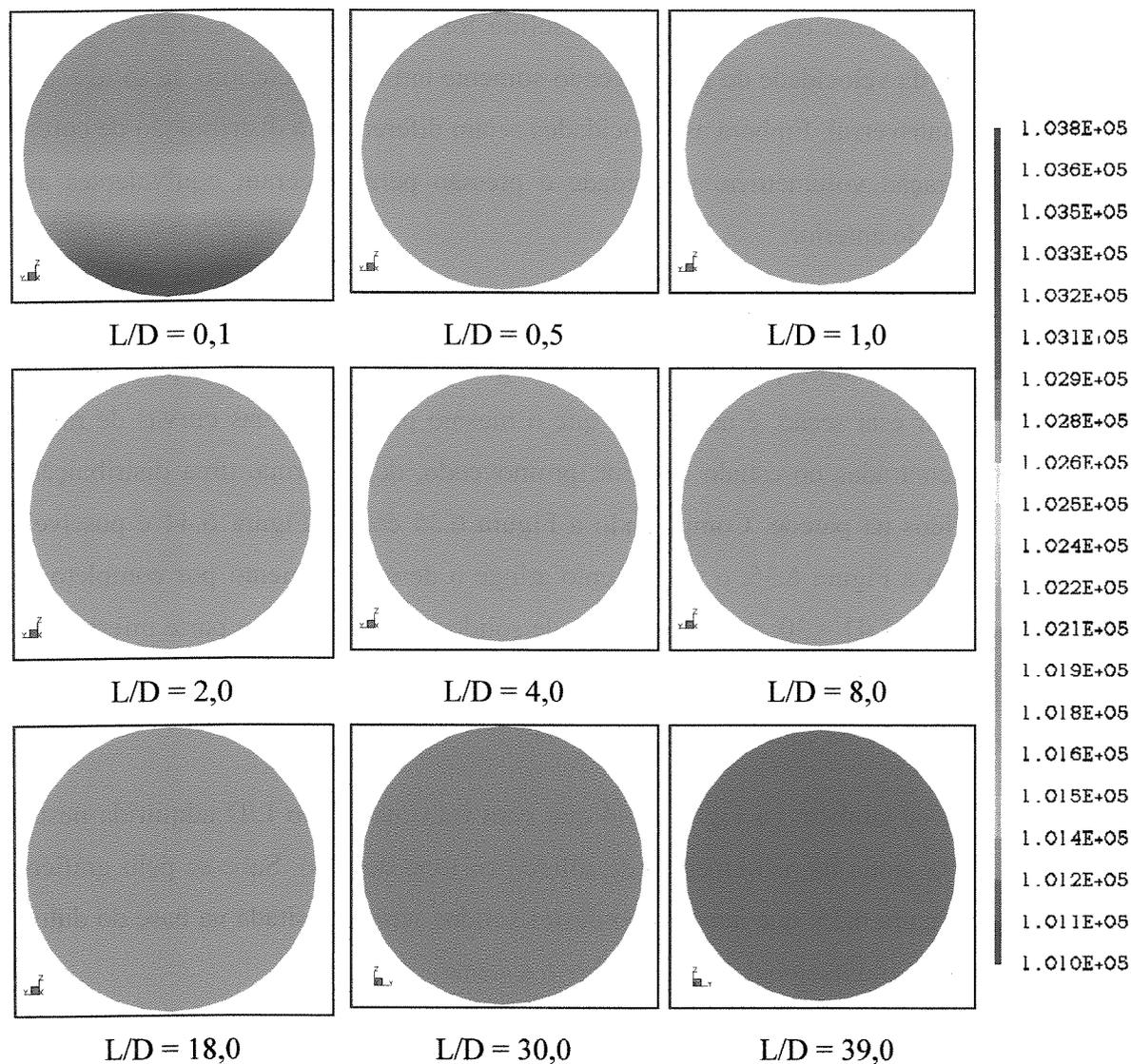


Figura 6.42. Perfil de pressão da fase sólida para a seção vertical.



**Figura 6.43.** Perfil de pressão da fase sólida para a segunda seção horizontal.

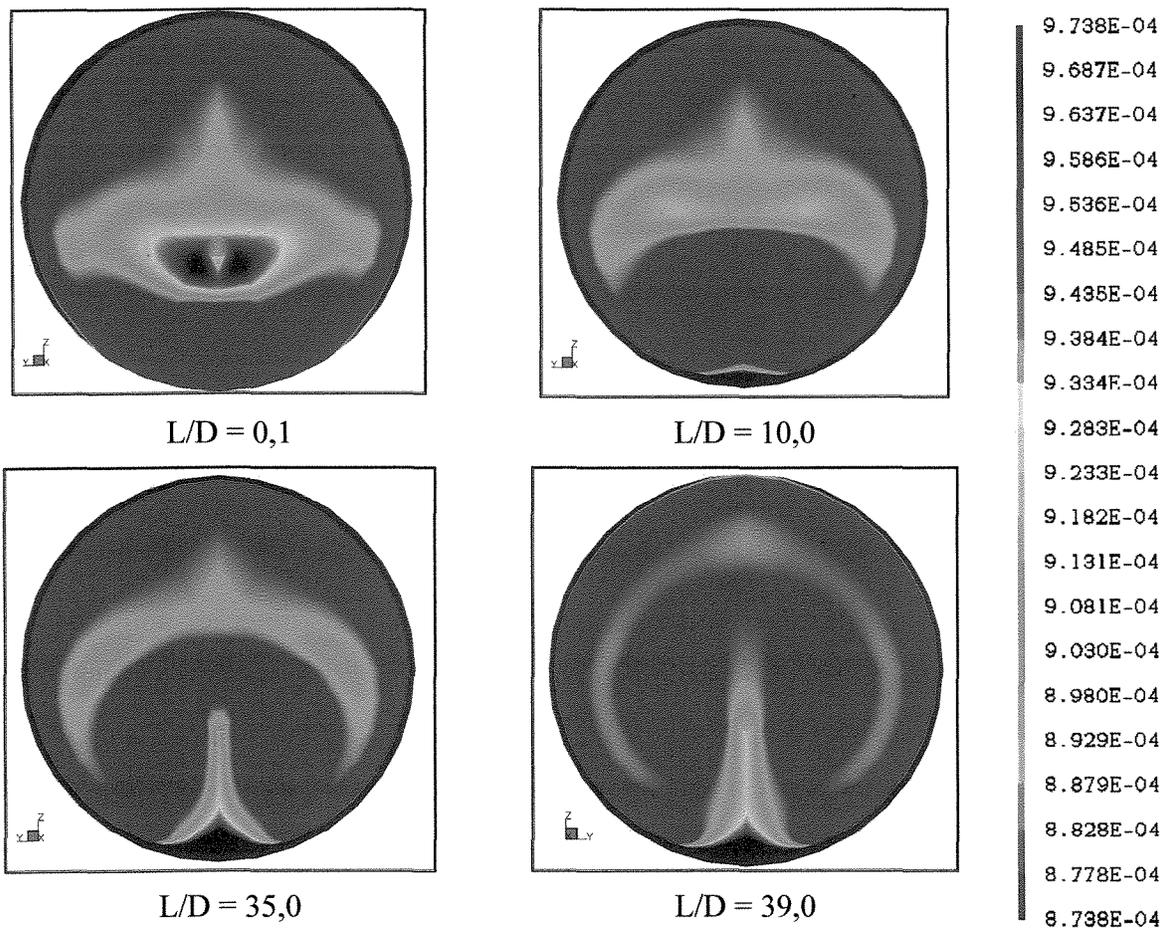
Estudos similares para a visualização dos perfis de fração volumétrica, velocidade e pressão foram desenvolvidos para outras situações apresentadas na validação dos resultados. Estas podem ser diferenciadas do estudo anterior da seguinte forma. A primeira mantendo a velocidade de  $U = 30$  m/s aplicada anteriormente e alterando o raio de curvatura das curvas de  $90^\circ$  de  $R/D = 1,5$  para  $R/D = 3,0$ . A segunda, alterando a velocidade de fluxo de gás de  $U = 30$  m/s para  $U = 15$  m/s, e mantendo constante o raio de curvatura.

Observações mostram que para ambas as situações há a tendência de se manter similares distribuições de fração volumétrica, velocidade e pressão. A menor diferença

quanto ao comportamento do escoamento gás-sólido foi observado para a situação onde alterou-se o valor da velocidade do gás, havendo somente um maior acúmulo de sólidos ao longo da seção transversal. Embora as velocidades sejam diferentes, a distribuição de cores nos mapas de fração volumétrica, velocidade e pressão permaneceram equivalentes as encontrada no estudo anterior.

Entretanto, a alteração dos raios de curvatura das curvas de 90° provoca um efeito de distribuição de sólidos, principalmente na segunda seção horizontal, pois para o escoamento atingir esta seção, é necessário que o mesmo passe por duas curvas de raios diferentes às encontradas no estudo anterior, promovendo, desta forma, uma distribuição diferente de sólidos na parede. Comparando a Figura 6.35 com a Figura 6.44 é possível observar que para a Figura 6.35, o escoamento atinge o desenvolvimento por completo a partir de uma região  $L/D = 30$ , onde o acúmulo de sólidos concentra-se na parte inferior do duto. Já para a Figura 6.44 esta característica não é observada, sendo necessárias maiores relações  $L/D$  para que esta condição seja adquirida.

Observa-se também na Figura 6.44 que para máxima região  $L/D$  adquirida nesta seção ( $L/D = 39$ ), ainda há permanência de sólidos no topo do duto. Sabe-se pelo gráfico apresentado na Figura 6.35, que uma fração destes sólidos será depositada na base do duto, pelo efeito da força gravitacional que atua sobre o sistema.



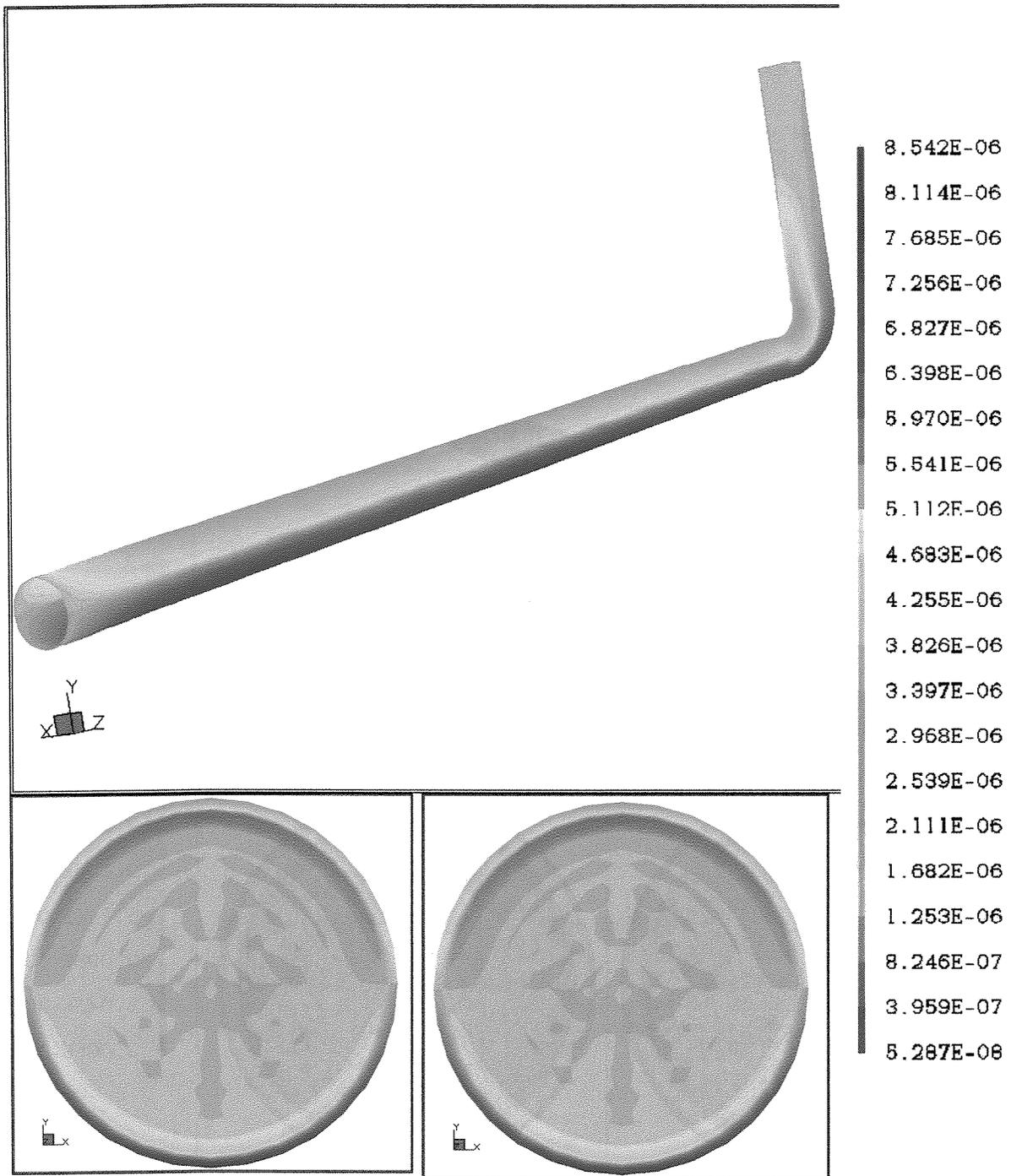
**Figura 6.44.** Perfil de fração volumétrica da fase sólida da segunda seção horizontal com  $R/D = 3,0$ .

Finalizada a análise dos estudos de Casos 1 e 2, parte-se para o estudo das geometrias apresentadas nos Casos 3 e 4, correspondentes ao escoamento gás-sólido encontrados na indústria de cimento, referentes ao escoamento a partir do forno para o calcinador.

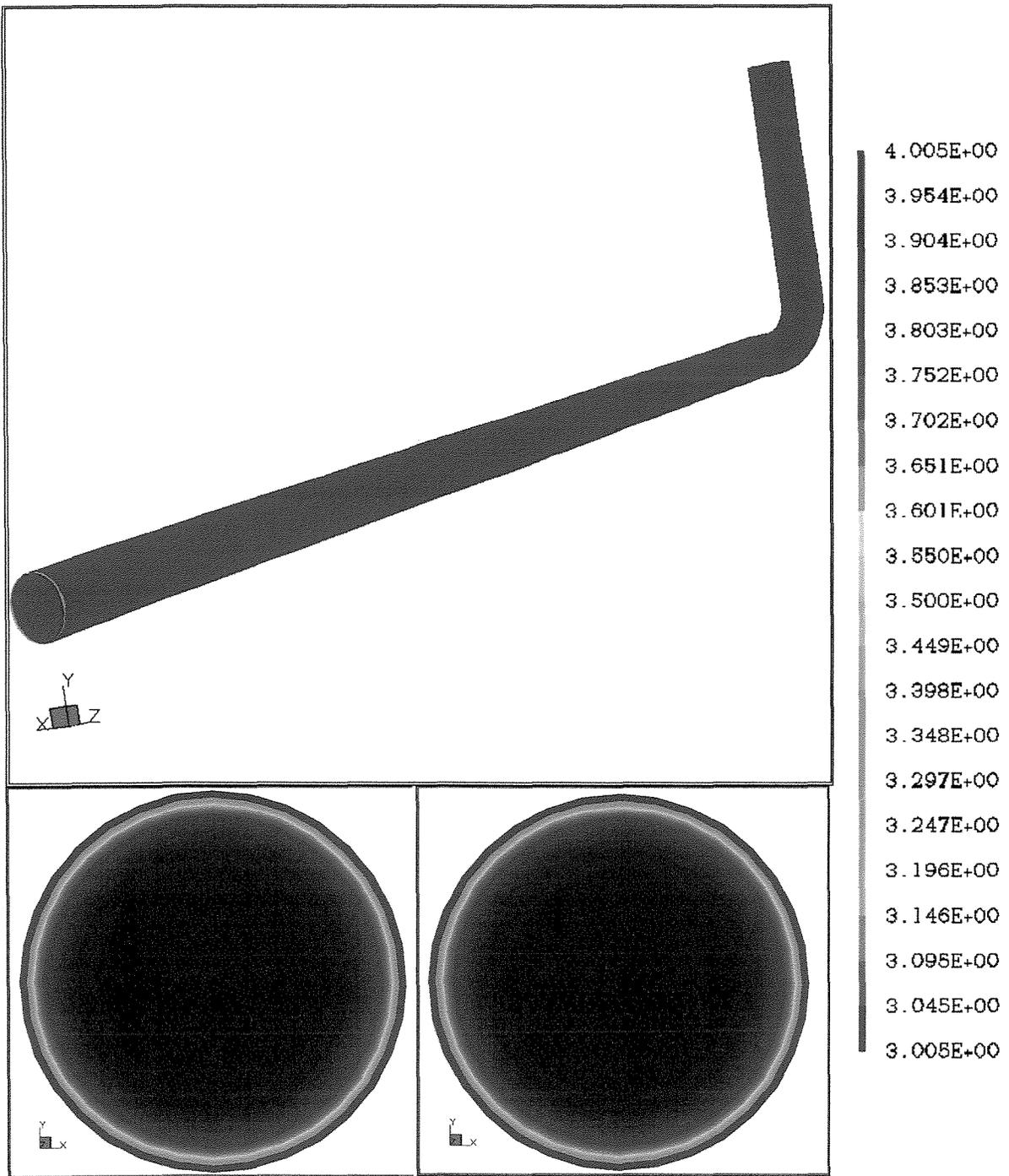
Mapas de fração volumétrica e velocidade são obtidos para ambas situações, considerando-se as mesmas características operacionais, a fim de verificar o porque da utilização de uma curva “auto-limpante” com intuito de minimizar o acúmulo de sólidos no interior do duto.

Observa-se nos estudos realizados que a curva auto-limpante provoca uma redistribuição das partículas na seção transversal. Estas são arremessadas para o seio da fase gás, fazendo com que sejam transportadas adiante, evitando que um grande número de partículas sejam depositadas na parede inferior do duto, como observados na Figura 6.47. Percebe-se uma região com maior concentração de sólidos, quando comparado a Figura 6.45, na parte superior do duto. Característica esta, responsável pelo maior arraste de partículas ao longo do duto. Observa-se também uma diferença entre os perfis de concentração transversais visualizados na Figura 6.47, devido os fenômenos de turbulência impostos pela curva. Entretanto este fenômeno não é observado na Figura 6.45, onde ambas seções transversais possuem a mesma distribuição de sólidos.

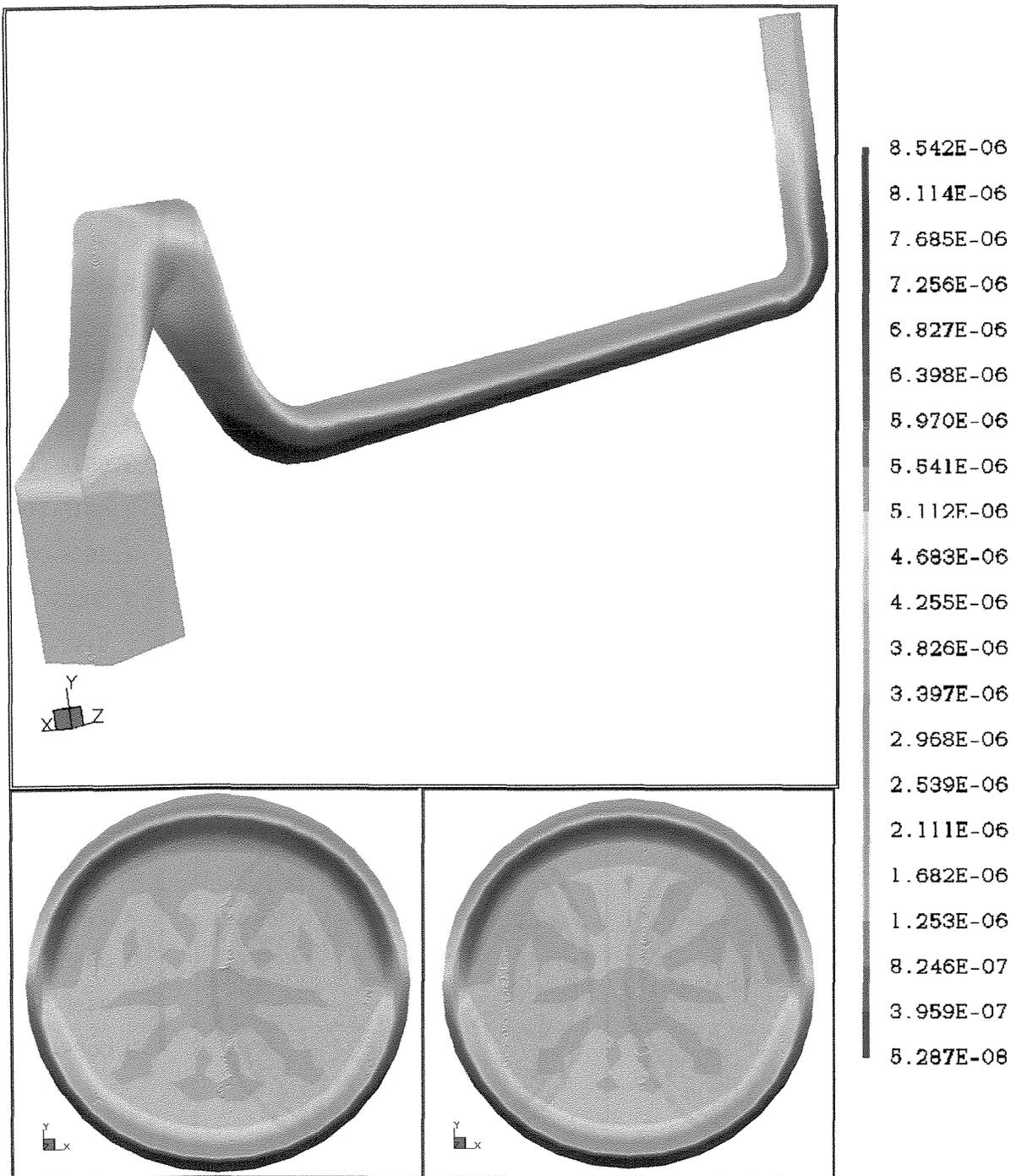
Quanto ao perfil de velocidade, observa-se uma distribuição uniforme de velocidade radial e axial, devido ao desenvolvimento do escoamento, conforme visualizado na Figura 6.46. No entanto, percebe-se uma região de maior velocidade na parte superior da seção transversal logo após a curva auto-limpante, característica esta obtida devido ao redirecionamento do fluxo gás-sólido, observado na Figura 6.48.



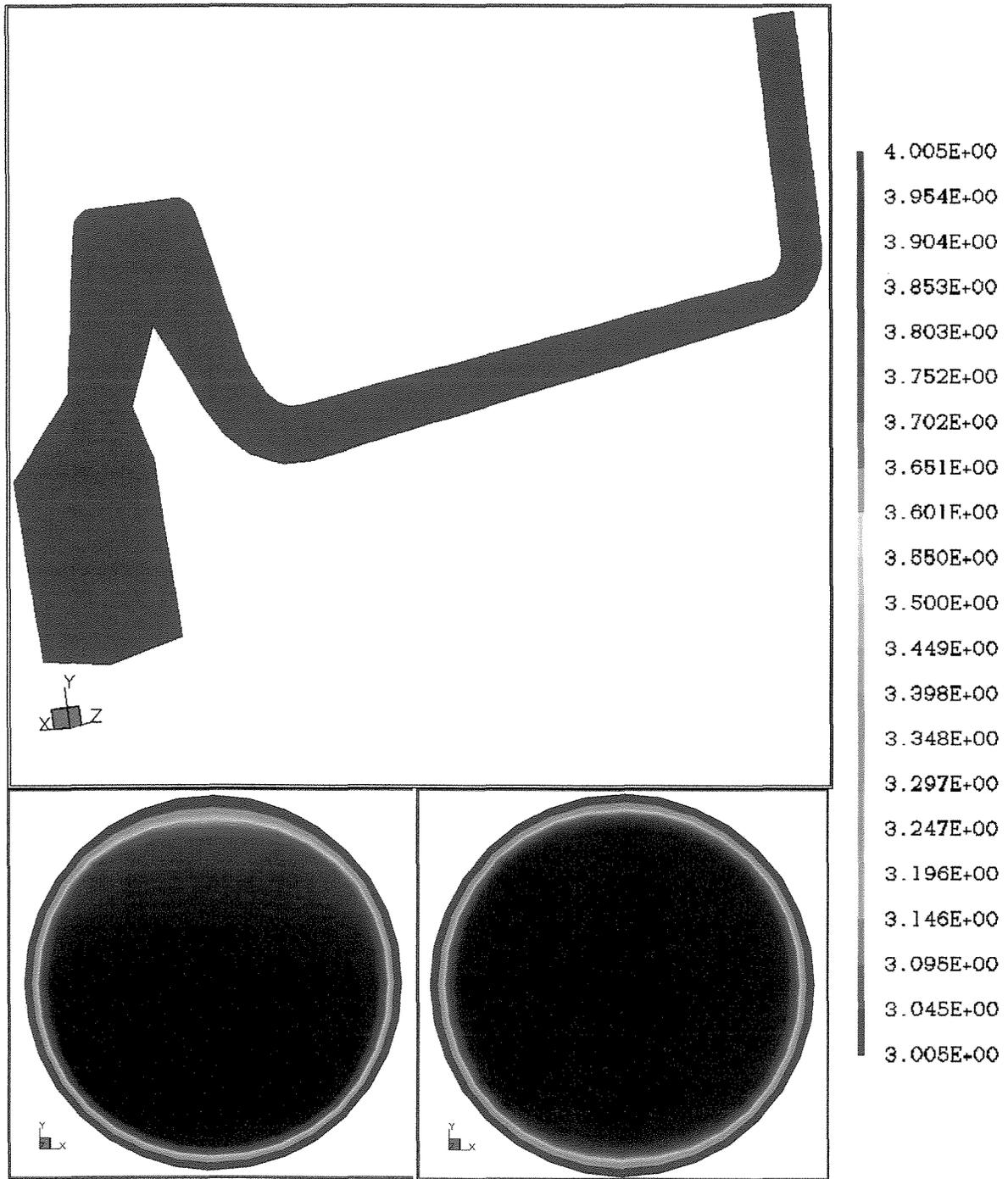
**Figura 6.45.** Perfil de fração volumétrica da fase sólida sem a curva “auto-limpante”, à esquerda ponto 1 e `a direita ponto 2.



**Figura 6.46.** Perfil de velocidade da fase sólida sem a curva “auto-limpante”, à esquerda ponto 1 e `a direita ponto 2.



**Figura 6.47.** Perfil de fração volumétrica da fase sólida com a “auto-limpante”, à esquerda ponto 1 e `a direita ponto 2.



**Figura 6.48.** Perfil de velocidade da fase sólida com a curva “auto-limpante”, à esquerda ponto 1 e `a direita ponto 2.

## CONCLUSÕES E SUGESTÕES

A análise do resultados permitiram obter as seguintes conclusões:

O modelo invíscido, considerando-se os efeitos geométricos tridimensionais e transientes, permitem predições realistas dos campos de velocidade e fração volumétrica, para o escoamento gás-sólido diluído, tanto em tubulações horizontais quanto verticais, após o desenvolvimento dos perfis de concentração e velocidade. Entretanto, durante o desenvolvimento do perfil, observa-se que os resultados numéricos obtidos não são capazes de prever quantitativamente as características observadas nos resultados experimentais, em virtude da presença de curvas.

Analisando os efeitos decorrentes do escoamento gás-sólido, é possível afirmar que qualitativamente os mapas de fração volumétrica e velocidade representam o fluxo particulado, ficando evidente as regiões de maior concentração de sólidos e velocidade no interior do duto, devido a presença de curvas, as quais provocam o redirecionamento do fluxo principal, juntamente com o incremento dos efeitos de turbulência no escoamento.

Pode-se concluir também, que o uso de ferramentas de fluidodinâmica computacional mostrou-se eficiente no presente estudo de escoamento gás-sólido em tubulações horizontais e verticais, prevendo com um modelo 3-D transiente e invíscido para a fase sólida, os diversos regimes de escoamento encontrados no transporte pneumático horizontal e vertical, sujeito a alterações bruscas de direção ocasionados por curvas e acessórios.

A aplicação do modelo para uma situação real em escala industrial, forneceu uma explicação fenomenológica para o uso de curvas auto-limpantes, relacionada a efeitos de redistribuição das frações volumétricas na seção transversal do tubo, pois observou-se o redirecionamento do material particulado, evitando-se assim deposições precoces no interior do duto.

Há necessidade de um aprofundamento nos estudos de corroboração do modelo tridimensional transiente e invíscido para um maior número de casos experimentais, procurando-se validar quantitativamente os resultados numéricos a partir de dados experimentais, antes da formação por completa dos perfis em estudo.

Pretende-se como seqüência deste trabalho, como projeto de tese de doutoramento, analisar a influência da temperatura no escoamento gás-sólido, propondo-se assim uma modelagem matemática para um sistema isotérmico e não-isotérmico, bem como o desenvolvimento de um estudo experimental acurado com técnicas do tipo PIV e/ou de “Laser Doppler”.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. AHMADI, G.; MA, D.; A thermodynamic formulation of dispersed multiphase turbulent flows – I. Basic theory. *Internacional Journal of Multiphase Flow*, 16, 323 – 340, 1990.
2. AKILLI, H.; LEVY, E. K.; SAHIN, B.; Gas-solid behavior in a horizontal pipe after a 90° vertical-to-horizontal elbow. *Powder Technology*, 116, 43-52, 2001.
3. ALVES, J. J. N., MORI, M. (1998), “Fluid dynamic modelling and simulation of circulating fluidized bed reactors: analyses of particle phase stress models”, *Computers chem. Engng*, Vol 22, Suppl., p.763-766.
4. BIRD, R. B.; STEWART, W. E.; LIGHTFOOT, E. N.; *Transport Phenomena*. Wiley International Edition, New York, 1960.
5. CABREJOS, F. J.; KLINZING, G. E.; Characterization of dilute gas-solids flows using the rescaled range analysis. *Powder Technology*, 84, 139-156, 1995.
6. CAO, J; AHMADI, G.; Gas-particle two phase turbulent flow in a vertical duct. *Journal of Multiphase Flow*, 21, 1203 – 1228, 1995.
7. CFX-4 FOR WINDOWS NT. *CFX-4 User guide*. AEA Technology. Oxfordshire, United Kingdom. 1997.
8. COELHO, R. M. L.; MASSARANI, G.; Fluidodinâmica de partículas: ainda sobre correlações em base aos dados experimentais de Pettyjohn e Christiansen. Relatório LSP/COPPE 1/96, 1996.

9. ENWALD, H.; PEIRANO, E.; ALMSTEDT, A. E.; Eulerian two-phase flow theory applied to fluidization. *International Journal of Multiphase Flow*, 22, 21 – 66, 1997.
10. GIDASPOW, D.; *Multiphase Flow and Fluidization*. Ed. Academic Press, San Diego – California, 1994.
11. JENKINS, J. T.; Boundary conditions of rapid granular flow: flat, frictional walls. *J. Appl. Mech.*, 59, 120 – 127, 1992.
12. KASPER, F. R. S.; Modelagem e Simulação de Motores à Combustão Interna Por Técnicas de Fluidodinâmica Computacional (CFD). Campinas: Faculdade de Engenharia Química da Unicamp, 2003, 120 p. Tese (Mestrado).
13. LECH, M.; Mass flow rate measurement in vertical pneumatic conveying of solid, *Powder Technology*. 114, 55-58, 2001.
14. LI, H.; TOMITA, Y.; Particle velocity and concentration characteristics in a horizontal dilute swirling flow pneumatic conveying. *Powder Technology*. 107, 144-152, 2000.
15. LUN, C. K. K.; Numerical simulation of dilute turbulent gas-solid flows. *International Journal of Multiphase Flow*, 26, 1707 – 1736, 2000.
16. LUN, C. K. K.; BENT, A. A.; Numerical simulation of inelastic frictional spheres in simpler shear flow. *Journal of Fluid Mech.*, 258, 335 – 353, 1994.
17. MALISKA, C. R.; *Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional*, FTC, 1995, 424 p.
18. MASON, D. J.; LEVY, A.; A comparison of one-dimensional and three-dimensional models for the simulation of gas-solid transport systems. *Applied Mathematical Modelling*, 22, 517 – 532, 1998.
19. MASON, D. J.; LI, J.; A novel experimental technique for the investigation of gas-solids flow in pipes. *Powder Technology*, 112, 203-212, 2000.
20. MASON, D. J.; YENETCHI, G. V.; WOODCOCK, C. R.; A computational design procedure for pneumatic transport systems, *Proceedings of the Pneumatech 4 Conference*, Glasgow, UK, pp. 261 – 278, 1990.

21. MEIER, H. F.; Modelagem fenomenológica e simulação bidimensional de ciclones por técnicas da fluidodinâmica computacional, Campinas: Faculdade de Engenharia Química da Unicamp, 1998, 210 p. Tese (Doutorado).
22. MOREIRA, D. R. R.; Simulação não isotérmica de um regenerador FCC usando a fluido dinâmica computacional. Campinas: Faculdade de Engenharia Química da Unicamp, 2002, 76 p. Tese (Mestrado).
23. NGUYEN, A. V.; FLETCHER, C. A. J.; Particle interaction with the wall surface in two-phase gas-solid particle flow. *International Journal of Multiphase Flow*, 25, 139 – 154, 1999.
24. OKAZAKI, O. H.; *Sistemas de transporte pneumático. Apostila Técnica*. TAG Processos Industriais LTDA, São Paulo – S.P., 2002.
25. PATANKAR, S. V.; *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*. Hemisphere Publishing Corporation, 1980, 193 p.
26. PERES, A. P.; Técnicas de fluidodinâmica computacional (CFD) aplicadas a escoamentos em ciclones. Campinas: Faculdade de Engenharia Química da Unicamp, 2002, 167 p. Tese (Doutorado).
27. PINO, J. C.; LAGE, P. L. C.; *Métodos numéricos em problemas de engenharia química*. Rio de Janeiro - R. J., E – Papers, 2001.
28. RAUTIAINEN, A.; STEWART, G.; POIKOLAINEN, V.; SARKOMAA, P.; An experimental study of vertical pneumatic conveying. *Powder Technology*. 104, 139-150, 1999.
29. ROSA, L. M.; Simulação de reações químicas e consumo de calor em risers. Campinas: Faculdade de Engenharia Química da Unicamp, 2002, 75 p. Tese (Mestrado).
30. SCHARLLERT, R.; LEVY, E.; Effect of a combination of two elbows on particle roping in pneumatic conveying. *Powder Technology*, 107, 226-233, 2000.
31. SHARMA, M. P.; CROWE, C. T.; A novel physico-computational model for quasi one-dimensional gas-particle flows. *Trans. ASME. J. Fluids Eng*, 100, 343 – 349, 1978.

32. TSUJI, Y.; MORIKAWA, Y.; SHIOMI, H.; “LDV measurements of an air-solid two-phase flow in a vertical pipe”, *J. Fluid Mech.*, 139, 417-434, 1984.
33. VERSTEEG, H. K. and MALALASEKERA, W. *An Introduction to Computational Fluid Dynamics – The Finite Volume Method*. Longman Group Ltda. Longman, England. 1995.
34. WASSEN, E.; FRANK, T.; Simulation of cluster formation in gas-solid flow induced by particle-particle collisions. *Internacional Journal of Multiphase Flow*, 27, 437 – 458, 2001.
35. YASUNA, J. A.; MOYER, H. R.; ELLIOTT, S.; SINCLAIR, J. L.; Quantitative prediction of gas-particle flow in a vertical pipe with particle-particle interactions. *Powder Technology*. 84, 23-34, 1995.
36. ZHANG, Y.; REESE, J. M.; Particle – gas turbulence interactions in a kinetic theory approach to granular flows. *International Journal of Multiphase Flow*, 27, 1945 – 1964, 2001.