



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
DOUTORADO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS



SECAGEM DE SÓLIDOS VIA CICLONES: MODELAGEM E SIMULAÇÃO

TESE DE DOUTORADO

Jossyl Amorim Ribeiro de Souza

Campina Grande – Paraíba
Agosto de 2012



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
DOUTORADO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS



SECAGEM DE SÓLIDOS VIA CICLONES: MODELAGEM E SIMULAÇÃO

Jossyl Amorim Ribeiro de Souza

Tese de Doutorado submetida e apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos da Universidade Federal de Campina Grande, Campus de Campina Grande, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Engenharia de Processos.

Área de Concentração: Processos térmicos e de separação

Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto
Orientador

Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima
Orientador

Campina Grande – Paraíba
Agosto de 2012

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

S729s Souza, Jossyl Amorim Ribeiro de.

Secagem de sólidos via ciclones: modelagem e simulação / Jossyl Amorim Ribeiro de Souza. – Campina Grande, 2012.
106 f. : il. color.

Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia.

Orientadores: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto e Prof. Dr. Antonio Gilson B. de Lima.

Referências.

1. Secagem. 2. Bagaço de Cana-de-açúcar. 3. Ciclone. 4. Simulação Numérica. 5. CFX. I. Título.

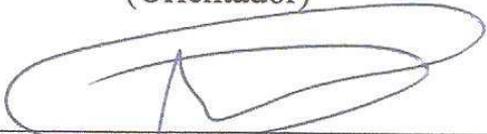
CDU 631.365 (043)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE
JOSSYL AMORIM RIBEIRO DE SOUZA, APRESENTADA AO PROGRAMA DE
PÓS – GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS DO CENTRO DE
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA
GRANDE

Tese de Doutorado **aprovada** no dia 31 de agosto de 2012.



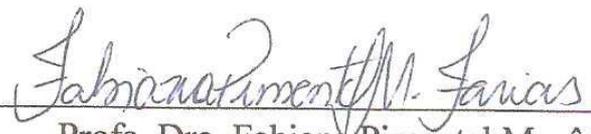
Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto
Unidade Acadêmica de Engenharia Química / UFCG
(Orientador)



Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima
Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica / UFCG
(Orientador)



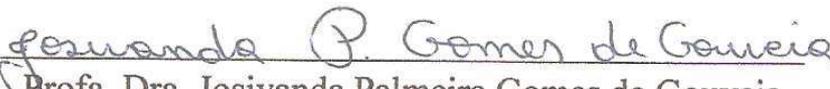
Prof. Dr. Geraldo Dantas Silvestre Filho
Departamento de Engenharia de Alimentos / UFPB
(Examinador Externo)



Profa. Dra. Fabiana Pimentel Macêdo Farias
Unidade Acadêmica de Tecnologia do Desenvolvimento / UFCG
(Examinadora Externa)



Profa. Dra. Maria Gorethe de Sousa Lima
Unidade Acadêmica de Engenharia Civil / UFC
(Examinadora Externa)



Profa. Dra. Josivanda Palmeira Gomes de Gouveia
Unidade Acadêmica de Engenharia Agrícola / UFCG
(Examinadora Interna)

Este exemplar corresponde à versão final da Tese de Doutorado em Engenharia de Processos defendida por **Jossyl Amorim Ribeiro de Souza** aprovada pela Banca Examinadora em 31 de agosto de 2012.



Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto
Orientador

À Gilka, minha esposa e aos
meus filhos, Priscila e Eurico.

Dedico.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por sempre estar ao meu lado e me dar forças e saúde.

Aos Professores Drs. Severino Rodrigues de Farias Neto e Antonio Gilson Barbosa de Lima, pela orientação, pelos ensinamentos acadêmicos valiosos, pela dedicação, pela amizade cultivada durante o doutorado e pela paciência.

À Gilka, à Priscila e ao Eurico, pela compreensão, carinho e incentivo.

Aos Professores do Doutorado Drs. Antonio Gilson (Matemática Aplicada à Engenharia de Processos), Flávio Honorato (Planejamento Experimental e Otimização de Processos), João Evangelista (Fenômenos de Transporte), Marcelo Grilo (Termodinâmica), Mário Eduardo (Secagem de Processos Agroindustriais), Severino Rodrigues (Fluidodinâmica Computacional), Wilton Pereira (O Visual Fortran na Solução de Problemas Numéricos, Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional I e II), pelos ensinamentos transmitidos.

A todos que fazem parte da Unidade Acadêmica de Física do Centro de Ciências e Tecnologia da Universidade Federal de Campina Grande - UAF/CCT/UFCG – pela minha liberação para a conclusão do meu doutorado (01.08.2011 a 31.07.2012), em especial aos Professores Drs. Cleverson Filgueiras, Danieverton Moretti e Eduardo Passos, por assumirem as minhas atividades didáticas durante este afastamento; aos Professores do Laboratório de Física Experimental Cleide Maria, Laerson Duarte, Wilton Pereira e ao Professor Francisco de Brito, pelo apoio.

Aos colegas de Doutorado, Aguinaldo Araújo, Cleide Maria, Clenilson Ferreira, Flávio César, Laerson Duarte, Luis Dantas, Morgana Fabíola, Valério Carlos, Vera Solange, Waldemir Soares, pelo convívio e companheirismo, em especial aos colegas de Laboratório (LPFI e LCTF) Acto Lima, Enivaldo Barbosa, Josedita Saraiva, Luis Marinho e Tony Herbert, pelo apoio no CFX.

Ao Hiuquem Monteiro, pelo apoio e pelas discussões finais.

Ao Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem (LPFI) da Unidade Acadêmica de Engenharia Química – UA EQ/UFCG - e ao Laboratório Computacional de Térmica e Fluido (LCTF) da Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica – UAEM/UFCG – pela infraestrutura.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, na pessoa do Professor Dr. Flávio Honorato (Coordenador), substituído pelo Professor Dr. Antonio Gilson, sempre prestativos e atenciosos.

À Universidade Federal de Campina Grande – UFCG – por proporcionar este curso de Pós-Graduação.

Enfim, a todos que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho, sintam-se também homenageados.

RESUMO

Nos últimos anos o ciclone vem sendo utilizado como uma tecnologia de secagem moderna. Neste sentido, nesta pesquisa propõe-se estudar numericamente a secagem do bagaço de cana-de-açúcar usando o ciclone como secador. Adotou-se os modelos Euleriano-Lagrangeano no regime permanente e o de turbulência das tensões de Reynolds (LRR) para a fase gás, e um modelo concentrado transiente de transferência de calor e massa para a fase particulada. Considerou-se a partícula com forma irregular e constituída de uma mistura binária formada por bagaço de cana-de-açúcar e água. A solução do modelo proposto foi obtida usando o software comercial Ansys CFX 12. Resultados do teor de umidade, temperatura, variações dimensionais e trajetória das partículas, e distribuição de velocidade, pressão e temperatura da fase gás no interior do ciclone são apresentadas e analisadas. Verificou-se que as componentes de velocidade axial e tangencial no interior do ciclone obtidos numericamente apresentaram boa concordância com dados experimentais disponibilizados na literatura e que as cinéticas de secagem, aquecimento, variações dimensionais e tempo de permanência das partículas (bagaço de cana-de-açúcar) são afetadas pela forma do perfil de velocidade de entrada da fase gasosa, pela velocidade de entrada das partículas e pelo sentido do fluxo de gás e partículas na entrada do duto de alimentação (horário e anti-horário).

Palavras-chave: Secagem, bagaço de cana-de-açúcar, ciclone, simulação numérica, CFX.

ABSTRACT

In recent years, cyclones have been used as a modern drying technology. In this sense, this research proposes a numerical study to describe drying of sugarcane bagasse, using the cyclone as dryer. To this end, it was adopted the Eulerian-Lagrangian model in steady state. The Reynolds stress model was adopted to describe turbulence of the gas phase, while the lumped model in transient state was adopted to describe heat and mass transfer of the particulate phase (sugarcane bagasse). Particles were considered with irregular shape, composed of a binary mixture (solid part and water). The solution of the proposed model was obtained using the commercial software Ansys CFX 12. Results obtained for moisture content, temperature, dimensional variation, and paths of particles, as well as velocity distribution, pressure, and temperature of the gas phase inside the cyclone are presented and analyzed. It has been found that the obtained components for axial and tangential velocity inside the cyclone are in good agreement with experimental data available in the literature, and that the drying kinetics, heating, dimensional variations, and residence time of particles are affected by the velocity profile of the gas phase, by the velocity of particles, and the direction of flow of gas and particles at the entrance of the feed duct (clockwise and counter-clockwise).

Keywords: Drying, sugarcane bagasse, cyclone, numerical simulation, CFX.

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS	i
LISTA DE FIGURAS	ii
NOMECLATURA	vii
LETRAS GREGAS	ix
CAPÍTULO 1	
INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 2	
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
2.1 Secagem: conceitos e fundamentos	5
2.2 Processos de migração de umidade	7
2.2.1 Teoria da difusão líquida	9
2.2.2 Teoria da capilaridade	10
2.2.3 Teoria da condensação – evaporação	11
2.2.4 Teoria de Krischer	11
2.2.5 Teoria de Luikov	12
2.2.6 Teoria de Philip e De Vries	12
2.2.7 Teoria de Fortes e Okos	12
2.3 Bagaço de cana-de-açúcar	13
2.3.1 Secagem do bagaço de cana-de-açúcar	13
2.3.2 Secadores de bagaço de cana-de-açúcar	14
2.4 Ciclones	16

2.4.1 Definição e geometria	16
2.4.2 Princípio de Funcionamento	17
2.4.3 Ciclone como secador	23
2.5 escoamento multifásico	27
2.5.1 Análise hidrodinâmica e modelagem matemática do escoamento multifásico	27
CAPÍTULO 3	
MATERIAIS E MÉTODOS	30
3.1 Descrição do problema	30
3.2 Malha numérica	32
3.3 Modelo matemático	34
3.3.1 Equações da fase gasosa	34
Equação da continuidade	34
Equação de momento linear	35
Modelo de turbulência	35
Equação de energia	37
Equação de transferência de massa	37
3.3.2 Equações de transporte de partículas	37
Transferência de calor por convecção	40
Transferência de calor latente associado à transferência de massa	41
3.3.3 Condições de contorno e inicial	44
3.3.3.1 Condições de contorno para a fase gasosa	44
Paredes do ciclone	44
Seção de entrada do duto de alimentação	44
Saídas do ciclone	47
3.3.3.2 Condições iniciais e de contorno para a fase sólida	47

CAPÍTULO 4	
RESULTADOS E DISCUSSÃO	49
4.1 A malha numérica	49
4.2 Análise fluidodinâmica do escoamento no ciclone	49
4.2.1 Influência da velocidade de entrada das partículas	63
4.2.2 Efeito da posição do duto de alimentação	70
4.3 Análise térmica do ciclone secador	75
4.3.1 Efeito da posição de entrada da partícula no duto de alimentação	92
CAPÍTULO 5	
CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	98
5.1 Conclusões	98
5.2 Etapas futuras	99
REFERÊNCIAS	100
APÊNDICE	106

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Dimensões de ciclones.....	20
Tabela 3.1: Constantes do perfil 1 (caso1).....	45
Tabela 3.2: Dados das condições de contorno na seção de entrada do duto de alimentação	46
Tabela 3.3: Dados iniciais das partículas e ar de secagem	47
Tabela 3.4: Dados físico-químicos do processo de secagem.....	48

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Esquema da cinética de aquecimento de um sólido no processo de secagem	7
Figura 2.2: Esquema de um secador rotativo.....	15
Figura 2.3: Esquema de um secador pneumático.....	15
Figura 2.4: (a) Representação de um ciclone clássico (b) e suas principais partes.....	17
Figura 2.5: Esquema do escoamento em um ciclone.	18
Figura 2.6: Representação das linhas de fluxo em ciclones.....	19
Figura 2.7: Dimensões características de um ciclone.....	20
Figura 2.8: Ciclone Secador.....	25
Figura 3.1: Ciclone utilizado por Corrêa (2003) no processo de secagem de bagaço de cana-de-açúcar.....	31
Figura 3.2: Representação do alimentador Venturi utilizado por Corrêa (2003) para introduzir o ar e o bagaço de cana-de-açúcar no interior do ciclone	31
Figura 3.3: Representação do ciclone usado no presente trabalho.....	32
Figura 3.4: Representação da blocagem do ciclone secador.....	33
Figura 3.5: Representação da malha numérica utilizada no presente trabalho.....	33
Figura 4.1: (a) Representação da malha do ciclone secador; (b) detalhe da parte superior do ciclone; (c) detalhe da seção de entrada do ciclone.....	50
Figura 4.2: Comparação entre os perfis de velocidade da mistura ar mais bagaço de cana-de-açúcar em função da posição z na seção de entrada do duto de alimentação do ciclone secador (casos 1, 2 e 3) e os dados experimentais de Corrêa (2003).....	51
Figura 4.3: Comparação entre os perfis de velocidade axial numérico e experimental obtidos do lado direito do ciclone, com entrada no sentido horário para os casos 1, 2 e 3 no sentido horário	52
Figura 4.4: Comparação entre os perfis de velocidade axial numérico e experimental, obtidos do lado esquerdo do ciclone, com entrada no sentido horário, para os casos 1, 2 e 3.....	53
Figura 4.5: Comparação entre os perfis de velocidade tangencial numérico e experimental, obtidos do lado direito do ciclone, com entrada no sentido horário, para os casos 1, 2 e 3	53
Figura 4.6: Comparação entre os perfis de velocidade axial numérico e experimental,	54

obtidos do lado esquerdo do ciclone, com entrada no sentido horário, para os casos 1, 2 e 3.....	
Figura 4.7: Representação das linhas de fluxo obtidas para diferentes perfis de velocidade de entrada: (a) caso 1; (b) caso 2; (c) caso 3.....	55
Figura 4.8: Representação das linhas de fluxo obtidas para diferentes perfis de velocidade de entrada: (a) perfil 2 (caso 11); (b) perfil 3 (caso 6).....	56
Figura 4.9: Representação dos perfis de velocidade (a) tangencial e (b) axial do lado direito e tangencial (d) e axial (e) do lado esquerdo tendo o perfil 2 de velocidade na seção de entrada do ciclone.....	57
Figura 4.10: Representação dos perfis de velocidade (a) tangencial e (b) axial do lado direito e tangencial (d) e axial (e) do lado esquerdo tendo o perfil 3 de velocidade na seção de entrada do ciclone.....	58
Figura 4.11: Campo vetorial de velocidade para o perfil 2 de velocidade de entrada no ciclone com valores da velocidade de (a) 7,33 m/s (caso 2) e (b) 17,23 m/s (caso 11).....	59
Figura 4.12: Campo vetorial de velocidade para o perfil 3 de velocidade de entrada no ciclone com valores da velocidade de (a) 8,42 m/s (caso 3) e (b) 20,0 m/s (caso 6).....	60
Figura 4.13: Campo de pressão sobre as paredes do ciclone secador utilizando o perfil de entrada 2 com valores da velocidade média de (a) 7,23 m/s e (b) 17,23 m/s.....	61
Figura 4.14: Campo de pressão sobre as paredes do ciclone secador utilizando o perfil 3 de velocidade de entrada, com valores da velocidade máxima de (a) 8,42 m/s e 20,0 m/s	61
Figura 4.15: Evolução das componentes de velocidade no duto de alimentação usando o perfil 2 como condição de entrada.....	62
Figura 4.16: Evolução das componentes de velocidade no duto de alimentação usando o perfil 3 como condição de entrada.....	62
Figura 4.17: Comparação dos perfis de velocidade da fase gasosa influenciada pela presença das partículas axial numérico e experimental do lado direito do ciclone para os casos 4, 5 e 6.....	64
Figura 4.18: Comparação dos perfis de velocidade da fase gasosa influenciada pela presença das partículas axial numérico e experimental do lado esquerdo do ciclone para os casos 4, 5 e 6.....	64
Figura 4.19: Comparação dos perfis de velocidade da fase gasosa influenciada pela presença das partículas tangencial numérico e experimental do lado direito do ciclone para os casos 4, 5 e 6.....	65
Figura 4.20: Comparação dos perfis de velocidade da fase gasosa influenciada pela presença das partículas tangencial numérico e experimental do lado esquerdo do ciclone para os casos 4, 5 e 6.....	65
Figura 4.21: Trajetórias de varias partículas no ciclone para as velocidades de entrada das	67

partículas de: (a) 16,0; (b) 18,0; (c) 20,0 m/s.....	
Figura 4.22: Tempo de permanência sobre a trajetória individual de uma partícula de 0,42 mm na posição na entrada do duto de alimentação do ciclone para velocidade de entrada do gás igual a 20,0 m/s e velocidades de entrada das partículas de: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 (caso 5) ; (c) 20,0 m/s (caso 6).....	68
Figura 4.23: Tempo de permanência sobre as trajetórias das partículas de 0,84 mm para a velocidade de entrada das partículas igual a 18,0 m/s e velocidade do gás 20,0 m/s (caso 5).....	69
Figura 4.24: Comparação dos perfis de velocidade axial numérico e experimental do lado direito do ciclone para os casos 8, 9 e 10 (16,0; 18,0 e 20,0 m/s, respectivamente) com entrada no sentido anti-horário.....	71
Figura 4.25: Comparação dos perfis de velocidade axial numérico e experimental do lado esquerdo do ciclone para os casos 8, 9 e 10 (16,0; 18,0 e 20,0 m/s, respectivamente) com entrada no sentido anti-horário.....	71
Figura 4.26: Comparação dos perfis de velocidade tangencial numérico e experimental do lado direito do ciclone para os casos 8, 9 e 10 (16,0; 18,0 e 20,0 m/s, respectivamente) com entrada no sentido anti-horário.....	72
Figura 4.27: Comparação dos perfis de velocidade tangencial numérico e experimental do lado esquerdo do ciclone para os casos 8, 9 e 10 (16,0; 18,0 e 20,0 m/s, respectivamente) com entrada no sentido anti-horário.....	72
Figura 4.28: Comparação dos perfis de velocidade axial no ciclone na posição 0,55 m da saída inferior para o caso 4 com duto de entrada nos sentidos horário e anti-horário.....	73
Figura 4.29: Comparação dos perfis de velocidade tangencial no ciclone na posição 0,55m da saída inferior para o caso 4 com duto de entrada nos sentidos horário e anti-horário.....	74
Figura 4.30: Comparação dos perfis de pressão no ciclone na posição 0,55 m da saída inferior para o caso 4 com duto de entrada nos sentidos horário e anti-horário.....	74
Figura 4.31: Campo de temperatura sobre as paredes do ciclone, com duto alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).....	76
Figura 4.32: Campo de temperatura sobre os planos longitudinais xz (a, b, c) e yz (d, e, f) no ciclone com duto de alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a,d) 16,0 m/s (caso 4); (b,e) 18,0 m/s (caso 5) e (c,f) 20,0 m/s (caso 6).....	77
Figura 4.33: Temperatura das partículas de 0,42 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).....	78
Figura 4.34: Diâmetro das partículas de 0,42 mm ao longo de sua trajetória no interior do	79

ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).....	
Figura 4.35: Teor de umidade b.u. das partículas de 0,42 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).....	80
Figura 4.36: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre a temperatura das partículas de 0,42 mm.....	83
Figura 4.37: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre o diâmetro das partículas de 0,42 mm.....	83
Figura 4.38: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre o teor de umidade b.s. das partículas de 0,42 mm.....	84
Figura 4.39: Temperatura das partículas de 0,84 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).....	85
Figura 4.40: Diâmetro das partículas de 0,84 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).....	86
Figura 4.41: Teor de umidade b.u. das partículas de 0,84 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).....	87
Figura 4.42: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre a temperatura das partículas de 0,84 mm.....	89
Figura 4.43: Influência da velocidade de entrada da partícula no ciclone sobre o teor de umidade b.s. das partículas de 0,84 mm.....	89
Figura 4.44: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre o diâmetro das partículas de 0,84 mm.....	90
Figura 4.45: Comportamento do diâmetro das partículas em função de sua temperatura para os diâmetros iniciais das partículas de bagaço de cana-de-açúcar (0,42 e 0,84 mm)..	91
Figura 4.46: Comportamento do teor de umidade b.s. das partículas em função de sua temperatura para os diâmetros iniciais das partículas de bagaço de cana-de-açúcar (0,42 e 0,84 mm).....	91
Figura 4.47: Comportamento do diâmetro das partículas em função do teor de umidade b.s. para os diâmetros iniciais das partículas de bagaço de cana-de-açúcar (0,42 e 0,84)	92
Figura 4.48: Trajetórias das partículas de 0,84 mm que entram pela seção de entrada do	93

duto de alimentação do ciclone em seis posições diferentes.....	
Figura 4.49: Comportamento do teor de umidade (b.s.) das partículas com diâmetros iguais a 0,42 mm; 0,84 mm; 2,75 mm e 6,35 mm, para o caso 5 ($u_p = 18,0m/s$ e $u_g = 20,0m/s$).	93
Figura 4.50: Influência da posição de entrada da partícula no ciclone na temperatura das partículas de 0,84 mm.....	94
Figura 4.51: Influência da posição de entrada da partícula no ciclone no diâmetro das partículas de 0,84 mm	95
Figura 4.52: Influência da posição de entrada das partículas no duto de alimentação do ciclone secador na temperatura das partículas de 0,84 mm.....	96
Figura 4.53: Influência da posição de entrada das partículas no duto de alimentação do ciclone secador no diâmetro das partículas de 0,84 mm.....	96
Figura 4.54: Influência da posição de entrada das partículas no duto de alimentação do ciclone secador no teor de umidade b.s. das partículas de 0,84 mm em seis posições diferentes.....	97
Figura A.1: Construção dos pontos: (a) menu do ICEM CFD 12.1 (b) janela com o comando <i>Create Point</i> (c) pontos criados para a construção da geometria do ciclone.....	107
Figura A.2: Construção das curvas: (a) menu ICEM CFD 12.1 (b) união das linhas aos pontos, por curvas.....	108
Figura A.3: Construção de arcos: (a) menu ICEM CFD 12.1 (b) união de três pontos formando arcos.....	108
Figura A.4: Construção das superfícies: (a) menu ICEM CFD 12.1 (b) superfícies geradas.....	109
Figura A.5: Construção da entrada tangencial: (a) menu ICEM CFD 12.1. (b) detalhes da entrada tangencial.....	110
Figura A.6: Criação das partes.....	111
Figura A.7: Criação do corpo material.....	112
Figura A.8: (a) Barra de menu para a criação da malha (b) definição dos parâmetros globais da malha (c) definição do tamanho dos elementos em cada parte da malha (d) janela do comando <i>Compute Mesh</i> do ICEM - CFD 12.1 para a geração da malha.....	114

NOMECLATURA

A	Constante	[-]
A_e	Área da seção transversal de uma partícula esférica	[m ²]
A_{ne}	Área da seção transversal de uma partícula não esférica	[m ²]
B	Constante	[-]
B_i	Número de Biot	[-]
C	Constante	[-]
C_D	Coefficiente de arraste	[-]
C_g	Calor específico do gás	[kJ/kg k]
C_P	Calor específico da partícula	[kJ/kg k]
C_1	Constante	[-]
C_2	Constante	[-]
C_3	Constante	[-]
D_A	Difusividade cinemática	[m ² s ⁻¹]
D_{ag}	Difusividade de vapor de água na fase gasosa	[m ² s ⁻¹]
D_m	Difusividade de massa	[m ² s ⁻¹]
d_p	Diâmetro da partícula	[m]
\vec{F}	Resultante das forças que atuam sobre as partículas	[N]
\vec{F}_D	Força de arraste	[N]
f_p	Fração de partículas	[-]
\hat{f}_s	Fator de área de seção transversal	[-]
\hat{f}_t	Fator de área superficial	[-]
h	Entalpia estática	[J kg ⁻¹]
h_c	Coefficiente de transferência térmica	[W/mK]
h_{fg}	Calor latente de vaporização	[kJ/kg]
h_{fgo}	Calor latente na temperatura de referência	[kJ/kg]
h_{tot}	Entalpia total	[J kg ⁻¹]
J_x	Fluxo capilar do líquido	[kg/m ² s]
k	Condutividade hidráulica	[m/s]
K_b	Coefficiente de condutividade do corpo	[-]

K_m	Coeficiente de transferência de massa	[-]
L_c	Comprimento característico	[m]
M	Teor de umidade	[kg/kg]
M_o	Teor de umidade inicial	[kg/kg]
m	Massa de água + massa seca	[kg]
m_a	Massa de água contida no produto	[kg]
m_p	Massa da partícula	[kg]
m_s	Massa seca	[kg]
\overline{M}_{bs}	Teor de umidade médio em base seca	[kg/kg]
\overline{M}_{bu}	Teor de umidade médio em base úmida	[kg/kg]
Nu	Número de Nusselt	[-]
P	Pressão	[N/m ²]
P_{atm}	Pressão atmosférica	[atm]
P_{ij}	Termo exato de produção	[-]
P_{Mg}	Peso molecular do gás	[kg/kg mol ⁻¹]
P_{Mv}	Peso molecular do vapor de água	[kg/kg mol ⁻¹]
P_r	Número de Prandtl	[-]
P_{VAP}	Pressão de vapor	[N/m ²]
Q_c	Transferência de calor convectivo	[-]
r_p	Vetor posição da partícula	[m]
Re_p	Número de Reynolds da partícula	[-]
S_e	Área superficial de uma partícula esférica	[m ²]
Sc	Número de Schimidt	[-]
Sh	Número de Sherwood	[-]
S_M	Termo fonte	[-]
S_{ne}	Área superficial de uma partícula esférica	[m ²]
t	Tempo	[s]
T	Temperatura	[K]
T_G	Temperatura do gás	[K]
T_p	Temperatura da partícula	[K]
T_{hfgo}	Temperatura de referência	[K]
u_{max}	Velocidade máxima	[m/s]
u_{perfil}	Perfil de velocidade	[-]

\vec{u}	Vetor velocidade	[m/s]
\vec{u}_p	Vetor velocidade da partícula	[m/s]
\bar{u}	Velocidade média	[m/s]
V	Volume	[m ³]
\vec{v}_r	Velocidade relativa partícula-gás	[m/s]
\times	Operador produto vetorial	[-]
x	Direção	[m]
X_e	Fração molar de equilíbrio	[-]
X_g	Fração molar do gás	[-]
Y	Fração mássica	[-]
y	Direção	[m]
z	Direção	[m]

LETRAS GREGAS

∂	Variação	
$\nabla \cdot$	Divergente	
∇	Gradiente	
Ψ	Potencial de capilaridade	[-]
ρ	Densidade	[kg/m ³]
μ	Viscosidade da fase contínua	[Pa.s]
Ω	Velocidade angular da partícula	[rad/s]
μ_{ef}	Viscosidade efetiva	[Pa.s]
μ_T	Viscosidade turbulenta	[Pa.s]
ϕ_{ij}	Correlação tensão-pressão	[-]
ε	Taxa de dissipação de energia turbulenta	[m ² s ³]
δ	Função delta de Kronecker	
τ	Tensor de cisalhamento	[kg m ⁻¹ s ⁻²]
λ	Condutividade térmica do fluido	[W K ⁻¹ m ⁻¹]

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Desde a antiguidade os homens já aplicavam a secagem para preservar os alimentos sem nenhum conhecimento dos fenômenos envolvidos, como, por exemplo, cereais, peixes e carnes pela, ação dos ventos e do sol. Com o passar dos anos, por meio de observações e experiências adquiridas, eles conseguiram melhores resultados, tanto no processo de secagem quanto no de armazenamento de alimentos. Assim, a secagem passou a ser uma preocupação constante, tanto de pesquisadores como de engenheiros, visando obter novas tecnologias e otimizar as já existentes com o intuito de melhorar a qualidade do produto final, reduzir os custos operacionais e atender a grande demanda de produtos acabados com o crescente aumento da população mundial. Logo, surgiram diversos tipos de secadores artificiais (contínuos ou de bateladas), como os secadores de fluxo cruzado, co-corrente ou contra-corrente de acordo com o produto a ser seco, a capacidade de secagem, sua finalidade quanto ao produto final, entre outros. Tem sido reportado na literatura vários trabalhos relacionados à secagem de produtos biológicos utilizando-se diversos tipos de secadores, a exemplo de Barbosa (1992), Queiroz e Nebra (2001), Gouveia *et al.* (2002), Lima *et al* (2002), Carmo e Lima (2005), Pirozzi (2005), Correa *et al.* (2007), Corrêa *et al.* (2007), Mariani *et al.* (2008), Silva *et al.* (2009), Silva *et al.* (2011).

Um dispositivo, em especial, tem sido destacado nos últimos anos em virtude de seu baixo custo operacional, manutenção simples, por não possuir partes móveis e por poder ser usado em altas temperaturas e pressões. Trata-se do ciclone, usado como secador. Dentre as aplicações deste tipo de secador, pode-se destacar a secagem de produtos biológicos, (bagaço de cana-de-açúcar, borra de café, resíduos de laranja ou batatas) estudados por Nebra (1985), Silva (1991), Gonçalves (1996), Dibb (1997), Corrêa *et al.* (2002), Akpinar *et al.* (2003), Corrêa (2003), Arnao *et al.* (2004), Corrêa (2004), Farias (2006), Oliveira (2010), Oliveira *et al.* (2010). O ciclone é um equipamento de simples construção e manutenção, baixo custo operacional em relação a outros dispositivos de secagem, ausência de partes móveis e podem operar a altas pressões (100 bar) e altas temperaturas (por exemplo, a 1300 K). Os ciclones apresentam um comportamento fluidodinâmico complexo, apresentando, ao mesmo tempo, zonas de recirculação, reversão de fluxo, alta preservação de vórtices, grande perda de carga, entre outras. Porém, apesar de sua crescente utilização na indústria de secagem, apresentam algumas desvantagens: baixa eficiência para partículas com dimensões menores que 5 μm e alta queda de pressão. Daí a necessidade de se estudar e avaliar este dispositivo, visando reduzir custos operacionais e melhorar o seu desempenho, oferecendo, assim, mais uma alternativa como equipamento de secagem de produto biológico como, por exemplo, o bagaço de cana-de-açúcar.

O bagaço de cana-de-açúcar é um dos subprodutos da indústria sucroalcooleira, considerado como a maior produção de resíduos da agroindústria brasileira, obtido por meio do processamento da cana-de-açúcar. Por possuir um elevado poder calorífico inferior (PCI), 7563 KJ/Kg de bagaço de cana-de-açúcar, com 50 % de umidade em bulbo úmido após a extração do caldo, esse insumo vem sendo utilizado para a produção de energia. Muitas usinas de açúcar e álcool têm hoje a sua própria geração de energia, não necessitando de outro tipo de combustível, senão o bagaço da cana-de-açúcar. Em alguns casos sobra energia elétrica sendo, então, este excedente vendido. Vale ressaltar que a produção, a custos reduzidos, desta energia, reduz impactos ambientais e disponibiliza uma energia limpa e renovável. Dentre as diversas utilidades deste resíduo, destacam-se também a fabricação de fibrocimento, ração animal, fertilizante e fabricação de papelão (Nebra, 1985; Audinet 1994; Corrêa *et al.*, 2002; Farias, 2006; Fernandes e Miguel, 2011).

Além desse aspecto, deve-se considerar o fato de que a secagem de produtos biológicos envolve sistemas multifásicos e/ou multicomponentes e processos de transferência de massa e de calor e cinética de secagem, o que dificulta ainda mais o estudo do comportamento em ciclones, tendo em vista estes equipamentos apresentarem um comportamento fluidodinâmico complexo, apresentando, ao mesmo tempo, fenômenos como zonas de recirculação, reversão de fluxo, alta preservação de vorticidade, entre outros.

Associado a este fato, poucos são os trabalhos que se propuseram a avaliar o ciclone como equipamento de secagem, a exemplo de Nebra (1985), Corrêa (2003), Farias (2006). Corrêa (2003) estudou teoricamente e experimentalmente a secagem do bagaço de cana-de-açúcar empregando dois equipamentos: uma câmara ciclônica e outro ciclone como secador. Mais tarde, Farias (2006) aprofundou os estudos do ciclone secador usado por Corrêa (2003) avaliando numericamente a influência da forma do duto de alimentação e do diâmetro da saída inferior do ciclone. Farias (2006) adotou o modelo Euleriano-Lagrangeano para o escoamento bifásico gás-partícula e o modelo concentrado para a secagem do bagaço de cana-de-açúcar, assumindo que a partícula era constituída apenas de água.

Neste sentido, o presente trabalho tem como proposta realizar um estudo teórico da secagem do bagaço de cana-de-açúcar usando um ciclone como secador, considerando a partícula como sendo uma mistura binária bagaço de cana-de-açúcar e água (sólido-líquido).

Para se atingir estes objetivos foram definidas as seguintes metas:

- Apresentar um modelo matemático para predizer a transferência de calor e massa e o escoamento do sistema bifásico (fluido-partícula) no interior do ciclone;
- Analisar a influência do sentido do duto de alimentação do ciclone no transporte de calor e massa no processo de secagem da cana-de-açúcar;
- Avaliar a distribuição de velocidade, pressão, e temperatura das fases contínua (gás) e dispersa (bagaço de cana-de-açúcar) no processo de secagem;

- Influência da velocidade de entrada sobre os perfis de velocidade no interior do ciclone e sobre as trajetórias e tempo de permanência das partículas;
- Efeito da posição de entrada das partículas no duto de alimentação sobre o tempo de permanência das partículas, trajetória das partículas, teor de umidade, temperatura e diâmetro;
- Efeito da posição do duto de alimentação sobre os perfis de velocidade e tempo de permanência das partículas no interior do ciclone;
- Análise térmica do ciclone secador: campos de temperatura sobre as paredes do ciclone e sobre os planos xz e yz, temperatura das partículas e teor de umidade das partículas.
- Comparar os resultados da simulação com os dados experimentais disponibilizado na literatura.

CAPITULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Secagem: conceitos e fundamentos

Secagem corresponde à remoção, voluntária ou não, total ou parcial, de uma fase líquida ou gasosa de qualquer material, envolvendo exclusivamente a transferência de calor e massa (Villar, 1999; Farias, 2002; Carmo, 2004; Fioreze, 2004; Farias, 2006). Ao mesmo tempo, além de ser uma operação unitária frequentemente utilizada, a secagem tem, em relação ao consumo de energia, um custo bastante elevado. Desta forma, vários trabalhos tem sido realizados no sentido de otimizar este processo (Silva, 1991).

A quantidade relativa de umidade em sólidos recebe a denominação de teor de umidade. O teor de umidade de um corpo pode ser definido através de duas maneiras: teor de umidade em base úmida e teor de umidade em base seca.

O teor de umidade em base úmida M_{bu} é a relação entre a massa de água contida no sólido e a sua massa total em qualquer tempo, durante o processo de secagem,

$$M_{bu} = \frac{m_a}{m} \quad (2.1)$$

onde, m_a corresponde a massa de água contida no produto e m é a massa de água (m_a) mais a massa seca (m_s).

O teor de umidade em base seca M_{bs} , é a relação entre a massa de água contida no produto e a sua massa seca.

$$M_{bs} = \frac{m_a}{m_s} \quad (2.2)$$

Durante o processo de secagem, os materiais sólidos podem possuir ou atingir diversos teores de umidade: teor de umidade inicial, teor de umidade crítico e o teor de umidade de equilíbrio, esquematizados na Figura 2.1 (Farias, 2002; Carmo, 2004; Oliveira, 2006).

O teor de umidade inicial M_0 é o valor da umidade do material no início do processo de secagem ocorrendo o aumento da temperatura e da pressão de vapor de água. Pelo fato deste período ter curta duração em relação ao tempo total de secagem, é chamado de período de acomodação. Nesta etapa, a taxa de secagem é crescente na qual o calor transferido pelo ar de secagem aquece o corpo e vaporiza a água que o envolve. Este processo continua enquanto houver umidade superficial até o ponto em que ocorre a equivalência entre a transferência de calor e massa, isto é, o período de taxa constante. Nesta fase, a temperatura do sólido é constante e a temperatura é a temperatura de bulbo úmido do ar. Quando o corpo atinge um teor de umidade no qual a temperatura começa a se elevar, tem-se o teor de umidade crítico, indicando o fim do período de taxa constante e o começo do período de taxa decrescente. Nesta etapa, a taxa de secagem, a transferência de calor e massa diminuem e a temperatura do sólido aumenta, chegando à

temperatura do ar de secagem. Nesta fase a temperatura do corpo é a temperatura de bulbo seco. Esta etapa termina quando o corpo atinge o teor de umidade de equilíbrio, quando a taxa de secagem chega a valores próximos de zero, encerrando assim esse processo. Durante o processo de secagem é possível não ocorrer todas as etapas de secagem. Como exemplo, na secagem da maioria dos processos agrícolas a secagem só ocorre em uma fase, na qual todas as taxas são decrescentes. Isto acontece porque cada tipo de produto possui composição concernente à sua cinética de secagem (Heumann Jr., 1983; Farias, 2006; Silva, 2010).

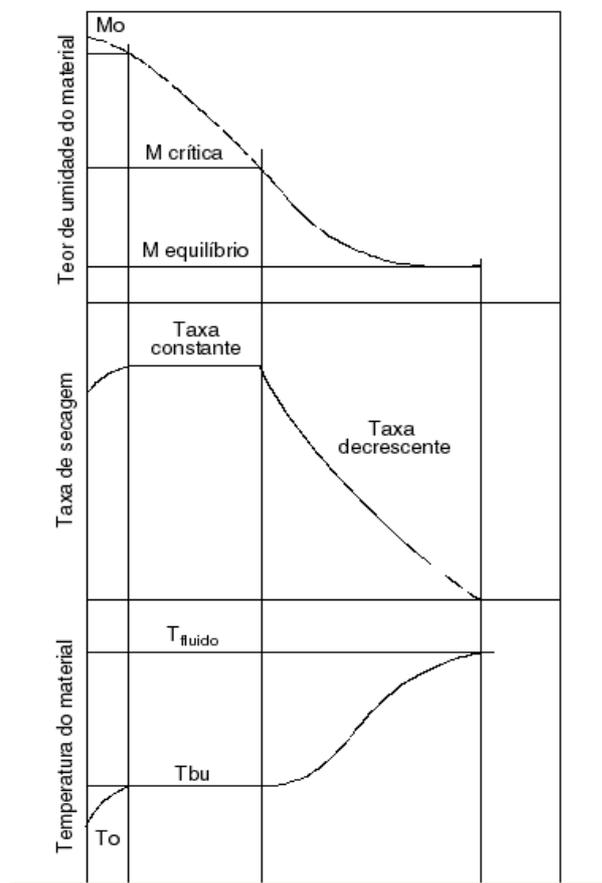


Figura 2.1: Esquema da cinética de aquecimento de um sólido no processo de secagem.
Fonte: Farias (2002)

2.2 Processos de migração de umidade

O tratamento teórico da secagem de sólidos depende do mecanismo de transporte de umidade no interior do sólido. Alguns autores, a exemplo de Steffe e

Singh (1980) consideram o transporte de umidade como sendo uma combinação dos movimentos de umidade por difusão do líquido e de vapor. Brooker *et. al.* (1992) consideram apenas os movimentos de difusão líquida. No entanto, vários trabalhos relatam que além destes mecanismos de transporte destacam-se, ainda, os transportes por efusão, transporte de vapor por termo-difusão, transporte de líquido por forças capilares, pressão osmótica, por gravidade e por difusão superficial (Fortes e Okos, 1980; Strumillo e Kudra, 1986; Farias, 2002; Nascimento, 2002; Brooker *et al.*, 1992; Lima, 1995).

Durante o processo de secagem de um produto ocorre, simultaneamente, a transferência de calor (necessária para a remoção do líquido) e massa no interior do sólido e na superfície sob a forma de vapor entre o sólido e o agente de secagem. Este mecanismo é importante, visto que indica a dificuldade com que ocorre o processo de secagem do produto (Carmo, 2004; Farias, 2006).

De acordo com Lima (1999), existem vários modelos que descrevem a perda de umidade no processo de secagem de um produto:

- modelos empíricos e semi-empíricos;
- modelos difusivos;
- modelos baseados na Termodinâmica dos processos irreversíveis.

Os modelos empíricos e semi-empíricos, geralmente são utilizados para descrever a secagem de uma partícula ou de uma camada delgada de partículas. Os modelos empíricos são baseados em uma correlação direta entre o teor de umidade e o tempo de secagem e os semi-empíricos são baseados na Lei do Resfriamento de Newton.

Os modelos difusivos são baseados na difusão de líquido e/ou vapor dentro do produto. Nestes modelos, as taxas de transferência de calor e massa, são descritos como

sendo função da posição do produto e do tempo de secagem, considerando também as resistências aos fluxos de calor e massa externa e interna.

Nos modelos baseados na Termodinâmica dos processos irreversíveis é assumido a existência de um equilíbrio termodinâmico local no interior do produto.

Diversas teorias, disponíveis na literatura, são propostas para a transferência de calor e massa em sólidos porosos e capilares porosos, das quais destacamos:

- Teoria da difusão líquida;
- Teoria de Fortes e Okos;
- Teoria de Luikov;
- Teoria da capilaridade;
- Teoria da condensação-vaporização.

2.2.1 Teoria da difusão líquida

A teoria da difusão líquida baseia-se na Lei de Fick, onde é estabelecido que o fluxo de umidade no interior do sólido é gerado por um gradiente de concentração, ou seja:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \nabla \cdot (D_m \nabla M) \quad (2.3)$$

onde, M corresponde ao teor de umidade em um instante t; D_m a difusividade de massa e t o tempo. O termo entre parêntesis define a taxa de difusão de água por unidade de área, ou seja, fluxo de água em relação a um determinado referencial (Silva, 2007).

A difusão de água líquida em baixas temperaturas é considerada por vários autores como sendo o principal mecanismo de secagem de sólidos (Farias, 2002).

Dentre os mecanismos físicos para descrever a transferência de umidade no interior dos sólidos, destacam-se (Brooker et al., 2002):

- i) movimento líquido devido a gradientes de concentração de umidade (difusão líquida);
- ii) movimento líquido devido a pressão osmótica;
- iii) movimento de vapor devido a gradientes de concentração e de temperatura (difusão de vapor);
- iv) movimento de vapor devido a gradientes de temperaturas (difusão térmica);
- v) movimento de líquido devido a capilaridade;
- vi) movimento de líquido devido a gravidade.

Segundo Alonso (2001) e Park *et al.* (2007), os mecanismos mais importantes de migração de umidade são:

- i) difusão líquida, devido à existência do gradiente de concentração;
- ii) difusão de vapor, que ocorre devido ao gradiente de pressão de vapor causado pelo gradiente de temperatura;
- iii) escoamento de líquido e de vapor, que ocorrem devido à diferença de pressão externa, de concentração, capilaridade e alta temperatura.

2.2.2 Teoria da capilaridade

Fisicamente, capilaridade é a propriedade que possui os fluidos de subir ou descer tubos finos. Quando um líquido entra em contato com uma superfície sólida, esse vai estar sujeito à duas forças: a força de adesão e a força de coesão. A força de adesão é a atração entre as moléculas diferentes, ou seja, a força entre as moléculas do líquido e as moléculas do tubo sólido. A força de coesão é a atração intermolecular entre moléculas semelhantes, atua no sentido de manter o líquido em sua forma original. A tendência do líquido de subir pelo capilar é resultante da diferença de pressão gerada pela interface curva entre a fase líquida e a fase gasosa. Esta diferença de pressão ou

potencial capilar é proporcional ao gradiente de concentração da umidade, em condições isotérmicas (Farias, 2002). Todavia, segundo Fortes e Okos (1980), na secagem de sólidos particulados o fluxo de água é determinado pelas forças capilares, independentes da concentração da água.

Matematicamente, o escoamento capilar do líquido é representado por:

$$J_x = -K \frac{\partial \psi}{\partial x} \quad (2.4)$$

onde, J_x corresponde ao fluxo capilar do líquido [$\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$]; K a condutividade hidráulica [m/s]; ψ o potencial de capilaridade [kg/m^3] e x a direção do fluxo de umidade.

2.2.3 Teoria da condensação-evaporação

A teoria da condensação-evaporação considera que a migração de umidade ocorre apenas na fase vapor (Fortes e Okos, 1980; Farias, 2002). As equações governantes dessa teoria são derivadas dos balanços de massa e energia. Para o balanço de massa, admite-se que o movimento é de vapor através do sólido e para o balanço de energia considera-se o fluxo de calor através da condução mais o calor envolvido na adsorção e/ou absorção de umidade pelo produto.

2.2.4 Teoria de Krischer

Em sua teoria, Krischer assume que, durante o processo de secagem a umidade pode migrar no estado líquido por capilaridade, e no estado de vapor, por um gradiente de concentração de vapor. Nesta teoria a transferência de calor e massa ocorre simultaneamente (Carneiro, 1995; Farias, 2002; Carmo, 2004).

2.2.5 Teoria de Luikov

Segundo a literatura, Luikov foi o pioneiro, em 1934, a estudar o fenômeno de difusão térmica de umidade, estabelecendo que o gradiente de temperatura e o gradiente de pressão são também forças-motrizas para a transferência de umidade nos sólidos (Farias, 2002; Arnost Jr. *et al.*, 1999; Carneiro, 1995; Silva 1991).

Para o desenvolvimento de sua teoria, Luikov utilizou os princípios da termodinâmica irreversível. Nesta teoria todos os tipos de transferência são chamados de difusão e considera o aquecimento interno e a transferência de massa em um corpo poroso capilar. As equações que expressam estes mecanismos são similares à lei de Fick e induz que o transporte das moléculas de vapor de água, ar e líquido acontecem simultaneamente (Silva, 2010).

2.2.6 Teoria de Philip e De Vries

Na teoria de Philip e De Vries é estabelecida uma transferência de água em meios porosos onde essa transferência é influenciada pelo gradiente de temperatura. Também é assumido que a água se move por difusão de vapor e capilaridade (Farias, 2002; Carneiro, 1995).

2.2.7 Teoria de Fortes e Okos

De acordo com Fortes e Okos (1980), a diferença principal entre a sua teoria e as anteriores é que a força-motriz para a transferência isotérmica, tanto do líquido quanto do vapor, é um gradiente do teor de umidade de equilíbrio e não do teor de umidade. Esta força motriz para a transferência de líquido e vapor é o gradiente de potencial químico, que é função da temperatura, da umidade relativa e do teor de umidade de equilíbrio. Segundo esta teoria, não é considerado o fenômeno de encolhimento e pressão total (Farias, 2002; Lima, 1999; Oliveira, 2006).

2.3 Bagaço de cana-de-açúcar

O bagaço da cana de açúcar, resíduo fibroso, é um subproduto da indústria sucroalcooleira, considerado o maior resíduo da agroindústria brasileira, obtido através do processamento da cana de açúcar, geralmente com um teor de umidade de, aproximadamente, 50% (Mbu), após a extração do caldo da cana-de-açúcar.

Basicamente, este produto é constituído por fibras moídas: 46% de fibras, 50% de água e 4% de sólido dissolvido. Por muito tempo, tratado apenas como resíduo, atualmente, o bagaço de cana vem sendo muito utilizado para produção de energia por meio da co-geração, tornando as usinas de açúcar e álcool energeticamente autossustentáveis. Vale aqui dizer que, de uma tonelada de cana de açúcar pode-se obter, aproximadamente, 300 kg de bagaço com 50% de umidade (bu) contendo um potencial de gerar 70 kW/h, energia esta, muito mais que suficiente para o autoconsumo de uma usina (Nebra, 1985; Corrêa *et al.*, 2002; Farias, 2006).

Além de ser um insumo de grande potencial energético com poder calorífico inferior PCI igual a 7563 kJ/kg de bagaço, com 50% de umidade (bu), o bagaço da cana-de-açúcar também pode ser aproveitado como ração animal, adubo, matéria-prima para papel e celulose, entre outros.

2.3.1 Secagem do bagaço de cana-de-açúcar

De acordo com a literatura, o pioneiro em estudos de secagem de bagaço de cana de açúcar foi o professor E. W. Kerr, em 1910, utilizando um secador feito em aço com seção transversal 1,2m x 1,8m e altura 6,0m, citado por Corrêa (2003).

No período 1910-1970, têm-se pouco registro de trabalhos sobre a secagem do bagaço de cana-de-açúcar e/ou sobre a sua utilização como insumo energético. A partir da década de 70, aumenta então o interesse pela secagem desse produto. Isto se deve a crise energética ocorrida nesta década em virtude da diminuição da produção mundial de petróleo e conseqüente aumento do preço deste combustível fóssil, denominada “Primeiro (1973) e Segundo (1979) Choques do Petróleo”.

Dentre as vantagens da secagem do bagaço de cana-de-açúcar, pode-se destacar: aumento da temperatura das fornalhas, aumento do poder calorífico inferior (PCI), facilidade na estocagem, diminuição de emissão de cinzas para o meio ambiente, entre outras.

2.3.2 Secadores de bagaço de cana-de-açúcar

A secagem artificial emprega alguns recursos para acelerar o processo. Para isso, deve-se escolher um secador adequado que se integre ao processo como um todo. Na escolha, devem-se comparar as vantagens e as desvantagens dentre as várias alternativas disponíveis levando em consideração a viabilidade técnica e econômica. Diversos tipos de secadores artificiais foram desenvolvidos ao longo dos anos, dentre os quais podemos citar: secadores de bandeja, secador tipo coluna, leito fluidizado, secador de correia, secador pneumático, atomizador (Spray-Dryer), ciclones, entre outros. Esses secadores, normalmente denominados de secadores convectivos, têm seu aproveitamento energético fortemente influenciado pela temperatura e pela velocidade do ar de secagem.

Os equipamentos de secagem do bagaço de cana-de-açúcar mais utilizados são os secadores rotativos e os pneumáticos (Correa, 2003; Nebra, 1985) esquematizados nas Figuras 2.2 e 2.3. Os secadores rotativos têm o seu funcionamento por meio de um tambor rotativo com um eixo horizontal; dentro deste, estão montadas várias pás que favorecem a troca térmica entre os gases quentes e o material a ser submetido à secagem. Vale destacar que para estes tipos de secadores, o produto a ser seco deve ser particulado e resistente ao choque entre as partículas ou com as paredes destes secadores.

Nos secadores pneumáticos, o produto a ser desidratado é introduzido em um sistema de transporte por tubulações onde o próprio ar de secagem, à medida que transporta o produto, vai evaporando a água nele contida; o fluxo de ar é ajustado de maneira a classificar as partículas (as menores e mais leves, que secam mais rápido são transportadas pelo ar de secagem até a saída, enquanto as maiores e mais úmidas permanecem por mais tempo em suspensão). A descarga dos sólidos é feita através de

uma saída do equipamento e o fluxo de ar, que ainda contém partículas sólidas, vai para um ciclone para a separação final. Como vantagem, estes secadores apresentam um tempo de permanência das partículas maior e com uma menor perda de carga.

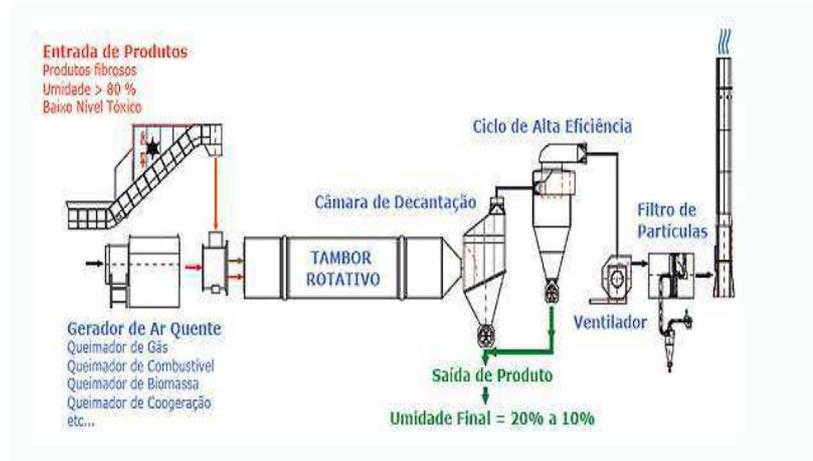


Figura 2.2: Esquema de um secador rotativo. Fonte: www.lippel.com.br/secadores-rotativos.html, Secadores rotativos de biomassa.

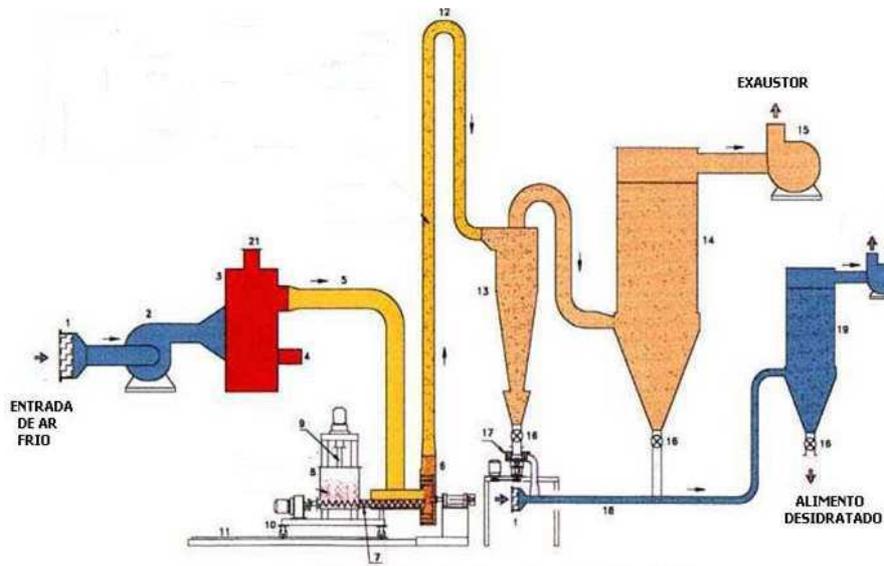


Figura 2.3: Esquema de um secador pneumático. Fonte: bragante.br.tripol.com/desidratação.html, Desidratação dos alimentos (1: filtro de ar; 2: secador; 3: aquecimento indireto co-geração de ar quente; 4: bico de aquecimento; 5: condutor de ar aquecido; 6: moinho desintegrador; 7: rosca de alimentação; 8: tanque de produto; 10: transportador; 12: tubo condutor; 13: ciclone de separação e recuperação; 14: filtro, 16: válvula rotativa; 17: desintegrador secundário; 18: transportador pneumático tubular; 19- ciclone filtrante; 20: ventilador; 21: exaustão dos gases).

2.4 Ciclones

2.4.1 Definição e geometria

Os ciclones ou separadores ciclônicos são equipamentos utilizados na indústria para extrair partículas sólidas em suspensão em um escoamento gasoso. As suas principais vantagens são a simplicidade de construção e manutenção, baixo custo operacional, ausência de partes móveis e possibilidade de uso a pressões e temperaturas elevadas, variando de 0,01 bar a 100 bar e temperatura acima de 1300 K (Gomide, 1980; Meier, 1998; Salcedo e Pinho, 2003; Corrêa, 2003; Noriler et al., 2004; Simões, 2005). Como desvantagens, possui baixa eficiência para partículas com dimensões menores que $5 \mu\text{m}$ (isto deve-se ao fato das partículas, com estas dimensões, terem pequenas densidades, sendo, portanto, arrastadas para o duto de overflow) e alta queda de pressão, o que acarreta em um aumento de energia, quando comparado com outros equipamentos que exercem a mesma função (Heumann Jr., 1983; Silva, 1991).

Os ciclones foram patenteados no final do século XVIII mas, a sua utilização industrial só teve início após a 2^a Guerra Mundial nas indústrias de extração e processamento de minérios. Desde então, são também utilizados de maneira diversificada nas indústrias química, metalúrgica, têxtil, petroquímica, de alimento, de bioengenharia, dentre outras (Silva, 1989).

O ciclone clássico, Figura 2.4, consiste, basicamente, de uma seção cônica ligada a um corpo cilíndrico, o qual possui um duto de alimentação ajustado para se ter uma entrada tangencial da mistura. Ele é fechado com uma tampa dotada de um tubo axial para a saída de uma corrente superior, (overflow) e ao final da seção cônica tem uma abertura circular para a descarga de corrente inferior (underflow).

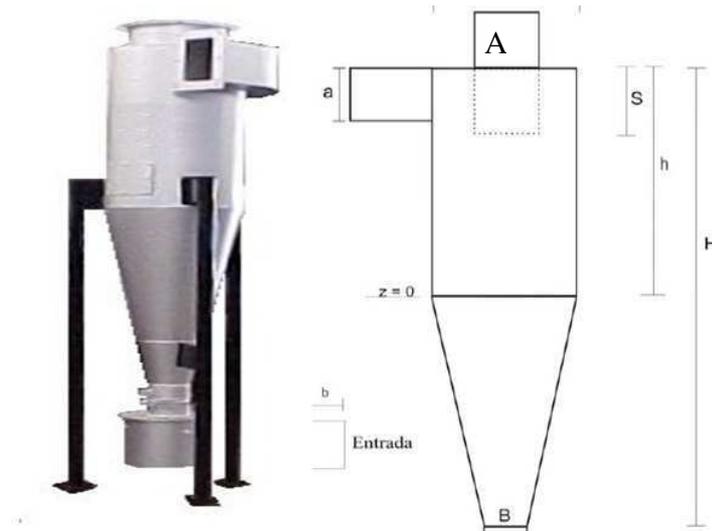


Figura 2.4: (a) Representação de um ciclone clássico (b) e suas principais partes.
Fonte: Silva (2006).

2.4.2 Princípio de funcionamento

Apesar de sua simplicidade, os ciclones apresentam um comportamento fluidodinâmico complexo, apresentando, simultaneamente, fenômenos como reversão de fluxo, zonas de recirculação, alta preservação de vorticidade, entre outros.

O mecanismo básico de um ciclone consiste em uma corrente gasosa carregada de partículas que entra pela parte superior da seção cilíndrica, tangencialmente, onde se inicia o movimento de vórtice (Dibb e Silva, 1997). O campo de velocidade do gás dentro de um ciclone é constituído por linhas de fluxo em forma de espirais descendentes próximo à parede e ascendente no interior do mesmo. A componente tangencial de velocidade é a dominante, cuja ordem de grandeza é igual à da velocidade do gás na entrada do equipamento; a componente vertical tem ordem de grandeza, aproximadamente 1/10 da tangencial e a componente radial, 1/100 da componente tangencial (Corrêa, 2003). Na Figura 2.5 está ilustrado um esquema do escoamento.

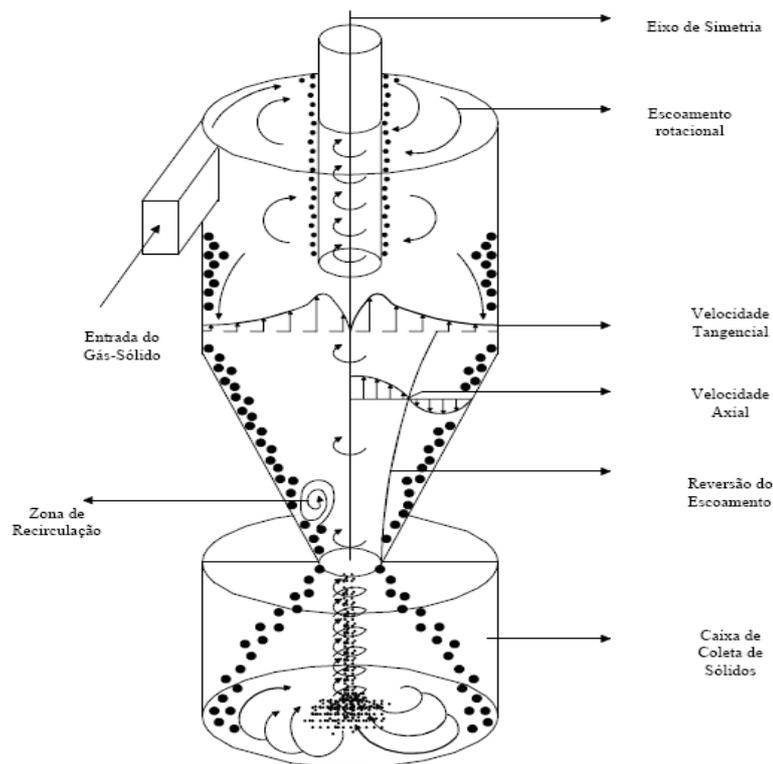


Figura 2.5: Esquema do escoamento em um ciclone. Fonte: Ogawa citado por Corrêa (2003).

Durante o movimento das partículas, estas estão submetidas a várias forças: da gravidade, de empuxo e de arraste do fluido. Neste movimento, a força-peso é da ordem de grandeza 1000 (mil) vezes maior que a força de empuxo, o que torna esta última desprezível (Corrêa, 2003). A força de arraste da fase gasosa depende do diâmetro da partícula, da viscosidade do gás, da densidade do meio, da velocidade da partícula e do coeficiente de arraste e é diretamente proporcional à diferença vetorial da velocidade do gás e da partícula (velocidade relativa), variando ponto a ponto. Após atingirem a parede, mais duas forças agem na partícula: o atrito partícula-parede e a reação da parede. Na região central deste equipamento, o gás muda de uma espiral descendente para uma espiral ascendente pelo tubo central (duto de overflow) no qual os gases saem para a atmosfera conforme a Figura 2.6.

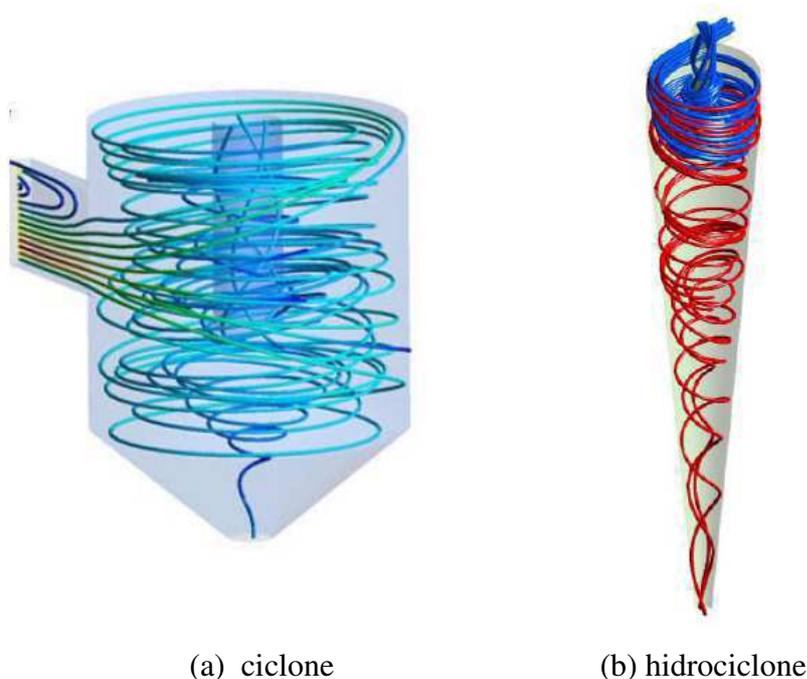


Figura 2.6: Representação das linhas de fluxo em ciclone (a) e hidrociclone (b). Fonte: Farias (2006) e Buriti (2009).

As concentrações das correntes “underflow” e “overflow” dependem de vários fatores: do diâmetro do duto de saída inferior “underflow”, da queda de pressão do equipamento e, principalmente, do tipo de família do ciclone (Svarovsky, 2000; Hsieh e Rajamani, 1991).

Os ciclones possuem como característica principal a relação entre as suas medidas geométricas, associadas com o diâmetro do corpo cilíndrico. Esta proporcionalidade existente entre as dimensões geométricas é muito importante no processo de separação, pois está diretamente relacionada com a capacidade de separação destes equipamentos (Cruz, 2008).

De acordo com a literatura, existem várias configurações de ciclones com o objetivo de aumento de eficiência ou diminuição de queda de pressão. Dentre as diversas configurações ou famílias de ciclones as mais conhecidas são a de Lapple (1950) e a de Stairmand (1949). A Tabela 2.1 e a Figura 2.7 mostram estas configurações.

Tabela 2.1: Dimensões de ciclones. Fonte: Cooper e Alley citado por Corrêa (2003)

Razão	Ciclone	
Dimensão/Diâmetro da parte cilíndrica	Stairmand	Lapple
a/D	0,500	0,500
b/D	0,200	0,250
D_e/D	0,500	0,500
S/D	0,500	0,625
h/D	1,500	2,000
H/D	4,000	4,000
B/D	0,375	0,250

Nos últimos anos pesquisadores e engenheiros vêm estudando ciclones (e hidrociclones) tanto como separadores quanto secadores, com o intuito de melhorar a performance destes equipamentos através de métodos experimentais e/ou utilizando técnicas de Fluidodinâmica Computacional CFD.

A seguir, serão discutidos alguns trabalhos na área de ciclones (que, com certeza, não compreende todos os trabalhos desenvolvidos nesta área), mas representa uma amostragem dos estudos experimentais e de simulação nestes equipamentos.

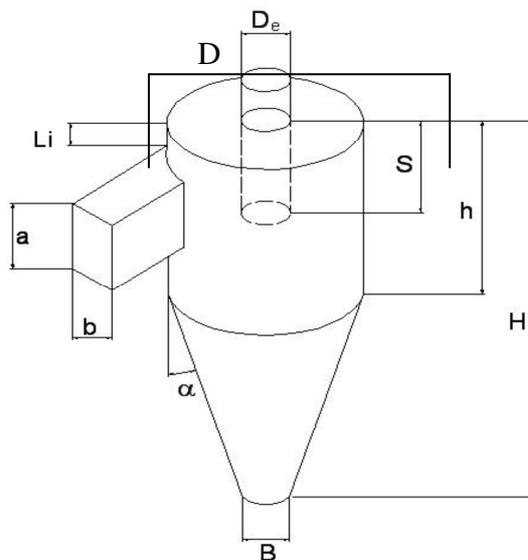


Figura 2.7: Dimensões características de um ciclone. Fonte: Corrêa (2003).

Cremasco (1994) estudou experimentalmente o campo de velocidade do ar com e sem a presença de sólidos (microesferas de vidro e plástico) e o tempo de residência de sólidos em um reator ciclônico. O autor desenvolveu um modelo teórico que descreve os campos de velocidade das fases fluida e particulada e o tempo de residência, com base na equação de conservação de movimento. O modelo matemático proposto permitiu a obtenção dos perfis de velocidades tangencial muito próximos dos observados experimentalmente e os de velocidade axial se ajustando melhor na região de escoamento descendente.

Peres *et al.* (2004) estudaram numericamente o escoamento de um gás com particulados em um ciclone industrial utilizado como separador, com entrada em voluta. Esse estudo foi desenvolvido com técnicas de Fluidodinâmica Computacional (CFD) utilizando o código comercial CFX para a obtenção da solução das equações governantes empregando o esquema de interpolação de alta ordem. Como conclusão, verificou-se a forte e importante influência da fase particulada sobre o comportamento fluidodinâmico do escoamento gasoso.

Bernardo (2005) estudou o escoamento de gás em ciclones (monofásico) e o escoamento gás-sólido (bifásico) em uma indústria de cimento, com diferentes entradas do duto de alimentação (entrada tangencial) com inclinações, para cima, de 30° , 45° e 60° utilizando técnicas de CFD (software CFX), com a finalidade de avaliar os campos de pressão, de velocidade e a eficiência dos ciclones. Neste trabalho, verificou-se uma queda de pressão ao se passar do sistema monofásico para o sistema bifásico (efeito este devido à presença da fase particulada no escoamento). Ao mesmo tempo, a redução de pressão mostrou-se mais acentuada com o aumento da inclinação do duto de alimentação. Em relação às variações de velocidades de entrada no duto de alimentação, para o ciclone com o duto de entrada com uma inclinação de 45° e velocidades de entrada de 2,75 m/s e 7,75 m/s, esta angulação acarretou em um aumento dos picos de velocidade, sem aumentar a queda de pressão no interior do equipamento; para a angulação de 30° e mesmas velocidades, não houve alteração significativa entre os perfis de velocidade, quando comparada com o ciclone provido de entrada tangencial normal. Com relação à queda de pressão, praticamente foi a mesma para ambos ciclones. Quanto a eficiência global de coleta (razão entre a diferença de vazão de sólidos que sai do ciclone na região “underflow” ou vazão coletada e da vazão que sai

pelo tubo de saída do gás “overflow” e a vazão de sólidos que entra no ciclone”), observou-se que a inclinação da seção de entrada mostrou que melhores rendimentos são obtidos com o aumento da inclinação do duto de inclinação (porém, não seguindo uma relação linear), mesmo assim, o ciclone com uma angulação do duto de alimentação de 45° mostrou a melhor performance. Neste trabalho, o tempo de residência das partículas no ciclone foi estudado e observou-se que, em relação ao ciclone com entrada do duto de alimentação normal, este tempo reduz-se à medida que o ângulo de inclinação aumenta, ou seja, as partículas passam menos tempo dentro do equipamento quando a inclinação da seção de entrada aumenta, acarretando em uma menor quantidade de energia para mantê-las no escoamento do interior do ciclone. Vale também dizer que, neste trabalho, as técnicas de Fluidodinâmica Computacional (CFD) se mostraram eficazes para a obtenção de soluções consistentes para o escoamento monofásico e bifásico em ciclones.

Martinez *et al.* (2008) estudaram a eficiência em hidrociclones de separação em função do tamanho do vortex finder, utilizando como partícula, o carbonato de cálcio. Verificou que a eficiência máxima do hidrociclone, o tamanho do vortex finder deve ter um comprimento de 10 % em relação ao comprimento do hidrociclone. Analisou também o comportamento da concentração das partículas sob o efeito da eficiência do equipamento e verificou que a eficiência é semelhante para os diferentes fluxos estudados ($1,6 - 3,55 \text{ m}^3/\text{h}$).

Ji *et al.* (2009) estudaram a eficiência de coleta em um ciclone separador em função da concentração de partículas (carbonato de cálcio) variando desde $5 \text{ mg}/\text{m}^3$ a $2000 \text{ mg}/\text{m}^3$ e da velocidade de admissão do gás, cuja variação foi de 10 m/s a 25 m/s . Verificaram que, para uma velocidade do gás no duto de alimentação de 20 m/s , diâmetro da partícula igual a $5 \mu\text{m}$ e uma concentração de partículas igual a $1000 \text{ mg}/\text{m}^3$, obteve-se uma eficiência de 96%. Nesse trabalho, os experimentos foram realizados sob pressão atmosférica e temperatura ambiente e tamanho das partículas variando $0,6$ a $40 \mu\text{m}$. Observou-se também que as partículas com diâmetro igual ou superior a $10 \mu\text{m}$, são removidas pelo separador ciclônico.

Raoufi *et al.* (2009) estudaram o escoamento em ciclones separadores quadrados com geometrias diferentes utilizando técnicas de Fluidodinâmica

Computacional. Verificaram, com os resultados obtidos, que CFD é uma boa ferramenta para estudo do fluxo em ciclones quadrados.

Elsayed e Lacor (2011) estudaram a influência das dimensões do duto de alimentação em ciclones de separação em relação ao seu desempenho e ao campo de fluxo utilizando técnicas de CFD. Verificaram que a velocidade tangencial no interior do ciclone diminui com o aumento das dimensões do duto de alimentação, ocorrendo o mesmo com a queda de pressão.

2.4.3 Ciclone como secador

O trabalho de Nebra (1985) foi o pioneiro a nível de Brasil utilizando o ciclone para efetuar a secagem do bagaço de cana-de-açúcar. Nesse trabalho, foi desenvolvido um modelo teórico de secagem em um secador pneumático industrial acoplado a um ciclone, funcionando com mistura de tamanho e formas de partículas de bagaço de cana-de-açúcar, a fim de avaliar as perdas de carga e de calor no interior do sistema. Fez-se também um estudo experimental de tamanhos e formas das partículas do bagaço de cana e determinação do coeficiente de arraste em função do número de Reynolds da partícula. Ao mesmo tempo, constatou-se que a granulometria do bagaço de cana-de-açúcar é decisiva ao se projetar o sistema de secagem em ciclones secadores. O autor constatou que grande parte da secagem ocorria no ciclone.

Silva (1991) estudou experimentalmente a secagem de borra de café em um ciclone. Desenvolveu um modelo teórico para a secagem em ciclone constituído pelas equações de conservação de quantidade de movimento, de energia e de massa. Verificou que os resultados numéricos obtidos apresentaram concordância com os experimentais, inferindo que o modelo utilizado e este equipamento são eficientes para este tipo de partícula.

Gonçalves (1996) estudou a secagem de resíduo da indústria processadora de suco de laranja em um ciclone comparando o seu desempenho com o de um secador pneumático. Como conclusão, verificou que o ciclone é mais eficiente e energeticamente mais barato do que o secador pneumático na secagem do resíduo da laranja.

Dibb (1997) estudou a influência da geometria do ciclone e o comportamento fluidodinâmico do escoamento gás-partículas no interior do ciclone, visando encontrar a melhor geometria do ciclone para ser usado como secador. Para esse estudo, o parâmetro escolhido foi o tempo de residência das partículas, visto que para a função de aquecedor ou secador, quanto maior o tempo de residência, maior será o nível de aquecimento ou secagem do produto no ciclone. O autor concluiu que o comportamento fluidodinâmico do ciclone é fortemente afetado pela sua forma geométrica que influencia no tempo de residência da partícula.

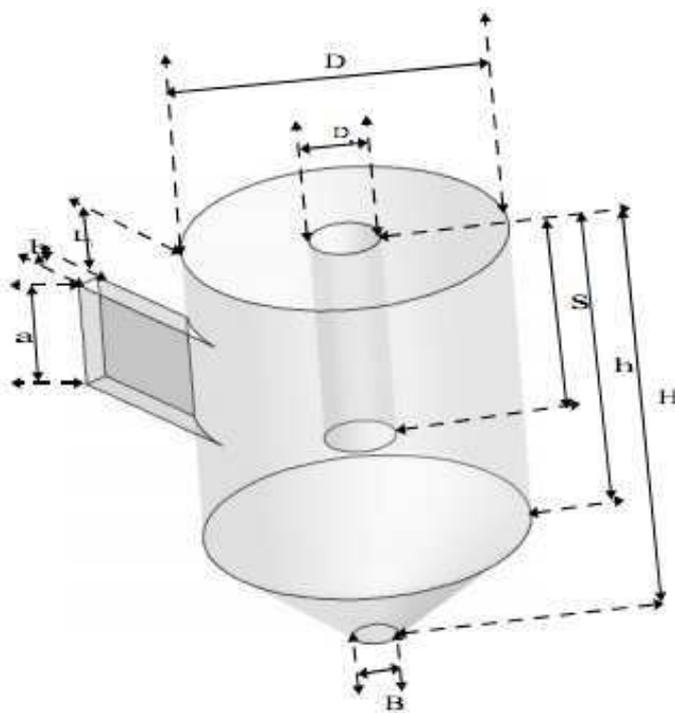
Corrêa *et al.* (2002) estudaram teórica e experimentalmente a secagem de bagaço de-cana-de-açúcar em um ciclone. Esses autores estudaram a influência da parte cônica do ciclone e mostraram que esta possui uma grande influência sobre o tempo de residência das partículas.

Akpinar *et al.* (2003) estudaram o comportamento da secagem de uma camada delgada de batatas em um secador ciclônico convectivo com diferentes espessuras desse produto (8 mm e 12,5 mm). O ciclone utilizado tinha 60 cm de diâmetro e 80 cm de altura. As amostras foram secas em duas bandejas fixas, cada uma com a batata com espessura de 8 mm e 12,5 mm, no centro do ciclone, a uma distância de 15 cm uma da outra. O modelo matemático utilizado foi o da análise de regressão não-linear. Como conclusão, a aproximação do modelo de difusão descreveu adequadamente o comportamento de secagem das amostras do produto.

Corrêa (2003) estudou a secagem de bagaço-de-cana de açúcar em um ciclone, teórica e experimentalmente, variando a sua geometria, a fim de aumentar o tempo de residência das partículas. Ele construiu dois equipamentos que se diferenciavam na parte cônica. Como resultado, observou grande diferença do escoamento e do tempo de residência nos equipamentos. Nesse trabalho foram realizadas simulações do perfil de velocidade com o uso de técnicas de CFD utilizando o código computacional CFX 4.4. Nos dois equipamentos, com testes de modelo de turbulência k- ϵ e esquema de interpolação upwind, obteve-se bons resultados. O modelo Lagrangeano, utilizado para o tratamento das partículas não apresentou um bom ajuste para o tempo de residência das partículas pelo fato da elevada concentração volumétrica utilizada no processo.

Corrêa *et al.* (2004) estudaram a influência das dimensões de um ciclone secador sobre o tempo médio de residência de partículas. O estudo foi desenvolvido com técnicas da fluidodinâmica computacional (CFD) utilizando o código comercial CFX 4.4. Adotaram o modelo Lagrangeano, as partículas foram tratadas individualmente, não havendo interações entre elas. Foi assumido o acoplamento pressão-velocidade SIMPLEC com esquema de interpolação “upwind”. Os resultados teóricos e experimentais mostraram que as dimensões da parte cônica do ciclone teve uma influência muito importante no fluxo e, conseqüentemente, no tempo de permanência das partículas.

Farias (2006) estudou numericamente a secagem do bagaço de cana-de-açúcar utilizando um ciclone ilustrado na Figura 2.8. Foi adotado o modelo de transporte de partícula Lagrangeano. Os resultados mostraram que a cinética de secagem apresentava um período de acomodação seguido de outro de secagem à taxa decrescente e que a secagem dependia da forma do duto de alimentação e do diâmetro de descarga das partículas. Foi avaliada a influência da forma do duto de alimentação e do diâmetro de saída das partículas (saída inferior) e foi observado, de uma maneira geral, que tanto o comportamento fluidodinâmico como o processo de secagem foram afetados.



D(m)	0,73
a(m)	0,25
b(m)	0,056
D _e (m)	0,16
S(m)	0,50
h _{cil} (m)	0,73
H(m)	1,00
B(m)	0,10
L _i (m)	0,15

Figura 2.8: Ciclone Secador. Fonte: Farias (2006)

Farias *et al.* (2006) estudaram a influência da seção de entrada do ciclone no processo de secagem do bagaço de cana-de-açúcar utilizando-se o programa computacional CFX-3D versão 4.4 para as simulações. Verificou-se que a cinética de secagem e a temperatura das partículas foram afetadas pela forma da entrada tangencial da entrada do ciclone. Nesse trabalho, desenvolveu-se três malhas representativas do ciclone que se diferenciavam em relação à geometria do duto de alimentação do equipamento (entrada retangular vertical, entrada retangular horizontal e entrada quadrada). Com a finalidade de garantir as mesmas características do perfil de velocidade na seção reta do duto de alimentação para os três casos descritos, assumiu-se que: as áreas das seções retas para os três casos foram iguais a $0,014 \text{ m}^2$, a fim de garantir a mesma vazão; os diâmetros médios das partículas foram de 6,35 mm, 0,84 mm e 0,42 mm e um teor de umidade inicial em bulbo seco igual a 3,2 Kg de água/Kg de bagaço e as componentes das velocidades em cada posição z ao longo do duto de alimentação eram iguais ao do duto de alimentação retangular vertical (22 m/s). Os resultados das simulações numéricas mostraram que as formas do duto de alimentação tiveram influência considerável tanto no comportamento fluidodinâmico quanto no processo de secagem. Observou-se também que o ciclone com o duto de alimentação quadrada mostrou-se mais eficiente no processo de secagem do bagaço de cana-de-açúcar em relação aos ciclones com duto de alimentação retangular vertical e retangular horizontal.

Oliveira (2010) estudou a influência do teor de umidade inicial do bagaço de cana-de-açúcar após a moagem, do armazenamento no pátio e após o processamento de secagem em dois ciclones secadores. Analisou igualmente a influência da geometria do ciclone variando a altura, o ângulo da seção cônica e o diâmetro da saída inferior (underflow). Os resultados mostraram a independência do teor de umidade inicial do bagaço de cana-de-açúcar no processo final de secagem. Ao mesmo tempo, a secagem deste produto mostrou uma forte influência da vazão mássica de sólidos e da temperatura de secagem (quanto maior a temperatura e menor vazão de sólidos, maior será a redução do teor de umidade). Com relação ao tempo de residência das partículas, foi verificado que é inversamente proporcional à vazão de sólidos. Também foi constatado que quanto menor foi o diâmetro da saída inferior na parte cônica menor é o teor de umidade e maior é o tempo de residência dos sólidos. Desta forma, o ciclone

estudado mostrou-se eficiente na redução do teor de umidade podendo ser utilizado de forma industrial.

2.5 Escoamento multifásico

2.5.1 Análise hidrodinâmica e modelagem matemática do escoamento multifásico

Escoamentos multifásicos são encontrados em diversos problemas de natureza física e de engenharia como, por exemplo, nas indústrias químicas, alimentícia, de petróleo, em ciclones e hidrociclones (em particular em ciclones), entre outros. É necessário e importante o desenvolvimento de técnicas e ferramentas que predigam o movimento de processos multifásicos, sob condições peculiares, a fim de compreender os fenômenos envolvidos nestes processos e desenvolver melhores tecnologias.

Segundo Ranade (2002), fluxos multifásicos envolvem vários regimes e modelos de fluxo, que dependem das condições operacionais e da geometria do equipamento. Pode-se classificar estes modelos em dois grupos:

- i) Modelo pseudo-homogêneo: neste modelo, há um equilíbrio entre as fases (os fluidos e as partículas estão em equilíbrio de pressão, temperatura e turbulência e possuem a mesma velocidade). Com exceção da fração volumétrica, todas quantidades transportadas são iguais para todas as fases, o que resulta na utilização de uma única equação de conservação de quantidade de movimento e na possibilidade de se considerar uma equação de conservação da massa para cada fase e, desta forma, avaliar as distribuições de fração volumétrica de cada fase. No entanto, este modelo só é válido quando as quantidades transportadas das diferentes fases atingem o equilíbrio em distâncias suficientemente curtas. Isto porque em situações nas quais a força de arraste (exercida pela fase contínua sobre a dispersa) é grande e não existem forças de campo (gravitacional), a taxa de transferência interfacial é grande (Paladino, 2005).

- ii) Modelo não-homogêneo: para este modelo, é assumido que para cada fase, a pressão, a temperatura a velocidade e a turbulência são distintas, resultando na utilização de um sistema de equações de conservação para cada fase.

Ainda, de acordo com Ranade (2002), com relação ao modelo não-homogêneo, existem diversas aproximações matemáticas com o objetivo de descrever os processos que envolvem escoamentos multifásicos, dos quais três destes modelos merecem destaque:

- a) Modelo Lagrangeano: neste modelo, considera-se que o fluxo total da fase particulada é modelado pelo traçado de um número pequeno de partículas através da fase contínua e as partículas são tratadas como se fossem arrastadas individualmente pelo gás. Este procedimento é aplicável à análise de fluxo em regime estacionário. Nesta abordagem, as equações da fase contínua são escritas com modificações para permitir a interação entre as duas fases. Isto é feito através da adição de termos fontes (S_M) que descreve o efeito da fase dispersa na fase contínua. Este termo descreve a transferência de momento entre as duas fases devido às forças de arraste e da gravidade sobre a partícula.
- b) Modelo Euleriano: nesta abordagem, é assumido que as fases contínua e dispersa estão continuamente interpenetradas, o que resulta na completa resolução das equações de Navier-Stokes para as duas fases. A interpenetração das fases está relacionada ao fato de que em um volume de controle pode coexistir duas ou mais fases e a quantidade relativa presente de cada fase é dada pelo valor da fração volumétrica neste volume de controle. Ainda neste modelo, os termos de transferência (massa, calor, momento, energia) podem ser modelados usando o modelo Lagrangeano.
- c) Modelo Euleriano-Lagrangeano: nesta aproximação, o transporte de partículas da fase dispersa é realizado pela fase contínua e as equações de Navier-Stokes são resolvidas para a fase contínua. O acoplamento entre o

movimento da fase contínua e da fase dispersa e a determinação do movimento da partícula, são obtidos pelo transporte de partículas, via Lei de arraste.

CAPÍTULO 3

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Descrição do problema

O fenômeno estudado no presente trabalho corresponde à secagem do bagaço de cana-de-açúcar em um ciclone. Este ciclone equivale ao equipamento utilizado por Corrêa (2003), ilustrado na Figura 3.1, usado para secar o bagaço de cana de açúcar. O ar aquecido passa por um alimentador do tipo Venturi (Figura 3.2) onde é introduzido o bagaço de cana-de-açúcar para, então, a mistura ar quente mais bagaço de cana-de-açúcar alimentar o ciclone secador através de um duto retangular (Figura 3.1). No presente trabalho, não foi considerado o alimentador Venturi. Para assegurar o seu efeito na seção de entrada do duto de alimentação foi adotado como condição de contorno um perfil de velocidade baseado em dados experimentais de velocidade disponibilizados por Corrêa (2003). Maiores detalhes são apresentados mais adiante.

Vale ressaltar que tanto Corrêa (2003) como Farias (2006), estudaram a secagem de sólidos em um ciclone considerando um sistema multifásico, isto é, a fase contínua (ar) mais a fase dispersa (partículas de bagaço de cana-de-açúcar). Neste trabalho, além de levarem-se em consideração os sistemas bifásicos mencionados, foi considerado o sistema multicomponente: mistura da fase contínua, ar mais vapor de água [(ar + $(H_2O)_v$)] e a mistura binária da fase dispersa, sólido mais água [partículas + $(H_2O)_L$].



Figura 3.1: (a) Ciclone utilizado por Corrêa (2003) no processo de secagem de bagaço de cana-de-açúcar. Fonte: Corrêa (2003).

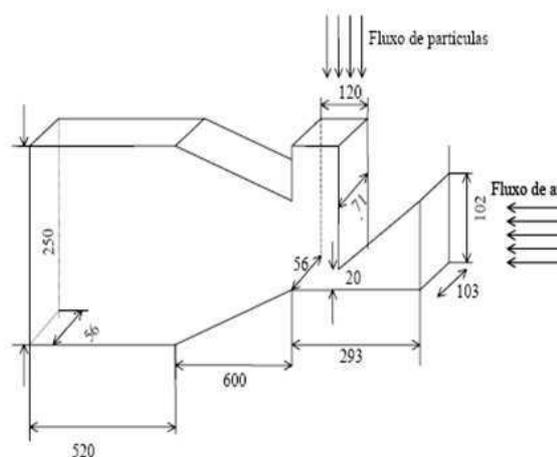


Figura 3.2: Representação do alimentador Venturi utilizado por Corrêa para introduzir o ar e o bagaço de cana-de-açúcar no interior do ciclone. Fonte: Corrêa (2003).

A Figura 3.3 representa o esquema do ciclone e suas dimensões usado no presente trabalho.

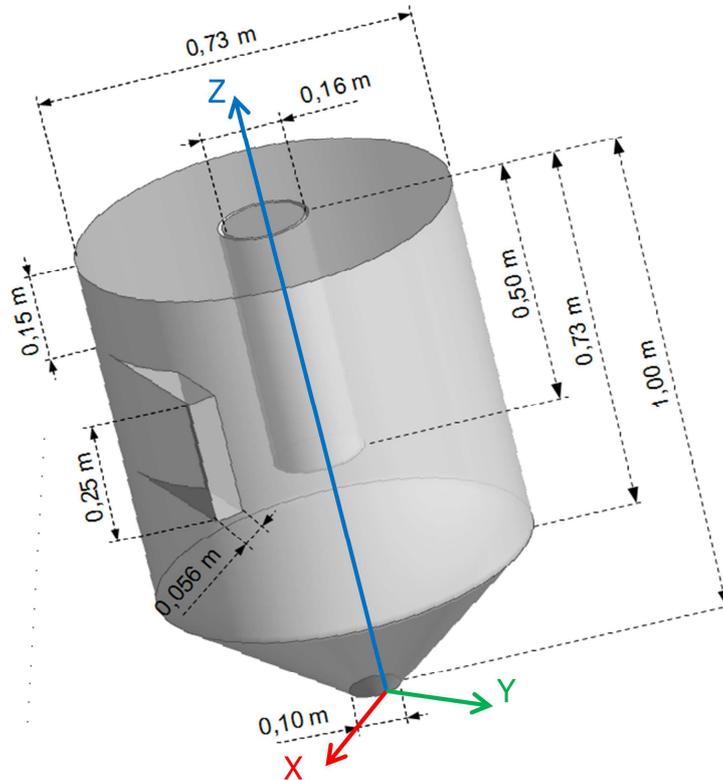


Figura 3.3: Modelo geométrico do ciclone usado no presente trabalho baseado no trabalho de Corrêa (2003).

3.2 Malha numérica

Para gerar a malha representativa do ciclone secador inicialmente é necessário criar a geometria definindo-se pontos de referência de acordo com o método adotado para se criar as curvas e superfícies que definem as fronteiras ou paredes do ciclone. De posse da geometria foi definido uma estratégia de blocagem, Figura 3.4, que assegura o refinamento ou distribuições dos elementos nas proximidades das paredes do ciclone e em regiões onde os gradientes de velocidade, pressão e/ou temperatura foram importantes. Foram utilizadas várias blocagens até se chegar àquela que foi utilizada nas simulações. A construção da geometria e geração da malha se encontra em Anexo.

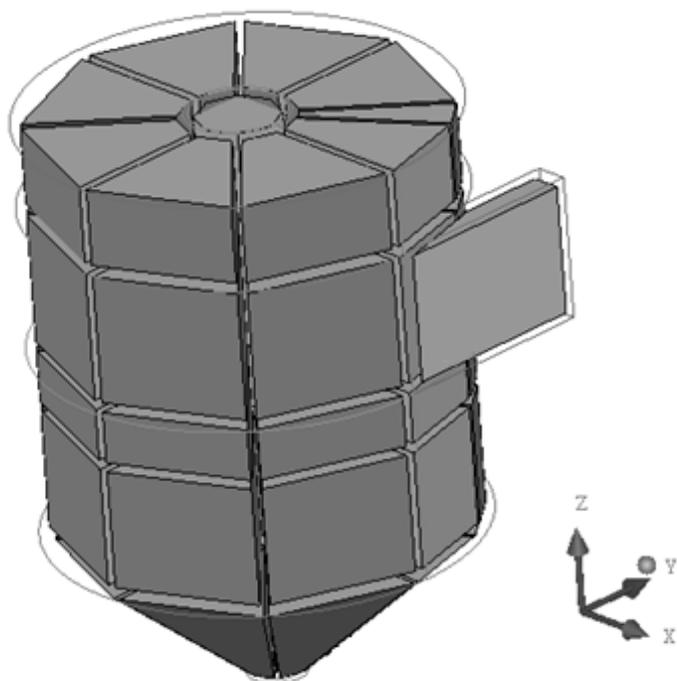


Figura 3.4: Representação da blocagem do ciclone secador.

Na Figura 3.5, está representada a malha numérica a ser utilizada para auxiliar na discretização das Equações diferenciais do modelo matemático proposto.

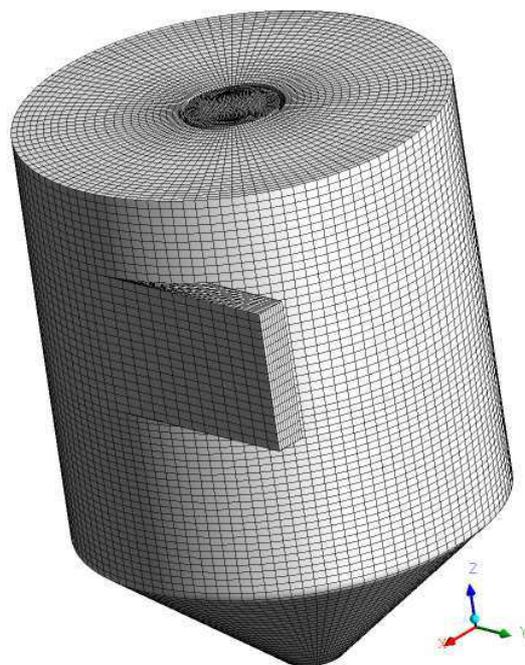


Figura 3.5: Representação da malha numérica utilizada no presente trabalho.

3.3 O modelo matemático

3.3.1 Equações da fase gasosa

O modelo matemático usado para descrever o escoamento de partículas corresponde ao modelo multifásico Euleriano-Lagrangiano. Nesta abordagem o monitoramento das partículas é realizado por meio de um conjunto de equações diferenciais ordinárias no tempo. Estas equações são então resolvidas para se obter o comportamento das partículas enquanto atravessam o domínio de fluxo, enquanto que o comportamento da fase gasosa é descrita pelas equações de conservação de massa, momento linear, energia e matéria.

No presente trabalho foram levadas em considerações as seguintes considerações:

- i) regime permanente;
- ii) não há reação química;
- iii) foi considerado o efeito da gravidade;
- iv) foi adotado o modelo de partículas;
- v) as propriedades físico-químicas são constantes.

Com estas considerações as equações de conservação de massa e momento linear (Equação 3.1 e 3.2) reduzem-se a:

Equação da continuidade

$$\nabla \cdot (\rho \vec{u}) = 0 \quad (3.1)$$

onde, ρ é a densidade da fase contínua e \vec{u} é o vetor velocidade.

Equação de momento linear

$$\nabla \cdot (\rho \vec{u} \vec{u}) = -\nabla p + \nabla \cdot \tau + S_M \quad (3.2)$$

onde, S_M é o termo fonte, forças de corpo e de rotação; P é a pressão e τ representa o tensor cisalhamento dado por:

$$\tau = \mu_{ef} (\nabla \vec{u} + (\nabla \vec{u})^T) - \frac{2}{3} \delta \nabla \cdot \vec{u} \quad (3.3)$$

onde, δ é a função Delta de Kronecker e μ_{ef} é a viscosidade efetiva

$$\mu_{ef} = \mu + \mu_T \quad (3.4)$$

onde, μ é a viscosidade da fase contínua e μ_T a viscosidade turbulenta expressa por:

$$\mu_T = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (3.5)$$

onde, C_μ é uma constante empírica e igual a 0,09, k a energia cinética turbulenta e ε a dissipação de energia cinética turbulenta.

Modelo de turbulência

O modelo padrão das tensões de Reynolds (LRR-IP), constante no ANSYS CFX é baseado nas Equações 3.6 e 3.7:

$$\frac{\partial}{\partial x_k} (\rho u_k \overline{u_i u_j}) - \frac{\partial}{\partial x_k} \left[\left(\mu + \frac{2}{3} C_s \rho \frac{k^2}{\varepsilon} \right) \frac{\partial \overline{u_i u_j}}{\partial x_k} \right] = P_{ij} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \rho \varepsilon + \phi_{ij} + P_{ij,b} \quad (3.6)$$

$$\frac{\partial}{\partial x_k} (\rho u_k \varepsilon) = \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon + C_{\varepsilon 1} P_{\varepsilon b}) + \frac{\partial}{\partial x_k} \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_{\varepsilon RS}} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_k} \right] \quad (3.7)$$

onde, ϕ_{ij} é a correlação tensão-pressão dada por:

$$\phi_{ij} = \phi_{ij,1} + \phi_{ij,2} \quad (3.8)$$

$$\phi_{ij,1} = -C_1 \rho \frac{\varepsilon}{k} \left[\overline{(u_i u_j)} - \frac{2}{3} \delta_{ij} k \right] \quad (3.9)$$

$$\phi_{ij,2} = -C_2 \left(P_{ij} - \frac{2}{3} P \delta_{ij} \right) \quad (3.11)$$

os valores dos coeficientes são $C_1 = 1,8$ e $C_2 = 0,6$ e $P = 0,5$; P_{ij} é a produção de cisalhamento dado por:

$$P_{ij} = -\rho \overline{u_i u_k} \frac{\partial u_j}{\partial x_k} - \rho \overline{u_j u_k} \frac{\partial u_i}{\partial x_k} \quad (3.12)$$

e o termo $P_{ij,b}$ é o termo de produção devido ao empuxo, dado por:

$$P_{ij,b} = B_{ij} - C_{buo} \left(B_{ij} - \frac{1}{3} B_{kk} \delta_{ij} \right) \quad (3.13)$$

Equação de energia

$$\nabla \cdot (\rho \vec{u} h_{tot}) = \nabla \cdot (\lambda T) + \nabla \cdot (\vec{u} \cdot \tau) \quad (3.14)$$

onde, λ é a condutividade térmica e h_{tot} corresponde a entalpia total dada por:

$$h_{tot} = h + \frac{1}{2} \vec{u}^2 \quad (3.15)$$

onde, h é a entalpia estática (entalpia termodinâmica); o termo $\frac{1}{2} \vec{u}^2$ é a entalpia devido à energia cinética e o termo $\nabla \cdot (\vec{u} \cdot \tau)$ representa o trabalho devido às tensões viscosas (trabalho viscoso).

Equação de transferência de massa

$$\nabla \cdot [\rho \vec{u} Y_A - \rho D_A (\nabla Y_A)] = 0 \quad (3.16)$$

onde, Y_A corresponde a fração mássica do componente A; D_A é a difusividade cinemática.

3.3.2 Equações de transporte de partículas

A equação que representa a equivalência ou interação entre a fase gasosa e a fase

particulada é dada pela 2ª lei de Newton, ou seja,

$$\vec{F} = m_p \frac{d\vec{u}_p}{dt} \quad (3.17)$$

onde, m_p corresponde à massa da partícula; \vec{u}_p o vetor velocidade da partícula e \vec{F} corresponde a somatória das forças de arraste e não arraste que atuam sobre as partículas das quais apenas as forças de arraste foram consideradas, assim,

$$\vec{F} = \vec{F}_D = \frac{1}{8} \pi d_p^2 \hat{f}_s \rho C_D |\vec{v}_r| \vec{v}_r \quad (3.18)$$

onde: d_p é o diâmetro da partícula; \vec{v}_r a velocidade relativa partícula-gás; \hat{f}_s é um fator de área de seção transversal dado pela Equação 3.21 e C_D o coeficiente de arraste definido pela correlação semi-empírica de Ishii/Zuber:

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_p} + (1 + 0,1 \text{Re}_p^{0,75}) , \quad (3.19)$$

$$0,2 \leq \text{Re}_p \leq 1000$$

que é válida para o número de Reynolds da partícula definido por:

$$\text{Re}_p = \frac{\rho |\vec{v}_r| d_p}{\mu} \quad (3.20)$$

onde, ρ é a densidade da fase gasosa; μ a viscosidade da fase gasosa e \vec{v} , o vetor velocidade.

A correlação de Ishii/Zuber é aplicada a partículas esféricas, sendo necessário adotar um procedimento de correção da partícula esférica para não esférica, caso das partículas de bagaço de cana-de-açúcar. Neste caso, foram usados dois fatores de correção, um fator de área de seção transversal, \hat{f}_s , e o fator de área superficial, \hat{f}_t , definidos por:

$$\hat{f}_s = \frac{A_{ne}}{A_e} \quad (3.21)$$

$$\hat{f}_t = \frac{S_e}{S_{ne}} \quad (3.22)$$

onde, A_{ne} é a área de seção transversal de uma partícula não esférica de volume V , A_e área de seção transversal de uma partícula esférica de volume V , S_e é a área superficial de uma partícula esférica de volume V e S_{ne} a área superficial de uma partícula não esférica de volume V .

A transferência de calor entre a partícula-ar de secagem é expressa empregando duas situações: a) transferência de calor por convecção; b) por transferência de calor latente associado à transferência de massa.

a) Transferência de calor por convecção

$$Q_c = \pi d_p \lambda Nu (T_G - T_p) \quad (3.23)$$

onde, T_p é a temperatura da partícula; λ a condutividade térmica do fluido; T_G a temperatura do gás e Nu é o número de Nusselt, que representa a razão entre a transferência de calor de um fluido por convecção e por condução dado por:

$$Nu = \frac{h_c d_p}{\lambda} \quad (3.24)$$

onde, h_c é coeficiente de transferência térmica. O número de Nusselt foi definido como função dos números de Prandtl, Pr , e do número de Reynolds da partícula, Re_p , dado pela correlação de Ranz e Marshall, citado no manual do CFX (2000), dada por:

$$Nu = 2 + 0,6 Re_p^{1/2} \cdot Pr^{1/3} \quad (3.25)$$

que mede a relação entre a transferência de momento e a transferência de calor por difusão. Esta correlação empírica é válida para $5 \times 10^5 \leq Re_p \leq 5 \times 10^7$ e $0,5 \leq Pr \leq 2000$, com o número de Prandtl dado por:

$$Pr = \frac{C_{pg} \mu}{\lambda} \quad (3.26)$$

b) Transferência de calor latente associado à transferência de massa

A energia consumida para evaporar a água na superfície da partícula, Q_m , é definida como sendo a somatória da energia de cada partícula que entra no ciclone dada por:

$$Q_m = \sum \frac{dm_p}{dt} h_{fg} \quad (3.27)$$

e o calor latente de vaporização, h_{fg} , em função da temperatura, dado por:

$$h_{fg} = h_{fgo} + \int_{T_{hfgo}}^T (C_p - C_g) dT \quad (3.28)$$

onde, h_{fgo} é o calor latente na temperatura de referência; T_{hfgo} a temperatura de referência; C_p o calor específico da partícula e C_g o calor específico do gás.

Neste modelo, é suposto que a umidade e a temperatura têm o mesmo valor para todos os pontos do sólido, desprezando-se a resistência interna à transferência de massa e calor, quando comparada à resistência externa (modelo concentrado). Esse modelo é válido para números de Biot (Equação 3.29) de transferência de massa ou calor menor que 0,1, para corpos cilíndricos, onde a condução é muito mais rápida que a convecção.

O número de Biot estabelece a relação entre a queda de temperatura no corpo e a diferença de temperatura entre a superfície e o meio externo expresso por:

$$Bi = \frac{h_c L_c}{k_b} \quad (3.29)$$

onde, h_c é o coeficiente convectivo de transferência de calor; L_c o comprimento característico (V/A) e k_b o coeficiente de condutividade térmica do corpo.

A transferência de massa entre a fase particulada e a fase gasosa é determinada pela seguinte equação:

$$\frac{dm_p}{dt} = \pi d_p \rho D Sh \frac{PM_v}{PM_g} \log \left(\frac{1 - X_e}{1 - X_g} \right) \quad (3.30)$$

onde, D é a difusividade dinâmica; PM_v o peso molecular do vapor de água; PM_g o peso molecular do gás; X_e a fração molar de equilíbrio; X_g a fração molar do gás e Sh é o número de Sherwood, também chamado de número de Nusselt de transferência de massa, representa a razão entre a transferência de massa convectiva e difusiva dado por:

$$Sh = \frac{K_m L_c}{D_{ag}} \quad (3.31)$$

onde, K_m é o coeficiente de transferência de massa; D_{ag} é a difusividade do vapor de água no ar L_c é o comprimento característico (V/A).

O número de Sherwood foi determinado usando a correlação empírica dada por:

$$Sh = 2 + 0,6 Re_p^{1/2} Sc^{1/3} \quad (3.32)$$

válida para $2 \leq Re_p \leq 200$, Sc é o número de Schmidt definido por:

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{ag}} \quad (3.33)$$

onde: μ é a viscosidade dinâmica do fluido; ρ a densidade do fluido.

A Equação 3.30 é aplicada quando a temperatura da partícula está abaixo do ponto de bolha. Caso contrário emprega-se a seguinte equação:

$$\frac{dm_p}{dt} = -\frac{Q_c}{Q_m} \quad (3.34)$$

onde, dm_p/dt é a transferência de massa no decurso do tempo; Q_c corresponde à transferência de calor por convecção e Q_m ao calor latente de vaporização.

A pressão de vapor é determinada com auxílio da equação de Antoine, dada por:

$$P_{vap} = P_{ref} \exp\left(A - \frac{B}{T + C}\right) \quad (3.35)$$

onde, A, B, C são constantes e iguais a 18,30; 3816,44 e -46,13, respectivamente.

3.3.3 Condições de contorno e inicial

Para complementar o modelo matemático é necessário definir condições de contorno das fases contínua (ar) e particulada (bagaço de cana-de-açúcar), bem como condição inicial para as partículas para obter uma solução das equações diferenciais do modelo matemático proposto.

3.3.3.1 Condições de contorno para a fase gasosa

Paredes do ciclone

Adotou-se a condição de não deslizamento para as componentes de velocidade e condição de fluxo de calor adiabático:

$$u_x = u_y = u_z = 0 \quad (3.36)$$

$$q = 0 \quad (3.37)$$

Seção de entrada do duto de alimentação

Foram definidos três perfis de velocidade da fase gasosa na seção transversal de entrada no duto de alimentação para a componente de velocidade na direção y, e as outras componentes de velocidades nulas:

$$u_y = u_{\text{perfil}} \quad (3.38)$$

$$u_x = u_z = 0 \quad (3.39)$$

Com u_{perfil} assumindo:

a) Perfil 1 (caso 1)

$$u_{\text{perfil}} = a + bz + cz^2 + dz^3 + ez^4 + fz^5 \quad (3.40)$$

onde a, b, c, d, e, f são constantes e apresentadas na Tabela 3.1, que representa o primeiro caso avaliado (caso 1).

Tabela 3.1: Constantes do perfil 1 (caso 1)

a	b	c	d	e	F
0	1458	-31327	264715	-1020055	1476460

Os coeficientes da Equação 3.40 foram obtidos a partir de um ajuste dos dados experimentais disponibilizados por Corrêa (2003) empregando o aplicativo computacional Statistica 7.0. Vale salientar que o comprimento do duto de alimentação usado no presente trabalho (0,36 m medidos do centro do ciclone até a seção de entrada do duto de alimentação) corresponde à posição em que foi realizado o experimento por Corrêa (2003).

b) Perfil 2 (caso 2)

$$u_{\text{perfil}} = \bar{u} \quad (3.41)$$

onde, os valores de \bar{u} são apresentados na Tabela 3.2.

c) Perfil 3 (caso 3)

$$u_{\text{perfil}} = u_{\text{max}} [1 - (z/a)^n] \quad (3.42)$$

onde, a é o comprimento do duto de alimentação, z a variação do comprimento do duto de alimentação, n uma constante e igual a 8, u_{max} , velocidade máxima adotada e apresentadas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Dados das condições de contorno na seção de entrada do duto de alimentação

Caso	Perfil de velocidade	\bar{u} (m/s)	u_{max} (m/s)	u_p (m/s)	Sentido do fluxo de entrada
1	Perfil 1	-	-	-	Horário
2	Perfil 2	7,33	-	18,0	Horário
3	Perfil 3	-	8,424	18,0	Horário
4	Perfil 3	-	20,0	16,0	Horário
5	Perfil 3	-	20,0	18,0	Horário
6	Perfil 3	-	20,0	20,0	Horário
7	Perfil 2	7,33	-	18,0	Anti-horário
8	Perfil 3	-	20,0	16,0	Anti-horário
9	Perfil 3	-	20,0	18,0	Anti-horário
10	Perfil 3	-	20,0	20,0	Anti-horário
11	Perfil 2	17,23	-	18,0	Horário

Vale salientar que os valores de \bar{u} e u_{max} foram determinados para assegurar a vazão mássica do ar de secagem resultante usando o perfil 1, casos 2, 3, 7 e 9 (Tabela 3.3) e para os casos 4, 5, 6, 10 e 11, perfil 2, assegurando a mesma vazão mássica para todos os casos.

Saídas do ciclone

Adotou-se a condição de pressão prescrita e igual à pressão atmosférica e condição de Newmann para a temperatura, isto é, a variação de temperatura na direção normal ao contorno é nula:

$$P = P_{\text{atm}} \quad (3.43)$$

$$\frac{dT}{dz} = 0 \quad (3.44)$$

3.3.3.2 Condições iniciais e de contorno para a fase sólida

Definiu-se inicialmente a fração de partículas, f_{pi} , diâmetro das partículas, d_{pi} , temperatura das partículas, T_{pi} , e teor de umidade em base úmida, M_{bui} , onde seus valores são apresentados na Tabela 3.3 e as condições de contorno na Tabela 3.2. Na Tabela 3.4, constam os dados físico-químicos do processo de secagem.

Tabela 3.3: Dados iniciais das partículas e ar de secagem

Partícula	f_{pi} (%)	d_{pi} (mm)	T_{pi} (K)	T_{ar} (K)	M_{bui} (%)
1	1,4	0,42	298,0	489,0	76,19
2	87,2	0,84	298,0	489,0	76,19
3	2,2	2,75	298,0	489,0	76,19
4	9,2	6,35	298,0	489,0	76,19

As simulações foram realizadas empregando-se computadores Quad-Core Intel Dual Xeon Processor E 5430, 2,66 Ghz, 8 GB de memória RAM e memória física (HD) de 1 terabyte. Estas etapas estão descritas no Apêndice e foram realizadas nos Laboratórios de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem - LPFI - e no Laboratório

Computacional de Térmica e Fluido – LCTF - das Unidades Acadêmicas de Engenharia Química e Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Campina Grande.

Tabela 3.4: Dados físico-químicos do processo de secagem.

Propriedades físicas e químicas	Fluido: ar, $M_{bs} = 2,2$ kg/kg); $T=489$ k.	Partícula (bagaço de cana-de-açúcar)
Densidade (kg/m ³)	0,7123	685,2
Densidade da mistura (ar mais bagaço de cana-de-açúcar) (kg/m ³)	-	878,4
Condutividade térmica (W/m.K)	$3,7673 \times 10^{-2}$	0,215
Calor latente de vaporização (J/kg)		$2,251 \times 10^6$
Calor específico (J/kg.K)	1045,362	4180,0
Difusividade (m ² /s)	$5,7960 \times 10^{-5}$	-
Peso molecular (kg/kmol)	28,96	-
Temperatura de bulbo úmido (K)	324,81	-
Umidade relativa do ar (%)	3,41	-

CAPÍTULO 4

RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. A malha numérica

Os resultados numéricos foram gerados com auxílio de uma malha estruturada do ciclone secador usado por Corrêa (2003), Figura 3.1, constituída por 325.200 elementos hexaédricos, resultante de vários refinamentos visando proporcionar resultados numéricos que independam da malha. Na Figura 4.1 estão representadas a malha e detalhes da seção de entrada e saídas superior e inferior do ciclone. Observa-se nesta figura uma distribuição uniforme dos elementos para uma melhor captura do comportamento das fases no interior do ciclone.

4.2. Análise fluidodinâmica do escoamento no ciclone

Na Figura 4.2 estão representados os perfis de velocidade na entrada do ciclone das misturas (ar mais partículas) na direção y e em função da posição longitudinal z no duto retangular. Observa-se nesta figura que o polinômio de grau 5 (Equação 3.40), denominado de perfil 1, ajusta-se adequadamente aos dados obtidos por Corrêa (2003). Os perfis 2 e 3 (Equação 3.41 e 3.42, respectivamente) foram obtidos de forma que a vazão mássica da mistura seja a mesma obtida ao se utilizar o perfil 1.

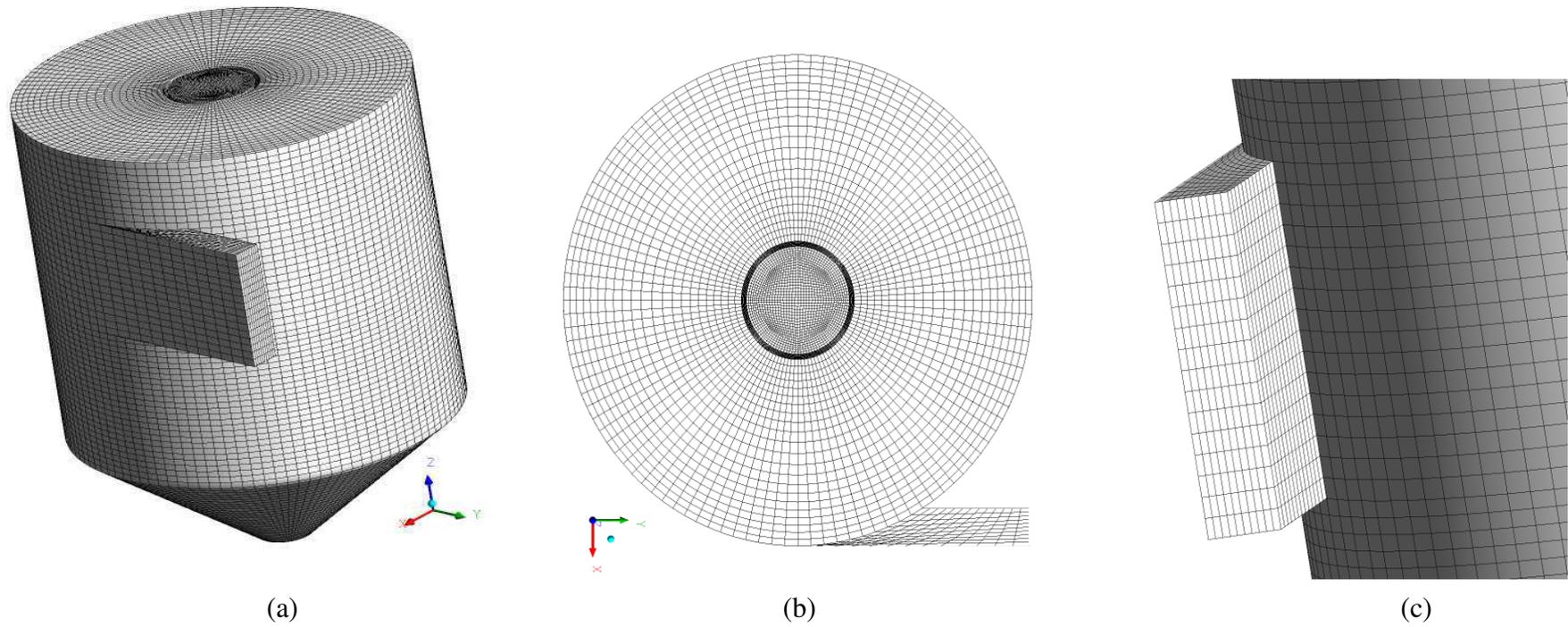


Figura 4.1: (a) Representação da malha do ciclone secador; (b) detalhe da parte superior do ciclone; (c) detalhe da seção de entrada do ciclone.

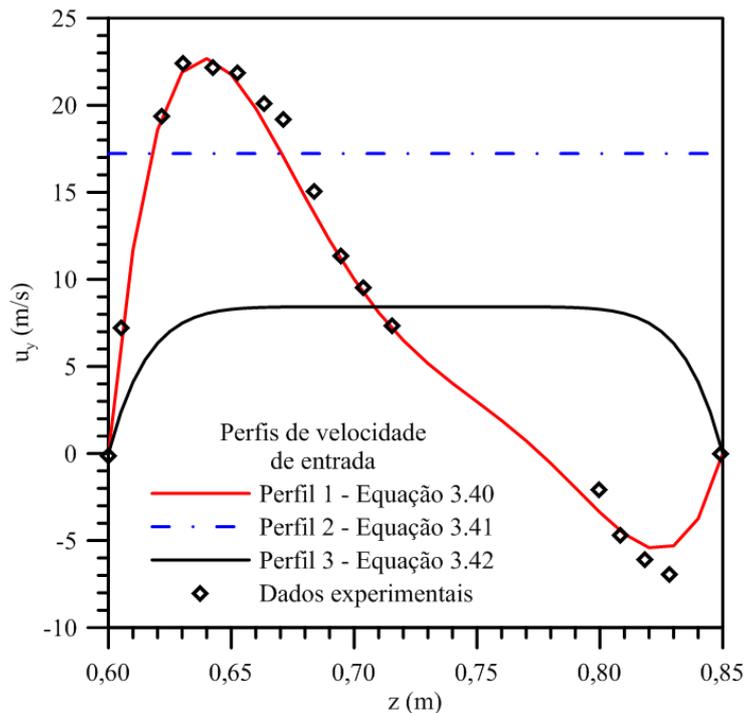


Figura 4.2: Comparação entre os perfis de velocidade da mistura ar mais bagaço de cana-de-açúcar em função da posição z na seção de entrada do duto de alimentação do ciclone secador (casos 1, 2 e 3) e os dados experimentais do Corrêa (2003).

Nas Figuras 4.3 a 4.6 estão representados os perfis de velocidade axial e tangencial em função da posição y (linhas de referência) a uma altura de 0,55 m da origem (no centro da saída inferior do ciclone). As linhas de referência observadas nas Figuras 4.3.b a 4.6.b, tomadas a partir da parede do tubo de saída superior (ou *vortex finder*) até a parede da seção cilíndrica do ciclone secador, foram denominados de: *lado direito* e de *lado esquerdo*, conforme sua posição no ciclone. A partir dos resultados obtidos das simulações numéricas utilizando os perfis de velocidade de entrada 1, 2 e 3 (casos 1, 2 e 3), foram representadas sobre as linhas de referência (lado direito e lado esquerdo) as componentes das velocidades axial e tangencial. Observa-se, de uma maneira geral, que o perfil de velocidade de entrada tem um efeito significativo sobre o comportamento das componentes de velocidade, tanto axial como tangencial. As Figuras 4.3 a 4.6 ilustram, ainda, uma comparação dos perfis de velocidade axial e tangencial no interior do ciclone com os dados experimentais obtidos por Corrêa (2003) utilizando uma sonda cilíndrica do tipo Pitot. Segundo Ower e Pankhurst (1977) a leitura dessa sonda está sujeita a erros devido aos efeitos viscosos. Bradley (1965) relata que a utilização desse tipo de sonda pode levar a uma redução na perda de carga, que fica em torno de 10%. Estes fatos aliados a possíveis

erros de aproximações numéricas podem estar ligadas a: i) um melhor refinamento da malha, o que leva a um esforço computacional elevado e a necessidade de equipamentos mais potentes; ii) a escolha adequada do método de turbulência e das constantes pertinentes desses métodos. Deve-se destacar igualmente que o modelo matemático proposto não prever choques das partículas no interior do ciclone, o que é observado experimentalmente.

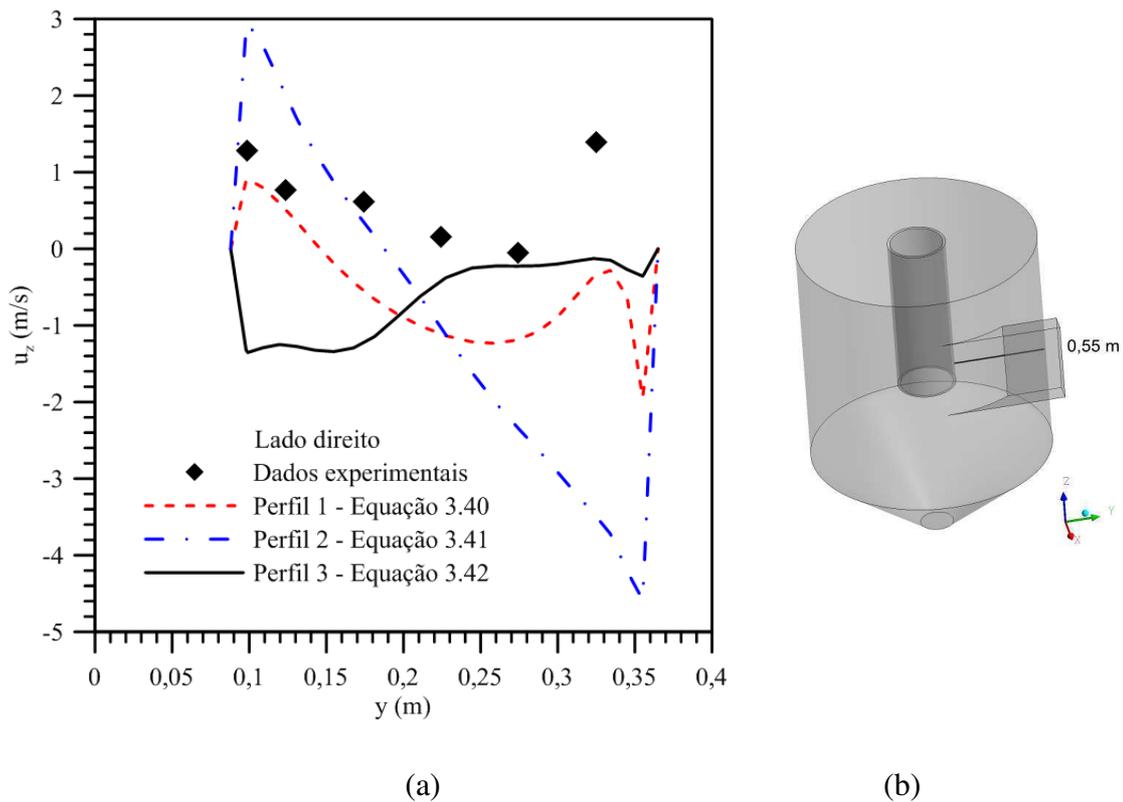
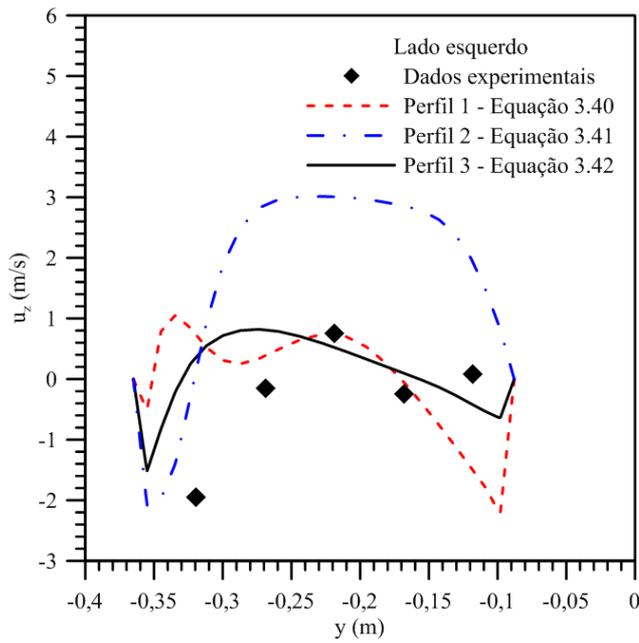
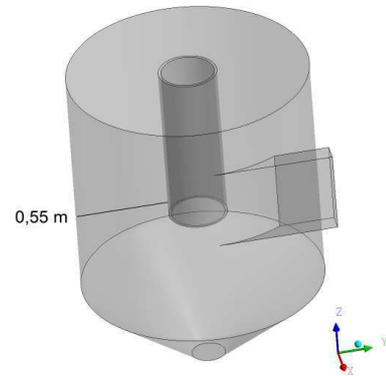


Figura 4.3: Comparação entre os perfis de velocidade axial numérico e experimental obtidos do lado direito do ciclone, com entrada no sentido horário para os casos 1, 2 e 3 no sentido horário.

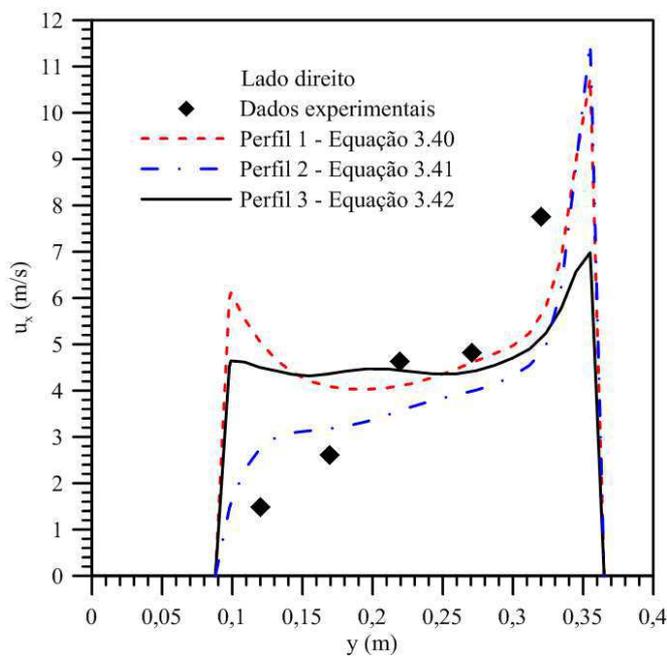


(a)

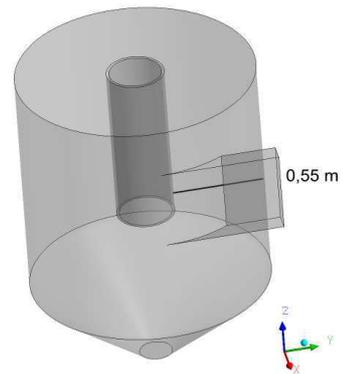


(b)

Figura 4.4: Comparação entre os perfis de velocidade axial numérico e experimental, obtidos do lado esquerdo do ciclone, com entrada no sentido horário, para os casos 1, 2 e 3.

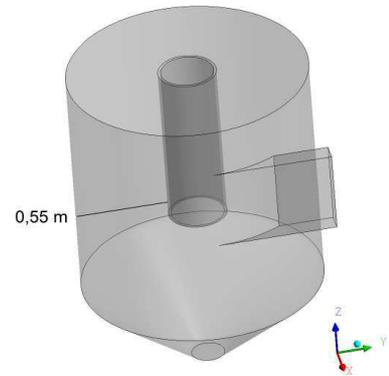
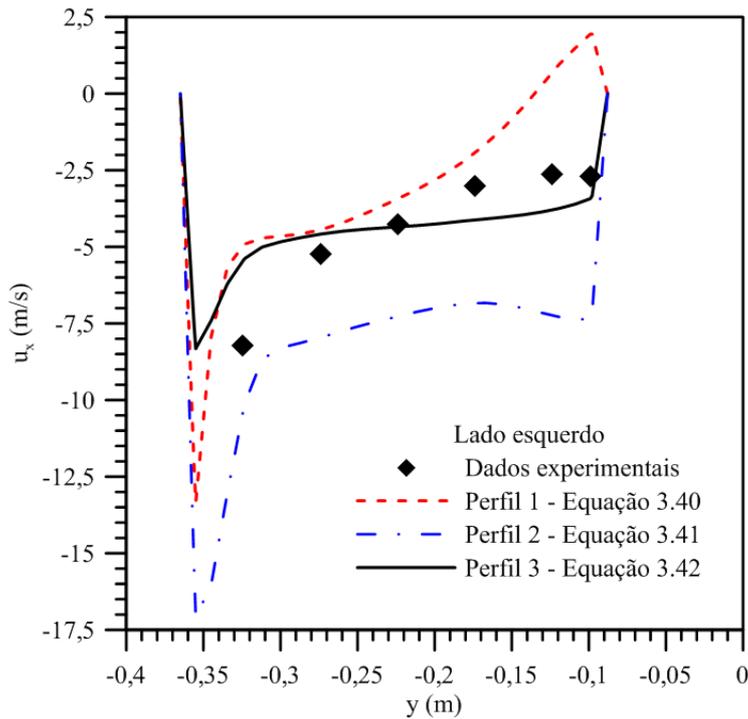


(a)



(b)

Figura 4.5: Comparação entre os perfis de velocidade tangencial numérico e experimental, obtidos do lado direito do ciclone, com entrada no sentido horário, para os casos 1, 2 e 3.



(a)

(b)

Figura 4.6: Comparação entre os perfis de velocidade axial numérico e experimental, obtidos do lado esquerdo do ciclone, com entrada no sentido horário, para os casos 1, 2 e 3.

Nota-se ainda, nas Figuras 4.3 a 4.6, um comportamento das curvas bastante diferenciados nos lados direito e esquerdo, o que é justificado pelo caráter tridimensional do escoamento das fases no interior do ciclone, também observado por Corrêa (2003) e Farias (2006), utilizando as mesmas dimensões do ciclone utilizado neste trabalho. Este caráter tridimensional é posto em evidência na Figura 4.7, onde estão representadas as linhas de fluxo obtidas a partir da entrada do ciclone para os três perfis de velocidade de entrada utilizados (perfil 1, perfil 2 e perfil 3). Observa-se claramente que o comportamento é afetado pela forma como o fluido adentra no ciclone.

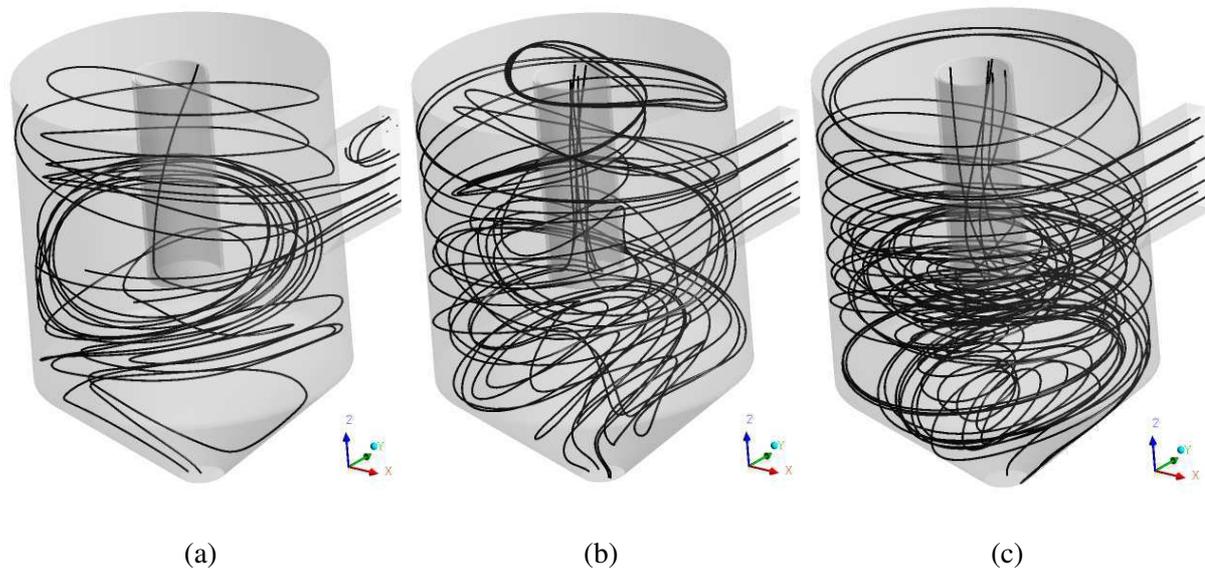


Figura 4.7: Representação das linhas de fluxo obtidas para diferentes perfis de velocidade de entrada: (a) caso 1; (b) caso 2; (c) caso 3.

As linhas de fluxo ilustradas na Figura 4.7 apresentam uma diminuição do número de voltas da corrente gasosa no interior do ciclone, quando comparadas às três Figuras (Figura 4.7 a, b e c), o que pode ser atribuído à baixa velocidade média na seção de entrada, em especial para o caso em que é utilizado o perfil 2 (velocidade constante e uniforme igual a 7,33 m/s). Neste sentido, passou-se a utilizar uma velocidade média 2,35 vezes maior (17,23 m/s) para o caso do perfil 2 e uma velocidade máxima de 20,0 m/s para o caso do perfil 3 de velocidade na entrada do ciclone. Para o caso do perfil 1 não foi realizada nenhuma simulação em virtude de não dispor de dados experimentais com velocidade superiores.

Os resultados destas simulações estão apresentados na forma de linhas de fluxo na Figura 4.8. Observa-se claramente que o aumento na velocidade média (perfil 2) e na velocidade máxima (perfil 3), proporcionou o surgimento de maior número de voltas da corrente gasosa possibilitando, assim, um aumento na intensidade turbilhonar, ou seja, um aumento do momento angular em relação ao momento axial.

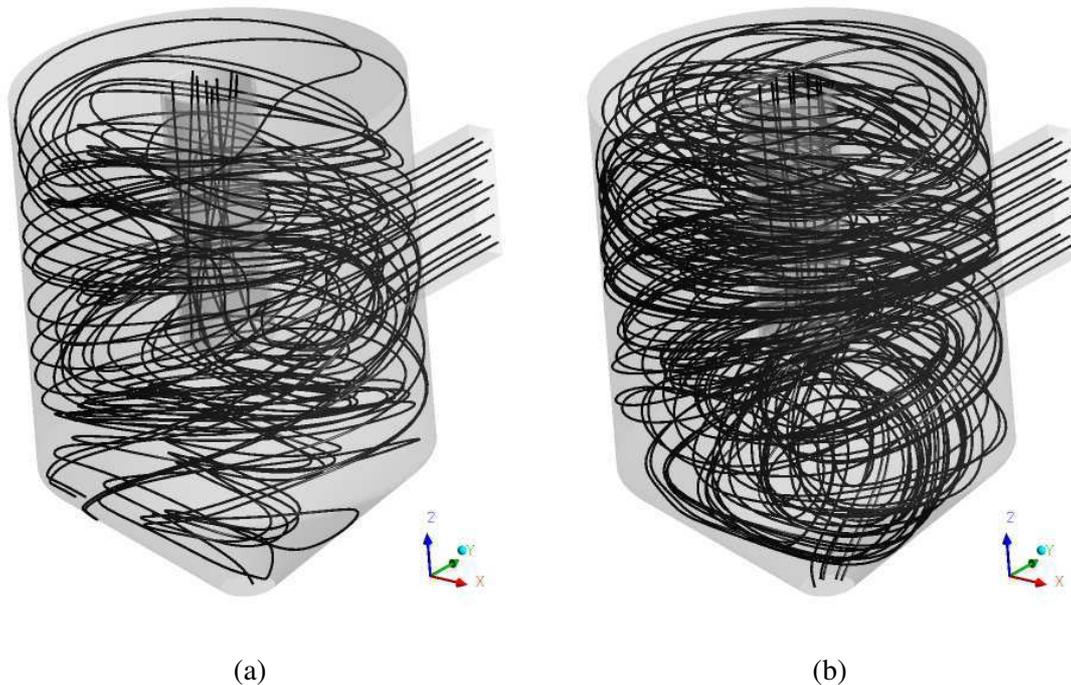


Figura 4.8: Representação das linhas de fluxo obtidas para diferentes perfis de velocidade de entrada: (a) perfil 2 (caso 11); (b) perfil 3 (caso 6).

Nas Figuras 4.9 e 4.10 estão representados os perfis de velocidade axial e tangencial no interior do ciclone para estes dois últimos casos, perfil de velocidade 2 e perfil de velocidade 3 como condição de contorno na seção de entrada modificando os valores das velocidades média (caso 2) e velocidade máxima (caso 3). Estes perfis foram tomados a 0,55 m do ponto de origem (no centro da saída inferior). Estas Figuras ilustram nitidamente o efeito da condição de contorno sobre o comportamento das curvas representativas das componentes de velocidade tangencial e axial no interior do ciclone. Este fato é atribuído ao aumento do momento angular em comparação com o momento axial no interior do ciclone.

Ao se observar atentamente as Figuras 4.9.a e 4.10.a percebe-se que há um deslocamento da curva em direção à parede cilíndrica, ou seja, um aumento substancial das componentes de velocidade tangencial nesta região, em consequência do aumento das forças centrífugas induzidas pelo aumento da velocidade na seção de entrada. Este fato leva ao aumento do momento angular e, conseqüentemente, um aumento da intensidade turbilhonar.

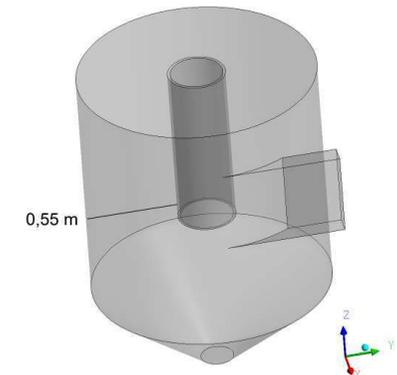
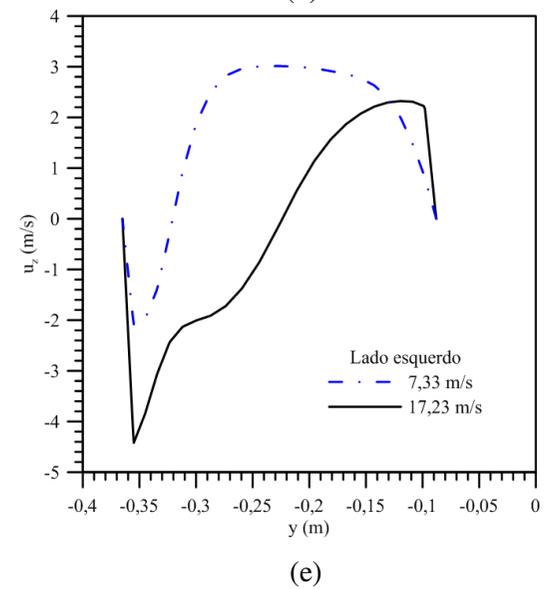
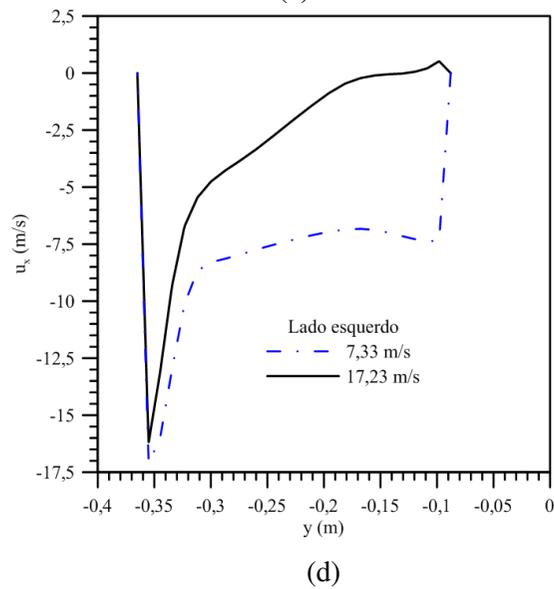
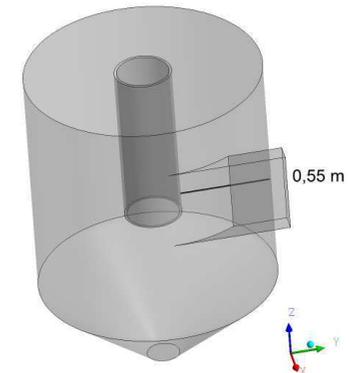
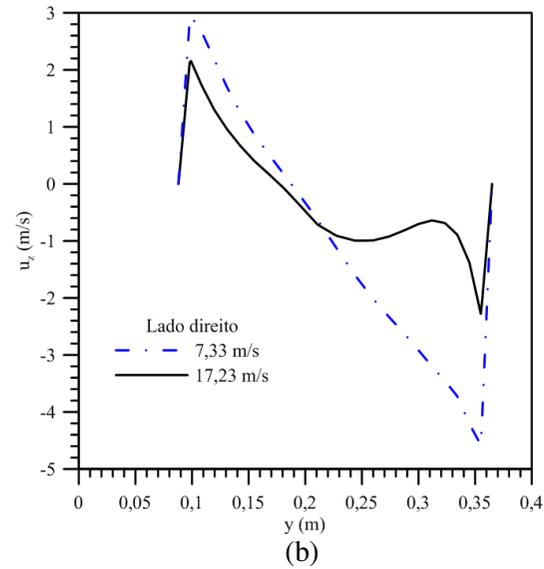
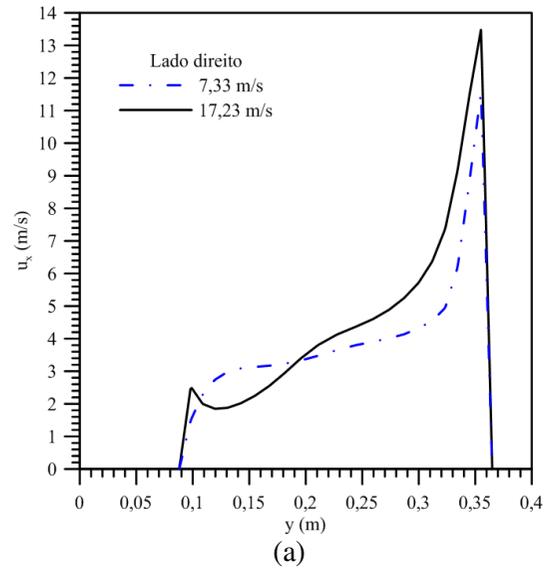
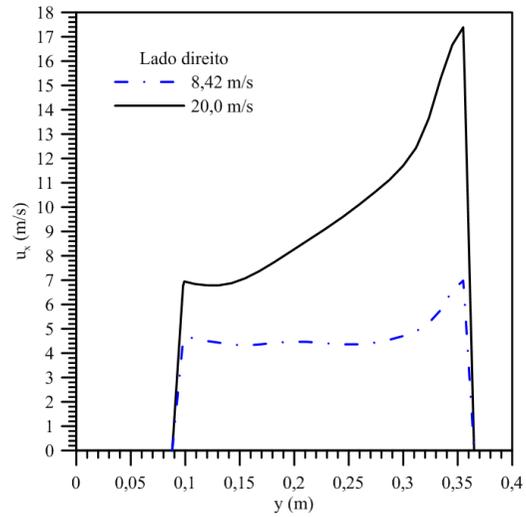
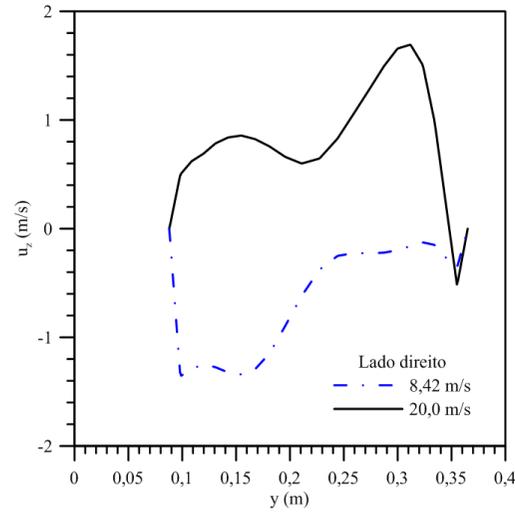


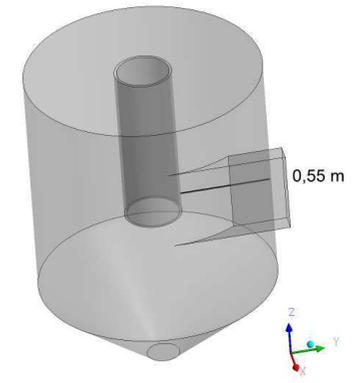
Figura 4.9: Representação dos perfis de velocidade (a) tangencial e (b) axial do lado direito (c) e tangencial (d) e axial (e) do lado esquerdo (f) tendo o perfil 2 de velocidade na seção de entrada do ciclone.



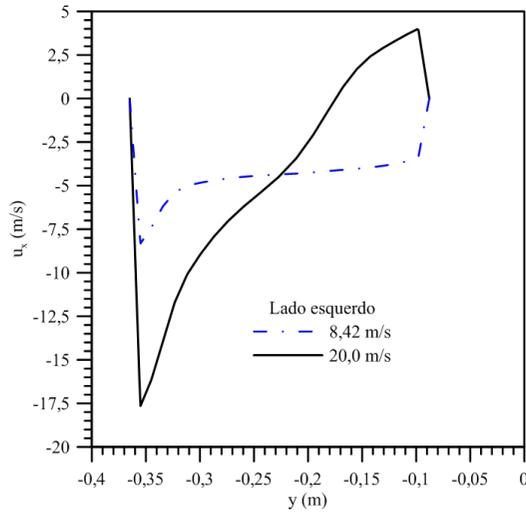
(a)



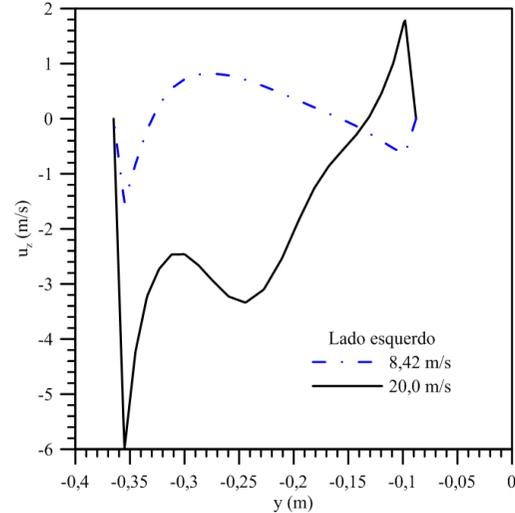
(b)



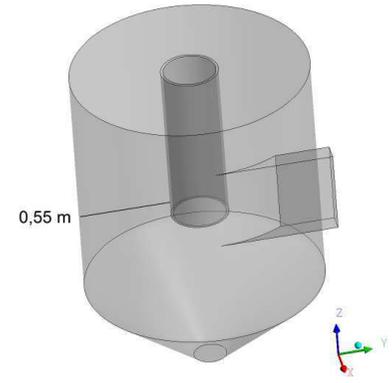
(c)



(d)



(e)



(f)

Figura 4.10: Representação dos perfis de velocidade (a) tangencial e (b) axial do lado direito (c) e tangencial (d) e axial (e) do lado esquerdo (f) tendo o perfil 3 de velocidade na seção de entrada do ciclone.

Outro ponto a ser destacado é a mudança de comportamento dos perfis, em alguns casos mudando completamente de sentido, a exemplo da velocidade axial (u_z) quando se utiliza o perfil 3 na seção de entrada do ciclone (Figuras 4.10.b, lado direito, e 4.10.e, lado esquerdo). Este fato pode ser explicado pelo surgimento ou deslocamento das zonas de recirculação no interior do ciclone decorrentes do aumento do fluxo de gás na seção de entrada (ou velocidade de entrada). Estes turbilhões podem ser observados nas Figuras 4.11 e 4.12, onde estão representados os campos vetoriais de velocidade sobre o plano longitudinal YZ passando pelo eixo ($x = 0$ m). Estes turbilhões surgem em consequência do desequilíbrio entre as forças de arraste, centrífuga e peso atuando em cada ponto no interior do ciclone.

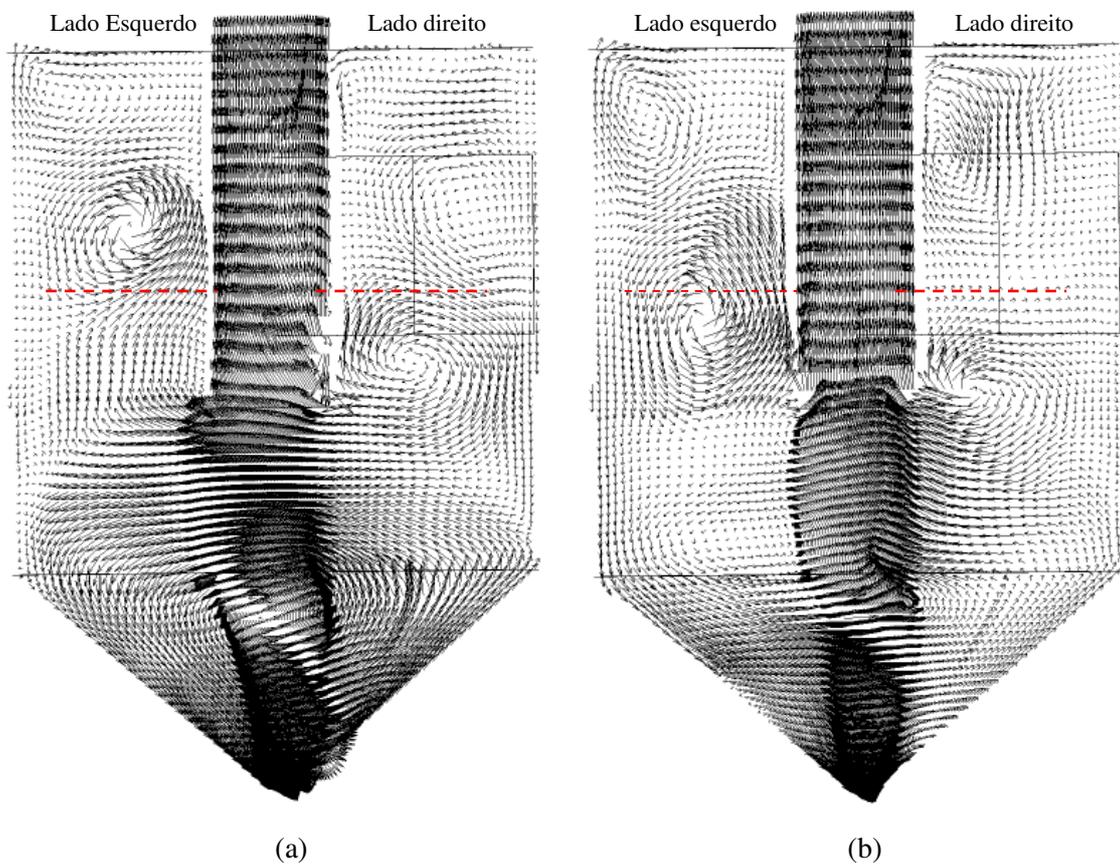


Figura 4.11: Campo vetorial de velocidade para o perfil 2 de velocidade de entrada no ciclone com valores da velocidade de (a) 7,33 m/s (caso 2) e (b) 17,23 m/s (caso 11).

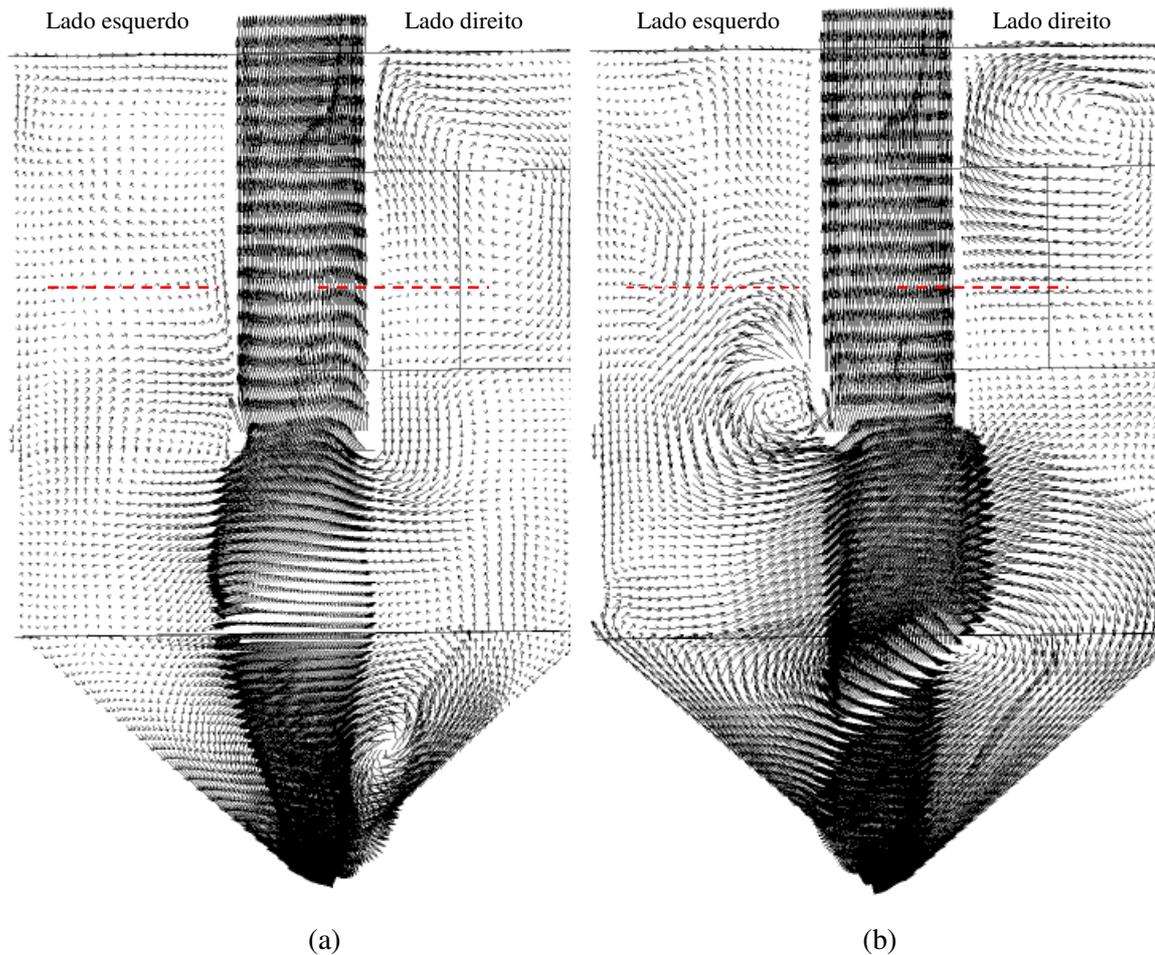


Figura 4.12: Campo vetorial de velocidade para o perfil 3 de velocidade de entrada no ciclone com valores da velocidade de (a) 8,42 m/s (caso 3) e (b) 20,0 m/s (caso 6).

Nas Figuras 4.13 e 4.14 estão representadas as distribuições das pressões sobre as paredes do ciclone para os perfis de velocidade na seção de entrada: perfil 2 adotando-se as velocidades médias de 7,33 m/s e 17,23 m/s e perfil 3 com velocidades máximas de 8,42 m/s e 20,0 m/s. Estas figuras demonstram claramente a influência do perfil de velocidade adotado na entrada como também o efeito da velocidade com que a mistura entra no ciclone. Ao se observar a Figura 4.13 percebe-se que há uma distribuição da pressão bem mais uniforme sobre as paredes ao se utilizar o perfil 2 de velocidade de entrada, isto se comparado com a que é apresentada na Figura 4.14 ao se utilizar o perfil 3. Uma explicação para este fato pode estar relacionado com o comportamento das componentes de velocidade no duto de alimentação.

Observa-se na Figura 4.15 que, devido aos efeitos de borda e a transferência de quantidade de movimento fluido-parede do duto, os perfis de velocidade nas posições

em y iguais a 0,20, 0,25, 0,30 e 0,35 m (Figura 4.15.b), adotando-se o perfil 2 como condição de contorno de entrada, não atingem um comportamento estabelecido ao entrar no ciclone. Por outro lado, ao se utilizar o perfil 3 como condição de contorno de entrada, percebe-se que praticamente os perfis de velocidade nas mesmas posições em y (Figura 4.16) não apresentam modificações no comportamento, possibilitando assim uma melhor distribuição da corrente gasosa no interior do ciclone.

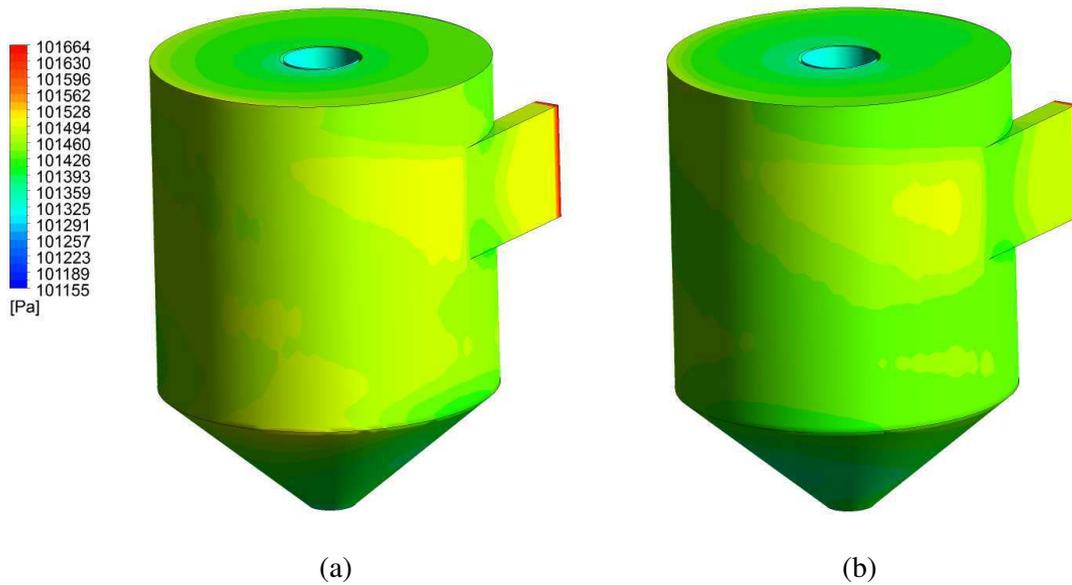


Figura 4.13: Campo de pressão sobre as paredes do ciclone secador utilizando o perfil de entrada 2 com valores da velocidade média de (a) 7,23 m/s e (b) 17,23 m/s.

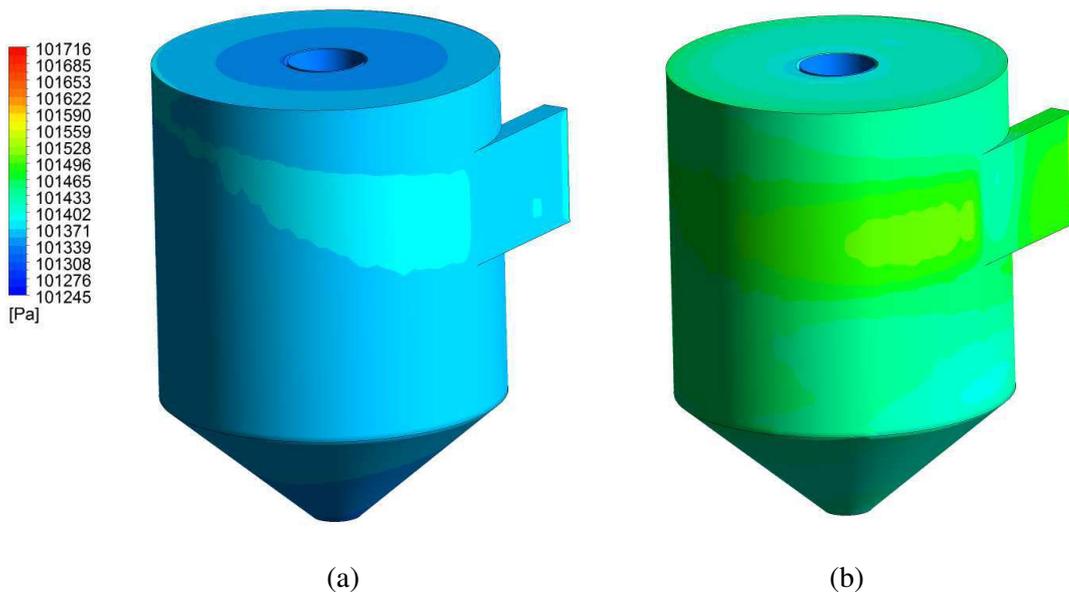
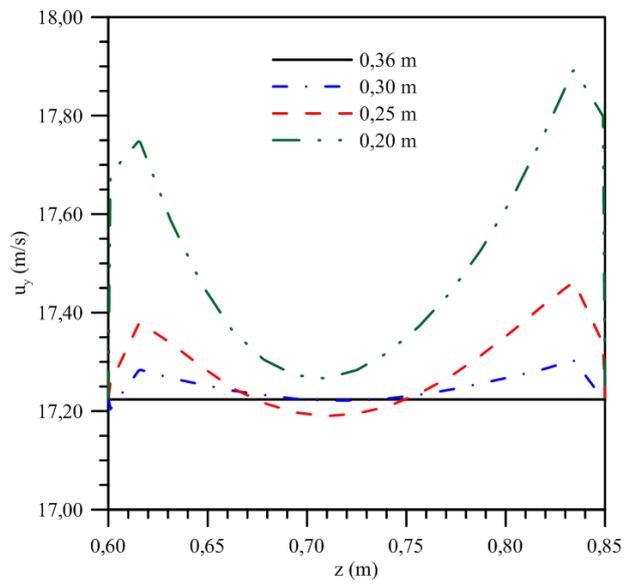
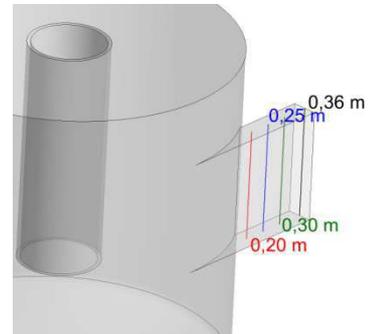


Figura 4.14: Campo de pressão sobre as paredes do ciclone secador utilizando o perfil 3 de velocidade de entrada, com valores da velocidade máxima de (a) 8,42 m/s e (b) 20,0 m/s.

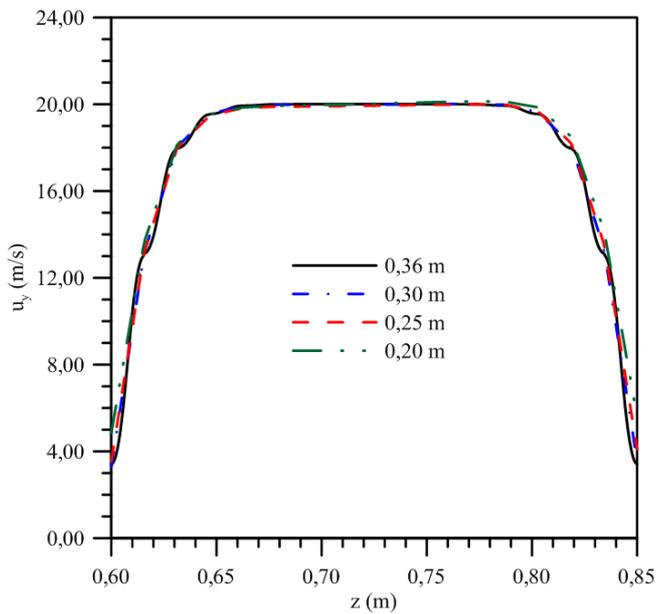


(a)

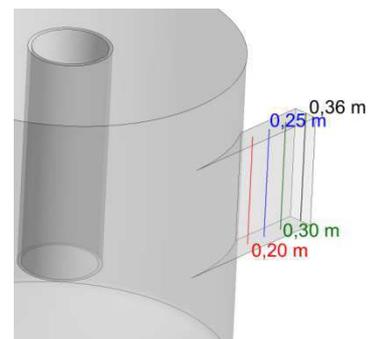


(b)

Figura 4.15: Evolução das componentes de velocidade no duto de alimentação usando o perfil 2 como condição de entrada.



(a)



(b)

Figura 4.16: Evolução das componentes de velocidade no duto de alimentação usando o perfil 3 como condição de entrada.

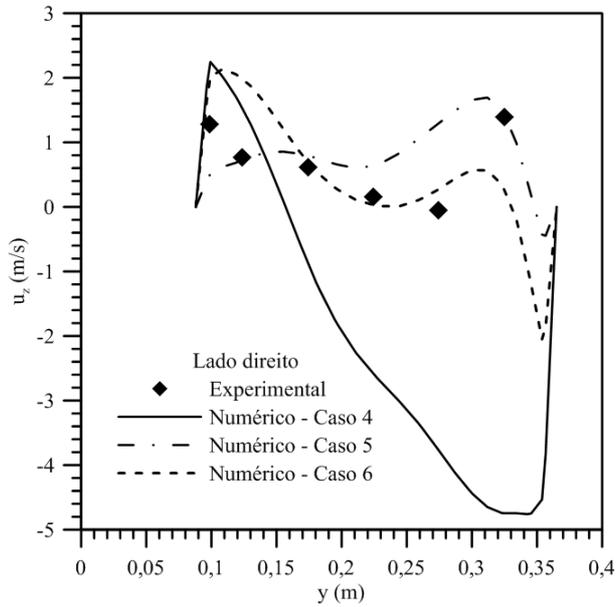
4.2.1 Influência da velocidade de entrada das partículas

Visando reduzir discrepâncias entre os resultados numéricos e experimentais, observados nas Figuras 4.3 a 4.6, foram feitas outras simulações, desta vez variando-se a velocidade de entrada das partículas e mantendo-se a velocidade do gás constante. O perfil 3 será analisado daqui por diante, em virtude de seu comportamento estar mais próximo do real. Assim, assumiu-se uma velocidade máxima de 20,0 m/s para a corrente gasosa na Equação 3.42 e velocidades das partículas iguais a 16,0; 18,0 e 20,0 m/s (casos 4, 5 e 6, respectivamente).

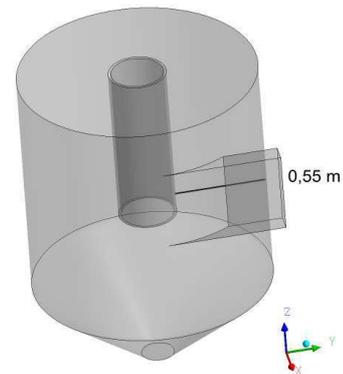
A partir destas simulações foram representados nas Figuras 4.17 a 4.20 os perfis de velocidade axial e tangencial, dispostos dos lados direito e esquerdo no ciclone, em função da posição radial (posição y).

Os resultados apresentados nas Figuras 4.17 a 4.20 põem em evidência a influência da velocidade das partículas sobre o comportamento da corrente gasosa, traduzida aqui pelas mudanças de comportamento nos perfis de velocidade axial e tangencial. Observa-se, portanto, que as componentes de velocidade axial e tangencial. Observa-se, portanto, que as componentes de velocidade axial e tangencial para o caso 4 (velocidade das partículas de 16,0 m/s) apresentam uma discrepância bastante significativa das observadas para os casos 5 e 6 (velocidades das partículas de 18,0 m/s e 20,0 m/s, respectivamente). No entanto, ao se comparar o perfil de velocidade axial e tangencial com os dados experimentais de Corrêa (2003), verifica-se que existe uma boa concordância com as componentes tangenciais (caso 4), mas os resultados numéricos superestimam as componentes axiais de velocidade, em especial do lado direito (Figura 4.17), havendo assim um distanciamento crescente, em direção à parede cilíndrica do ciclone, do fluxo ascendente da corrente gasosa. O mesmo não ocorre observando-se o lado esquerdo (Figura 4.18), nota-se que a solução numérica consegue captar o comportamento ascendente na região central do espaço anular entre a parede cilíndrica do ciclone e o tubo interno (*vortex finder*), mas apresenta diferença entre os valores experimentais e numéricos. Silva (1991) ao estudar o processo de secagem de borra de café usando um ciclone com uma entrada em voluta relata um comportamento inverso ao observado no presente trabalho: as componentes de velocidades tangenciais superestimadas e um bom acordo das componentes axiais com relação aos dados

experimentais. Este autor atribuiu esse tipo de comportamento a forma do duto de alimentação (entrada em voluta), que proporciona maiores velocidades tangenciais no interior do ciclone.

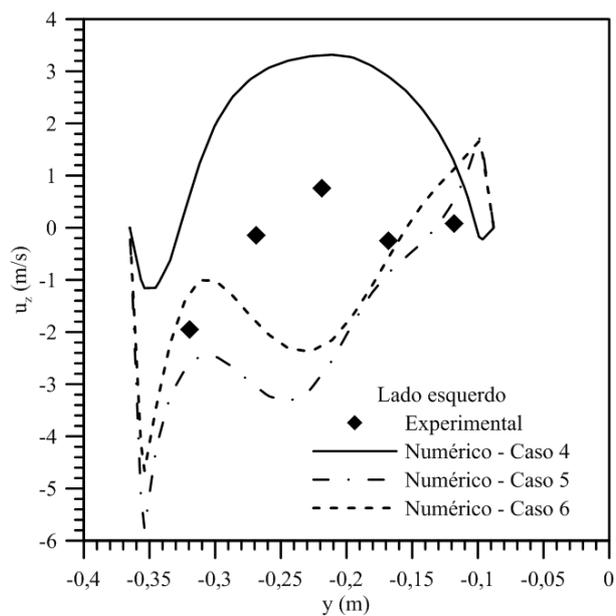


(a)

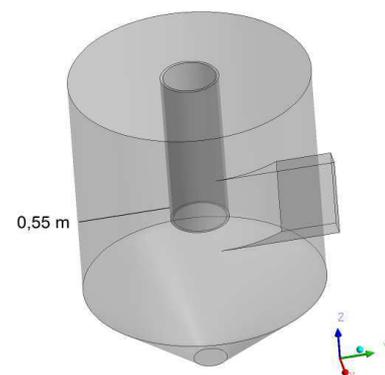


(b)

Figura 4.17: Comparação dos perfis de velocidade da fase gasosa influenciada pela presença das partículas axial numérico e experimental do lado direito do ciclone para os casos 4, 5 e 6 .

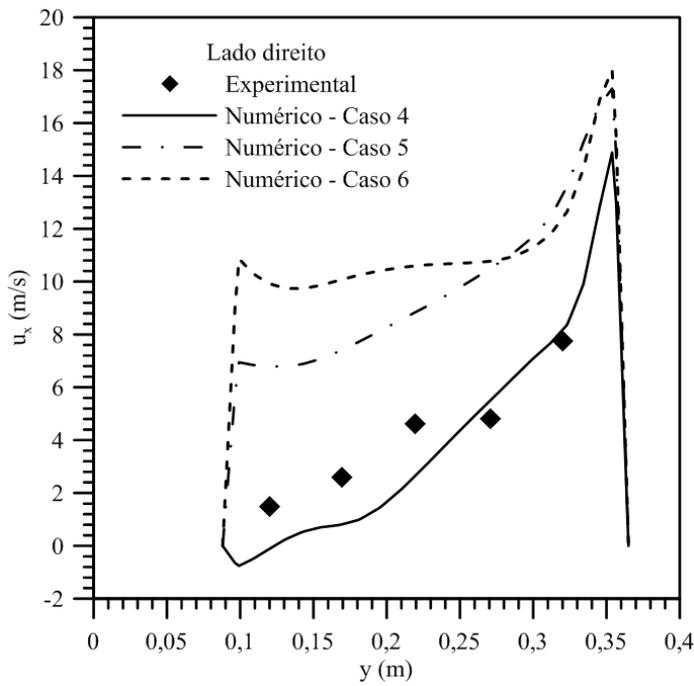


(a)

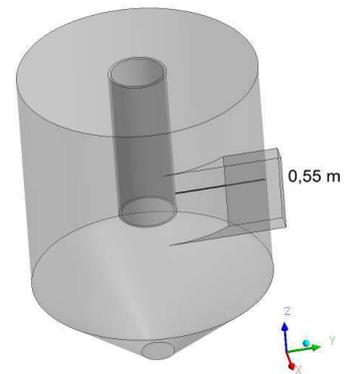


(b)

Figura 4.18: Comparação dos perfis de velocidade da fase gasosa influenciada pela presença das partículas axial numérico e experimental do lado esquerdo do ciclone para os casos 4, 5 e 6 .

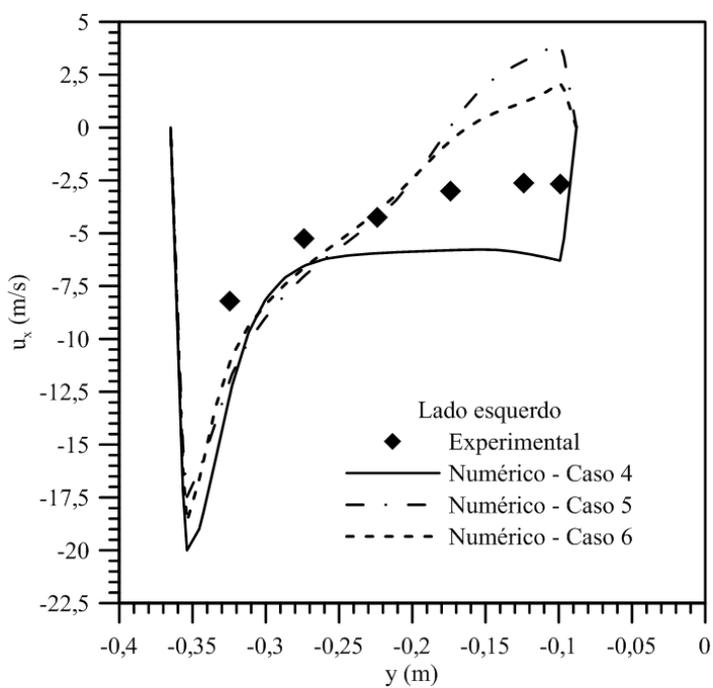


(a)

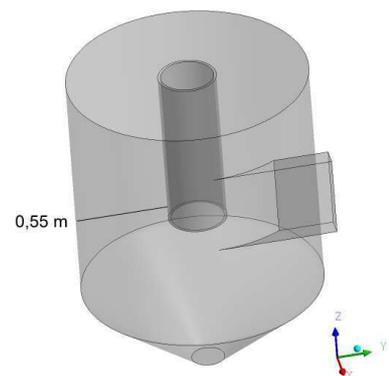


(b)

Figura 4.19: Comparação dos perfis de velocidade da fase gasosa influenciada pela presença das partículas tangencial numérico e experimental do lado direito do ciclone para os casos 4, 5 e 6.



(a)



(b)

Figura 4.20: Comparação dos perfis de velocidade da fase gasosa influenciada pela presença das partículas tangencial numérico e experimental do lado esquerdo do ciclone para os casos 4, 5 e 6.

Na Figura 4.21 está representado o comportamento das trajetórias das partículas de bagaço de cana-de-açúcar de 0,42 mm e 0,84 mm no interior do ciclone, partindo de diferentes posições na seção de entrada em direção a saída inferior, considerando o perfil 3 como condição de contorno de velocidade na seção de entrada. Estes resultados indicam a presença de um comportamento helicoidal decrescente das partículas nas proximidades das paredes cilíndrica e cônica do ciclone. Este tipo de comportamento já era esperado, tendo em vista a grande diferença de densidade entre as fases gasosa (ar) e particulada (bagaço de cana-de-açúcar). Este comportamento está relacionado com as forças de gravidade, centrífuga, centrípeta e de arraste atuando no interior do ciclone direcionando as partículas para as paredes cilíndrica e cônica. Svarovsky (2000) e Farias (2006) atribuem este tipo de comportamento a intensa mistura turbulenta causada pelo fluxo de ar que entra no ciclone pelo duto de alimentação promovendo uma dispersão radial das partículas nas proximidades da parede cilíndrica em direção à saída inferior do ciclone.

Percebe-se ainda, na Figura 4.21, que a trajetória das partículas é afetada pela velocidade de entrada das partículas (16,0; 18,0 e 20,0 m/s), mantendo-se a do gás (ar) constante e igual a 20 m/s. Este fato pode estar relacionado com a velocidade relativa e, conseqüentemente, as forças de arraste atuando sobre as partículas.

Outro ponto a ser destacado é o tempo de permanência das partículas no interior do ciclone. Neste sentido, está representado na Figura 4.22 o comportamento individual da trajetória de uma partícula de 0,42 mm partindo sempre da mesma posição (posição 8) na seção de entrada para os casos 4, 5 e 6, com velocidades de entrada da partícula de 16, 18 e 20 m/s, respectivamente.

Observa-se ainda na Figura 4.22 que o comportamento individual da trajetória da partícula e, conseqüentemente, o tempo de permanência estão diretamente relacionados com a velocidade de entrada da partícula no ciclone a partir da mesma posição na seção de entrada do duto de alimentação. Wang *et al.* (1999) e Farias (2006) estudando o comportamento de uma corrente gás-sólido em um ciclone verificaram comportamento semelhante da trajetória da partícula.

A fim de avaliar se o comportamento e o tempo de permanência das partículas podem ser afetados pela posição de entrada da partícula no duto de alimentação, foram tomadas seis posições diferentes na seção de entrada do duto de alimentação (posições 2, 18, 26, 32, 44 e 52) representando o comportamento individual de uma partícula de 0,84 mm com velocidade de entrada igual a 18,0 m/s conforme mostrado na Figura 4.23 (a, b, c, d, e e f, respectivamente). A análise desta Figura mostra claramente o efeito causado pela posição da partícula sobre o comportamento individual da partícula e sobre o tempo de permanência no ciclone, o qual variou entre 2,066 a 3,733 s. Esse tipo de comportamento está associado ao comportamento do gás induzido pelas componentes de velocidade e de pressão local no interior do ciclone que promovem o surgimento de zonas de recirculação semelhantes às apresentadas nas Figuras 4.11 e 4.12.

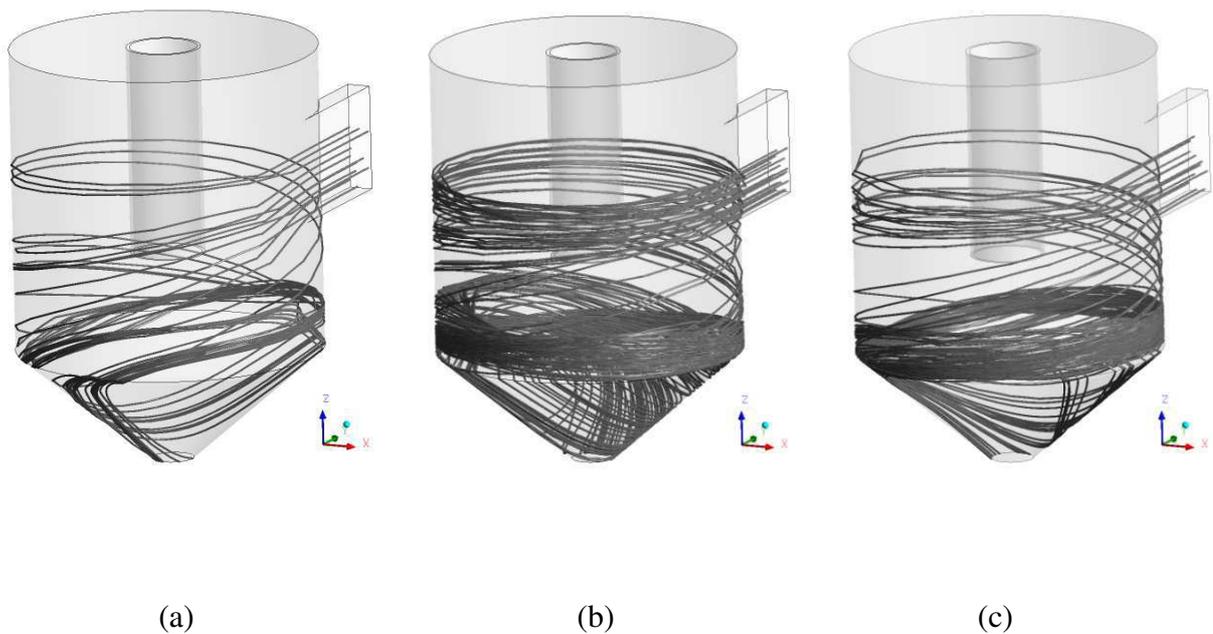


Figura 4.21: Trajetórias de várias partículas no ciclone para as velocidades de entrada das partículas de: (a) 16,0; (b) 18,0; (c) 20,0 m/s.

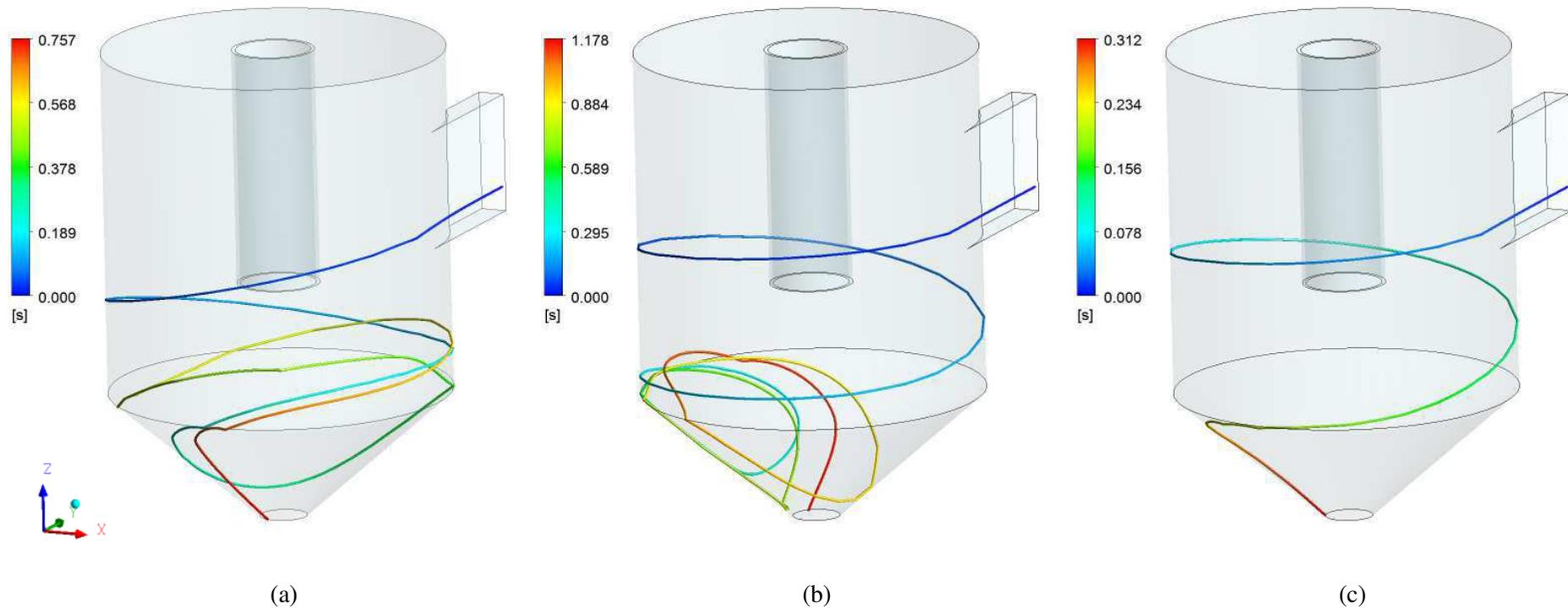


Figura 4.22: Tempo de permanência sobre a trajetória individual de uma partícula de 0,42 mm na posição 8 (0,357 m; 0,360 m; 0,651 m) na entrada do duto de alimentação do ciclone para velocidade de entrada do gás igual a 20,0 m/s e velocidades de entrada das partículas de: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) ; (c) 20,0 m/s (caso 6).

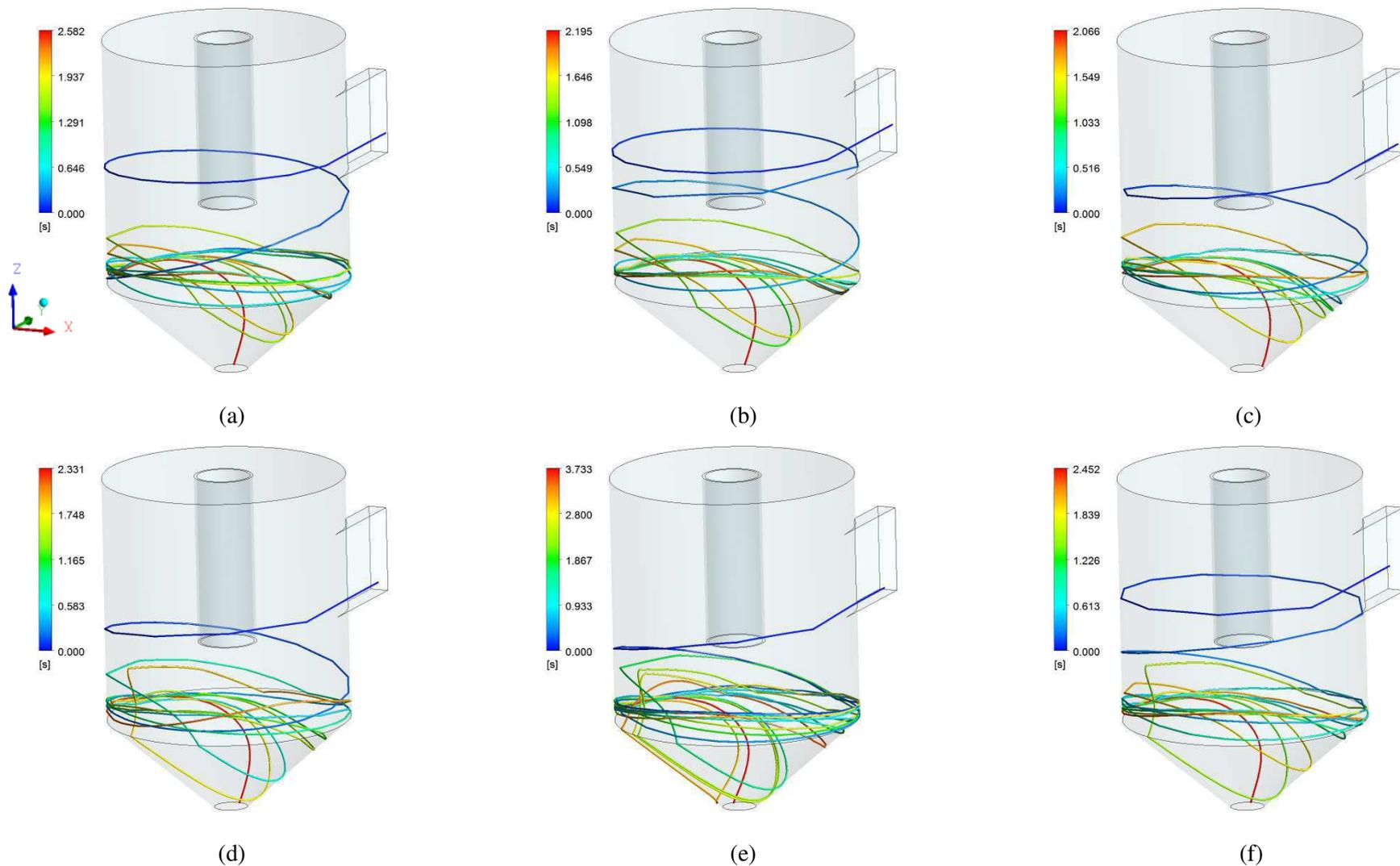


Figura 4.23: Tempo de permanência sobre as trajetórias das partículas de 0,84 mm para a velocidade de entrada das partículas igual a 18,0 m/s e velocidade do gás 20,0 m/s (caso 5) em seis posições diferentes: 2 (0,359 m; 0,360 m; 0,658 m), 18 (0,353 m; 0,360 m; 0,808 m), 26 (0,341 m; 0,360 m; 0,624 m), 34 (0,332 m; 0,360 m; 0,701 m), 52 (0,315 m; 0,360 m; 0,669 m) e 56 (0,317 m; 0,360 m; 0,847 m).

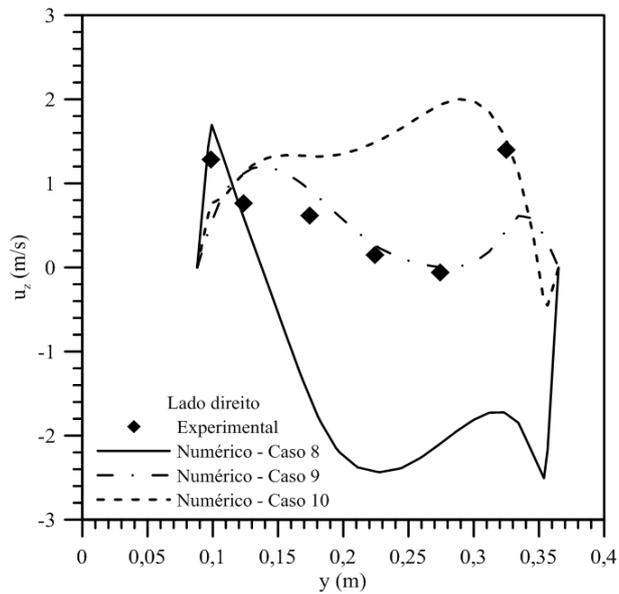
4.2.2 Efeito da posição do duto de alimentação

Visando avaliar o efeito da posição do duto de alimentação sobre os perfis de velocidade, com fluxo (ar mais partículas) no sentido anti-horário foram representadas nas Figuras 4.24 a 4.27 as componentes de velocidade axial e tangencial em função da posição y para os lados direito (Figura 4.24.b) e esquerdo (Figura 4.25.b) usando uma malha, com a mesma distribuição e número de elementos utilizados na malha com o duto de alimentação posicionada no sentido horário. Vale lembrar que Farias (2006) usou um ciclone com as mesmas dimensões do ciclone utilizado no presente trabalho, todavia o duto de alimentação foi posicionado no sentido anti-horário.

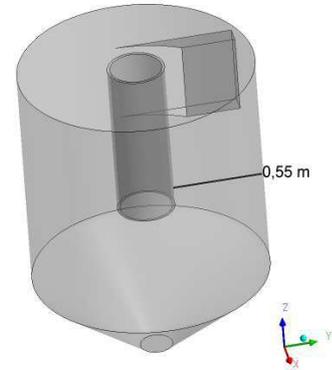
Os resultados apresentados nas Figuras 4.24 a 4.27 ilustram um comportamento similar aos apresentados nas Figuras 4.17 a 4.20 para os perfis de velocidade axial, tanto do lado direito como do lado esquerdo. Para os perfis de velocidade tangencial, percebe-se um comportamento simétrico. Observam-se igualmente discrepâncias semelhantes ao se comparar com os dados experimentais disponibilizados por Corrêa (2003), muito embora esta comparação não tenha muito sentido pelo fato de que o ciclone utilizado por esse autor tenha o duto de alimentação posicionado no sentido horário.

Com o objetivo de se averiguar o quanto estes comportamentos se assemelham, estão representados nas Figuras 4.28 e 4.29 os perfis de velocidade axial e tangencial, respectivamente, em função da posição y nos lados direito e esquerdo do ciclone, assumido o caso 4 para representar o comportamento da corrente gasosa nestas figuras. Os resultados das Figuras 4.28 e 4.29 põem em evidência a influência do posicionamento do duto de alimentação (horário ou anti-horário) nas:

- componentes de velocidade axial do lado direito, onde se tem um deslocamento em direção a parede do tubo interno do perfil de velocidade ao posicionar o duto no sentido anti-horário. Observa-se um aumento na velocidade nesta região e uma redução próxima ao centro do espaço anular (tubo interno–parede cilíndrica do ciclone);
- componentes de velocidade axial do lado esquerdo, observa-se uma redução desta velocidade próxima a parede cilíndrica quando o duto de alimentação está posicionado no sentido anti-horário;
- componentes de velocidade tangencial, apresentaram pequenas diferenças de comportamento e grandeza, em especial do centro do espaço anular em direção a parede do tubo interno.

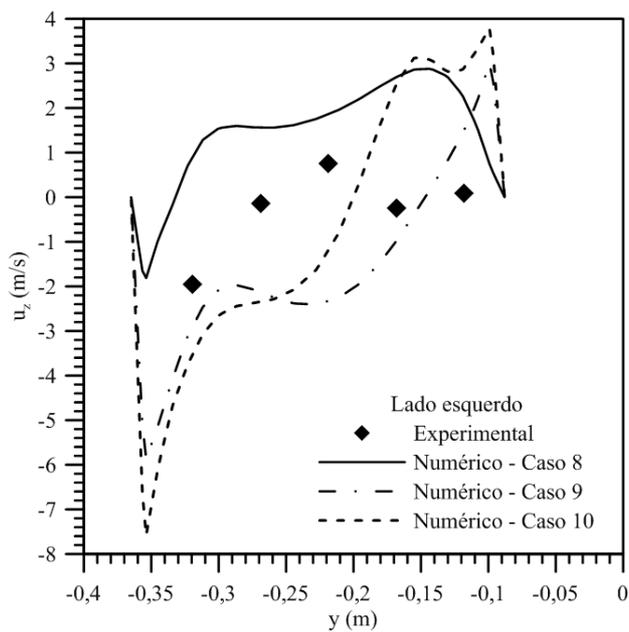


(a)

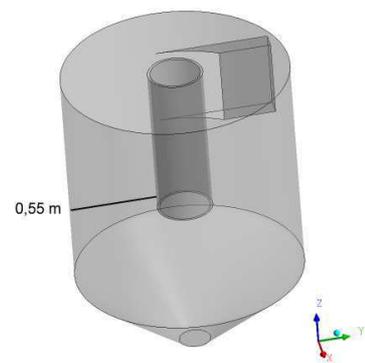


(b)

Figura 4.24: Comparação dos perfis de velocidade axial numérico e experimental do lado direito do ciclone para os casos 8, 9 e 10 (16,0; 18,0 e 20,0 m/s, respectivamente) com entrada no sentido anti-horário.

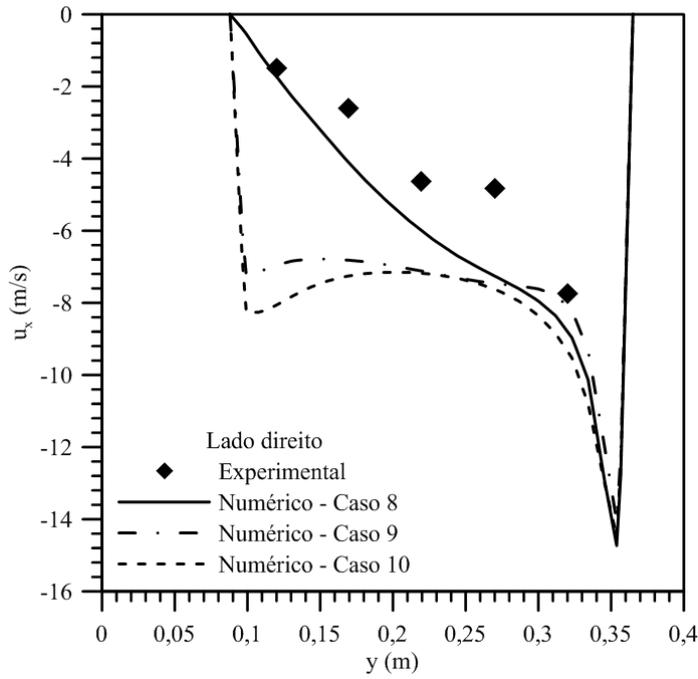


(a)

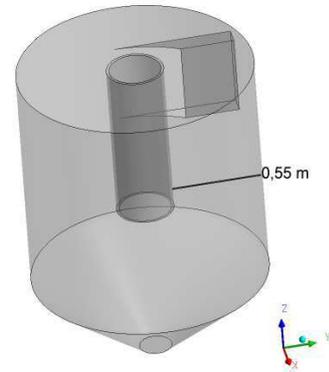


(b)

Figura 4.25: Comparação dos perfis de velocidade axial numérico e experimental do lado esquerdo do ciclone para os casos 8, 9 e 10 (16,0; 18,0 e 20,0 m/s, respectivamente) com entrada no sentido anti-horário.

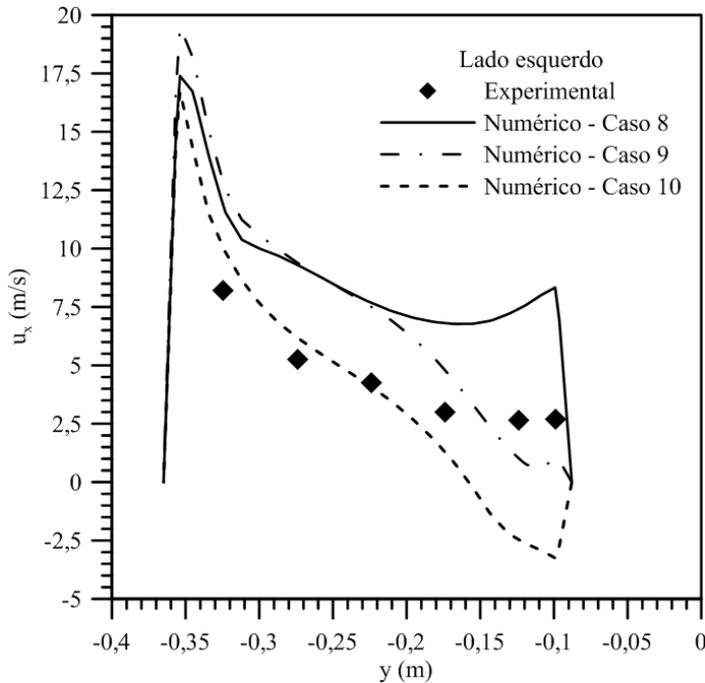


(a)

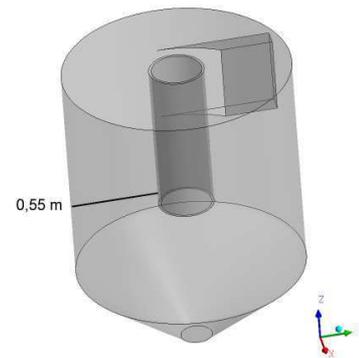


(b)

Figura 4.26: Comparação dos perfis de velocidade tangencial numérico e experimental do lado direito do ciclone para os casos 8, 9 e 10 (16,0; 18,0 e 20,0 m/s, respectivamente) com entrada no sentido anti-horário.



(a)



(b)

Figura 4.27: Comparação dos perfis de velocidade tangencial numérico e experimental do lado esquerdo do ciclone para os casos 8, 9 e 10 (16,0; 18,0 e 20,0 m/s, respectivamente) com entrada no sentido anti-horário.

Na Figura 4.30 estão representados os perfis da pressão total (pressão hidrostática mais a dinâmica) em função da posição y , do lado direito e esquerdo do ciclone. Esta figura indica que, ao se posicionar o duto de alimentação no sentido horário, há um deslocamento do perfil de pressão em direção à parede cilíndrica do ciclone em consequência do aumento das forças centrífugas proporcionando, assim, uma redução da pressão nas proximidades do tubo central. Este fato pode conduzir a formação de zonas de recirculação, a exemplo das apresentadas nas Figuras 4.11 e 4.12, que podem ser caracterizadas pela mudança de sinal das componentes de velocidade axial observadas nas figuras anteriormente apresentadas.

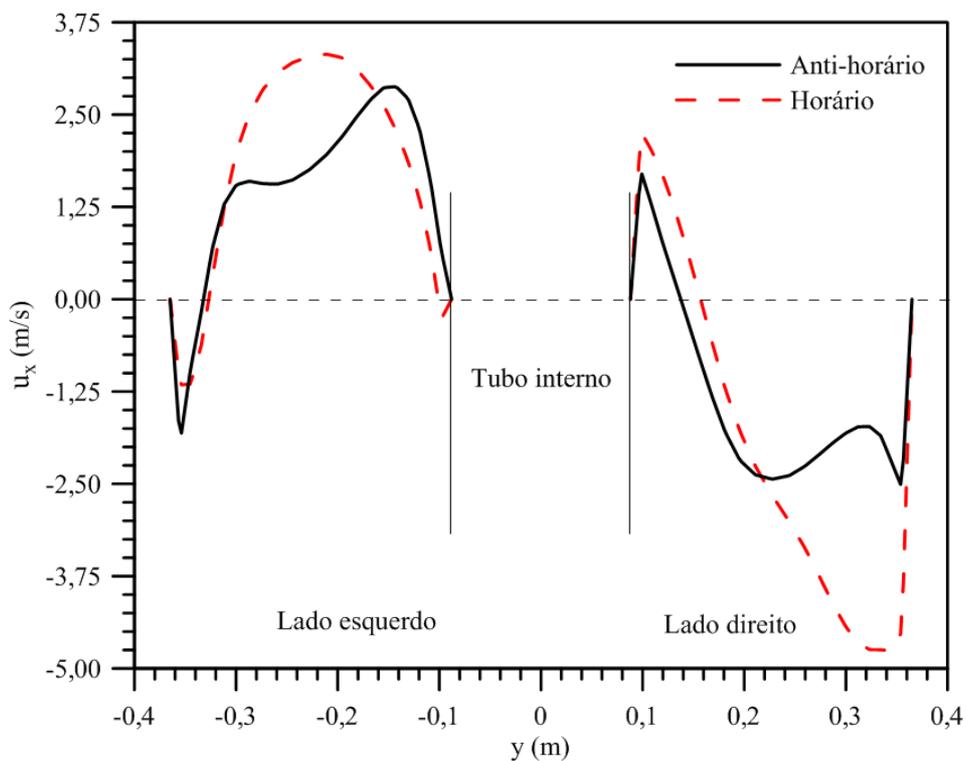


Figura 4.28: Comparação dos perfis de velocidade axial no ciclone na posição 0,55 m da saída inferior para o caso 4 com duto de entrada nos sentidos horário e anti-horário.

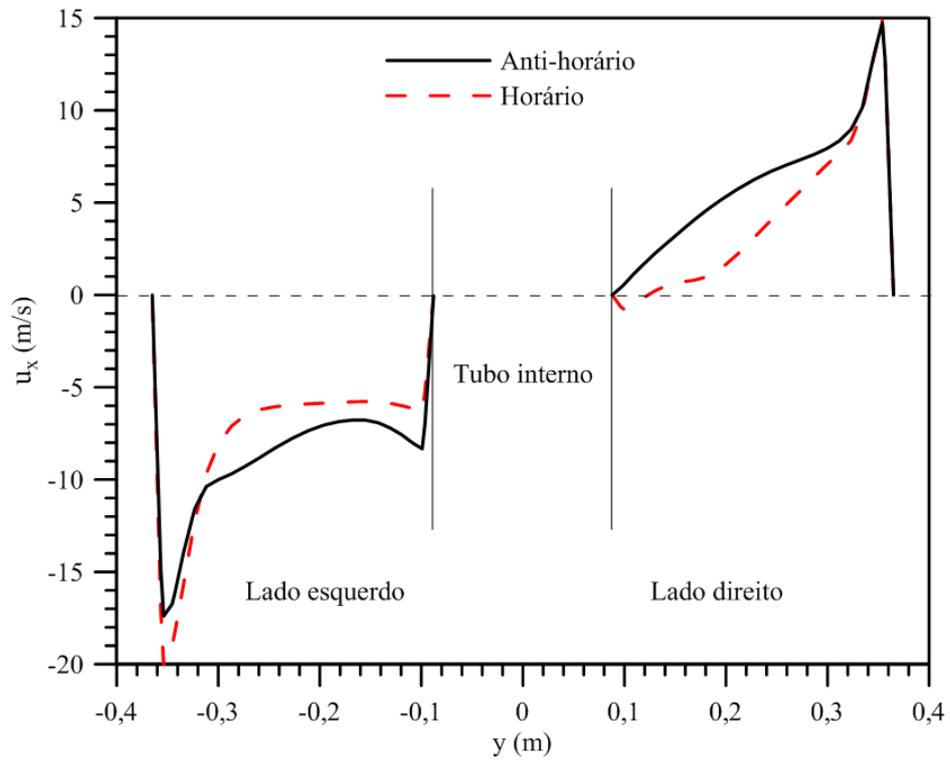


Figura 4.29: Comparação dos perfis de velocidade tangencial no ciclone na posição 0,55 m da saída inferior para o caso 4 com duto de entrada nos sentidos horário e anti-horário.

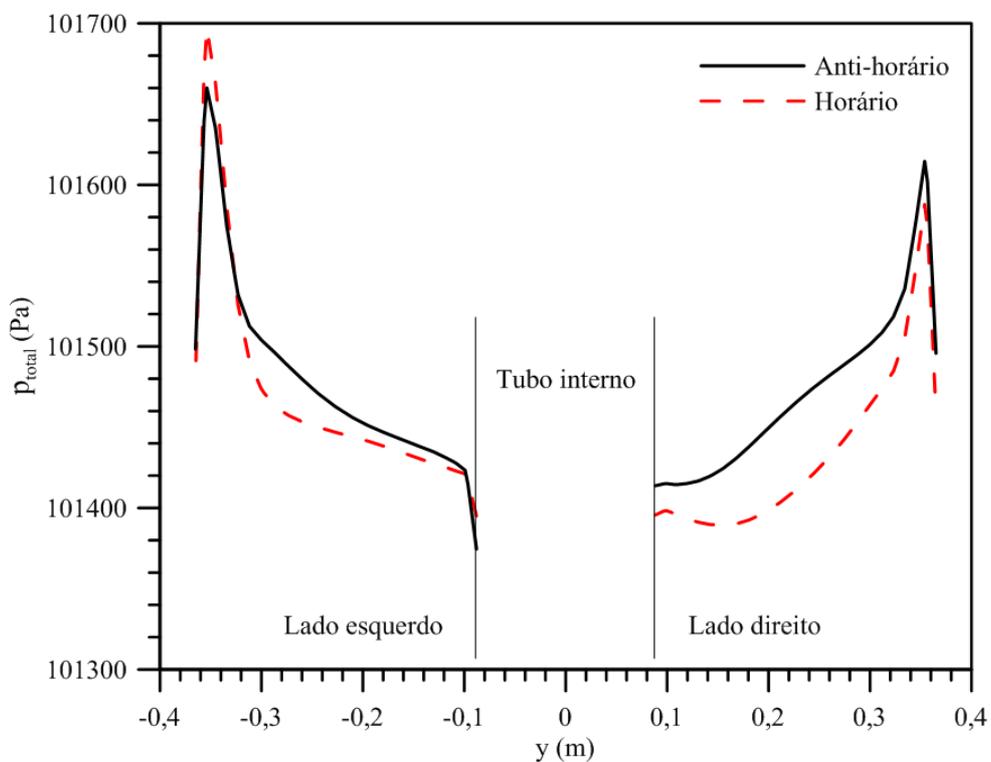


Figura 4.30: Comparação dos perfis de pressão no ciclone na posição 0,55 m da saída inferior para o caso 4 com duto de entrada nos sentidos horário e anti-horário.

4.3 Análise térmica do ciclone secador

Na Figura 4.31 estão representados os campos de temperatura sobre as superfícies cilíndrica e cônica, do tubo interno e duto de alimentação, para três velocidades de entrada das partículas (16,0; 18,0 e 20,0 m/s) na seção de entrada do ciclone.

Observa-se que as distribuições de temperatura acompanham o comportamento helicoidal descendente das partículas arrastadas pelas correntes de ar de secagem, como observado na Figura 4.21, as quais permanecem em movimento circulatório próximo das paredes cilíndrica e cônica, nesta última por um maior período, proporcionando uma troca térmica entre as partículas e o ar de secagem. Resultados semelhantes foram observados por Farias (2006) usando um ciclone secador. Esta troca térmica partícula-ar de secagem reflete na distribuição de temperatura no interior do ciclone secador como pode ser observado na Figura 4.32, onde estão representados as iso-superfícies de temperatura sobre os planos longitudinais YZ e XZ para as três velocidades de entrada das partículas no duto de alimentação (16,0; 18 e 20 m/s). As partículas em contato com o ar de secagem perdem água pelo processo de evaporação modificando a temperatura, diâmetro e teor de umidade em base úmida das partículas, como podem ser observadas nas Figuras 4.33 a 4.35 (mesma posição na seção de entrada, posição 8).

Outro ponto a ser destacado no comportamento apresentado nas Figuras 4.31 a 4.35 é o efeito que a velocidade de entrada das partículas, a partir do duto de alimentação do ciclone, exerce sobre o comportamento térmico e de secagem das partículas. Quando as partículas entram no ciclone com a mesma velocidade da corrente de ar de secagem, observa-se um curto período de permanência no interior do ciclone, 0,312 s, como pode ser observado na Figura 4.22.c, se comparado com a situação em que as partículas entram no ciclone com uma velocidade menor, 18 m/s, que chegou a 1,178 s (Figura 4.22.b). Ao se reduzir ainda mais esta velocidade, 16 m/s, percebe-se novamente uma diminuição do tempo de permanência das partículas no interior do ciclone, 0,757 s (Figura 4.22.a). Estes resultados põem em evidência a necessidade de obter um valor adequado da velocidade das partículas em relação à velocidade do ar de secagem que entra no ciclone.

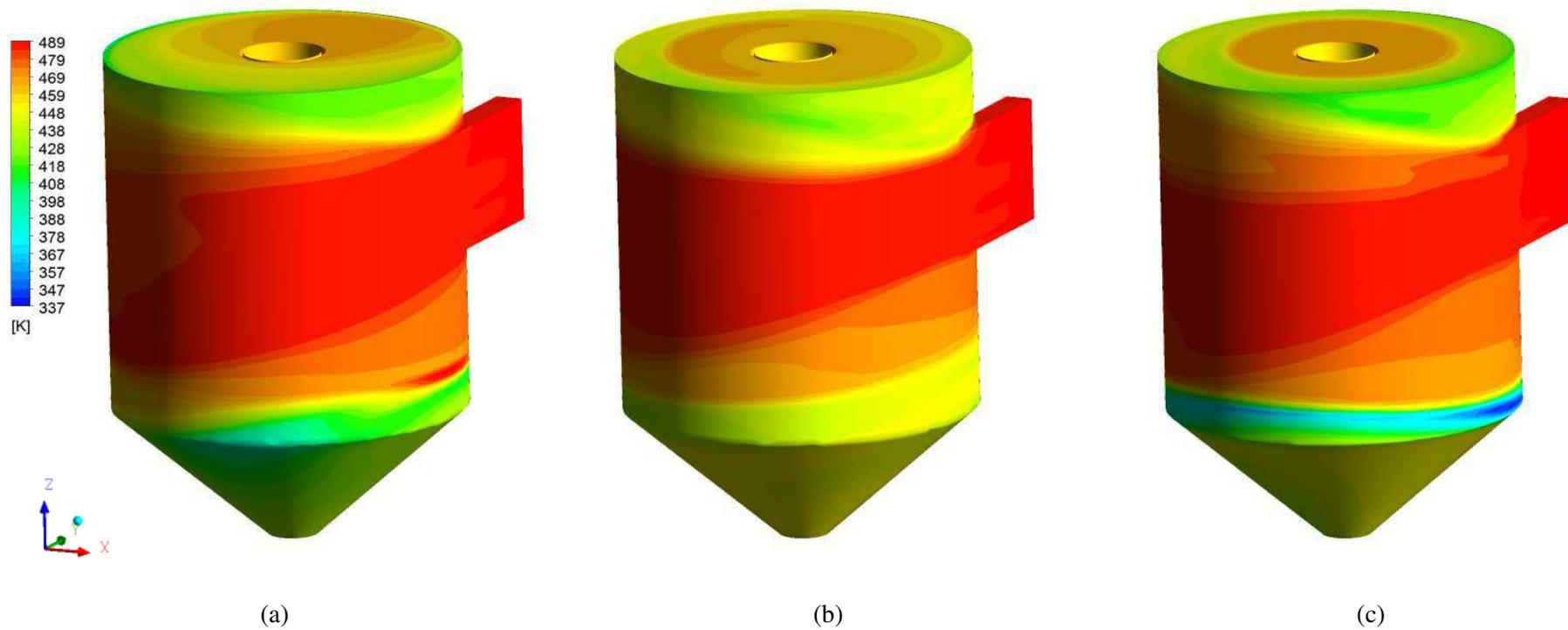


Figura 4.31: Campo de temperatura sobre as paredes do ciclone, com duto de alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).

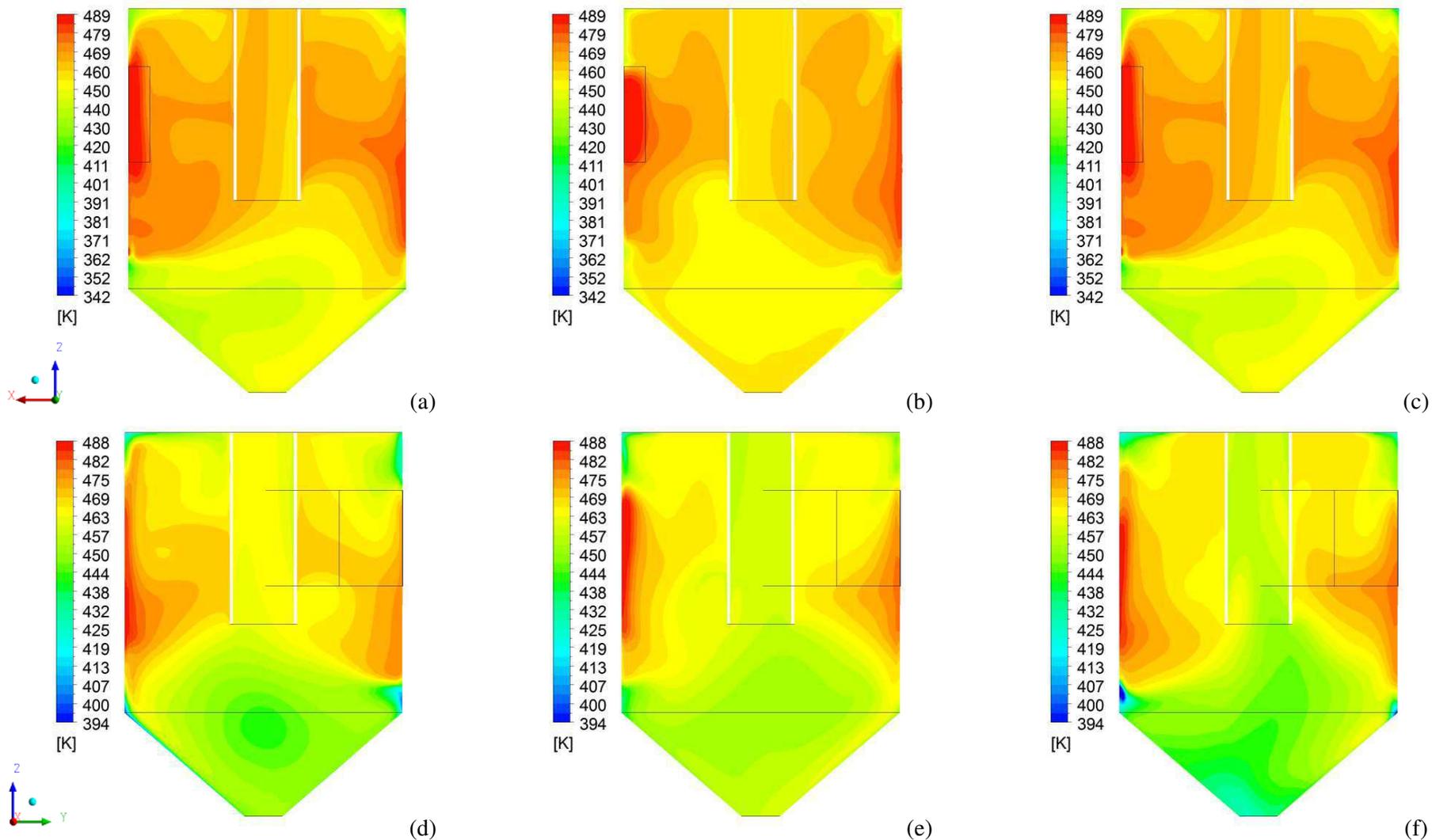


Figura 4.32: Campo de temperatura sobre os planos longitudinais xz (a, b, c) e yz (d, e, f) no ciclone com duto de alimentação posicionado no sentido horário, $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a,d) 16,0 m/s (caso 4); (b,e) 18,0 m/s (caso 5) e (c,f) 20,0 m/s (caso 6).

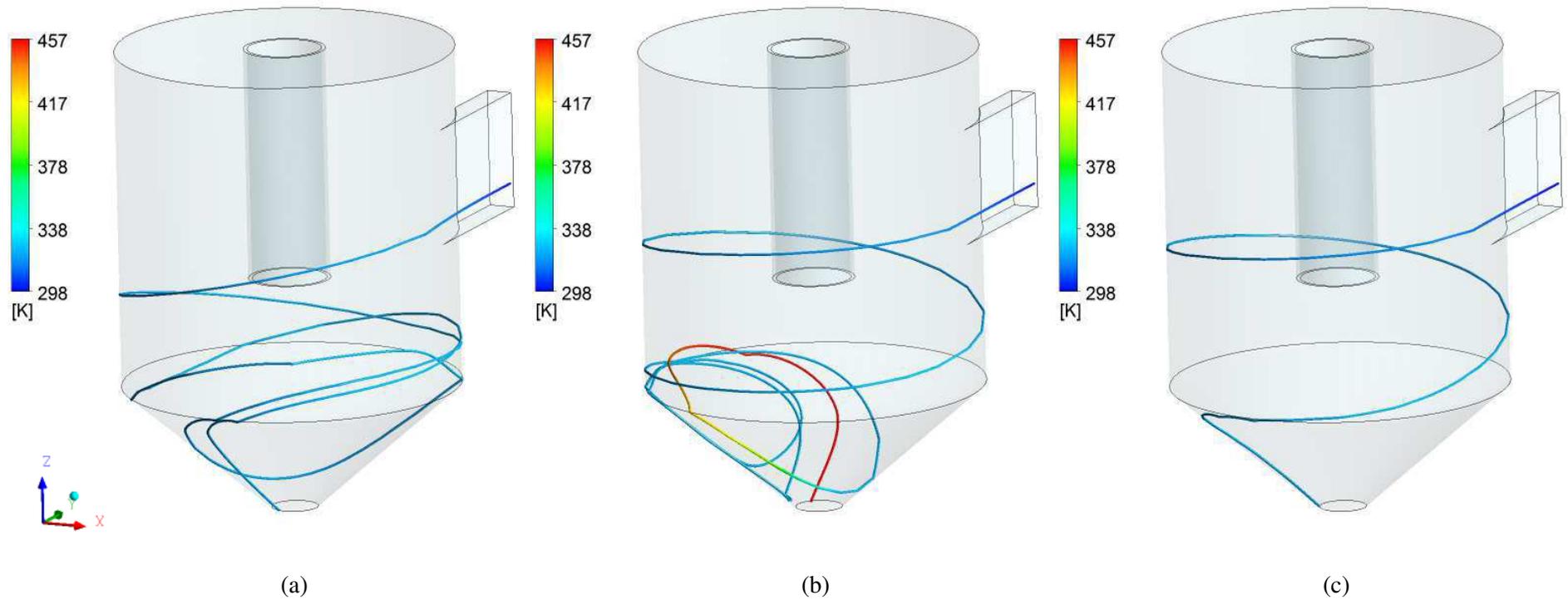


Figura 4.33: Temperatura das partículas de 0,42 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, posição 8 (0,357 m; 0,360 m; 0,651 m), $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).

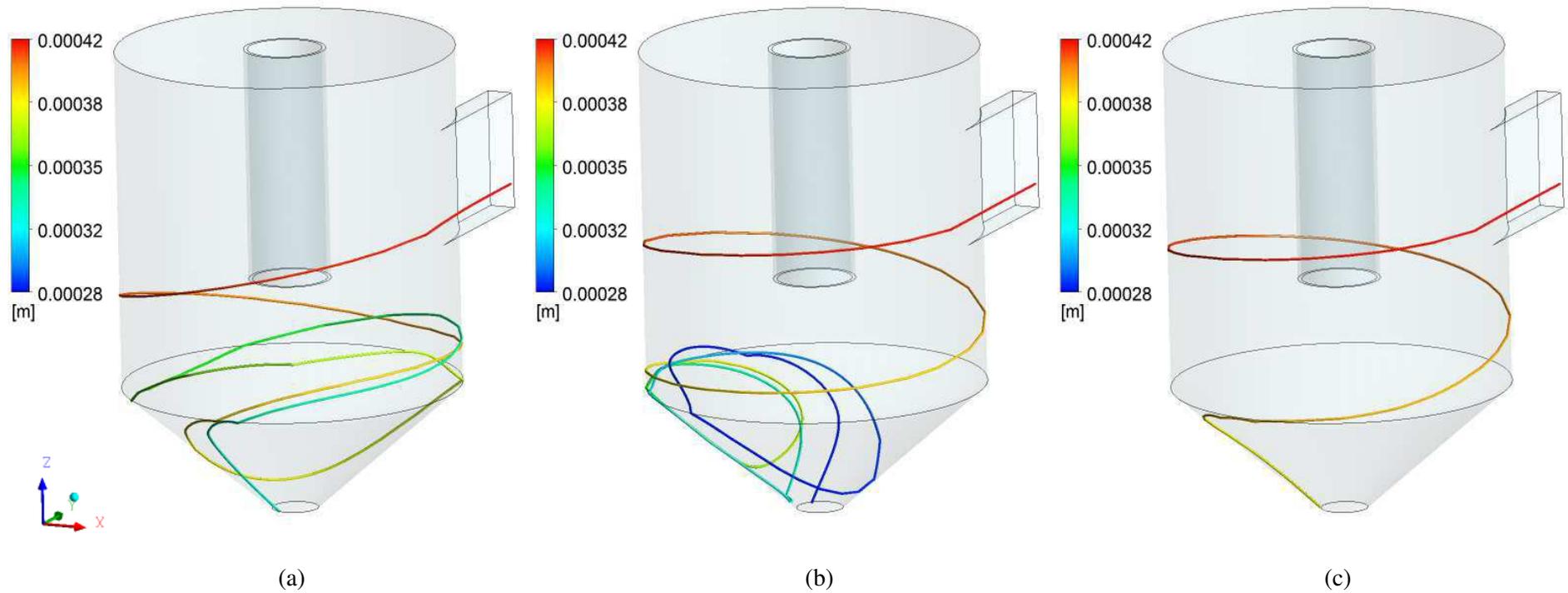


Figura 4.34: Diâmetro das partículas de 0,42 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, posição 8 (0,357 m; 0,360 m; 0,651 m), $T_{\text{ar}} = 489 \text{ K}$ e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).

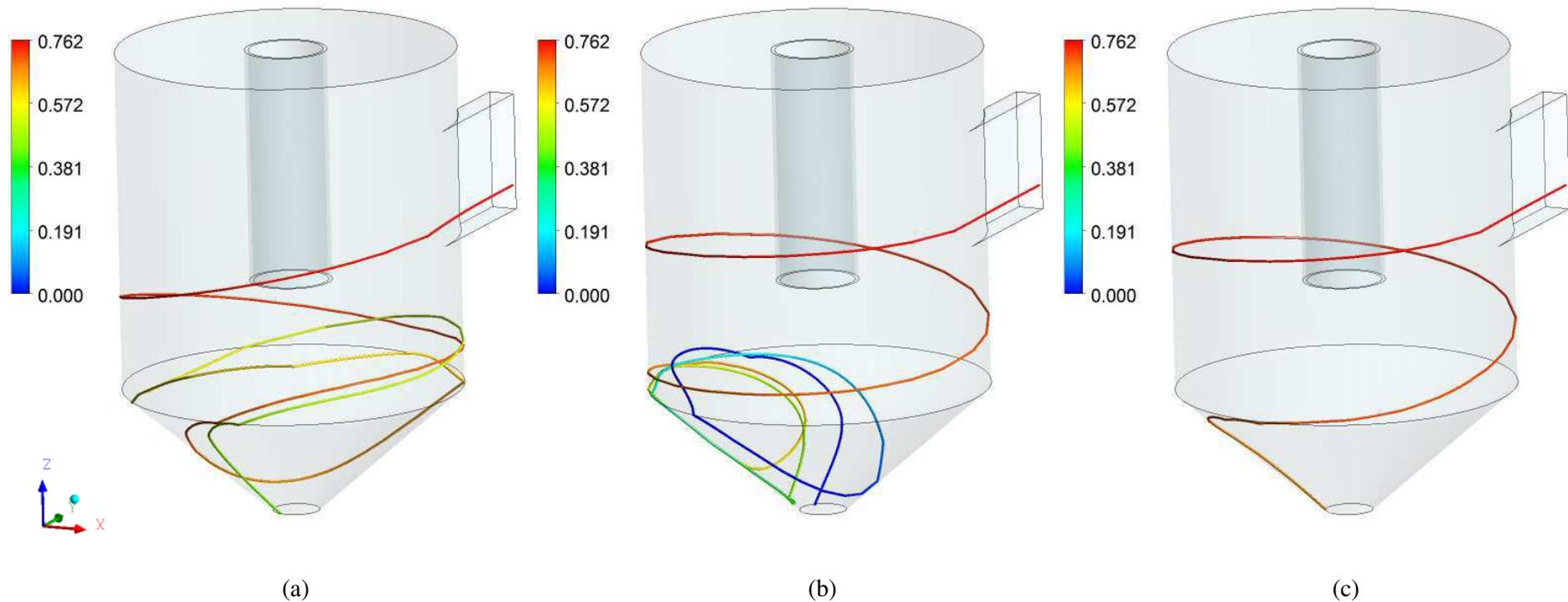


Figura 4.35: Teor de umidade b.u. das partículas de 0,42 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, posição 8 (0,357 m; 0,360 m; 0,651 m), $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).

Nas Figuras 4.36 a 4.38 estão representadas, respectivamente, a temperatura, diâmetro e teor de umidade em base seca das partículas de 0,42 mm em função do tempo de secagem no interior do ciclone para as três velocidades de entrada das partículas no ciclone (16,0; 18,0 e 20,0 m/s) e mantendo-se a do ar de secagem igual a 20 m/s. Apresenta-se também nestas figuras um detalhe das curvas nos primeiros 0,3 segundos. Percebe-se, portanto, um aumento repentino da temperatura das partículas para, em seguida, se manterem com um valor praticamente constante até sua saída do ciclone, com exceção para o caso em que a velocidade das partículas foi de 18,0 m/s. Neste caso, nota-se que, próximo a um segundo, há um aumento brusco da temperatura, de 320 a 450 K, até a sua saída do ciclone. O fato do diâmetro das partículas de 0,42 mm se manterem constante e igual a 0,2824 mm (Figura 4.37) para tempos superiores a 0,9 s pode ser explicado pela ausência de água nas partículas possibilitando, assim, seu brusco aquecimento. Embora o modelo matemático proposto não contemple os fenômenos de combustão, degradação, tensões e choque entre partículas, pode-se conectar que esta brusca elevação da temperatura pode levar a queima das partículas do bagaço de cana-de-açúcar, a degradação ou ainda estar sujeita a tensões que podem comprometer a estrutura das partículas, o que não foi possível observar nos resultados numéricos em virtude do modelo não contemplar estes fenômenos.

Os resultados apresentados para as velocidades de entrada no duto de alimentação do ciclone avaliadas permitem concluir que: o par de velocidades 20,0 m/s a corrente de ar de secagem e 18,0 m/s às partículas é a situação mais adequada no processo de secagem, tendo em vista que as partículas de 0,42 mm saem com um teor de umidade em base úmida (Figura 4.35) ou em base seca (Figura 4.38) nula e nas outras situações saem com valores acima de 38 % do teor de umidade em base úmida e de 0,737 kg de água/kg de sólido seco do teor de umidade em base seca.

Destaca-se ainda nas Figuras 4.36 a 4.38 que o comportamento das curvas da temperatura, diâmetro e teor de umidade em base seca em função do tempo não é praticamente afetado pelas velocidades de entrada das partículas no duto de alimentação do ciclone, mas é afetado apenas pelo tempo de permanência das partículas conforme comentado anteriormente.

Nas Figuras 4.39 a 4.41 estão representados o comportamento da temperatura, do diâmetro e teor de umidade em base úmida sobre a trajetória das partículas de 0,84 mm, mesma posição (posição 27) na seção de entrada para as três velocidades de entrada das partículas no duto de alimentação do ciclone. Percebe-se um aumento no número de voltas efetuado pelas partículas de 0,84 mm em relação às de 0,42 mm (Figuras 4.33 a 4.35).

Os resultados apresentados nas Figuras 4.39 a 4.41 indicam que ao se adotar 16,0 m/s como velocidade de entrada das partículas (mantendo-se a velocidade da corrente gasosa em 20,0 m/s) há um aumento no tempo de permanência das partículas no interior do ciclone. Este fato leva a um aumento da temperatura e redução do teor de água da partícula tornando-a mais leve o que pode reter as partículas no interior do ciclone. Este fato pode ser explicado pelo desequilíbrio entre as forças que estão atuando sobre as partículas, as forças de arraste e centrífuga superando a força peso, devido a um aumento das velocidades relativas ar de secagem - partículas. Para velocidade de entrada das partículas de 18,0 e 20,0 m/s observa-se mudanças de comportamento da trajetória das partículas conduzindo-as em direção a seção de saída inferior, bem como os valores da temperatura, diâmetro e teor de umidade em base úmida, os quais estão mapeados sobre as trajetórias das partículas.

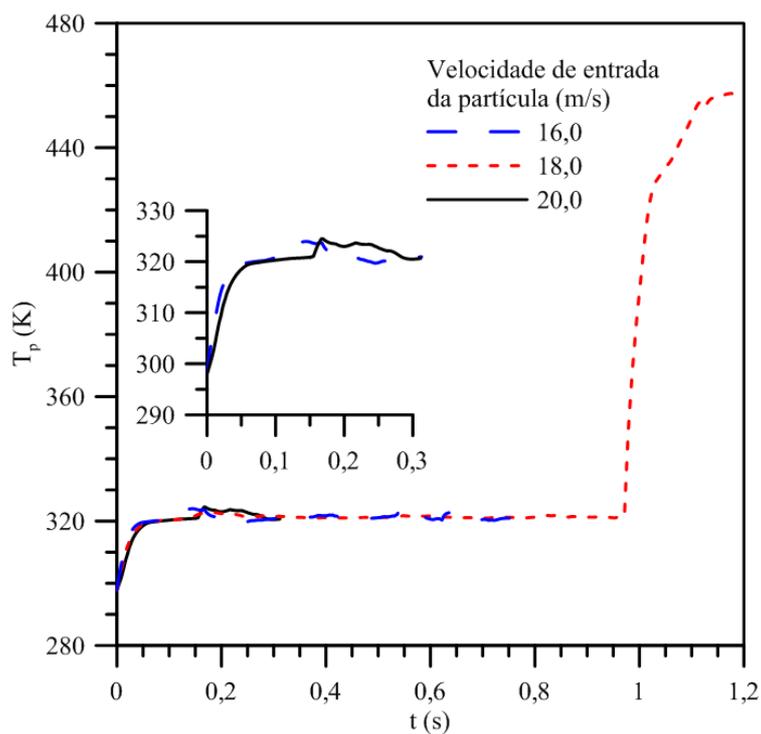


Figura 4.36: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre a temperatura das partículas de 0,42 mm.

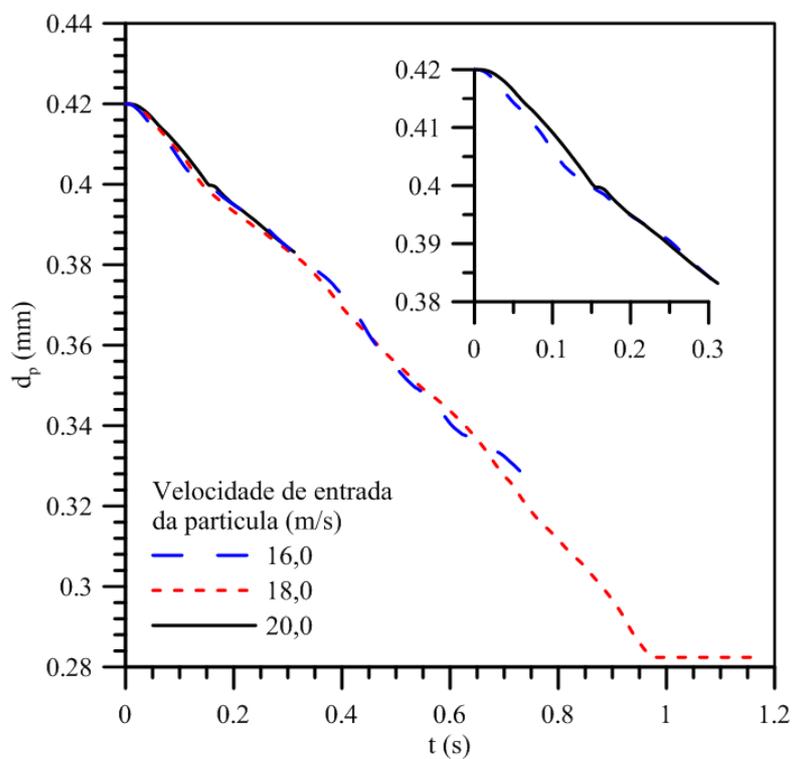


Figura 4.37: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre o diâmetro das partículas de 0,42 mm.

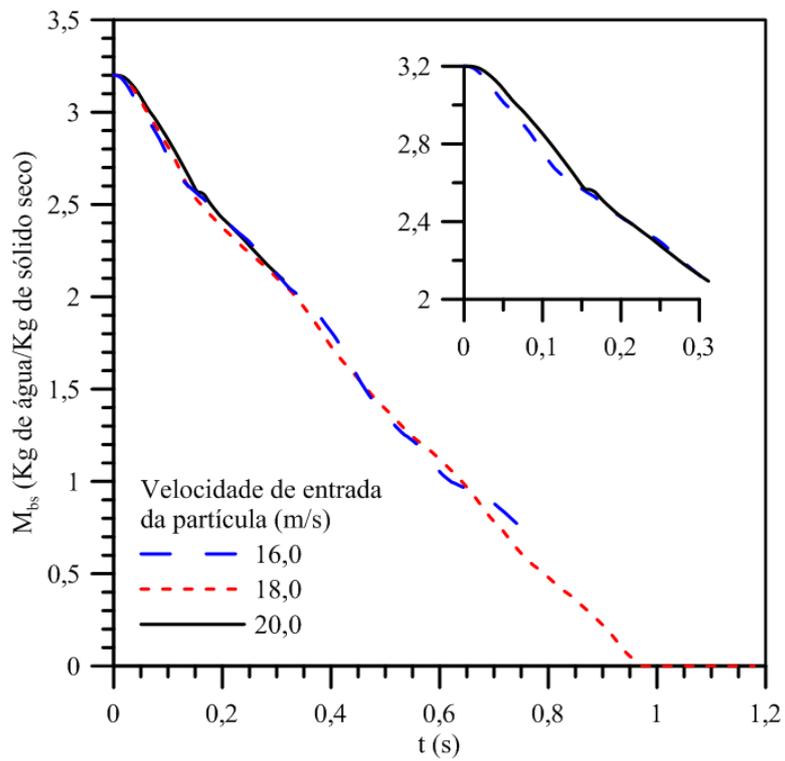


Figura 4.38: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre o teor de umidade b.s. das partículas de 0,42 mm

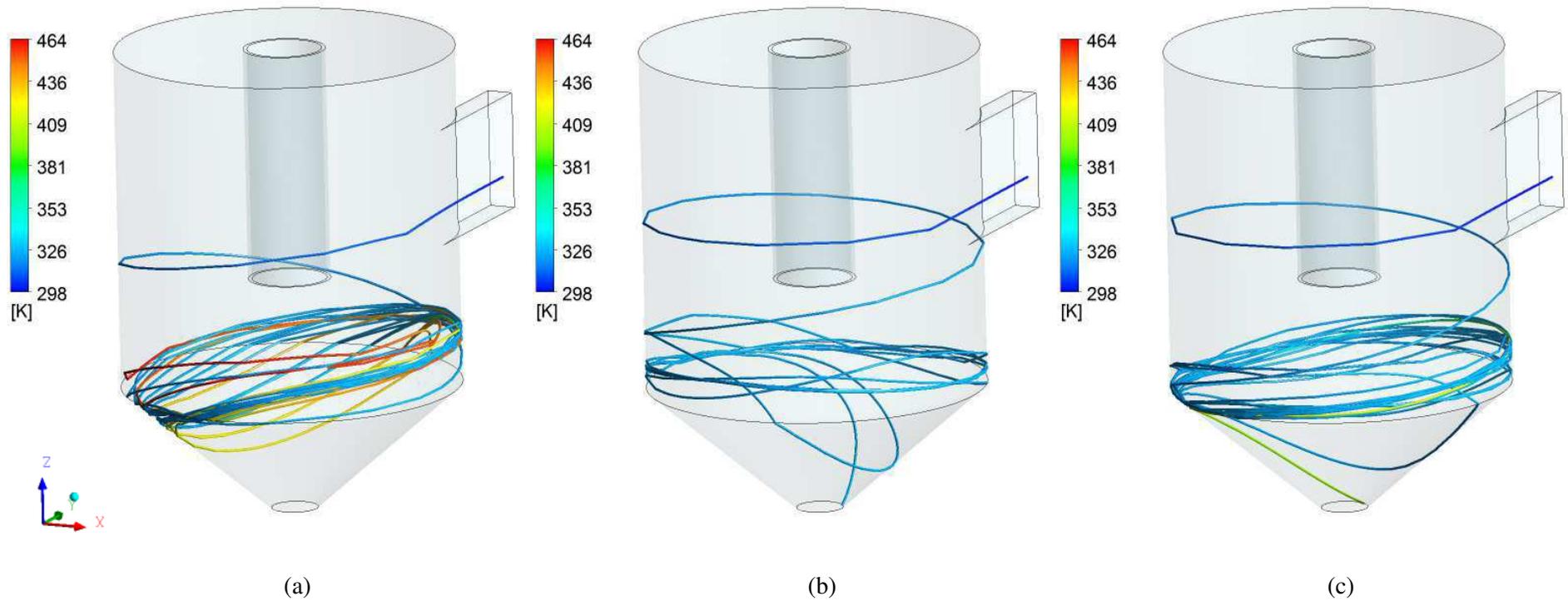


Figura 4.39: Temperatura das partículas de 0,84 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, posição 27 (0,339 m; 0,360 m; 0,664 m), $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).

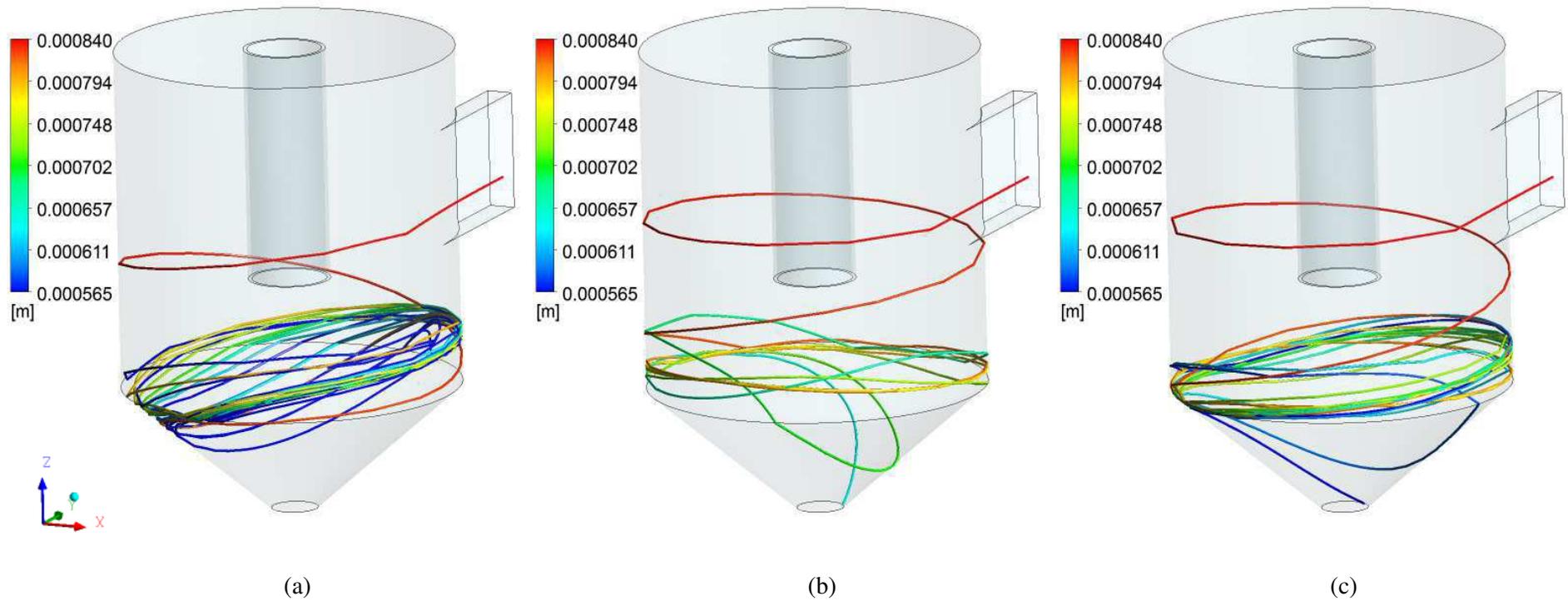


Figura 4.40: Diâmetro das partículas de 0,84 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, posição 27 (0,339 m; 0,360 m; 0,664 m), $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).

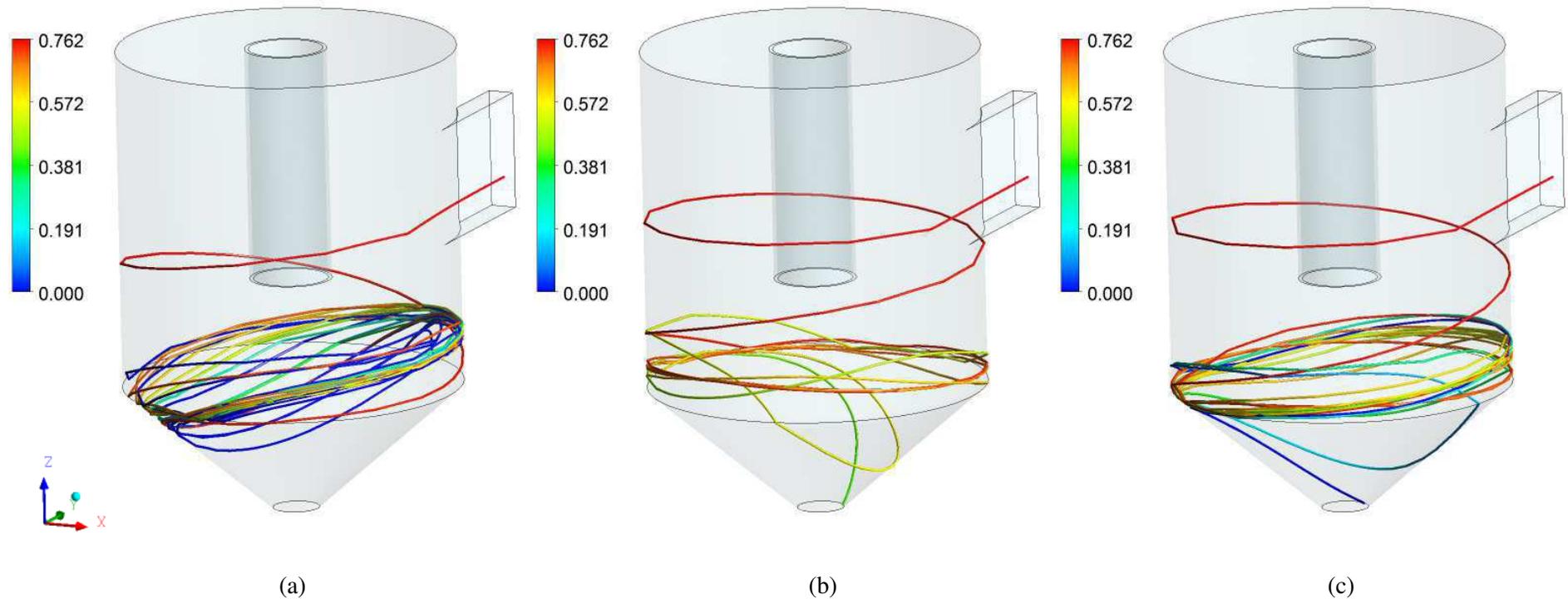


Figura 4.41: Teor de umidade b.u. das partículas de 0,84 mm ao longo de sua trajetória no interior do ciclone com o duto de alimentação posicionado no sentido horário, posição 27 (0,339 m; 0,360 m; 0,664 m), $T_{ar} = 489$ K e velocidade de entrada das partículas: (a) 16,0 m/s (caso 4); (b) 18,0 m/s (caso 5) e (c) 20,0 m/s (caso 6).

Com auxílio das Figuras 4.42 a 4.44 pode-se evidenciar o efeito do diâmetro das partículas sobre a secagem das partículas. Percebe-se, de uma maneira geral, um aumento da temperatura das partículas até atingir um valor praticamente constante em t igual a 0,3 segundos (Figura 4.42) o que pode dar indícios de uma compensação entre a transferência de calor e massa, característico do período constante de secagem. Porém, após três segundos verifica-se novamente um brusco aumento da temperatura para os casos em que se adotou 16,0 e 20,0 m/s como condição de entrada das partículas. Esta situação pode indicar que as partículas estão se aquecendo por condução térmica tendo em vista que atingiram um teor de umidade em base seca igual a zero (Figura 4.43). E, por conseguinte, não há mais variação no diâmetro das partículas (Figura 4.44), cabendo aqui os mesmos comentários apresentados quando se adotou uma partícula de 0,42 mm.

Vale destacar que as partículas de menor diâmetro secam e se aquecem mais rápido do que as de 0,84 mm, decorrente da relação área/volume. Farias (2006) verificou o mesmo comportamento empregando o ciclone secador com as mesmas dimensões do presente trabalho, mas usando o duto de alimentação no lado oposto do presente trabalho. Farias (2006) adotou que a partícula era composta apenas por água e no presente trabalho foi considerado uma partícula de mistura binária (bagaço de cana e água).

Destaca-se, ainda, que o processo de secagem, até os três segundos, apresenta um comportamento da evolução do diâmetro e do teor de umidade b.s, dependente da velocidade de entrada das partículas no duto de alimentação, enquanto que a temperatura praticamente não é afetada.

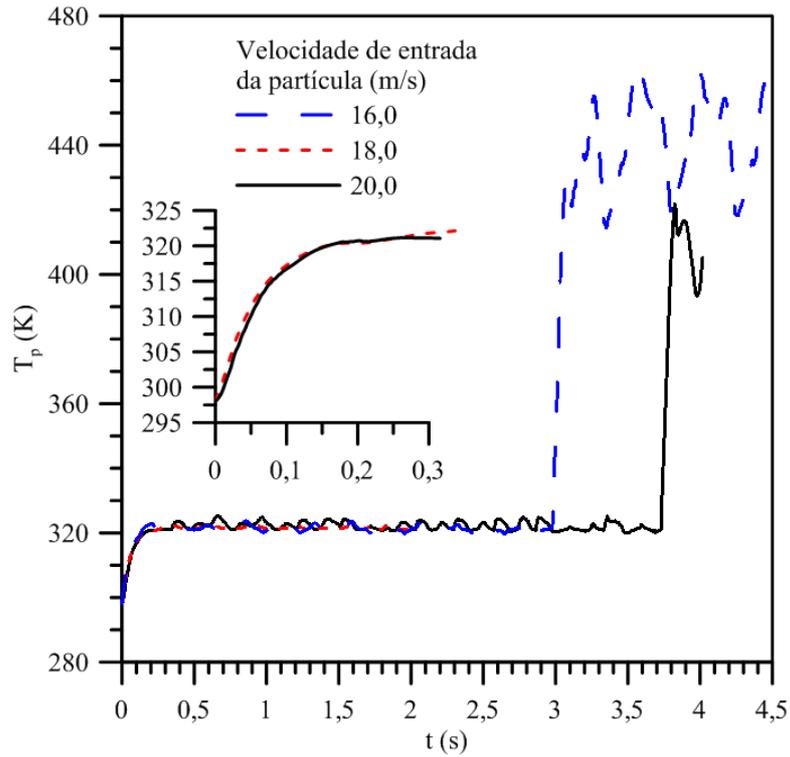


Figura 4.42: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre a temperatura das partículas de 0,84 mm.

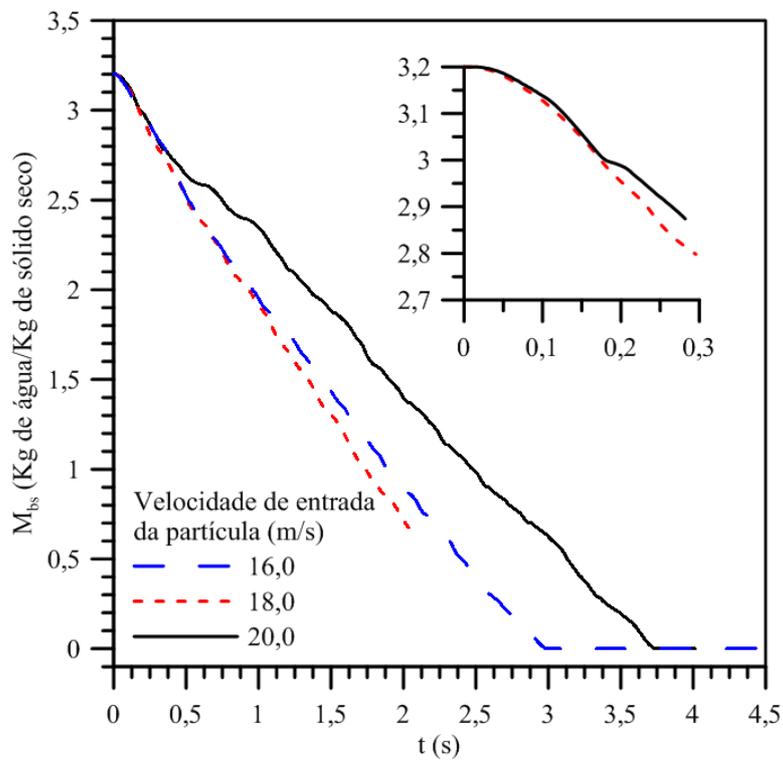


Figura 4.43: Influência da velocidade de entrada da partícula no ciclone sobre o teor de umidade b.s. das partículas de 0,84 mm

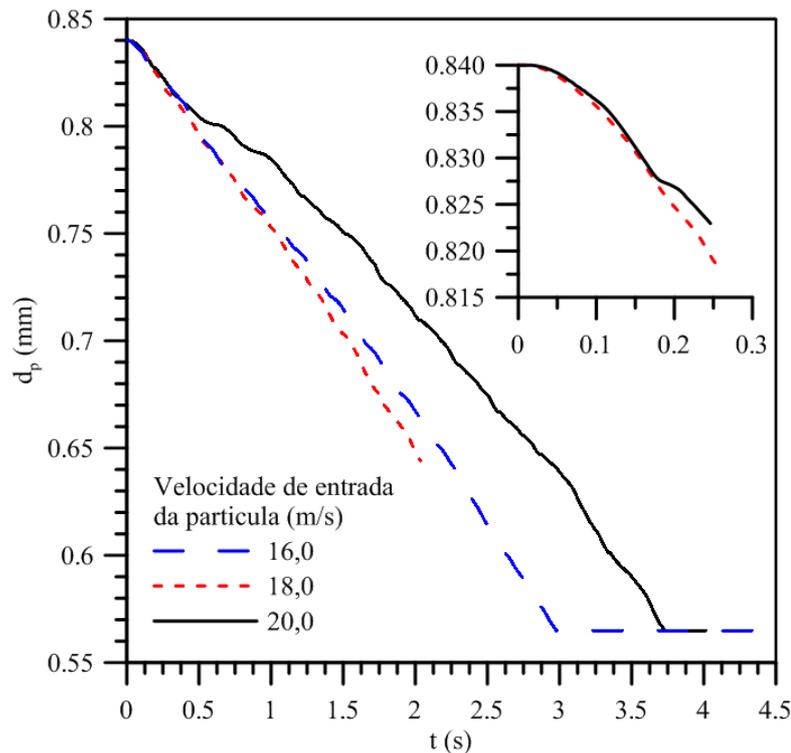


Figura 4.44: Influência da velocidade de entrada da partícula sobre o diâmetro das partículas de 0,84 mm.

Na Figura 4.45 está representado o comportamento do diâmetro do bagaço de cana-de-açúcar em função de sua temperatura, para as partículas de 0,42 e 0,84 mm. Percebe-se nesta figura, que o diâmetro da partícula permanece praticamente inalterado ao elevar-se a temperatura de 303,0 K até 320,0 K. Porém, a partir desta temperatura, ocorreu uma redução do diâmetro da partícula do bagaço de cana-de-açúcar em decorrência da evaporação de água na superfície da mesma a temperatura constante (320 K), como pode ser observado na Figura 4.46. Para temperaturas superiores a 320 K percebe-se apenas o aumento da temperatura da partícula de 0,42 mm com teor de umidade nula. A redução de tamanho das partículas ocorre de maneira gradual conforme pode ser observado na Figura 4.47, onde foi representado o diâmetro das partículas em função do teor de umidade b.s.. Nota-se nesta Figura um comportamento decrescente semelhante para as partículas com diâmetro iniciais de 0,42 e 0,84 mm, sendo que para as de 0,84 mm apresentam uma inclinação maior se comparada com a de 0,42 mm.

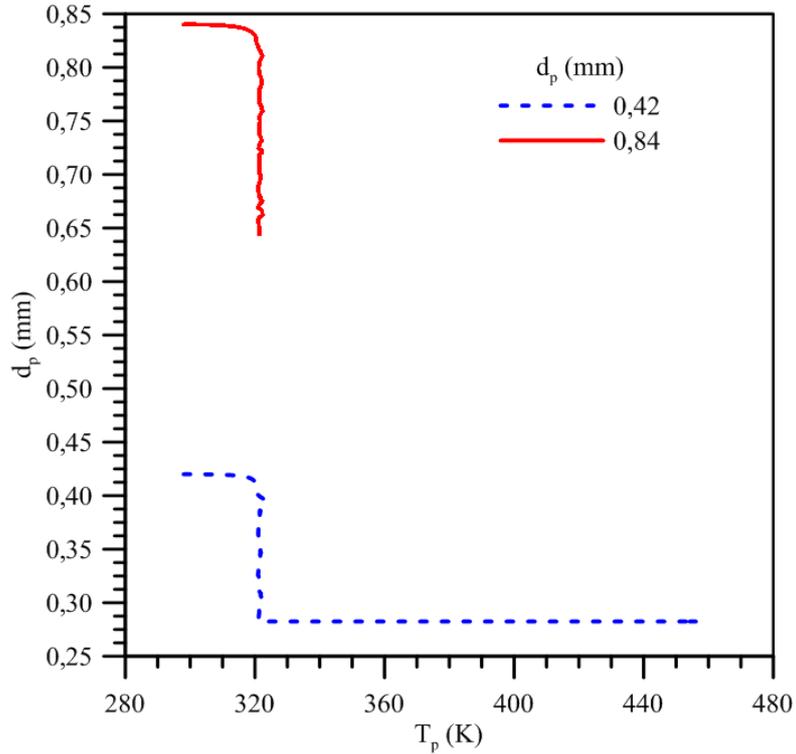


Figura 4.45: Comportamento do diâmetro das partículas em função de sua temperatura para os diâmetros iniciais das partículas de bagaço de cana-de-açúcar (0,42 e 0,84 mm).

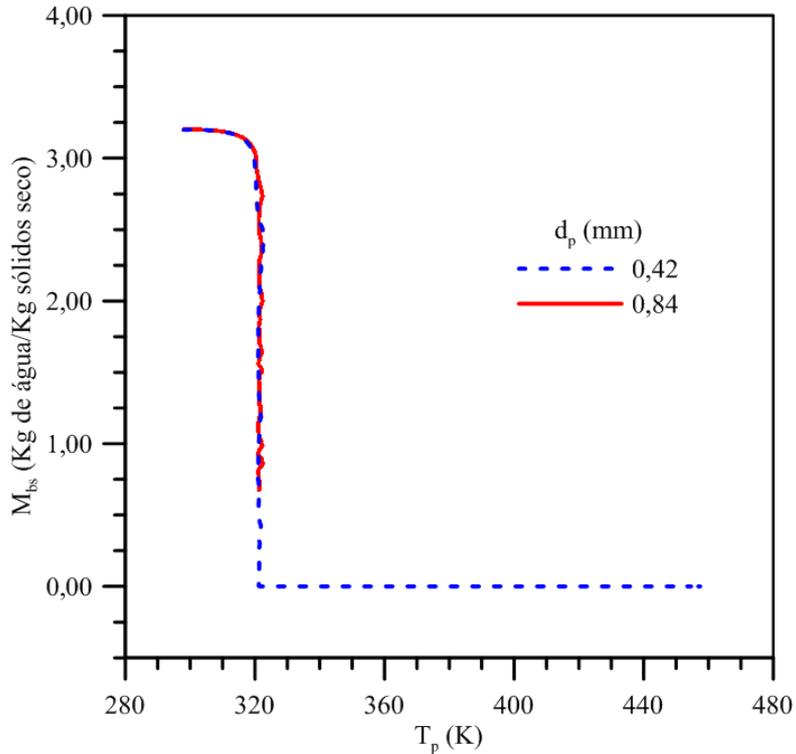


Figura 4.46: Comportamento do teor de umidade b.s. das partículas em função de sua temperatura para os diâmetros iniciais das partículas de bagaço de cana-de-açúcar (0,42 e 0,84 mm).

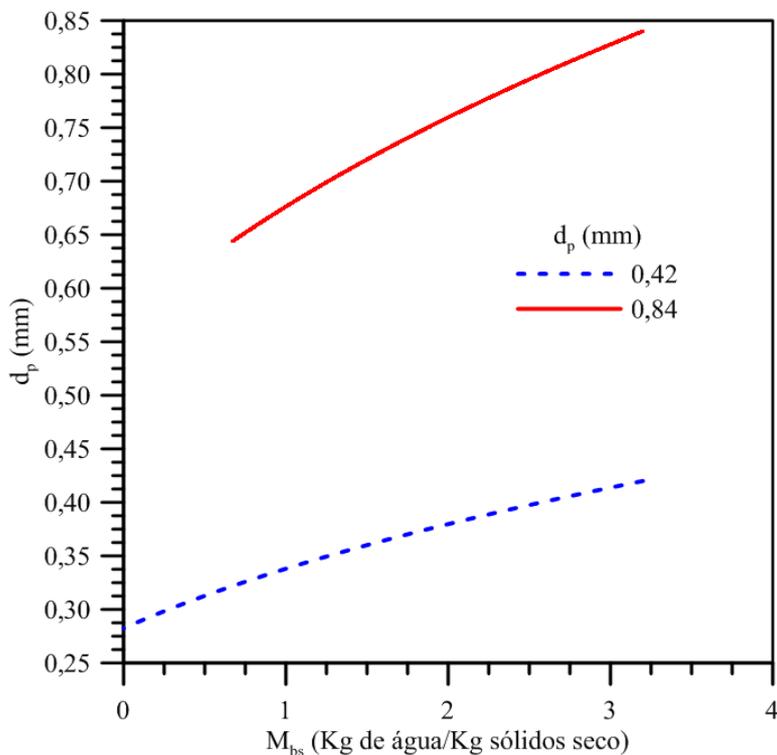


Figura 4.47: Comportamento do diâmetro das partículas em função do teor de umidade b.s. para os diâmetros iniciais das partículas de bagaço de cana-de-açúcar (0,42 e 0,84 mm).

4.3.1 Efeito da posição de entrada da partícula no duto de alimentação

Na Figura 4.48 estão representadas as trajetórias das partículas de 0,84 mm que entram no duto de alimentação em seis posições diferentes na seção de entrada do duto de alimentação. Percebe-se, nesta Figura, que a trajetória das partículas é afetada pela posição de entrada das partículas na seção de entrada do duto de alimentação do ciclone. Ao se observar atentamente, nota-se que nas posições 18 e 56 as partículas ficam em movimento giratório na parte superior do ciclone, enquanto para as demais posições (2, 26, 34 e 52) as partículas seguem em movimento helicoidal descendente em direção à saída inferior do ciclone. Este fenômeno pode estar associado ao fato das forças de arraste proporcionarem uma força centrífuga superior a força peso, mantendo-as nesta região, e à medida que a água evapora na superfície do bagaço de cana-de-açúcar (como pode ser observado na Figura 4.49 onde está representado o teor de umidade em bulbo seco em função do tempo) há uma redução do teor de umidade com o tempo até atingir um valor em $t = 3,17$ s. Havendo, portanto, uma redução do peso conduzindo a um desequilíbrio das forças favorecendo, então, às forças centrífugas.

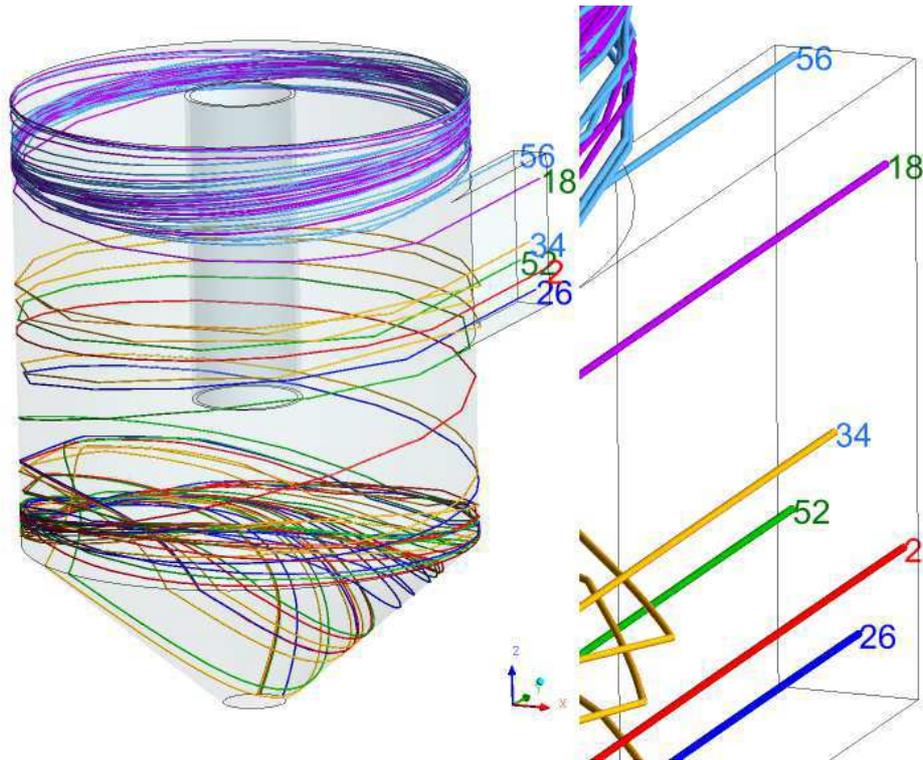


Figura 4.48: Trajetórias das partículas de 0,84 mm que entram pela seção de entrada do duto de alimentação do ciclone em seis posições diferentes: 2 (0,359 m; 0,360 m; 0,658m), 18 (0,353 m; 0,360 m; 0,808 m), 26 (0,341 m; 0,360 m; 0,624 m), 34 (0,332m; 0,360 m; 0,701 m), 52 (0,315 m; 0,360 m; 0,669 m) e 56 (0,317 m; 0,360 m; 0,847 m).

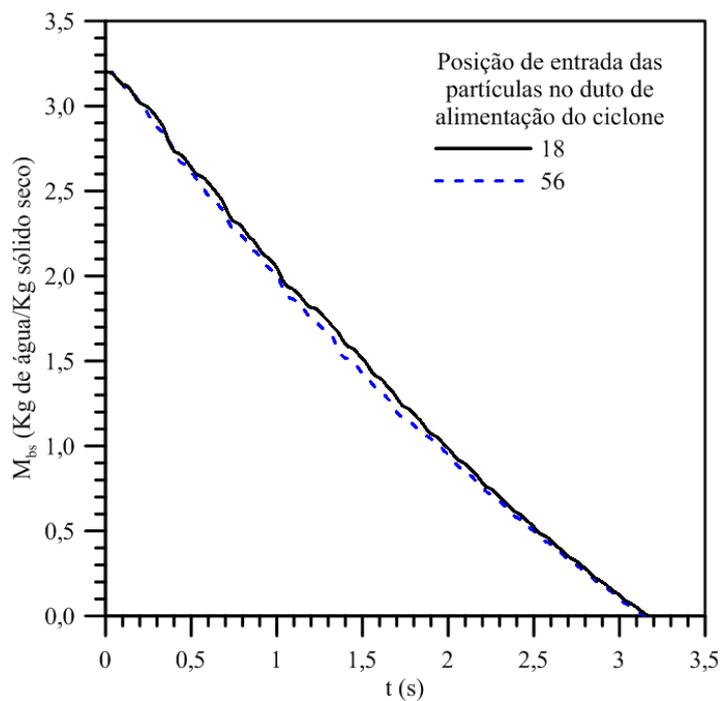


Figura 4.49: Influência da posição de entrada da partícula no ciclone no teor de umidade das partículas de 0,84 mm.

Por outro lado, ao se observar as Figuras 4.50 e 4.51, onde estão representadas as evoluções da temperatura e do diâmetro das partículas em função do tempo, verifica-se que em 3,17 s as partículas mudam bruscamente de temperatura e de diâmetro, o que pode ser explicado pelos mesmos motivos comentados para as Figuras 4.36 a 4.38: a brusca elevação da temperatura pode levar a queima das partículas do bagaço de cana fazendo com que as mesmas mudem bruscamente de tamanho conduzindo a formação de cinzas, todavia este tipo de conclusão não pode ser tomado em virtude do modelo matemático proposto não contemplar o fenômeno de combustão nem de tensões mecânicas da partícula. Estes resultados podem estar associados a algum problema na definição dos parâmetros para a resolução das equações diferenciais ordinárias que descrevem o fenômeno de secagem do bagaço de cana, a exemplo do tempo máximo da trajetória, distância máxima da trajetória e número máximo de passos de integração que devem ser introduzidos no CFX e que afeta substancialmente no tempo de CPU durante cada simulação.

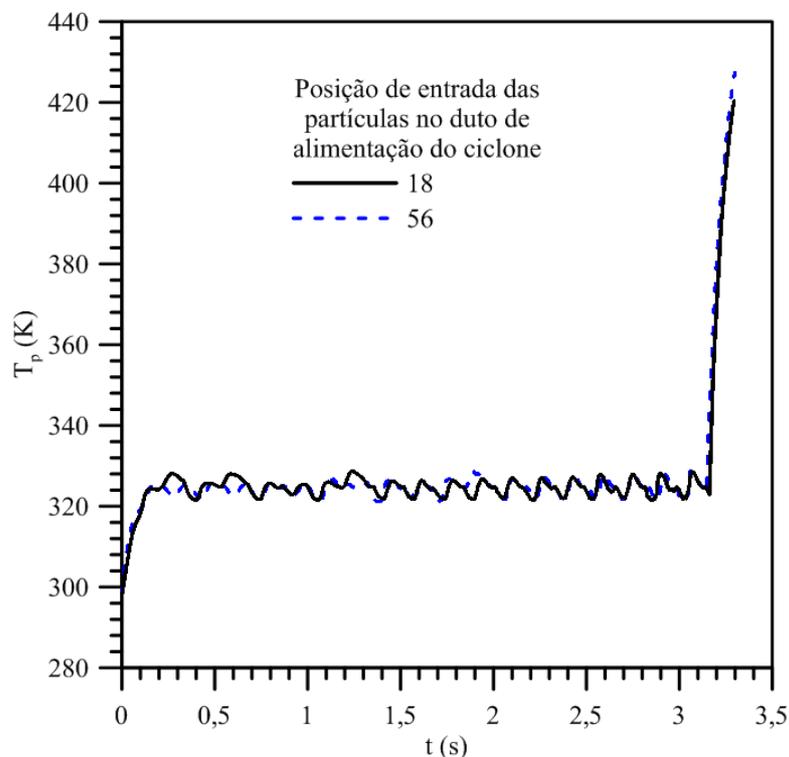


Figura 4.50: Influência da posição de entrada da partícula no ciclone na temperatura das partículas de 0,84 mm.

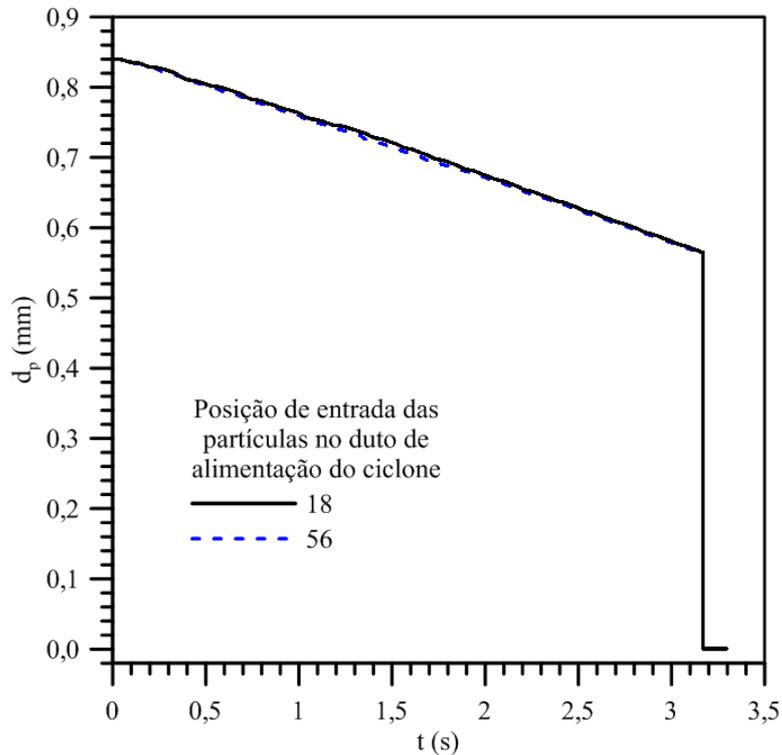


Figura 4.51: Influência da posição de entrada da partícula no ciclone no diâmetro das partículas de 0,84 mm

Nas Figuras 4.52 a 4.54 estão representadas a evolução da temperatura, do diâmetro e do teor de umidade em base seca em função do tempo para as posições em que observou-se que as partículas saiam do ciclone secador (posições 2, 26, 34 e 52). Estas figuras mostram de uma maneira geral uma leve dependência nos resultados em função da posição de entrada das partículas na seção de entrada do duto de alimentação do ciclone. Observa-se que esta diferença está associada com a taxa de perda de água em cada posição, que pode ser considerada como uniforme para todas as partículas que entram no ciclone e deixam pela saída inferior.

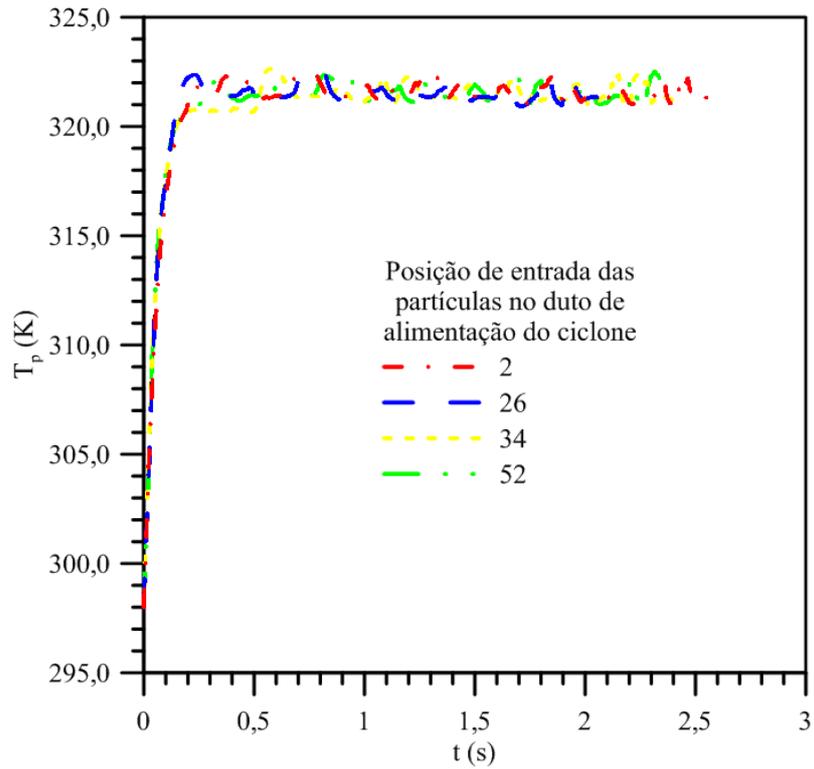


Figura 4.52: Influência da posição de entrada das partículas no duto de alimentação do ciclone secador na temperatura das partículas de 0,84 mm.

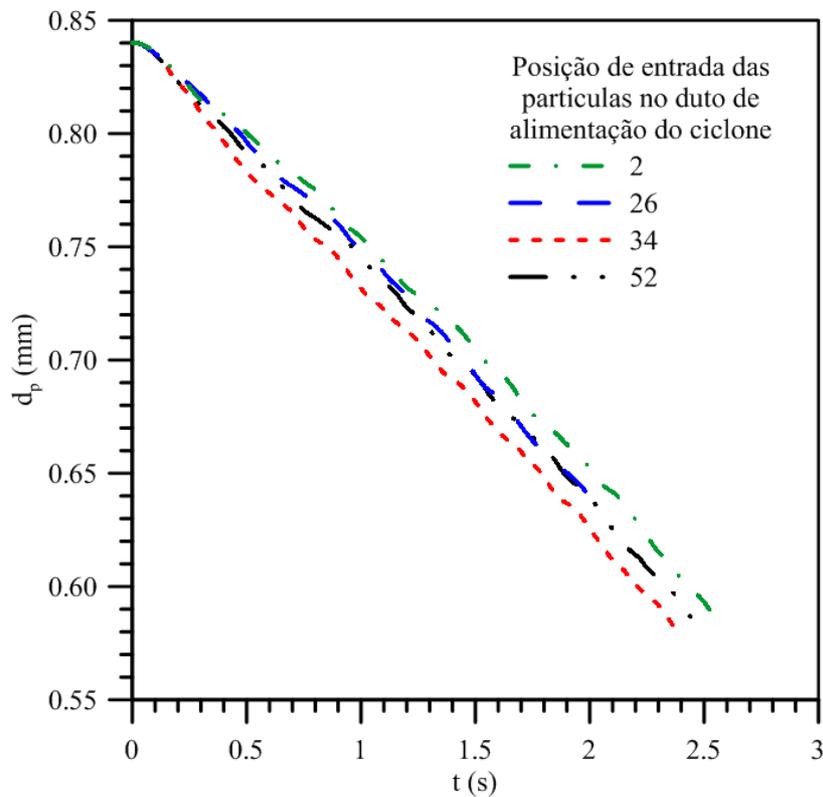


Figura 4.53: Influência da posição de entrada das partículas no duto de alimentação do ciclone secador no diâmetro das partículas de 0,84 mm.

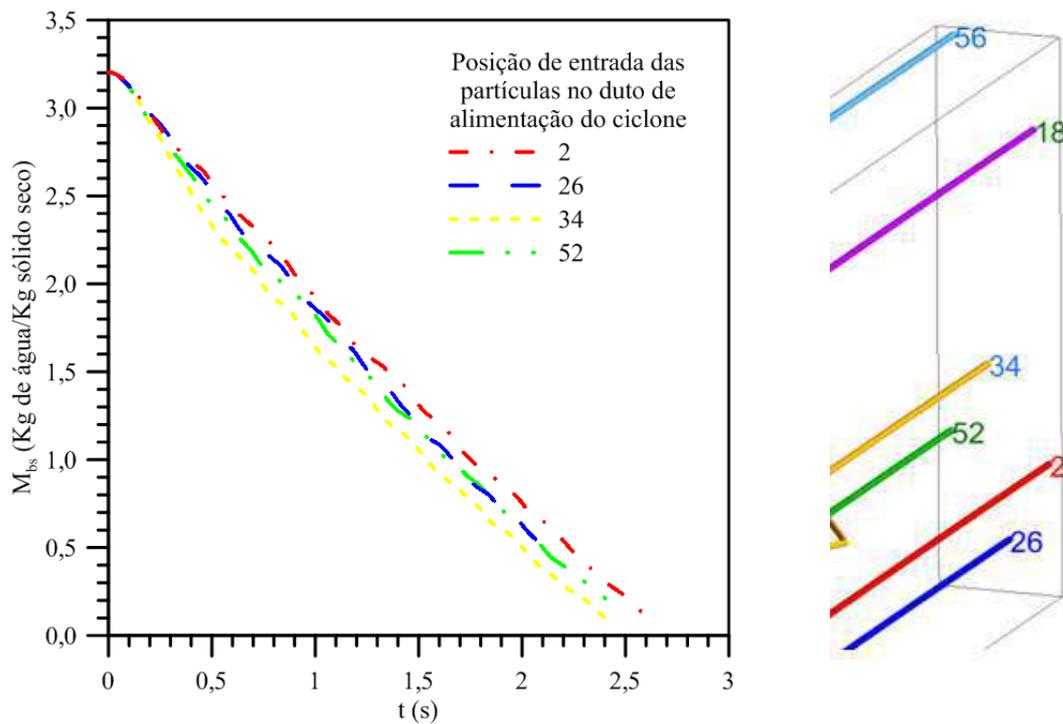


Figura 4.54: Influência da posição de entrada das partículas no duto de alimentação do ciclone secador no teor de umidade b.s. das partículas de 0,84 mm em seis posições diferentes: 2 (0,359m; 0,360 m; 0,658 m), 18 (0,353 m; 0,360 m; 0,808 m), 26 (0,341 m; 0,360 m; 0,624 m), 34 (0,332 m; 0,360 m; 0,701 m), 52 (0,315 m; 0,360 m; 0,669 m) e 56 (0,317m; 0,360 m; 0,847 m).

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

5.1 Conclusões

Em relação aos resultados numéricos da simulação de secagem do bagaço de cana-de-açúcar pode-se concluir que:

- Constatou-se o caráter tridimensional do escoamento das fases gás-partículas no interior do ciclone, como também a presença de regiões com zonas de recirculação próximo ao duto de saída do gás (vortex finder) e de inversão de fluxo no interior do ciclone.
- Ao se utilizar o sentido do duto de alimentação (horário e anti-horário), foi verificado comportamentos semelhantes, a menos de uma pequena diferença nos perfis de velocidade axial.

- As partículas de menor diâmetro secam mais rápido, devido à relação área volume.
- Constatou-se que a trajetória das partículas é afetada pela velocidade de entrada das partículas, mantendo-se a velocidade da fase contínua constante, bem como da posição na seção transversal de entrada do duto de alimentação.
- Constatou-se que os perfis de temperatura, diâmetro e teor de umidade em base seca em função do tempo de permanência praticamente não são afetados pelas velocidades de entrada das partículas no duto de alimentação do ciclone, para partículas com diâmetro inicial de 0,42 mm. O mesmo não foi observado para partículas de 0,84 mm.
- O par de velocidades gás-partícula 20,0 m/s de corrente de ar de secagem e 18,0 m/s das partículas mostraram-se adequada ao processo de secagem do bagaço de cana nas condições avaliadas.

5.2 Sugestões para trabalhos futuros

- Avaliar a influência do modelo de turbulência nos resultados numéricos quando comparados com os dados experimentais;
- Adotar o modelo de massa equivalente ou Swelling para avaliar a mudança de tamanho da partícula durante o processo de secagem;
- Empregar o modelo de fluido polidisperso (ou modelo MUSIG - Multiple Size Group) onde o modelo de balanço populacional pode ser aplicado;
- Estudar numericamente a secagem de outros produtos a exemplo da borra de café e rapas da casca de laranja do ciclone secador.

REFERÊNCIAS

- [1]. Akpınar, E.; Midill, A.; Bicer, Y., “Single layer drying behaviour of potato slices in a convective cyclone dryer and mathematical modeling”, *Energy Conversion and Management*, vol.44, n° 10, p. 1689-1705, (2003).
- [2]. Alonso, L. F. T., “Algoritmos de seleção e dimensionamento de secadores”, Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Agrícola, UNICAMP, Campinas, São Paulo (2001).
- [3]. Arnao, J. H.; Oliveira, F. M.; Corrêa, J. L. G.; Silva, M. A.; Nebra, S. A., “Sugar cane bagasse drying – a review”, *Proceedings of the 14th International Drying Symposium*, v.B, p. 990-997 (2004).
- [4]. Audinet, P., “Sugar cane bagasse: processing technologies and marketing”, *Economic and political weekly*, v. 29, n. 48 (1994).
- [5]. Barbosa, R. D., “Secagem de bagaço de cana em sistema pneumático”, Dissertação de Mestrado, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas (1992).
- [6]. Bernardo, S., “Estudo dos escoamentos gasoso gás-sólido em ciclones pela aplicação de técnicas de fluidodinâmica computacional”, Tese de Doutorado, Unicamp (2005).

- [7]. Bradley, D., "The hydrocyclone", Editora Pergamon Press, Great Britain, International Series in Monographs in Chemical Engineering, 330 p. (1965).
- [8]. Brooker, D. B.; Arkema, F. W. B.; Hall, C. W., "Drying and storage of grains and oilseeds", New York, AVI Book (1992).
- [9]. Buriti, C. J., "Aplicação de um hidrociclone no processo de separação de fluidos multifásicos óleo/água/areia durante a produção de petróleo", Monografia PRH-25, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande (2009).
- [10]. Carmo, J. E. F., "Fenômeno de difusão transiente em sólidos esferodais oblatos. Estudo de caso: secagem de lentilhas", Tese de Doutorado, Universidade Federal de Campina Grande (2004).
- [11]. Carmo, J. E. F.; Lima, A. G. B., "Drying of lentil including shrinkage: a numerical simulation. Drying Technology", v. 23, n. 1, p. 1977-1992 (2005).
- [12]. Carneiro, M. J. M., "Modelagem matemática da secagem de pescado", Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas (1995).
- [13]. Corrêa, J. L. G., "Discussão de parâmetros de projeto de secadores ciclônicos", Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP, Campinas (2003).
- [14]. Corrêa, J. L. G.; Graminho, D. R.; Silva, M. A.; Nebra, S. A., "Cyclone as a sugar cane bagasse dryer", Proceedings of the 13th international drying symposium (IDS' 2002) Beijing, China, vol. C, pp. 1542 (2002).
- [15]. Corrêa, J. L.G.; Graminho, D.R.; Silva, M. A.; Nebra, S. A., "The cyclone dryer – a numerical and experimental analysis of the influence of geometry on average particle residence time", Brazilian Journal of Chemical Engineering, vol. 21, n°1, (2004).
- [16]. Corrêa, P. C.; Resende, O.; Martinazzo, A. P.; André L. D.; Goneli, A.L. D.; Botelho, F. M., "Modelagem matemática para a descrição do processo de secagem do feijão (*phaseolus vulgaris* L.) em camadas delgadas", Engenharia Agrícola, Jaboticabal, v. 27, n. 2, p. 501-510 (2007).
- [17]. Cremasco, M. A., "Estudo sobre o escoamento gás-partículas em um reator ciclônico", Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP, Campinas (1994).
- [18]. Cruz, O. C., "Desempenho de um hidrociclone de geometria "rietema" como pré-filtro para sistemas de irrigação", Tese de Doutorado, Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias – UNESP – Jaboticabal, São Paulo (2008).
- [19]. "Desidratação dos alimentos", disponível no site <bragante.br.tripol.com/desidratação.html>, acessado em 12.04.2012.
- [20]. Dibb, A., "Comportamento fluidodinâmico do ciclone em diferentes geometrias", Dissertação de Mestrado, UNICAMP (1997).

- [21]. Dibb, A., e Silva, M. A., “Cyclone as a dryer – the optimum geometry”, Proceedings of the First Inter-American Drying Conference (IADC), pp. 396-403, Itu, São Paulo, Brasil (1997).
- [22]. Elsayed, K.; Lacor, C., “The effect of cyclone inlet dimensions on the flow pattern and performance”, Applied Mathematical Modelling, 35, pp. 1952-1968 (2011).
- [23]. Farias, F. P.M.; Lima, A. G. B.; Neto, Farias Neto, S. R., “Influência da forma geométrica do duto de alimentação de um ciclone como secador”, Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering (2006).
- [24]. Farias, F. P. M., “Estudo teórico da termofluidodinâmica em secadores ciclônicos”, Tese de Doutorado, Engenharia de Processos, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande (2006).
- [25]. Farias, S. N, “Secagem de sólidos esferodais usando o método de galerkin”, Dissertação de Mestrado, Engenharia Mecânica, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, (2002).
- [26]. Fernandes, A. S.; Miguel, E. R., “A importância da utilização do bagaço de cana-de-açúcar na geração de energia em termelétrica”, III Encontro Científico e Simpósio de Educação Unisalesiano, Lins, São Paulo (2011).
- [27]. Fioreze, R., “Princípios de secagem de produtos biológicos”, 1^a Edição, Editora Universitária, vol. 1, 229 p., João Pessoa, UFPB (2004).
- [28]. Fortes, M.; Okos, M. R., “Advances in drying”, Washington: Hemisphere Publishing Corporation, Chapter five: Drying theories: their bases and limitations as applied to foods and grains, vol. 1, p. 119-154 (1980).
- [29]. Gomide, R., “Operações unitárias: separações mecânicas”, 3^o volume, São Paulo (1980).
- [30]. Gonçalves, E. C., “Secagem ciclônica do resíduo da indústria processadora de laranja, Dissertação de Mestrado, Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas (1996).
- [31]. Gouveia, J. P. G.; Moura, R. S. F.; Almeida, F. A. A. C.; Oliveira, A. M. V.; Silva, M. M., “Avaliação da cinética de secagem de caju mediante um planejamento experimental”, Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 6, n. 3, PP. 471-474 (2002).
- [32]. Heumann, Jr, M. “Understanding Cyclone Dust Collectors”, Plant Engineering, Fisher-Kosterman, Inc, Louisville (1983).
- [33]. Hsieh, K. T. e Rajamani, R. K., “Mathematical modelo of the hydrocyclone base don physics of fluid flow”, AIChE Journal, Vol. 37, n^o5, pp. 735-746 (1991).
- [34]. Ji, Zhoughli; Xiong Z.; Wu, X.; Chen, H.; Wu, H., “Experimental investigations on a cyclone separator performance at a, extremely low particle concentration”, Powder Technology (2009).
- [35]. Jr, S. Arnost; Innocentini, M. D. M.; Pandolfelle, V. C., “Variáveis críticas no processo de secagem de concretos refratários”, Cerâmica, vol. 45, n. 292-293, São Paulo (1999).

- [36]. Lapple, C. E., "Gravity and centrifugal separation", *Ind. Hyg. Quart.*, v. 11, p. 40 (1950).
- [37]. Lima, A. G. B., "Estudo da secagem e dimensionamento de secagem de casulos do bicho-da-seda", Dissertação de Mestrado, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, 195 p. (1995).
- [38]. Lima, A. G. B., "Fenômeno de difusão esferodais prolatos. Estudo de caso: secagem de banana", Tese de Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas (1999).
- [39]. Lima, A. G. B., Queiroz, M. R., & Nebra, S. A. "Heat and mass transfer model including shrinkage applied to ellipsoidal product: Case study for drying of bananas", *Developments in Chemical Engineering and Mineral Processing*, 10 (3/4), 281–304 (2002).
- [40]. Mariani, V. C.; Lima, A. G. B., Coelho, L. S., "Apparent thermal diffusivity estimation of the banana during drying using inverse method", *Journal of Food Engineering*, v. 85, p. 569-579 (2008).
- [41]. Martínez, L. F.; Lavín, A. G.; Mahamud, M. M.; Bueno, J.L.; "Vortex finder optimum length in hydrocyclone separation", *Chemical Engineering and Processing* (2008).
- [42]. Meier, H. F., "Modelagem fenomenológica e simulação bidimensional de ciclones por técnicas da fluidodinâmica computacional", Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP (1998).
- [43]. Nascimento, J. J. S., "Fenômenos de difusão transiente em sólidos paralelepípedos. Estudo de caso: secagem de materiais cerâmicos", Tese de Doutorado, Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, 199 p. (2002).
- [44]. Nebra, S. A., "Secagem pneumática de bagaço de cana", Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia de Campinas, Universidade Estadual de Campinas, Campinas (1985).
- [45]. Noriler, D.; Vegini, A. A.; Soares, C.; Barros, A. A. C.; Meier, H. F. e Mori, M., "A new role for reduction in pressure drop in cyclones using fluid dynamics techniques", *Brasilian Journal of Chemical Engineering*, vol. 21, nº 1, pp. 93-101 (2004).
- [46]. Ogawa, A., "Mechanical separation process and flow patterns of cyclone dust collectors", *American Society of Mechanical Engineers*, v. 50, pp. 97 (1997).
- [47]. Oliveira, L. F., "Secagem de bagaço de cana em um secador ciclônico", Tese de Doutorado, Universidade Federal de Lavras, Lavras, MG (2010).
- [48]. Oliveira, L. F.; Tosato, P. G.; Fagner, M.; Ribeiro, M.; Fonseca, B. E.; Carvalho, A. G. S.; Corrêa, J. L. G., "Secagem de bagaço de cana obtido em duas condições diferentes de teor de umidade", XIX Congresso de Pós-Graduação da UFLA (2010).
- [49]. Oliveira, V. A., "Transferência de calor e massa no interior de sólidos com forma esferoidal prolata via termodinâmica dos processos irreversíveis",

- Tese de Doutorado, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande (2006).
- [50]. Ower, E., Pankhurst, R. C., “The measurement of air flow”, Pergamon Press, ISBN 0 08021284 4 (1977).
- [51]. Park, K. J.; Antonio, G. C.; Oliveira, R. A.; Park, K. J. B. “Conceitos de processo e equipamentos de secagem”, FEAGRI, UNICAMP, Campinas (2007).
- [52]. Paladino, E. E., “Estudo do escoamento multifásico em medidores de vazão do tipo pressão diferencial”, Tese de Doutorado, Universidade Federal de Santa Catarina (2005).
- [53]. Peres, A. P.; Mori, M.; Meier, H. F., “Simulação do escoamento gás-particulados em um ciclone industrial utilizando CFD”, XXV CILAMCE, Recife, (2004).
- [54]. Pirozzi, D. C. Z.; A., M., “Modelagem matemática e simulação numérica do resfriamento rápido de morango com ar forçado”, Engenharia Agrícola de Jaboticabal, v. 25, n. 1, p. 222-230, 2005.
- [55]. Queiroz, M. R., & Nebra, S. A., “Theoretical and experimental analysis of the drying kinetics of bananas”, Journal of Food Engineering, 47(2), 127–132 (2001)
- [56]. Raoufi, A.; Shaw, M.; Kanani, H., “CFD analysis of flow field in square cyclones”, “Powder Tecnology, Science Direct (2009).
- [57]. Ranade, V.V., “Computacional flow modeling for chemical reactor engineering-process systems engineering series”, v.5, Academic Press, Pune, India (2002).
- [58]. Salcedo R. L. e Pinho, M. J., “Pilot and industrial-scale experimental investigation of numerical optimized cyclones”, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 42, nº 1, pp. 145-154 (2003).
- [59]. “Secadores rotativos de biomassa”, disponível no site www.lippel.com.br/secadores-rotativos.html, acessado em 12.04.2012.
- [60]. Silva, C. M. D. P. S., “Difusão de massa em corpos cilíndricos: modelagem e desenvolvimento de software com aplicação à secagem de banana”, Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande (2010).
- [61]. Silva, C. M. D. P. S. ; Silva, W. P.; Gomes, J. P. ; Nascimento, P. L. ; O. Farias, V. S., “Diffusion models to describe the drying process of peeled bananas: optimization and simulation”, In: 21st Brazilian Congress of Mechanical Engineering, 2011, Natal, 21st Brazilian Congress of Mechanical Engineering, v. 1. p. 1-10 (2011).
- [62]. Silva, M. K., “Estudo da modelagem numérica tridimensional de ciclones do tipo Lapple para separação gás-óleo”, Tese de Doutorado, Florianópolis – SC (2006).
- [63]. Silva, M. A., “Estudo da secagem em ciclone”, Tese de Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas (1991).

- [64]. Silva, M. A. P., “Hidrociclones de bradley: dimensionamento e análise de desempenho”, Dissertação de Mestrado, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro (1989)
- [65]. Silva, W. P., “Transporte difusivo em sólidos com forma arbitrária usando coordenadas generalizadas”, Tese de Doutorado, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande (2007).
- [66]. Silva, W. P.; Precker, J. W.; Lima, A. G. B.; “Drying kinetics of lima bean (*phaseolus lunatus*) experimental determination and prediction by diffusion models”, *International Journal of Food Engineering*, v.5, n.3, p. 1-21 (2009).
- [67]. Simões, A. M. B. M., “Simulação numérica da fluidinâmica de um hidrociclone na separação óleo/água”, Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande (2005).
- [68]. Stairmand, C. J., *Engineering*, v. 168, pp.409-412 (1949).
- [69]. Steffe, J. F.; Singh, R. P., “Liquid diffusivity of rough rice components”, *Transactions of the ASAE*, v.23, n° 3, pp. 767-774 (1980).
- [70]. Strumillo, C.; Kudra, T., “Drying: principles, applications and desing”, Gordon and Science Publishers, New York (1986).
- [71]. Svarovsky, L., “Solid-liquid separation”, Editora Butterworth, England, Fourth Edition (2000).
- [72]. Villar, G. C., “Estudo do desempenho de um secador convectivo de bandejas para a secagem de banana: análise da influência das variáveis operacionais”, Dissertação de Mestrado, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande (1999).
- [73]. Wang, L., Ye, L. “Reducing pressure drop in cyclones by a stick” *Aerosol Science and Technology*, v. 31, N. 2-3, pp. 187-193 (1999).

APÊNDICE

A GEOMETRIA E A GERAÇÃO DA MALHA

A.1 Construção da geometria

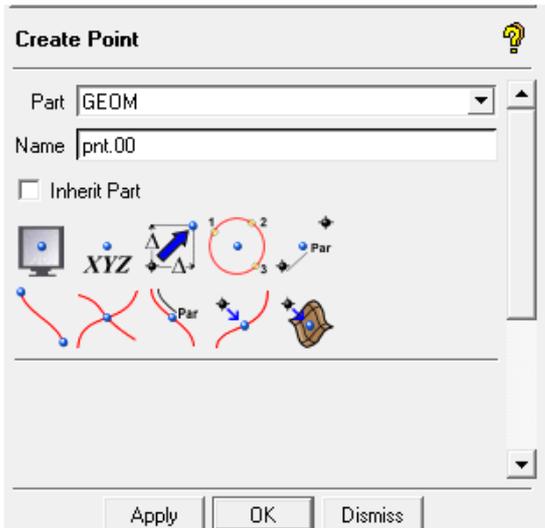
i) Definição dos pontos

Para a criação da geometria no aplicativo ICEM CFD 12.1 faz-se necessário a definição dos pontos onde devem ser criadas as curvas, superfícies e sólidos que irão representar o domínio de interesse (no presente trabalho o ciclone). Para tanto, esta etapa foi dividida em duas etapas:

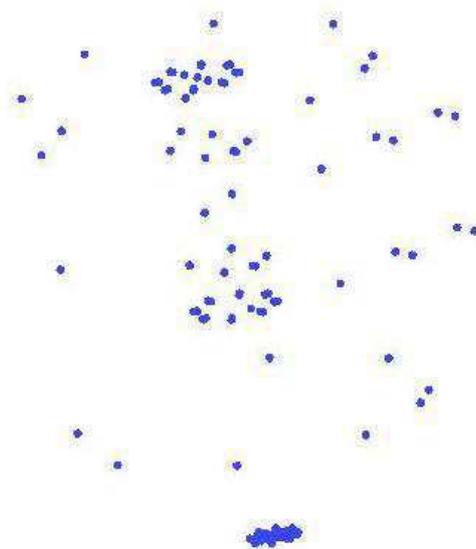
1. Definição dos pontos: inicialmente foi criado um esboço do ciclone em um papel milimetrado a fim de traçar a sua geometria a partir da escolha do método de criação das curvas disponíveis no ICEM CFD 12.1, por exemplo: *from points e create arc*;
2. Criação dos pontos virtuais – dentre os vários métodos disponíveis no ICEM CF 12.1 para a criação de pontos, foi utilizado o *Explicit Coordinates*. Neste método são definidos os pontos no espaço *xyz* (Figura A.1 (a)) com auxílio do comando *Create Point* (Figura A.1 (b)) que é acionado na aba *Geometry* do menu do aplicativo computacional (Figura A.1 (c)).



(a)



(b)



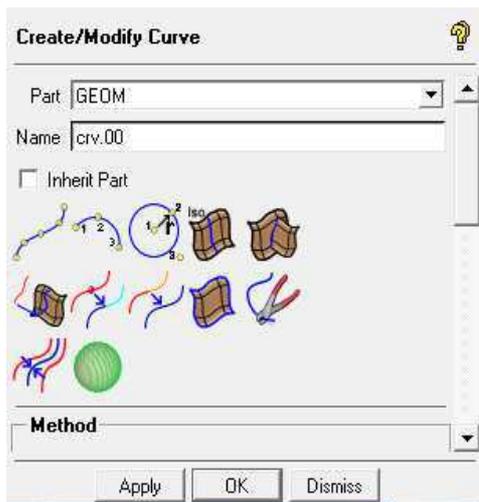
(c)

Figura A.1: Construção dos pontos: (a) menu do ICEM CFD 12.1 (b) janela com o comando *Create Point* (c) pontos criados para a construção da geometria do ciclone.

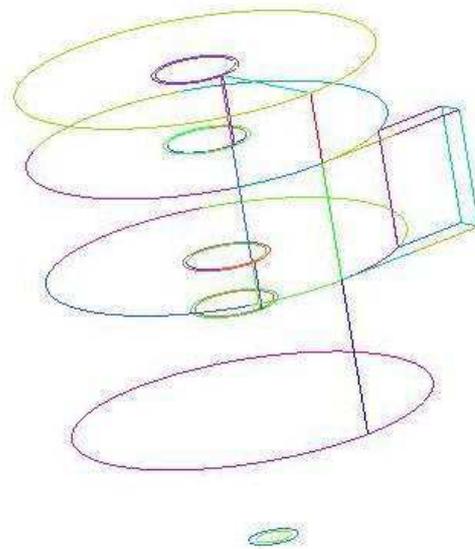
ii) Criação das curvas

Na aba *geometry* do menu do ICEM CFD 12.1 é selecionado o ícone *Create/Modify Curves* que em seguida abre uma janela com os comandos de criação de curvas. Dentre eles foram utilizados dois comandos: *From Points* e *Create Arc*, selecionando, da esquerda para direita, os primeiro e segundo ícones, respectivamente (Figuras A.2).

1. *From points* - as curvas ilustradas na Figura A.2 (b) foram formadas pela união dos pontos, previamente definidos na etapa anterior, a partir da seleção dos mesmos pelo comando *From Points*, em destaque na Figura A.2 (a).



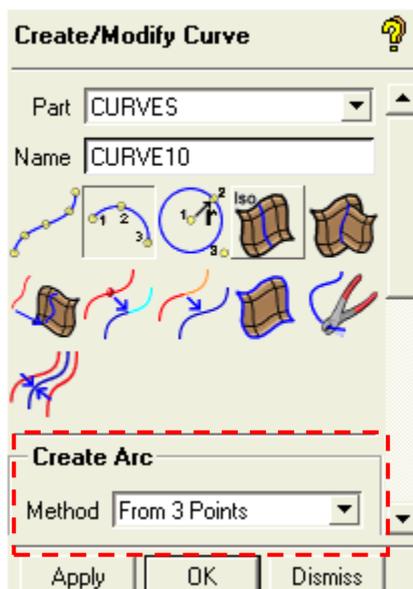
(a)



(b)

Figura A.2: Construção das curvas: (a) menu ICEM CFD 12.1 (b) união das linhas aos pontos, por curvas.

2. *Create arc* - para a construção das seções cilíndricas do ciclone foram criados arcos e círculos a partir de três pontos no espaço, previamente definidos na etapa anterior, utilizando o comando *Create Arc* (Figura A.3).



(a)



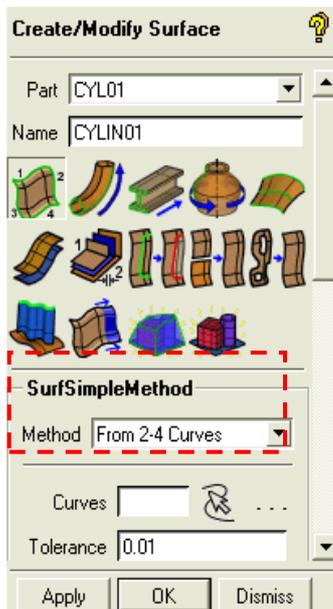
(b)

Figura A.3: Construção de arcos: (a) menu ICEM CFD 12.1 (b) união de três pontos formando arcos.

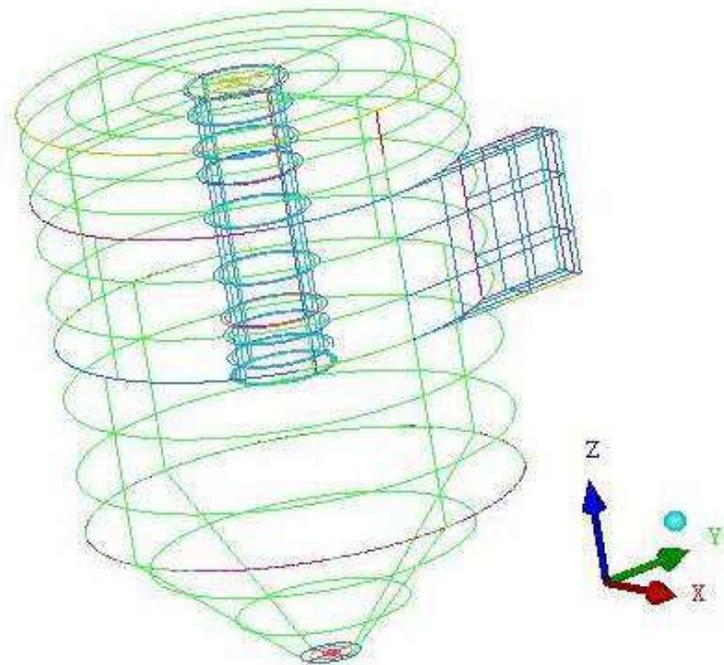
iii) Criação do corpo do ciclone

Na aba *geometry* do menu do ICEM CFD 12.1 é selecionado o ícone *Create /Modify Surface* que em seguida abre uma janela com os comandos de criação de superfícies e sólidos. A criação da entrada tangencial é feita ao se selecionar o ícone *Create/Modify Curves*, que por sua vez abre uma janela com os comandos de criação de curvas. Dentre eles foram utilizados os comandos: *Simple Surface*, *Surface-surface intersection* e *Create body*.

- 1 Superfícies – as superfícies ilustradas (Figura A.4) são formadas selecionando as quatro curvas que irão compor a superfície, a partir da seleção das mesmas pelo comando *Simple Surface*. Aberta a janela do ICEM CFD 12.1, seleciona-se a opção *From 2-4 curves*.



(a)



(b)

Figura A.4: Construção das superfícies: (a) menu ICEM CFD 12.1 (b) superfícies geradas.

- Entrada tangencial - Para criar a entrada tangencial do ciclone, é preciso definir os pontos no espaço seguindo os passos já definidos anteriormente, para a construção do círculo ilustrado (Figura A.5) referente ao duto de entrada que será projetado na superfície do ciclone. No comando *Create/Modify Curves*, escolhendo-se a opção *Surface-surface intersection*, far-se-á a interseção da superfície do duto à superfície da parte cilíndrica do ciclone, como mostrado na janela do ICEM CFD 12.

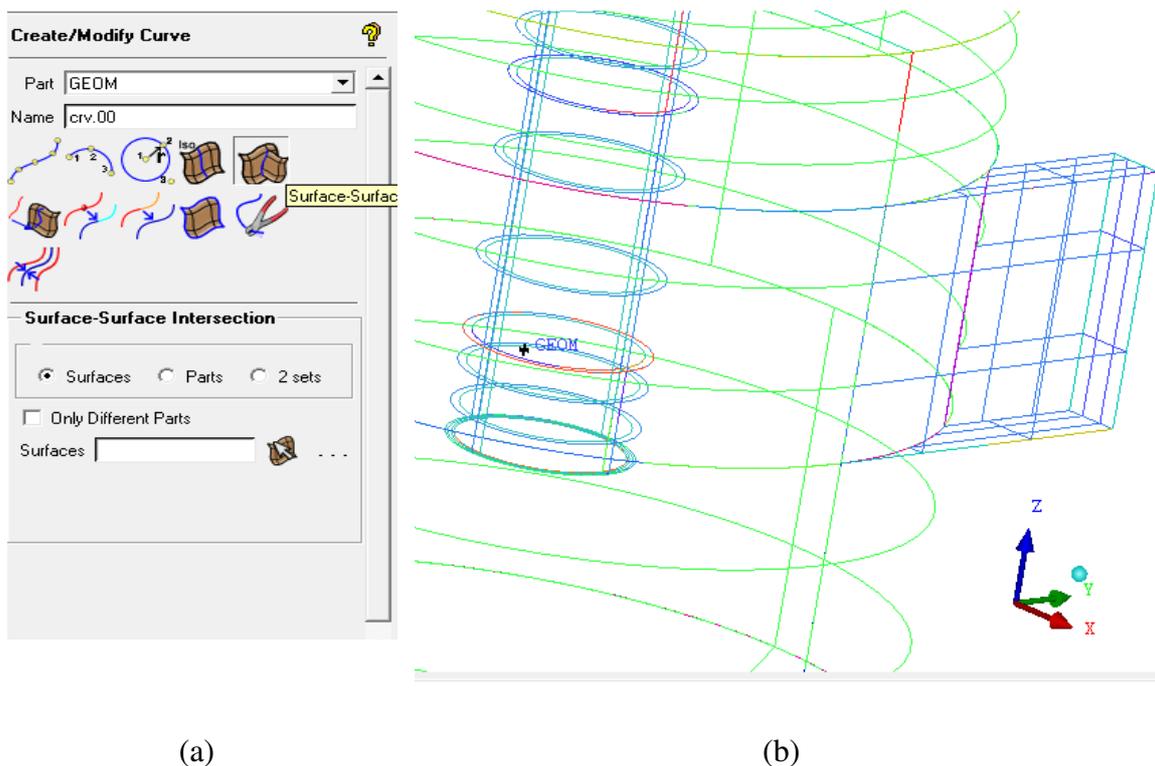


Figura A.5: Construção da entrada tangencial: (a) menu ICEM CFD 12.1. (b) detalhes da entrada tangencial.

- Definição das partes do ciclone - Cada parte do ciclone deve ser nomeada no ICEM CFD 12.1 a fim de que seja importada para o CFX 12.1. Para nomear estas partes, deve-se clicar com o botão direito no ícone *Parts* a fim de abrir a janela (Figura A.6). No comando *Create part* escolhe-se a opção *Create Part by Selection*.

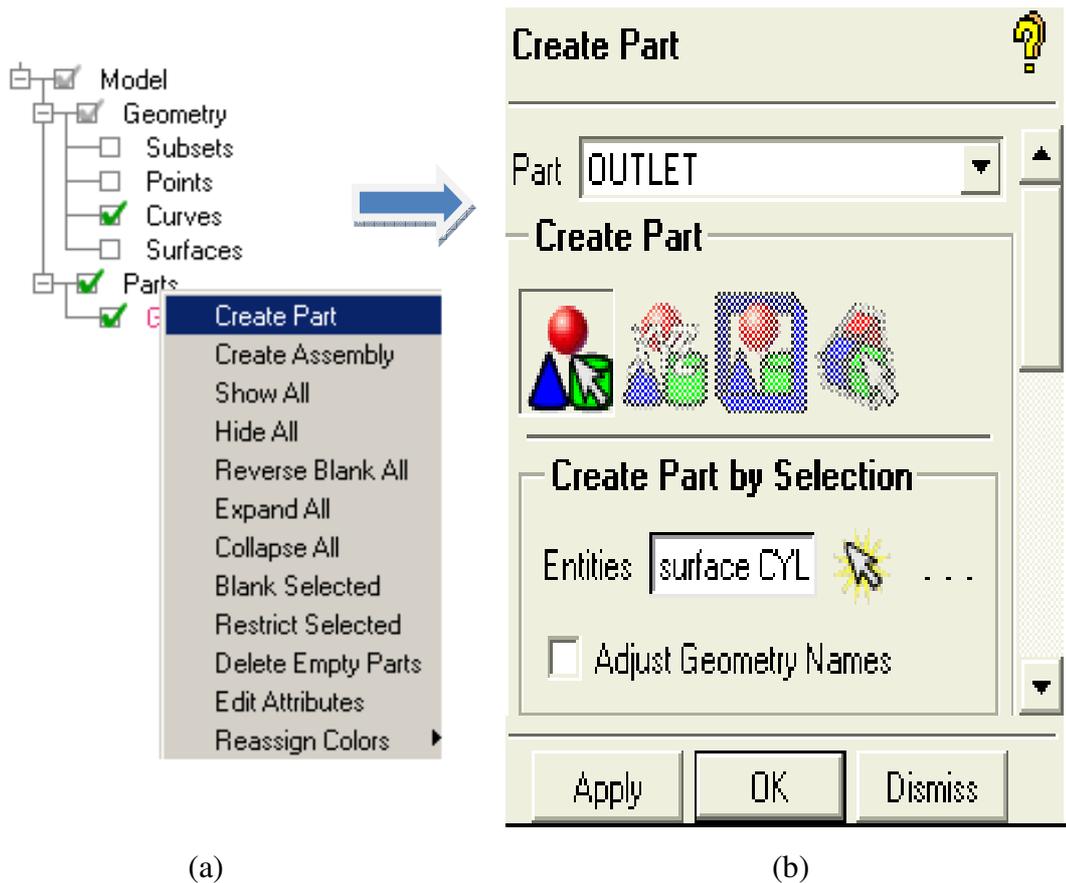
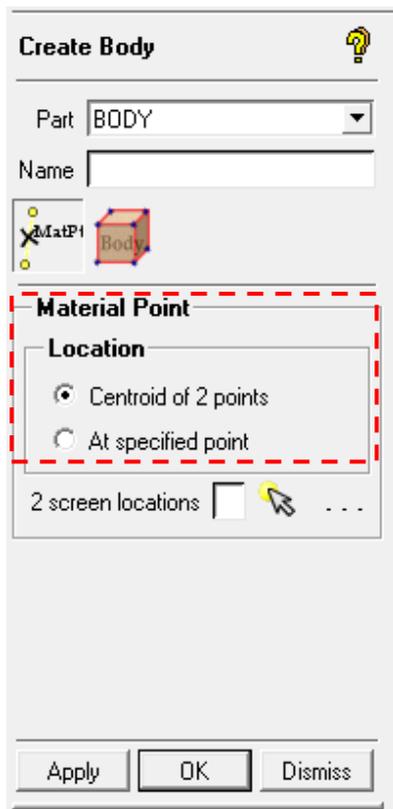
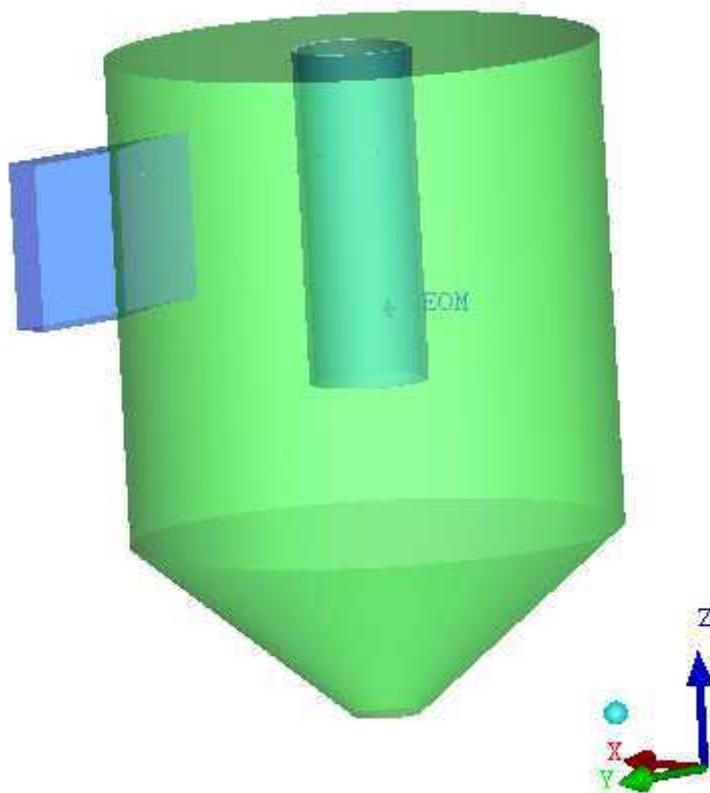


Figura A.6: Criação das partes.

- 4 Sólido ou corpo material – O sólido é criado a partir das superfícies nomeadas do ciclone (Figura A.7) Este deve ser criado antes da geração da malha definida no tópico a seguir. No comando *Create body* define-se um ponto material, selecionando duas extremidades na qual deseja-se criar o sólido. Seleciona-se a opção *Centroid of 2 Points Material* na janela *Point Location*.



(a)



(b)

Figura A.7: Criação do corpo material.

A.2 Geração da malha

Para a geração da malha, utilizou-se a barra de menu e selecionou-se a aba *Mesh* do menu do ICEM CFD 12.1, que em seguida abre-se uma janela com os comandos de geração de malha, especificados a seguir: *Global Mesh setup*, *Surface Mesh setup* e *Compute*, selecionando-se, da esquerda para direita, o primeiro, o terceiro e o sexto ícones, respectivamente, conforme ilustrado na Figura A.8 (a).

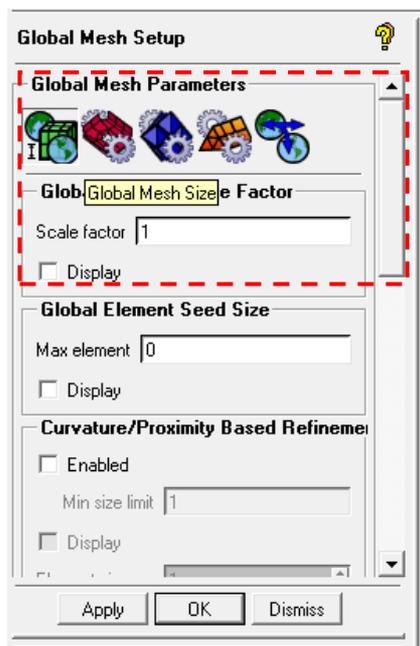
- ✓ *Global Mesh setup* – Nesse comando é definido os parâmetros como o fator de escala determinados no ícone *Global Mesh Size*, em destaque na Figura A.8 (b);
- ✓ *Surface Mesh setup* – Nesse comando define-se o tamanho dos elementos de controle, ilustrado na Figura A.8 (c);

- ✓ *Compute* – A malha foi gerada aplicando os parâmetros pré-definidos nos ítems anteriores aplicando o comando *Compute* no qual define-se o tipo de Malha. No presente trabalho, escolheu-se o tipo *Tetra/Mixed* na opção *Volume Mesh*, como mostrado na Figura A.8 (d).

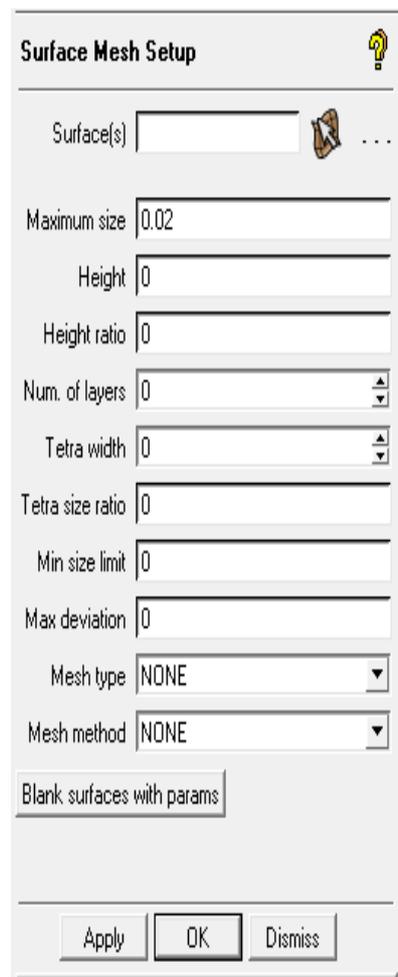
Seguindo todos os passos descritos anteriormente, confeccionou-se a malha não estruturada no ICEM CFD 12.1, como ilustrado nas Figuras A.8.



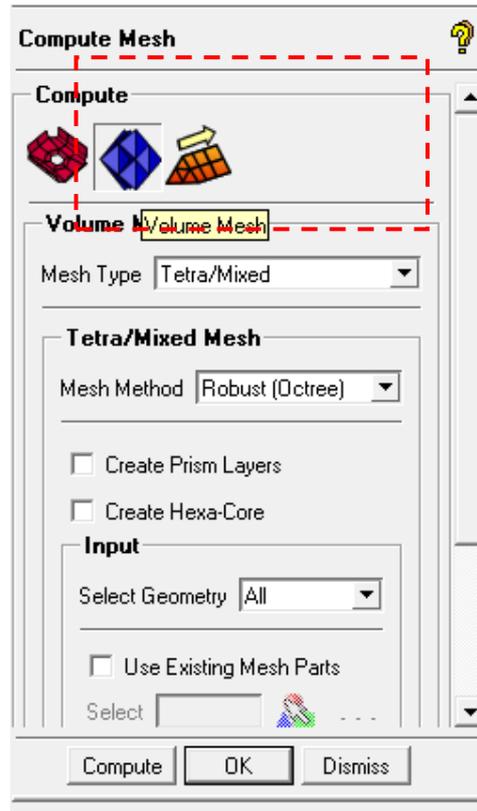
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura A.8: (a) Barra de menu para a criação da malha (b) definição dos parâmetros globais da malha (c) definição do tamanho dos elementos em cada parte da malha (d) janela do comando Compute Mesh do ICEM - CFD 12.1 para a geração da malha.