

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
COORDENAÇÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO FLUIDODINÂMICA DE UM SECADOR DE
LEITO FLUIDIZADO INDUSTRIAL**

PAULO HENRIQUE LIMA DE ALCÂNTARA

CAMPINA GRANDE - PARAÍBA

2003

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO FLUIDODINÂMICA DE UM SECADOR DE
LEITO FLUIDIZADO INDUSTRIAL**

PAULO HENRIQUE LIMA DE ALCÂNTARA

Dissertação apresentada à
Universidade Federal de
Campina Grande como parte
dos requisitos exigidos para a
obtenção do título de Mestre
em Engenharia Química

Área de Concentração: Operações e Processos

Orientadores: Prof. Dr. José Jailson Nicácio Alves

Prof. Dr. Luis Gonzaga Sales Vasconcelos

CAMPINA GRANDE - PARAÍBA

MARÇO - 2003



A347m Alcantara, Paulo Henrique Lima de
Modelagem e simulacao fluidodinamica de um secador de
leito fluidizado industrial / Paulo Henrique Lima de
Alcantara. - Campina Grande, 2003.
77 f. : il.

Dissertacao (Mestrado em Engenharia Quimica) -
Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciencias
e Tecnologia.

1. Modelagem 2. Secagem de PVC 3. Simulacao 4.
Fluidodinamica Computacional 5. Dissertacao I. Alves, Jose
Jailson Nicacio II. Vasconcelos, Luis Gonzaga Sales III.
Universidade Federal de Campina Grande - Campina Grande
(PB) IV. Título

CDU 66.047-743.2(043)

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO FLUIDODINÂMICA DE UM
SECADOR DE LEITO FLUIDIZADO INDUSTRIAL**

PAULO HENRIQUE LIMA DE ALCÂNTARA

Dissertação aprovada em: 28/03/2003

Banca Examinadora:



A blue ink signature of José Jailson Nicácio Alves, consisting of a large, stylized initial 'J' followed by a horizontal line.

Prof. Dr. José Jailson Nicácio Alves

Orientador

A blue ink signature of Luis Gonzaga Sales Vasconcelos, written in a cursive style.

Prof. Dr. Luis Gonzaga Sales Vasconcelos

Orientador

A blue ink signature of Vanja Maria de Franca Bezerra, written in a cursive style.

Prof^a. Dr^a. Vanja Maria de Franca Bezerra

Examinadora

A blue ink signature of Michel François Fossy, written in a cursive style.

Prof. Dr. Michel François Fossy

Examinador

A blue ink signature of Antônio Gilson B. de Lima, written in a cursive style.

Prof. Dr. Antônio Gilson B. de Lima

Examinador

AGRADECIMENTOS

A Deus por mais uma grande conquista.

À minha mãe Salete Alcântara pelo apoio incondicional.

Aos Professores Jailson Alves e Luis Vasconcelos pela orientação e dedicação.

A TRIKEM S.A. pela oportunidade concedida e apoio financeiro.

A todos os amigos e colegas que contribuíram para a realização deste trabalho.

RESUMO

Os secadores de leito fluidizado são amplamente utilizados durante o processo de produção de resinas de Policloreto de Vinila (PVC) e representam equipamentos com grande consumo de energia na forma de vapor.

Dois aspectos podem ser abordados com vista a melhoria do processo de secagem. O primeiro consiste na otimização do consumo de energia através da utilização de um controle antecipatório capaz de garantir que variações na vazão mássica e no teor de umidade do PVC úmido para o secador, não promovem a elevação do teor de umidade no PVC seco acima do limite máximo de especificação. O segundo está relacionado a otimização fluidodinâmica do processo através da determinação das condições que impedem a formação de aglomeração de sólidos no interior do equipamento.

Este trabalho teve por objetivos a definição e implementação de um modelo de secagem para o PVC no pacote comercial VISUAL FORTRAN, que possibilite sua utilização futura no controle desta operação, bem como a obtenção dos padrões de escoamento das fases gás e sólido no interior do secador utilizando o software CFX-3D.

Foram utilizados dados da literatura e de processo para verificação do modelo cinético. Este modelo conseguiu prever de forma satisfatória os dados experimentais e mostrou-se adequado para utilização em controle.

O perfil de escoamento obtido pelo modelo fluidodinâmico utilizado apresentou limitações decorrentes principalmente das considerações realizadas para definição da geometria do secador.

ABSTRACT

The fluidized bed dryers are used during production process of resins of Polyvinyl Chloride (PVC) and they represent equipments with great energy consumption in the steam form.

Two aspects can be approached with view of the improvement of the dry process. The first consists of the optimization of the energy consumption through the use of a feed forward anticipatory control capable to guarantee that variations in the mass flow rate and in the text of humidity of humid PVC for the dryer, don't promote the elevation of the humidity text in dry PVC above the maximum limit of specification.

The second is related to the fluid dynamic optimization of the process through the determination of the conditions that avoid the formation of gathering of solids inside the equipment.

This work had for objectives the definition and elaboration of a dry model for PVC in the software commercial VISUAL FORTRAN, that facilitates its future use in the control of this operation, as well as the obtaining of the patterns of flow of the gas phases and solid inside the dryer using the software CFX-3D.

Data of the literature and of the process were used for verification of the kinetic model. This model has foreseen in a satisfactory way the experimental data and it was shown appropriate for use in control.

The profiles flow obtained by the fluidynamic model used presented current limitations mainly of considerations accomplished for definition of the geometry of the dryer.

4.3 Coeficientes De Transferência De Movimento	18
Capítulo 5	19
Modelo Matemático Para A Cinética De Secagem Do Processo	19
5.1 Fase Particulada	20
5.1.1 Conservação De Massa Para Água	20
5.1.2 Conservação De Energia	20
5.2 Fase Gás	21
5.2.1 Conservação De Massa Para Água	21
5.2.2 Conservação De Energia	22
5.3 – Definição De Parametros Da Taxa De Secagem	23
Capítulo 6	25
Método Numérico De Discretização	25
6.1 Discretização Usando Volumes Finitos	25
6.2 Equação Geral Na Forma Discretizada	28
6.3 Linearização Do Termo Fonte	29
6.4 Acoplamento Pressão-Velocidade	29
Resultados E Discussões	30
7.1 Verificação Do Modelo Cinético	30
7.2 - Verificação Do Modelo Cinético Ao Secador	33
7.2.1 – Resultados Da Taxa De Secagem	34
7.3 Simulação Fluidodinâmica Do Secador	37
7.3.1 – Geração Da Malha	38
7.3.2 Estudo De Casos	41
7.3.2.1 Caso 1: Escoamento Gás	41
7.3.2.2 Caso 2: Escoamento Gás-Sólido	51
Fase Gás	52
Fase Particulada	60
Capítulo 8	68
Conclusões E Recomendações	68
Referências Bibliográficas	69
Apêndice A	71
Código Fonte Do Programa Do Modelo Cinético Do Secador	71

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Desenho Simplificado Do Secador De Leito Fluidizado De Pvc.....	2
Figura 3.1 - Classificação dos secadores de leito fluidizado (Vitor, 2000).....	6
Figura 3.2. - Secador de leito fluidizado contínuo e mistura perfeita (Davidson and Harrison, 1971).....	7
Figura 3.3 - Secador de leito fluidizado de fluxo pistão (Vitor, 2000).....	8
Figura 3.4 - Secador multi-estágio de corrente cruzada.....	8
Figura 3.5 - Secador multi-estágio em contra-corrente.....	9
Figura 3.6 - Curva de secagem típica; teor de umidade em função do tempo (Foust et al, 1982). 10	
Figura 3.7 - Curva típica de taxa de secagem (Foust et al, 1982).	10
Figura 3.8 – Diagrama de classificação de partículas e características de fluidização similares segundo Geldart (Howard, 1989).	11
Figura 5.1- Secador de leito fluidizado contínuo.....	19
e a função $G(Pe)$ depende do esquema de interpolação (Patankar, 1980).....	29
Figura 7.1 - Teor de umidade do sólido.....	31
Figura 7.2 - Temperatura do Sólido.....	31
Figura 7.3 - Teor de Umidade Do Gás.....	32
Figura 7.4 - Temperatura do Gás.....	32
Figura 7.5 – Umidade do Sólido na Saída do Secador.....	34
Figura 7.6 – Temperatura do Sólido na Saída do Secador.....	35
Figura 7.7 – Umidade do gás na saída do secador.....	35
Figura 7.8 – Temperatura do Gás na Saída do Secador.....	36
Figura 7.9 – Perfil de Temperatura na Direção Axial do Secador no Estado Estacionário.....	36
Figura 7.10 – Perfil de Umidade na Direção Axial do Secador no Estado Estacionário.....	37
Figura 7.11 – Vista perspectiva do secador.....	38
Figura 7.12 – Vista lateral do secador.....	38
Figura 7.13 – Vistas frontal e superior do secador.....	39
Figura 7.14 – Malha de resolução numérica construída com o build 4.2 do CFX - 4.4.....	39
Figura 7.15 – Malha de resolução numérica construída com o build 4.X do CFX-5.5.1.....	40
Figura 7.16 – Malha de resolução numérica.....	41
Figura 7.17 – Curva de resíduos.....	42

Figura 7.18 – Perfil da componente de velocidade na direção x no plano yz.....	43
Figura 7.19 – Perfil da componente de velocidade na direção y no plano yz.....	43
Figura 7.20 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano YZ.....	44
Figura 7.21 – Perfil de velocidade média no plano YZ.....	44
Figura 7.22 – Perfil de pressão no plano YZ.....	45
Figura 7.23 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XY.....	45
Figura 7.24 – Perfil da componente de velocidade na direção y no plano XY.....	46
Figura 7.25 – Perfil da componente de velocidade na direção z no plano XY.....	46
Figura 7.26 – Perfil de velocidade média no plano XY.....	47
Figura 7.27 – Perfil de pressão no plano XY.....	47
Figura 7.28 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XZ.....	48
Figura 7.29 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano XZ.....	48
Figura 7.30 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano XZ.....	49
Figura 7.31 – Perfil de velocidade média no plano XZ.....	49
Figura 7.32 – Perfil de pressão no plano XZ.....	50
Figura 7.33 – Resíduos das variáveis para o escoamento gas-PVC.....	51
Figura 7.34 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano YZ.....	52
Figura 7.35 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano YZ.....	53
Figura 7.36 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano YZ.....	53
Figura 7.37 – Perfil de velocidade média no plano YZ.....	54
Figura 7.38 – Perfil de pressão no plano YZ.....	54
Figura 7.39 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XZ.....	55
Figura 7.40 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano XZ.....	55
Figura 7.41 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano XZ.....	56
Figura 7.42 – Perfil de velocidade média no plano XZ.....	56
Figura 7.43 – Perfil de pressão no plano XZ.....	57
Figura 7.44 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XY.....	57
Figura 7.45 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano XY.....	58
Figura 7.46 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano XY.....	58
Figura 7.47 – Perfil de velocidade média no plano XY.....	59
Figura 7.48 – Perfil de pressão no plano XY.....	59
Figura 7.49 – Perfil da Componente de Velocidade na Direção X no Plano YZ.....	60
Figura 7.50 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano YZ.....	61

Figura 7.51 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano YZ.....	61
Figura 7.52 – Perfil de velocidade média no plano YZ.....	62
Figura 7.53 – Perfil da fração volumétrica no plano YZ.....	62
Figura 7.54 – Perfil da componente da velocidade na direção X no plano XZ.....	63
Figura 7.55 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano XZ.....	63
Figura 7.56 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no Plano XZ.....	64
Figura 7.57 – Perfil de velocidade média no plano XZ.....	64
Figura 7.58 – Perfil de fração volumétrica no plano XZ.....	65
Figura 7.59 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XY.....	65
Figura 7.60 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no Plano XY.....	66
Figura 7.61 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano XY.....	66
Figura 7.62 – Perfil de velocidade média no plano XY.....	67
Figura 7.63 – Perfil de fração volumétrica no plano XY.....	67

LISTA DE TABELAS

Tabela 2. 1 - Estratégias Para Abordagem Do Problema	4
Tabela 7.1 - Propriedades Da Secagem Em Leito Fluidizado - Wildhagen Et Al. (2001).....	30
Tabela 7.2 - Características Da Operação De Secagem	33

NOMENCLATURA

a - Área específica da partícula

a_{TC} - Área efetiva

C_{PS} - Calor específico do sólido a pressão constante

C_{PL} - Calor específico da água a pressão constante

C_{Pg} - Calor específico do ar a pressão constante

d_p - Diâmetro da partícula

F_{SO} - Vazão de sólido na entrada

F_S - Vazão de sólido na saída

F_g - Vazão de ar

g - Aceleração da gravidade

G - Vazão de gás por unidade de área

L - Altura do leito

h_c - Coeficiente de transferência de calor por convecção

i - Entrada, alimentação

$i-1$ - Saída

k_g - Energia cinética turbulenta do gás

K_y - Coeficiente de transferência de massa entre as fases gás e sólido

KTGF - Teoria cinética para o escoamento de materiais granulares

Nu - Número de Nusselt

P_g - Pressão da fase gasosa

P_s - Pressão da fase sólida

Q - Fonte interna de calor

Re - Número de Reynolds

T_{SO} - Temperatura inicial do sólido

T_{Ref} - Temperatura de referência

t - tempo

T_S - Temperatura do sólido

T_G - Temperatura do gás

v_g - Velocidade da fase gasosa

v_s - Velocidade da fase sólida

v_{gz} - Velocidade axial da fase gasosa

v_{gr} - Velocidade radial fase gasosa

v_{sz} - Velocidade axial da fase sólida

v_{sr} - Velocidade radial fase sólida

v'_g - Flutuação da velocidade média volumétrica do gás

V_T - Volume total

X_{SO} - Razão mássica de água em base seca na entrada

X_S - Razão mássica de água em base seca na saída

Y^*_G - Razão mássica de água em base seca na interface gás-sólido no lado do gás

Y_g - Fração mássica de água na fase gasosa

μ^t_g - Viscosidade turbulenta da fase gasosa

μ_s - Viscosidade efetiva da fase sólida

γ_g - Tensor taxa de deformação da fase gasosa

γ_s - Tensor taxa de deformação da fase sólida

ρ_g - Densidade da fase gasosa

ρ_s - Densidade da fase sólida

λ - Calor latente de vaporização

ϕ - Esfericidade

Φ_w - Fator de atrito partícula-parede

β_{gs} - Coeficiente de transferência de quantidade de movimento entre as fases gás e particulada.

ε_g - Fração volumétrica da fase gasosa

ε_s - Fração volumétrica de sólidos

ε_G - Porosidade

ε^k - Taxa de dissipação da energia cinética turbulenta da fase gasosa

μ_g - Viscosidade efetiva da fase gasosa

μ_g^l - Viscosidade laminar da fase gasosa

τ_g - Tensor tensão da fase gasosa

τ_s - Tensor tensão da fase sólida

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

A otimização de processos químicos em geral, bem como a capacidade em se prever a performance dos equipamentos de processo, dependem de modelos representativos, ferramentas para resolução dos modelos e da disponibilidade de dados experimentais para assegurar estatisticamente as previsões realizadas.

Nos últimos anos, a modelagem matemática e a simulação numérica têm sido amplamente utilizadas no desenvolvimento e otimização de processos químicos, devido ao grande desenvolvimento dos computadores e dos métodos computacionais. De um modo geral, os métodos analíticos são aplicáveis apenas aos problemas mais simples de engenharia, enquanto os métodos experimentais são mais dispendiosos e trabalhosos que a simulação numérica, embora estes sejam necessários para verificar a validade e precisão dos resultados numéricos. Devido à flexibilidade, rapidez, economia e confiabilidade dos resultados, a simulação numérica é ferramenta indispensável no desenvolvimento e otimização de processos químicos e tende a ser cada vez mais utilizada.

Os secadores de leite fluidizado são amplamente utilizados pelas indústrias químicas, alimentícias, farmacêuticas, agrícolas, dentre outras e constitui uma das etapas do processo de produção de Policloreto de Vinila (PVC).

Este trabalho teve por objetivo a modelagem da teoria cinética para a operação de secagem em leite fluidizado utilizado na produção de resina de PVC e a obtenção dos padrões de escoamento das fases gás e sólido no interior do secador através da utilização do software CFX-3D.

CAPÍTULO 2

ESTRATÉGIA DE AÇÃO

2.1 DEFINIÇÃO DO PROBLEMA

Os secadores de leito fluidizado, de processo contínuo ou em batelada, são amplamente utilizados pelas indústrias químicas, alimentícias, farmacêuticas, agrícolas, dentre outras e constituem uma das etapas do processo de produção de Policloreto de Vinila (PVC).

No processo de produção de resinas de PVC, após a etapa de polimerização, uma mistura contendo cerca de 30% em massa de PVC e 70% de água é bombeada para tanques de estocagem e em seguida submetida a um processo de desidratação formando um bolo úmido com aproximadamente 30% em massa de água.

A resina desidratada é alimentada ao secador de leito fluidizado. As condições de secagem diferem ligeiramente de acordo com o tipo da resina. A figura abaixo corresponde a representação esquemática da operação de secagem de PVC e a estratégia de controle.

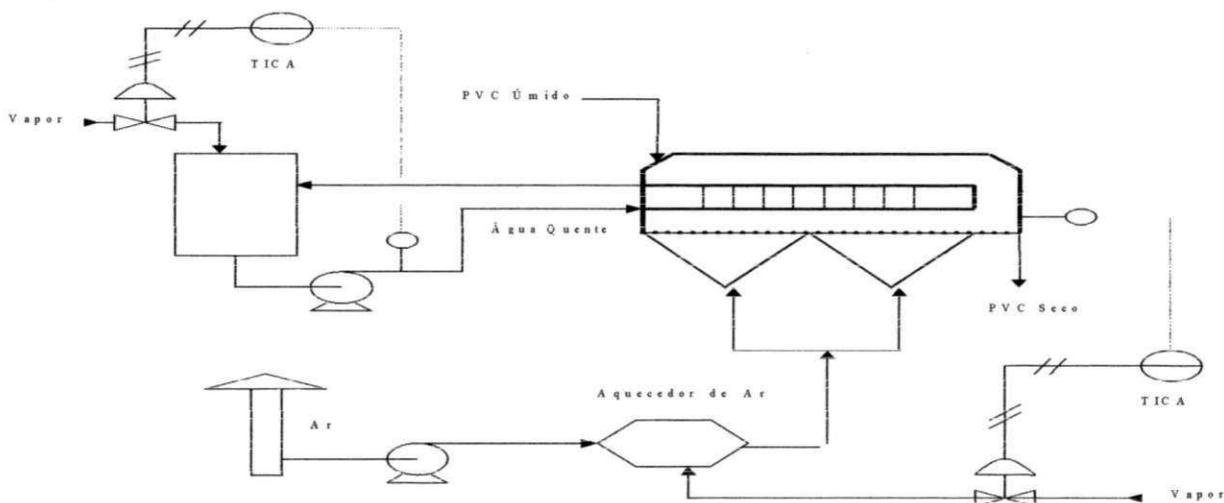


Figura 2.1 - Desenho Simplificado Do Secador De Leito Fluidizado De Pvc.

A energia necessária para a secagem do polímero é fornecida através de ar aquecido e de água quente que circula através de serpentinas no interior do secador, a medida que o PVC se desloca entre as zonas úmida, intermediária e seca deste equipamento.

O teor de umidade na resina seca é controlado inferencialmente através da temperatura da zona seca do secador através de duas malhas distintas de controle. A primeira malha é um controlador PID onde a variável controlada é a temperatura na zona seca do secador e a variável manipulada é a vazão de vapor para o aquecedor de ar. A Segunda malha consiste em um controlador PID onde a variável controlada é a temperatura da água quente e a variável manipulada é a vazão de vapor para o tanque de água quente.

Dois aspectos podem ser abordados com vista a melhoria do processo de secagem. O primeiro através do controle da carga do secador. Entretanto, aspectos fluidodinâmicos internos do equipamento podem impedir uma transferência de calor adequada, como por exemplo, a formação de “Clusters”.

O estudo da fluidodinâmica do secador permitirá a detecção da formação de “Clusters” e das condições fluidodinâmicas em que surgem e desaparecem. A partir desta avaliação será possível otimizar o processo do ponto de vista fluidodinâmico.

A inexistência de um modelo empírico simplificado do processo que contemple a influência dos aspectos fluidodinâmicos e cinéticos, impossibilita a construção de um controle antecipatório capaz de garantir que variações na vazão mássica e no teor de umidade do PVC úmido para o secador, não promovam a elevação do teor de umidade no PVC seco acima do limite máximo de especificação.

Este trabalho teve por objetivo obter os padrões de escoamento (velocidade, pressão, temperatura e concentração) das fases gás e sólido no interior do secador e definir alguns modelos unidimensionais, bifásicos, não isotérmicos e modelo cinético para a operação de secagem em leito fluidizado.

2.2 ESTUDO DE CASOS

O trabalho foi realizado em duas etapas distintas. A primeira consistiu na determinação do modelo da cinética de secagem através da utilização do software VISUAL FORTRAN. Na segunda etapa foi utilizado o software comercial para simulação da fluidodinâmica, CFX-3D. Este software utiliza o método dos volumes finitos para resolução do modelo matemático. A estratégia adotada consistiu em resolver problemas com hipóteses simplificadoras para facilitar a resolução. A partir da solução para casos específicos, os resultados serão utilizados para a resolução do modelo completo, apresentado na tabela abaixo, como o caso objetivo futuro do trabalho.

Tabela 2. 1 - **Estratégias Para Abordagem Do Problema**

Caso	Dimensões	Cinética	Fase Partícula	Fluidodinâmica	Energia
1	3D	Não	Não	Sim	Isotérmico
2	3D	Não	Sim	Sim	Isotérmico
3	1D	Sim	Sim	Não	Não Isotérmico
Etapa Futura	3D	Sim	Sim	Sim	Não Isotérmico

O objetivo futuro do projeto de pesquisa é implementar no CFX os modelos bifásicos, tridimensionais, não isotérmicos e o modelo da Teoria Cinética para a fase particulada.

CAPÍTULO 3

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo apresenta-se uma revisão sobre os principais tipos de secadores e as características principais da operação de secagem.

3.1 SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Vários processos industriais envolvem o contato gás-sólido. Este contato é bastante eficiente quando realizado em leitos fluidizados. A secagem é um exemplo de processo que pode ser conduzido de modo mais eficiente em leito fluidizado. A operação em leito fluidizado é aplicada principalmente quando o material tem diâmetro médio de 50 μ m a 2mm.

De acordo com Howard (1989) as principais vantagens e desvantagens dos processos em leito fluidizado são as seguintes, dentre os quais incluem-se os secadores de leito fluidizado, são as seguintes:

- Vantagens dos processos de leito fluidizado: (1) Eficiente contato gás sólido, o que aumenta a velocidade de secagem, (2) Eficiente mistura das partículas, o que possibilita um produto mais uniforme, (3) Temperatura uniforme o que permite um melhor controle do processo e dos produtos, (4) Altos coeficientes de transferência de calor e massa, (5) Podem ser utilizados numa faixa de diferentes tamanhos e tipos de partículas e (5) Facilidade no transporte de sólidos para o reator e de retirada dos mesmos do reator.

- Desvantagens dos secadores de leito fluidizado: (1) queda de pressão elevada, o que significa um maior consumo de energia, (2) Erosão do vaso e tubulações e elevado atrito entre as partículas, (3) "By-pass" de gás, (4) Faixa de tamanho de partículas limitada e (5) Formação de aglomerados de partículas.

3.2 TIPOS DE SECADORES DE LEITO FLUIDIZADO

No estágio de desenvolvimento dos métodos numéricos, dos computadores e dos aplicativos voltados para o estudo, a nível microscópico, dos processos industriais, já é possível no caso dos secadores, um estudo do padrão geral no interior do secador, sem a utilização de modelos simplificados. Entretanto, esta tarefa ainda é trabalhosa e demanda tempo, em alguns casos. Em outros casos, não se dispõe de informações constitutivas do processo, de tal forma que estes modelos simplificados ainda são úteis para se estimar parâmetros que venham a ser utilizados no modelo microscópico completo. Há ainda uma outra grande utilidade destes modelos simplificados, que é na área de controle, cujas respostas devem ser rápidas para que ações de controle sejam tomadas a tempo. Por este motivo, apresenta-se uma rápida revisão destes tipos de secadores.

Os secadores de leito fluidizado podem ser classificados em ideais e reais. Os secadores ideais podem ser classificados seguindo-se a mesma classificação dada aos reatores como batelada ou contínuos, ou seja, batelada e contínuos (Figura 3.1). Estes últimos podem ainda ser classificados em mistura perfeita e de fluxo pistão (Vitor, 2000).

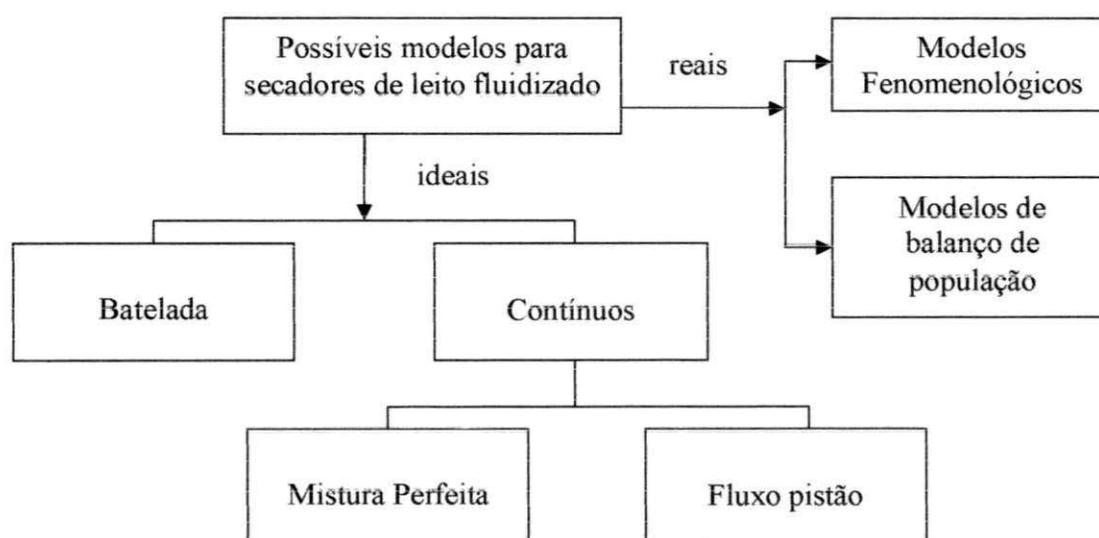


Figura 3.1 - Classificação dos secadores de leito fluidizado (Vitor, 2000)

Enquanto nos secadores de batelada e fluxo pistão o tempo de residência das partículas é constante, nos secadores contínuos a distribuição do tempo de residência é calculada pela lei de distribuição de tempos de residência em reatores CSTR. A Figura 3.2 mostra um o desenho esquemático de um reator de mistura perfeita contínuo. A distribuição do tempo de residência das partículas nestes secadores é dada pela lei de mistura perfeita (Himmelblau and Bischoff, 1968; Vitor, 2000). O produto destes secadores contém partículas com tempos de residência que vão desde zero até infinito significando que existem partículas com uma grande faixa de umidade no produto.

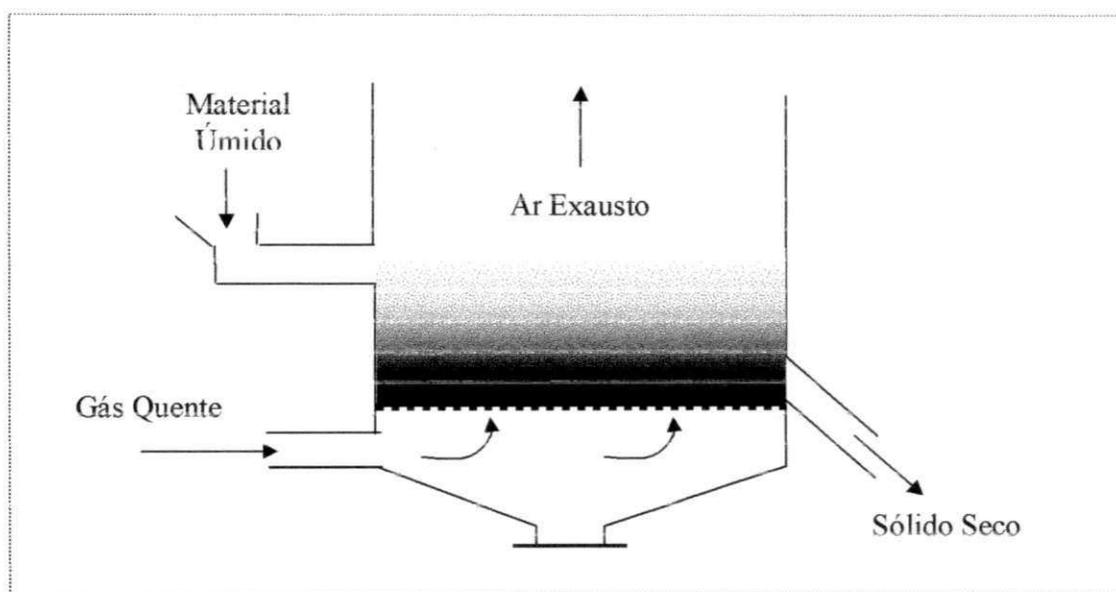


Figura 3.2. - Secador de leito fluidizado contínuo e mistura perfeita (Davidson and Harrison, 1971).

O problema de produto contendo partículas com diferentes teores de umidade é minimizado nos secadores de fluxo pistonado (Figura 3.3) nos quais o tempo de residência é constante e conseqüentemente as partículas apresentam teor de umidade e temperatura uniformes.

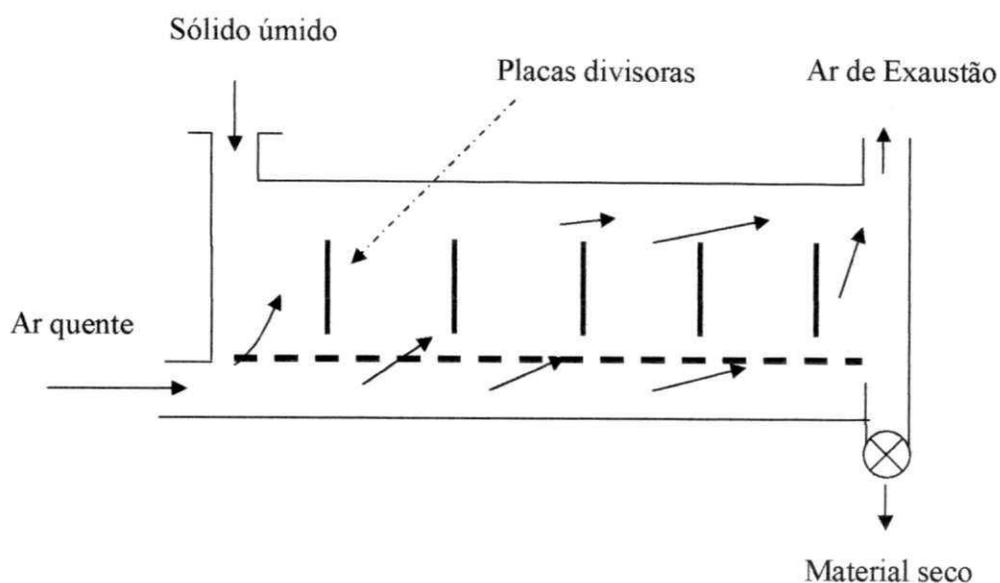


Figura 3.3 - Secador de leito fluidizado de fluxo pistão (Vitor, 2000).

3.2.1 MODELOS DE SECADORES DE LEITO FLUIDIZADO POR ESTAGIOS

Um modelo de secador que combina as características de partículas uniformes do secador de fluxo pistonado com a alta eficiência de contato dos secadores contínuos de mistura perfeita são os secadores de leito fluidizado por estágio.

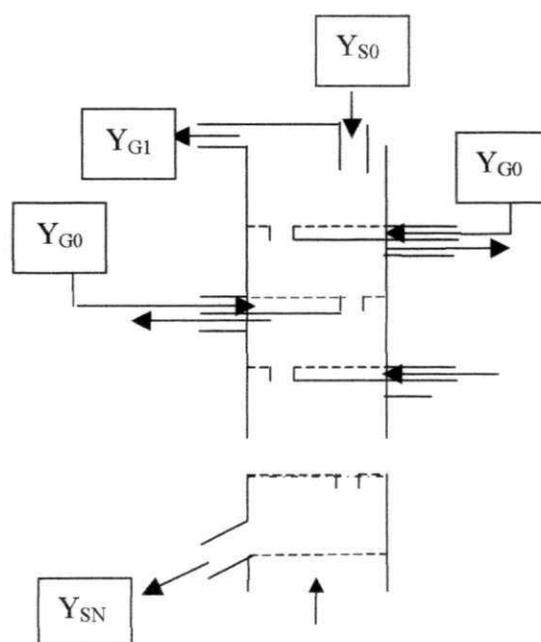


Figura 3.4 - Secador multi-estágio de corrente cruzada.

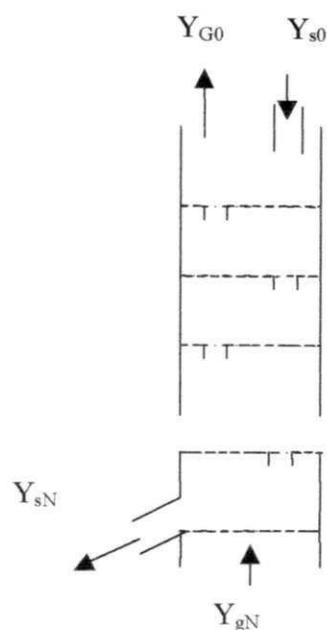


Figura 3.5 - Secador multi-estágio em contra-corrente.

Nas Figuras 3.4 e 3.5 mostram-se esquemas dos secadores multi-estágio de fluxo cruzado e contra-corrente. No secador em contra-corrente a umidade de saída do gás de um estágio é a de entrada do estágio anterior, enquanto que em cada estágio do secador de fluxo cruzado o gás de secagem entra com o mesmo teor de umidade Y_{G0} . Os sólidos entram com teor de umidade $Y_{s(i-1)}$ e saem do secador i apresentando teor de umidade $Y_{s(i)}$. Vitor (2002) apresenta os balanços de massa para a operação em regime permanente, a partir dos quais pode-se calcular o teor de umidade em cada estágio a partir da construção das curvas de equilíbrio e de operação do secador.

3.3 COMPORTAMENTO TÍPICO DA SECAGEM

As Figuras 3.6 e 3.7 apresentam curvas típicas de secagem. Estas curvas típicas de secagem estão relacionadas aos mecanismos da secagem. O período de secagem representado pelo segmento AB é o período em regime não permanente, durante o qual a temperatura do sólido atinge o seu valor de regime permanente. Durante o período a taxa constante, trecho BC das curvas, toda a superfície exposta do sólido está saturada de água. A secagem ocorre como se

fosse a evaporação de uma massa de líquido, sem haver influência direta do sólido na taxa de secagem (Foust et al, 1982).

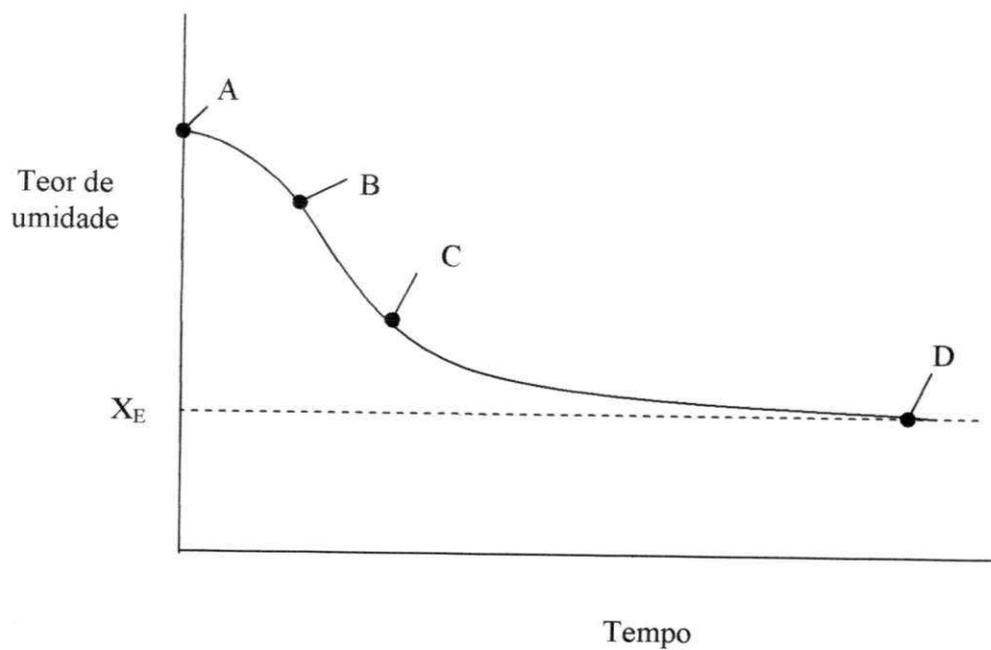


Figura 3.6 - Curva de secagem típica; teor de umidade em função do tempo (Foust et al, 1982).

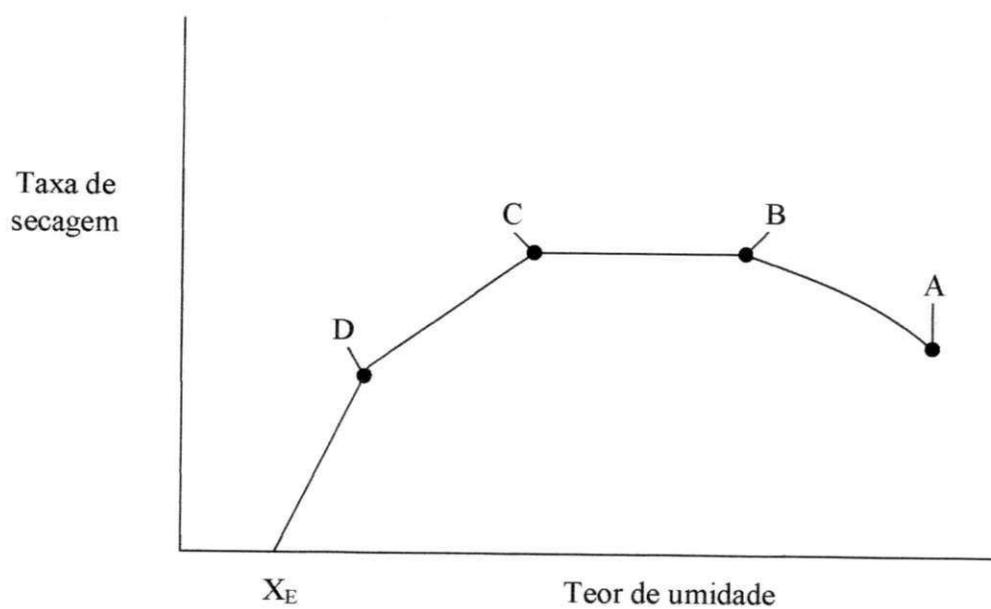


Figura 3.7 - Curva típica de taxa de secagem (Foust et al, 1982).

Durante o período de secagem definido pelos pontos C e D da Figura 3.7, a superfície fica paulatinamente mais pobre em líquido, pois a velocidade do movimento do líquido para a superfície é menor que a velocidade com que a massa é transferida da superfície. Nos teores de umidade mais baixos que os do ponto D, toda a evaporação ocorre a partir do interior do sólido. O teor de umidade diminui até que, em X_E , o teor de umidade de equilíbrio é atingido cessando a secagem (na verdade este comportamento é assintótico).

3.4 CLASSIFICAÇÃO E COMPORTAMENTO DAS PARTICULAS

Quando um gás escoava verticalmente para cima através de um leito de partículas inicialmente fixo e suportado em uma grade horizontal, uma faixa de diferentes regimes de fluxo é possível, dependendo do tamanho e das características do material sólido e da velocidade do gás. Baseado em observações experimentais, em 1973 Geldart (Howard, 1989) apresentou um diagrama de fases no qual classifica os materiais sólidos em quatro grupos em função do diâmetro médio das partículas (d_p) e da diferença de densidades ($\rho_s - \rho_g$), ilustrados na Figura 3.8.

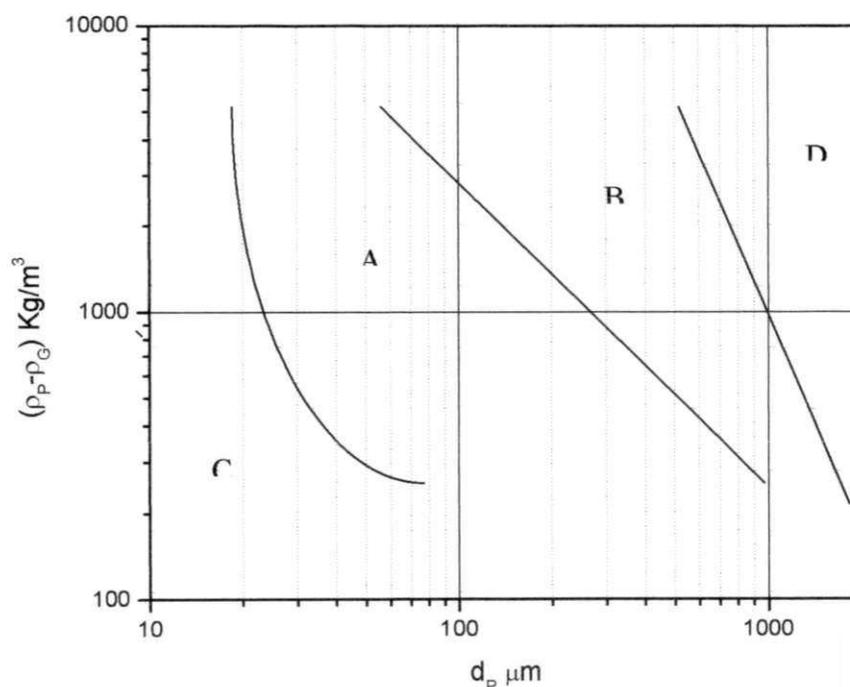


Figura 3.8 – Diagrama de classificação de partículas e características de fluidização similares segundo Geldart (Howard, 1989).

Grupo A: Partículas finas ($d_p=30-150$ micrômetros) e de baixa densidade ($<1500 \text{ Kg/m}^3$), sólidos "aeráveis" (ex. craqueamento catalítico).

Grupo B: Partículas de tamanho intermediário ($d_p=150-500$ micrômetros) e densidade na faixa de 1500 a 4000 Kg/m^3 . Exemplos destes materiais são areia e esferas de vidro.

Grupo C: Partículas muito finas ($d_p < 30$ micrômetros) tendo o aspecto de um "talco". São difíceis de fluidizar e fáceis de apresentar "canais" preferenciais por onde escoam a fase gasosa.

Grupo D: partículas muito grandes ($d_p > 1$ milímetro) ou muito densas que tendem a jorrar e que se misturam com deficiência em leitos fluidizados.

CAPÍTULO 4

MODELO FLUIDODINÂMICO DO SECADOR

Conforme definido na estratégia de abordagem do problema, será feito um estudo da fluidodinâmica do processo, sem a presença dos efeitos de transferência de calor e massa. Em função disto, apresenta-se a modelagem matemática da fluidodinâmica do secador.

As equações que descrevem o processo são as equações de conservação da massa da quantidade de movimento e da energia, aplicadas as fases sólida e gasosa (CFX Solver Manual, 1997; Alves, 1998; Coutinho, 2003).

4.1 FASE GÁS

As equações básicas para a fase gasosa, bem como as equações de conservação das propriedades do escoamento turbulento, são:

4.1.1 CONTINUIDADE

$$\frac{\partial[\rho_g \varepsilon_g]}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho_g \varepsilon_g \mathbf{v}_g] = 0 \quad (4.1)$$

onde ρ é a densidade da fase, ε a fração volumétrica e \mathbf{V}_g o vetor velocidade média volumétrica do gás.

4.1.2 QUANTIDADE DE MOVIMENTO

$$\frac{\partial[\rho_g \varepsilon_g v_g]}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho_g \varepsilon_g v_g v_g] = \nabla \cdot \varepsilon_g \tau_g + \beta_{gs} [v_s - v_g] + \varepsilon_g \rho_g g + P_g \nabla \varepsilon_g - \frac{2}{3} \nabla \rho_g \kappa_g \quad (4.2)$$

O termo $P_g \nabla \varepsilon_g$ representa um termo adicional da força de pressão devido variação de área efetiva da fase em função da presença da outra fase. (Alves, 1998).

4.1.3 TENSÕES

$$\Gamma_g = -P_g \mathbf{I} + \delta_g \quad (4.3)$$

onde,

$$\delta_g = 2\mu_g \gamma_g \quad (4.4)$$

sendo μ_g é a viscosidade efetiva da fase gás e γ_g é o tensor taxa de deformação da fase gás,

$$\gamma_g = \frac{1}{2} (\nabla v_g + \nabla v_g^T) - \frac{1}{3} (\nabla v_g) \mathbf{I} \quad (4.5)$$

4.1.4 MODELO DE TURBULÊNCIA κ - ε

A viscosidade da fase gasosa pode ser estimada a partir de qualquer modelo de turbulência. Os modelos mais completos são os modelos de duas equações. Entre estes, o modelo κ - ε é o mais utilizado. A vantagem deste modelo é a possibilidade da inclusão do termo de transferência de energia cinética do movimento flutuante entre as fases.

4.1.4.1 ENERGIA CINÉTICA TURBULENTA (κ)

A equação da energia cinética turbulenta da fase gasosa é obtida subtraindo-se a equação média temporal do momentum linear da equação local instantânea, e esta diferença é multiplicada pela flutuação da velocidade do gás, resultando, após algumas simplificações. (Alves,1998):

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g \varepsilon^k)}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho_g \varepsilon_g v_g \varepsilon^k] = \nabla \cdot [\varepsilon_g \Gamma_\kappa \nabla \kappa] - \left(\tau_g : \nabla v_g - \rho_g \varepsilon^k \right) \varepsilon_g + \beta_{ki} \left(\overline{v_g v'_g} - 2\kappa \right) \quad (4.6)$$

onde k é a energia do movimento turbulento da fase gás (relacionada as flutuações da velocidade média volumétrica do gás), definida como:

$$\kappa_g = \frac{1}{2} \left(\sum_{\eta} v_{g,\eta}^2 \right) \quad (4.7)$$

4.1.4.2 TAXA DE DISSIPAÇÃO (ε^k)

A equação da taxa de dissipação da energia cinética turbulenta da fase gasosa é:

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g \varepsilon^k)}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho_g \varepsilon_g v_g \varepsilon^k] - \left(C_1 \tau_g : \nabla v_g - C_2 \rho_g \varepsilon^k + \beta_{ik} \left(\overline{v'_s v'_g} - 2\kappa \right) \right) \frac{k}{\varepsilon^k} \varepsilon_g \quad (4.8)$$

onde ε^k é a taxa de dissipação da energia cinética turbulenta.

Os parâmetros do modelo $\kappa - \varepsilon$ são : $\Gamma_\kappa = \frac{\mu_g}{\sigma_\kappa}$, $\Gamma_\varepsilon = \frac{\mu_g}{\sigma_\varepsilon}$, $\sigma_\kappa = 1.00$, $\sigma_\varepsilon = 1.30$, $C_1 = 1.44$, $C_2 = 1.92$,

e a viscosidade turbulenta da fase gás foi calculada pelo modelo de turbulência $\kappa - \varepsilon$. No modelo $\kappa - \varepsilon$, a viscosidade turbulenta é calculada pela relação de Kolmogorov-Prandtl (Alves, 1998).

$$\mu_g^t = C_\mu \rho_g \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (4.9)$$

$$\mu_g = \mu_g^l + \mu_g^t \quad (4.10)$$

4.2 FASE PARTICULADA

Para a fase particulada, a difusão molecular de momentum não existe, pois esta é formada de partículas sólidas, sem gradientes internos de velocidade. As propriedades desta fase são valores médios do conjunto de partículas. As equações finais são:

4.2.1 CONTINUIDADE

$$\frac{\partial(\rho_s \varepsilon_s)}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho_s v_s] = 0 \quad (4.11)$$

onde ρ é a densidade da fase particulada, ε_s a fração volumétrica e v_s o vetor velocidade média volumétrica da fase particulada.

4.2.2 QUANTIDADE DE MOVIMENTO

$$\frac{\partial(\varepsilon_s \rho_s v_s)}{\partial t} + \nabla \cdot \{\varepsilon_s \rho_s v_s v_s\} = \nabla \cdot \{\varepsilon_s \tau_s^T\} + \beta_{gs} [v_g - v_s] + \varepsilon_s \rho_s g + \varepsilon_s \nabla P_g \quad (4.12)$$

onde P_g é a pressão do gás, τ_s^T é o tensor tensão, β o coeficiente de transferência de quantidade de movimento entre as fases e g é a aceleração da gravidade. O termo devido a pressão do gás é a força “buoyant” (força de “flutuação”) agindo sobre a partícula pelo gás.

4.2.3 TENSÕES

$$\tau_s = [-P_s + \varepsilon_s \nabla v_s] \mathbf{I} + \sigma_s \quad (4.13)$$

onde,

$$\sigma_s = 2\mu_s \gamma_s \quad (4.14)$$

Onde μ_s é a viscosidade efetiva, P_s é a pressão efetiva e γ_s é o tensor taxa de deformação da fase particulada sendo:

$$\gamma_s = \frac{1}{2}(\nabla v_s + \nabla_s^T) - \frac{1}{3}(\nabla v_s) \mathbf{I} \quad (4.15)$$

Neste trabalho, utilizou-se o modelo de fluido inviscido para a fase particulada. Isto significa que interações partícula - partícula, no interior do secador, e partícula-parede foram desprezadas. Desta forma, o termo de dissipação viscosa para a fase particulada foi desprezada nas equações de conservação da quantidade de movimento para a fase particulada. Sabe-se que as

interações na fase particulada existem (Alves, 1998) e serão consideradas na continuação deste trabalho.

4.3 COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA DE MOVIMENTO

O coeficiente de transferência de quantidade de movimento entre as fases gasosa e particulada, o qual é calculado por (Alves, 1998; CFX Solver Manual, 1997):

a) Baseado na equação de Ergun ($\varepsilon_g < 0,8$):

$$\beta = 150 \frac{\varepsilon_s^2 \mu_g^1 \rho_s}{(\varepsilon_g d_p)^2 (\rho_s - \rho_g)} + 1.75 \frac{\rho_g \rho_s |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s| \varepsilon_s}{(\varepsilon_g d_p) (\rho_s - \rho_g)}, \quad \text{se } \varepsilon_g < 0,8 \quad (4.16.a)$$

b) baseado no coeficiente de arrasto da esfera

$$\beta = \frac{3}{4} C_d \frac{\rho_g \rho_s |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s| \varepsilon_s}{(d_p) (\rho_s - \rho_g)} \varepsilon_s^{-2,65}, \quad \text{se } \varepsilon_g \geq 0,8 \quad (4.17.b)$$

$$C_d = \begin{cases} \frac{24}{Re} (1 + 0,15 Re^{0,687}); & \text{se } Re \leq 1000 \\ 0,44; & \text{se } Re > 1000 \end{cases}, \quad (4.18)$$

onde

$$Re = \frac{|\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s| d_p \rho_g \varepsilon_s}{\mu_g^1} \quad (4.19)$$

CAPÍTULO 5

MODELO MATEMÁTICO PARA A CINÉTICA DE SECAGEM DO PROCESSO

Conforme definido também na estratégia de abordagem do problema, será feito um estudo da cinética de secagem do PVC, desprezando-se os aspectos fluidodinâmicos do processo e utilizando-se um modelo simplificado para o secador. Apresenta-se em seguida, o desenvolvimento do modelo matemático para o secador, no qual os efeitos de transferência de calor e massa são considerados.

Os secadores de leito fluidizado com alimentação contínua de sólido apresentam maior ou menor dispersão das partículas em seu leito, de acordo com a geometria do leito, o tempo médio de residência das partículas, a velocidade do gás, o tipo e a densidade das partículas (Vitor, 2000)

Como ponto de partida é proposto um modelo de secagem em leito fluidizado contínuo mistura perfeita (Figura 12), baseada nos modelos desenvolvidos para a secagem em duas fases. Foram ainda realizadas as seguintes considerações:

- A fase sólida apresenta-se como mistura perfeita.
- A fase gás apresenta um fluxo perfeitamente empistonado.

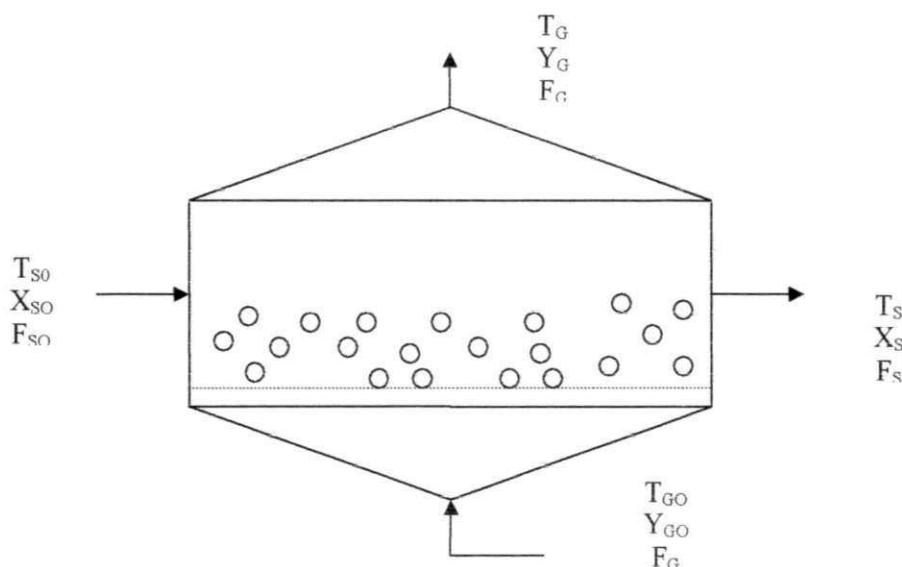


Figura 5.1- Secador de leito fluidizado contínuo

5.1 FASE PARTICULADA

As equações obtidas pelo balanço de massa e energia para a fase sólida estão apresentadas abaixo:

5.1.1 CONSERVAÇÃO DE MASSA PARA ÁGUA

$$F_{SO} X_{SO} = F_S X_S + K_Y a (Y_G^* - Y_G) + V_T \epsilon_s \rho_s \frac{\partial X_s}{\partial t} \quad (5.1)$$

Onde F_{SO} é a vazão de sólido na entrada, F_S é a vazão de sólido na saída, X_{SO} é a razão mássica de água na entrada, X_S é a razão mássica de água no secador, K_Y é o coeficiente de transferência de massa entre as fases, a é a área específica da partícula e Y_G^* é a razão mássica de água na interface gás sólido no lado do gás.

5.1.2 CONSERVAÇÃO DE ENERGIA

$$F_{SO} (C_{PS}^{TO} + C_{PL}^{TO} X_{SO}) (T_{SO} - T_{Ref}) + h_e a (T_G - T_S) V_T + Q = K_Y a (Y_G^* - Y_G) \lambda_{TS} V_T + F_S (C_{PS}^{TS} + C_{PL}^{TS} X_S) (T_S - T_{Ref}) + V_T \epsilon_s \rho_s (C_{PS}^{TS} + C_{PL}^{TS} X_S) \frac{\partial T_s}{\partial t} \quad (5.2)$$

Onde Q representa o termo de fonte interna e :

- Entrada

$$F_{SO} (C_{PS}^{TO} + C_{PL}^{TO} X_{SO}) (T_{SO} - T_{Ref}) \quad (5.3)$$

- Termo de convecção na interface

$$h_e a (T_G - T_S) V_T \quad (5.4)$$

- Termo de evaporação na interface

$$K_Y a (Y_G^* - Y_G) \lambda_{TS} V_T \quad (5.5)$$

- Saída

$$F_S (C_{PS}^{TS} + C_{PL}^{TS} X_S) (T_S - T_{Ref}) \quad (5.6)$$

- Acúmulo

$$V_T \varepsilon_S \rho_S (C_{PS}^{TS} + C_{PL}^{TS} X_S) \frac{\partial T_S}{\partial t} \quad (5.7)$$

5.2 FASE GÁS

As equações obtidas pelo balanço de massa e energia para a fase gás sólida estão apresentadas abaixo:

5.2.1 CONSERVAÇÃO DE MASSA PARA ÁGUA

$$F_g Y_g^{i-1} + K_Y a (Y_g^* - Y_g) V_T = F_g Y_g^i + V_T \varepsilon_S \rho_S \frac{\partial Y_g^i}{\partial t} \quad (5.8)$$

Onde Y_g^{i-1} e Y_g^i correspondem a fração mássica de água nas correntes de ar de alimentação e saída do secador respectivamente.

5.2.2 CONSERVAÇÃO DE ENERGIA

$$F_g Y_g^{i-1} C_{Pg} (T_g^{i-1} - T_{Ref}) + K_Y a (Y_g^* - Y_g) (T_g^i - T_{Ref}) + h_g a V (T_S - T_g) V_T =$$

$$F_g Y_g^i C_{Pg} (T_g^i - T_{Ref}) + V_T \epsilon_g \rho_g C_{Pg} \frac{\partial T_g}{\partial t}$$

(5.9)

onde :

- Entrada

$$F_g Y_g^{i-1} C_{Pg} (T_g^{i-1} - T_{Ref})$$

(5.10)

- Termo de convecção na interface

$$h_g a V (T_S - T_g) V_T$$

(5.11)

- Termo de evaporação na interface

$$K_Y a (Y_g^* - Y_g) (T_g^i - T_{Ref})$$

(5.12)

- Saída

$$F_g Y_g^i C_{Pg} (T_g^i - T_{Ref})$$

(5.13)

- Acúmulo

$$V_T \epsilon_g \rho_g C_{Pg} \frac{\partial T_g}{\partial t}$$

(5.14)

Convencionalmente, a taxa de transferência de massa entre as fases durante o processo de secagem é expressa em termos de um coeficiente de transporte de massa baseado na diferença de concentração entre a umidade do sólido e a umidade de equilíbrio. No modelo atual, a taxa

foi expressa em termos de uma diferença de concentração na interface gás-sólido e a umidade do gás, já que o modelo será utilizado na simulação da secagem do PVC, processo do qual não se dispõe de informações do processo de secagem. Com a abordagem utilizada é possível, adotando-se algumas hipóteses, estimar os coeficientes de transferência de calor e massa no lado do gás. As hipóteses e expressões utilizadas serão discutidas no capítulo de resultados, pois trata-se de um procedimento novo que ainda requer amadurecimento e discussões em torno do mesmo.

5.3 – DEFINIÇÃO DE PARAMETROS DA TAXA DE SECAGEM

Na literatura, nada foi encontrado sobre a secagem do PVC. Por este motivo, um conjunto de parâmetros teve que ser definido, de forma eurística, e utilizados:

O coeficiente de transferência de calor por convecção, h , entre as fases gás e particulada foi obtido a partir da relação (Howard, 1993):

$$Nu_{LEITO} = \frac{h_e \cdot d_p}{k_g} = 0,03 \cdot Re_p^{1,3} \quad (5.15)$$

A qual é válida para um número de Reynolds com base na partícula:

$$Re = \frac{d_p \cdot G}{\mu_g} \quad (5.16)$$

na faixa de 0,1 à 100.

G é a vazão de gás por unidade de área da seção transversal do leito e μ_g a viscosidade do gás.

O coeficiente de transferência de massa por convecção, K_y , entre as fases, foi calculado a partir da relação de Lewis (Foust et al, 1982):

$$Ky = \frac{h_g}{C_{Pg}} \quad (5.17)$$

A área exposta da partícula de PVC, por unidade de volume do leito, para a transferência de calor é a área externa das partículas nesta unidade de volume (Howard, 1993):

$$a_{TC} = \frac{6 \cdot \varepsilon_s}{d_p \cdot \phi} \quad (5.18)$$

onde a_{TC} é a área específica para a transferência de calor, ε_s é a fração volumétrica de sólidos e ϕ a esfericidade das partículas.

A área exposta da partícula de PVC, por unidade de volume do leito, para a transferência de massa foi calculada introduzindo-se uma correção da área para transferência de calor, em função da fração de água existente na partícula. Assumiu-se, de forma eurística, e utilizou-se, a relação mais simples, uma relação linear. A idéia é de que quanto menos água existir, menor as partes da partículas, contendo água, expostas ao ar para a transferência de massa:

$$a_{TM} = a_{TC} \frac{X_s}{X_{s0}} \quad (5.19)$$

onde a_{TM} é a área efetiva para a transferência de massa, X_s a umidade existente e X_{s0} a umidade inicial da partícula. Convém comentar que neste ponto, o modelo precisa ser melhorado.

CAPÍTULO 6

MÉTODO NUMÉRICO DE DISCRETIZAÇÃO

O modelo matemático da fluidodinâmica do secador foi resolvido com o simulador CFX que utiliza o método dos volumes finitos para a discretização do modelo.

Maliska (1995) e Patankar (1980) descrevem detalhes do método para sistemas monofásicos. Alves (1998) apresenta a discretização do método para sistemas multifásicos bidimensionais cilíndricos. Coutinho (2003) estendeu a discretização apresentada por Alves para sistemas tridimensionais, a qual apresenta-se em seguida. No método dos volumes finitos as equações diferenciais São integradas em cada de volume de controle, resultando em um sistema de equações diferenciais, o qual poderá ser resolvido por qualquer técnica de resolução de sistemas de equações.

6.1 DISCRETIZAÇÃO USANDO VOLUMES FINITOS

Seguindo a discretização apresentada por Alves (1998) e Coutinho (2003), a integração da equação diferencial na forma conservativa no volume elementar e no tempo, para uma variável ϕ qualquer pode ser escrita como:

$$\frac{\partial(\rho_i \varepsilon_i \phi)}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho_i \varepsilon_i v_i \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \nabla \phi] = S_\phi \quad (6.1)$$

Nesta equação, S_ϕ contém o termo fonte de ϕ no interior do volume de controle e todos os fluxos de ϕ através das faces do volume de controle que não foram ordenados no segundo termo do lado esquerdo da equação 6.1.

A integração da equação 6.1 para um volume de controle qualquer é escrita como:

$$\iiint_V \frac{\partial(\rho_i \varepsilon_i \phi)}{\partial t} dV + \iiint_V \nabla [\varepsilon_i \rho_i v_i \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \nabla \Phi] dV = \iiint_V S_\phi dV \quad (6.2)$$

Se o volume de controle esta fixo, isto é, não muda com o tempo, a integral da derivada com relação ao tempo pode ser permutado com a derivada da integral, ou seja (Alves, 1998):

$$\iiint_V \frac{\partial(\rho_i \varepsilon_i \phi)}{\partial t} dV = \frac{\partial}{\partial t} (\iiint_V \varepsilon_i \rho_i \phi dV) \quad (6.3)$$

Por sua vez, a integral de volume do segundo termo do lado esquerdo da equação 6.2 pode ser transformada em uma integral de superfície, utilizando-se o teorema da divergência de Gauss (Alves, 1998)

$$\iiint_V \nabla [\varepsilon_i \rho_i v_i \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \nabla \Phi] dV = \iint_A [\varepsilon_i \rho_i v_i \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \nabla \Phi] \vec{n} dA \quad (6.4)$$

Onde \vec{n} é um vetor normal, unitário e externo a superfície de controle.

A substituição das equações 6.3 e 6.4 na equação 6.2 resultam na equação 6.5:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left[\iiint_V (\varepsilon_i \rho_i \phi) dV \right] + \iint_A [\varepsilon_i \rho_i v_i \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \nabla \Phi] \vec{n} dA = \iiint_V S_\phi dV \quad (6.5)$$

Cada termo da equação 6.5 é aproximado no volume de controle finito, ΔV , da seguinte forma:

Termo Transiente

$$\frac{\partial}{\partial t} (\iiint_V \varepsilon_i \rho_i \phi dV) \cong \frac{\partial(\rho_i \varepsilon_i \phi)}{\partial t} \Delta V \cong \frac{(\rho_i \varepsilon_i \phi) \Big|^{t+\Delta t} - (\rho_i \varepsilon_i \phi) \Big|^t}{\Delta t} \Delta V \quad (6.6)$$

Termo Fonte

$$\iiint_V S_\phi dV \cong S_\phi \Delta V \quad (6.7)$$

Termo de Fluxo nas Faces

$$\begin{aligned}
 \iint_A \left[\varepsilon_i \rho_i v_i \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \nabla \phi \right] n dA &= A_w \left(\rho_i \varepsilon_i v_{i,x} \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial x} \right)_w \\
 &- A_e \left(\rho_i \varepsilon_i v_{i,x} \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial x} \right)_e \\
 &+ A_s \left(\rho_i \varepsilon_i v_{i,y} \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial y} \right)_s \\
 &- A_n \left(\rho_i \varepsilon_i v_{i,y} \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial y} \right)_n \\
 &+ A_f \left(\rho_i \varepsilon_i v_{i,z} \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial z} \right)_f \\
 &- A_b \left(\rho_i \varepsilon_i v_{i,z} \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial z} \right)_b
 \end{aligned} \tag{6.8}$$

ou numa notação mais compacta:

$$\iint_A \left[\varepsilon_i \rho_i v_i \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \nabla \phi \right] n dA = \sum_{j=1}^6 \left(\rho_i \varepsilon_i v_i \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial \eta} \right)_j \bar{n} dA_j \tag{6.9}$$

onde os A_j são áreas. Substituindo-se as aproximações dadas pelas equações 6.6 a 6.9 na equação 6.5, tem-se a forma discreta das equações de conservação, para um variável genérica ϕ em um ponto P da malha (Coutinho, 2003):

$$\frac{(\varepsilon_i \rho_i \phi)_P - (\varepsilon_i \rho_i \phi)_P^0}{\Delta t} v_P + \sum_{j=1}^6 \left[\rho_i \varepsilon_i v_i \phi - \varepsilon_i \Gamma_\phi \nabla \phi \right]_j n A_j = S_\phi v_P \tag{6.10}$$

6.2 EQUAÇÃO GERAL NA FORMA DISCRETIZADA

A equação 6.10 pode ser rearranjada, para uma variável ϕ_P , em cada ponto da malha, como (Coutinho, 2003):

$$a_P \phi_P = a_e \phi_E + a_w \phi_w + a_n \phi_N + a_s \phi_S + a_f \phi_F + a_b \phi_B + B \quad (6.11)$$

onde,

$$a_E = D_e G(\text{Pe}_e) + \|\mathbf{F}_e, 0\| \quad (6.12.a)$$

$$a_w = D_w G(\text{Pe}_w) + \|\mathbf{F}_w, 0\| \quad (6.12.b)$$

$$a_N = D_n G(\text{Pe}_n) + \|\mathbf{F}_n, 0\| \quad (6.12.c)$$

$$a_s = D_s G(\text{Pe}_s) + \|\mathbf{F}_s, 0\| \quad (6.12.d)$$

$$b = S_C \mathfrak{G}_P + a_P^0 \phi_P^0 \quad (6.12.e)$$

$$a_P = a_E + a_w + a_s + a_N + a_P^0 - S_P \mathfrak{G}_P \quad (6.12.f)$$

sendo,

$$F_k = (\rho_i \varepsilon_i v_i A_f)_k \quad (6.13)$$

o fluxo de massa na face “k”, onde v_i é o componente de velocidade normal a face “k”.

$$D_k = (A_f \varepsilon_i \Gamma_i / \Delta \eta)_k \quad (6.14)$$

$$\text{Pe}_k = F_k / D_k \quad (6.15)$$

$$a_P^0 = \mathfrak{G}_P \frac{(\varepsilon_i \rho_i)^0}{\Delta t} \quad (6.16)$$

e a função $G(Pe)$ depende do esquema de interpolação (Patankar, 1980).

6.3 LINEARIZAÇÃO DO TERMO FONTE

O termo fonte deve ser linearizado da seguinte forma (Patankar, 1980):

$$S = S_P \phi_P + S_C \quad (6.17)$$

Onde o coeficiente S_P deve ser negativo.

Quando a derivada do termo fonte em relação a variável é negativa, o método recomendado é expandir o termo fonte em série de Taylor como (Coutinho, 1003):

$$S \doteq S^* + \left. \frac{dS}{d\phi} \right|_P^* (\phi_P - \phi_P^*) \quad (6.14)$$

e determinar S_P e S_C .

6.4 ACOPLAMENTO PRESSÃO-VELOCIDADE

A discretização apresentada até então serve para todas as variáveis, exceto a pressão do gás, a qual é obtido através de um acoplamento do campo de velocidade desta fase com a equação da continuidade para a fase gás, num procedimento análoga aquele utilizado para os sistemas monofásicos (Patankar (1980); Maliska (1995)). O CFX oferece a opção de vários métodos de acoplamento dentre eles o SIMPLE (Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations). Neste trabalho o algoritmo SIMPLEC, que é derivado do SIMPLE foi utilizado (definido no menu do CFX) no acoplamento pressão-velocidade.

CAPÍTULO 7

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados os resultados referentes à aplicação do modelo cinético de secagem, onde os aspectos fluidodinâmicos foram desprezados e os resultados da fluidodinâmica do secador. Inicia-se por apresentar a aplicação do modelo cinético e em seguida são apresentados os resultados de simulação fluidodinâmica do secador.

7.1 VERIFICAÇÃO DO MODELO CINÉTICO

Inicialmente o modelo cinético foi validado a partir de dados experimentais da secagem da alumina em um secador de leito fluidizado em batelada apresentado por Wildhagen et al. (2001) e nas condições apresentadas na tabela 7.1.

Tabela 7.1 - Propriedades da Secagem em Leito Fluidizado - Wildhagen et al. (2001)

Propriedade	Símbolo	Valor	Unidade
Diâmetro Médio da Partícula	d_p	$1,622 \cdot 10^{-4}$	M
Densidade da Alumina	ρ_s	$3,36 \cdot 10^3$	Kg/m ³
Esfericidade	ϕ	0,9	
Porosidade do Leito	ε	0,75	
Vazão Mássica	F_g	$7,1 \cdot 10^{-2}$	kg/ m ² .s
Temperatura de Alimentação do Gás	T_{G0}	83	C
Temperatura Inicial do Sólido	T_{S0}	28	C
Razão de Umidade de Alimentação do Gás	Y_{G0}	$1,4 \cdot 10^{-2}$	
Teor de Umidade Inicial do Sólido	Y_{S0}	$1,544 \cdot 10^{-1}$	
Altura do Leito	L	0,125	m
Condutividade Térmica do Gás	k_G	$2,6 \cdot 10^{-2}$	Kg.m/C.s ³
Coefficiente de Difusão	D_{ab}	$3,08 \cdot 10^{-5}$	m ² /s
Calor Específico do Sólido a Pressão Constante	C_{PS}	896	m ² /C.s ²
Calor Específico da Água a Pressão Constante	C_{PL}	4186	m ² /C.s ²

A simulação do processo de secagem da alumina foi realizada apenas como etapa de concepção e teste do programa desenvolvido e da expressão da taxa de transferência de massa entre as fases particuladas e gás. A concentração de água na interface gás-partícula, que é necessária no modelo que representa a taxa de transferência de água, aqui utilizada, foi obtida a partir da isoterma de secagem da alumina e, o interessado deverá consultar Wildhagen et al. (2001).

As figuras 7.1 e 7.2 mostram o comportamento da umidade e temperatura do sólido respectivamente na saída do secador.

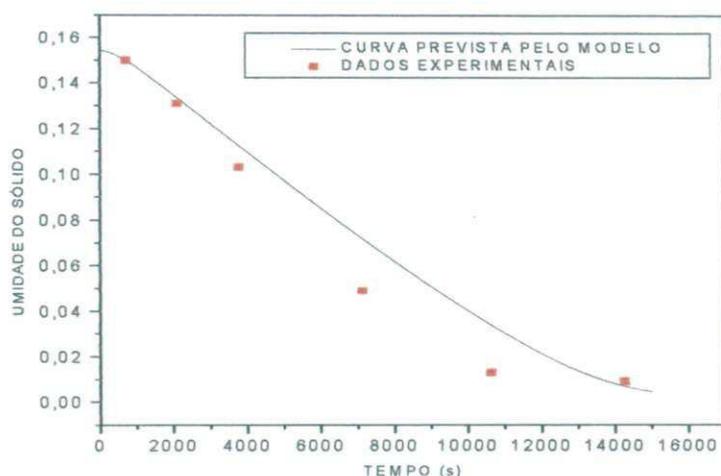


Figura 7.1 - Teor de umidade do sólido

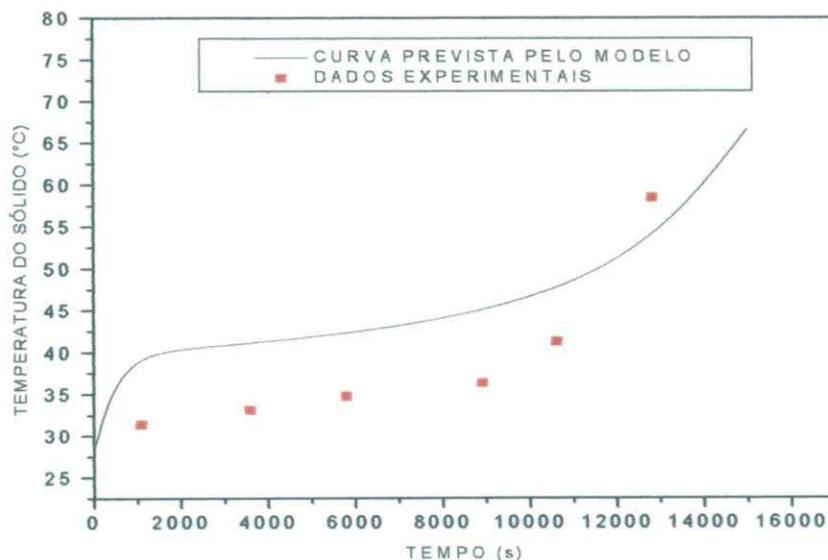


Figura 7.2 - Temperatura do Sólido

As figuras 7.3 e 7.4 abaixo mostram o comportamento da umidade e temperatura do gás respectivamente na saída do secador.

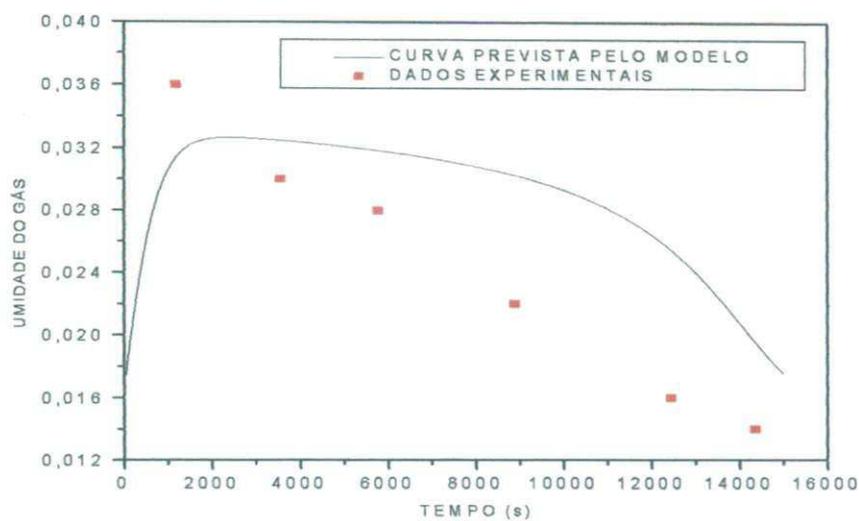


Figura 7.3 - Teor de Umidade Do Gás

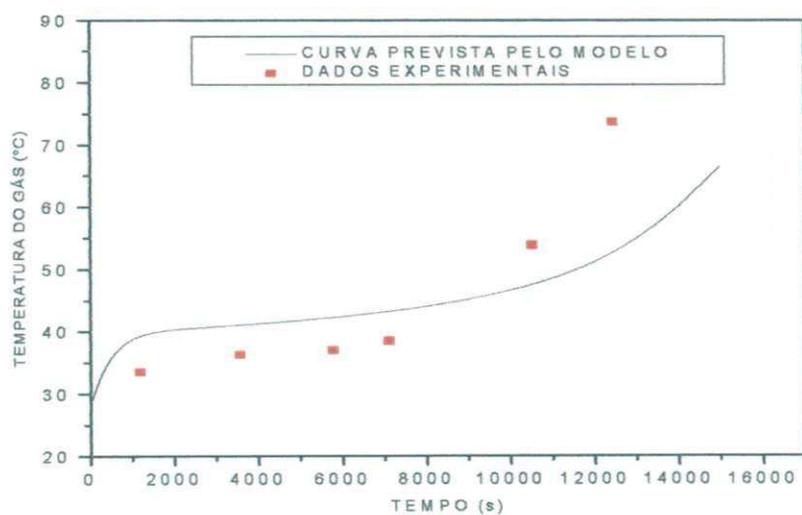


Figura 7.4 - Temperatura do Gás

É possível verificar que o comportamento descrito pelo modelo para as fases sólido e gás representam bem os dados experimentais de secagem da Alumina.

7.2 - VERIFICAÇÃO DO MODELO CINÉTICO AO SECADOR

Como caso de estudo foi realizado a simulação de um secador de leito fluidizado utilizado no processo de produção de resinas de PVC. As propriedades do sólido foram obtidas de Andrady (1999) e da caracterização física da resina em análise, enquanto que as condições operacionais do secador foram determinadas a partir de valores típicos de processo e os dados construtivos do secador a partir da folha de dados emitida pelo fornecedor do equipamento.

Tabela 7.2 - Características da Operação de Secagem

Propriedade	Símbolo	Valor	Unidade
Comprimento do Secador	C	8,5	m
Largura do Secador	E	4,2	m
Altura Total do Secador	H	3,1	m
Diâmetro Médio da Partícula	d_p	$1,50 \cdot 10^{-4}$	m
Densidade da Resina	ρ_s	$1,4 \cdot 10^3$	kg/m ³
Esfericidade	ϕ	0,9	
Porosidade do Leito	ε	0,75	
Vazão Mássica	F_g	$7,1 \cdot 10^{-2}$	kg/m ² .s
Temperatura de Alimentação do Gás	T_{G0}	84	C
Temperatura Inicial do Sólido	T_{S0}	58	C
Teor de Umidade de Alimentação do Gás	Y_{G0}	$1,4 \cdot 10^{-2}$	Adim.
Teor de Umidade Inicial do Sólido	Y_{S0}	0,47	Adim.
Altura do Leito	L	2,0	m
Condutividade Térmica do Gás	k_G	$2,6 \cdot 10^{-2}$	kg.m/C.s ³
Calor Específico do Sólido a Pressão Constante	C_{PS}	961,4	J/K.kg
Calor Específico do Líquido a Pressão Constante	C_{PL}	$4,186 \cdot 10^3$	J/K.kg

7.2.1 – RESULTADOS DA TAXA DE SECAGEM

Definido os parâmetros, conforme item anterior, realizou-se a simulação transiente da secagem do PVC, desprezando-se os efeitos internos da distribuição do escoamento, ou seja, utilizando-se modelos de sistemas ideais: mistura perfeita para a partícula e escoamento pistão para a fase gás, com uma distribuição uniforme de partículas. A solução transiente foi conduzida até que o estado estacionário fosse alcançado e neste estado, os resultados foram comparados aos da planta.

A figura 7.5 representa o comportamento do teor de umidade no sólido na saída do secador. O ponto plotado no gráfico corresponde a umidade real observada para o sólido nas condições da simulação. Na condição de estado estacionário a umidade determinada pelo modelo apresenta uma boa aproximação com o valor de umidade residual real do sólido.

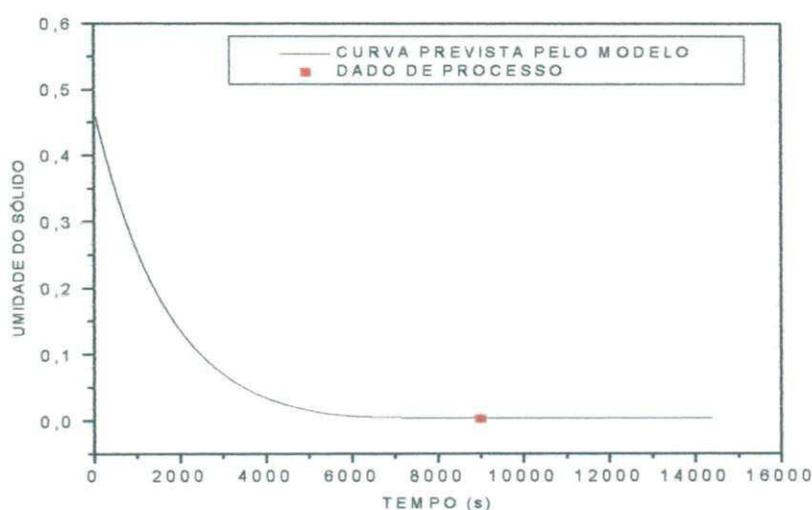


Figura 7.5 – Umidade do Sólido na Saída do Secador

A figura 7.6 representa o perfil da temperatura do sólido na saída do secador. O ponto destacado no gráfico corresponde a temperatura real observada para o sólido nas condições da simulação. Na condição de estado estacionário a temperatura determinada pelo modelo apresenta uma boa aproximação com o valor de temperatura real do sólido.

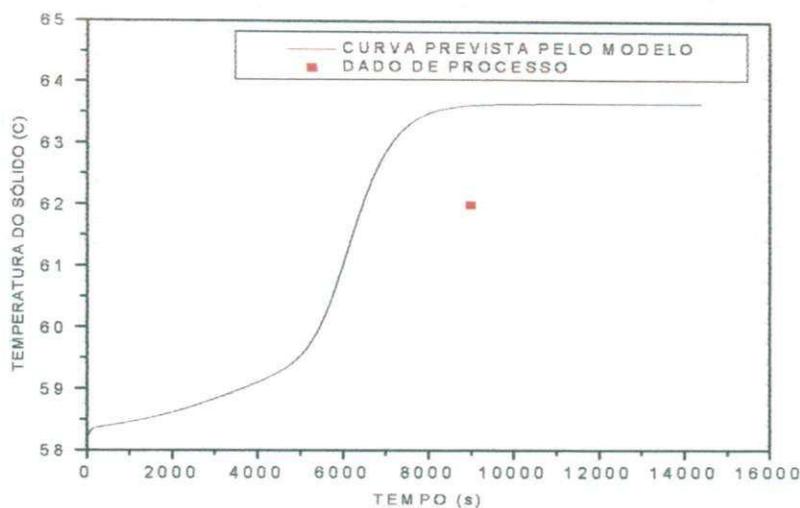


Figura 7.6 – Temperatura do Sólido na Saída do Secador

As figuras 7.7 e 7.8 correspondem ao perfil de umidade e temperatura do gás respectivamente na saída do secador. O ponto plotado no gráfico da figura 7.8 corresponde a temperatura real medida na corrente de gás na saída do secador nas condições da simulação. Na condição de estado estacionário a temperatura determinada pelo modelo apresenta uma boa aproximação com o valor de temperatura real do gás.

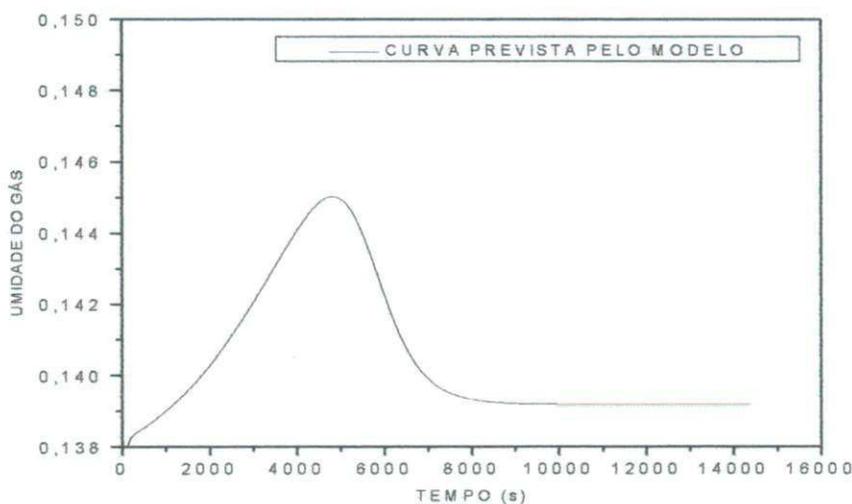


Figura 7.7 – Umidade do gás na saída do secador

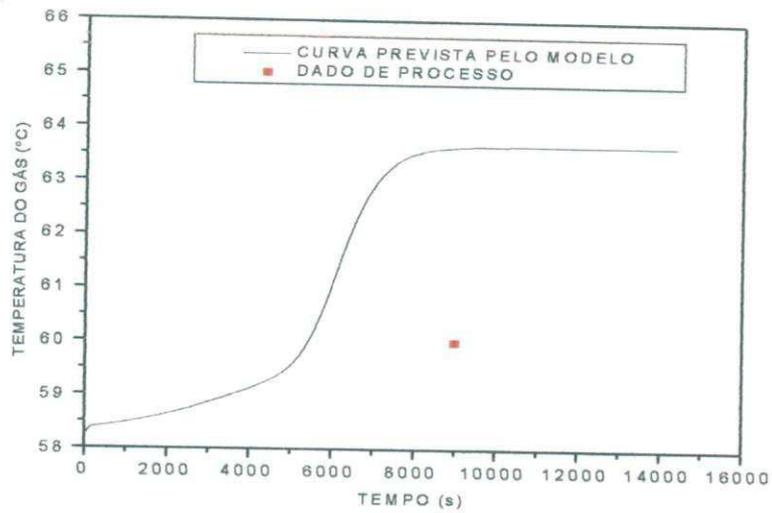


Figura 7.8 – Temperatura do Gás na Saída do Secador

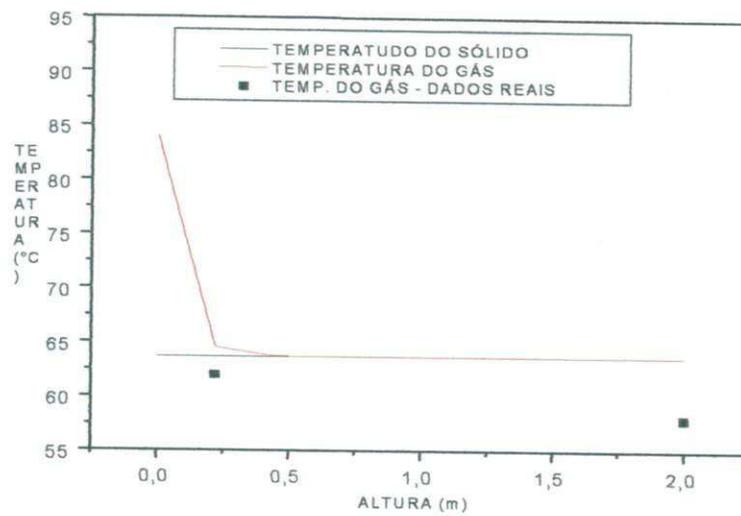


Figura 7.9 – Perfil de Temperatura na Direção Axial do Secador no Estado Estacionário

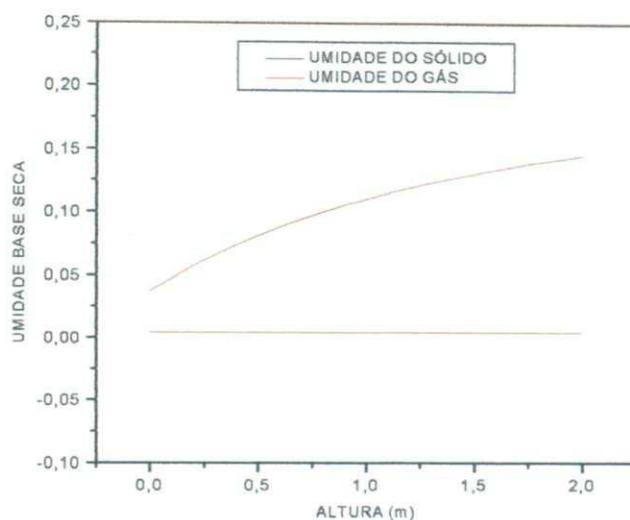


Figura 7.10 – Perfil de Umidade na Direção Axial do Secador no Estado Estacionário

A Figura 7.9 mostra o perfil de temperatura das fases, quando o regime de operação no secador encontra-se estabelecido. A Figura 7.10 mostra os perfis de concentração da água no gás e no sólido, para a operação em regime estabelecido. Mesmo com o modelo 1D utilizado é possível se fazer uma previsão das distribuições de temperatura e concentração no inteiro do secador. Perturbações no processo modificam este estado de operação e sua previsão foi estudada agora se visando à implementação futura do controlador no processo.

7.3 SIMULAÇÃO FLUIDODINÂMICA DO SECADOR

Para a simulação da fluidodinâmica do secador, três etapas devem ser cumpridas: 1-A geração da malha; 2 – A resolução do modelo no domínio definido pela geometria e, 3 – O pós-processamento dos resultados gerando-se gráficos e mapas que facilitem a interpretação dos resultados. Estas três etapas foram englobadas em duas: primeiro a geração da malha (etapa 1) e segundo estudo de casos com análise dos resultados (etapas 2 e 3 acima).

7.3.1 – GERAÇÃO DA MALHA

A etapa inicial da simulação consistiu na geração da geometria do secador. Esta etapa foi inicialmente realizada utilizando o pré-processador BUILD do software CFX-4.4 em sua versão 4.1, conforme demonstram as figuras a seguir.

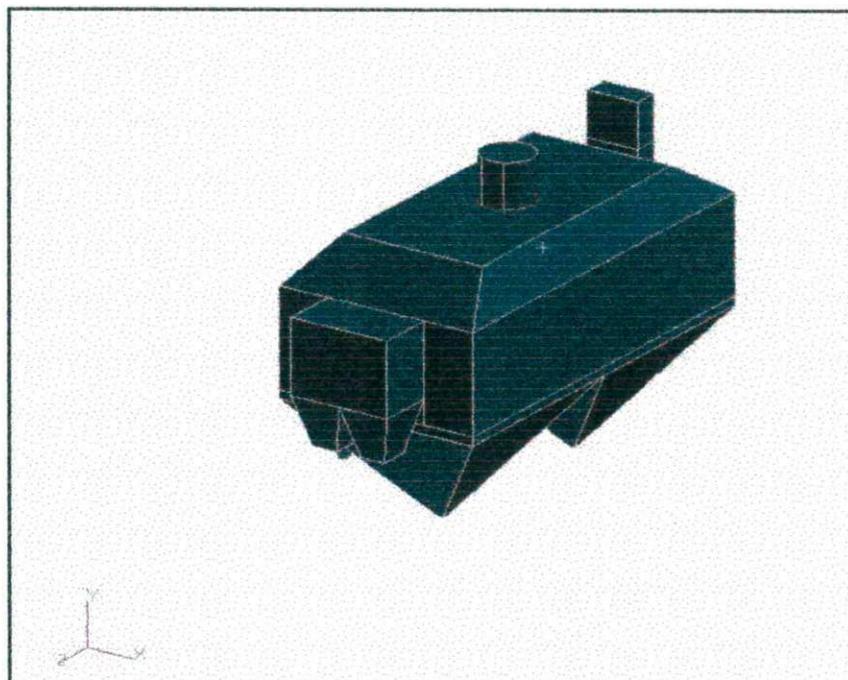


Figura 7.11 – Vista perspectiva do secador

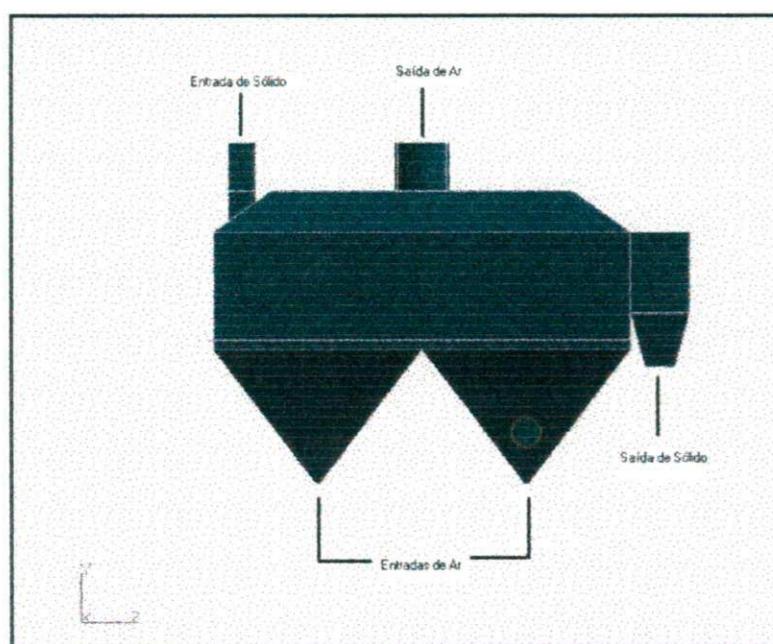


Figura 7.12 – Vista lateral do secador

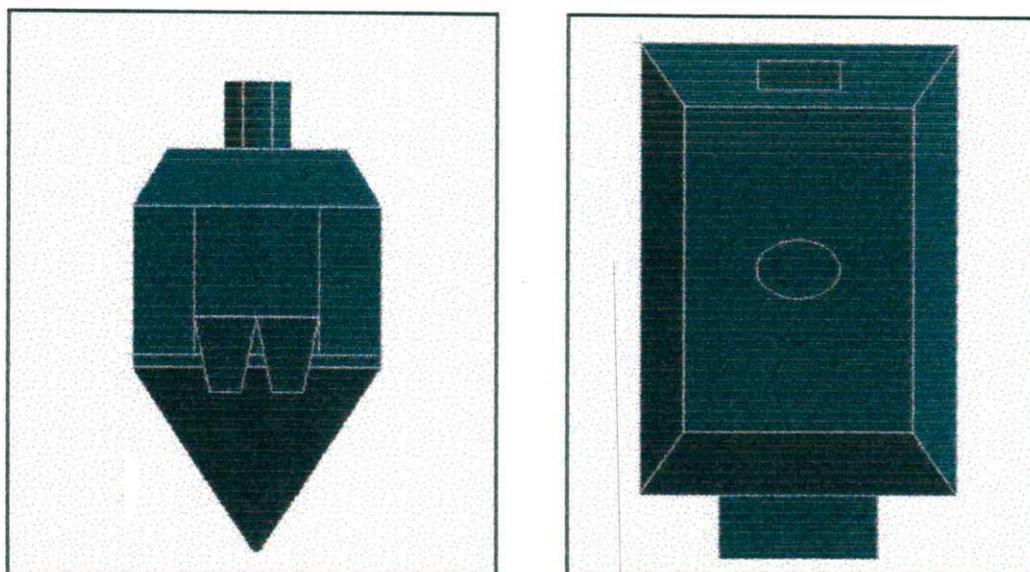


Figura 7.13 – Vistas frontal e superior do secador

Após a etapa de construção da geometria foi realizada a etapa de geração de malha de resolução através do pré-processador BUILD. O simulador CFX-4.4 realiza a solução numérica das equações de conservação de massa, energia e momento localmente em regiões discretas denominadas de nós, distribuídas ao longo do domínio da geometria do equipamento. A figura 7.14 representa a malha de resolução definida inicialmente para o secador.

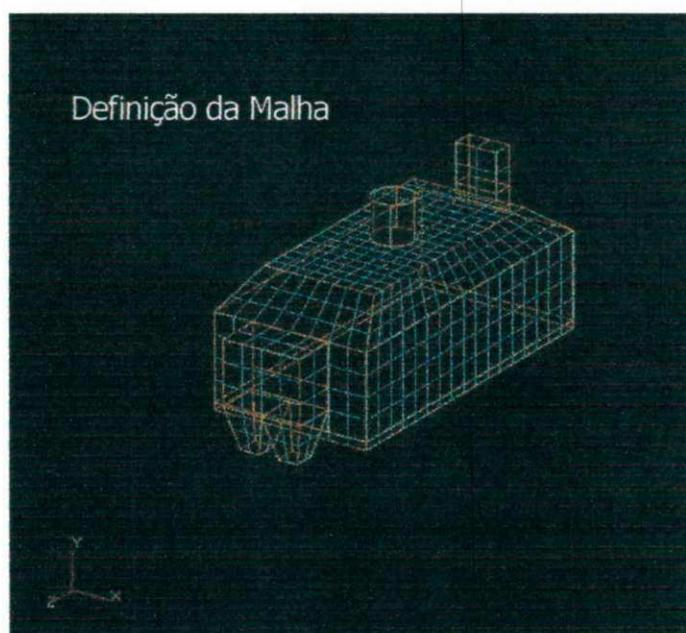


Figura 7.14 – Malha de resolução numérica construída com o build 4.2 do CFX - 4.4

Definidas as condições de contorno para o caso 1 da tabela 2.1, verificou-se um erro na geração da geometria do secador que impossibilitou a entrada de ar no secador e a realização das simulações.

Desta forma o procedimento para geração da geometria foi revisto e simplificado de modo a possibilitar o início das simulações dos casos definidos.

A nova geometria foi então reconstruída utilizando a versão 5.5.1 do CFX. Nesta fase foram realizadas algumas simplificações das seções de entrada de ar e saída de sólido, conforme demonstra a figura 7.15 abaixo. No entanto, definidas as condições de contorno para o caso 1 da tabela 2.1, verificou-se um erro na geração da malha do secador que impossibilitou novamente a realização das simulações.

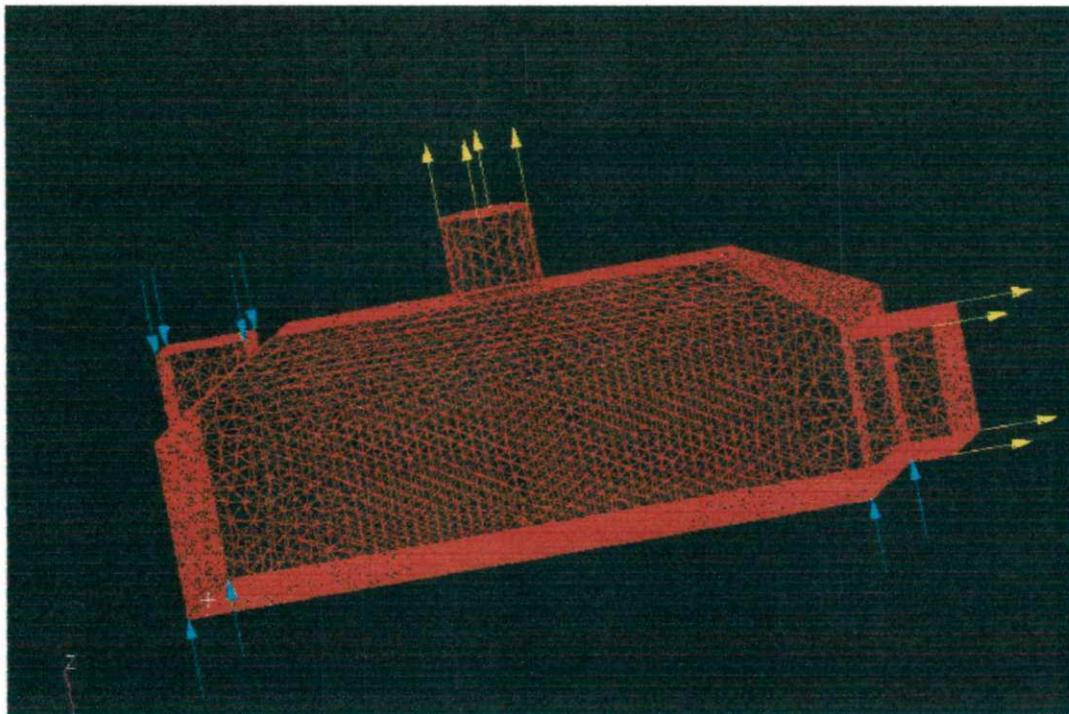


Figura 7.15 – Malha de resolução numérica construída com o build 4.X do CFX-5.5.1

Em função do nível de dificuldade que o problema em estudo apresenta optou-se em realizar uma nova simplificação da geometria do equipamento, considerando apenas a região de fluidização do equipamento. A nova geometria foi então reconstruída utilizando também a versão 5.5.1 do CFX-3D, conforme figura 7.16.

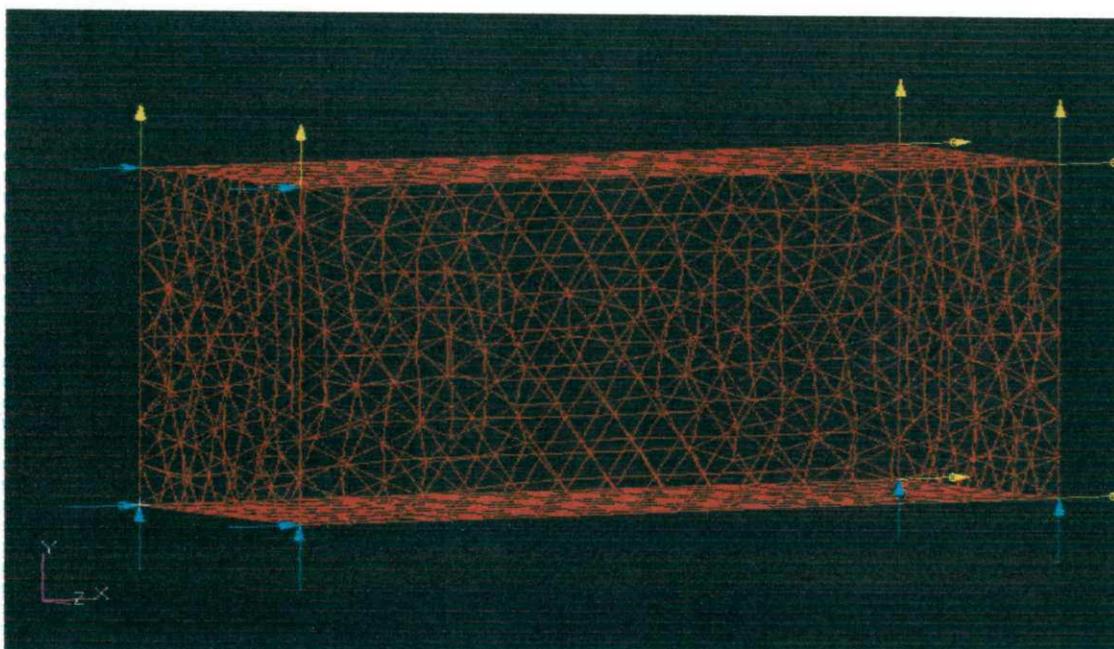


Figura 7.16 – Malha de resolução numérica

7.3.2 ESTUDO DE CASOS

Conforme definido no plano de dissertação, o estudo fluidodinâmico do secador seria abordado em duas etapas: O primeiro estuda o movimento do gás, sem a presença das partículas e a segunda estuda o movimento das duas fases, gás e partícula no interior do secador. Ambos casos são processos “a frio”, sem os efeitos de transferência de calor e massa presentes.

7.3.2.1 CASO 1: ESCOAMENTO GÁS

O caso 1 consistiu em avaliar o secador considerando o sistema tridimensional, na condição de estado estacionário e escoamento isotérmico apenas da fase gás. Utilizou-se a estratégia do falso transiente, que consiste em resolver as equações com o termo transiente, no entanto sem forçar a convergência completa para cada instante de tempo, já que o objetivo é, neste momento, apenas a solução de estado estacionário. A Figura 7.17 apresenta os resíduos das variáveis durante o procedimento iterativo de solução. Observa-se a redução dos resíduos e o resíduo de

massa abaixo de 10^{-6} foi estabelecido como critério de convergência, uma vez estabilizado a taxa de convergência.

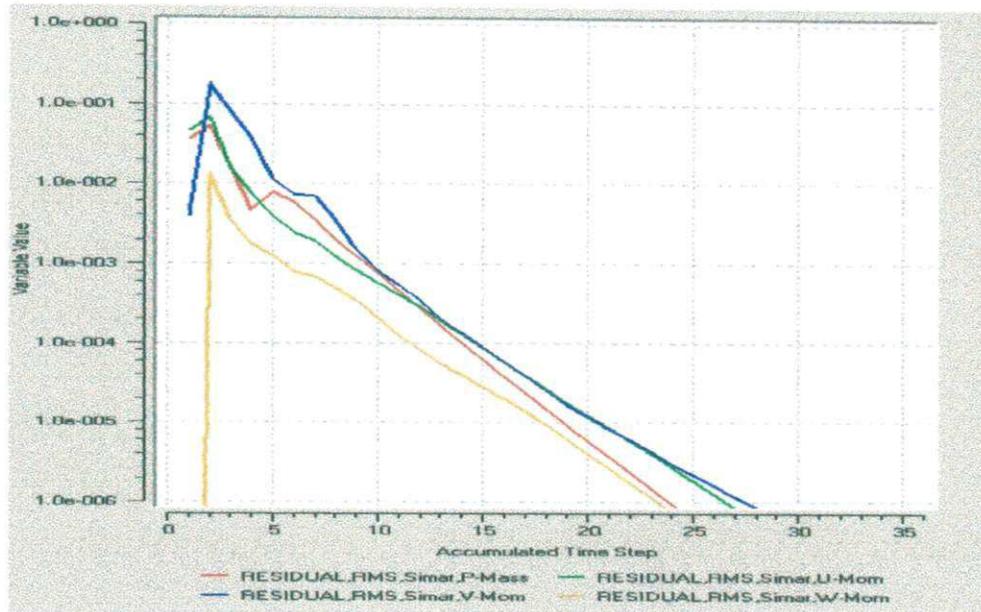


Figura 7.17 – Curva de resíduos

A seguir são apresentados os perfis das componentes de velocidade, velocidade média e pressão, bem como a curva de resíduos obtida para a condição de simulação definida na tabela. A seguir são apresentados os perfis das componentes de velocidade, velocidade média e pressão, bem como a curva de resíduos obtida para a condição de simulação definida na tabela 3, em diferentes planos definidos ao longo do secador.

As Figuras 7.18 a 7.32 mostram o padrão do escoamento, para o escoamento do gás, sem a presença das partículas, em termos dos mapas de contorno dos componentes de velocidades nas 3 direções coordenadas e da pressão e em termos da resultante do vetor velocidade, em 3 planos perpendiculares entre si. Observa-se da Figura 7.18, por exemplo, que o componente de velocidade X, que representa um componente horizontal na direção da saída de PVC, é alto no fundo do secador e diminui ao longo da altura do secador. Isto acontece por que o movimento horizontal vai diminuindo, enquanto o movimento vertical do gás aumenta, ao passo que aproximamos da saída de gás, na parte superior do secador. A Figura 7.27 mostra os pontos de maior e menor pressão no interior do secador. Estes pontos estão localizados próximo ao fundo do secador, em faces oposta em relação ao comprimento maior do secador.

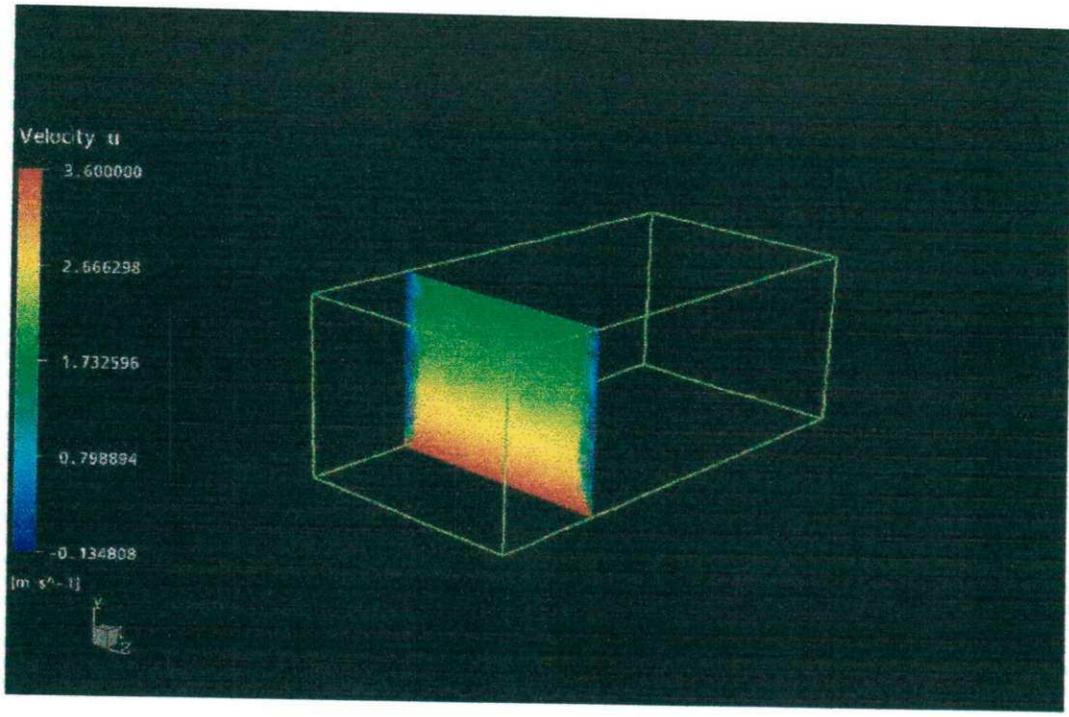


Figura 7.18 – Perfil da componente de velocidade na direção x no plano yz.

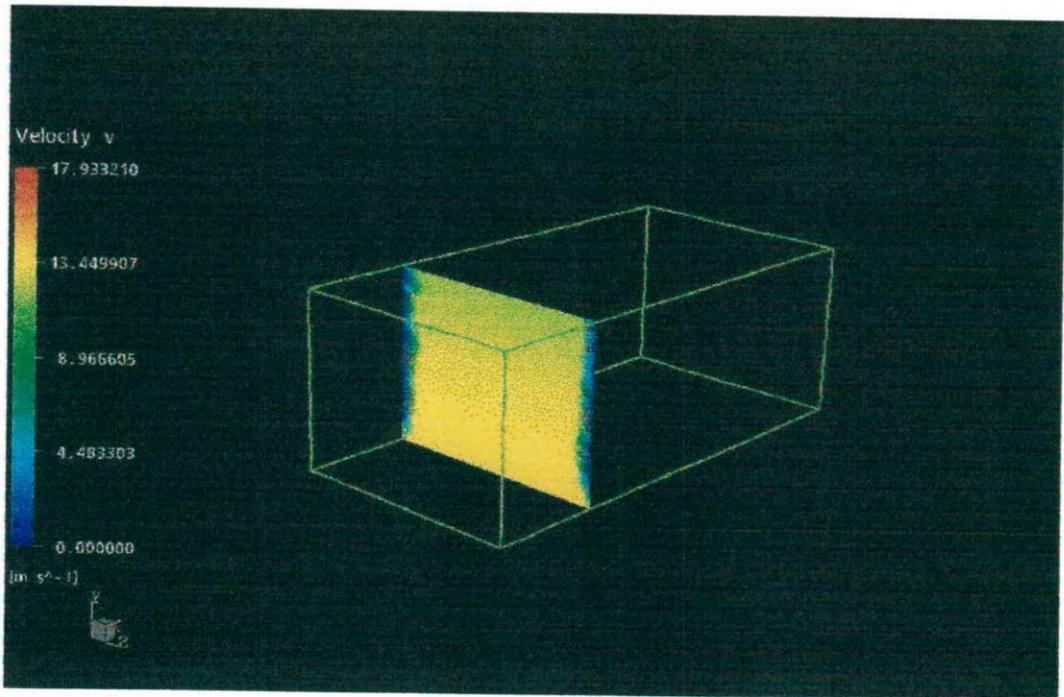


Figura 7.19 – Perfil da componente de velocidade na direção y no plano yz.

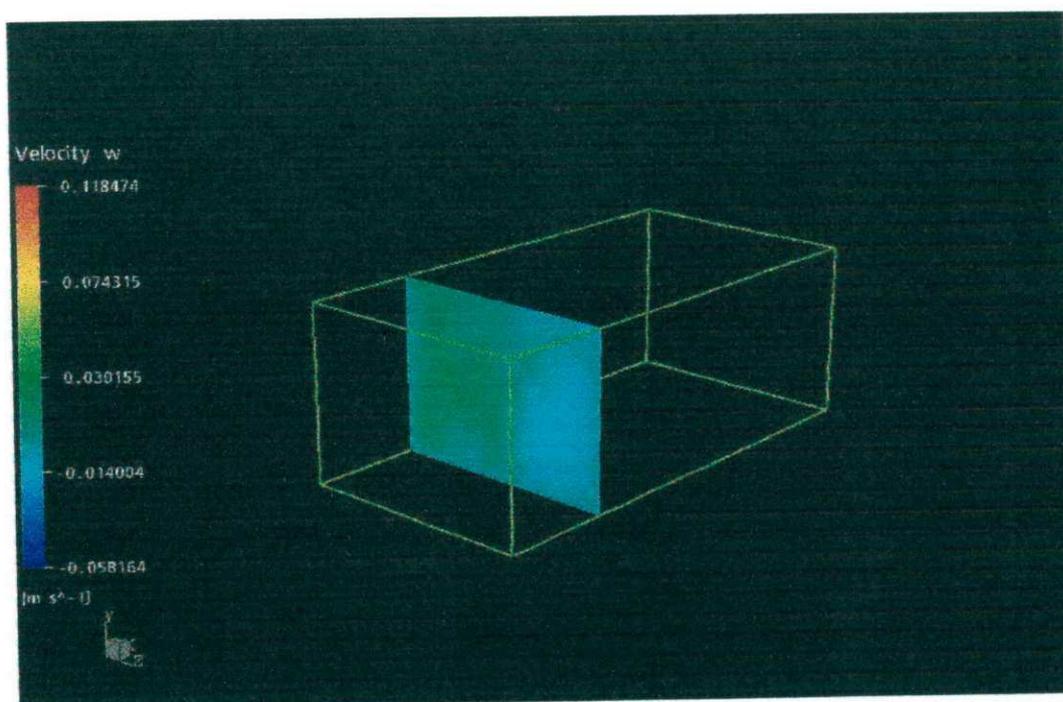


Figura 7.20 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano YZ.

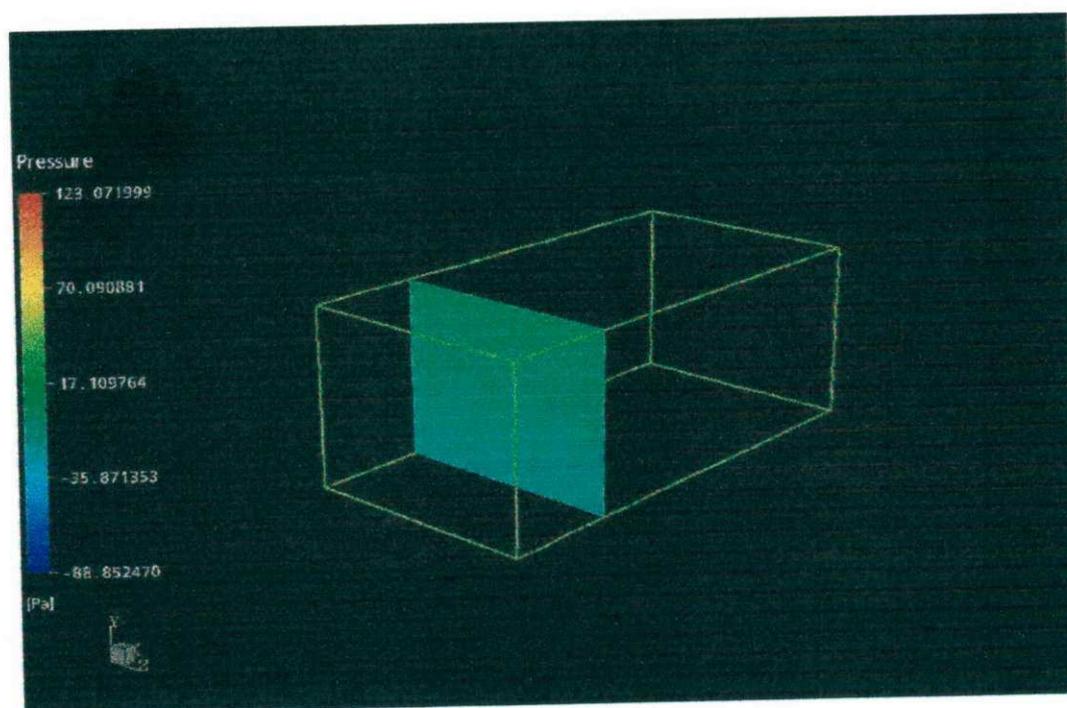


Figura 7.21 – Perfil de velocidade média no plano YZ.

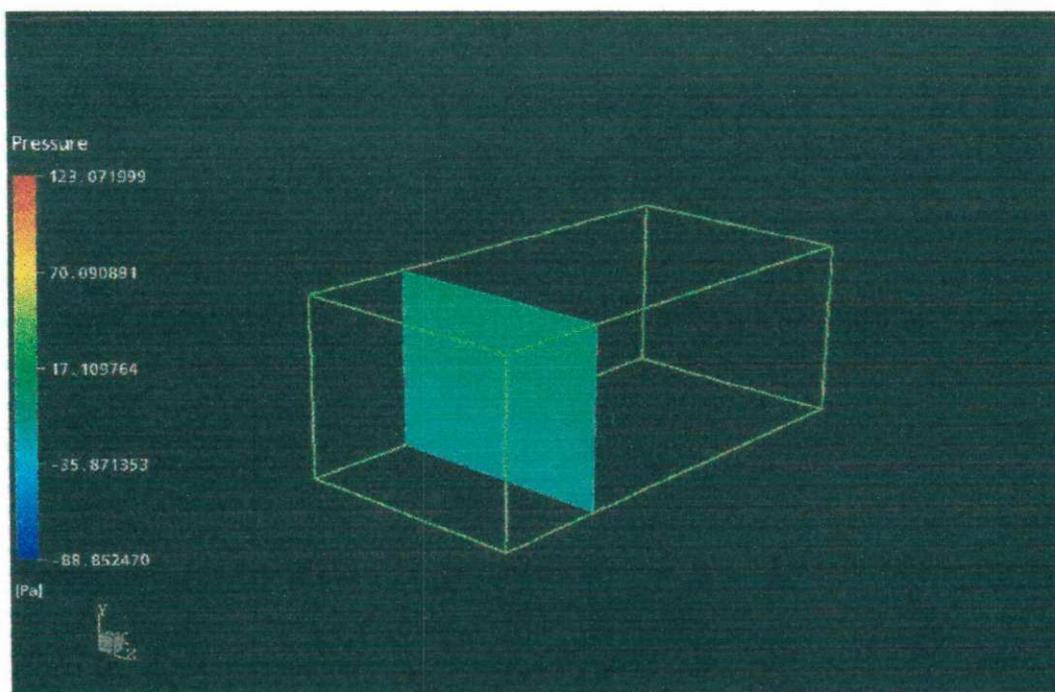


Figura 7.22 – Perfil de pressão no plano YZ.

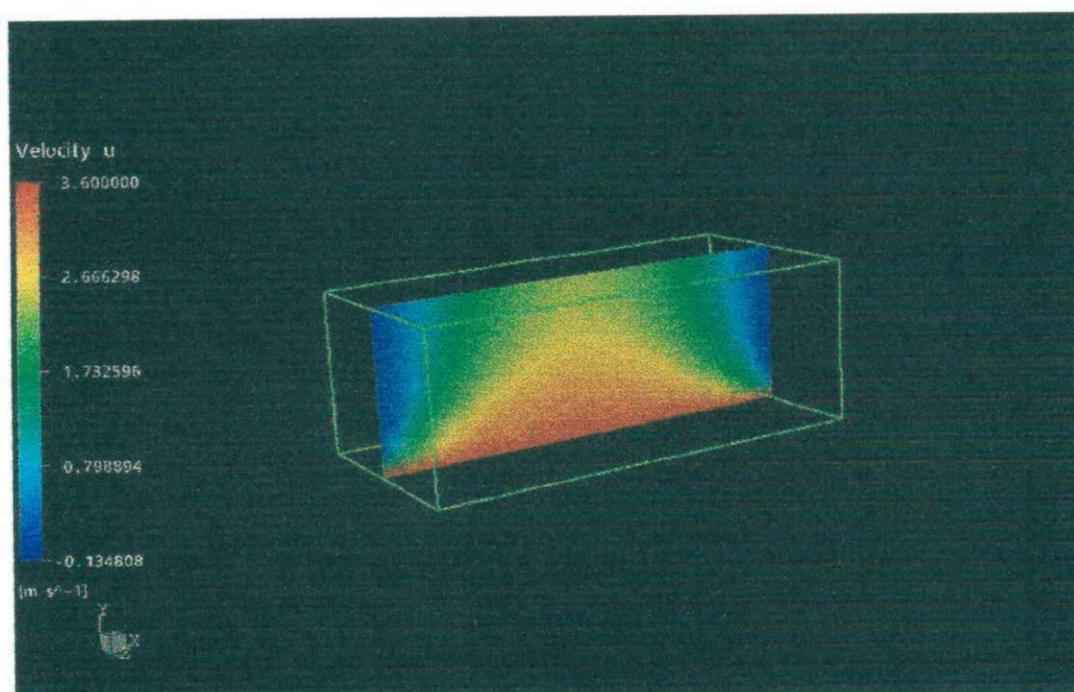


Figura 7.23 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XY.

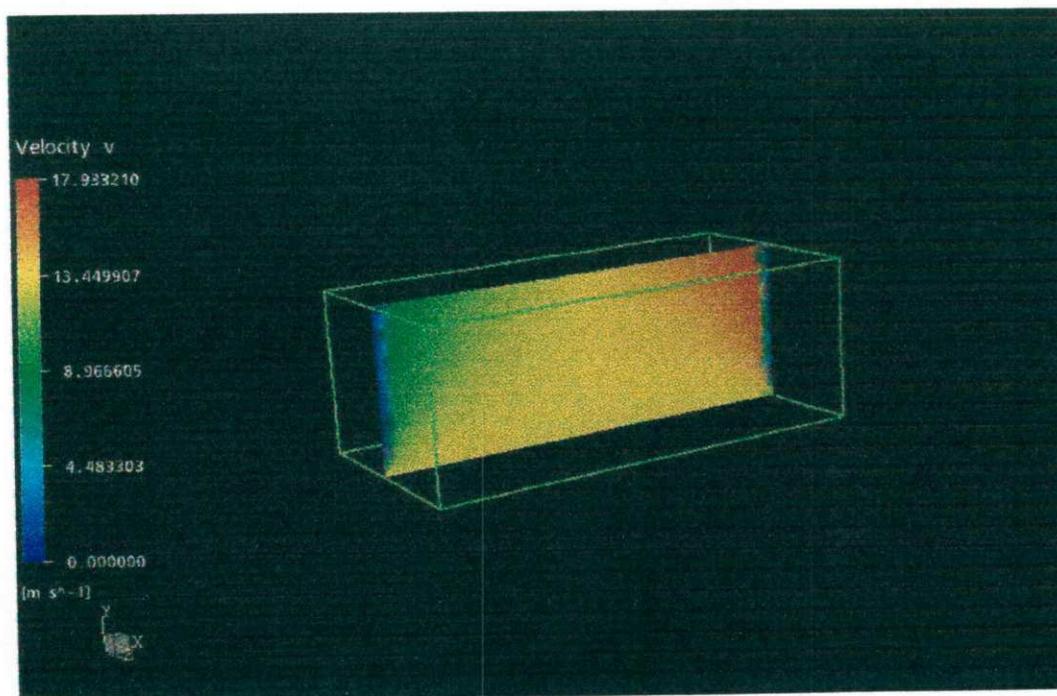


Figura 7.24 – Perfil da componente de velocidade na direção y no plano XY .

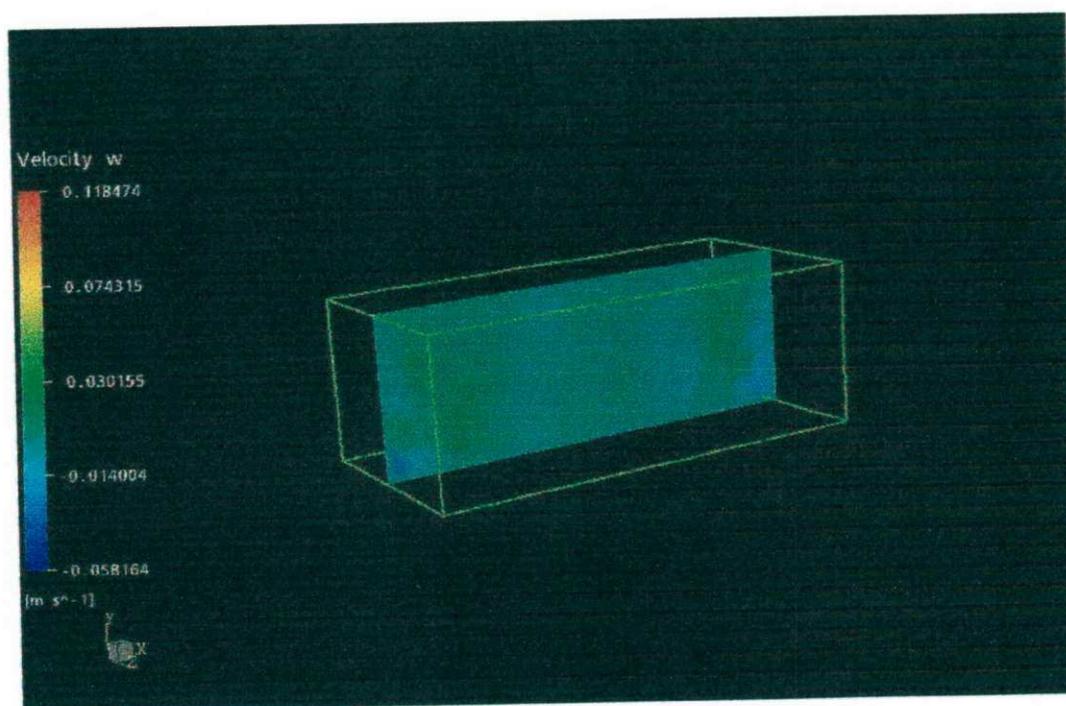


Figura 7.25 – Perfil da componente de velocidade na direção z no plano XY .

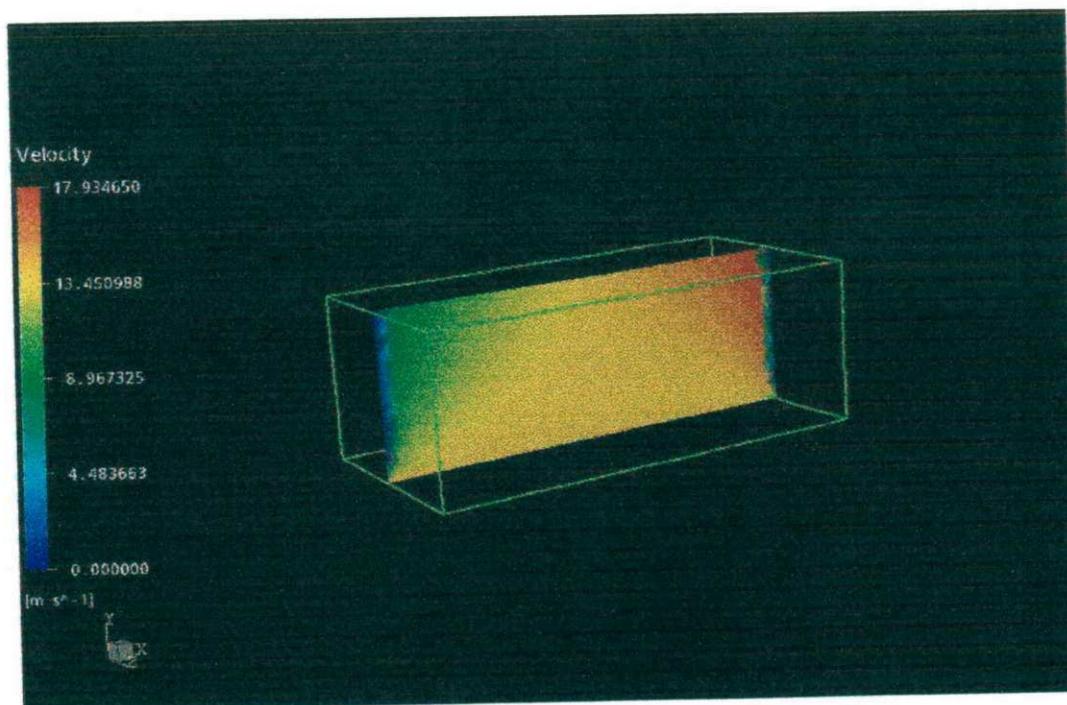


Figura 7.26 – Perfil de velocidade média no plano XY.

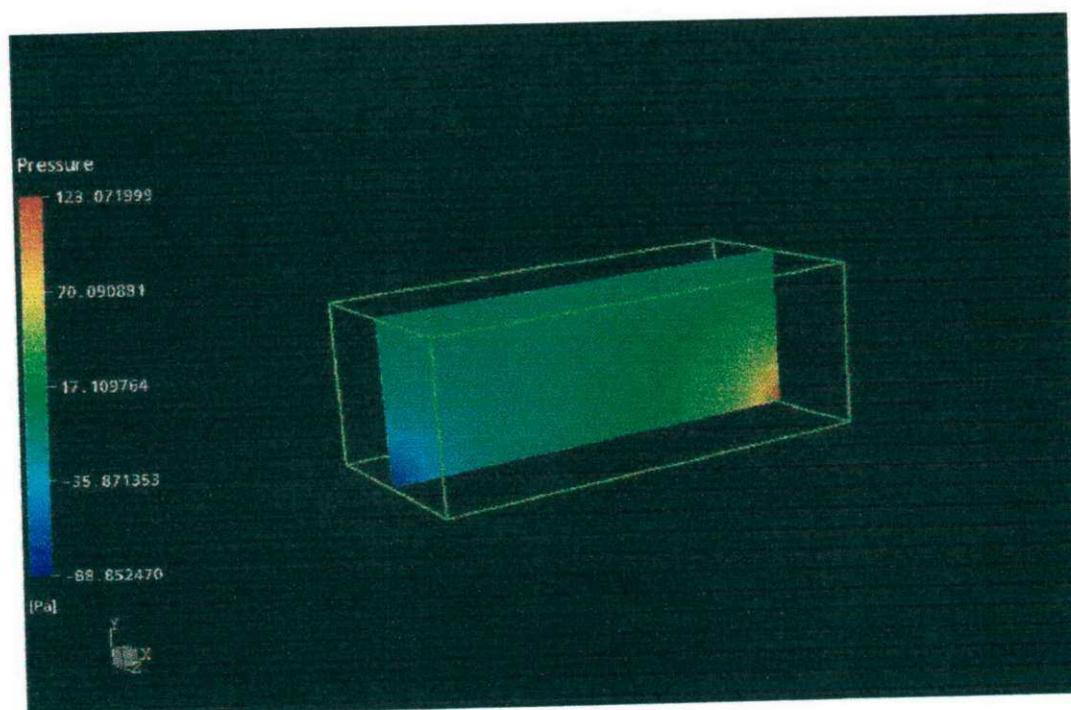


Figura 7.27 – Perfil de pressão no plano XY.

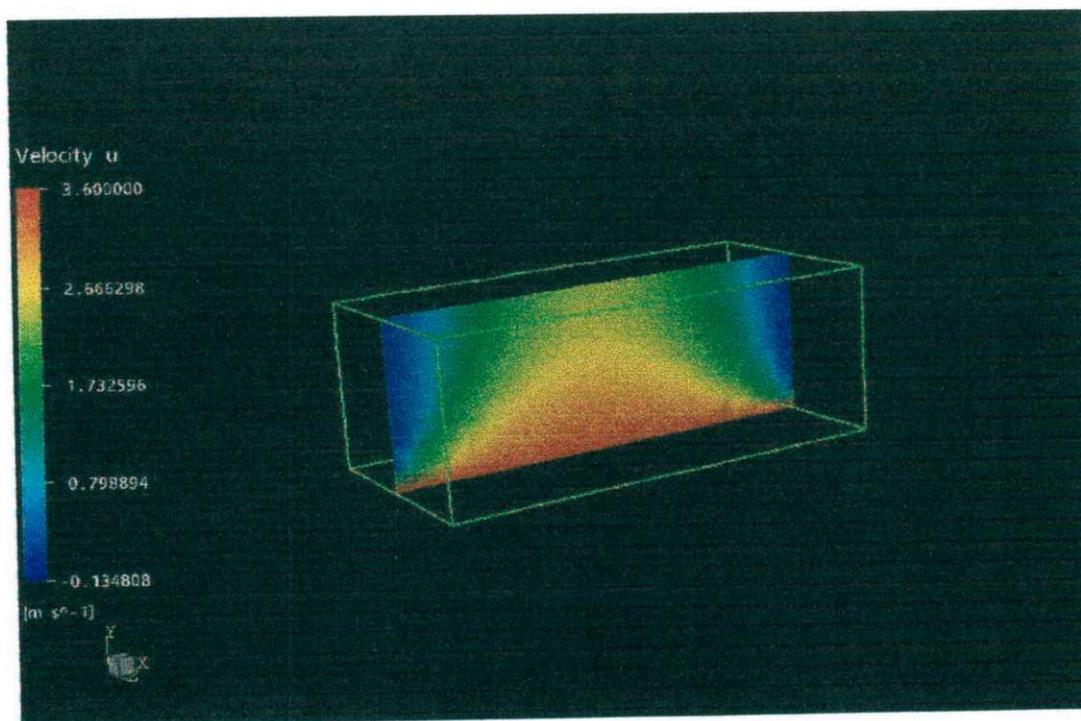


Figura 7.28 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XZ.

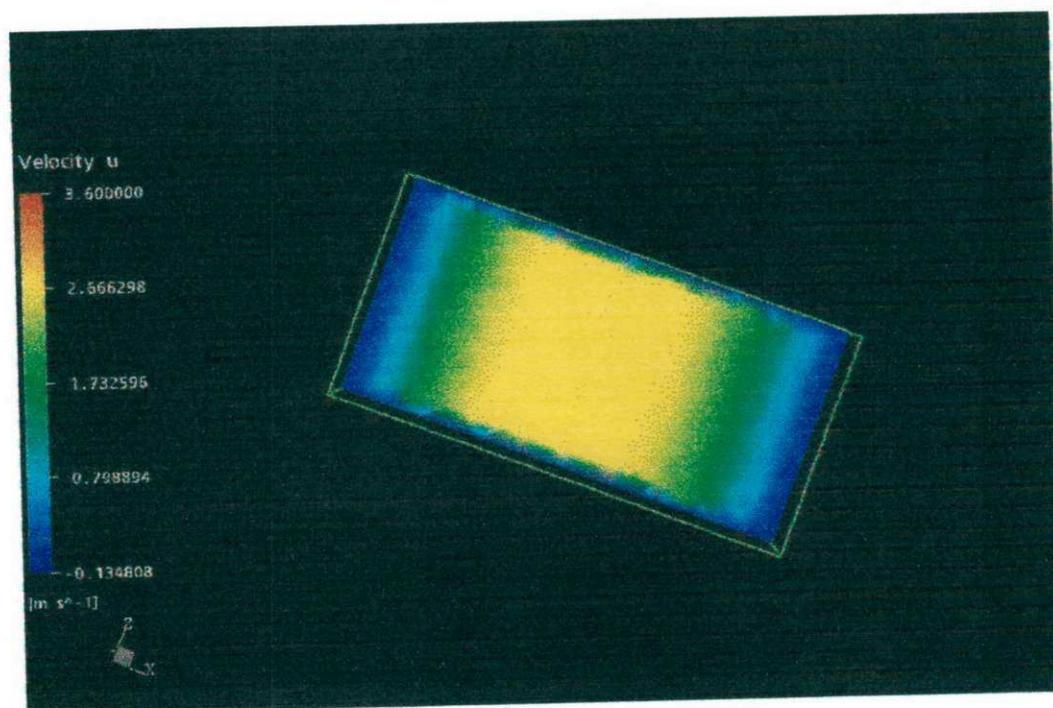


Figura 7.29 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano XZ.

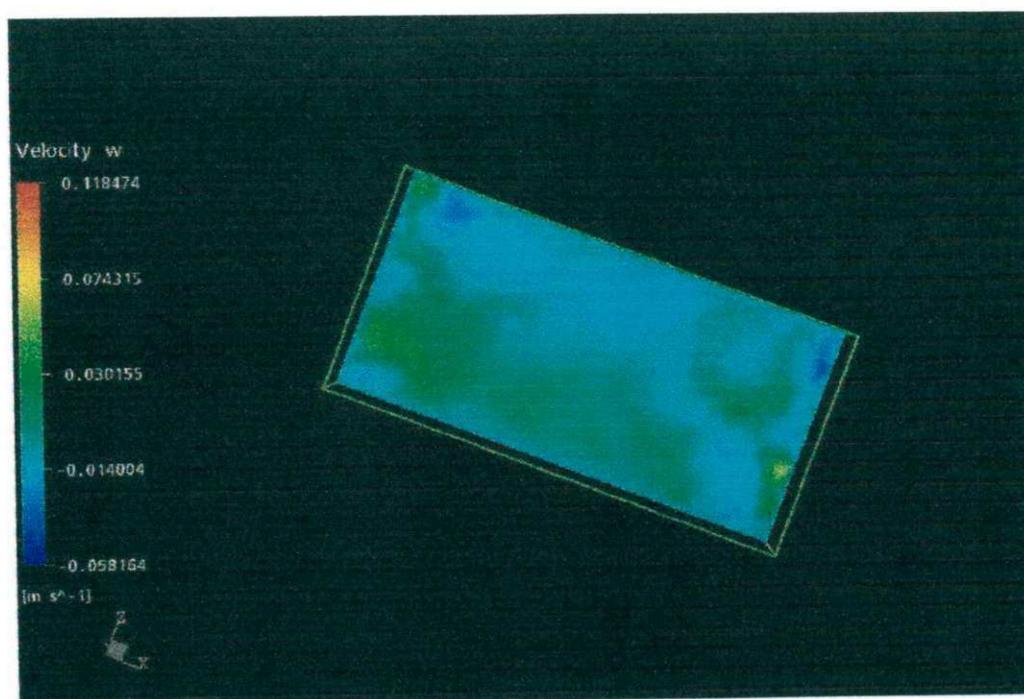


Figura 7.30 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano XZ.

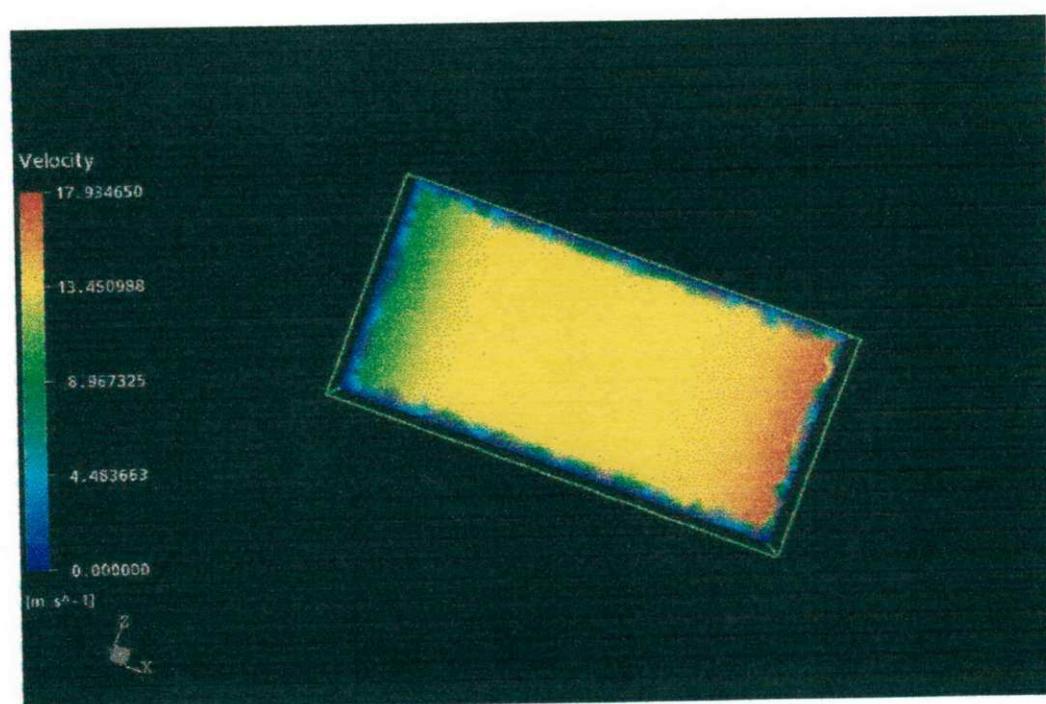


Figura 7.31 – Perfil de velocidade média no plano XZ.

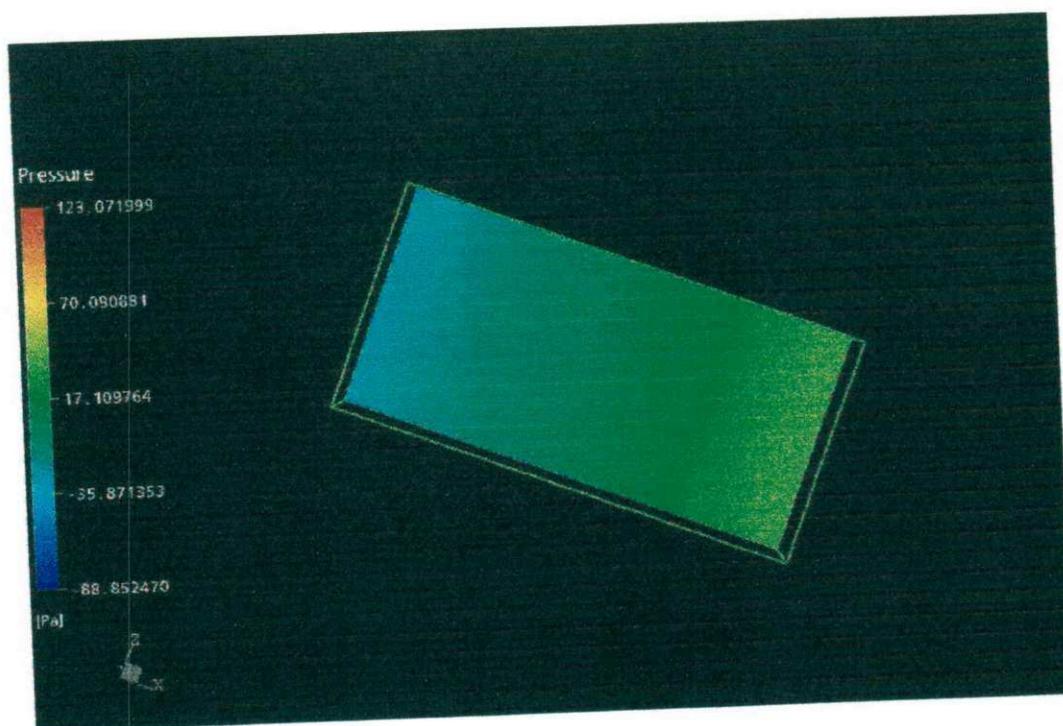


Figura 7.32 – Perfil de pressão no plano XZ.

7.3.2.2 CASO 2: ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDO

Neste caso o secador foi avaliado considerando o sistema tridimensional, na condição de estado estacionário e a solução obtida via falso transiente (ou transiente distorcido). O escoamento é isotérmico, a fase gás tem comportamento de fluido newtoniano e a particulada foi tratada como fluido inviscido. A Figura 7.32 mostra o gráfico do resíduo das variáveis para este escoamento. Observa-se a redução dos resíduos das variáveis e um resíduo de massa abaixo de 10^{-6} foi estabelecido como critério de convergência, uma vez estabilizado a taxa de convergência.

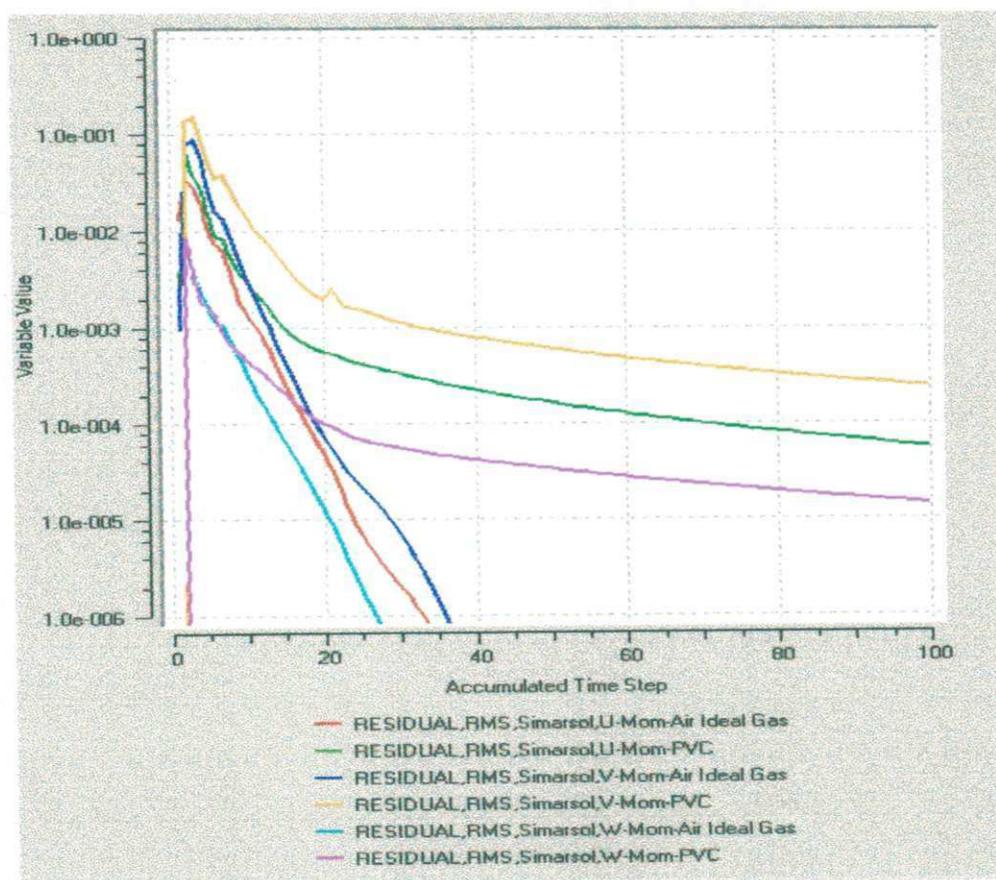


Figura 7.33 – Resíduos das variáveis para o escoamento gas-PVC

A seguir são apresentados os perfis das componentes de velocidade, velocidade média, pressão e fração volumétrica para as fases gás e sólida, bem como a curva de resíduos obtida para a condição de simulação definida na tabela 3, em diferentes planos definidos ao longo do secado.

FASE GÁS

As figuras 7.34 a 7.48 mostram o padrão de escoamento da fase gás no interior do secador, com a presença da partícula. A Figura 7.44 mostra uma região de baixa velocidade axial do gás, na região próxima à alimentação de PVC. Isto significa que neste ponto a fluidização pode não ser boa. A figura 7.48 mostra que na maior parte do equipamento a pressão (relativa) é praticamente zero, existindo uma região próxima à entrada de PVC e na base do secador onde há um pequeno vácuo de 91 Pascal.

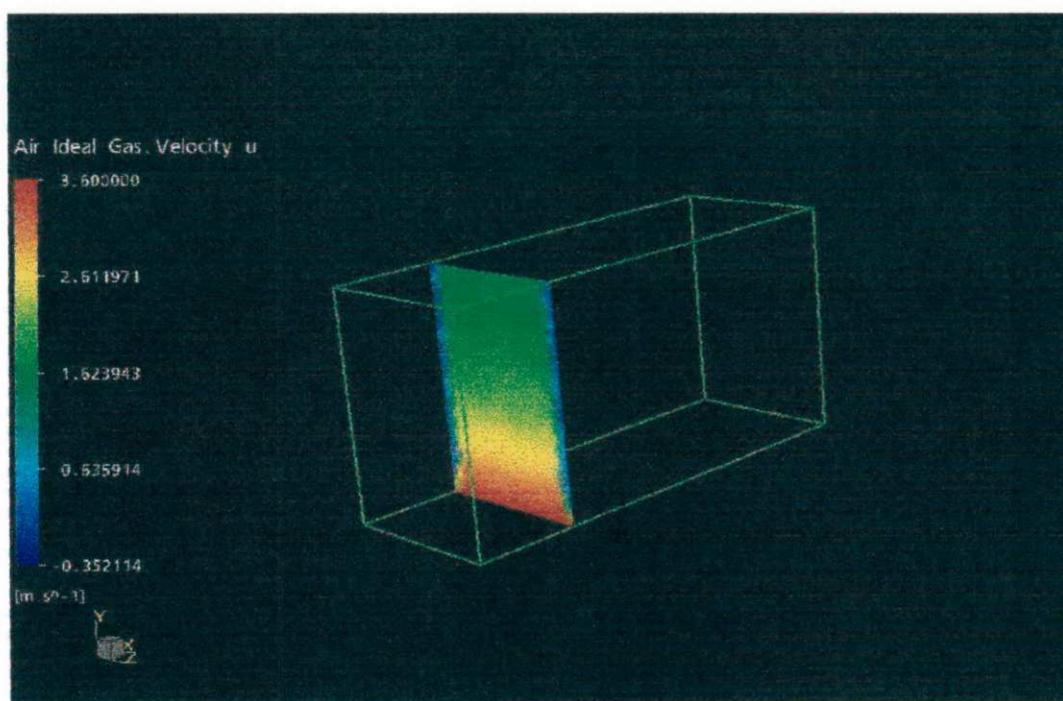


Figura 7.34 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano YZ.

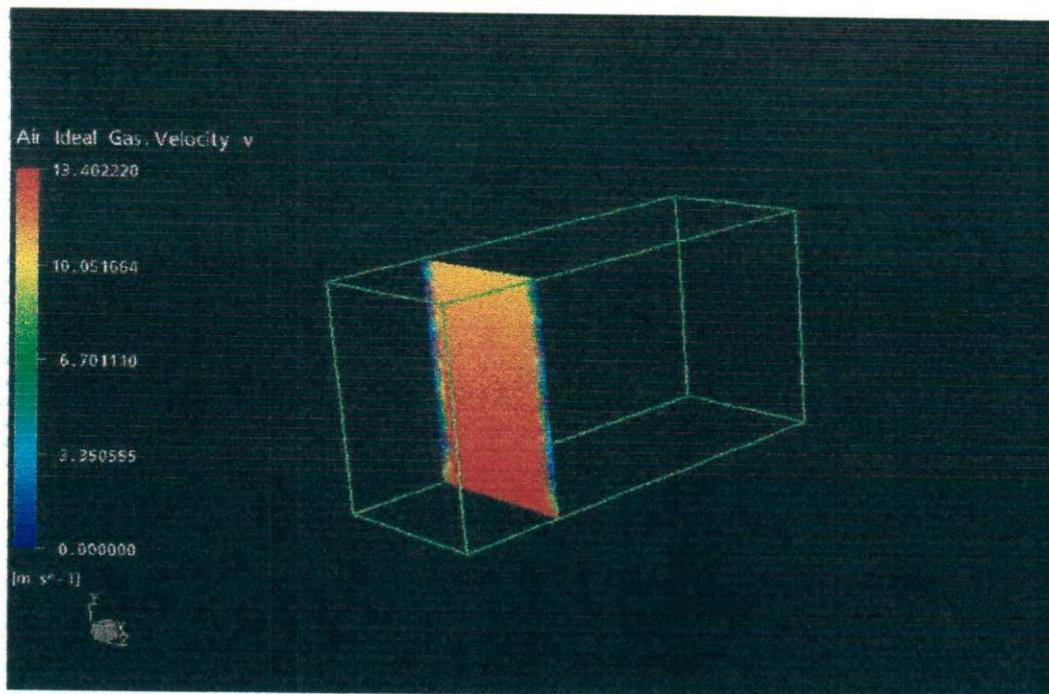


Figura 7.35 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano YZ.

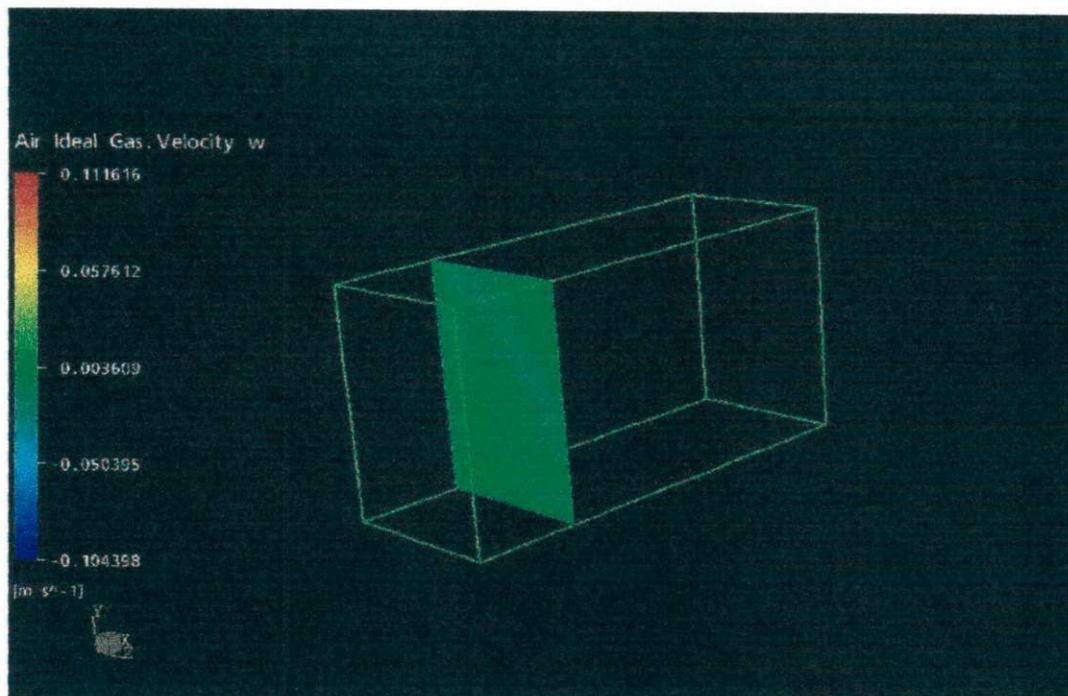


Figura 7.36 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano YZ.

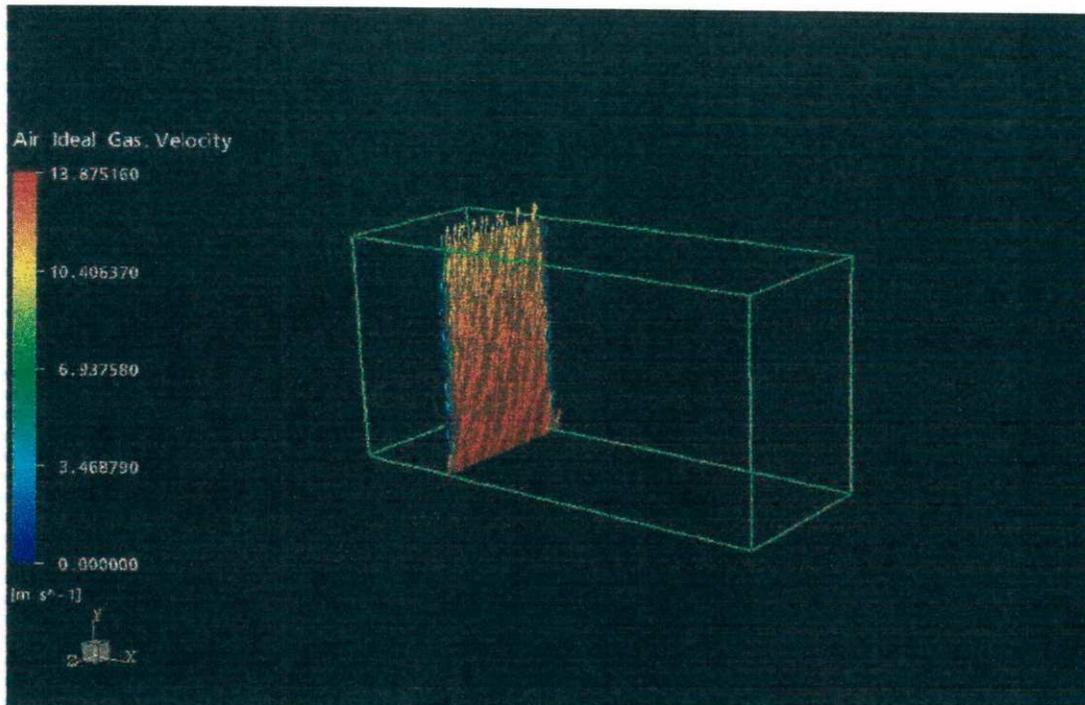


Figura 7.37 – Perfil de velocidade média no plano YZ.

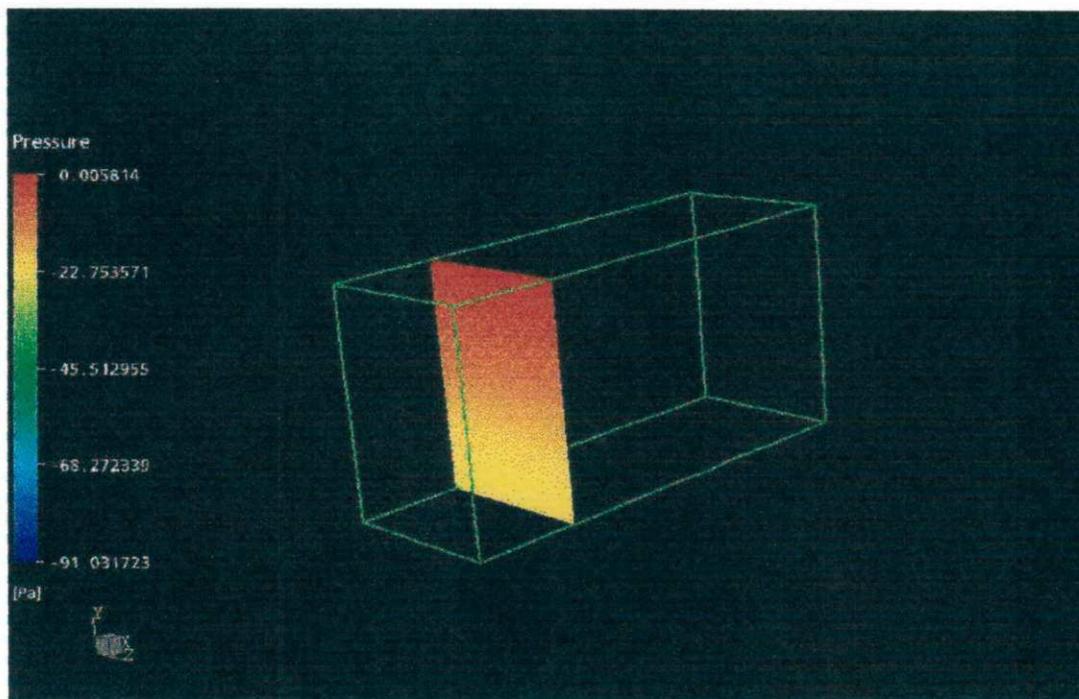


Figura 7.38 – Perfil de pressão no plano YZ.

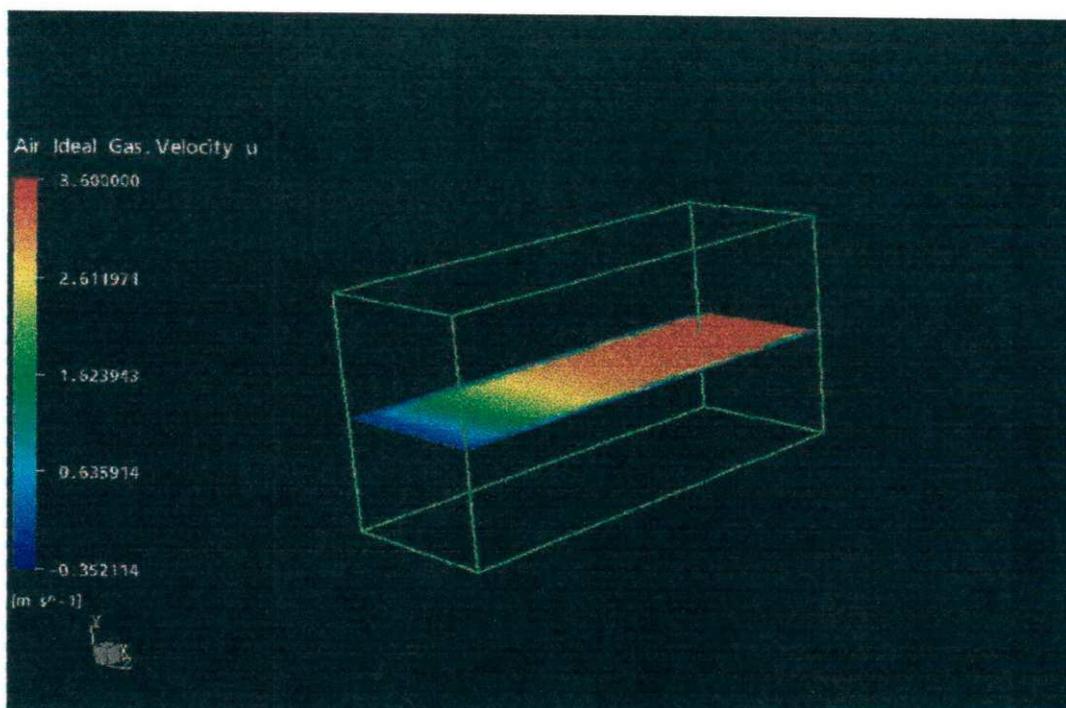


Figura 7.39 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XZ.

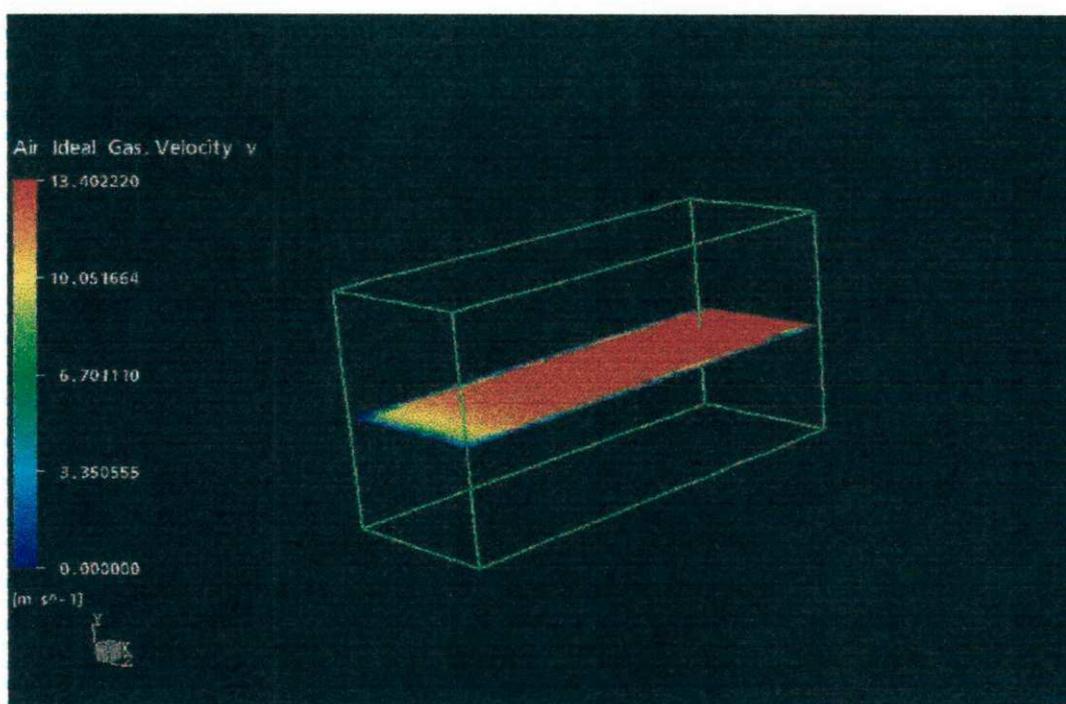


Figura 7.40 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano XZ.

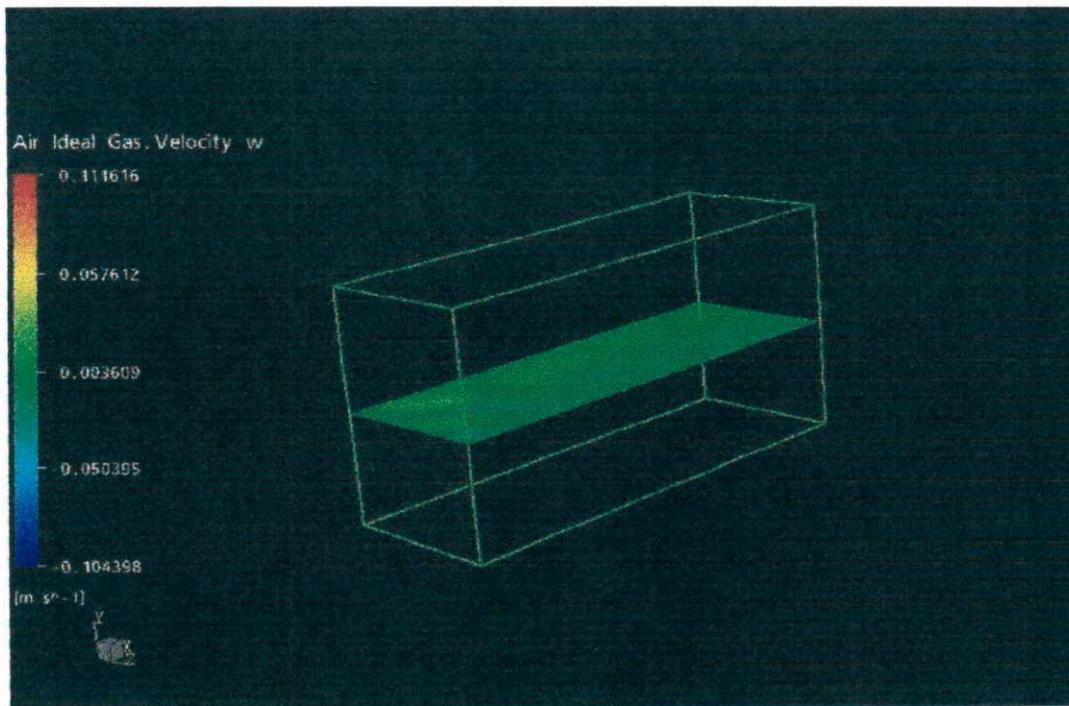


Figura 7.41 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano XZ.

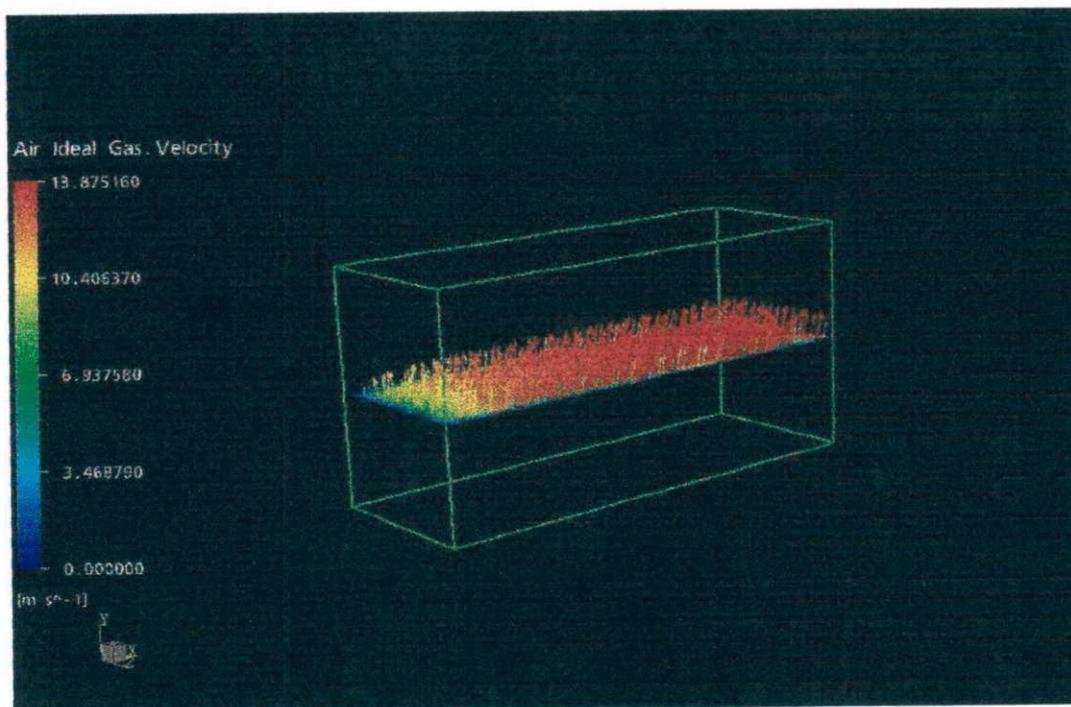


Figura 7.42 – Perfil de velocidade média no plano XZ.

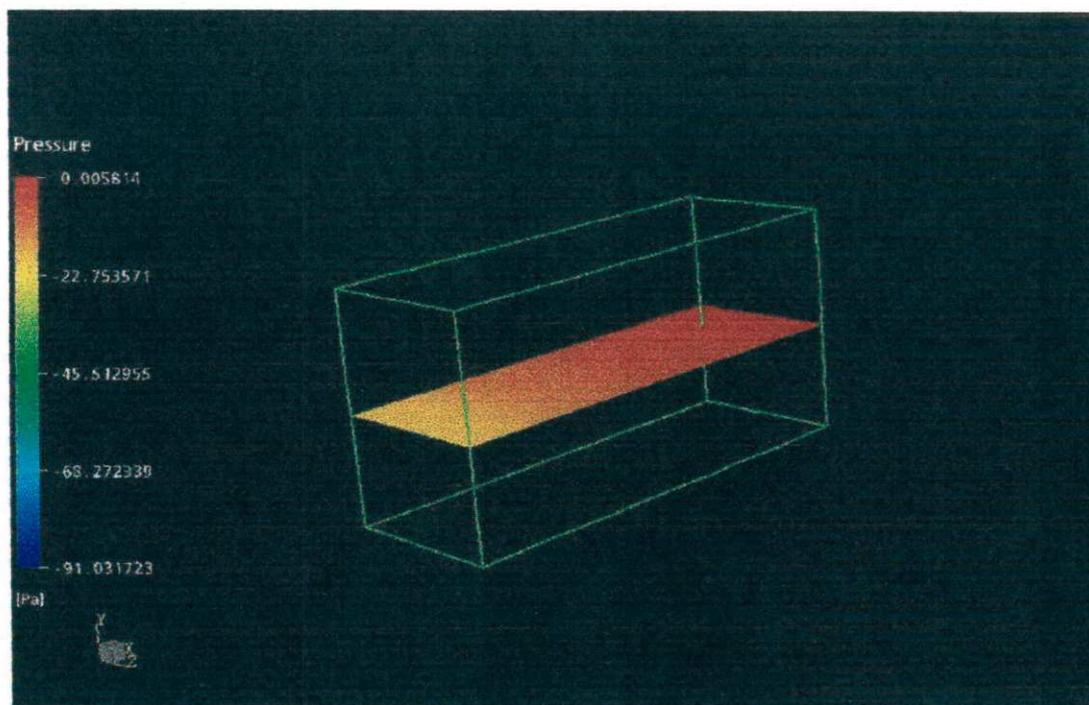


Figura 7.43 – Perfil de pressão no plano XZ.

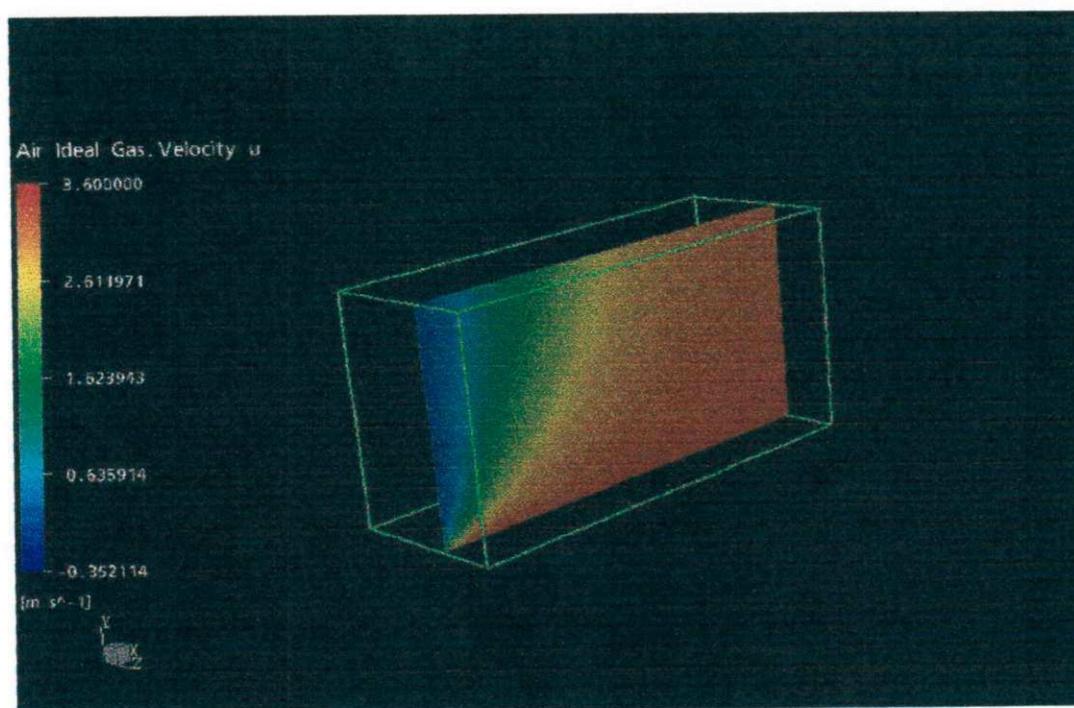


Figura 7.44 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XY.

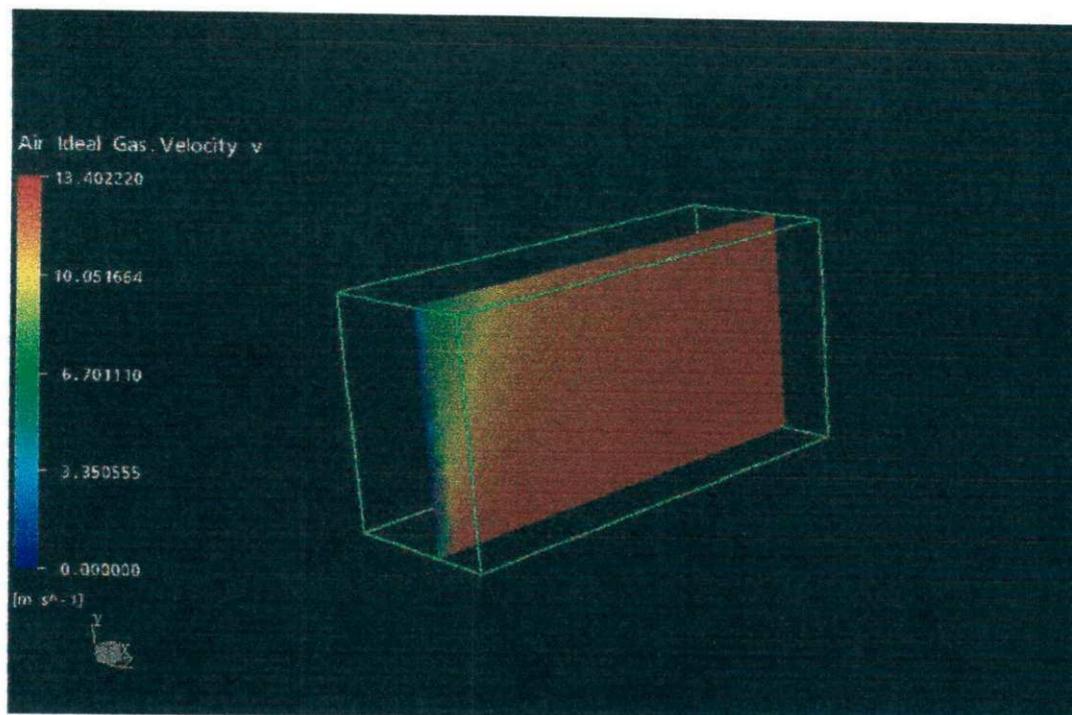


Figura 7.45 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano XY.

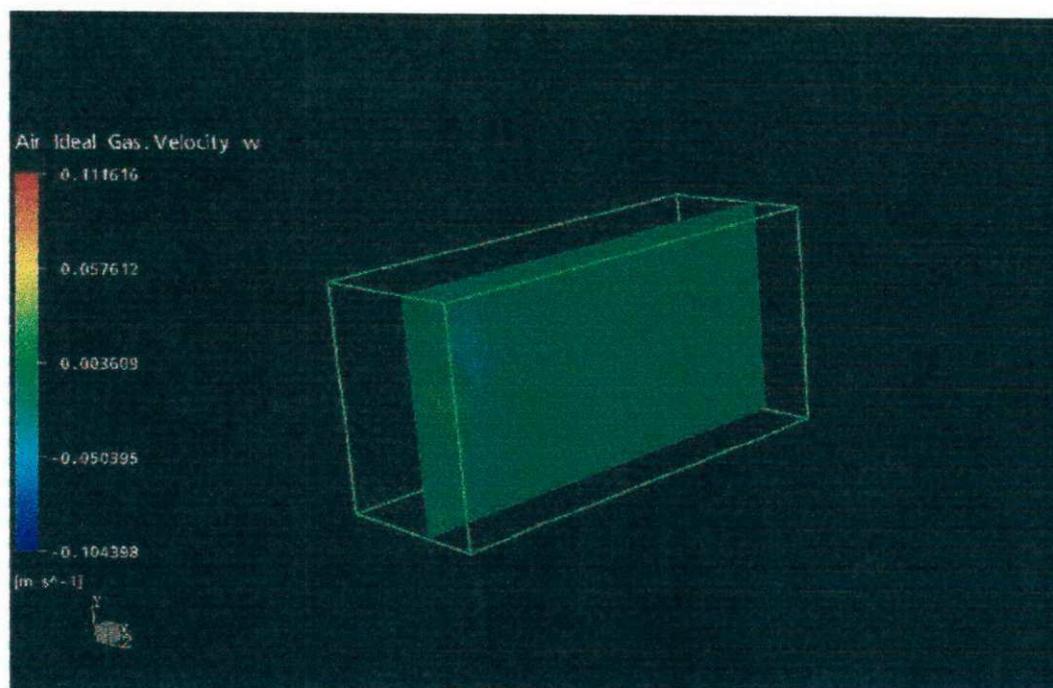


Figura 7.46 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano XY.

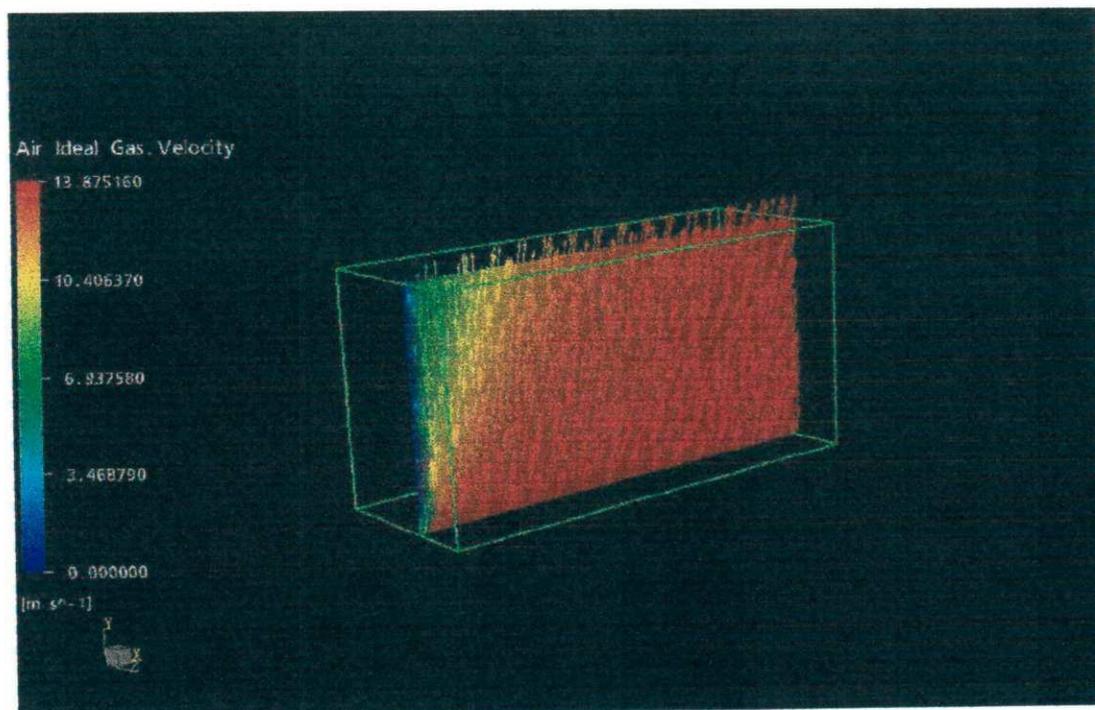


Figura 7.47 – Perfil de velocidade média no plano XY

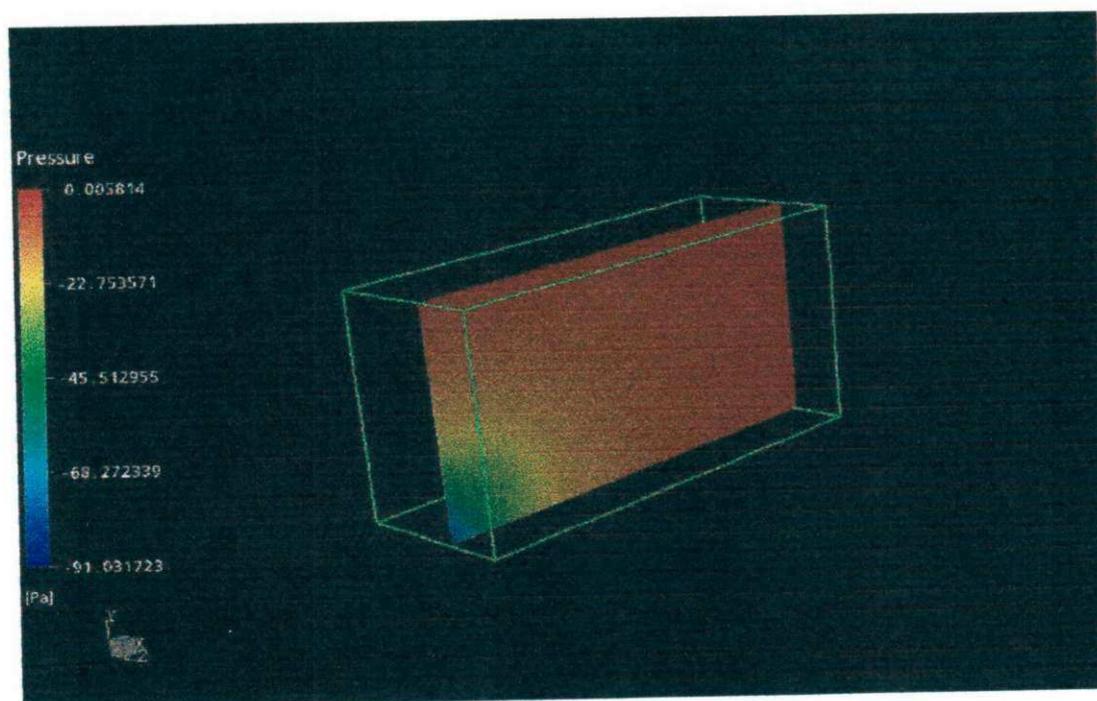


Figura 7.48 – Perfil de pressão no plano XY

FASE PARTICULADA

As figuras 7.49 a 7.63 mostram o padrão de escoamento da fase partícula no interior do secador. As Figuras 7.58 e 7.63, mostram uma região de alta concentração de PVC, na região próximo à alimentação de PVC. Nesta mesma região, as figuras 7.47 para a fase gás e 7.62 para a fase PVC mostram uma região de baixa velocidade, das duas fases, o que aumenta a probabilidade de que a fluidização não seja boa nesta região. Com isto, teríamos o contato gás-sólido nesta região pode não ser tão eficiente, diminuindo a taxa de secagem. Outro problema que pode ocorrer nesta região, devido as baixas velocidades é a formação aglomerados e acúmulos de PVC, o que prejudicaria ainda mais o processo de secagem.

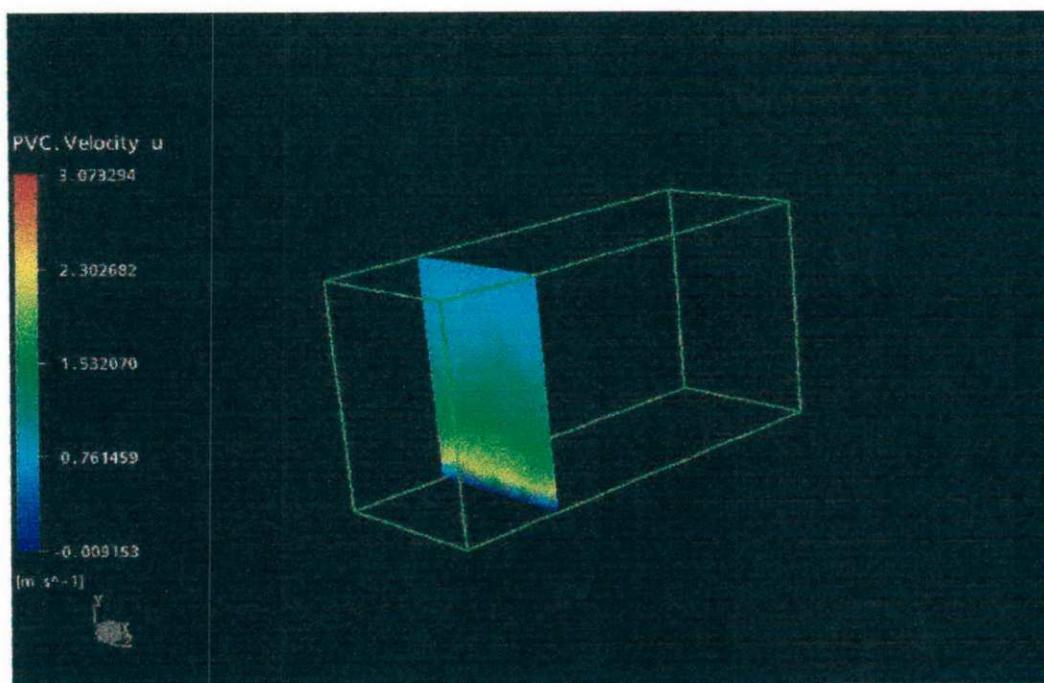


Figura 7.49– Perfil da Componente de Velocidade na Direção X no Plano YZ.

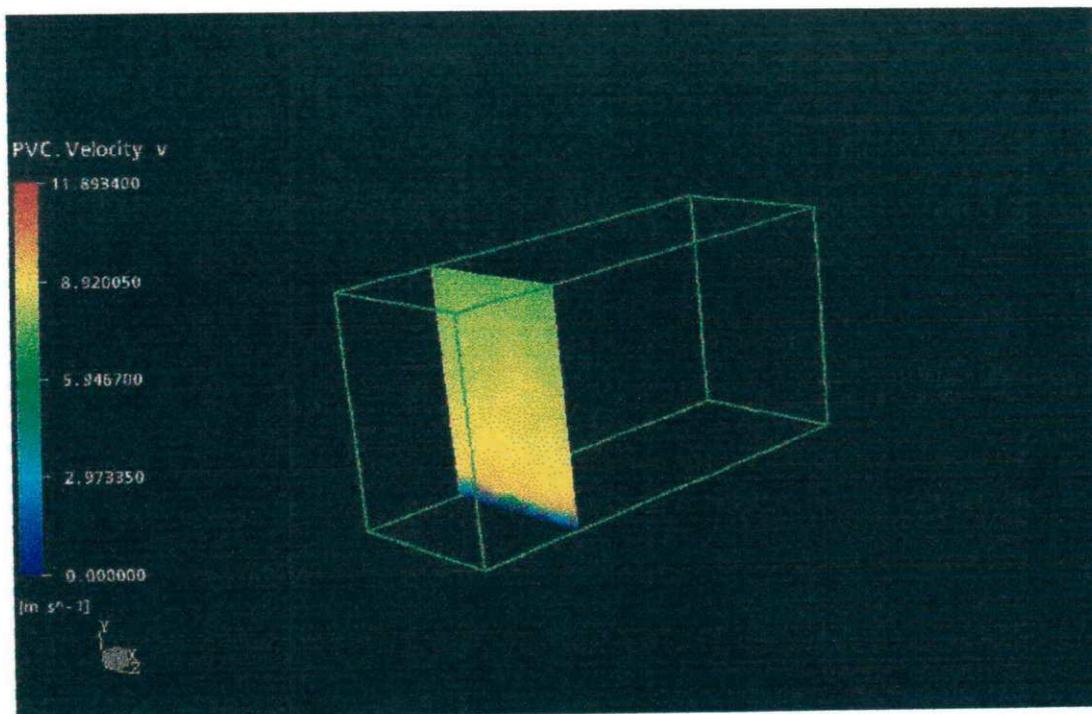


Figura 7.50 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano YZ.

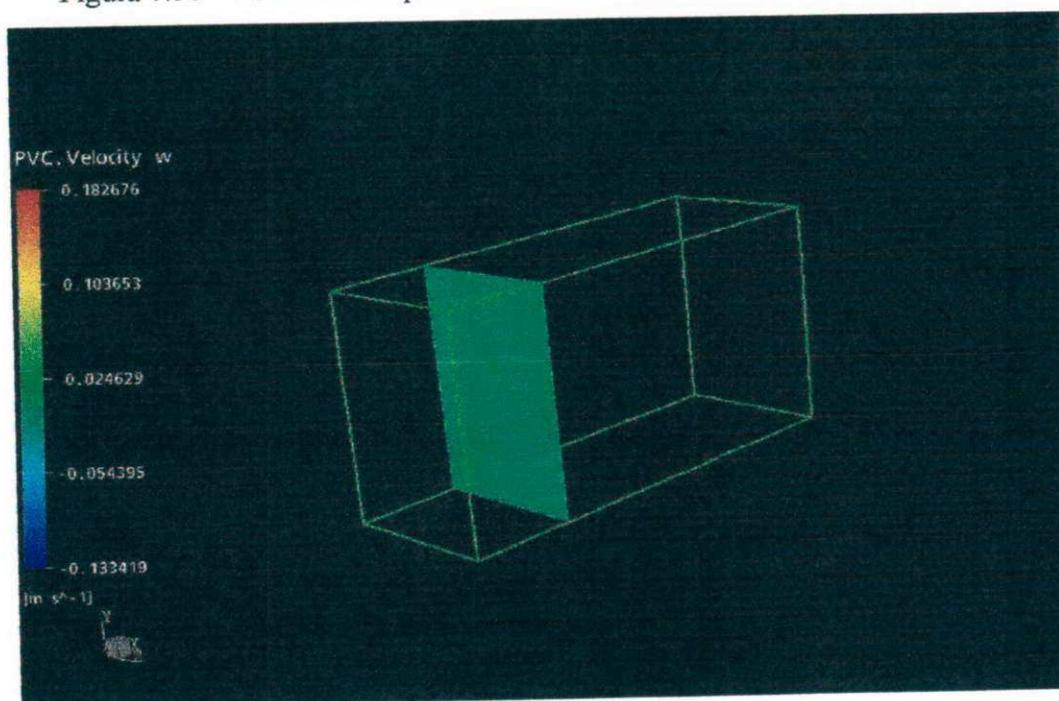


Figura 7.51 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano YZ.

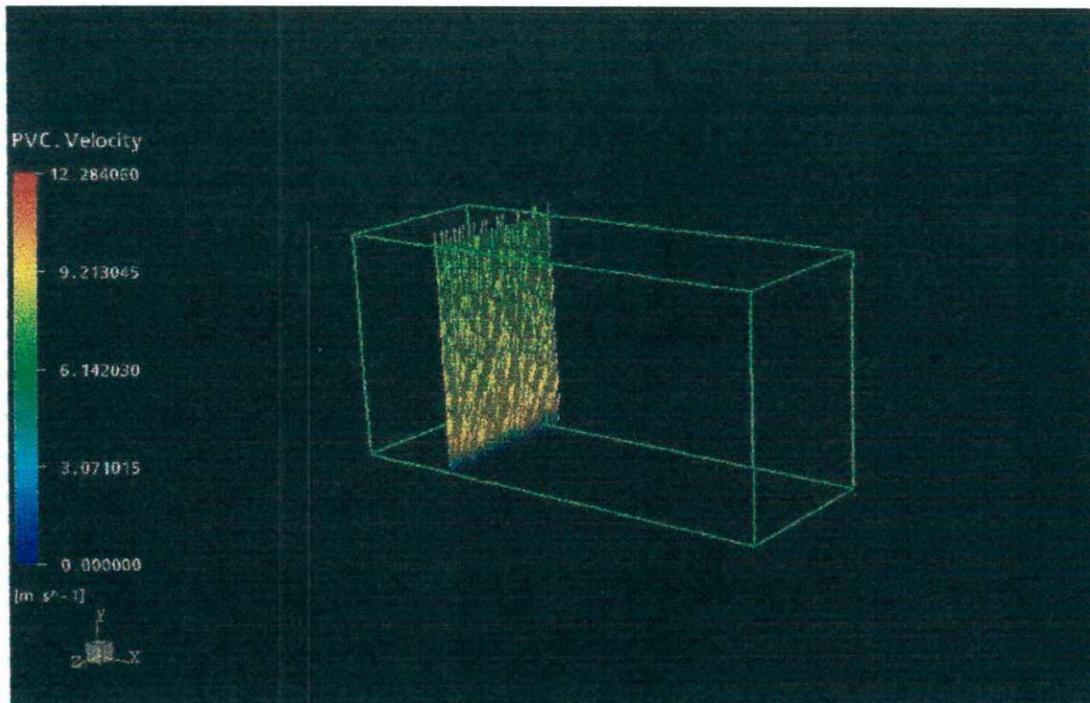


Figura 7.52 – Perfil de velocidade média no plano YZ.

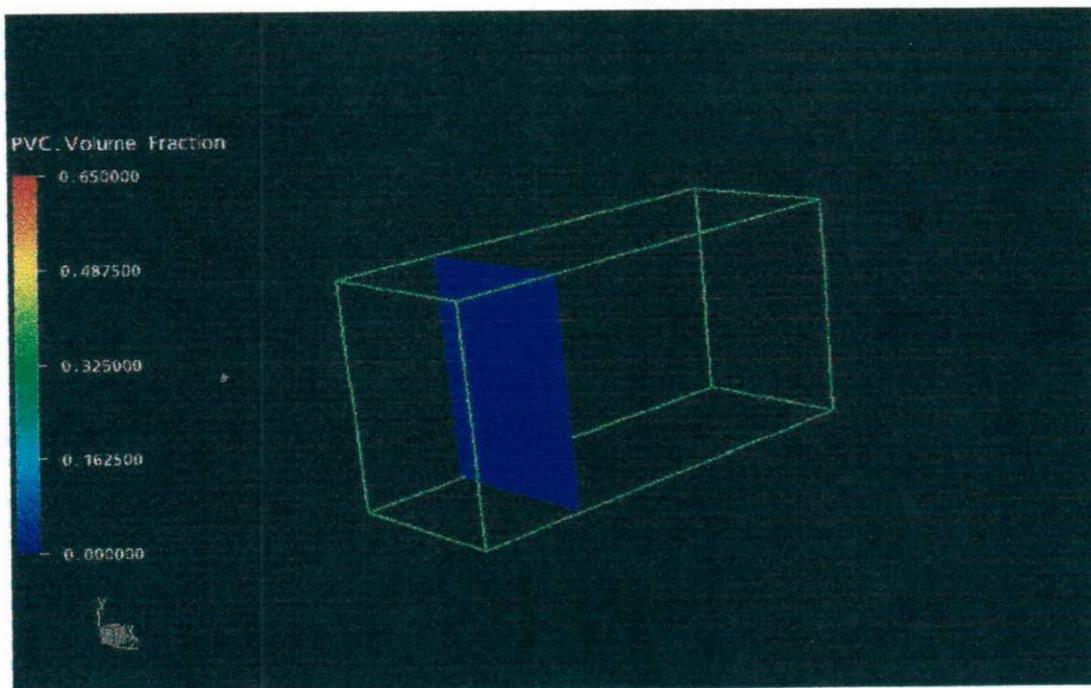


Figura 7.53 – Perfil da fração volumétrica no plano YZ.

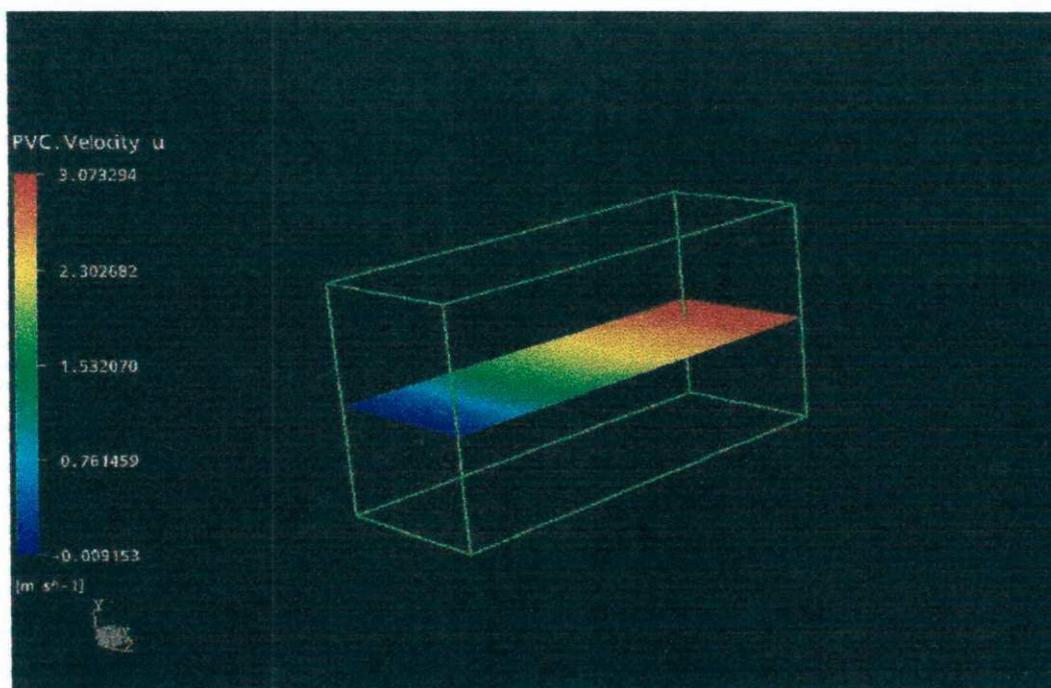


Figura 7.54 – Perfil da componente da velocidade na direção X no plano XZ.

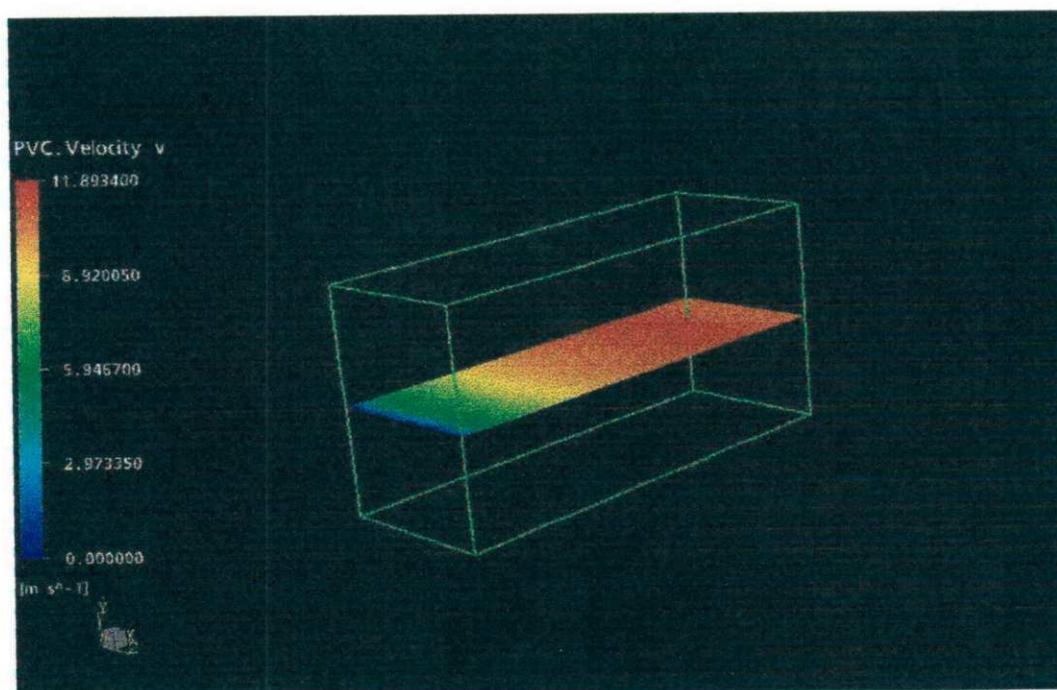


Figura 7.55 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no plano XZ.

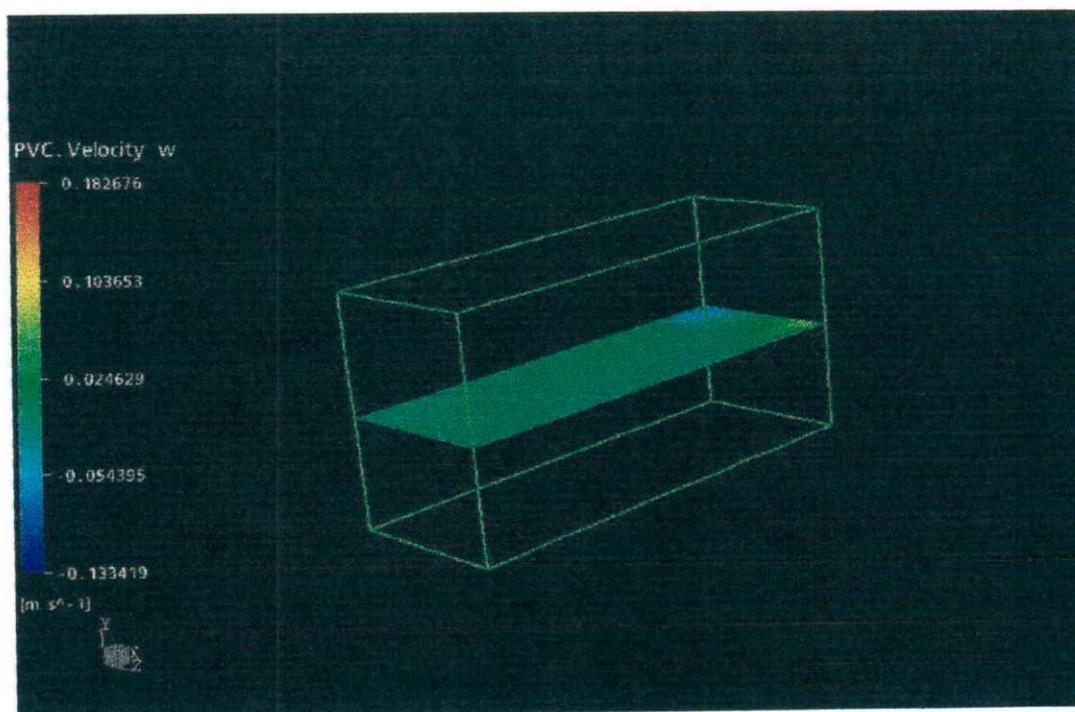


Figura 7.56 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no Plano XZ.

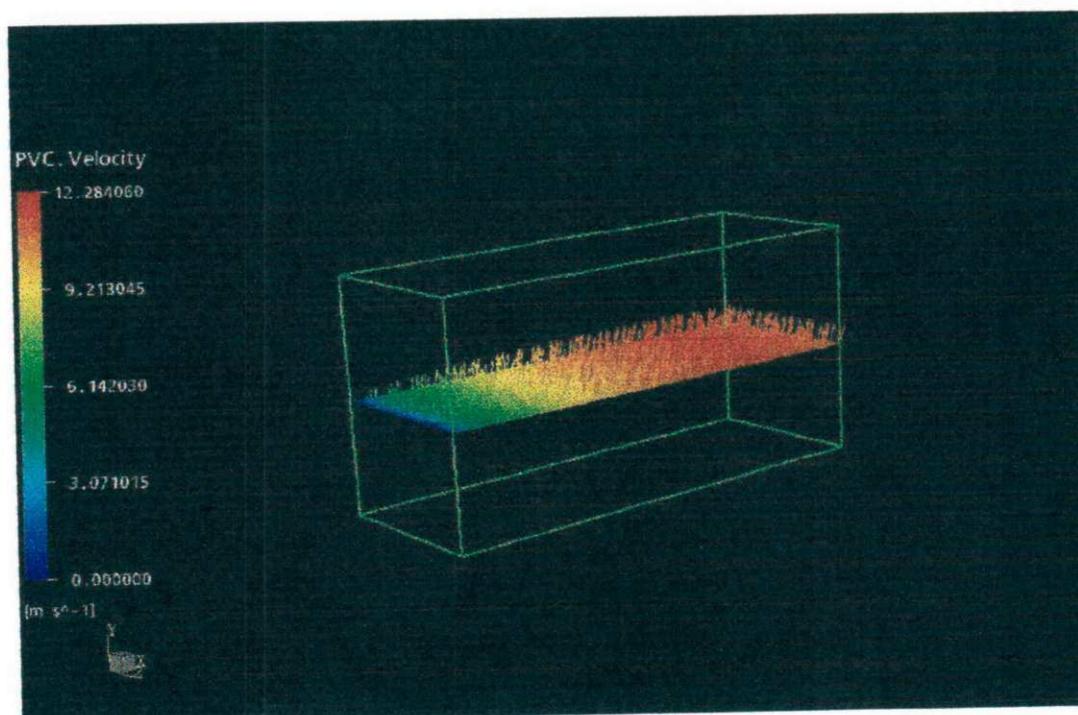


Figura 7.57 – Perfil de velocidade média no plano XZ.

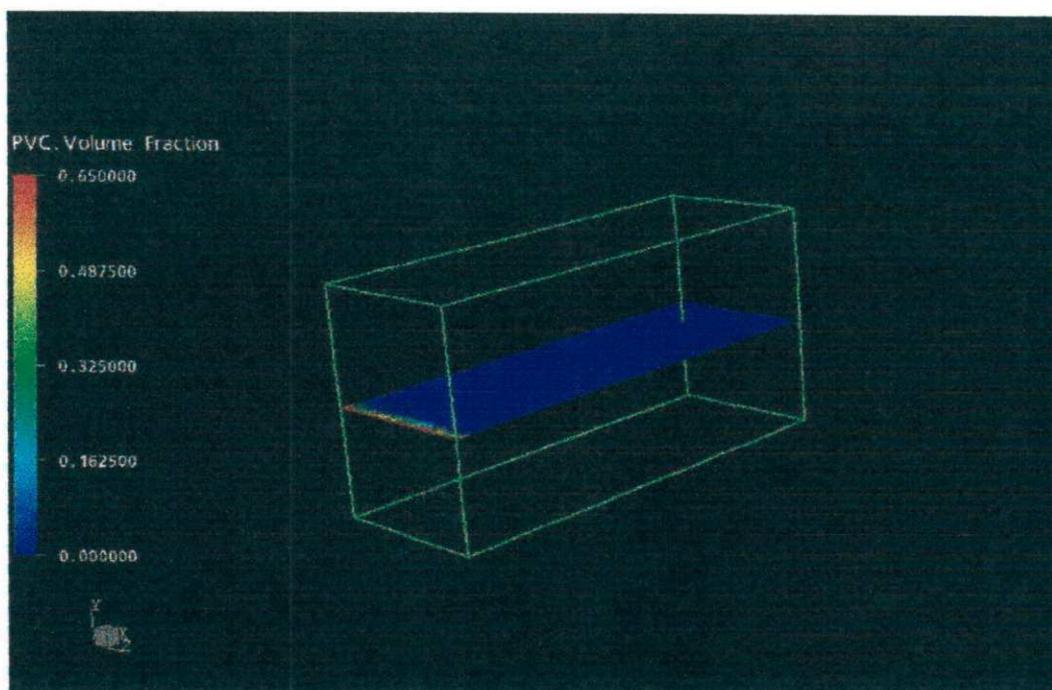


Figura 7.58 – Perfil de fração volumétrica no plano XZ.

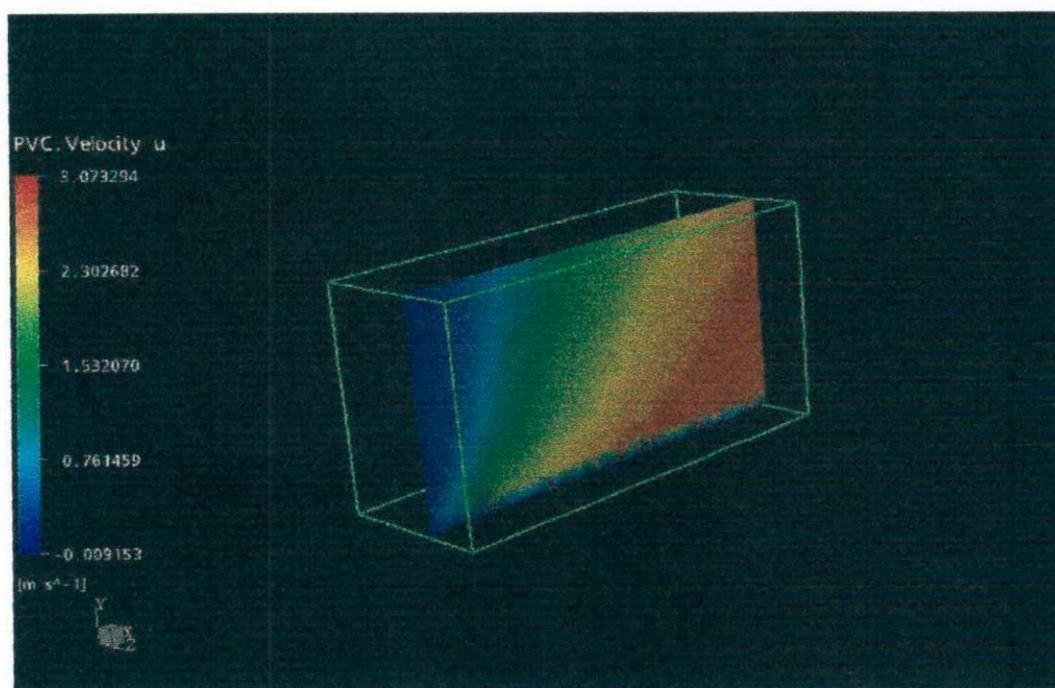


Figura 7.59 – Perfil da componente de velocidade na direção X no plano XY.

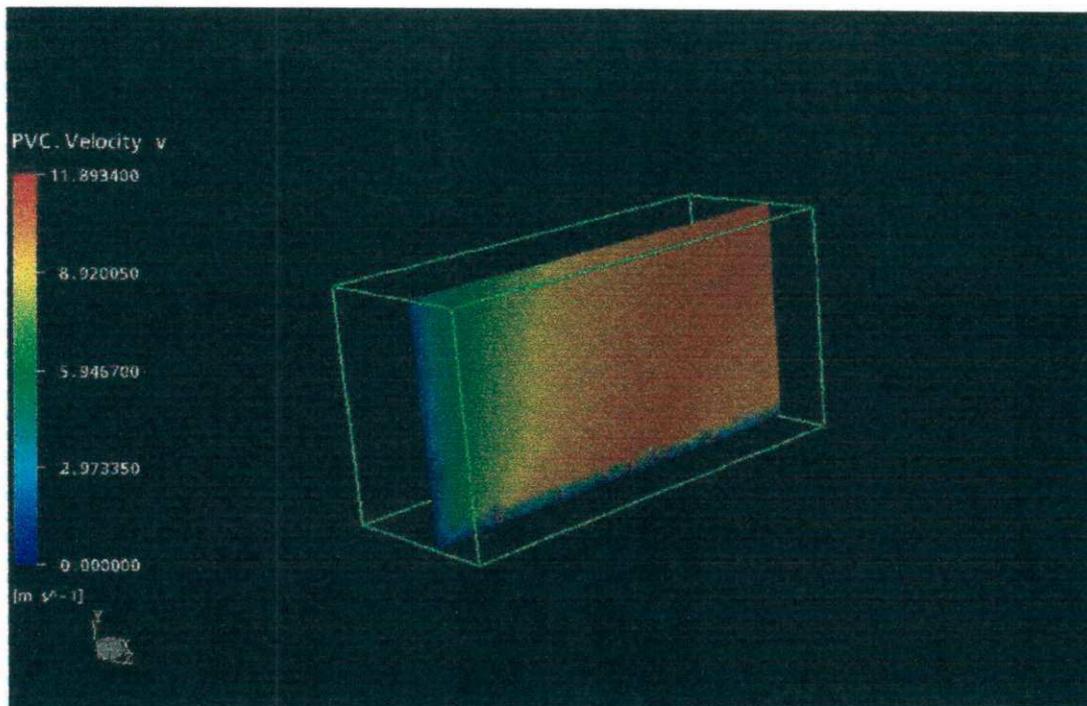


Figura 7.60 – Perfil da componente de velocidade na direção Y no Plano XY.

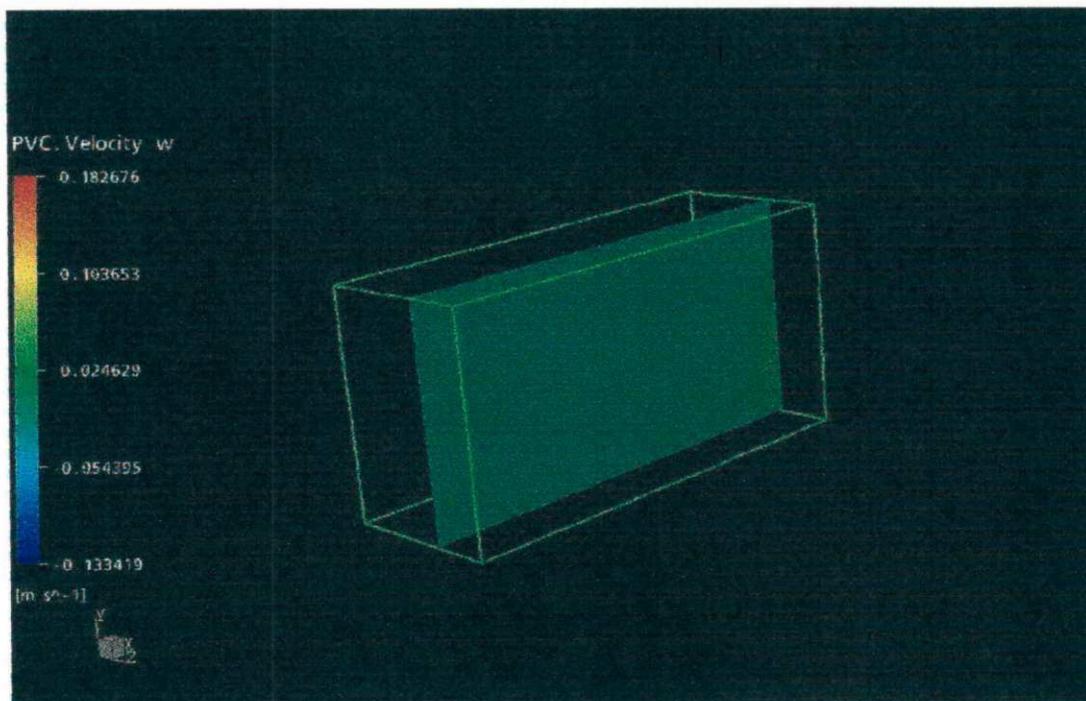


Figura 7.61 – Perfil da componente de velocidade na direção Z no plano XY.

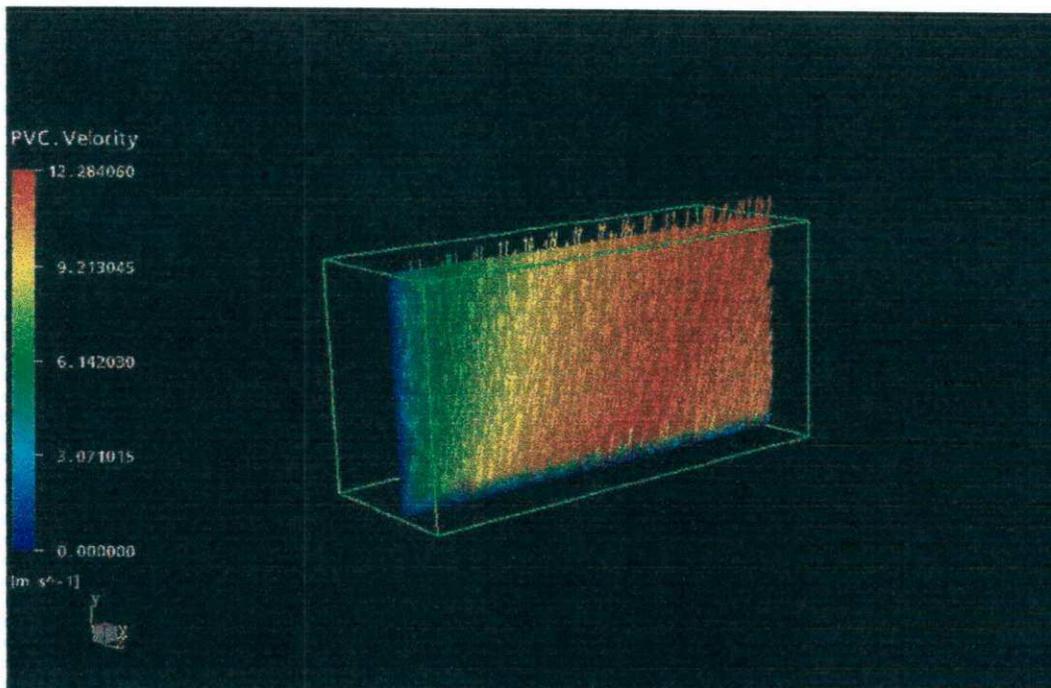


Figura 7.62 – Perfil de velocidade média no plano XY.

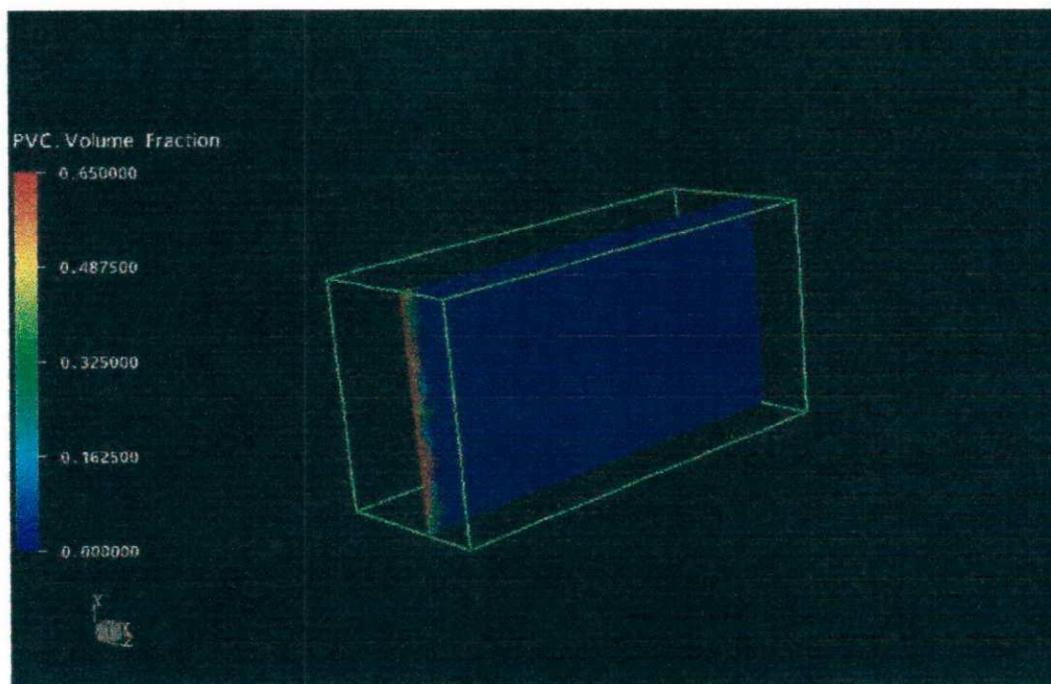


Figura 7.63 – Perfil de fração volumétrica no plano XY.

CAPÍTULO 8

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Os objetivos definidos para esta dissertação foram alcançados:

- Desenvolveu-se e testou-se um programa para estudo da cinética de secagem, sem os efeitos da fluidodinâmica.
- Desenvolveu-se a geometria do secador no software CFX
- Realizou-se a simulação do gás isolado e do gás com presença do PVC. Atenção não foi dada aos resultados quantitativamente, mas sim apenas qualitativamente.
- Diante dos resultados é possível detectar regiões de baixas velocidades das fases e, como consequência, fluidização deficiente nestas regiões podem estar acontecendo (Um estudo transiente, quantitativo deverá ser conduzido para confirmação deste indício)

Diante destas observações, recomenda-se o seguinte, para trabalhos futuros:

Realizar simulações transientes para conhecer a dinâmica do movimento das fases no interior do secador,

Avaliar o efeito da vazão de gás e de PVC no padrão do escoamento e, conseqüentemente, na fluidização do secador, ainda sem incluir os efeitos térmicos e de transferência de massa.

Incorporar ao modelo fluidodinâmica, a taxa de cinética de secagem testada com o modelo 1D para simulação do sistema real, com todos os fenômenos de transferência de calor, massa e quantidade de movimento e energia envolvidos.

Utilizar os resultados na otimização do processo de secagem e para gerar dados para alimentar um modelo para o sistema de controle a ser estudado.

TS=TS0
 TG0=84.0D+0+273.15D+0
 TREF=TG0
 RHOS=1400.0D+0
 P=1.01325D+5
 PMAGUA=18.0D+0

PMAR=29.0D+0

C

C UMIDADE RELATIVA

UR=86.4D+0

C UMIDADE ABSOLUTA

a1=7.96681d+0

a2=1668.21d+0

a3=228.0d+0

Tamb=30.0+273.15

pvmmhg=10.0d+0**((a1-a2)/(a3+Tamb-273.15))

pvatm=pvmmhg/760.0d+0

pv=pvatm*1.01325d+5

PA=UR*PV/100.0

YG0MOL=PA/P

YG0=YG0MOL/(1.0D+0-YG0MOL)

C ESTIMATIVA INICIAL

do 33 i=1,n

TG(I)=TS0

FG(I)=50100.0D+0/3600.0d+0*1.0D+0/AREA

YG(I)=YG0

TGA(I)=TG0

YGA(I)=YG0

R=8.314D+0

RHOG(I)=P/(8.314D3*TG(I)*(1.0D+0/29.0D+0+YG(I)/18.0D+0))

a1=7.96681d+0

a2=1668.21d+0

a3=228.0d+0

pvmmhg=10.0d+0**((a1-a2)/(a3+TS-273.15))

pvatm=pvmmhg/760.0d+0

pv=pvatm*1.01325d+5

YGE=pv/p

C

c Conversao de Fracao Molar Para Razao Massica

YGE=YGE/(1.0d+0-YGE)*PMAGUA/PMAR

c

TS=TG0

TS=TS0

FS=FS0

c

XS=XSE

XS=XS0

xsa=xs0

tsta=ts0

```

      YG(i)=YGE
      YGA(i)=YGE
33  continue

      WRITE(6,1)
1  FORMAT('      TIME,      XS,      TS,
+ YG(N),      TG(N),      FS0,      FS,
+ YGE,      RHOG(N)')
      WRITE(6,2)TIME,XS,TS-273.15,YG(N),TG(N)-273.15,
+FS0,FS,YGE,RHOG(N)
100 CONTINUE
200 continue
      DO 44 I=2,N
          auxilio=yg(n)
C      RHOS=2160.0D+0*(1.0D+0+XS)
C Temperatura do Gas na Entrada
      TG(1)=TG0
C Umidade do Gas na Entrada
      YG(1)=YG0
C Umidade na Interface Particula-Gas
      a1=7.96681d+0
          a2=1668.21d+0
          a3=228.0d+0
          pvmmhg=10**(a1-a2/(a3+TS-273.15))
          pvatm=pvmmhg/760.0d+0
          pv=pvatm*1.01325d+5
          YGE=pv/p
c Conversao de Fracao Molar Para Razao Massica
      YGE=YGE/(1.0d+0-YGE)*PMAGUA/PMAR
C Fluxo de Sólido na Saida (Controladores "Feedback")
      FS=FS0
C DIAMETRO DA PARTICULA
      DP=150.0D-6
C Densidade do gas
      RHOG(I)=P/(8.314D3*TG(I)*(1.0D+0/29.0D+0+YG(I)/18.0D+0))
C VISCOSIDADE DO GAS
      MUG=1.69111D-5+4.98424D-8*(TG(I)-273.15D+0)-
-3.18702D-11*(TG(I)-273.15D+0)**2.0D+0
++1.31965D-14*(TG(I)-273.15D+0)**3.0D+0
C      MUG=2.0E-5
C GRAVIDADE
      G=9.81D+0
c Calculo da Velocidade Minima de Fluidização
      IF (DP .GE. 100.0E-6) THEN
          AR=(RHOG(1)*(RHOS-RHOG(1))*G*DP**3.0D+0)/(MUG**2.0D+0)
          REMF=(33.7D+0**2.0D+0+0.0408D+0*AR)**(0.5D+0)-33.7D+0
          UMF=REMF*MUG/(RHOG(1)*DP)
          ELSE
          UMF=9.4D-4*(RHOS-RHOG(1))**0.934D+0*G**0.934D+0*DP**1.8D+0/

```

```

/(MUG**0.87D+0*RHOG(1)**0.066D+0)
  END IF
C DENSIDADE DE FLUXO MINIMO

  FGMIN=UMF*RHOG(1)
C Fluxo de gas na saida
  FG(I)=FG(1)
C VELOCIDADE SUPERFICIAL REAL UTILIZADA
  U=FG(1)/RHOG(1)*COS(3.14/4.0)

c Posrosidade do leito
  C1=UMF*150.0D+0*MUG/
  /(G*(RHOS-RHOG(1))*(PHI*DP)**2.0D+0)
  EGAUX=C1/(1.0D+0+C1)
C   EG=0.75D+0
  EMIN=0.65D+0
  if (i .lt. 3) then
    CALL BISSEC(EMIN,UMF,U,EG)
  end if
  ES=1.0D+0-EG
C EXPANSÃO DO LEITO
C*****INCLUIR CONFORME FOUST, PG 566 A 570
c Volume do leito FOUST PG 570
C   L0=0.0651
C   L=(1.0D+0-EMIN)/(1.0D+0-EG)*L0
  DZ=L/(N-1)
  VL=AREA*L
  VZ=AREA*DZ
C Calor Latente de Vaporização da Agua
  CLATENT=2.503D6-2.3D3*(TS-273.15D+0)-
  -1.47*(TS-273.15D+0)**2.0D+0
  CLATENT=CLATENT
C   CLATENT=540.0*CPL0
C Calor Especifico do PVC
  CPS=CPS0
C Calor Especifico da Agua Liquida
  CPL=CPL0
C Calor Especifico do Vapor Dagua
  CPVAPOR(I)=(1.7D+0+5.73D-4*TG(I))*1.0D+3
C Calor Especifico do Ar
  CPAR(I)=(0.98D+0+1.41D-4*TG(I)-0*1.59D-3*TG(I)**2.0D+0)*1.0D3
c CALOR ESPECIFICO UMIDO DA MISTURA
  CPM=CPAR(I)+CPVAPOR(I)*YG(I)
C Coeficiente de Transferencia de Calor
C   HG=1.23E-2*(TG(I)-273)*FG(I)+6.58E-3*(TG(I)-273)+
C   +9.42E-2*FG(I)

  RE=DP*PHI*FG(I)/MUG

```

C CORRELAÇÃO DO HOWARD, PG 73, EQ 3.4

C $kg=3.0e-2$

c $KG=2.6E-2$

C IF (RE .GT. 0.1 .AND RE .LE. 100) THEN

C $NU=NU*4$

C*PR**(1.0/3.0)

C END IF

$KG=3.48863D-3+7.58D-5*(TG(I))$

C $KG=2.6D-2$

C Coeficiente de Transferencia de Massa

C SEMINARIO

c $DAB=21.6D-6*((TG(I))/273.15D+0)**1.8D+0$

C BIRD

$DAB=2.6D-5*(TG(I)/298.0D+0)**1.8D+0$

C $DAB=3.08D-5$

$SC=MUG/RHOG(I)/DAB$

$PR=CPM*MUG/KG$

C $SC=PR$

$NU=0.03D+0*RE**1.3D+0$

C $NU1=4.84D-4*RE**2.14D+0$

$HG=NU*KG/(DP*PHI)$

c $HG=1.23D-2*TG(I)*FG(I)+6.58D-3*TG(I)+9.42D-2*FG(I)$

C $KS=1.0E-3*(TG(I)-273)*FG(I)+2.0E-4*(TG(I)-273)+$

C $+9.97E-3*FG(I)$

$KY=HG/(CPM*(SC/PR)**0.56D+0)*(XS/XS0)$

$KY=KY*((1.0D+0-YGE)*(1.0D+0-YG(I)))$

C Fonte de Calor na Serpentina

$QFONTE=270.0D+0*RHOL/3600.0D+0*CPL0*(90.0D+0-80.0D+0)$

$QFONTE=QFONTE/(AREA*L)*0.90$

$cpm=es*rhos*cps+eg*rhog(i)*cpvapor(i)$

$fms=es*rhos*cps/cpm$

$fmg=eg*rhog(i)*cpvapor(i)/cpm$

c Area Específica

C HOWARD, PG 23 EQ. 2.17 (OBS A EQ. É PARA O CALCULO DA AREA TOTAL, DAI,

C DIVIDE-SE PELO VOL TOTAL))

$AE=6.0D+0*es/(dp*PHI)$

C Avaliacao das Derivadas

C FASE SÓLIDA

C BALANÇO DE MASSA GLOBAL PARA O SOLIDO

$ACMSOL=FS0-FS$

C BALANÇO DA MASSA PARA A AGUA NO SÓLIDO

C $YGM=YG(I)$

C $YGM=(YG(1)+YG(N))/2.0D+0$

C $YGM=((YG(N)-YGE)-(YG(1)-YGE))/\log((YG(N)-YGE)/(YG(1)-YGE))$

```

SOMA=0.0D+0
DO 66 IC=2,N
    SOMA=SOMA+YG(IC)
66 CONTINUE
    YGM=SOMA/(N-1)
    ACAGUASOL=(FS*(XS0-XS)-KY*AE*L*(YGE-YGM))/(L*ES*RHOS)
C BALANÇO DE ENERGIA NO SÓLIDO

C    TGM=TG(I)
    SOMA=0.0D+0
    DO 67 IC=2,N
        SOMA=SOMA+TG(IC)
67 CONTINUE
    TGM=SOMA/(N-1)

C    TGM=(TG(1)+TG(N))/2.0D+0
C    TGM=((TG(N)-TS)-(TG(1)-TS))/log((TG(N)-TS)/(TG(1)-TS))
    ACESOL=(FS*(CPS+CPL*XS)*(TS0-TS)+HG*AE*L*(TGM-TS)
--KY*AE*L*(YGE-YGM)*CLATENT+QFONTE*L*fms)/(L*ES*RHOS*(CPS+CPL*XS))
C
C FASE GAS
C BALANÇO DA MASSA PARA A AGUA NO GAS
    ACAGUAGAS=(FG(I)*(YG(I-1)-YG(I))+KY*AE*DZ*(YGE-YG(I)))/
/(DZ*EG*RHOG(I))
C BALANÇO DE ENERGIA NO GAS
    ACEGAS=(FG(I)*(CPAR(I)+CPVAPOR(I)*YG(I))*(TG(I-1)-TG(I))
--HG*AE*DZ*(TG(I)-TS)
++KY*AE*DZ*(YGE-YG(I))*CPVAPOR(I)*(TS-TG(I))+QFONTE*DZ*fmg)/
/(DZ*EG*RHOG(I)*(CPAR(I)+CPVAPOR(I)*YG(I)))
C
C    TJDOT=FJ*(TJ0-TJ)/3.85+Q/240.

    XS=XSA+ACAGUASOL*DELTA
    TS=TSA+ACESOL*DELTA
    YG(I)=YGA(I)+ACAGUAGAS*DELTA
    TG(I)=TGA(I)+ACEGAS*DELTA
44 CONTINUE
    erro=abs((yg(n)-auxilio)/YG(N))
    if (erro .gt. 1.0d-1) go to 200
        do 88 j=1,n
            xsa=xs
            tsa=ts
            yga(j)=yg(j)
            tga(j)=tg(j)
88 continue
C FIM DO DO
    TIME=TIME+DELTA
    TPRINT=TPRINT+DELTA
    IF ((TIME .LE. 1.1*DELTA) .OR. (TPRINT .GT. TFINAL/CONTP)) THEN

```

```

WRITE(6,2)TIME,XS,TS-273.15,YG(N-1),TG(N-1)-273.15,
+FS0,FS,YGE,RHOG(N-1)
2 FORMAT(1X,9F16.10)
  TPRINT=0.0
  END IF
C
  IF ((TIME .LT. TFINAL) .AND. (XS .GT. 0.0D+0)) GO TO 100
  z=0.0
  WRITE(8,5)
  5 FORMAT('      Z,      XS,      TS,
+ YG(Z),    TG(Z),    FS0,    FS,
+ YGE,     RHOG(Z)')
  do 55 j=1,n

      WRITE(8,2) z,XS,TS-273.15,YG(j),TG(j)-273.15,FS0,FS,YGE,RHOG(j)
      z=z+dz
  55 continue
C*****
C*****
C*****
  STOP
  END
C
C SUBROTINA PARA CALCULO DA FRACAO DE GAS

  SUBROUTINE BISSEC(EMIN,VMIN,V,RAIZ)
  IMPLICIT REAL*8 A-Z
  F(X)=C*X**3.0D+0-(1.0D+0-X)
  C=(1.0D+0-EMIN)**2.0D+0/EMIN**3.0D+0*VMIN/V
  A=EMIN
  B=1.0D+0
  10 RAIZ=(A+B)/2.0D+0
  IF (F(A)*F(RAIZ) .EQ. 0.0D+0) THEN
    RAIZ=RAIZ
  END IF
  IF (F(A)*F(RAIZ) .GT. 0.0D+0) THEN
    A=RAIZ
  END IF
  IF (F(A)*F(RAIZ) .LT. 0.0D+0) THEN
    B=RAIZ
  END IF
  TOL=1.0D-3
  IF (ABS(F(RAIZ)) .GT. TOL) GO TO 10
  RETURN
  END

```