

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

Área de Concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos

**PROCEDIMENTOS DE SIMULAÇÃO, OTIMIZAÇÃO E CONTROLE DE
SECADORES EM LEITO MÓVEL**

Tese submetida à comissão de Pós-graduação da
Faculdade de Engenharia Química - UNICAMP
como parte dos requisitos necessários para a
obtenção do Grau de Doutorado em Engenharia
Química.

Autor: Luis Gonzaga Sales Vasconcelos

Orientador: Prof. Dr. Rubens Maciel Filho

Campinas
Abril de 1997

UNIDADE	80
Nº CHAMADA	
	T/UNICAMP
	V441p
V	EX
TOMBO BC	48385
PROC.	16.838102
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	18/04/02
Nº CPD	

ii

CM00165651-1

BIBID. 244048

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

V441p

Vasconcelos, Luis Gonzaga Sales

Procedimentos de simulação, otimização e controle de
secadores em leito móvel / Luis Gonzaga Sales
Vasconcelos.--Campinas, SP: [s.n.], 1997.

Orientador: Rubens Maciel Filho

Tese (doutorado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Métodos de simulação. 2. Secagem. 3. Controle de
processo. 4. Otimização matemática. I. Maciel
Filho, Rubens. II. Universidade Estadual de
Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III.
Título.

Tese defendida e aprovada, em 11 de abril de 1997, pela banca examinadora constituída pelos professores:

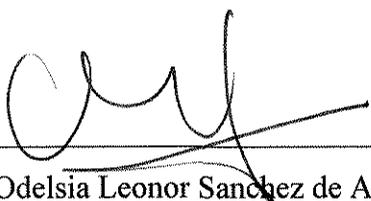


Prof. Dr. Rubens Maciel Filho

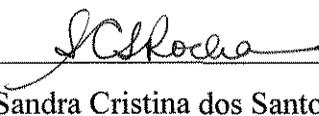
Orientador



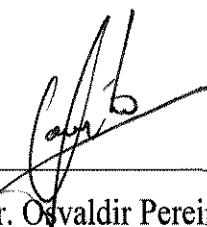
Prof. Dr. João Domingos Biagi



Profa. Dra. Odelsia Leonor Sanchez de Alsina



Profa. Dra. Sandra Cristina dos Santos Rocha



Prof. Dr. Osvaldir Pereira Taranto

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

2002/6192

Esta versão corresponde à redação final da Tese de Doutorado em Engenharia Química defendida pelo aluno Luis Gonzaga Sales Vasconcelos e aprovada pela Comissão Julgadora em 11 de Abril de 1997.



Prof. Dr. Rubens Maciel Filho
Orientador

*Aos meus pais Joval e
Maria Teresa, à minha esposa
Azilda e aos meus filhos André
Luiz, Angela Lucinia e Andreza
Lilian.*

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Rubens tanto pela orientação deste trabalho como também pelo apoio nas diversas atividades exercidas durante o doutorado.

À CAPES através do PICD da UFPB pela bolsa de estudos fornecida.

Ao Prof. Vimário Simões Silva pela sua atuação como representante junto à UFPB durante o meu afastamento.

Ao prof. Michel François Fossy pelo apoio dado durante a realização do meu doutorado.

SUMÁRIO

SUMÁRIO.....	VI
LISTA DE FIGURAS.....	X
LISTA DE TABELAS.....	XVI
NOMENCLATURA.....	XVIII
RESUMO.....	XXV
ABSTRACT.....	XXVI
CAPÍTULO 1.....	1
INTRODUÇÃO.....	1
CAPÍTULO 2.....	5
MODELAGEM MATEMÁTICA.....	5
2.1 INTRODUÇÃO.....	5
2.2 CLASSIFICAÇÃO DOS MODELOS DE SECAGEM.....	6
2.3 MODELO DE SECAGEM.....	7
2.3.1 <i>Suposições usadas para simplificar um modelo geral de secagem</i>	7
2.3.2 <i>Balancos de massa e energia em um secador de grãos em fluxo paralelo e contracorrente</i>	9
2.3.3 <i>Balancos de massa e energia em estado transiente, usando variáveis mensuráveis</i>	13
2.3.4 <i>Balancos de massa e energia em estado estacionário</i>	14
2.4 CONDIÇÕES INICIAIS E DE CONTORNOS.....	15
2.5 EQUAÇÕES COMPLEMENTARES DO MODELO DE SECAGEM.....	18
2.5.1 <i>Densidades de fluxo de massa e calor na interface gás-sólido</i>	18
2.5.2 <i>Umidade de equilíbrio</i>	26
2.5.3 <i>Propriedades físicas do grão (feijão Carioca)</i>	27
2.5.4 <i>Propriedades de transporte do leito</i>	28
2.5.5 <i>Propriedades físicas do gás</i>	29
2.5.6 <i>Propriedades psicrométricas</i>	32

2.6 CONCLUSÕES	18
CAPÍTULO 3	18
MÉTODOS NUMÉRICOS	18
3.1 INTRODUÇÃO	18
3.2 SOLUÇÃO DO MODELO QUE REPRESENTA O ESTADO ESTACIONÁRIO	18
3.2.1 Fluxo paralelo	18
3.2.2 Fluxo contracorrente	18
3.2.3 Descrição das rotinas empregadas na solução do modelo do estado estacionário	18
3.3 SOLUÇÃO DO MODELO DINÂMICO	18
3.3.1 Discretização pelo método das DIFERENÇAS FINITAS	18
3.3.2 Discretização pelo método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL	18
3.3.3 Avaliação dos métodos das DIFERENÇAS FINITAS e da COLOCAÇÃO ORTOGONAL	18
3.3.4 Avaliação de desempenho do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL em relação ao alcance do regime estacionário.	18
3.3.5 Uso de um filtro para eliminar oscilações do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL	18
3.3.6 Descrição das rotinas empregadas na solução do modelo dinâmico.	18
3.4 DIVISÃO DO SIMULADOR EM MÓDULOS	18
3.5 CONCLUSÕES	18
CAPÍTULO 4	18
OTIMIZAÇÃO A NÍVEL HIERÁRQUICO PARA USO EM CONTROLE	18
4.1 INTRODUÇÃO	18
4.2 CLASSIFICAÇÃO DAS VARIÁVEIS DO PROCESSO	18
4.3 DEFINIÇÃO DA FUNÇÃO OBJETIVO	18
4.4 DESCRIÇÃO DA ROTINA DE OTIMIZAÇÃO	18
4.5 AVALIAÇÃO DO PROCEDIMENTO DE OTIMIZAÇÃO	18
4.5.1 Otimização na etapa de projeto	18
4.5.2 Otimização operacional do secador	18
4.6 CONCLUSÕES	18
CAPÍTULO 5	18

CONTROLADORES LOCAIS	18
5.1 INTRODUÇÃO	18
5.2 ESTRUTURA HIERÁRQUICA DO SISTEMA DE CONTROLE	18
5.3 DEFINIÇÃO DAS VARIÁVEIS NA MALHA DE CONTROLE	18
5.4 IMPLEMENTAÇÃO DO ALGORITMO DMC	18
5.5 ESTRATÉGIAS DE CONTROLE AVALIADAS	18
5.6 SINTONIA DO CONTROLADOR DMC	18
5.7 DESEMPENHO DAS ESTRATÉGIAS DE CONTROLE IMPLEMENTADAS	18
5.8 DESCRIÇÃO DAS ROTINAS EMPREGADAS NA IMPLEMENTAÇÃO DAS ESTRATÉGIAS DE CONTROLE	18
5.9 CONCLUSÕES	18
CAPÍTULO 6	18
CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	18
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	18
APÊNDICE A.....	18
ADAPTAÇÃO DO MODELO DO SECADOR	18
<i>Definição de concentrações e entalpia</i>	<i>18</i>
<i>Balancos de massa, energia e quantidade de movimento.....</i>	<i>18</i>
<i>Modificação para a umidade do sólido.....</i>	<i>18</i>
<i>Modificação para a umidade do gás.....</i>	<i>18</i>
<i>Modificação para a entalpia do sólido</i>	<i>18</i>
<i>Modificação para a entalpia do gás</i>	<i>18</i>
<i>Modificação para a quantidade de movimento do gás</i>	<i>18</i>
<i>Modificação para a quantidade de movimento do sólido.....</i>	<i>18</i>
APÊNDICE B.....	18
PROPRIEDADES FÍSICAS DO AR.....	18
APÊNDICE C.....	18
CONTROLE PREDITIVO.....	18
<i>Modelo de convolução para sistema SISO.....</i>	<i>18</i>
<i>Lei de controle</i>	<i>18</i>
<i>Extrapolação para sistema MIMO</i>	<i>18</i>

APÊNDICE D.....	18
ACOPLAMENTO MULTIVARIÁVEL.....	18
<i>Matriz RGA</i>	<i>18</i>
APÊNDICE E.....	18
FLUXOGRAMAS DO SIMULADOR.....	18

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 2.1 CONDIÇÕES INICIAIS E CONDIÇÕES DE CONTORNOS USADAS NAS EQUAÇÕES DIFERENCIAIS ORDINÁRIAS E PARCIAIS QUE REPRESENTAM O MODELO DO SECADOR. ...	18
FIGURA 2.2 COMPORTAMENTO DO CONTEÚDO DE UMIDADE DO SÓLIDO EM FUNÇÃO DO TEMPO, OBTIDO A PARTIR DA EQUAÇÃO DE ROA E MACEDO E DAS CONDIÇÕES APRESENTADAS ATRAVÉS DA TABELA 2.1.....	18
FIGURA 2.3 COMPORTAMENTO DA TAXA DE SECAGEM EM FUNÇÃO DO TEMPO, OBTIDO A PARTIR DA EQUAÇÃO DE ROA E MACEDO E DAS CONDIÇÕES APRESENTADAS ATRAVÉS DA TABELA 2.1	18
FIGURA 2.4 COMPORTAMENTO DA TAXA DE SECAGEM EM FUNÇÃO UMIDADE, OBTIDO A PARTIR DA EQUAÇÃO DE ROA E MACEDO E DAS CONDIÇÕES APRESENTADAS ATRAVÉS DA TABELA 2.1	18
FIGURA 2.5 AJUSTE DA EQUAÇÃO DE FILOMENKO.....	18
FIGURA 3.1 DESEMPENHO DO MÉTODO DE NEWTON ATRAVÉS DE PERFIS OBTIDOS DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR COM FLUXO CONTRACORRENTE.	18
FIGURA 3.2 DESEMPENHO DO MÉTODO DE BROYDEN ATRAVÉS DOS PERFIS OBTIDOS DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR COM FLUXO CONTRACORRENTE.	18
FIGURA 3.3 DESEMPENHO DO MÉTODO REGULA-FALSI ATRAVÉS DE PERFIS OBTIDOS DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR COM FLUXO CONTRACORRENTE.	18
FIGURA 3.4 DESEMPENHO DO MÉTODO DE NEWTON DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE (TEMPERATURA DO GRÃO)	18
FIGURA 3.5 DESEMPENHO DO MÉTODO DE NEWTON DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE(UMIDADE DO GRÃO).	18
FIGURA 3.6 DESEMPENHO DO MÉTODO DE BROYDEN DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE (TEMPERATURA DO GRÃO).	18
FIGURA 3.7 DESEMPENHO DO MÉTODO DE BROYDEN DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE (UMIDADE DO GRÃO).	18
FIGURA 3.8 DESEMPENHO DO MÉTODO DE REGULA FALSI DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE(TEMPERATURA DO GRÃO).	18

FIGURA 3.9 DESEMPENHO DO MÉTODO DE REGULA FALSI DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE (UMIDADE DO GRÃO).....	18
FIGURA 3.10 DESEMPENHO DO MÉTODO DE REGULA FALSI SEGUIDO DO MÉTODO DE BROYDEN DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE (TEMPERATURA DO GRÃO).....	18
FIGURA 3.11 DESEMPENHO DO MÉTODO DE REGULA FALSI SEGUIDO DO MÉTODO DE BROYDEN DURANTE A SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE (UMIDADE DO GRÃO).....	18
FIGURA 3.12 DESEMPENHO DO MÉTODO DE BROYDEN DURANTE O REFINAMENTO DA SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE(TEMPERATURA DO GRÃO).....	18
FIGURA 3.13 DESEMPENHO DO MÉTODO DE BROYDEN DURANTE O REFINAMENTO DA SOLUÇÃO DO MODELO DO SECADOR EM FLUXO CONTRACORRENTE (UMIDADE DO GRÃO).....	18
FIGURA 3.14 ESQUEMA REPRESENTANDO AS DIFERENÇAS ENTRE AS SOLUÇÕES DO MODELO DO SECADOR EM ESTADO ESTACIONÁRIO COM RELAÇÃO À ORIENTAÇÃO DE FLUXO (PARALELO OU CONTRACORRENTE).....	18
FIGURA 3.15 RESULTADOS OBTIDOS POR SIMULAÇÃO NA SAÍDA DO SECADOR, DEVIDO A UMA PERTURBAÇÃO DEGRAU SOBRE A TEMPERATURA DO GÁS DE 127 PARA 227 C NA ENTRADA DO SECADOR, UTILIZANDO 5 PONTOS NA MALHA NUMÉRICA.....	18
FIGURA 3.16 COMPARAÇÃO ENTRE OS RESULTADOS OBTIDOS COM OS MÉTODOS DA COLOCAÇÃO ORTOGONAL E DIFERENÇAS FINITAS EM REGIME ESTACIONÁRIO.....	18
FIGURA 3.17 COMPARAÇÃO ENTRE OS RESULTADOS OBTIDOS COM OS MÉTODOS DA COLOCAÇÃO ORTOGONAL E DIFERENÇAS FINITAS EM REGIME ESTACIONÁRIO.....	18
FIGURA 3.18 COMPARAÇÃO ENTRE OS RESULTADOS OBTIDOS POR COLOCAÇÃO ORTOGONAL COM DIFERENTES NÚMEROS DE PONTOS NODAIS PARA O REGIME TRANSIENTE NA SAÍDA DO SECADOR.....	18
FIGURA 3.19 COMPARAÇÃO ENTRE OS MÉTODOS DA COLOCAÇÃO ORTOGONAL E DIFERENÇAS FINITAS EM REGIME TRANSIENTE NA SAÍDA DO SECADOR.....	18

FIGURA 3.20 PERFIS DO CONTEÚDO DE UMIDADE DO SÓLIDO EM ESTADO ESTACIONÁRIO, OBTIDOS ATRAVÉS DE SIMULAÇÃO COM OS MODELOS NOS REGIMES ESTACIONÁRIO E TRANSIENTE.	18
FIGURA 3.21 RESPOSTA DO CONTEÚDO DE UMIDADE DO SÓLIDO NA SAÍDA DO SECADOR, DEVIDO A UMA PERTURBAÇÃO DEGRAU SOBRE O CONTEÚDO DE UMIDADE DO SÓLIDO NA ENTRADA DO SECADOR.	18
FIGURA 3.22 RESPOSTA DO CONTEÚDO DE UMIDADE DO SÓLIDO NA SAÍDA DO SECADOR DEVIDO A UMA PERTURBAÇÃO DEGRAU SOBRE A TEMPERATURA DO SÓLIDO NA ENTRADA DO SECADOR.	18
FIGURA 3.23 PERFIS DA TEMPERATURA DO SÓLIDO EM ESTADO ESTACIONÁRIO, OBTIDOS ATRAVÉS DE SIMULAÇÃO COM OS MODELOS NOS REGIMES ESTACIONÁRIO E TRANSIENTE.	18
FIGURA 3.24 RESPOSTA DA TEMPERATURA DO SÓLIDO NA SAÍDA DO SECADOR, DEVIDO A UMA PERTURBAÇÃO DEGRAU SOBRE A TEMPERATURA DO SÓLIDO NA ENTRADA DO SECADOR.	18
FIGURA 3.25 SOLUÇÃO DO MODELO DE SECAGEM, UTILIZANDO COLOCAÇÃO ORTOGONAL E DIFERENÇAS FINITAS NA ETAPA DE DISCRETIZAÇÃO.	18
FIGURA 3.26 SOLUÇÃO DO MODELO DE ADVECÇÃO PURA ATRAVÉS DOS MÉTODOS DA COLOCAÇÃO ORTOGONAL E DIFERENÇAS FINITAS NA ETAPA DE DISCRETIZAÇÃO.	18
FIGURA 3.27 INTEGRAL DO ERRO ABSOLUTO OBTIDA ATRAVÉS DAS DIFERENÇAS ENTRE A SOLUÇÃO DO MODELO DE SECAGEM E A SOLUÇÃO EXATA DA EQUAÇÃO DE ADVECÇÃO PURA. (MÉTODO DE DISCRETIZAÇÃO: DIFERENÇAS FINITAS).....	18
FIGURA 3.28 INTEGRAL DO ERRO ABSOLUTO OBTIDA ATRAVÉS DAS DIFERENÇAS ENTRE A SOLUÇÃO DO MODELO DE SECAGEM E A SOLUÇÃO EXATA DA EQUAÇÃO DE ADVECÇÃO PURA. (MÉTODO DE DISCRETIZAÇÃO: COLOCAÇÃO ORTOGONAL)	18
FIGURA 3.29 COMPARAÇÃO ENTRE OS MÉTODOS DA COLOCAÇÃO ORTOGONAL E DIFERENÇAS FINITAS PARA DIVERSOS NÚMEROS DE PONTOS NODAIS COM RELAÇÃO À INTEGRAL DE ERRO ABSOLUTO (IAE) E AO TEMPO DE EXECUÇÃO.....	18
FIGURA 3.30 AMOSTRA DO SINAL OBTIDO COM A APLICAÇÃO DO FILTRO USADO NO ESQUEMA DE ELIMINAÇÃO DAS OSCILAÇÕES.....	18
FIGURA 3.31 RESPOSTA OBTIDA APÓS A APLICAÇÃO DO FILTRO.	18

FIGURA 3.32 FLUXOGRAMA QUE REPRESENTA A ROTINA DE SOLUÇÃO DO MODELO DINÂMICO	18
FIGURA 3.33 ESQUEMA DA INTERFACE DE CONFIGURAÇÃO DO SECADOR	18
FIGURA 4.1 FLUXOGRAMA QUE REPRESENTA O FUNCIONAMENTO DA ROTINA DE OTIMIZAÇÃO.	18
FIGURA 4.2 DIAGRAMA DO SISTEMA EM RELAÇÃO À ORIENTAÇÃO DE FLUXO E DISCRIMINAÇÃO DE TIPO DE SEÇÃO DO SECADOR.	18
FIGURA 4.3 DIAGRAMA DO SISTEMA EM RELAÇÃO AO RECICLO DE GÁS.	18
FIGURA 4.4 RESULTADOS OBTIDOS NA ETAPA DE OTIMIZAÇÃO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS PARA UMA VARIAÇÃO DEGRAU SOBRE A UMIDADE NA ENTRADA DO SECADOR	18
FIGURA 4.5 COMPORTAMENTO DINÂMICO DAS VARIÁVEIS MANIPULADAS NA ETAPA DE OTIMIZAÇÃO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS, DEVIDO A APLICAÇÃO DE UM DEGRAU SOBRE O CONTEÚDO DE UMIDADE DO SÓLIDO NA ENTRADA DO SECADOR.	18
FIGURA 5.1 ESQUEMA DA CONFIGURAÇÃO DO SECADOR E DA ESTRUTURA DE CONTROLE USADAS.	18
FIGURA 5.2 MALHA DE CONTROLE REFERENTE À ESTRATÉGIA 1	18
FIGURA 5.3 MALHA DE CONTROLE REFERENTE À ESTRATÉGIA 2	18
FIGURA 5.4 RESULTADOS OBTIDOS PARA UMA VARIAÇÃO DEGRAU SOBRE O CONTEÚDO DE UMIDADE DO SÓLIDO NA ENTRADA DO SECADOR (PROBLEMA REGULADOR).	18
FIGURA 5.5 RESULTADOS OBTIDOS PARA UMA VARIAÇÃO DEGRAU NO “SET-POINT”(PROBLEMA SERVO).	18
FIGURA 5.6 FLUXOGRAMA QUE DESCREVE A ROTINA USADA NAS TAREFAS DE CONTROLE ...	18
FIGURA B.1 AJUSTE DOS DADOS DE DENSIDADE DO AR SECO OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968)	18
FIGURA B.2 AJUSTE DOS DADOS DE VISCOSIDADE CINEMÁTICA DO AR SECO OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968).....	18
FIGURA B.3 AJUSTE DOS DADOS DE CAPACIDADE CALORÍFICA DO AR SECO OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968).....	18
FIGURA B.4 AJUSTE DOS DADOS DE CONDUTIVIDADE TÉRMICA DO AR SECO OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968).....	18
FIGURA B.5 AJUSTE DOS DADOS DE DENSIDADE DO VAPOR DE ÁGUA OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968).....	18

FIGURA B.6 AJUSTE DOS DADOS DE VISCOSIDADE CINEMÁTICA DO VAPOR DE ÁGUA OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968)	18
FIGURA B.7 AJUSTE DOS DADOS DE CAPACIDADE CALORÍFICA DO VAPOR DE ÁGUA OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968)	18
FIGURA B.8 AJUSTE DOS DADOS DE CONDUTIVIDADE TÉRMICA DO VAPOR DE ÁGUA OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968)	18
FIGURA B.9 AJUSTE DOS DADOS DE CAPACIDADE CALORÍFICA DA ÁGUA OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968).....	18
FIGURA B.10 AJUSTE DOS DADOS DE CAPACIDADE CALORÍFICA DA ÁGUA OBTIDOS EM MAYTHEW E ROGERS (1968).....	18
FIGURA E.1 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA ENTRADA	18
FIGURA E.2 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA CARREGAR.....	18
FIGURA E.3 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA SIMULA.....	18
FIGURA E.4 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA SALVAR	18
FIGURA E.5 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA ESTAC	18
FIGURA E.6 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA DINAMICO	18
FIGURA E.7 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA PROJETO	18
FIGURA E.8 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA OPERACAO	18
FIGURA E.9 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA CONTROLE	18
FIGURA E.10 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA ALTERA.....	18
FIGURA E.11 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA NUMEST	18
FIGURA E.12 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA SOLIDO.....	18
FIGURA E.13 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA AMBIENTE.....	18
FIGURA E.14 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA SECADOR.....	18
FIGURA E.15 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA GAS	18
FIGURA E.16 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA RECICLO	18
FIGURA E.17 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA PERTURBA.....	18
FIGURA E.18 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA DISTURB	18
FIGURA E.19 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA MANIP	18
FIGURA E.20 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA TIPO	18
FIGURA E.21 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA PULSO	18
FIGURA E.22 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA SENO.....	18
FIGURA E.23 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA RAMPA	18

FIGURA E.24 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA DEGRAU	18
FIGURA E.25 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA PROJETO	18
FIGURA E.26 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA PAREST	18
FIGURA E.27 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA FPE	18
FIGURA E.28 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA MALHA	18
FIGURA E.29 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA ESTEXE	18
FIGURA E.30 FLUXOGRAMA DA SUBROTINA GAS2	18

LISTA DE TABELAS

TABELA 2.1 CONDIÇÕES OPERACIONAIS E AS CONSTANTES DA EQUAÇÃO DE SECAGEM DE ROA E MACEDO	18
TABELA 2.2 RESULTADOS DO AJUSTE DA EQUAÇÃO DE FILOMENKO	18
TABELA 2.3 PARÂMETROS DA EQUAÇÃO DE CHUNG E PFOST	18
TABELA 2.4 PROPRIEDADES FÍSICAS DO FEIJÃO CARIOCA	18
TABELA 3.1 CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO CASO 1.....	18
TABELA 3.2 CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO CASO 2.....	18
TABELA 3.3 CONDIÇÕES OPERACIONAIS USADAS NO TESTE DE DESEMPENHO DOS MÉTODOS DAS DIFERENÇAS FINITAS E COLOCAÇÃO ORTOGONAL.....	18
TABELA 3.4 TEMPO DE EXECUÇÃO DO SIMULADOR, USANDO O MÉTODO DA COLOCAÇÃO ORTOGONAL.....	18
TABELA 3.5 TEMPO DE EXECUÇÃO DO SIMULADOR, USANDO O MÉTODO DAS DIFERENÇAS FINITAS.....	18
TABELA 3.6 CONDIÇÕES IMPOSTAS NA SIMULAÇÃO NA AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO MÉTODO DA COLOCAÇÃO ORTOGONAL.....	18
TABELA 4.1 FATORES QUE CONSTITUEM A FUNÇÃO OBJETIVO	18
TABELA 4.2 VARIÁVEIS MANIPULADAS USADAS NO PROCEDIMENTO DE OTIMIZAÇÃO.....	18
TABELA 4.3 RESULTADOS DA OTIMIZAÇÃO NA ETAPA DE PROJETO EM RELAÇÃO À ESCOLHA DA ORIENTAÇÃO DE FLUXO	18
TABELA 4.4 RESULTADOS DA OTIMIZAÇÃO NA ETAPA DE PROJETO EM RELAÇÃO AO RECICLO DE GÁS.....	18
TABELA 4.5 SUMÁRIO DOS RESULTADOS OBTIDOS NA ETAPA DE PROJETO (CONDIÇÕES ÓTIMA).....	18
TABELA 4.6 CONDIÇÕES OPERACIONAIS USADAS DURANTE A OTIMIZAÇÃO.....	18
TABELA 4.7 RESULTADOS OBTIDOS NA ETAPA DE PROJETO EM RELAÇÃO AO NÚMERO E O COMPRIMENTO DAS SEÇÕES	18
TABELA 4.8 ESPECIFICAÇÕES DAS VARIÁVEIS MANIPULADAS NA ETAPA DE OTIMIZAÇÃO	18
TABELA 5.1 MATRIZ DE GANIOS DO SISTEMA COMPLETO.....	18
TABELA 5.2 MATRIZ RGA DO SISTEMA COMPLETO.....	18

TABELA 5.3 MATRIZ DOS GANHOS DO PROBLEMA REDUZIDO.....	18
TABELA 5.4 MATRIZ RGA DO PROBLEMA REDUZIDO.....	18
TABELA 5.5 PARÂMETROS DO ALGORITMO DMC.....	18

NOMENCLATURA

capítulo 2

A	constante da equação de FILOMENKO
A_P	área da partícula, m^2
a_M	área interfacial do sólido, $m^2 kg^{-1}$
a_{Mn}	área interfacial do sólido normal à direção da velocidade de fluxo, ($m^2 kg^{-1}$)
B	constante da equação de FILOMENKO
C	constante da equação de FILOMENKO
C_A	concentração do gás, $kg m^{-3}$
C_S	concentração do sólido, $kg m^{-3}$
c_A	capacidade calorífica do ar, $J kg^{-1} K^{-1}$
c_G	capacidade calorífica do gás úmido, $J kg^{-1} K^{-1}$
c_l	capacidade calorífica da água no estado líquido, $J kg^{-1} K^{-1}$
c_S	capacidade calorífica do sólido, $J kg^{-1} K^{-1}$
c_v	capacidade calorífica do vapor da água, $J kg^{-1} K^{-1}$
d	diâmetro, m
D_C	difusividade mássica, $m^2 s^{-1}$
D_P	diâmetro da partícula, m
f_i	função ($i = 1, 2, \dots, n$)
g	gravidade, $m s^{-2}$
g_i	função ($i = 1, 2, \dots, n$)
H_A	entalpia do gás, J
H_{AD}	entalpia de sorção, J
H_{LS}	calor latente de sublimação, J

H_{LV}	calor latente de vaporização, J
H_S	entalpia do sólido, J
H_V	entalpia do vapor, J
h	coeficiente de transferência de calor, $W m^{-2} K^{-1}$
k_A	condutividade térmica do ar, $W m^{-1} K^{-1}$
k_C	coeficiente de transferência de massa, $m s^{-1}$
k_G	condutividade térmica do gás úmido, $W m^{-1} K^{-1}$
k_i	parâmetros de diversas equações ($i = 1, 2, \dots, n$)
k_l	condutividade térmica da água no estado líquido, $W m^{-1} K^{-1}$
k_S	condutividade térmica do sólido, $W m^{-1} K^{-1}$
k_V	condutividade térmica da água no estado gás, $W m^{-1} K^{-1}$
L	comprimento do secador, m
M	conteúdo de umidade do sólido, $kg kg^{-1}$, base seca
M_{CR}	conteúdo de umidade crítica, $kg kg^{-1}$
M_{eq}	umidade de equilíbrio, $kg kg^{-1}$
M_L	conteúdo de umidade do sólido na saída do secador ($z = L$), $kg kg^{-1}$
M_l	conteúdo de umidade do sólido no estado líquido, $kg kg^{-1}$
M_0	conteúdo de umidade do sólido na entrada do secador ($z = 0$), $kg kg^{-1}$
M_V	conteúdo de umidade do sólido no estado gás, $kg kg^{-1}$
m	parâmetro da equação de ROA e MACEDO
m_1	massa da água em estado líquido adsorvida no sólido, kg
m_{V1}	massa do vapor de água adsorvida no sólido, kg
m_A	massa do ar seco, kg
m_S	massa do sólido, kg
m_{V2}	massa do vapor no ar úmido, kg
n	parâmetro da equação de ROA e MACEDO
N^I	taxa de secagem no período de secagem constante, $kg kg^{-1} s^{-1}$
N^{II}	taxa de secagem no período de secagem decrescente, $kg kg^{-1} s^{-1}$

P	pressão, Pa
P_v	pressão de vapor, Pa
P_{vs}	pressão de vapor saturado, Pa
Q	fluxo de calor entre o gás e o sólido, $W m^{-2}$
Q_M	fluxo de massa entre o gás e o sólido, $kg s^{-1} m^{-2}$
q	parâmetro da equação de ROA e MACEDO
R	constante dos gases, $J kg^{-1} K$
Re	número de Reynolds, adimensional
r	raio, m
RH	umidade relativa do ar, decimal
T	temperatura do gás, K
T_{BU}	temperatura de bulbo úmido, K
T_0	temperatura do gás na entrada do secador, K
T_{REF}	temperatura de referência do gás, K
T_{SAT}	temperatura de saturação adiabática, K
T_{SUR}	temperatura do gás adjacente à superfície do sólido, K
t	tempo, s
v_A	velocidade espacial do ar, $m s^{-1}$
v_S	velocidade espacial do sólido, $m s^{-1}$
W	umidade absoluta do ar, $kg kg^{-1}$ (ar seco)
W_0	umidade absoluta do ar na entrada do secador, $kg kg^{-1}$ (ar seco)
z	variável espacial, m
δ	variação
$\hat{\partial}$	operador de derivação parcial
χ	fator de correção da equação de FILOMENKO, adimensional
ϵ	porosidade, adimensional
ϕ	esfericidade, adimensional
μ	viscosidade dinâmica, $N s^{-1} m^{-2}$

θ	temperatura do sólido, K
θ_L	temperatura do sólido na entrada do secador ($z = L$), K
θ_0	temperatura do sólido na entrada do secador ($z = 0$), K
θ_{REF}	temperatura de referência do sólido, K
θ_{SUR}	temperatura na superfície do sólido, K
ρ_A	densidade do ar, kg m^{-3}
ρ_G	densidade do gás úmido, kg m^{-3}
ρ_l	densidade da água no estado líquido, kg m^{-3}
ρ_S	densidade do sólido, kg m^{-3}
ρ_V	densidade do vapor de água, kg m^{-3}
ρ_{SUR}	densidade do gás adjacente ao sólido, kg m^{-3}
ν_A	viscosidade cinemática do ar seco, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
ν_G	viscosidade cinemática do gás úmido, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
ν_l	viscosidade cinemática da água no estado líquido, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
ν_V	viscosidade cinemática do vapor de água, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$

capítulo 3

f	função
l_i	multiplicadores de Lagrange
N_0	parâmetro da adição de $x=0$ como ponto de colocação
N_1	parâmetro da adição de $x=1$ como ponto de colocação
NT	número de pontos de colocação
P_{NT}	polinômio nodal
p_N	polinômio de Jacobi
t	tempo, s

u_i	velocidade de uma quantidade especificada
x	variável independente
x_A	ponto de colocação
y	variável dependente
z	variável espacial, m
α	parâmetro do polinômio de Jacobi, adimensional
β	parâmetro do polinômio de Jacobi, adimensional

capítulo 4

A	área da seção transversal do secador
Abs	valor absoluto
C_1 e C_2	constantes
E_{Ai}	energia usada no aquecimento do gás na seção i , W
E_{mi}	energia usada no movimento do gás na seção i , W
E_s	energia usada no movimento do sólido, W
EC	fator de otimização relativo à energia total consumida
η_{el}	eficiência do motor do elevador, decimal
η_{ex}	eficiência do motor do exaustor, decimal
FOBJ	função objetivo
G_{Ai}	vazão mássica do gás na seção i , kg min^{-1}
G_s	vazão mássica do sólido, kg min^{-1}
K_i	peso dos fatores na otimização, adimensional
ITS	fator de otimização relativo ao inverso da taxa de secagem
L	comprimento do secador, m
M	conteúdo de umidade do sólido, kg kg^{-1}

M_L	conteúdo de umidade do sólido na saída do secador, kg kg^{-1}
M_L^*	conteúdo de umidade do sólido na saída do secador a ser alcançada durante a otimização, kg kg^{-1}
N	número de seções, adimensional
Q_{Ai}	vazão volumétrica do gás, $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$
q_{Ai}	vazão volumétrica do gás por unidade de área, $\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$
RH_{MAX}	umidade relativa do gás máxima
RH_{MAX}^*	umidade relativa do gás máxima permitida durante a otimização
$TGMAX$	fator de otimização relativo à máxima temperatura alcançada pelo sólido ao longo do secador durante a otimização
$TGSAI$	fator de otimização relativo à temperatura do sólido na saída do secador, K
$TRES$	fator de otimização relativo ao tempo de residência do sólido no secador
t	tempo, s
$URMAX$	fator de otimização relativo à máxima umidade relativa do gás alcançada durante a otimização
$USAI$	fator de otimização relativo ao conteúdo de umidade do sólido na saída do secador, kg kg^{-1}
V_i	volume da seção i , m^3
ΔP	perda de carga no leito de grão, N m^{-2}
ρ_G	densidade do gás úmido, kg m^{-3}
ρ_S	densidade do sólido, kg m^{-3}
θ_L	temperatura do sólido na saída do secador, K
θ_L^*	temperatura do sólido na saída do secador a ser alcançada durante a otimização, K
θ_{MAX}	temperatura máxima do sólido ao longo do secador, K
θ_{MAX}^*	temperatura máxima do sólido ao longo do secador permitida durante a otimização, K

θ_{MAX}	temperatura mínima do sólido ao longo do secador, K
θ_{MAX}^*	temperatura mínima do sólido ao longo do secador permitida durante a otimização, K

capítulo 5

d	distúrbâncias
e	erro
m	variável manipulada
y	variável controlada
y'	variável controlada obtida através do modelo de convolução
y _R	set-point

RESUMO

O uso de simuladores no desenvolvimento de processos químicos, tem-se tornado uma atitude bastante utilizada pelos pesquisadores. A crescente procura por este tipo de metodologia em complemento ao trabalho experimental, é atribuída ao fato pelo qual os simuladores não apresentam os fatores que limitam o procedimento experimental, tais como o elevado custo na construção de protótipos e na elaboração de rotinas de experimentação, bem como a dificuldade em alcançar versatilidade, reprodutibilidade e objetividade. A aceitação de simuladores fica mais evidente, quando é necessária a realização de tarefas de otimização e controle do processo ou durante o treinamento de operadores. No entanto, a eficiência dos simuladores é dependente do grau de representatividade do simulador em relação ao processo. A falta de representatividade é causada pelo acúmulo de erros durante a elaboração do simulador, assim como por possíveis simplificações nas representações dos fenômenos. Desta forma, a eficiência do simulador é alcançada através de um contínuo procedimento de identificação e correção dos erros, levando-se em consideração a análise de tendências das variáveis e a compatibilidade físico-química dos resultados.

Existem atualmente disponíveis simuladores comerciais adequados para alguns processos da indústria química. Entretanto, para outros processos, como a secagem, não são encontrados simuladores comerciais apropriados. Dificuldades na elaboração de simuladores de secadores são observadas, devido às características peculiares do processo como a diversidade dos secadores, a complexidade dos sistemas particulados, a presença de parâmetros distribuídos, o tempo morto e a não linearidade. Se, por um lado a simulação em regime estacionário está bastante desenvolvida, por outro a simulação dinâmica encontra-se em fase de desenvolvimento. Consequentemente as tarefas de otimização e controle de secadores são dificultadas pela inexistência de eficientes simuladores. Com objetivo de preencher esta lacuna, foi proposta a elaboração de um simulador dinâmico para secadores de coluna em leito móvel. Numa fase seguinte, o simulador foi usado no desenvolvimento de um procedimento de otimização e na elaboração de estratégias de controle. O simulador foi avaliado e considerado eficiente na execução das tarefas de análise do comportamento dinâmico, otimização e controle deste tipo de sistema.

ABSTRACT

The use of simulators in chemical process development have turned an often utilized action by researchers. The increasing requirements for this methodology, in addition on the experimental work is caused by the fact that simulators do not present some restrictive factors of the experimental procedure, as the high investment in building of the pilot plant and in the elaboration of experiment routines, as well as the difficulty in attain versatility, repetitiveness and usefulness. The preference of simulators is more evident, when are necessary the implementation of optimization effort and process control and during the operator training. However the simulators efficiency is function of their representation level. The misrepresentation may be caused by accumulation of the errors in the simulator building as well as due to some simplification in the mathematical implementation of the phenomena. Then the efficiency of the simulator is reached by a iterative procedure of error identification and correction, taking into account the variable patterns as well as the physico-chemical compatibility of the results.

Nowadays there exist adequate commercial simulators for some of the chemical industrial process. Nevertheless for others processes, as the drying, this is not the case. Difficulty in the development of the drier simulator may be attributed to the process characteristics as: drier diversification, particulate system, distributed parameters, dead lag and not linearity. The simulation in stationary regime is well developed, however the dynamic simulation may be seen as being in stage of development as far as robustness and reduction of the computational burden are concerned. The optimization and control studies of the dryers are diffculted by not presence of the efficient simulators. As purpose to fill up this lacuna it was proposed in this work the development of a dynamic simulator for column drier in a moved bed. In a following step the simulator was used in the implementation of a optimization procedure as well as in the design of control strategies. The simulator was verified and considered efficient to carry out the tasks of dynamic simulation studies, optimization and control of such systems.

Capítulo 1

INTRODUÇÃO

A secagem é um dos meios mais eficientes no uso de preservação de alimentos. No entanto, é considerado um processo em que ocorre grande consumo de energia. Para obter o máximo rendimento do processo, é necessário satisfazer alguns critérios, nos quais podemos destacar: a qualidade do produto, a capacidade de produção e o consumo de energia.

A satisfação simultânea dos critérios apresentados, constitui um problema complexo. Desta forma, a procura das condições ótimas de maneira manual e através de tentativas e erro não é adequada. O problema torna-se bem mais complicado à medida que aumenta a demanda operacional. Quando a demanda alcança um nível industrial, é necessário adotar um procedimento de processamento contínuo associado ao desenvolvimento de uma estrutura multi-seção. O nível de complexidade alcançado induz à necessidade de desenvolver e usar algumas ferramentas que facilitem as tarefas de otimização e controle da planta.

A primeira etapa no desenvolvimento das ferramentas de controle e otimização consiste em conhecer o comportamento físico do processo. Em seguida, é necessário transformar este conhecimento em um modelo matemático. Com a definição do modelo matemático, é possível elaborar nas etapas seguintes, os procedimentos que serão usados nas malhas de controle e na determinação de uma política operacional ótima.

Grande parte da literatura de secagem tem promovido o desenvolvimento da modelagem matemática, bem como a escolha dos métodos numéricos que são usados para a solução do modelo. Para secadores de grãos em coluna com leito fixo ou móvel, existem grande quantidade de trabalhos publicados. Entretanto, ainda são encontradas algumas lacunas que inviabilizam o uso destes modelos de maneira adequada. Algumas falhas estão relacionadas à falta de representação do modelo matemático, devido à excessivas simplificações que são efetuadas com objetivo de facilitar a implementação computacional. Outras falhas estão ligadas ao baixo desempenho dos métodos

numéricos utilizados. Portanto, é necessário acrescentar novas metodologias de solução para os modelos propostos com finalidade de serem eficientemente utilizadas nas tarefas de controle e otimização de secadores industriais.

Algumas estratégias de otimização e controle de secadores têm sido desenvolvidas pelos pesquisadores. No entanto, estas estratégias tratam o problema de uma forma bastante simplificada. Usualmente os objetivos dos trabalhos referem-se ao alcance de um único critério de performance. As análises efetuadas dos problemas em um ponto de vista global e multivariável são sempre evitadas. Desta forma, o problema estudado é considerado relativamente simples, exigindo apenas a adoção de esquemas de controle convencionais e procedimentos de otimização “off-line”. Para a execução de uma tarefa mais elaborada, é necessário o uso de uma estratégia de controle avançado com tratamento multivariável e o desenvolvimento de um procedimento de otimização mais eficiente que possa ser utilizado em uma tarefa “on-line”.

Com o objetivo de tentar preencher as lacunas apresentadas anteriormente e eliminar algumas deficiências, foram propostos neste trabalho o desenvolvimento de:

- Um modelo matemático em regime estacionário aplicado a um secador industrial do tipo coluna, leito móvel e estrutura multi-seção.
- Um modelo matemático em regime transiente aplicado ao secador do item anterior
- Estratégias numéricas para solução dos modelos tanto em regime estacionário como no regime transiente.
- Um procedimento de otimização “off-line” com finalidade de ser utilizado na etapa de projeto de secadores.
- Um procedimento de otimização “on-line” para operação eficiente dos secadores projetados na etapa anterior.
- Estratégias de controle avançado nas tarefas de rejeição à carga (problema regulador) e acompanhamento da trajetória do “set-point” (problema servo).

O capítulo 2 apresenta o modelo matemático do secador. O modelo é composto pelos balanços de massa e energia em um sistema particulado. Algumas modificações e

simplificações do modelo foram efetuadas para permitir a implementação computacional e obter a solução numérica. O modelo é complementado através das propriedades físicas dos materiais envolvidos no processo, das taxas de secagem e de transferência de calor, da umidade de equilíbrio e das propriedades de transporte do leito.

O capítulo 3 apresenta os métodos numéricos utilizados na solução do modelo matemático. A escolha dos métodos baseia-se nas características das equações constituintes do modelo. Cada parte do modelo apresenta particularidades que evidenciam a necessidade da escolha de um método numérico adequado às características particulares. Desta forma, o modelo representando o estado estacionário para uma seção com fluxo paralelo constitui um problema de valor inicial, enquanto que uma seção com fluxo contracorrente constitui um problema de valores de contornos em dois pontos. Por sua vez, o modelo dinâmico é composto de um sistema de equações diferenciais parciais hiperbólicas de primeira ordem. No capítulo 3, ainda é enfatizado o uso de uma interface que permite a troca de informações entre as diversas partes do programa, facilitando a interação do usuário com o simulador.

O capítulo 4 descreve o desenvolvimento e a aplicação de um procedimento de otimização. A fase de desenvolvimento consiste na escolha dos critérios de performance, na construção de uma função objetivo, na escolha das variáveis manipuladas e na escolha da técnica de otimização adequada. A fase de aplicação é dividida em duas etapas: projeto e política operacional. Na etapa de projeto ótimo, o procedimento é utilizado para determinar o número, os tamanhos e as configurações das seções de um secador que apresentam os melhores desempenhos. Na etapa de otimização da política operacional, o procedimento é usado para determinar novas condições ótimas em uma situação em que um secador hipotético, operando em condições operacionais consideradas ótimas, é submetido à uma variação de grau sobre o conteúdo de umidade do sólido na entrada do secador.

O capítulo 5 descreve o desenvolvimento e o uso de duas estratégias de controles regulatórios, baseadas na aplicação do algoritmo “Dynamic Matrix Control” (DMC). O DMC é um algoritmo de controle avançado, que tem sua aplicação considerada eficiente no controle de processos da indústria química. A estratégia de controle é desenvolvida através da escolha das variáveis envolvidas na malha de

controle, na determinação de um modelo de convolução e na sintonia do sistema de controle através de ajuste dos parâmetros do DMC. O desempenho das estratégias elaboradas são avaliadas a partir da resposta obtida quando o secador é submetido à perturbações na entrada.

Capítulo 2

MODELAGEM MATEMÁTICA

2.1 Introdução

O primeiro passo para a elaboração de um modelo matemático consiste em definir a finalidade do referido modelo. Em todas as fases da engenharia química é possível utilizar modelos matemáticos, seja em pesquisa e desenvolvimento ou no projeto e operação de uma planta (LUYBEN, 1990).

SEBORG et alli (1989) destacam os seguintes usos dos modelos matemáticos na engenharia química:

- * Melhorar a compreensão do processo.
- * Treinar os operadores da planta.
- * Projetar uma estratégia de controle de um processo.
- * Sintonizar os controladores.
- * Projetar uma lei de controle.
- * Otimizar as condições operacionais de um processo

Além da finalidade, o grau de detalhe do modelo é dependente da escala do fenômeno que este representa. A escala pode ser analisada tanto no ponto de vista temporal ou espacial. Na engenharia química, os fenômenos são tratados desde uma abordagem molecular até uma concepção global. Para o desenvolvimento de um modelo que permita um bom desempenho em sua aplicação prática, é necessário separar os fenômenos envolvidos a partir desta classificação de escala e evitar que ocorra a influência entre as escalas.

2.2 Classificação dos modelos de secagem

Baseados nas escalas dos fenômenos discutida anteriormente, os modelos matemáticos de secadores de coluna em leito móvel são classificados da seguinte forma:

- **MODELO GLOBAL:**
 1. seção unitária.
 2. Multi-seção.
- **MODELO DE SEÇÃO:**
 - * **Leito:**
 3. Concentrados.
 4. Distribuídos.
 - * **Partícula:**
 5. Concentrados.
 6. Distribuídos.

Durante as primeiras fases de desenvolvimento de um simulador, a escolha de um modelo global tem o objetivo de determinar as principais correntes do processo e identificar as variáveis que apresentam maior influência no sistema. Esta medida tem como meta gerar informações primárias que serão usadas nas etapas posteriores do projeto do simulador. Quando o simulador encontra-se em um estágio de maior desenvolvimento, o modelo global é usado nas análises de consistência dos balanços de massa e energia durante a simulação.

Para um secador formado por uma única seção, o modelo global usa às informações na entrada e saída do secador. Para um secador composto por uma estrutura multi-seção, é necessário diferenciar entre o uso de um modelo que trata uma seção isoladamente e outro que representa o secador de modo completo. Desta forma, para o primeiro caso, tem-se informações na entrada e saída de cada seção, enquanto que o segundo caso as informações são relativas à entrada e saída do secador numa abordagem geral. Em ambos os casos não existem informações do interior das seções.

O modelo de seção consiste em obter informações do interior da seção, considerando o sistema como um meio particulado. Este tipo de modelo é dividido em dois níveis: o primeiro nível é relativo ao leito, enquanto que o segundo nível aborda o comportamento do interior da partícula. O grau mínimo de detalhe na construção de um modelo de seção é alcançado, quando se considera o modelo com parâmetros concentrados tanto para o leito quanto para a partícula. Evidentemente, o grau máximo de detalhe é atingido com uso de parâmetros distribuídos para ambos níveis.

Normalmente na literatura, os modelos consistem em usar parâmetros distribuídos para estudar o leito e parâmetros concentrados para representar o comportamento no interior da partícula. Esta abordagem é justificada pela necessidade de facilitar a implementação computacional. Uma vez que a adoção de parâmetros distribuídos em ambos leito e partícula provoca o aumento do esforço computacional, inviabilizando a sua utilização na prática. Outro fato desfavorável ao uso de parâmetros distribuídos no interior da partícula, deve-se à dificuldade em obter parâmetros confiáveis.

A partir da avaliação das dificuldades apresentadas e da finalidade do modelo proposta neste trabalho, foram feitas as seguintes escolhas:

- * Modelo global com seção unitária ou multi-seção.
- * Modelo de seção com parâmetros distribuídos para o leito.
- * Modelo de seção com parâmetros concentrados para a partícula.

2.3 Modelo de secagem

2.3.1 Suposições usadas para simplificar um modelo geral de secagem

O processo de secagem é caracterizado por fenômenos interrelacionados que dificultam o desenvolvimento de uma teoria apropriada. Algumas suposições são levantadas com finalidade de simplificar o modelo de secagem:

- O volume da estrutura do grão é constante ao longo do secador e conseqüentemente a fração de vazios é constante. Para grãos esta hipótese é adequada, uma vez que o encolhimento durante a variação de umidade (0.3 à 0.15 kg/kg) é desprezível.

- O gradiente de temperatura no interior da partícula é desprezível. A temperatura do sólido é assumida ser equivalente à temperatura da superfície (compatível com a idéia de parâmetros concentrados). Os efeitos macroscópicos ao nível do leito são bem mais importantes para finalidade do estudo (otimização e controle do processo) do que uma análise mais aprofundada sobre os efeitos no interior da partícula.
- O fluxo de gás através do leito de grão é uniforme. Devido a relação de volumes grão-secador ser pequena e considerando uma velocidade de gás suficiente, pode-se afirmar que o fluxo é pistonar.
- A seção transversal do secador é constante, conforme a suposição anterior. Desta forma este é um fator limitante do simulador proposto.
- A perda de calor nas paredes do secador é desprezível. Esta consideração é apropriada uma vez que o interesse e a possibilidade de um projeto de isolamento térmico das paredes de secadores é factível.
- O sistema se comporta de maneira ideal no ponto de vista termodinâmico e a equação de estado dos gases ideais é válida. Os componentes usados no processo constitui praticamente ar e água e as condições de operação do secador está bem distante das condições críticas. Logo a escolha de um modelo termodinâmico mais simples está de acordo prática de uma boa modelagem.
- A entalpia é função somente da temperatura e composição. A nível macroscópico as variáveis de maior importância em relação ao estudo proposto são a temperatura e composição do sistema.
- Os gradientes de potenciais químicos são transformados em gradientes de concentração. De acordo com as duas últimas suposições é suficiente trabalhar com concentração ao contrário de potenciais químicos.
- As propriedades de mistura são combinações lineares das propriedades e composições dos componentes. O sistema ar-água estudado no processo de secagem é caracterizado por uma grande quantidade de ar e diminuta quantidade de água em forma de vapor. Logo as propriedades podem ser

calculadas perfeitamente por combinação lineares.

- O processo é isobárico. Devido a hipótese de um fluxo de gás uniforme e considerando que a velocidade é suficientemente alta é possível afirmar que os campos de velocidade e pressão são constantes.
- Os fluxos de difusão de calor e massa no leito são desprezíveis em relação aos fluxos de convecção. Esta hipótese é baseada no item anterior sobre a velocidade do gás.
- A direção do movimento do gás e do sólido prevalecem sobre as outras direções. Conforme os dois itens anterior e a condição de isolamento térmico não é necessário considerar gradientes na direção radial.

2.3.2 Balanços de massa e energia em um secador de grãos em fluxo paralelo e contracorrente

Para o desenvolvimento de um modelo de secagem em sistemas particulados, é necessário definir a escala na qual as propriedades médias estudadas possam ser representativas e o erro de aproximação seja pequeno. Com este objetivo, HOUSKA et Alli (1984) desenvolveram um esquema em que as propriedades médias são avaliadas em um elemento de controle representado por δV . Este volume deve ser bem menor que o volume total do secador para que as suposições listadas anteriormente possam ser satisfeitas. No entanto, este elemento de volume deve ser bem maior que o volume da partícula, uma vez que o modelo desenvolvido representa a média de determinado número de partículas no leito. Esta exigência está baseada na idéia de satisfazer à condição de sistema bifásico pseudo-homogêneo.

A partir da definição do sistema bifásico e do volume de controle citados no parágrafo anterior, é possível definir as seguintes concentrações:

- Concentração do ar no leito:

$$C_A = \rho_A \varepsilon \tag{2.1}$$

- Concentração de sólido no leito:

$$C_s = \rho_s(1 - \varepsilon) \quad (2.2)$$

Através da definição das concentrações de ar e sólido no sistema bifásico, obtêm-se os balanços globais de massa em cada fase através da equação da continuidade:

- Balanço de massa do gás:

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{v}_A C_A}{\partial z} = 0 \quad (2.3)$$

- Balanço de massa do sólido:

$$\frac{\partial C_s}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{v}_s C_s}{\partial z} = 0 \quad (2.4)$$

A quantidade de umidade existente no sólido e no gás apresenta-se tanto no estado líquido como em forma de vapor. Para quantificá-la é necessário definir as seguintes relações:

- Conteúdo de umidade do grão:

$$M = M_L + M_V \quad (2.5)$$

onde:

$$M_L = \frac{\delta m_L}{\delta m_s} \quad (2.6)$$

$$M_V = \frac{\delta m_V}{\delta m_s} \quad (2.7)$$

- Umidade do gás:

$$W = \frac{\delta m_V}{\delta m_A} \quad (2.8)$$

Os balanços parciais de massa para umidade no sólido e no gás são então representado por:

- Balanço de massa para o conteúdo de umidade do sólido:

$$\frac{\partial(C_s M)}{\partial t} + \frac{\partial(\mathbf{v}_s C_s M)}{\partial z} = -C_s a_M Q_M \quad (2.9)$$

- Balanço de massa para a umidade total:

$$\frac{\partial(C_A W + C_s M)}{\partial t} + \frac{\partial[\mathbf{v}_A C_A W + \mathbf{v}_s C_s M]}{\partial z} = 0 \quad (2.10)$$

A variação da entalpia no sólido e no gás é dependente da variação da umidade e da temperatura que ocorrem sobre as fases durante os processos de aquecimento-resfriamento e de evaporação-condensação. As expressões seguintes definem estas dependências:

- Variação da entalpia do sólido:

$$\partial H_s = (c_s + c_L M) \Delta \theta + \left[\int_{\theta_{REF}}^{\theta_{SUR}} c_L d\theta + H_{AD} \right] \Delta M \quad (2.11)$$

- Variação da entalpia do gás:

$$\partial H_A = (c_A + c_V W) \Delta T + \left[\int_{T_{REF}}^T c_V dT + H_{LV} \right] \Delta W \quad (2.12)$$

- Entalpia do vapor:

$$H_V = H_{LV} + \int_{T_{REF}}^{T_{SUR}} c_V dT \quad (2.13)$$

Os balanços de energia para o sistema gás-sólido, assumindo que o processo é adiabático, apresenta a seguinte formulação:

- Balanço de entalpia média específica do sólido:

$$\frac{\partial(C_s H_s)}{\partial t} + \frac{\partial[\mathbf{v}_s C_s H_s]}{\partial z} = C_s a_M (Q - Q_M H_V) \quad (2.14)$$

- Balanço de entalpia média específica total:

$$\frac{\partial(C_A H_A + C_s H_s)}{\partial t} + \frac{\partial[\mathbf{v}_A C_A H_A + \mathbf{v}_s C_s H_s]}{\partial z} = 0 \quad (2.15)$$

Quando são analisados secadores pneumáticos, secadores fluidizados ou mesmo secadores em leito de grãos móvel com geometria irregular, é necessário estudar a sua hidrodinâmica. Neste casos, existe a necessidade de utilizar os balanços de quantidade de movimento do sistema:

- Balanço de quantidade de movimento do gás:

$$C_A (1 + W) \left[\frac{\partial \mathbf{v}_A}{\partial t} + |\mathbf{v}_A| \frac{\partial |\mathbf{v}_A|}{\partial z} \right] = - \frac{\partial \varepsilon P}{\partial z} + C_A (1 + W) g - C_A (\mathbf{v}_A - \mathbf{v}_s) \left(a_M Q_M + a_{Mf} \phi \frac{\rho_A}{2} |\mathbf{v}_A - \mathbf{v}_s| \right) \quad (2.16)$$

- Balanço de quantidade de movimento do sólido:

$$C_s (1 + M) \left[\frac{\partial \mathbf{v}_s}{\partial t} + |\mathbf{v}_s| \frac{\partial |\mathbf{v}_s|}{\partial z} \right] = C_s (1 + M) g - C_s (\mathbf{v}_A - \mathbf{v}_s) \left(a_{Mf} \phi \frac{\rho_A}{2} |\mathbf{v}_A - \mathbf{v}_s| \right) \quad (2.17)$$

Para um secador em leito móvel com seção reta regular e fluxos uniformes, os balanços de quantidade de movimento são considerados menos importantes que os balanços de massa e energia e podem ser retirados do modelo.

2.3.3 Balanços de massa e energia em estado transiente, usando variáveis mensuráveis

Para implementação computacional do modelo, é necessário fazer algumas modificações na formulação dos balanços de massa e de energia apresentados no item anterior. As modificações visam simplificar as equações e reduzir o número de variáveis dependentes. Deste modo, as equações referentes aos balanços parciais de massa são transformadas com o objetivo de permitir o uso do conteúdo de umidade do sólido e umidade absoluta do gás como variáveis dependentes. Por sua vez, as equações que fazem parte dos balanços de energia são modificadas com a aplicação das definições das entalpias apresentadas anteriormente. A formulação passa a ter como variáveis dependentes as temperaturas do gás e do sólido. Este procedimento de transformação das equações, tendo como base as quantidades mensuráveis, é efetuado usualmente na literatura.

HOUSKA et Allí (1984) obtiveram um conjunto de equações, representando os balanços de massa e energia em regime estacionário para secadores em fluxo paralelo e fluxo contracorrente, no qual as variáveis dependentes são as umidades e as temperaturas das fases gás e sólida. As equações foram obtidas a partir do modelo geral de secagem descrito nos parágrafos anteriores. Procedimentos semelhantes foram executado neste trabalho para a obtenção de um modelo dinâmico que representa os secadores de coluna com leito móvel e fluxos paralelo ou contracorrente. Os detalhes do procedimento são apresentados no anexo A.

- Balanço de massa do sólido (conteúdo de umidade):

$$\frac{\partial M}{\partial t} \pm v_s \frac{\partial M}{\partial z} = -a_M Q_M \quad (2.18)$$

- Balanço de massa do gás (teor de umidade):

$$\frac{\partial W}{\partial t} + v_A \frac{\partial W}{\partial z} = \frac{C_S}{C_A} a_M Q_M \quad (2.19)$$

- Balanço de energia do sólido:

$$(c_s + c_L M) \left[\frac{\partial \theta}{\partial t} \pm v_s \frac{\partial \theta}{\partial z} \right] + \left[\int_{T_{REF}}^{T_{SUR}} (c_L - c_v) dT - H_{AD} - H_{LV} \right] \left(\frac{\partial M}{\partial t} \pm v_s \frac{\partial M}{\partial z} \right) = a_M Q \quad (2.20)$$

- Balanço de energia do gás:

$$(c_A + c_v W) \left[\frac{\partial T}{\partial t} + v_A \frac{\partial T}{\partial z} \right] + \left[\int_{T_{SUR}}^T c_v dT + H_{LV} \right] \left(\frac{\partial W}{\partial t} + v_A \frac{\partial W}{\partial z} \right) = -a_M \frac{C_s}{C_A} Q \quad (2.21)$$

As equações apresentadas são usadas tanto para secadores em fluxo paralelo como para secadores em fluxo contracorrente. A diferenciação entre um caso e outro, refere-se ao sinal da velocidade do grão em cada equação. Para uma seção em fluxo paralelo, o sinal de v_s é positivo, enquanto que para uma seção em fluxo contracorrente, obviamente o sinal é negativo. Apesar da diferença entre as configurações ser apenas em relação ao sinal da velocidade do sólido, as equações apresentam características bem distintas com a mudança de sinal, quando analisado em um ponto de vista matemático.

Os balanços de quantidade de movimento não foram implementados, uma vez que os secadores estudados apresentam uma dinâmica instantânea para o movimento do gás e a baixa velocidade do sólido permite a suposição de movimento constante para o sólido ao longo do secador. Além disso não foi considerada a perda de carga do gás através do leito. Portanto as relações que definem a pressão, densidade e velocidade em função do espaço e do tempo não foram determinadas.

2.3.4 Balanços de massa e energia em estado estacionário

Os balanços de massa e energia em estado estacionário são obtidos diretamente das equações que representam os balanços de massa e energia em regime transiente através da anulação dos termos de acúmulo.

- Balanço de massa do sólido (conteúdo de umidade):

$$\pm v_s \frac{\partial M}{\partial z} = -a_M Q_M \quad (2.22)$$

- Balanço de massa do gás (teor de umidade):

$$v_A \frac{\partial W}{\partial z} = \frac{C_s}{C_A} a_M Q_M \quad (2.23)$$

- Balanço de energia do sólido:

$$\pm v_s \left[(c_s + c_L M) \frac{\partial \theta}{\partial z} + \left(\int_{T_{REF}}^{T_{SUR}} (c_L - c_v) dT - H_{AD} - H_{LV} \right) \frac{\partial M}{\partial z} \right] = a_M Q \quad (2.24)$$

- Balanço de energia do gás:

$$v_A \left[(c_A + c_v W) \frac{\partial T}{\partial z} + \left(\int_{T_{SUR}}^T c_v dT + H_{LV} \right) \frac{\partial W}{\partial z} \right] = -a_M \frac{C_s}{C_A} Q \quad (2.25)$$

2.4 Condições iniciais e de contornos

As equações que representam os balanços de massa e energia em estado transiente e estado estacionário constituem equações diferenciais parciais e ordinárias respectivamente. A existência de solução é garantida, somente se forem definidas as condições iniciais e de contornos. A figura 2.1 apresenta uma ilustração da localização das condições iniciais e de contornos para as equações que representam os balanços de massa e energia em regimes transiente e estacionário. Nota-se algumas diferenças entre as configurações paralelo e contracorrente, obrigando a implementação computacional ser efetuada através de procedimentos distintos

ESTACIONÁRIO

PARALELO

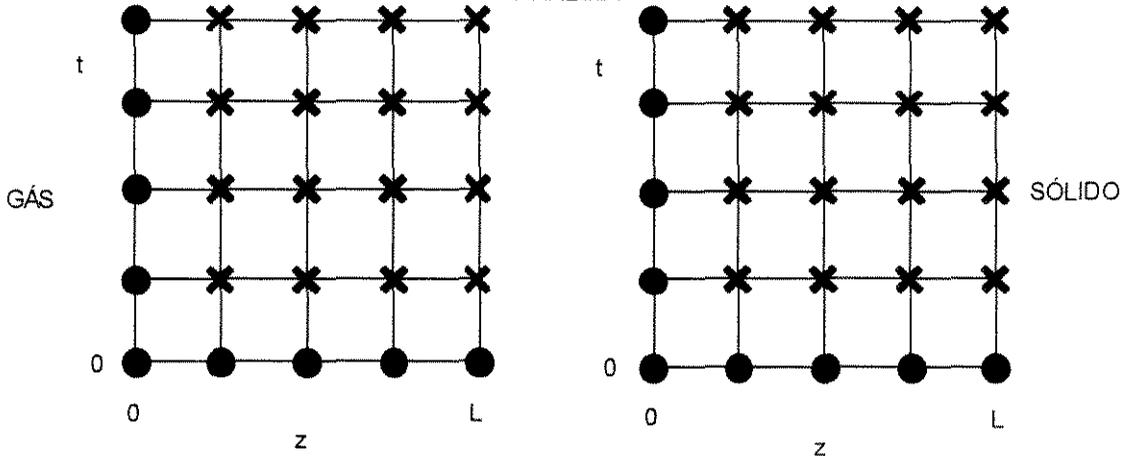


CONTRACORRENTE

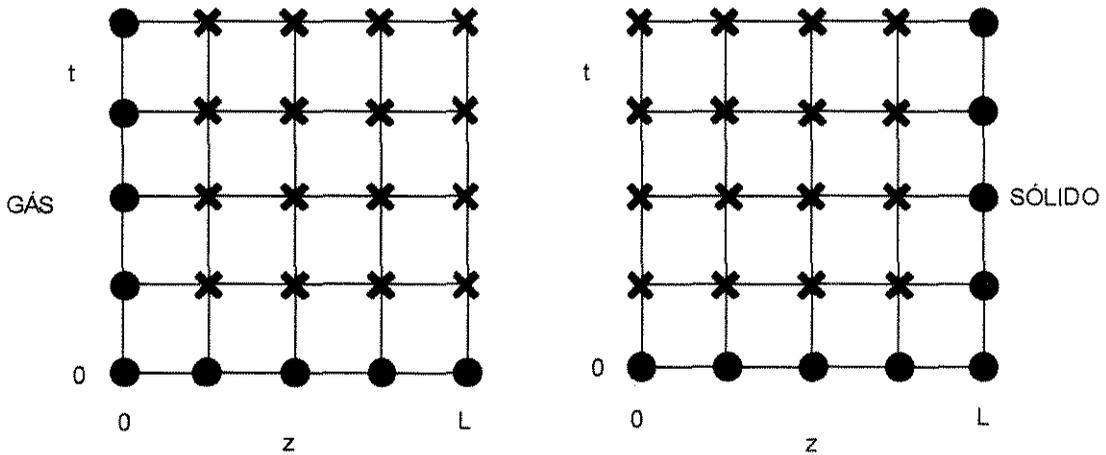


DINÂMICO

PARALELO



CONTRACORRENTE



● CONDIÇÕES INICIAIS OU CONDIÇÕES DE CONTORNO

✕ VALORES CALCULADOS

Figura 2.1 Condições iniciais e condições de contornos usadas nas equações diferenciais ordinárias e parciais que representam o modelo do secador.

A seguir são apresentadas as formulações matemáticas das condições iniciais e de contornos para cada caso estudado:

- Regime estacionário para um secador com fluxo paralelo:

Domínio: $0 \leq z \leq L$

Condições iniciais:

$$\text{para } z = 0 \begin{cases} M(0) = M_0 \\ W(0) = W_0 \\ T(0) = T_0 \\ \theta(0) = \theta_0 \end{cases}$$

- Regime estacionário para um secador com fluxo contracorrente:

Domínio: $0 \leq z \leq L$

Condições de Contornos:

$$\begin{aligned} \text{para } z = 0 & \begin{cases} W(0) = W_0 \\ T(0) = T_0 \end{cases} \\ \text{para } z = L & \begin{cases} M(L) = M_L \\ \theta(L) = \theta_L \end{cases} \end{aligned}$$

- Regime transiente para um secador com fluxo paralelo:

Domínio: $t > 0$ e $0 < z < L$

Condições iniciais:

$$\text{para } 0 \leq z \leq L \begin{cases} M(z,0) = f_1(z) \\ W(z,0) = f_2(z) \\ T(z,0) = f_3(z) \\ \theta(z,0) = f_4(z) \end{cases}$$

Condições de contornos:

$$\text{para } t > 0 \begin{cases} M(0,t) = g_1(t) \\ W(0,t) = g_2(t) \\ T(0,t) = g_3(t) \\ \theta(0,t) = g_4(t) \end{cases}$$

- Regime transiente para um secador com fluxo contracorrente:

Domínio: $t > 0$ e $0 < z < L$

Condições iniciais:

$$\text{para } 0 \leq z \leq L \begin{cases} M(z,0) = f_1(z) \\ W(z,0) = f_2(z) \\ T(z,0) = f_3(z) \\ \theta(z,0) = f_4(z) \end{cases}$$

Condições de contornos:

$$\text{para } z = 0 \begin{cases} W(0,t) = g_2(t) \\ T(0,t) = g_3(t) \end{cases}$$

$$\text{para } z = L \begin{cases} M(L,t) = g_1(t) \\ \theta(L,t) = g_4(t) \end{cases}$$

2.5 Equações complementares do modelo de secagem

2.5.1 Densidades de fluxo de massa e calor na interface gás-sólido

O modelo matemático do secador apresentado é composto de equações em que os termos do membro direito estão relacionadas à transferência de massa e calor na interface gás-sólido. Estes termos devem ser representados por equações constitutivas. Evidentemente, é necessário desenvolver uma formulação em função das variáveis dependentes do modelo (M , W , T e θ). Quando o modelo é heterogêneo, estes fluxos são determinados diretamente através dos balanços de massa e energia no interior da partícula.

Para a transferência de umidade MARCHANT(1976), citado por SOKHANSANJ(1987), sugeriu uma equação que descreve a difusão de umidade no interior da partícula, considerando a dependência da difusividade com a umidade. A equação apresenta a seguinte forma:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D \left(\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial M}{\partial r} \right) + \left(\frac{\partial M}{\partial r} \right)^2 \frac{\partial D_c}{\partial M}$$

(2.26)

Para a transferência de calor são usadas usualmente na literatura um modelo de condução de calor em coordenadas esféricas, SOKHANSANJ(1987):

$$\rho_s c_s \frac{\partial T}{\partial t} = k_s \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad (2.27)$$

As soluções destas equações são válidas para um único grão, quando são especificadas as condições iniciais e de contornos da partícula. A validade de solução pode ser estendida para uma monocamada, supondo que a migração da umidade através da superfície do sólido não altera as condições do gás na vizinhança das partículas e que os grãos tenham características uniformes durante o processo.

Para secadores com leito fixo, as suposições de uniformidade e desacoplamento com o meio externo não são satisfeitas. As soluções das equações (2.26) e (2.27) só podem ser obtidas com o conhecimento das variações no meio externo. Uma possível estratégia de cálculo consiste em dividir o leito em monocamadas sobrepostas e obter a solução sucessiva de cada monocamada. Desta forma, tem-se garantida a especificação das condições de contornos em cada etapa de cálculo através da solução da camada anterior. Por sua vez, as condições iniciais são conhecidas com a suposição de que existe uniformidade ao longo de cada monocamada.

Para secadores com leito móvel e fluxo de gás cruzado, paralelo ou contracorrente a situação é bem mais complexa, porque envolve o movimento dos grãos ao longo do secador. Nestes casos, além da necessidade de dividir o leito em monocamadas, é necessário simular o movimento das monocamadas durante a solução. Estes procedimentos tem como conseqüências negativas:

- O acúmulo de erro durante a solução em função do número de monocamadas e do número de iterações necessárias ao alcance da convergência.
- A necessidade de grande quantidade de memória para armazenar as informações de cada monocamada.
- O aumento do esforço computacional devido à grande quantidade de dados processados.

- A dificuldade em tratar o problema, quando as informações são processadas de forma iterativa nos casos de fluxos contracorrente.
- A inexistência de dados confiáveis e precisos referentes à condutividade térmica e difusividade no interior dos grãos.

Devido à dificuldade no tratamento do modelo heterogêneo apresentado, é mais conveniente adotar uma abordagem, na qual o modelo apresente uma característica pseudo-homogênea. Esta abordagem consiste no desenvolvimento de equações empíricas que serão usadas para representar as taxas de transferência de massa e calor na superfície do grão. Este procedimento caracteriza como adoção de parâmetros concentrados para a modelagem do interior da partícula.

Normalmente na literatura, a temperatura no interior da partícula é considerada uniforme e igual à temperatura da superfície do grão. Portanto, a densidade de fluxo de calor através da superfície do grão é representado por:

$$Q = h(T - \theta) \quad (2.28)$$

Analogamente, o conteúdo de umidade do sólido é considerado uniforme e igual à umidade na superfície. Portanto, a densidade de fluxo de massa através da superfície do grão pode ser representado por:

$$Q_M = k_c (\rho_{SUR} - \rho_A) \quad (2.29)$$

ou:

$$Q_M = \frac{k_c}{R} \left(\frac{P_{VS}}{\theta} - \frac{P_V}{T} \right) \quad (2.30)$$

O processo de secagem é dividido em um período de taxa constante e um ou dois períodos de taxa decrescente. No período de taxa constante, o sólido permanece na temperatura de bulbo úmido. A taxa de evaporação na superfície do sólido é determinada pela difusão de vapor no filme de gás em regime estacionário. Esta taxa é proporcional à diferença de potencial entre a pressão parcial de vapor na superfície do

sólido e a pressão de vapor da camada de ar representado pela equação (2.30). A intensidade deste período depende dos coeficientes de transferência de calor e de massa, da área exposta ao meio de secagem, da geometria do sólido e da diferença entre a temperatura e umidade absoluta do gás e superfície sólida.

O período de taxa decrescente é caracterizado pela influência dos mecanismos internos. Estes mecanismos constituem as etapas controladoras da secagem. A taxa de secagem diminui de maneira gradual à medida que o conteúdo de umidade diminui. Este comportamento é continuado até alcançar o estado de equilíbrio. Neste período de secagem com taxa decrescente, o mecanismo de secagem não é inteiramente compreendido e a teoria é bastante limitada. BROOKER et alli (1974) ,citado em FORTES(1980), afirmam que cereais não apresentam um período de taxa constante, exceto se forem colhidos em estado imaturo. Neste caso, a equação (2.30) não é válida.

Devido à dificuldade em estabelecer uma teoria apropriada, que seja válida para as condições que são usadas durante a simulação, usualmente são usados métodos aproximados. Os métodos são baseados em medidas experimentais em leito de grãos em monocamada para algumas condições operacionais específicas. No entanto, as equações empíricas provenientes de ajuste de dados experimentais são válidas apenas para as condições impostas durante o experimento. Esta limitação inviabiliza o uso das equações empíricas de forma generalizada durante a simulação.

Uma tentativa de conseguir uma equação de secagem generalizada consiste em determinar o grau de contribuição dos mecanismos externos e internos no processo de secagem. Os mecanismos externos constituem a etapa controladora do processo no período de taxa constante e sua contribuição é determinada através da equação (2.30).

Por sua vez, as contribuições dos mecanismos internos são calculadas pela equação de FILOMENKO, obtida em HOUSKA et alli (1987):

$$\chi = \frac{N^{\text{II}}}{N^{\text{I}}} = \frac{(M - M_{\text{EQ}})^c}{A + B(M - M_{\text{EQ}})^c} \quad \text{para } M_{\text{EQ}} < M < M_{\text{CR}} \quad (2.31)$$

Esta equação foi considerada adequada para secadores que processam materiais colóides e porosos-higroscópicos. A equação generalizada, formada com as contribuições do mecanismos internos e externos, é função da temperatura de gás, da

temperatura de saturação adiabática, do conteúdo de umidade do grão e do conteúdo de umidade de equilíbrio, assumindo a forma:

$$Q_M = \frac{k_C}{R} \left(\frac{P_{VS}}{T_{SAT}} - \frac{P_V}{T} \right) \chi(M_{EQ}, M) \quad (2.32)$$

Admite-se que os parâmetros A, B e C da equação (2.31) são constantes para um determinado material para qualquer condição operacional imposta. Os parâmetros são determinados através de um ajuste de dados experimentais em monocamada ou são obtidas a partir de equações empíricas obtidas na literatura, relacionando a taxa de secagem em função do tempo.

Para feijão Carioca, VASCONCELOS(1990) obteve um ajuste da equação de ROA e MACEDO, citada em ROSSI(1980), através de dados experimentais. Os dados foram tomados em um secador de esteira em fluxo cruzado. A equação de ROA e MACEDO apresenta a seguinte forma:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = -mq(M - M_{EQ}) (P_{VS} - P_V)^n t^{(q-1)} \quad (2.33)$$

Condição inicial:

$$\text{para } t = 0 \quad M = M_0$$

O conteúdo de umidade do sólido em função do tempo é obtido de forma analítica através da integração da equação (2.33), assumido a forma:

$$M = M_{EQ} + (M_0 - M_{EQ}) \exp[-m(P_{VS} - P_V)^n t^q] \quad (2.34)$$

Na tabela 2.1, são apresentados as condições impostas durante os experimentos realizados por VASCONCELOS(1990) e os resultados obtidos durante a determinação dos parâmetros m, n e q das (2.33) e (2.34).

Uma taxa de secagem no período de taxa constante ($N^1 = 0.3308 \text{ kg/kg s}$) foi determinada hipoteticamente através da (2.30) para um caso, assumindo que $\theta = T_{SAT}$. Os dados utilizados durante os cálculos foram baseados nas mesmas condições

operacionais impostas durante a especificação dos parâmetros das equações (2.33) e (2.34), as quais são apresentadas na tabela 2.1.

A umidade de equilíbrio ($M_{EQ}=0.0505$) para as condições impostas na tabela 2.1, foi determinada através da equação (2.36), representando uma isoterma de equilíbrio. A pressão de vapor foi calculada através da equação (2.59) e a pressão de vapor saturado pela equação (2.60). Com a determinação destas propriedades, foi possível calcular o conteúdo de umidade do sólido em função do tempo através da equação (2.34) e taxa de secagem no período decrescente (N^{II}) em função do tempo através da equação (2.33).

Tabela 2.1 Condições operacionais e as constantes da equação de secagem de ROA e MACEDO

CONDIÇÕES OPERACIONAIS	
temperatura do gás	50 C
umidade relativa	0.15 decimal
umidade do grão inicial	0.18 kg/kg base seca
vazão mássica do gás	0.213 kg/m ² s
PARÂMETROS	
m	0.03977
n	0.28444
q	0.81368
COEFICIENTE DE DETERMINAÇÃO	0.90606

A figura 2.2 apresenta o comportamento do conteúdo de umidade do sólido e a figura 2.3 apresenta o comportamento da taxa de secagem em função do tempo. Observa-se que as curvas foram obtidas até o alcance do conteúdo de umidade de equilíbrio.

A figura 2.4 apresenta um diagrama de fase, envolvendo o comportamento da taxa de secagem em função do conteúdo de umidade do sólido. A curva foi obtida a partir do conhecimento do comportamento dinâmico das taxas de secagem, bem como do conteúdo de umidade do sólido mostradas através da figura 2.2 e da figura 2.3 respectivamente. O diagrama de fase tem o objetivo de permitir identificar qual tipo de

equação característica se aplica ao caso estudado. A curva apresenta um comportamento característico da equação de FILOMENKO, usada para materiais colóides e poroso-higroscópicos.

Para obter-se um ajuste da equação de FILOMENKO através da determinação dos parâmetros A, B e C, a equação (2.31) foi modificada, assumindo a seguinte forma:

$$\frac{1}{\chi} = A \frac{1}{(M - M_{EQ})^C} + B \quad (2.35)$$

Esta formulação possibilita obter uma reta em um gráfico apresentando $1/\chi$ em função de $(M - M_{EQ})^C$, quando o parâmetro C é escolhido apropriadamente. A figura 2.5 apresenta a reta obtida para o ajuste da equação de FILOMENKO. O parâmetro C escolhido e os demais parâmetros ajustados são listados na tabela 2.2, juntamente com uma avaliação estatística do ajuste. A escolha do parâmetro C é efetuado através de tentativas. HOUSKA et alli *1984) afirma que experiência de vários autores indicam que o parâmetro C está na faixa de 0,1 à 3. O ajuste foi efetuado através do software gráfico GRAPHER.

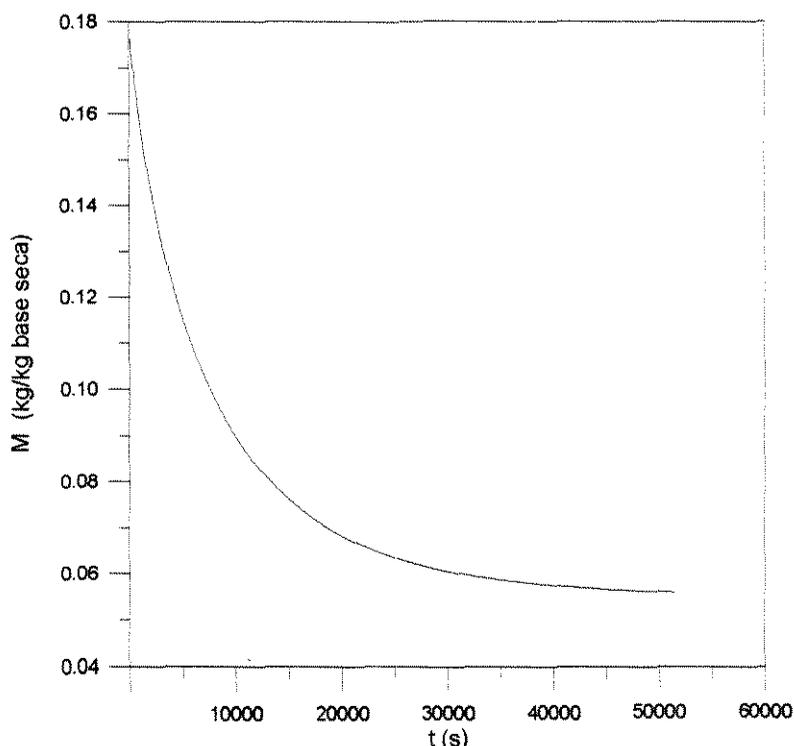


Figura 2.2 Comportamento do conteúdo de umidade do sólido em função do tempo, obtido a partir da equação de ROA e MACEDO e das condições apresentadas através da tabela 2.1.

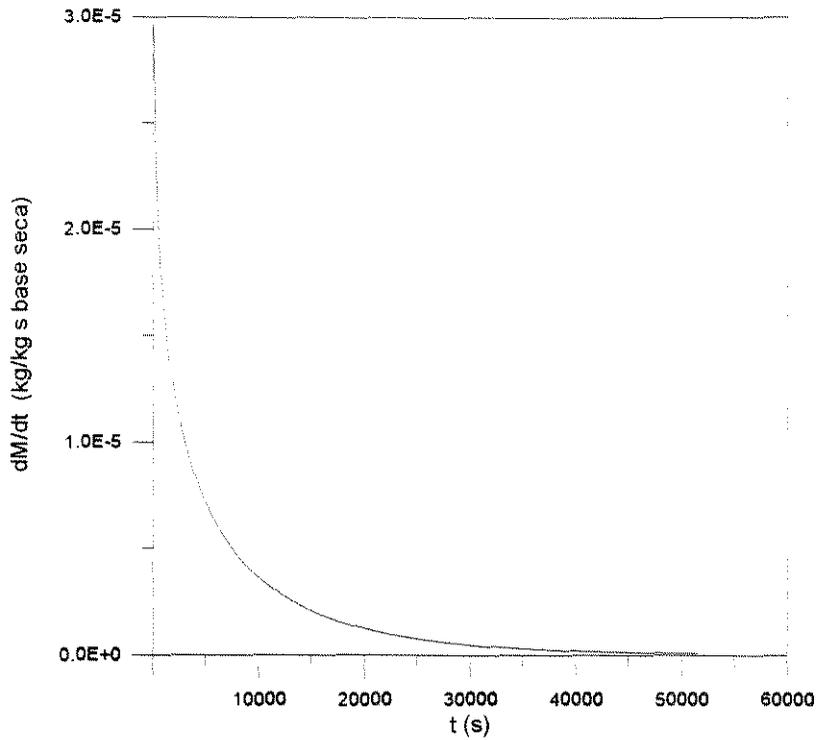


Figura 2.3 Comportamento da taxa de secagem em função do tempo, obtido a partir da equação de ROA e MACEDO e das condições apresentadas através da tabela 2.1

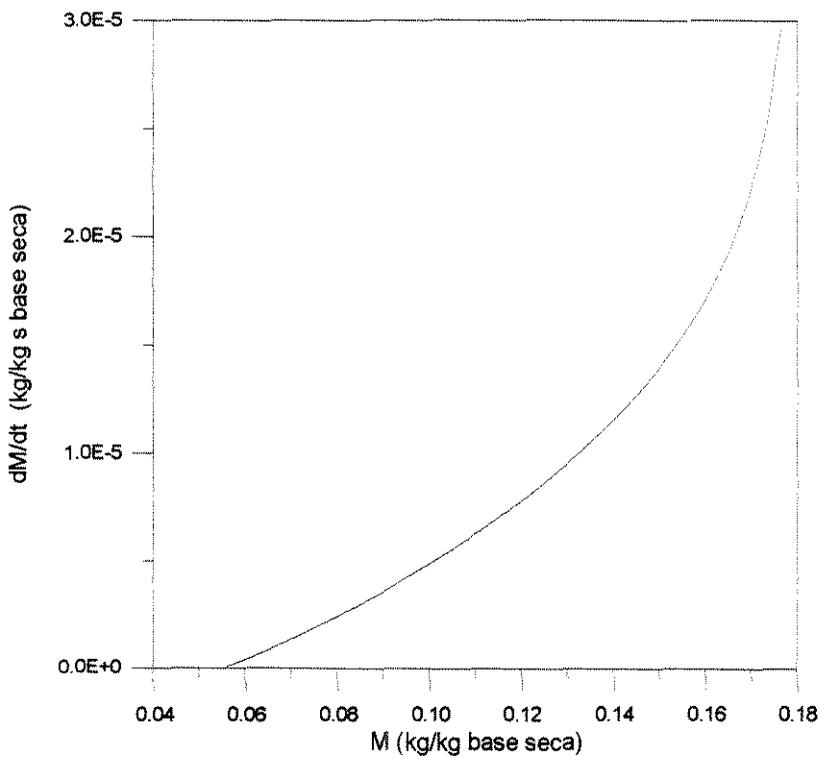


Figura 2.4 Comportamento da taxa de secagem em função umidade, obtido a partir da equação de ROA e MACEDO e das condições apresentadas através da tabela 2.1

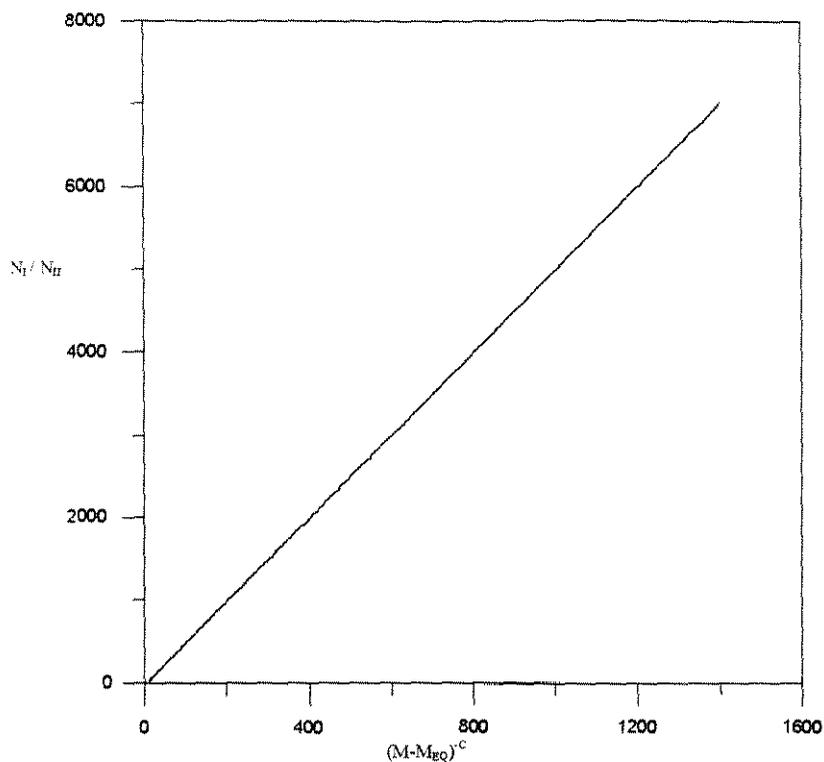


Figura 2.5 Ajuste da equação de FILOMENKO

Tabela 2.2 Resultados do ajuste da equação de FILOMENKO

PARÂMETROS	
A	5.0116
B	-22.7729
C	1.04849
COEFICIENTE DE DETERMINAÇÃO	0.999999
RESÍDUO MÉDIO QUADRÁTICO	3.71197

2.5.2 Umidade de equilíbrio

As isotermas de umidade de equilíbrio são obtidas na literatura através de experimentos, nos quais determinada quantidade de grãos é colocada em um recipiente fechado com temperatura e umidade controladas até alcançar as condições de equilíbrio. Os dados de equilíbrio são então usados na construção de modelos de umidade de equilíbrio.

Vários modelos de isotermas de equilíbrio são encontrados na literatura, porém nenhum pode ser utilizado de forma generalizada em aplicações práticas. A equação de CHUNG e PFOST (1967), tem sido considerada adequada para cereais com algumas modificações por DUNSTAN et alli (1973), citado em FORTES(1980):

$$\ln(\text{RH}) = \frac{k_1^*}{RT} \exp(-k_2^* M_{\text{EQ}}) \quad (2.36)$$

A equação (2.36) é modificada para permitir a sua implementação computacional, assumindo a seguinte forma:

$$M_{\text{EQ}} = k_1 - k_2 \ln[-(T + k_3) \ln(\text{RH})] \quad (2.37)$$

Na tabela 2.3 são apresentados os parâmetros da equação de CHUNG e PFOST(1967) para feijão, que foram usados durante o desenvolvimento do simulador proposto neste trabalho. Os parâmetros foram obtidos em ASAE STANDARD (1995).

Tabela 2.3 Parâmetros da equação de CHUNG e PFOST

PARÂMETRO	
k_1	0,43001
k_2	0.062596
k_3	160,629

2.5.3 Propriedades físicas do grão (feijão Carioca).

As propriedades físicas do grão são consideradas constantes durante a simulação. Os valores foram obtidos experimentalmente por VASCONCELOS(1990) e são listados na tabela 2.4.

Tabela 2.4 Propriedades físicas do feijão Carioca

PROPRIEDADE	UNIDADE	
Densidade aparente (ρ_s)	kg/m³	843,0
Área interfacial por unidade de sólido seco (a_M)	m²/kg	1,21
Capacidade calorífica (c_s)	J/kg K	1070,0
Porosidade do leito(ϵ)	-	0,3878
Diâmetro médio da partícula (D_p)	m	0,0075

A densidade aparente foi determinada através da medição da massa e volume ocupado por uma amostra de grão em um recipiente apropriado. A área interfacial foi calculada a partir da medição de um diâmetro médio, considerando o grão como uma partícula esférica. A capacidade calorífica foi determinada através de calorímetro e a porosidade por meio de um picnômetro.

2.5.4 Propriedades de transporte do leito.

Os coeficientes de transferência de calor e massa são calculados a partir de relações testadas na prática por HOUSKA(1987) que seguem as relações de Thodos e Gupta e são válidas geometrias esféricas e não esféricas:

* Coeficiente de transferência de calor:

$$h = k_4 v_A \varepsilon c_A \left(\frac{k_A}{c_A \mu} \right)^{0.66} \quad (2.38)$$

* Coeficiente de transferência de massa

$$k_c = k_5 v_A \varepsilon \left(\frac{\rho_A D_c}{\mu} \right)^{0.66} \quad (2.39)$$

onde:

$$k_5 = 1,07k_4 \quad (2.40)$$

e

$$k_4 = \frac{0,300\phi}{(Re^{0.36} - 1,9)\varepsilon} \quad (2.41)$$

O número de Reynolds é dado por:

$$Re = \frac{\varepsilon \rho_A v_A d}{\mu} < 50 \quad (2.42)$$

onde

$$d = A_p^{0.5} \quad (2.43)$$

2.5.5 Propriedades físicas do gás

As propriedades físicas do gás são calculadas em função da temperatura e umidade absoluta do gás. As equações foram obtidas através de ajuste dos dados de MAYHEW e ROGERS (1968). O anexo B apresenta os gráficos com os resultados do ajuste. A seguir são listadas as equações obtidas com o ajuste e os principais índices estatísticos.

- Densidade do ar seco:

$$\ln(\rho_A) = -1.00025 \ln(T) + 5.86801 \quad (2.44)$$

coeficiente de determinação = 1

média do quadrado dos resíduos = 2.59977E-08

média = 0.8010 kg m⁻³

- Viscosidade cinemática do ar seco:

$$v_A = 7.72874E-11 T^2 + 4.86319E-08 T - 5.83306E-06 \quad (2.45)$$

coeficiente de determinação = 0.999981

média do quadrado dos resíduos = 7.6915E-15

média = 3.51357E-05 m² s⁻¹

- Capacidade calorífica do ar seco:

$$c_A = 0.00025345 T^2 - 0.0789555 T + 1005.66 \quad (2.46)$$

coeficiente de determinação = 0.998493

média do quadrado dos resíduos = 1.14286

média = 1029.74 J kg⁻¹ K⁻¹

- Condutividade térmica do ar seco:

$$k_A = -2.7799E - 11 T^2 + 9.31424E - 08 T + 7.93783E - 07$$

(2.47)

coeficiente de determinação = 0.999982

média do quadrado dos resíduos = 1.9924E-15

média = 3.72264E-05 W m⁻¹ K⁻¹

- Densidade de vapor de água:

$$\ln(\rho_v) = -1.04969 \ln(T) + 5.67785$$

(2.48)

coeficiente de determinação = 0.996896

média do quadrado dos resíduos = 1.9522E-04

média = 0.5313454 kg m⁻³

- Viscosidade cinemática para o vapor de água:

$$\nu_v = -5.12344E - 13 T^3 + 8.01682E - 10 T^2 - 2.54721E - 07 T + 3.0853E - 05$$

(2.49)

coeficiente de determinação = 0.998758

média do quadrado dos resíduos = 2.0231E-13

média = 2.83375E-05 m² s⁻¹

- Capacidade calorífica da água:

$$c_L = 3.17546E - 07 T^4 - 0.000474543 T^3 + 0.279376 T^2 - 74.5054 T + 11625 \quad (2.50)$$

coeficiente de determinação = 0.997574

média do quadrado dos resíduos = 437.42

média = 4517 J kg⁻¹ K⁻¹

- Capacidade calorífica do vapor de água:

$$c_V = 6.4892E - 07 T^4 - 9.072E - 04 T^3 + 0.51046 T^2 - 131.749 T + 14672.9 \quad (2.51)$$

coeficiente de determinação = 0.997106

média do quadrado dos resíduos = 4498.33

média = 2875.63 J kg⁻¹ K⁻¹

- Condutividade térmica da água:

$$k_L = 8.27614E - 09 T^3 - 1.61364E - 05 T^2 + 8.92981E - 03 T - 0.83316 \quad (2.52)$$

coeficiente de determinação = 0.994026

média do quadrado dos resíduos = 1.239375E-05

média = 0.637563 W m⁻¹ K⁻¹

- Condutividade térmica do vapor de água:

$$k_V = 1.92867E - 12 T^3 - 1.88302E - 09 T^2 + 6.96519E - 07 T - 7.28445E - 05 \quad (2.53)$$

coeficiente de determinação = 0.998604

média do quadrado dos resíduos = 3.478E-13

média = 3.46812E-05 W m⁻¹ K⁻¹

Assumindo que as propriedades de mistura são combinações lineares das propriedades e composições dos componentes envolvidos, é possível calcular as propriedades do gás úmido através das formulações:

- Densidade do gás úmido

$$\rho_G = \rho_A + W\rho_V \quad (2.54)$$

- Viscosidade do gás úmido

$$\nu_G = \nu_A + W\nu_V \quad (2.55)$$

- Capacidade calorífica do gás úmido

$$c_G = c_A + W c_V \quad (2.56)$$

- Condutividade térmica do gás úmido

$$k_G = k_A + W k_V \quad (2.57)$$

2.5.6 Propriedades psicrométricas

As equações que compõem as propriedades psicrométricas são listadas em ASAE STANDARD (1993). Estas equações apresentam uma boa correlação com os dados de KEENAN E KEYS (1936) e representam satisfatoriamente as cartas psicrométricas existentes.

- Umidade relativa do ar:

Esta propriedade é utilizada diretamente no cálculo da umidade de equilíbrio através da equação (2.37). A determinação da umidade relativa durante a simulação é importante na verificação de saturação do gás. É usada como variável controlada nas etapas de otimização e controle do processo. A umidade relativa do ar é calculada com o conhecimento da pressão de vapor e da pressão de vapor na saturação representadas pelas equações (2.59) e (2.60) respectivamente.

$$RH = \frac{P_v}{P_{SAT}} \quad (2.58)$$

- Pressão de vapor:

Esta propriedade é usada na determinação da umidade relativa do ar, representada pela equação (2.58) e na determinação do fluxo de massa na interface sólido-gás durante a simulação. A pressão de vapor foi utilizada durante a determinação dos parâmetros da equação de FILOMENKO. A propriedade é definida a partir do conhecimento da umidade absoluta do ar e da pressão atmosférica.

$$W = \frac{0.6219 P_v}{P - P_v}$$

$$255.38 \leq T \leq 533.16$$

$$P_v < P \quad (2.59)$$

- Pressão de vapor na saturação:

Esta propriedade é utilizada juntamente com a pressão de vapor na determinação da umidade relativa e na determinação do fluxo de massa na interface sólido-gás durante a simulação. Foi usada, ainda, durante a determinação dos parâmetros da equação de FILOMENKO. A equação usada no cálculo desta propriedade foi apresentado por BROOKER(1967):

$$\ln(P_{vs}) = 31.9602 - \frac{6270.3605}{T} - 0.46057 \ln(T)$$

$$255.38 \leq T \leq 273.16 \quad (2.60)$$

e a adaptação de KEENAN e KEYES (1936):

$$\ln\left(\frac{P_{vs}}{R}\right) = \frac{k_6 + k_7 T + k_8 T^2 + k_9 T^3 + k_{10} T^4}{k_{11} T - k_{12} T^2}$$

$$273 \leq T \leq 533.16 \quad (2.61)$$

onde:

$$R = 22,105,649.25$$

$$k_9 = 0.12558E-03$$

$$k_6 = -27,405,526$$

$$k_{10} = -0.48502E-07$$

$$k_7 = 97.5413$$

$$k_{11} = 4.34903$$

$$k_8 = 0.146244$$

$$k_{12} = 0.39381E-02$$

- Calor latente de vaporização:

Esta propriedade é usada no cálculo do balanço de energia em conjunto com o calor de adsorção de umidade. Para uma temperatura menor que 273.16 K é usado o calor latente de sublimação, substituindo calor latente de vaporização. Estas propriedades foram determinadas através das equações propostas por BROOKER(1967).

$$H_{LS} = 2,839,683.144 - 212.56384(T - 255.38)$$

$$255.38 \leq T \leq 273.16$$

(2.62)

$$H_{LV} = 2,502,535.259 - 2,385.76424(T - 273.16)$$

$$273.16 \leq T \leq 338.72$$

(2.63)

$$H_{LV} = (7,329,155,978,000 - 15,995,964.08T^2)^{1/2}$$

$$338.72 \leq T \leq 533.16$$

(2.64)

- Calor de adsorção:

O calor latente de vaporização ou calor latente de sublimação, representados pelas equações (2.62), (2.63) e (2.64), aplica-se apenas numa situação em que a água encontra-se livre. No caso da umidade no interior de um sólido, é necessário determinar o efeito do calor de adsorção nos cálculos dos balanços de energia. O calor de adsorção é função do conteúdo de umidade do sólido e deve ser calculada a partir do conhecimento do calor latente de vaporização. A equação usada durante a simulação, foi obtida através do trabalho de HOUSKA et Alli(1984).

$$H_{AD} = H_{LV} [1 + 13.07 \exp(-23 M)] \quad (2.65)$$

- Temperatura de saturação adiabática:

Para o sistema ar-água, a temperatura de saturação adiabática é praticamente igual à temperatura de bulbo úmido. A determinação da temperatura de bulbo úmido ocorre através de um procedimento iterativo a partir da equação de BRUNT(1941).

$$P_{vs} - P_v = B' (T_{BU} - T) \quad (2.66)$$

onde:

$$B' = \frac{1006.9254(P_{vs} - P) \left(1 + 0.15577 \frac{P_v}{P}\right)}{0.62194 H_{LV}} \quad (2.67)$$

A pressão de vapor saturado e o calor latente de vaporização na saturação são calculados a partir das equações apresentadas anteriormente, substituindo a temperatura do gás (T) pela temperatura de bulbo úmido (T_{BU}). Quando $T_{BU} < 273.16$ K, o calor latente de vaporização é substituído pelo calor latente de sublimação.

2.6 Conclusões

A primeira etapa na elaboração de um simulador consiste em definir um modelo matemático. A escolha do modelo depende essencialmente do tipo de aplicação do simulador e das escalas dos fenômenos envolvidos. Neste trabalho, foi proposto o desenvolvimento de um simulador apropriado para ser aplicado na análise do comportamento dinâmico e na elaboração de técnicas de otimização e controle de um secador em leito móvel. O modelo matemático do secador, desenvolvido para as finalidades propostas, é caracterizado por um enfoque global, associado às abordagens de parâmetros distribuídos no leito e de parâmetros concentrados na partícula.

O modelo proposto foi simplificado através de algumas suposições com objetivo de permitir a implementação computacional. As simplificações efetuadas não comprometeram os resultados, considerando que o sistema obedece as características de um sistema pseudo-homogêneo. Outra simplificação efetuada consistiu em adaptar o modelo original para uma forma na qual as variáveis envolvidas possam ser determinadas na prática de maneira direta e simples através de medições. Por sua vez, as equações referentes à hidrodinâmica do secador não foram consideradas importantes, uma vez que os fenômenos que estas representam, não influenciam os resultados procurados.

Para complementar o modelo do secador, foram definidas as propriedades dos componentes do sistema gás-sólido, as taxas de transferência de massa e calor e as condições de equilíbrio. Estas propriedades são calculadas através de correlações empíricas.

O modelo dinâmico é formado por um sistema de equações diferenciais parciais de primeira ordem e equações algébricas não lineares. Por sua vez, o modelo que representa o regime estacionário obtido com a anulação dos termos transiente do modelo dinâmico é formado por um sistema de equações diferenciais ordinárias e equações algébricas não lineares. A impossibilidade de obter a solução analítica dos modelos exige o uso técnicas numéricas.

Capítulo 3

MÉTODOS NUMÉRICOS

3.1 Introdução

No capítulo 2 foi apresentado o modelo matemático, escolhido para simular o secador tanto no regime estacionário como no regime transiente. Para escolher os métodos numéricos adequados para cada caso, é necessário classificar o tipo da equação do modelo em um ponto de vista puramente matemático. Observa-se que o modelo em regime estacionário para um secador com o fluxo paralelo ou contracorrente é constituído de um sistema de equações diferenciais ordinárias (EDO) de primeira ordem, enquanto que o modelo dinâmico é formado por um sistema de equações diferenciais parciais (EDP) de primeira ordem.

Os sistemas de equações diferenciais ordinárias (EDO) em geral são classificados como um problema de valor inicial (PVI) ou um problema de valor de contornos (PVC). Para cada caso, existe uma metodologia de solução apropriada. O sistema EDO que forma o modelo de secador com fluxo paralelo é caracterizado como um PVI, enquanto o sistema EDO para o fluxo contracorrente é caracterizado como um PVC com as condições de contornos posicionadas nos extremos do secador.

Por sua vez, as equações que compõem o sistema de equações diferenciais parciais (EDP) de primeira ordem são classificadas como parabólicas, hiperbólicas ou elípticas. A solução numérica é bastante influenciada pela natureza das equações e a escolha do método deve levar em consideração as suas características particulares. O modelo dinâmico do secador estudado apresenta uma natureza hiperbólica, devido aos termos difusivos no leito terem sido considerados desprezíveis em relação aos termos referentes à convecção.

3.2 Solução do modelo que representa o estado estacionário

3.2.1 Fluxo paralelo

O modelo que representa o estado estacionário do secador em fluxo paralelo foi obtido através da eliminação dos termos relacionados ao acúmulo das variáveis estudadas contidos no modelo dinâmico. Após a eliminação, as equações formadas constituem um sistema de equações diferenciais ordinárias de primeira ordem. A necessidade de solução evidencia a característica de um problema de valor inicial.

O sistema de equações formado é caracterizado por uma alta rigidez, devido aos termos de velocidade espacial do grão e de velocidade espacial do gás apresentarem uma razão da ordem de 10^3 . A escolha de um método de integração mais simples como EULER ou mesmo RUNGE-KUTTA é inviável, uma vez que a estabilidade da solução só é alcançada com o uso de um passo de integração pequeno. Desta forma, é necessário a escolha de um método de integração para sistema rígidos.

Para a etapa de integração do modelo do estado estacionário do secador em fluxo paralelo, foi escolhida a versão de 1991 da rotina LSODE.

LSODE é um pacote usado na solução de equações diferenciais ordinárias de primeira ordem para sistemas rígidos ou não rígidos. Para sistema não rígidos, são usados o método de ADAMS na etapa de integração básica e iteração funcional na etapa de correção. Para sistemas rígidos, são usados o método de GEAR ou GEARB para integração e diversas variações do método da corda na etapa de iteração corretora. O método de GEAR utiliza a jacobiana completa enquanto que o método de GEARB utiliza a jacobiana com banda (HINDMARSH, 1980).

As opções que apresentaram os melhores resultados foram os seguintes:

- * A escolha do método GEAR na etapa de integração básica
- * O método da corda na etapa corretora.
- * A jacobiana completa através de geração interna.
- * A solução é obtida em TOUT através de interpolação
- * O tamanho máximo do passo de integração é limitado.

3.2.2 Fluxo contracorrente

A solução do modelo que representa o estado estacionário para uma seção do secador com fluxo contracorrente constitui um problema de valor de contornos em dois pontos (PVC). O problema exige que uma técnica iterativa seja utilizada.

QUEIROZ (1985) utilizou o método das tentativas e erro para solucionar o problema citado. As equações diferenciais ordinárias foram discretizadas através das DIFERENÇAS FINITAS e as equações algébricas resultantes foram solucionadas através de um esquema iterativo. A temperatura e umidade final do grão na saída do secador eram estimadas no início de cada iteração.

BAKKER-ARKEMA et alli (1974), citado por BRUCE e GINER(1993), usaram uma técnica iterativa junto com um algoritmo de integração para solucionar o problema PVC. Dificuldades de convergência foram observadas durante a solução.

BRUCE(1984) utilizou um modelo não estacionário para obter a solução do problema em estado estacionário. O método de solução utilizado consistiu na integração pelo método de EULER e na aplicação de um algoritmo iterativo que simula o movimento do grão. O algoritmo interage até alcançar o regime estacionário.

PARRY(1983), citado por BRUCE e GINER(1993), usou um procedimento de tentativas e erro. O procedimento consistia em estimativas das condições operacionais na entrada do secador, transformando o problema de valor de contorno em um problema de valor inicial. O PVI era integrado com o método de RUNGE-KUTTA-MERSON, obtendo os valores na saída do secador. A partir do cálculo dos erros na saída do secador, novas estimativas eram efetuadas pelo método de NEWTON. Dificuldades de convergência foram assinaladas para algumas condições de contornos. Alguns casos, quando baixas velocidades do gás eram especificadas, a convergência não foi alcançada.

Os problemas de convergência encontrados durante as propostas de solução apresentadas anteriormente são atribuídos aos altos gradientes de temperatura e umidade do gás verificados próximos à entrada do secador, incrementando os valores não nulos da matriz Jacobiana nesta região. Esta condição conduz a uma alta sensibilidade em relação as estimativas iniciais. Portanto, pobres estimativas efetuadas levam a solução para uma situação de instabilidade. Para evitar os problemas apresentados, BRUCE e GINER (1993) desenvolveram uma metodologia semelhante ao procedimento de

QUEIROZ (1985) et alli, que consiste na aplicação das DIFERENÇAS FINITAS na etapa de discretização das equações diferenciais ordinárias e a solução do sistema algébrico através do método de NEWTON. A diferença entre as metodologias, deve-se à aplicação de um parâmetro de continuação sobre as equações que representam o balanço de energia, a qual reduzem os gradientes de umidade e temperatura do gás no início da solução. As soluções obtidas entre as etapas, envolvendo a variação do parâmetro de continuação, são usadas como condições iniciais da etapa seguinte até alcançar a condição real do processo.

Neste trabalho, foram efetuadas tentativas de usar o procedimento adotado por QUEIROZ(1985) et alli, substituindo o método das DIFERENÇAS FINITAS por COLOCAÇÃO ORTOGONAL na etapa de discretização e mantendo o método de NEWTON para a solução do sistema algébrico. No entanto, a convergência não foi alcançada para as condições de contornos especificadas durante a simulação. Por outro lado, foi desenvolvido um procedimento semelhante ao usado por PARRY(1983). Algumas modificações foram efetuadas para permitir uma melhor convergência como:

- * Uso da rotina LSODE com a escolha do método de GEAR para sistemas rígidos;
- * Substituição do método de NEWTON pelo método de BROYDEN;
- * Uso do método de REGULA-FALSI como aproximação inicial da solução;
- * Inversão dos cálculos durante a solução do problema PVI.

O uso de um método de integração para sistemas rígidos é justificável pelos motivos já apresentados durante a solução do modelo de seção em fluxo paralelo, ou seja, devido à rigidez do sistema, uma vez que a diferença na velocidade espacial do grão e do gás alcança uma razão de 10^3 .

A substituição do método de NEWTON pelo método de BROYDEN está relacionada à estabilidade. O método de BROYDEN apresentou uma maior estabilidade e uma redução no número de iterações em relação ao método de NEWTON em situações consideradas críticas. Portanto, o método de BROYDEN foi adotado para a solução do problema.

Apesar do uso do método de BROYDEN favorecer à estabilidade, a solução do problema estudado é muito sensível à estimativa inicial, devido aos altos gradientes já discutidos anteriormente. Para melhorar a estimativa inicial foi usado o método REGULA-FALSI, que é pouco sensível aos altos gradientes. A baixa sensibilidade é atribuída à não utilização da derivada da função como informação básica durante a solução do modelo matemático. O método de REGULA-FALSI utiliza apenas interpolações durante a solução. Por outro lado, o método REGULA-FALSI apresenta uma lenta convergência, exigindo um grande número de iterações para alcançar a solução com a precisão desejada. Desta forma, o método REGULA-FALSI é utilizado como estimativa inicial e o método de BROYDEN é usado em seguida para o refinamento da solução.

Para ilustrar os comentários efetuados anteriormente duas condições de operação do secador em fluxo contracorrente foram escolhidas. As condições são apresentadas na tabela 3.1 e na tabela 3.2.

Os resultados do primeiro caso são mostradas através das figuras 3.1, 3.2, 3.3, onde são apresentados os perfis obtidos durante a solução do modelo em fluxo contracorrente para os métodos de NEWTON, BROYDEN e REGULA-FALSI respectivamente. Os números posicionados próximos as curvas correspondem ao número de iterações efetuadas. Nota-se que as estimativas são realizadas no extremo do secador em que $z = 0$ e a solução é obtida sobre os demais pontos da malha. Comparando as três figuras, pode-se concluir que o método de BROYDEN apresentou um melhor resultado que o método de NEWTON. No entanto, em relação ao método de BROYDEN observa-se um número de iteração superior. Desta forma pode-se atribuir a superioridade do método de REGULA-FALSI. O número de iterações necessário para os métodos de NEWTON e BROYDEN deve-se a necessidade de determinar a matriz Jacobiana das equações durante os procedimentos de linearização.

É constatado na literatura que os métodos de NEWTON e BROYDEN utilizam meios de aceleração da convergência. Já o método de REGULA-FALSI é considerado lento com relação a convergência e dependem do grau de não linearidade das equações. Há a possibilidade do método se comportar de maneira desfavorável em situações críticas de convergência.

Tabela 3.1 Condições operacionais do caso 1

CONDIÇÕES OPERACIONAIS	
SÓLIDO	
Vazão (kg/min)	35.0
Umidade (kg/kg)	0.2
Temperatura (K)	300.0
AMBIENTE	
Temperatura (K)	300.0
Umidade (kg/kg)	0.006
GÁS	
Vazão (kg/min)	40.0
Aquecimento (kW)	40.0
SECADOR	
Número de estágios	1
Orientação de Fluxo	CONTRACORRENTE
Comprimento (m)	0.3
Reciclo	SEM RECICLO

Tabela 3.2 Condições operacionais do caso 2

CONDIÇÕES OPERACIONAIS	
SÓLIDO	
Vazão (kg/min)	40.0
Umidade (kg/kg)	0.2
Temperatura (K)	300.0
AMBIENTE	
Temperatura (K)	300.0
Umidade (kg/kg)	0.006
GÁS	
Vazão (kg/min)	70.0
Aquecimento (kW)	70.0
SECADOR	
Número de estágios	1
Orientação de Fluxo	CONTRACORRENTE
Comprimento (m)	0.3
Reciclo	SEM RECICLO

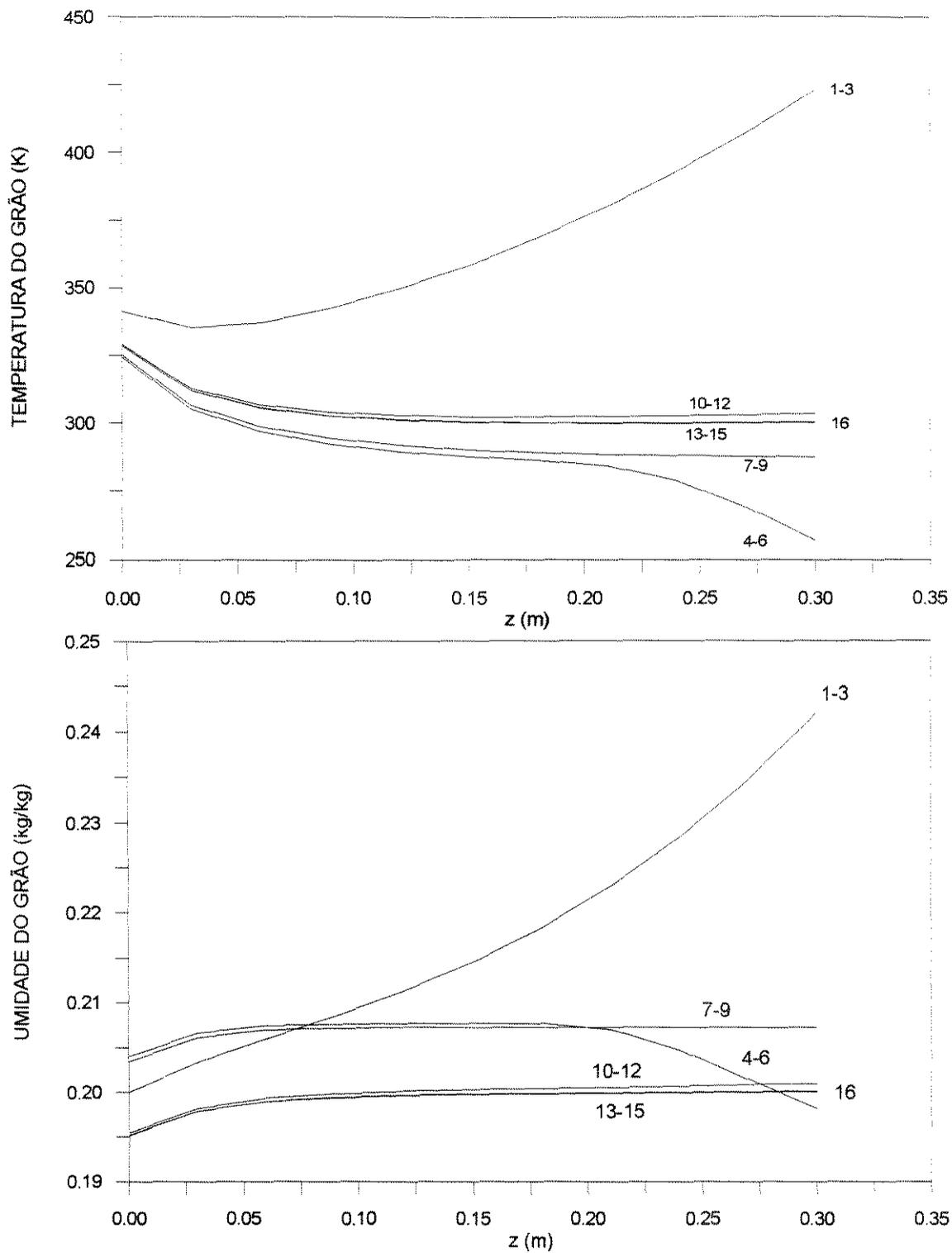


Figura 3.1 Desempenho do método de NEWTON através de perfis obtidos durante a solução do modelo do secador com fluxo contracorrente.

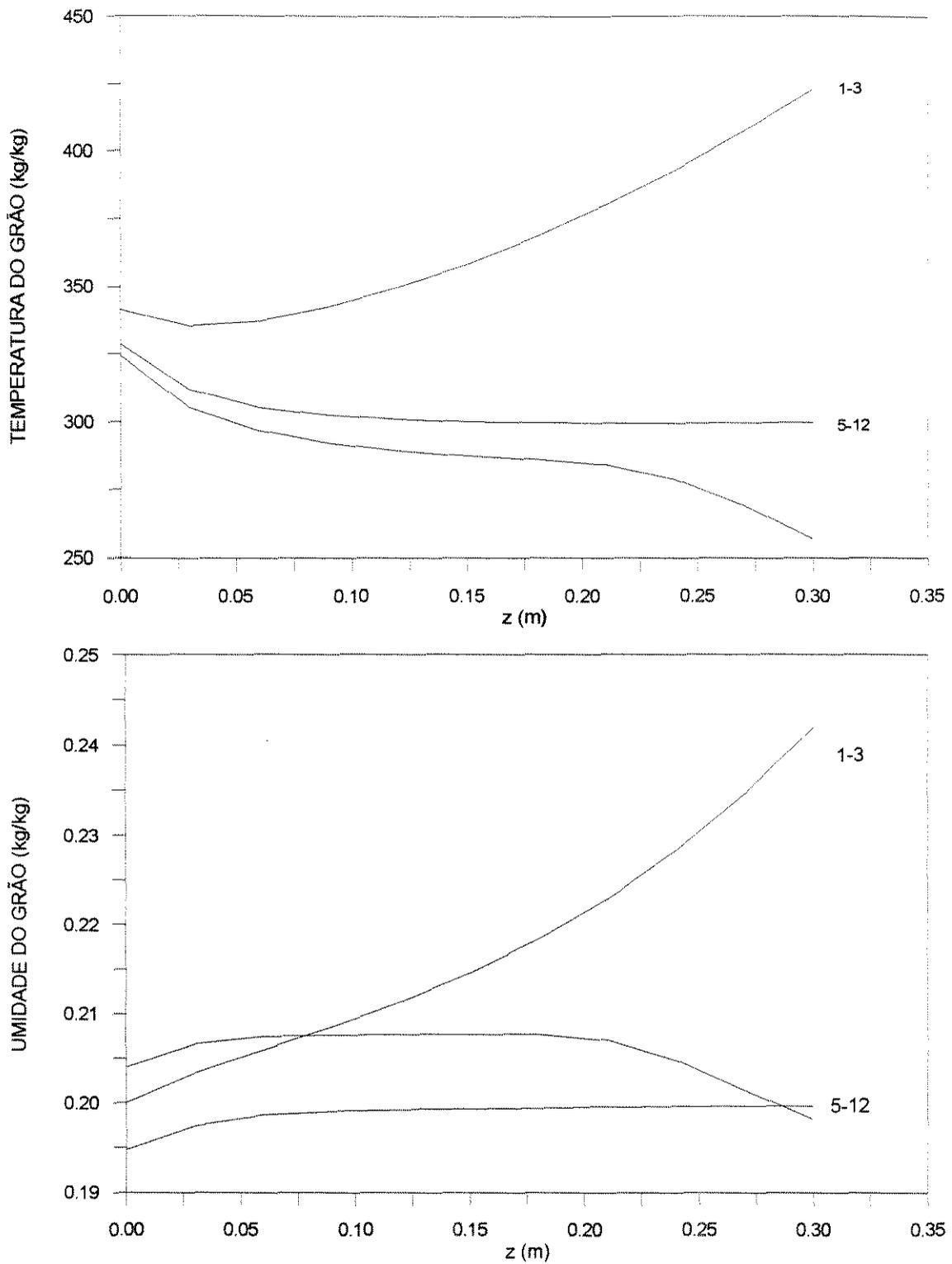


Figura 3.2 Desempenho do método de BROYDEN através dos perfis obtidos durante a solução do modelo do secador com fluxo contracorrente.

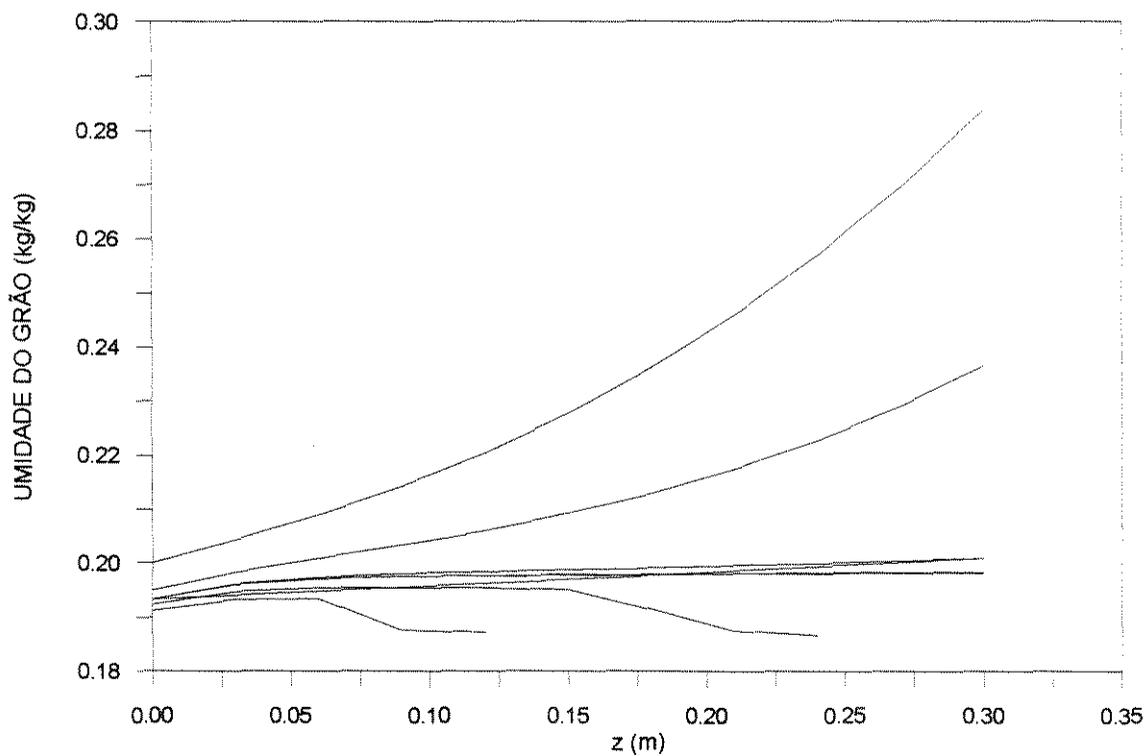
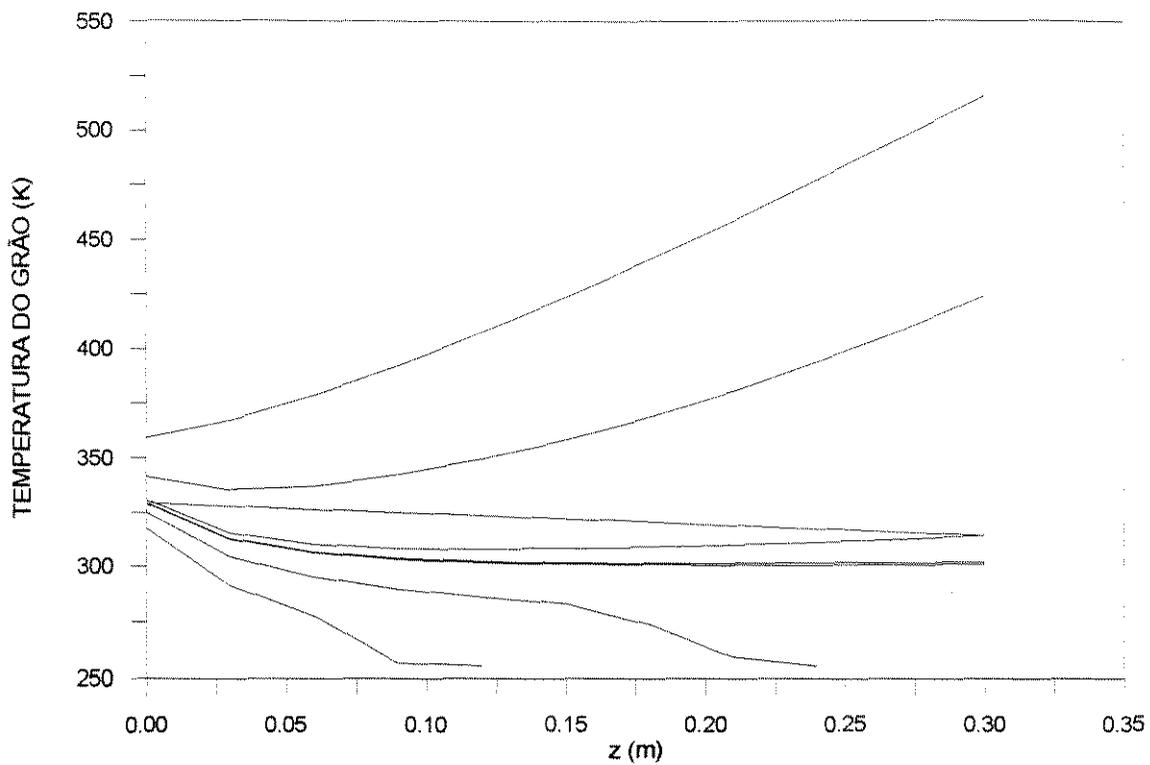


Figura 3.3 Desempenho do método REGULA-FALSI através de perfis obtidos durante a solução do modelo do secador com fluxo contracorrente.

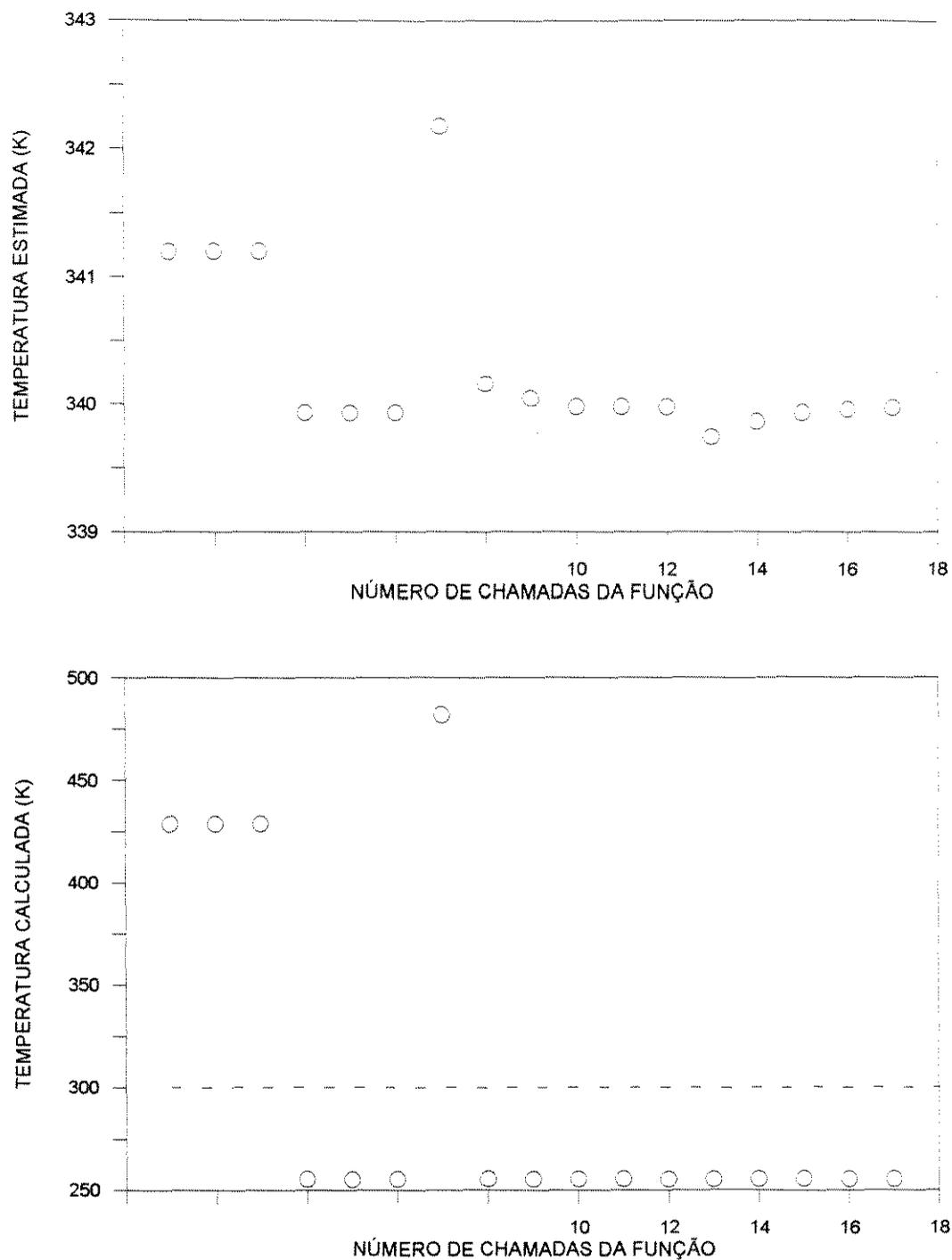


Figura 3.4 Desempenho do método de NEWTON durante a solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (temperatura do grão)

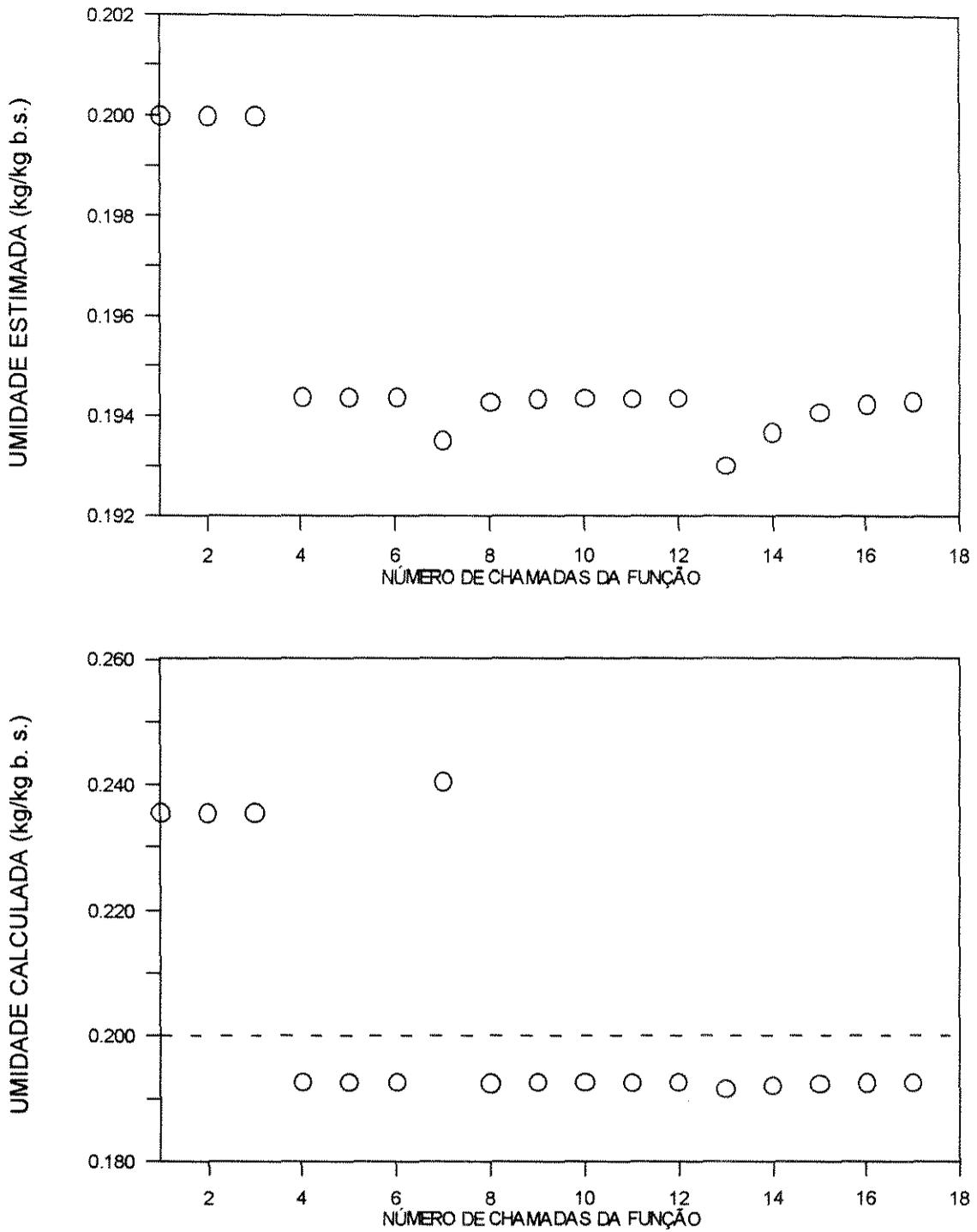


Figura 3.5 Desempenho do método de NEWTON durante a solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (umidade do grão).

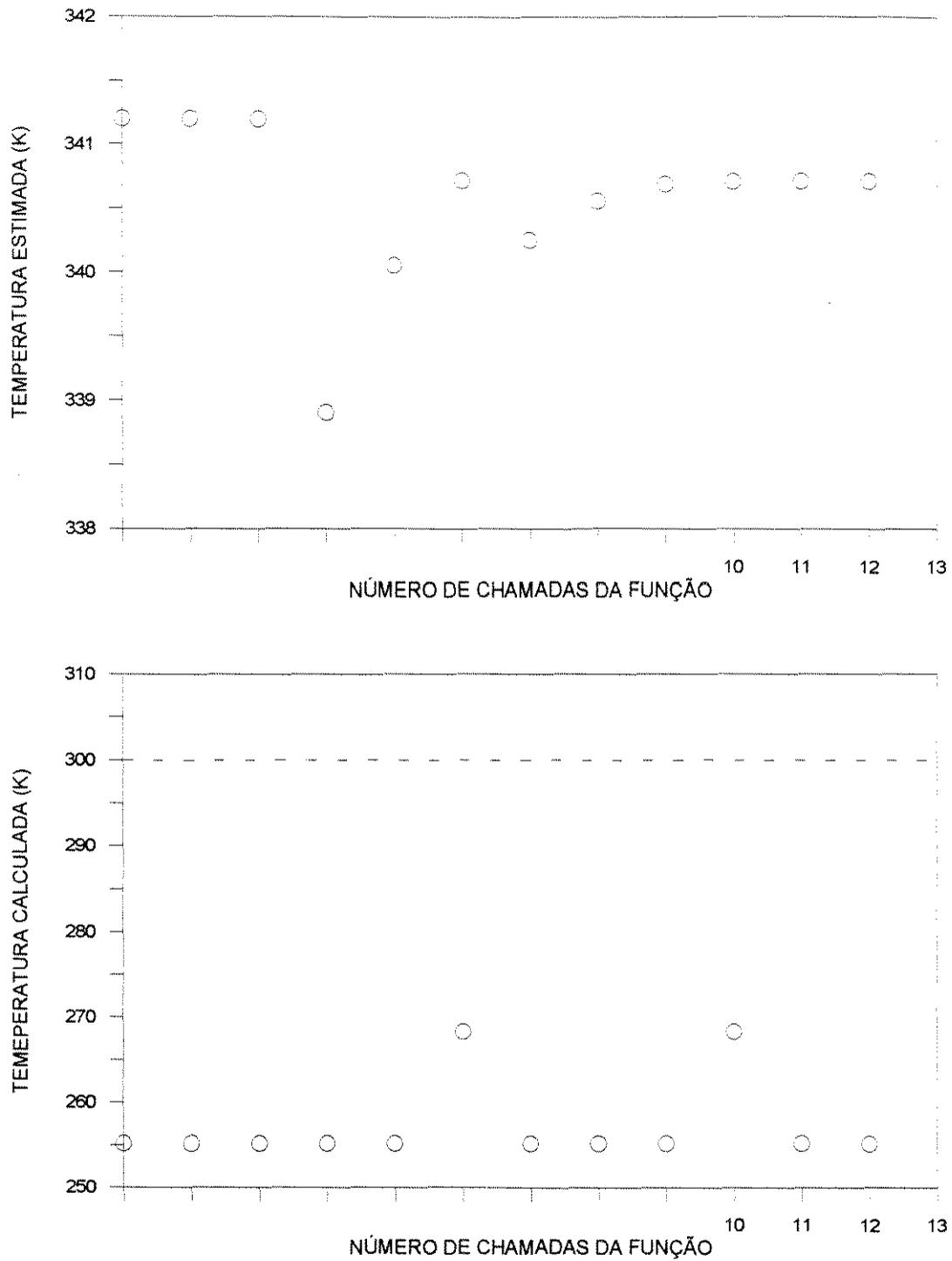


Figura 3.6 Desempenho do método de BROYDEN durante a solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (temperatura do grão).

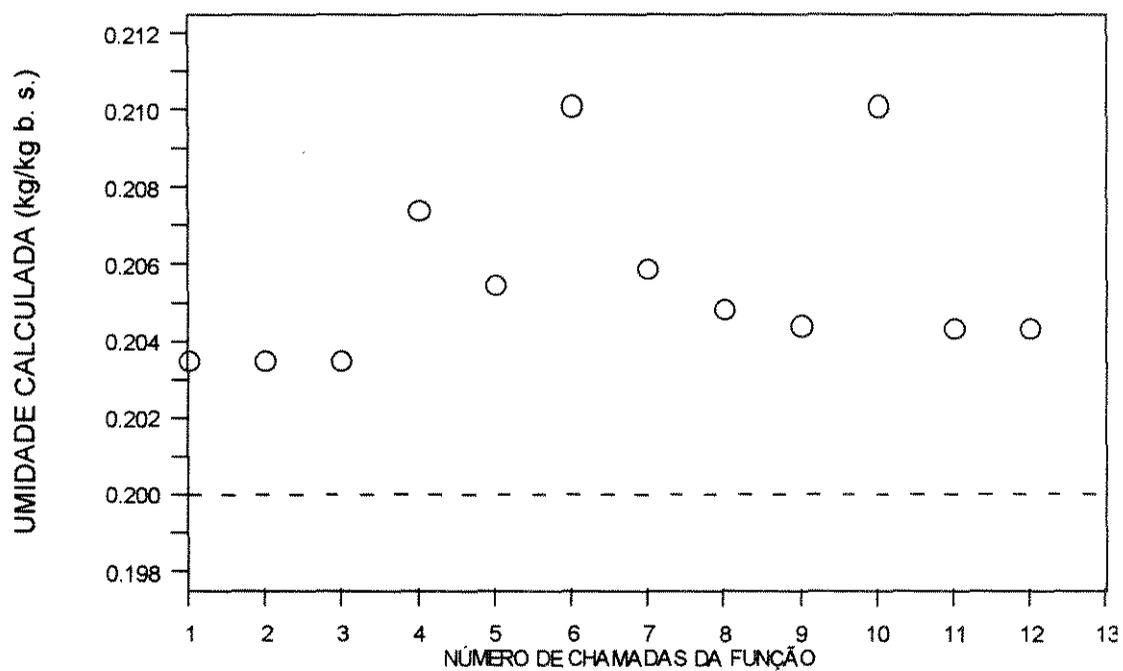
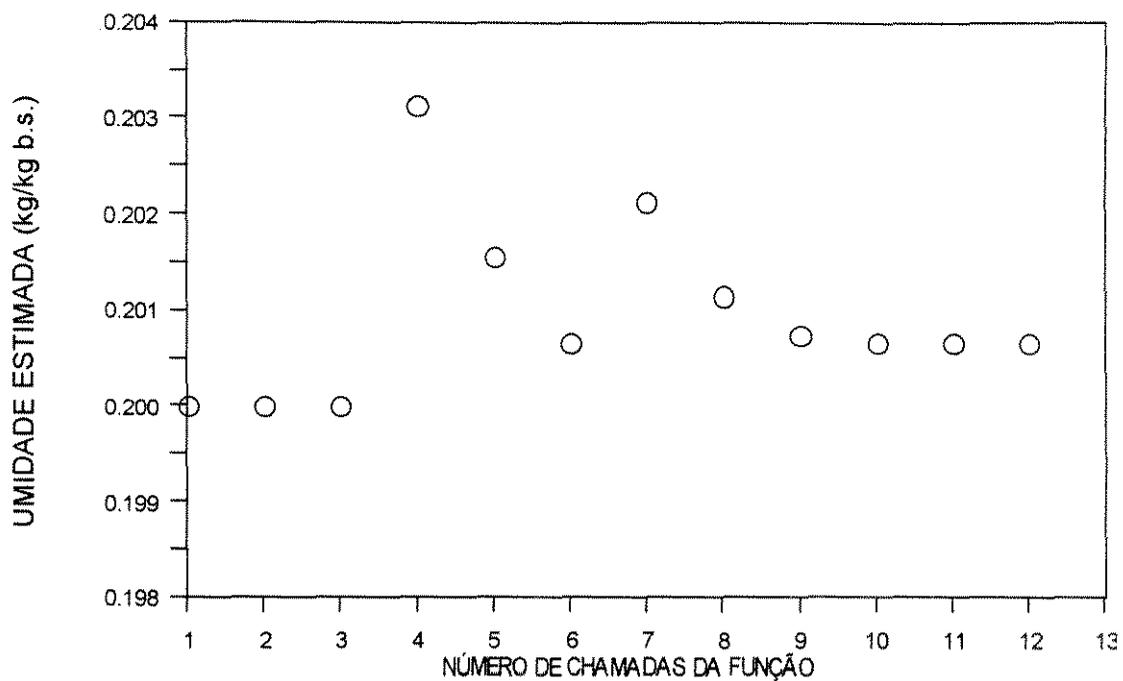


Figura 3.7 Desempenho do método de BROYDEN durante a solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (umidade do grão).

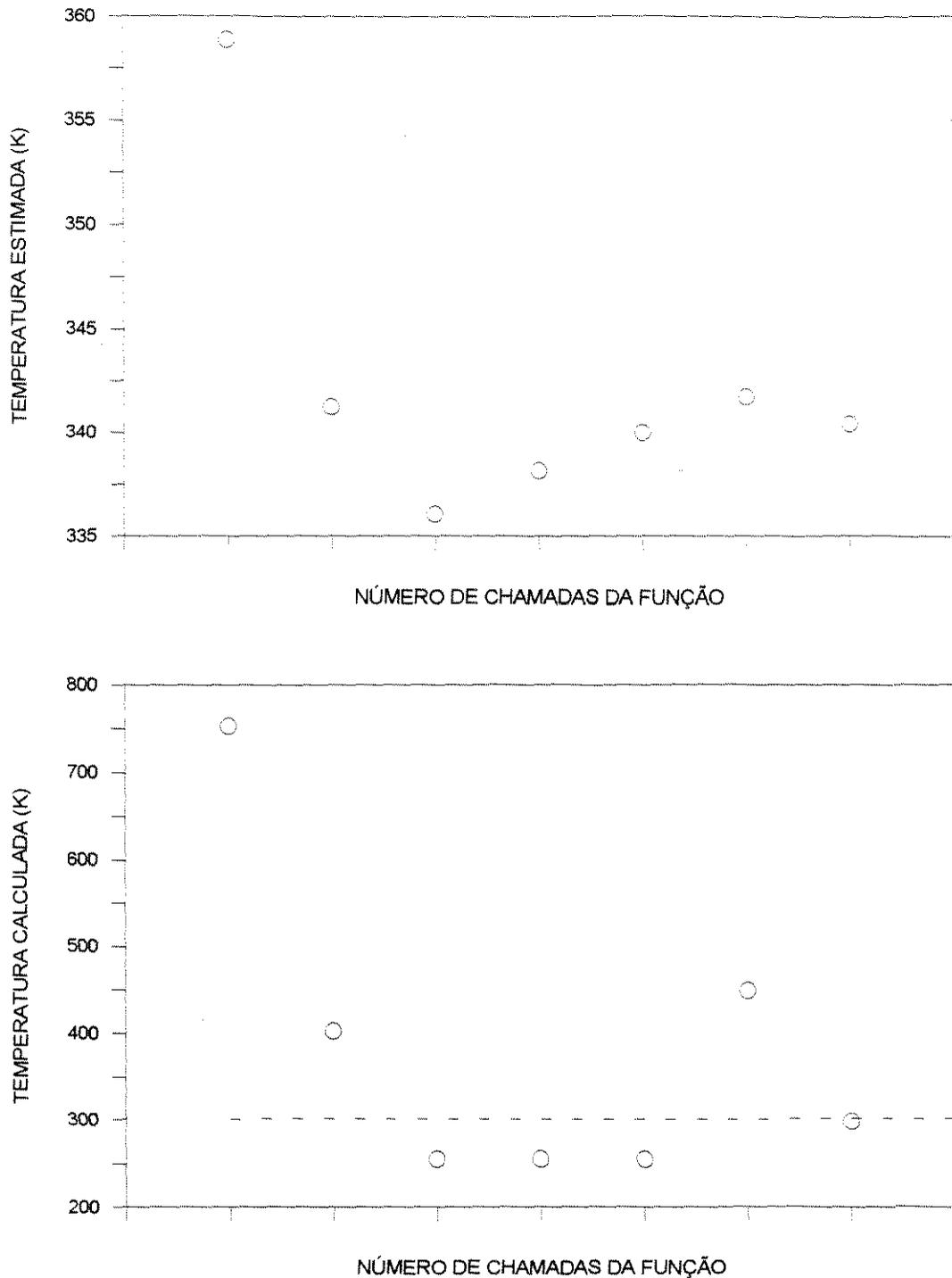


Figura 3.8 Desempenho do método de REGULA FALSI durante a solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (temperatura do grão).

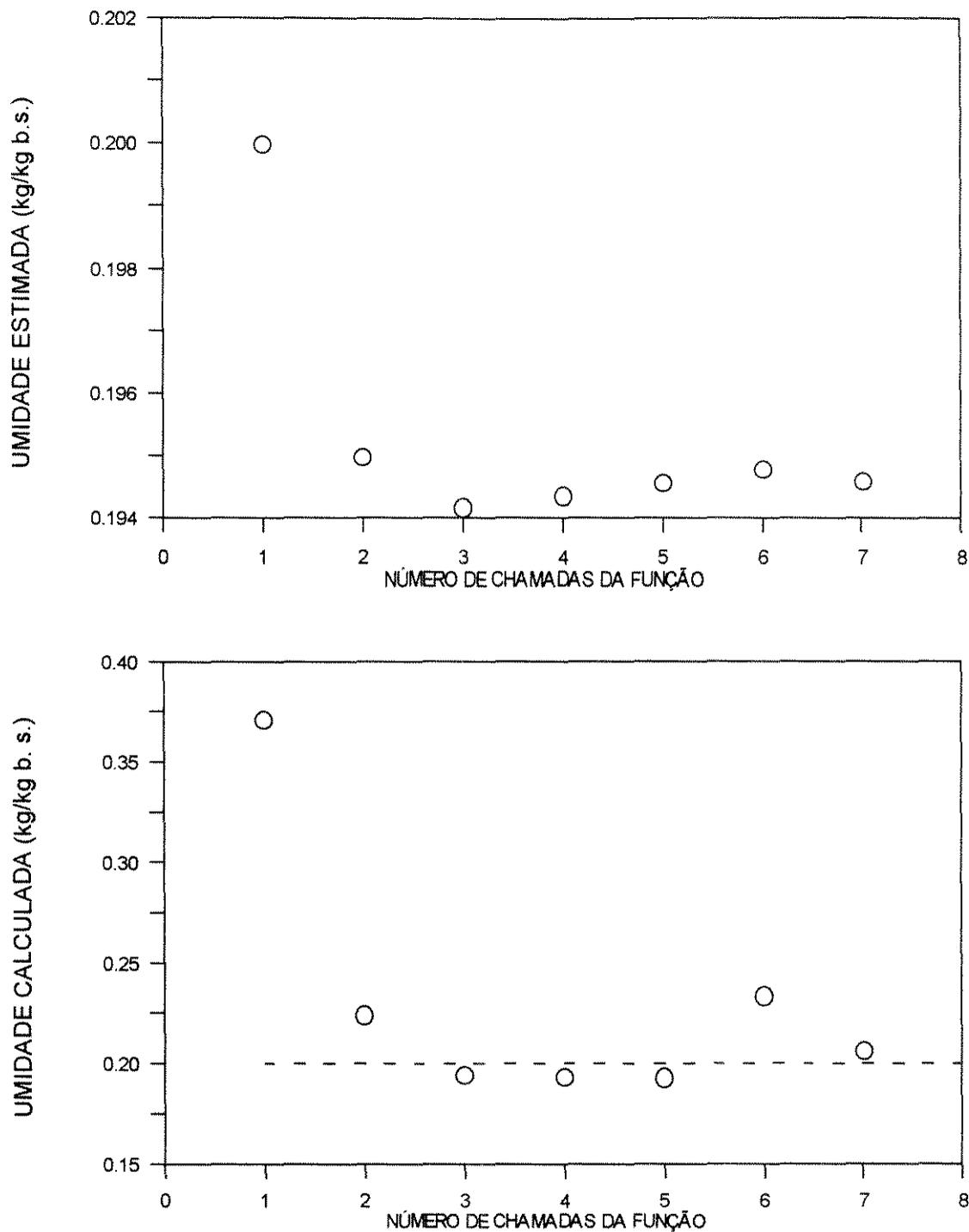


Figura 3.9 Desempenho do método de REGULA FALSI durante a solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (umidade do grão).

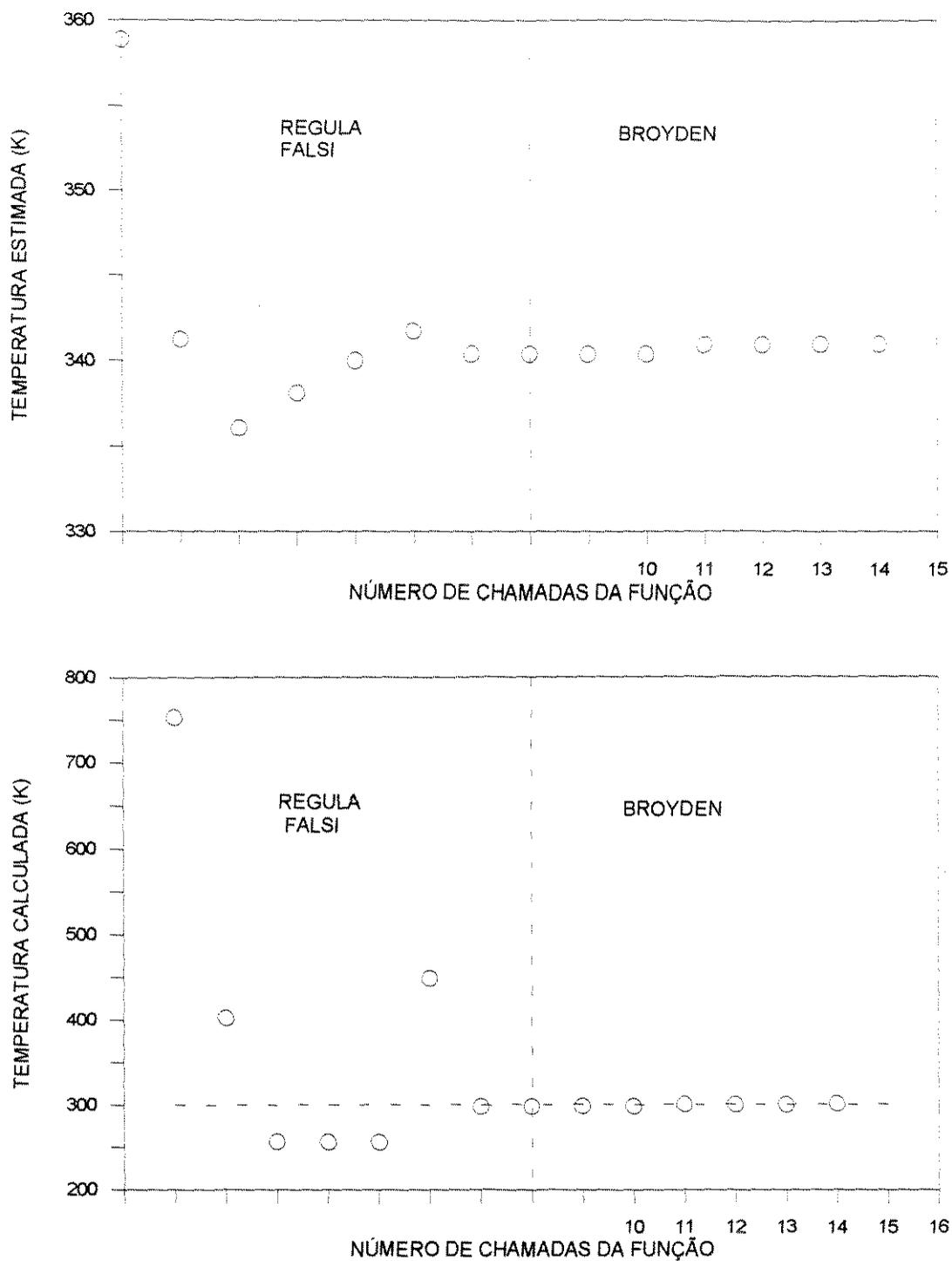


Figura 3.10 Desempenho do método de REGULA FALSI seguido do método de BROYDEN durante a solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (temperatura do grão).

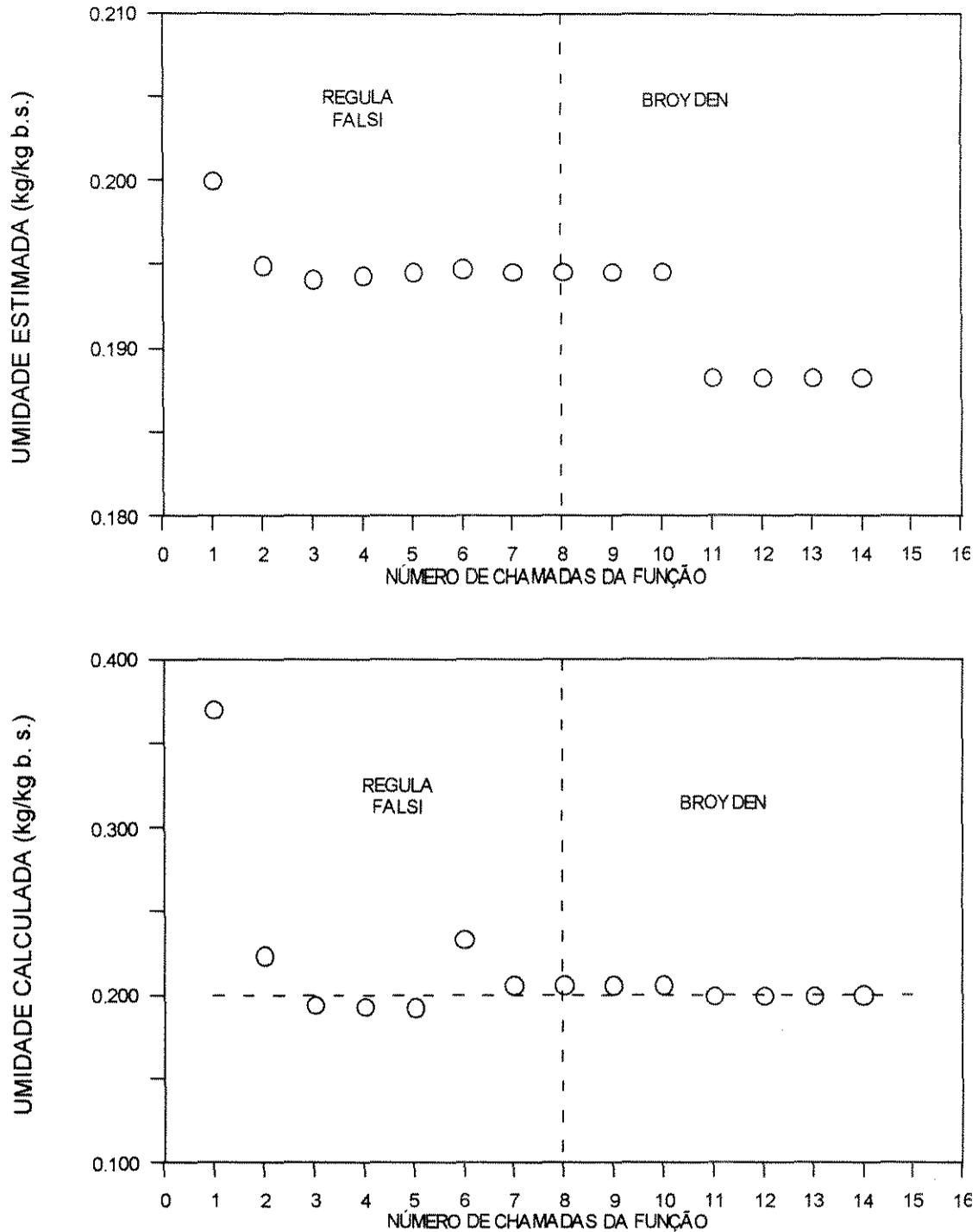


Figura 3.11 Desempenho do método de REGULA FALSI seguido do método de BROYDEN durante a solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (umidade do grão).

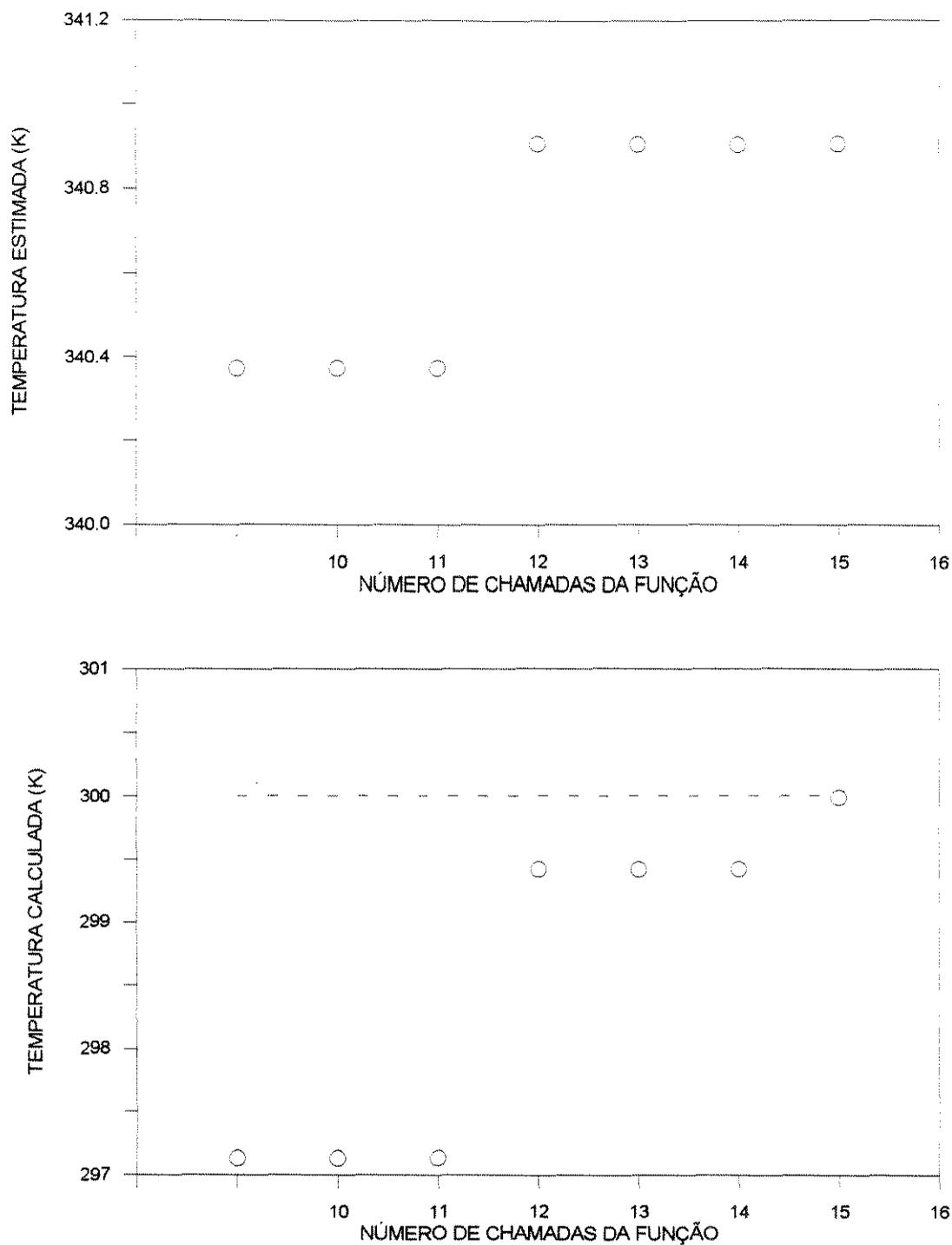


Figura 3.12 Desempenho do método de BROYDEN durante o refinamento da solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (temperatura do grão).

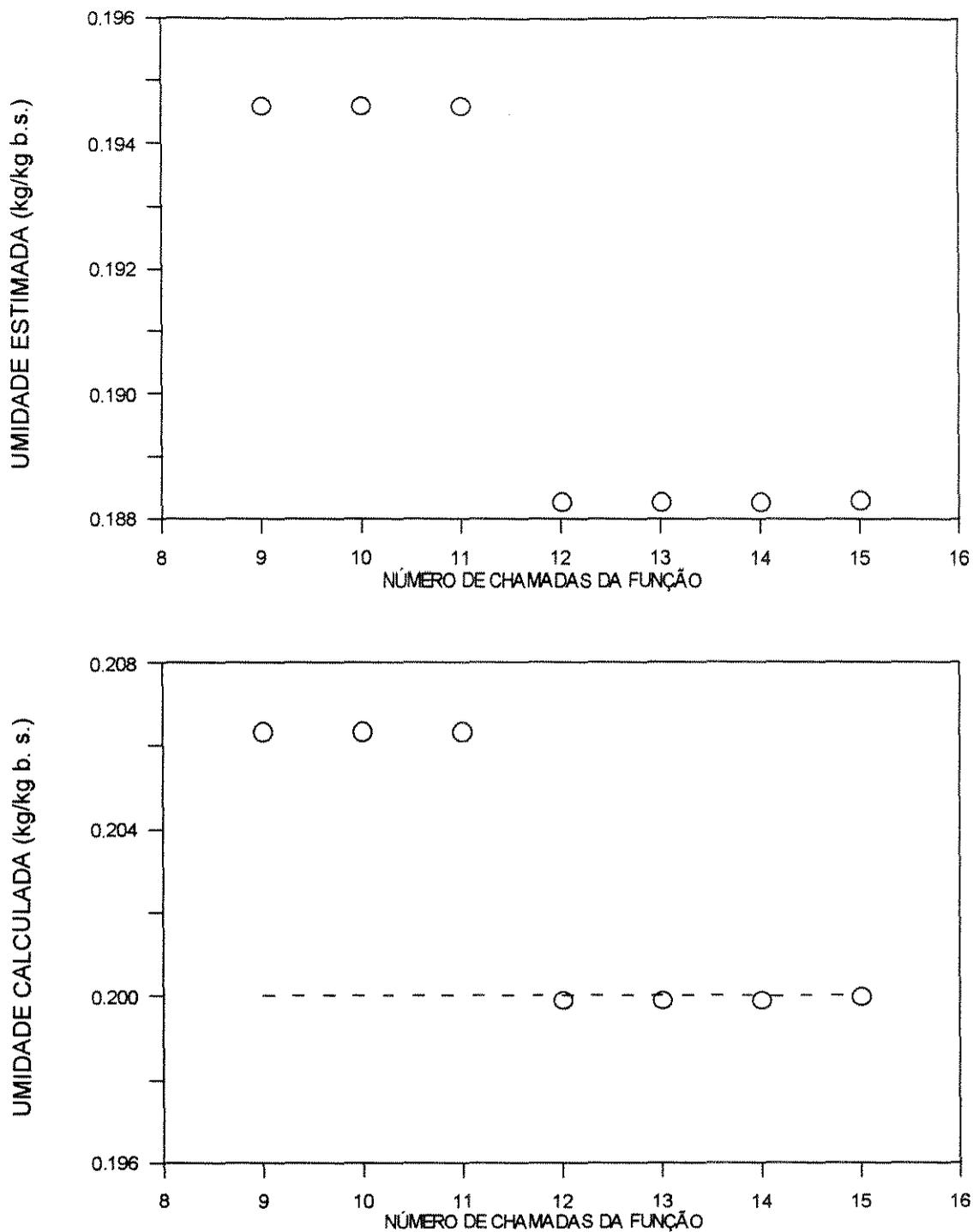


Figura 3.13 Desempenho do método de BROYDEN durante o refinamento da solução do modelo do secador em fluxo contracorrente (umidade do grão).

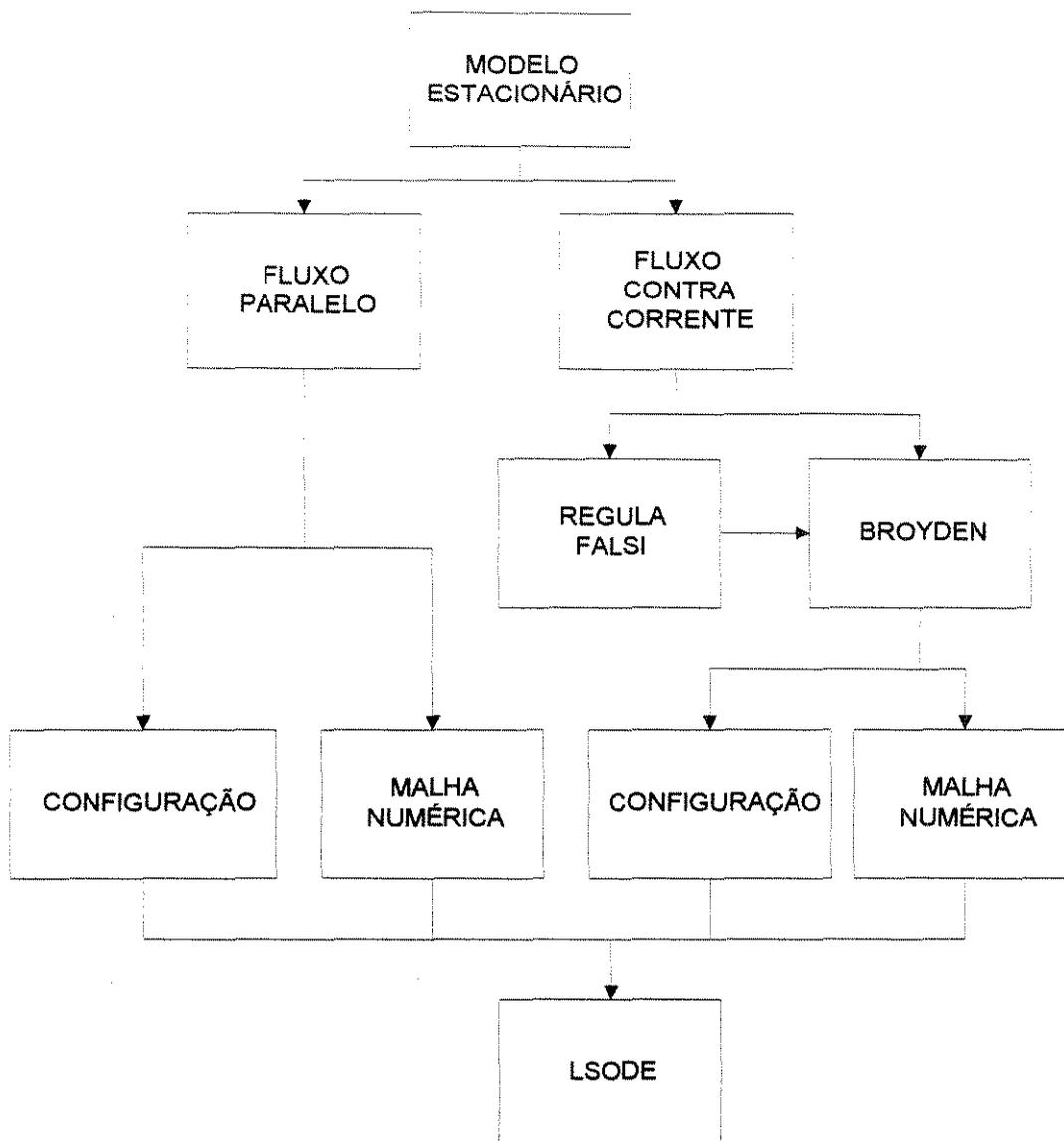


Figura 3.14 Esquema representando as diferenças entre as soluções do modelo do secador em estado estacionário com relação à orientação de fluxo (paralelo ou contracorrente).

Os desempenhos dos métodos para o segundo caso são avaliados através de análise das figuras 3.4 à 3.16. As condições neste caso são mais críticas de que para o caso 1, devido o aumento da vazão e do aquecimento do gás. Os métodos de NEWTON e BROYDEN não apresentaram convergência como pode ser observado através da figuras 3.4, 3.5, 3.6 e 3.7. Apenas o método de REGULA-FALSI apresentou resultados satisfatórios (figuras 3.8 e 3.9). No entanto, observa-se que para o conteúdo de umidade do sólido, o método de REGULA-FALSI não alcançou uma exatidão suficiente. Para obter uma resposta mais exata foi necessário efetuar um refinamento com o método de BROYDEN. Estes resultados podem ser observados através das figuras 3.10, 3.11, 3.12 e 3.13.

3.2.3 Descrição das rotinas empregadas na solução do modelo do estado estacionário

Na figura 3.14 é apresentado um esquema dos procedimentos utilizados na solução do modelo do estado estacionário tanto para a seção com fluxo paralelo como para a seção com fluxo contracorrente. A solução para cada orientação de fluxo tem suas características particulares.

A solução do modelo que representa o estado estacionário de uma seção com fluxo paralelo segue os seguintes procedimentos:

1. Definir as condições iniciais através da interface CONFIGURAÇÃO.
2. Definir a MALHA NUMÉRICA a ser usada na etapa de solução do modelo dinâmico. A MALHA NUMÉRICA pode ser formada para utilização do método das DIFERENÇAS FINITAS ou da COLOCAÇÃO ORTOGONAL.
3. Integrar o problema PVI na MALHA NUMÉRICA definida na etapa anterior através da rotina LSODE.
4. Se existe reciclo de gás no sistema, repetir a etapa 1, atualizando as condições iniciais. A solução é iterativa até alcançar o estado estacionário.

A solução do modelo que representa o estado estacionário para uma seção com fluxo contracorrente obedece à seguinte ordem:

1. Definir as condições de contorno da seção através da interface CONFIGURAÇÃO.
2. Transformar o PVC em um PVI, estimar o conteúdo de umidade e temperatura na saída da seção e inicializar o método de REGULA-FALSI.
3. Integrar o PVI com a rotina LSODE.
4. Teste do erro em relação à uma tolerância especificada para o método de REGULA-FALSI. Se o teste for positivo o procedimento passa para a fase seguinte e se for negativo o procedimento volta à etapa 2 com a definição de uma estimativa melhorada.

5. Refinar a solução através do método BROYDEN, tomando como estimativa inicial a solução obtida pelo método de REGULA-FALSI.
6. Integrar o PVI através da rotina LSODE.
7. Teste de erro em relação a uma tolerância especificada para o método de BROYDEN. Se o teste for positivo, o procedimento passa para fase seguinte e se for negativo, o procedimento é retornado a etapa 5 com a atualização da estimativa.
8. Definir a MALHA NUMÉRICA usada na etapa de solução do modelo dinâmico. A MALHA NUMÉRICA pode ser formada para utilização do método das DIFERENÇAS FINITAS ou da COLOCAÇÃO ORTOGONAL.
9. Integrar o problema PVI nos pontos da MALHA NUMÉRICA através da rotina LSODE.
10. Se existir reciclo de gás no sistema, repetir da etapa 1, atualizando as condições de contorno através da interface CONFIGURAÇÃO. A solução é iterativa até alcançar o estado estacionário.

3.3 Solução do Modelo Dinâmico

A maioria da literatura consultada apresenta o uso do método das DIFERENÇAS FINITAS nas discretizações do modelo dinâmico dos secadores em leito fixo, fluxo cruzado, fluxo paralelo e fluxo contracorrente.

CURTOIS(1995) obteve a solução de um modelo dinâmico de um secador com fluxo misto composto por um sistema de equações diferenciais ordinárias para o grão e equações diferenciais parciais para o gás. O sistema de equações diferenciais ordinárias foi integrado através do método EULER e o sistema equações diferenciais parciais foi solucionado através de um método de integração semi-implícito (explícito no espaço e semi-implícito no tempo).

KIRANOUDIS et alli (1995) desenvolveram um modelo dinâmico de um secador de esteira para examinar o comportamento dinâmico e a controlabilidade. O modelo é composto por duas equações diferenciais parciais hiperbólicas, representando

os balanços de massa e energia no sólido e de quatro equações diferenciais ordinárias, representando os balanços de massa e energia do gás, tanto no secador como no trocador de calor. As equações diferenciais ordinárias foram integradas usando o método GEAR para sistemas rígidos através de DGEAR/IMSL. As equações diferenciais parciais foram discretizadas, usando o método de volumes de controle sugeridas por PATANKAR(1980), obtendo um sistema algébrico não linear.

ELTIGANI e BAKKER-ARKEMA(1987) usaram DIFERENÇAS FINITAS para obter a solução de um modelo dinâmico, formado por quatro equações diferenciais parciais hiperbólicas para um secador em fluxo cruzado. Devido à necessidade de um grande tempo de computação para obter a solução, o modelo diferencial foi substituído por equações empíricas no projeto de um sistema de controle do secador.

WHITEFIELD(1986) adaptou um modelo representando o estado estacionário para simular o comportamento dinâmico de um secador em fluxo misto com um estágio.

RUNSEY(1986) desenvolveu um modelo dinâmico de um secador em fluxo cruzado, constituído por um sistema de equações diferenciais parciais. O método das DIFERENÇAS FINITAS e um método de integração implícito foram usados para a solução do referido sistema.

MOREIRA e BAKKER-ARKEMA (1990) usaram o modelo desenvolvido por MOREIRA(1989) para um secador em fluxo paralelo. O modelo é similar ao obtido por LAW e PARRY (1983) na definição de um modelo geral de secador de grão em fluxo contínuo. Para a solução do modelo, formado por quatro equações parciais hiperbólicas, usaram o método das DIFERENÇAS FINITAS.

NAON et alli(1995) utilizaram um modelo dinâmico para ser usado no projeto de um secador industrial de borracha natural. O modelo é formado por um sistema de equações diferenciais parciais. A solução do modelo foi obtida através de discretização no espaço, utilizando diferenças anteriores(solução explícita) e através de discretização no tempo, usando diferenças posteriores (solução implícita).

COSTA e FIGUEIREDO(1993) desenvolveram uma técnica numérica para obter a solução de um sistema de equações diferenciais parciais na simulação de um secador em leito fixo. A técnica numérica consiste na discretização no tempo através de um esquema semi-implícito (CRANK-NICOLSON) e na discretização do espaço

através de um esquema explícito, transformando o sistema de equações diferenciais parciais em um sistema de equações algébricas não lineares. O sistema algébrico é reduzido a uma equação e uma incógnita através de manipulações algébricas. A solução da equação resultante é obtida através do método de NEWTON-RAPHSON.

PLATT et Alli (1991) desenvolveram um modelo dinâmico para um secador em fluxo cruzado. O modelo é formado por um sistema de equações diferenciais parciais hiperbólicas. As diferenciais relacionadas ao espaço são discretizadas através das DIFERENÇAS FINITAS, transformando o sistema de equações diferenciais parciais em um sistema de equações diferenciais ordinárias. Esta técnica é chamada de método das linhas (DAVIS, 1984). A solução do sistema de equações diferenciais ordinárias foi obtida através do método de integração GEAR. A solução do modelo em um VAX 11/785 para uma malha numérica de 5 x 8 durou cerca de 38 minutos e para uma malha de 14 x 14, foi necessário 23 horas para alcançar a solução completa.

Observa-se na literatura citada, que os autores apresentam procedimentos comuns para obter a solução do modelo dinâmico de secadores. A solução numérica de uma equação diferencial é caracterizada por uma transformação do meio contínuo para o meio discreto. Existem diversos métodos de executar esta transformação e a diferença entre eles está relacionada à forma de discretização de ambas variáveis espacial e temporal. Pode-se destacar três formas de obter a discretização das equações:

- Discretização das diferenciais relacionadas ao tempo e espaço, aplicando um esquema implícito ou semi-implícito para variável temporal e um esquema explícito para a variável espacial. O procedimento transforma o sistema de equações diferenciais parciais em um sistema de equações algébricas não lineares, normalmente de difícil convergência;
- Discretização das diferenciais relacionadas ao espaço, formando um sistema de equações diferenciais ordinárias no domínio do tempo (método das linhas). A solução do sistema EDO é obtida através de um método de integração numérica.
- Simplificação do modelo matemático através da eliminação das diferenciais temporais relacionadas aos balanços de massa e energia para o gás, transformando o modelo dinâmico em um sistema híbrido de EDO

para o gás e de EDP para o grão. A solução das equações são obtidas através dos procedimentos de discretização já citados anteriormente.

PARRY(1983), citado por WANG(1993), afirma que após uma revisão da literatura disponível sobre a solução numérica de equações hiperbólicas, nenhum dos esquemas que utilizam o método das DIFERENÇAS FINITAS foi adequado. A solução do seu modelo foi obtido através dos métodos das CARACTERÍSTICAS e “SPLINE”.

O método das CARACTERÍSTICAS é considerado o método mais adequado para a solução de equações diferenciais parciais hiperbólicas, porque tem a capacidade de tratar os problemas caracterizados por choque de ondas. Esta particularidade é comum a este tipo de equação. O método das características consiste em modificar a formulação do modelo a partir de uma abordagem euleriana para uma abordagem lagrangeana. As descontinuidades que ocorrem durante os testes dinâmicos do modelo são propagadas através de uma onda característica e portanto não provocam os fenômenos de dispersão que influenciam os cálculos nos outros pontos do espaço. No entanto, a implementação computacional deste método, especialmente envolvendo um conjunto de equações hiperbólicas de características distintas, é bastante complicada. Esta complexa implementação apresenta como resultados negativos o aumento do esforço computacional e a necessidade de armazenar grande quantidade de dados. Além disso, a solução de sistema de equações parciais proposto neste trabalho tem a finalidade de representar a saída do bloco PROCESSO numa malha de controle. Se o método das CARACTERÍSTICAS apresenta como condição necessária a transformação das variáveis independentes (tempo e espaço) em variáveis hipotéticas através da passagem da abordagem “euleriana” para a “lagrangena”, a interface do modelo do processo com os outros elementos da malha de controle, torna-se mais complicada. A manutenção da abordagem “euleriana” deve ser mantida e o método numérico usado para obter a solução do modelo deve tratar a variável temporal de maneira explícita.

Numa tentativa de obter um procedimento mais apropriado para a solução numérica do modelo dinâmico do secador, foi proposto o seguinte esquema: discretização em relação a variável espacial através do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL e integração numérica no tempo através do método de GEAR para sistemas rígidos, usando o GEAR Solver (1974).

3.3.1 Discretização pelo método das DIFERENÇAS FINITAS

O método das DIFERENÇAS FINITAS consiste na discretização de um meio contínuo através da aplicação da série de Taylor nos pontos nodais de uma malha numérica especificada. No processo de discretização ocorre a formação de um erro associado ao truncamento dos termos superiores da série de Taylor. Este erro pode ser minimizado se for tomado um grande número de pontos nodais na malha numérica. O aumento do número de pontos nodais tem o inconveniente de incrementar o tempo computacional durante a solução do sistema de equações algébricas.

O aumento do tempo computacional inviabiliza o uso do método na avaliação da política operacional do processo, bem como no desenvolvimento de procedimentos de controle em tempo real.

3.3.2 Discretização pelo método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL

O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL foi escolhido para substituir o método das DIFERENÇAS FINITAS na etapa de discretização do modelo matemático do secador. O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL consiste em representar os termos da equação diferencial por polinômios nodais. A aproximação polinomial para o caso estudado transforma o sistema de equações diferenciais parciais em um sistema de equações diferenciais ordinárias. Em seguida, o sistema formado pode ser integrado numericamente através da rotina LSODE.

O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL pertence a uma classe de métodos que são chamados de RESÍDUOS PONDERADOS, os quais utilizam a minimização de um resíduo para obter a solução de equações íntegro-diferenciais. O resíduo representa a resultante da substituição da função de aproximação escolhida na equação diferencial original. Outras possíveis variações dos métodos dos RESÍDUOS PONDERADOS são o método de GALERKIN, o método dos momentos e o método da COLOCAÇÃO. VILLADSEN e MICHELSEN (1978) analisam os métodos dos resíduos ponderados e mostram que os resultados mais acurados são obtidos, quando são usados o método de GALERKIN ou o método dos MOMENTOS. Por outro lado, estes métodos apresentam dificuldades em determinar a solução analítica das integrais das funções, obtidas com a definição do resíduo. O método da COLOCAÇÃO não apresenta esta dificuldade. No

entanto, a precisão é dependente do número e da localização dos pontos escolhidos, ou seja, em última instância do grau do polinômio utilizado.

Um nível de precisão semelhante aos métodos citados anteriormente é alcançado, quando os pontos de colocação são as raízes do polinômio nodal:

$$P_{NT} = P_{N+N_0+N_1} = x^{N_0} (1-x)^{N_1} p_N^{(\alpha,\beta)} \quad (3.1)$$

onde $p_N^{(\alpha,\beta)}$ é um polinômio de Jacobi.

As interpolações das variáveis dependentes e as discretizações das diferenciais no espaço são obtidas nos pontos de colocação através das expressões que representam o polinômio de Lagrange:

$$y(x_A) = \sum_{i=1}^{NT} l_i(x_A) y(x_i) \quad (3.2)$$

e sua primeira derivada:

$$\left(\frac{dy}{dx} \right)_{x=x_i} = \sum_{k=1}^{NT} l_k^{(1)}(x_i) y_k \quad (3.3)$$

A aplicação do polinômio de Lagrange e de sua derivada no modelo dinâmico do secador transforma o sistema de equações diferenciais parciais em um sistema de equações diferenciais ordinárias de primeira ordem. Desta maneira é possível usar um método de integração numérica para completar a solução.

A determinação dos polinômios de Jacobi e dos polinômios de Lagrange, bem como as raízes destes polinômios e dos pesos, foram efetuadas através das rotinas desenvolvida por VILLADSEN e MICHELSEN(1978).

3.3.3 Avaliação dos métodos das DIFERENÇAS FINITAS e da COLOCAÇÃO ORTOGONAL

Para avaliar o desempenho dos métodos, foram realizadas simulações com as especificações de determinadas condições operacionais como mostra a tabela 3.3. Os valores iniciais das variáveis estudadas ao longo do secador foram obtidas com a solução do modelo que representa o estado estacionário.

Durante a simulação, em $t = 1000$ s o secador é submetido à uma variação de grau sobre a temperatura do gás na entrada do secador de 127 para 227 C. A escolha de $t = 1000$ s deve-se à necessidade de esperar que a solução do modelo dinâmico alcance de maneira estável as condições iniciais de regime estacionário. A Figura 3.15 apresenta os perfis das variáveis estudadas ao longo do tempo e pode ser usada para comparar a solução de ambos os métodos (COLOCAÇÃO ORTOGONAL e DIFERENÇAS FINITAS). Observa-se que os perfis obtidos com o método das DIFERENÇAS FINITAS apresentam desvios em todas as variáveis estudadas em relação aos valores obtidos com a solução do modelo representando mesmo no estado estacionário.

Tabela 3.3 Condições operacionais usadas no teste de desempenho dos métodos das DIFERENÇAS FINITAS e COLOCAÇÃO ORTOGONAL.

CONDIÇÕES OPERACIONAIS	
Configuração	Paralelo
Comprimento do secador	0,80 m
Diâmetro do secador	1,00 m
Velocidade do ar	0,80 m/s
Velocidade do grão	16×10^{-3} m/s
CONDIÇÕES NA ENTRADA DO SECADOR	
Conteúdo de umidade do grão	0.1880 dec. base seca.
Umidade absoluta do ar	0.006 kg/kg
Temperatura do grão	46 C
Temperatura do ar	127 C

Tabela 3.4 Tempo de execução do simulador, usando o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL

POLINÔMIOS		NÚMEROS DE PONTOS DE COLOCAÇÃO		
		3	4	5
α	β	TEMPO DE EXECUÇÃO (s)		
0	0	10	16	20
0	1	10	16	20
1	1	11	16	23
0	1	11	16	22

Tabela 3.5 Tempo de execução do simulador, usando o método das DIFERENÇAS FINITAS.

NÚMERO DE PONTOS NODAIS	5	15	30
TEMPO DE EXECUÇÃO (s)	22	128	431

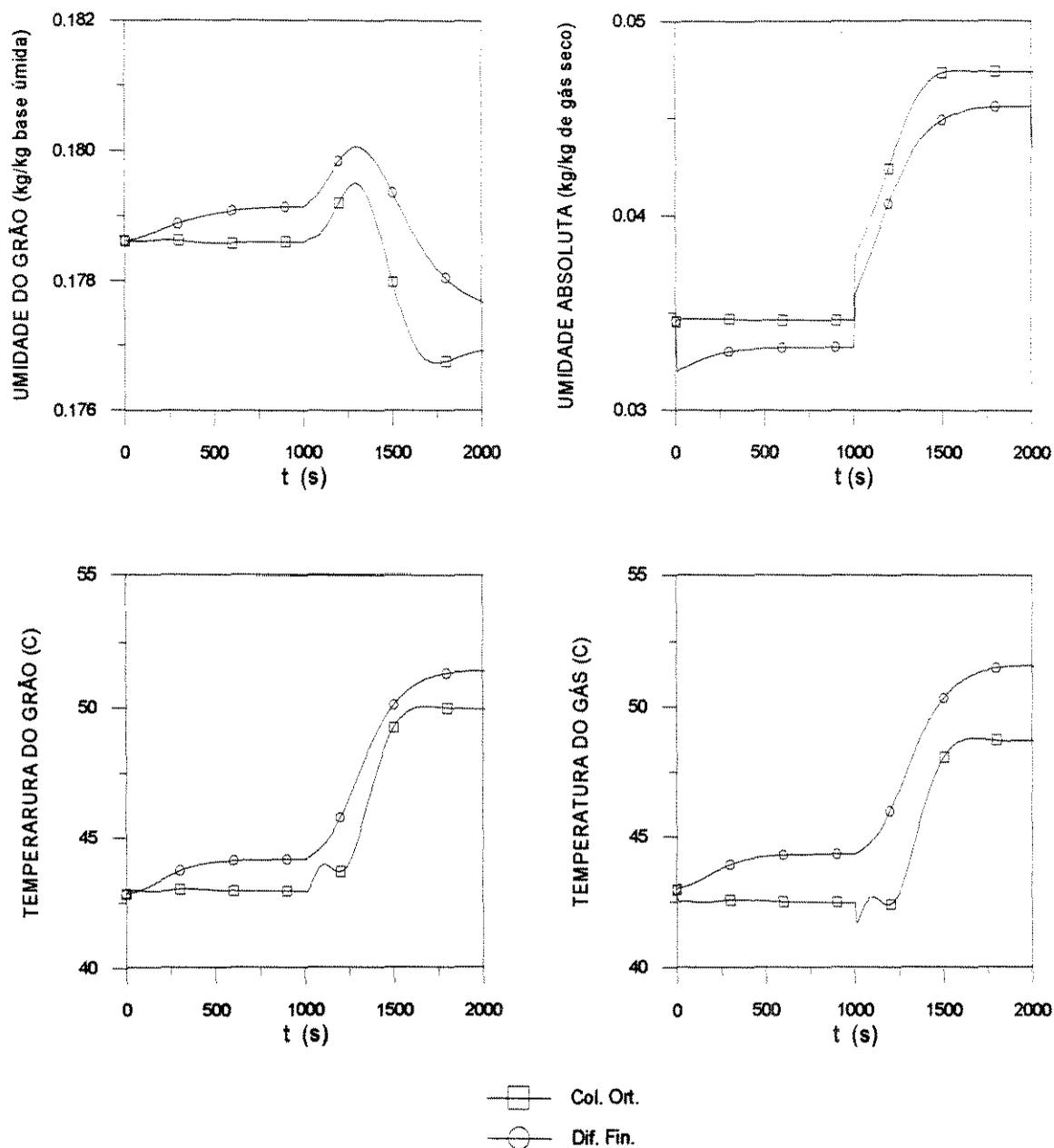


Figura 3.15 Resultados obtidos por simulação na saída do secador, devido a uma perturbação degrau sobre a temperatura do gás de 127 para 227 C na entrada do secador, utilizando 5 pontos na malha numérica.

Os resultados apresentados na tabela 3.5 revelam um significativo aumento no tempo de execução à medida que aumenta o número de pontos nodais, quando é usado o método das DIFERENÇAS FINITAS. Este fato é atribuído ao incremento de quatro equações diferenciais ordinárias a serem integradas e a adição de 4 linhas e 4 colunas na formação da matriz jacobiana. Por outro lado, o aumento do esforço computacional para um número reduzido de pontos nodais é atribuído à diminuição da precisão das DIFERENÇAS FINITAS, quando se aumenta a distância entre os pontos nodais. A redução na precisão força a rotina LSODE a manter o passo de integração pequeno, quando são executados os testes sistemáticos de erro em cada etapa de integração.

Os resultados referentes ao método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL mostraram um reduzido tempo de processamento, revelando a eficiência do método, independentemente da distância entre os pontos de colocação. Considerando que do ponto de vista prático, tem-se secadores com comprimentos iguais ou superiores aos estudados e a necessidade da montagem de várias seções no secador, pode-se afirmar que existe uma superioridade do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL frente ao método das DIFERENÇAS FINITAS em relação ao tempo de execução do programa.

A figura 3.16 apresenta as distribuições da temperatura do sólido ao longo do secador, quando o sistema alcança o regime estacionário. Observa-se, que a maior divergência está localizada entre a entrada e a metade do secador. Quanto maior o número de pontos nodais, utilizando o método das DIFERENÇAS FINITAS, maior é a aproximação da solução encontrada por COLOCAÇÃO ORTOGONAL com 5 pontos de colocação.

Através da figura 3.17, observa-se que o incremento do número de pontos de colocação tende a alcançar uma solução assintótica entre sucessivos incrementos. Esta observação leva à conclusão de que para um determinado número de pontos de colocação, um aumento posterior no número de pontos não favorece a uma situação de melhor exatidão. Por outro lado, foi verificado que o aumento do número de pontos de colocação provoca o aparecimento de oscilações indesejáveis. A frequência das oscilações são dependentes do número dos pontos de colocação.

A figura 3.18 e a figura 3.19 apresentam a solução em regime transiente na saída do secador. Nota-se que as menores diferenças foram obtidas com o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL para $N=5$ e com o método das DIFERENÇAS

FINITAS para $N=30$. A COLOCAÇÃO ORTOGONAL para $N=3$ exibiu a maior diferença em relação aos outros casos. Este resultado é atribuído ao uso de apenas um ponto de colocação interno.

A partir do resultados obtidos com o teste pode-se afirmar que:

- * Existe uma superioridade do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL frente as DIFERENÇAS FINITAS na solução do modelo dinâmico proposto.
- * O método das DIFERENÇAS FINITAS alcançou a mínima realização com a utilização de uma malha numérica com 30 pontos.
- * O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL é muito sensível à variação do número de pontos de colocação nas condições cobertas pelo teste. Entretanto com relação ao esforço computacional não houve grandes diferenças.
- * O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL apresenta oscilações indesejáveis para o caso da umidade do sólido. Para as demais variáveis estudadas os efeitos da oscilação são desprezíveis.

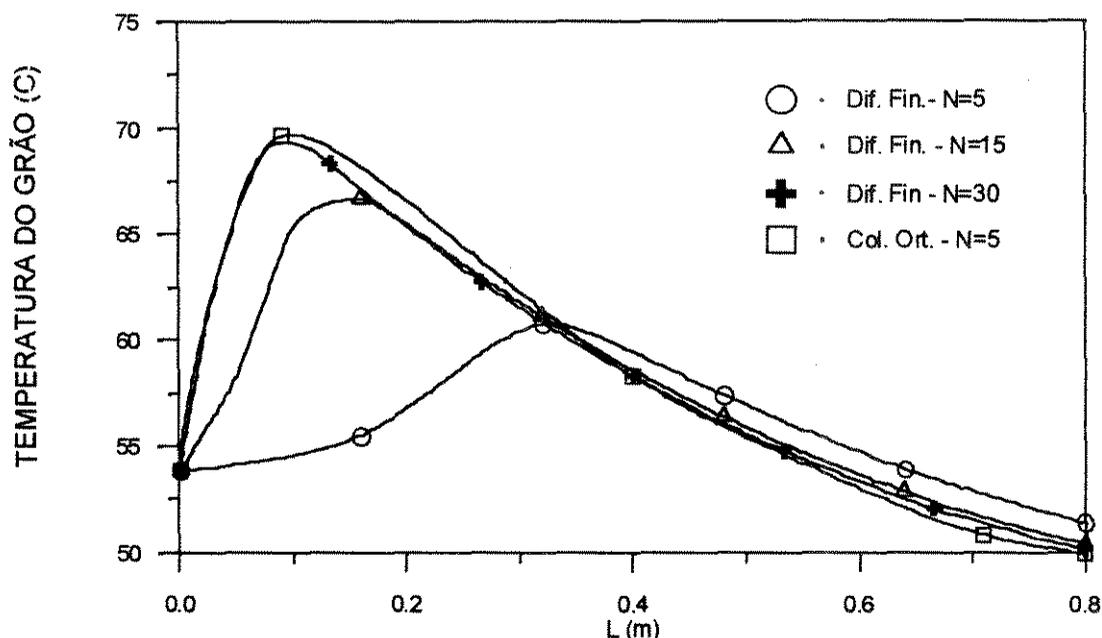


Figura 3.16 Comparação entre os resultados obtidos com os métodos da COLOCAÇÃO ORTOGONAL e DIFERENÇAS FINITAS em regime estacionário.

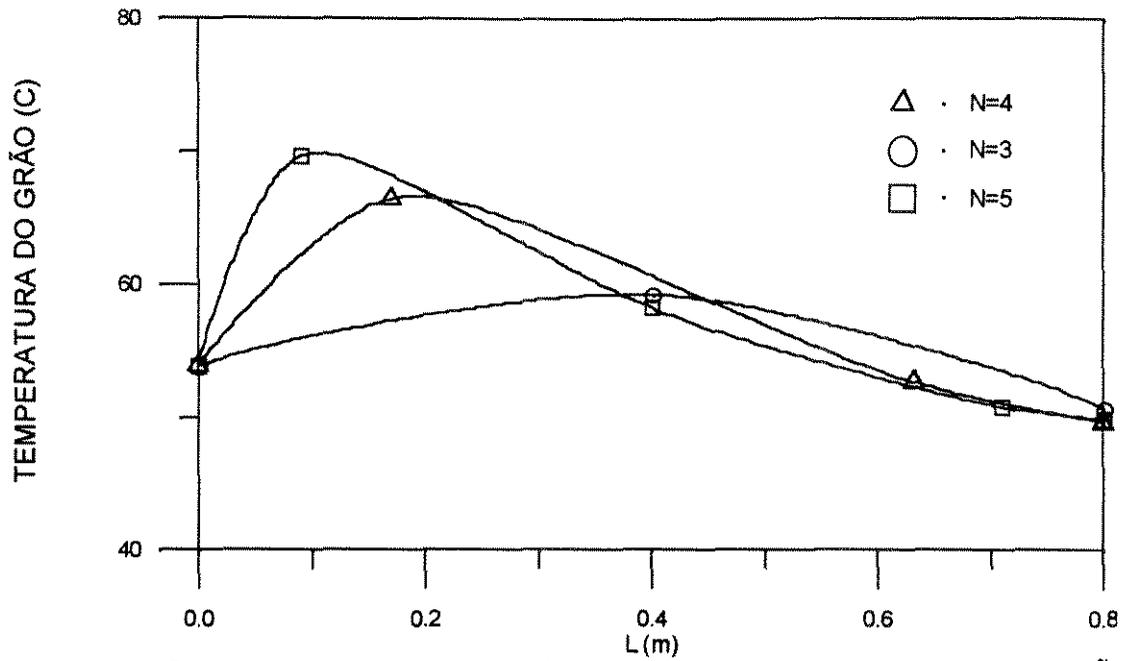


Figura 3.17 Comparação entre os resultados obtidos com os métodos da COLOCAÇÃO ORTOGONAL e DIFERENÇAS FINITAS em regime estacionário

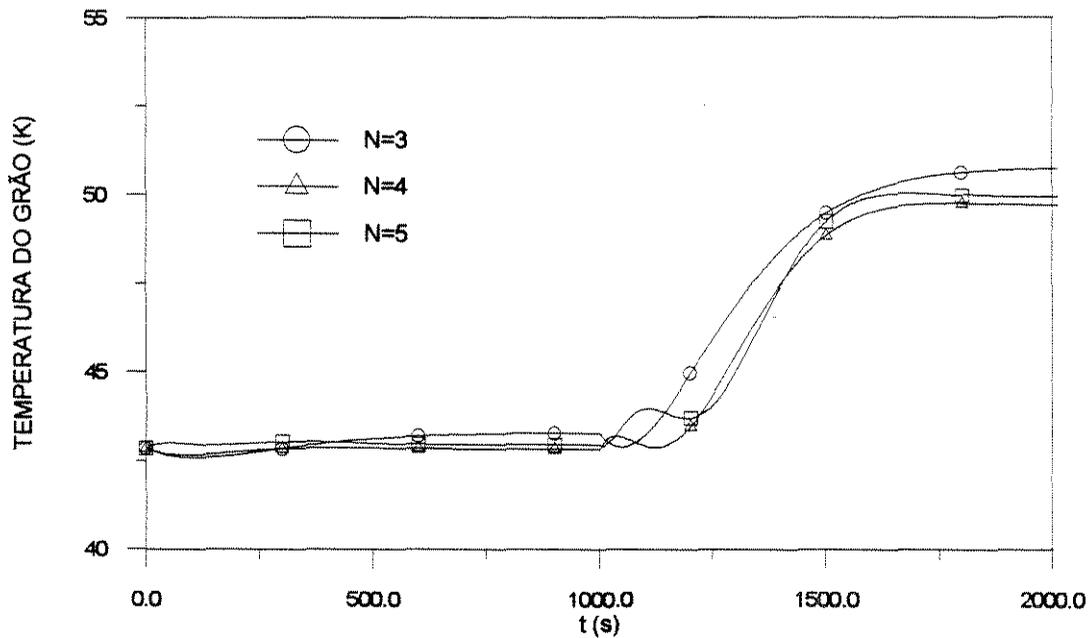


Figura 3.18 Comparação entre os resultados obtidos por COLOCAÇÃO ORTOGONAL com diferentes números de pontos nodais para o regime transitório na saída do secador.

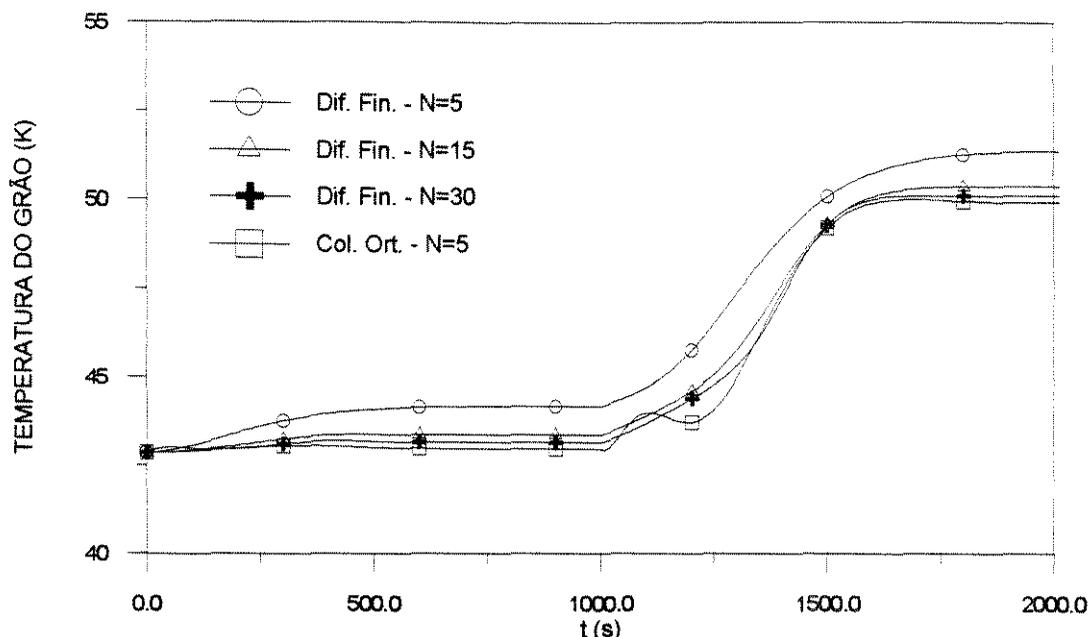


Figura 3.19 Comparação entre os métodos da COLOCAÇÃO ORTOGONAL e DIFERENÇAS FINITAS em regime transiente na saída do secador.

3.3.4 Avaliação de desempenho do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL em relação ao alcance do regime estacionário.

No tópico anterior o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL foi considerado mais eficiente que o método das DIFERENÇAS FINITAS em um teste no qual o secador simulado foi submetido a uma perturbação degrau sobre a temperatura do sólido na entrada do secador.

Um outro teste foi proposto para analisar o desempenho do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL na solução do modelo dinâmico, quando o secador é submetido a uma perturbação em relação ao conteúdo de umidade do sólido. Uma simulação em regime estacionário foi executada em paralelo e os perfis em estado estacionário obtidos em ambas as metodologias foram comparados. O modelo representando o estado estacionário foi obtido, anulando as diferenciais relacionadas ao tempo, do modelo transiente, como discutido anteriormente. O sistema de equações ordinárias resultante da aplicação do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL foi resolvido por integração direta com o programa de integração de sistema de equações diferenciais de primeira ordem LSODE.

A primeira etapa do teste compreende a simulação do modelo representando o estado estacionário com as condições impostas na tabela 3.6, obtendo um perfil inicial do conteúdo de umidade do sólido. O perfil inicial é usado como ponto de partida na

simulação do modelo dinâmico com finalidade de verificar a consistência entre os dois modelos e validar a solução do modelo dinâmico.

A segunda etapa do teste consiste na aplicação de uma perturbação degrau de 0.20 para 0.19 decimal base seca (dec. base seca.) sobre a umidade do sólido na entrada do secador. Esta nova condição de secagem é usada na solução dos dois modelos, obtendo um segundo estado estacionário (final).

Através da figura 3.20, observa-se o bom desempenho da solução do modelo dinâmico na obtenção do estado estacionário em relação à solução direta do modelo representando o estado estacionário. O desempenho da solução do modelo dinâmico em relação à representação do comportamento dinâmico do secador, pode ser analisado a partir da Figura 3.21. A pequena oscilação verificada é justificada pela aproximação polinomial adotada durante a aplicação da COLOCAÇÃO ORTOGONAL na tentativa de simular o fenômeno de choque de ondas. As diversas escolhas dos parâmetros do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL influem na amplitude, frequência e localização das oscilações durante a simulação. Através de tentativas sistemáticas é possível determinar os parâmetros adequados que minimizam as oscilações.

O comportamento dinâmico apresentado na figura 3.21, está de acordo com a situação física. Observa-se um tempo morto (atraso por transporte) equivalente ao tempo de residência do sólido no secador, seguido de uma aproximação assintótica do estado estacionário.

O comportamento dinâmico da temperatura do sólido não apresentou uma grande variação em relação ao estado inicial, quando o conteúdo de umidade do sólido foi submetido a uma variação degrau e desta forma não é mostrado. Este comportamento invariável demonstrou que existe uma pequena interação entre a temperatura do sólido e a variação do conteúdo de umidade do sólido na entrada do secador.

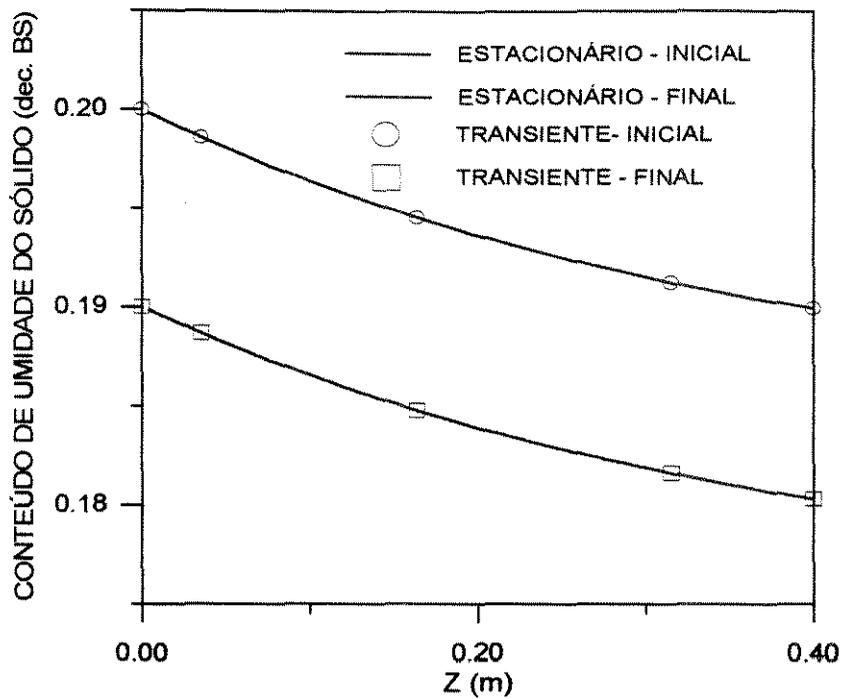


Figura 3.20 Perfis do conteúdo de umidade do sólido em estado estacionário, obtidos através de simulação com os modelos nos regimes estacionário e transiente.

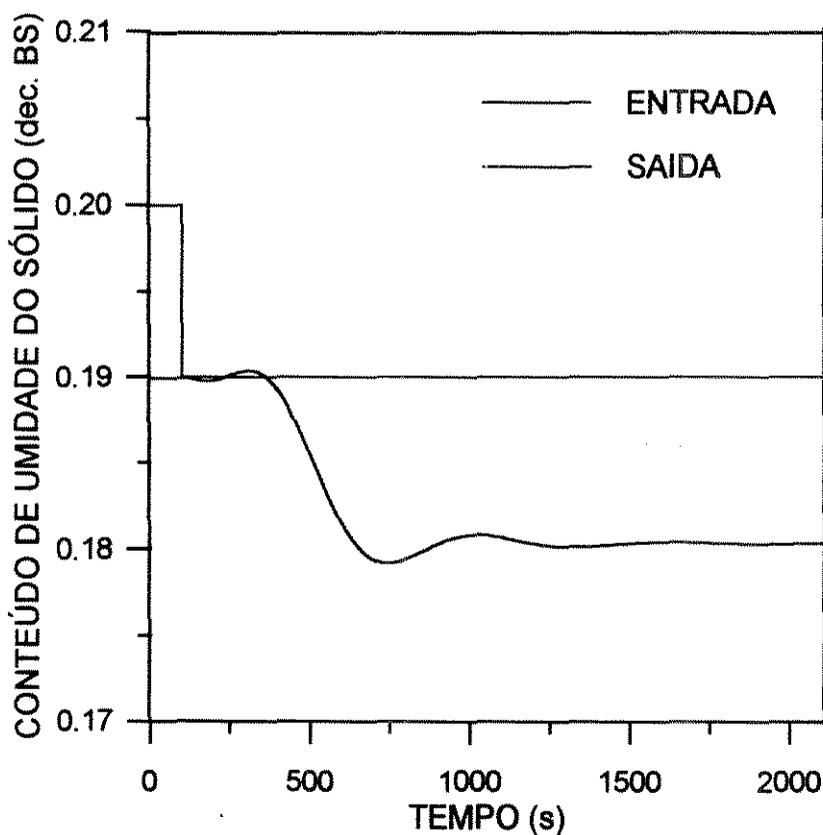


Figura 3.21 Resposta do conteúdo de umidade do sólido na saída do secador, devido a uma perturbação degrau sobre o conteúdo de umidade do sólido na entrada do secador.

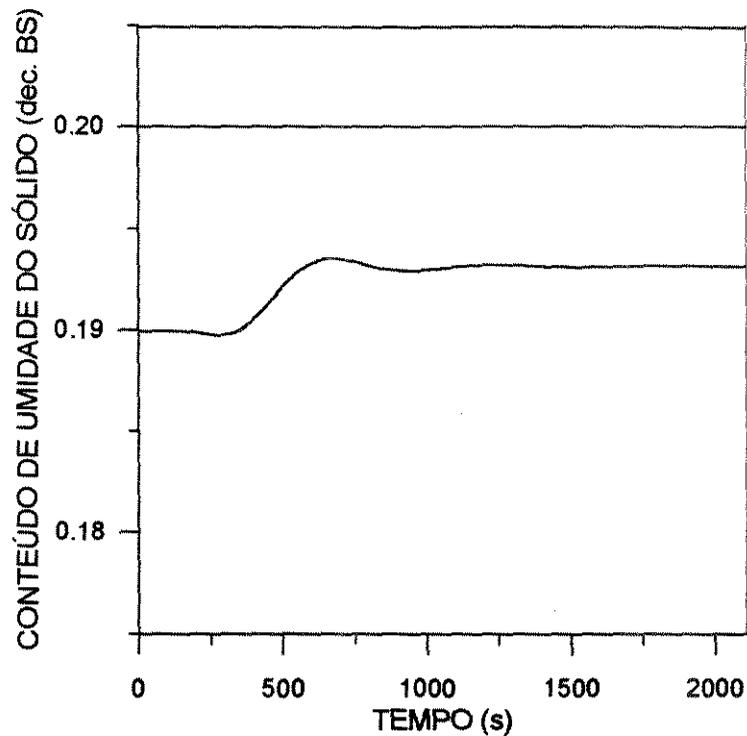


Figura 3.22 Resposta do conteúdo de umidade do sólido na saída do secador devido a uma perturbação degrau sobre a temperatura do sólido na entrada do secador .

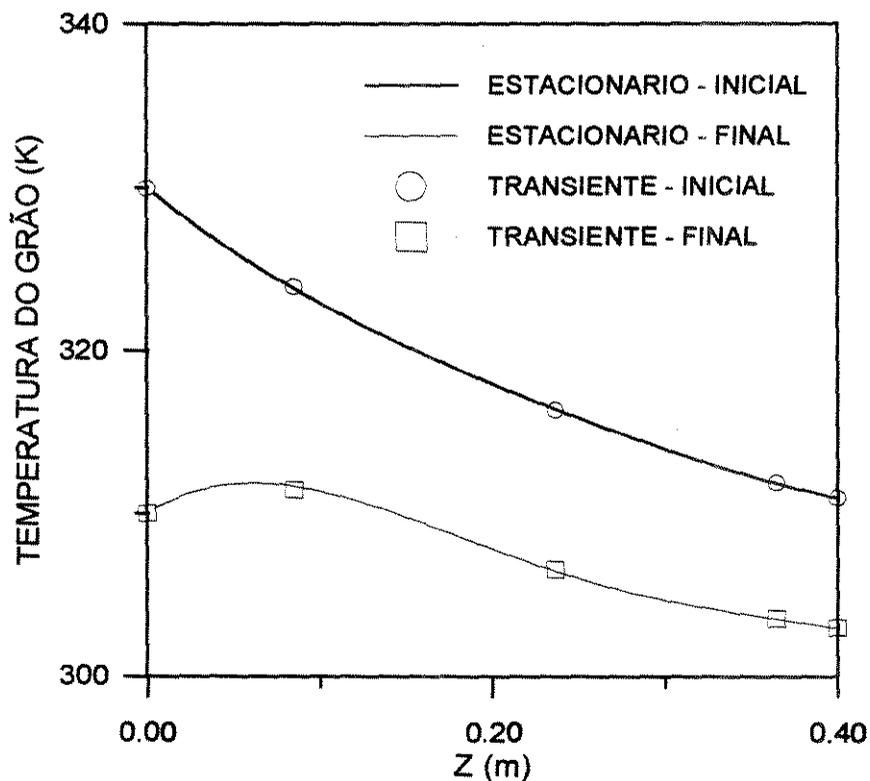


Figura 3.23 Perfis da temperatura do sólido em estado estacionário, obtidos através de simulação com os modelos nos regimes estacionário e transiente.

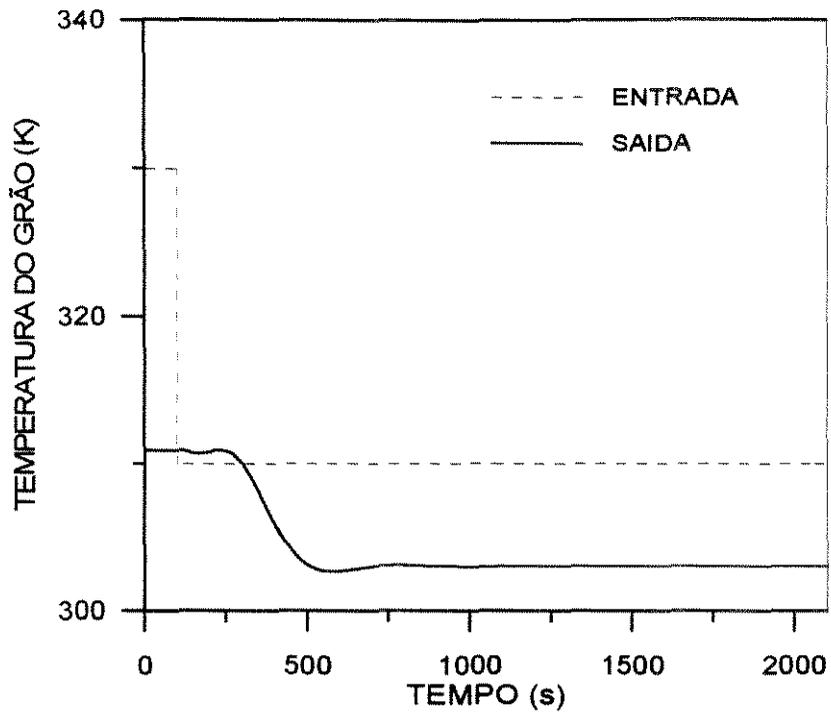


Figura 3.24 Resposta da temperatura do sólido na saída do secador, devido a uma perturbação degrau sobre a temperatura do sólido na entrada do secador

Tabela 3.6 Condições impostas na simulação na avaliação do desempenho do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL

CONDIÇÕES OPERACIONAIS	
Configuração	Paralelo
Comprimento do secador	0.40 m
Diâmetro do secador	1.0 m
Velocidade do ar	1.0 m/s
Velocidade do grão	1.0×10^{-3} m/s
CONDIÇÕES NA ENTRADA DO SECADOR	
Conteúdo de umidade do grão	0.2 dec. base seca.
Umidade absoluta do ar	0.006 kg/kg
Temperatura do grão	330 K
Temperatura do ar	330 K
PARÂMETROS DO MÉTODO DA COLOCAÇÃO	
Número de pontos internos	3
N_0	1
N_1	1
alfa	0
beta	1

Para analisar o efeito da variação da temperatura do sólido na entrada do secador, o teste foi repetido, aplicando uma perturbação degrau de 330 para 310 K sobre a temperatura do sólido, mantendo as outras condições de base apresentadas na tabela 3.6. Os resultados no estado estacionário e o comportamento dinâmico são apresentados na Figura 3.22 e na Figura 3.24.

O teste teve como resultado adicional a análise de desempenho do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL na solução do modelo transiente em uma situação complexa, envolvendo a inversão no perfil da temperatura do sólido ao longo do secador. A inversão é provocada por dois mecanismos: na entrada do secador ocorre a troca de calor entre o gás e o sólido, caracterizando um estágio de aquecimento do sólido; e o resfriamento evaporativo em toda a extensão do secador, constituindo um estágio de secagem. O somatório destes dois mecanismos provoca a inversão.

Pode ser observado nas figuras 3.22, 3.23 e 3.24 que a solução do modelo dinâmico apresentou bons resultados, tanto no aspecto do alcance do estado estacionário, como no comportamento dinâmico, provocado pela perturbação na entrada do secador. Para uma variação da temperatura do sólido na entrada do secador, não ocorreu o comportamento oscilatório crítico, verificado durante a aplicação da variação do conteúdo de umidade do sólido na entrada do secador analisada no teste anterior. Este fato permite concluir que existe a influência do processo físico na presença das oscilações numéricas. Por este motivo, a necessidade de desenvolver um dispositivo que seja utilizado na eliminação das oscilações deve levar em consideração o comportamento físico do processo e uma análise mais detalhada da equação diferencial que representa a variação do conteúdo de umidade do sólido.

A figura 3.22 mostra que existe uma grande interação entre o conteúdo de umidade do sólido e a variação da temperatura do sólido na entrada do secador. A apresentação deste fato, juntamente com os fatos assinalados anteriormente, comprovam a eficiência dos métodos numéricos adotados (COLOCAÇÃO ORTOGONAL e GEAR) na predição da natureza multivariável do processo.

3.3.5 Uso de um filtro para eliminar oscilações do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL

O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL foi considerado mais eficiente que o método das DIFERENÇAS FINITAS após a realização das comparações efetuadas nos tópicos anteriores. Os critérios de avaliação foram o esforço computacional e a consistência dos resultados em relação aos dados obtidos com a solução do modelo em estado estacionário. No entanto, o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL apresentou como característica inconveniente o aparecimento de oscilações durante a solução, quando o secador simulado era perturbado com uma variação degrau sobre a umidade do grão na entrada.

A amplitude das oscilações foram desprezíveis para a maioria das variáveis estudadas. Entretanto, para o conteúdo de umidade do sólido, as oscilações apresentaram uma amplitude considerável. Como o modelo dinâmico do secador é usado como um substituto do processo numa malha de controle, a presença das oscilações provocaria um comportamento dinâmico crítico, levando o sistema de controle a atuar de maneira oscilante. Desta forma, a avaliação de desempenho do

sistema de controle pode ficar comprometida. Por este motivo, a escolha entre os métodos da COLOCAÇÃO ORTOGONAL e das DIFERENÇAS FINITAS permanece indefinida até este ponto.

Para possibilitar uma tomada de decisão mais apurada, uma série de simulações foi efetuada. Os experimentos consistem em submeter o simulador com ambos os métodos de discretização a uma perturbação degrau sobre o conteúdo de umidade do sólido na entrada do secador, seguida de uma variação crítica do ponto de vista de estabilidade numérica, formada por duas rampas posicionadas numa forma triangular. A perturbação pode ser visualizada através da figura 3.25.

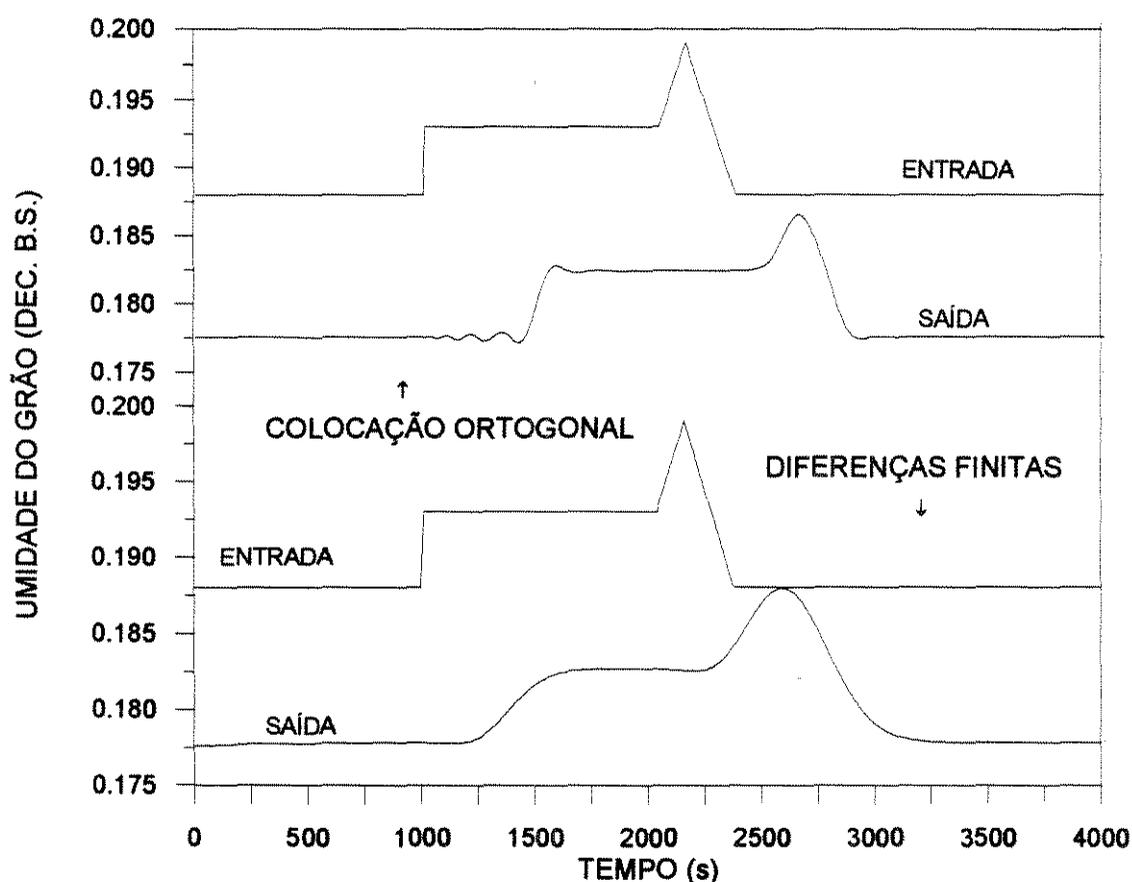


Figura 3.25 Solução do modelo de secagem, utilizando COLOCAÇÃO ORTOGONAL e DIFERENÇAS FINITAS na etapa de discretização.

A resposta obtida com o uso das DIFERENÇAS FINITAS apresentou um grau de amortecimento superior a obtida com o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL. Por outro lado são observadas a presença de pequenas oscilações, quando é usado o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL. Analisando as respostas obtidas, é possível

verificar que a partir de suposições de caráter físico, o tempo de reação para o método das DIFERENÇAS FINITAS é menor que o tempo de residência do grão no secador, revelando que existe uma difusão numérica durante a simulação que favorece à obtenção de uma resposta amortecida. Por outro lado, o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL não apresenta a difusão numérica e a resposta é caracterizada por um tempo de reação bem próximo do tempo de residência do grão no secador. No entanto, a presença de oscilações evidencia a existência de uma dispersão numérica.

As causas dos problemas apresentados pelos métodos das DIFERENÇAS FINITAS e COLOCAÇÃO ORTOGONAL podem ser determinadas a partir do conhecimento do tipo de equação diferencial parcial estudada. O modelo matemático do secador proposto pode ser apresentado de maneira simplificada através da seguinte expressão, que representa uma equação diferencial parcial de primeira ordem e natureza hiperbólica:

$$\frac{\partial y_i}{\partial t} + u_i \frac{\partial y_i}{\partial z} = f(y_1, y_2, \dots, y_N, t) \quad (3.4)$$

Domínio

$$\text{para: } t > 0 \text{ e } 0 < z < L$$

Condição inicial:

$$\text{para } t \leq 0: y_i(z, 0) = y_0(z)$$

Condição na entrada do secador:

$$\text{para } t > 0 \text{ e em } z = 0, y_i(0, t) = f(t)$$

A solução da equação hiperbólica é caracterizada por propagação de ondas sobre as curvas características da equação. Para o caso em que a equação hiperbólica (3.4) representa o comportamento do conteúdo de umidade do sólido ao longo do secador, a aplicação de uma descontinuidade na entrada do secador ($z=0$) provocará a propagação da descontinuidade ao longo do secador através das curvas características, sob a forma de uma onda.

O método das DIFERENÇAS FINITAS utiliza as informações de um ponto nodal em z para calcular o valor da variável em outro ponto nodal próximo ($z+\Delta z$). Nota-se que a troca de informações entre os pontos nodais constitui um processo de

difusão numérica. A troca de informações pode ser vista como uma onda se propagando entre os pontos nodais. Desta forma, a aplicação do método das DIFERENÇAS FINITAS na equação (3.4) é caracterizada pela presença das ondas de difusão numéricas que se propagam de forma independente das ondas de descontinuidades, que foram aplicadas na entrada do secador. É possível que em um determinado momento, ocorra o choque das ondas durante a simulação. O choque das ondas provocam instabilidade numérica que dificultam a solução da equação proposta.

O uso de esquemas de DIFERENÇAS FINITAS que apresentam normalmente menores erros de truncamento (Ex.: diferença central), são mais sensíveis ao choque de ondas, devido a presença de ondas se propagando em sentido contrário à onda de descontinuidade. Nestes casos, as instabilidades são mais severas, impossibilitando o alcance de convergência durante a solução. Portanto, é necessário a escolha de um esquema, no qual as ondas de difusão numérica tenham propagação na mesma direção da onda de descontinuidade. O esquema com esta característica (Ex.: diferença anterior), apresenta um maior erro de truncamento. Uma forma de diminuir o erro global da solução através deste esquema, consiste em usar o maior número de pontos nodais possível. Esta medida provoca o efeito adicional de aumentar a estabilidade da solução, devido à diminuição da amplitude e frequência das ondas de difusão numéricas, causada pela aproximação dos pontos nodais. Um terceiro efeito se refere ao aumento do esforço computacional durante a etapa de integração, provocado pelo aumento do número de equações ordinárias resultantes.

O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL utiliza as informações de todos os pontos de colocação, ponderadas por coeficientes que representam os multiplicadores de Lagrange para calcular o valor da variável em cada ponto. Desta forma existem ondas do procedimento numérico, apresentando diversas amplitudes e frequências e se propagando em todas as direções. Evidentemente ocorre múltiplos choques de ondas que influenciam a solução em cada ponto de colocação, provocando as oscilações. Como o maior peso é atribuído às informações contidas nos pontos de colocação onde está sendo realizado os cálculos, a amplitude das ondas correspondentes às informações provenientes dos outros pontos de colocação são atenuadas, favorecendo à estabilidade numérica.

Os parâmetros u_i e a função f na equação (3.4) definem se a discretização irá causar problema durante a solução numérica. Quando y_i é o conteúdo de umidade do sólido, a função f apresenta resultados próximos de zero. Consequentemente os parâmetros da equação (3.4) aproximam-se dos parâmetros de uma equação de advecção pura, definida por ABBOT e BASCO (1989):

$$\frac{\partial y_i}{\partial t} + u_i \frac{\partial y_i}{\partial z} = 0 \quad (3.5)$$

Para analisar e quantificar a influência dos parâmetros da equação (3.4) na solução do modelo de secagem, foi proposta a solução da equação de advecção pura, representado pela equação (3.5) através dos métodos das DIFERENÇAS FINITAS e da COLOCAÇÃO ORTOGONAL com as mesmas condições iniciais e de contornos propostas na solução da equação (3.4).

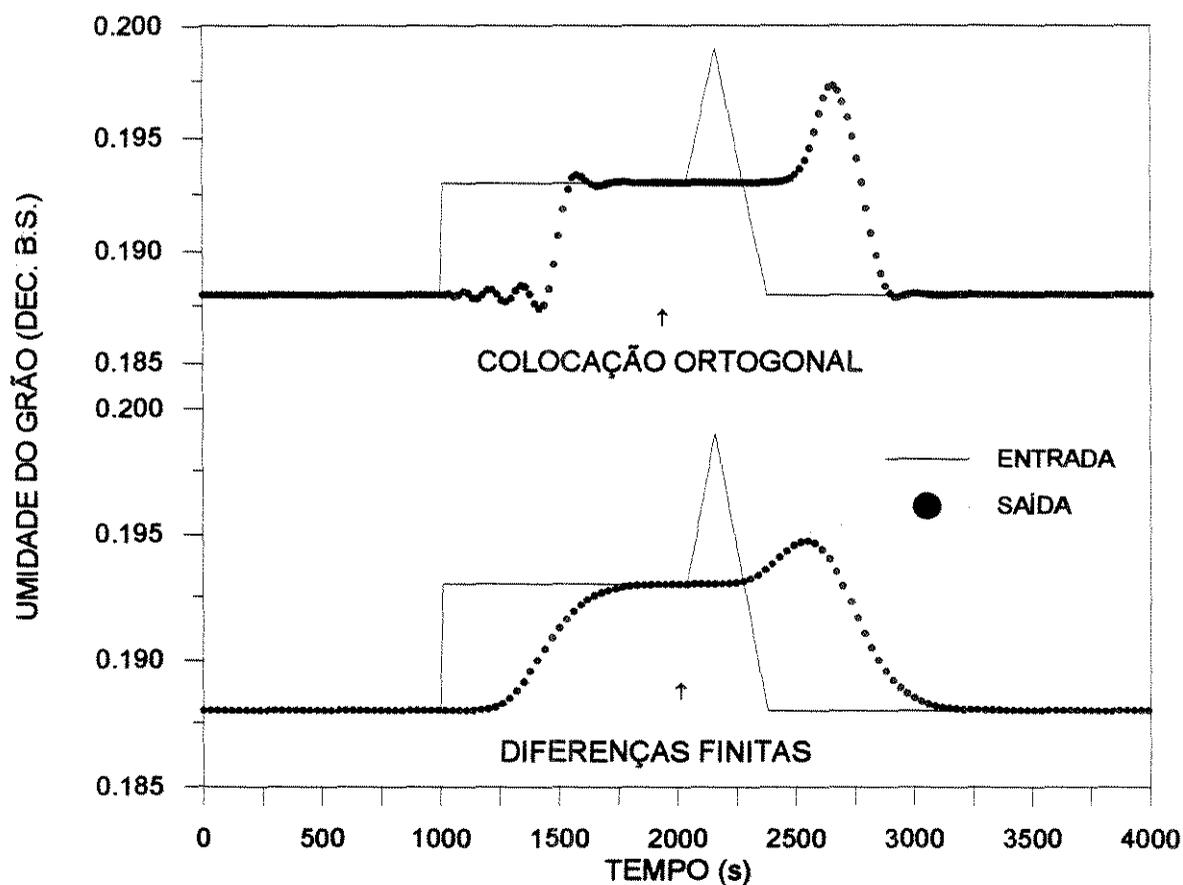


Figura 3.26 Solução do modelo de advecção pura através dos métodos da COLOCAÇÃO ORTOGONAL e DIFERENÇAS FINITAS na etapa de discretização.

O comportamento dinâmico do processo de advecção pura é facilmente identificado a partir de considerações físicas. A resposta considerada exata, é caracterizada pelo comportamento dinâmico imposto na entrada do processo, defasado em um tempo equivalente ao tempo de residência do sólido.

A figura 3.26 apresenta as respostas obtidas por ambos os métodos das DIFERENÇAS FINITAS e COLOCAÇÃO ORTOGONAL. A solução obtida através das DIFERENÇAS FINITAS apresentou uma resposta amortecida, enquanto que a solução encontrada através da COLOCAÇÃO ORTOGONAL mostrou uma resposta menos amortecida e a presença de pequenas oscilações. É interessante observar que os resultados obtidos com a solução de advecção pura (figura 3.26) foram semelhantes aos verificados com a solução do modelo de secagem (Figura 3.25). A semelhança é atribuída à função f nas equações estudadas. Para umidade do grão, a função f é semelhante à função da equação de advecção pura ($f=0$).

Devido à semelhança assinalada anteriormente, é possível avaliar o método mais adequado para a solução do modelo de secagem, utilizando a solução exata da equação de advecção pura como referência. Testes foram efetuados com os métodos das DIFERENÇAS FINITAS e COLOCAÇÃO ORTOGONAL para diversos número de pontos nodais e pontos de colocação respectivamente. Os dados de entrada foram os mesmos já usados anteriormente e constam na tabela 3.3.

Os critérios de avaliação são baseados no esforço computacional (tempo de execução necessário para alcançar o término da simulação) e no erro acumulado (integral do erro absoluto- IAE), obtido com a comparação entre a resposta determinada através da solução de advecção e a resposta considerada exata.

A figura 3.27 e a figura 3.28 apresentam os resultados obtidos com o procedimento citado acima, utilizando os métodos das DIFERENÇAS FINITAS ($N=12$) e COLOCAÇÃO ORTOGONAL ($N=12$) respectivamente. A integral do erro absoluto é representada pela área sombreada. Observa-se nitidamente a superioridade do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL sobre o método das DIFERENÇAS FINITAS.

A figura 3.29 apresenta a IAE e o tempo de execução para diversos números de pontos nodais ($3 < N < 20$). O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL mostrou-se

superior ao método das DIFERENÇAS FINITAS em relação aos dois critérios avaliados e para todos os números de pontos nodais usados durante os testes.

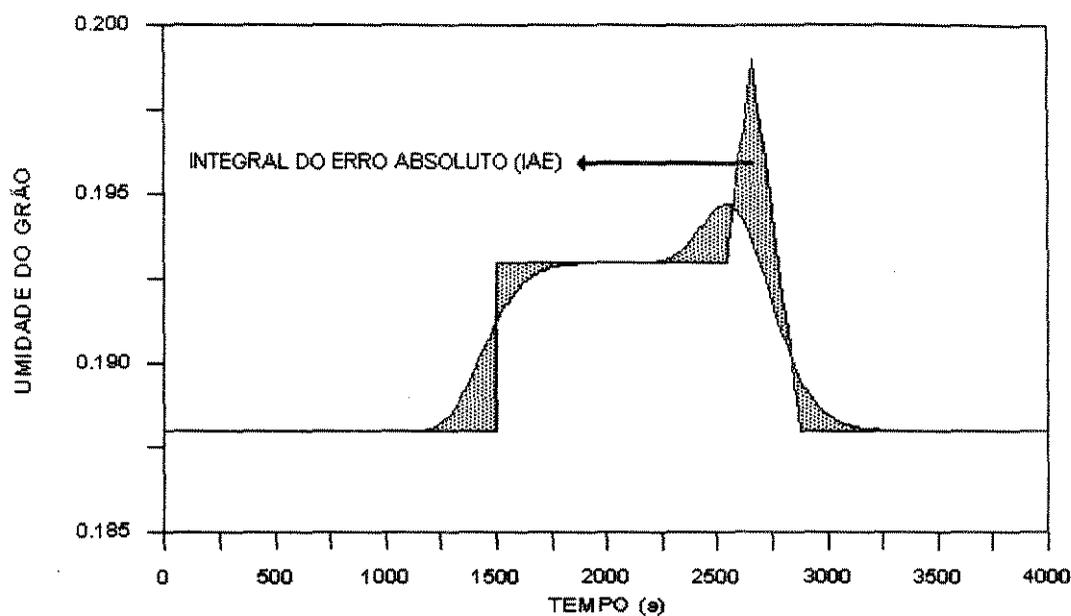


Figura 3.27 Integral do erro absoluto obtida através das diferenças entre a solução do modelo de secagem e a solução exata da equação de advecção pura. (método de discretização: DIFERENÇAS FINITAS)

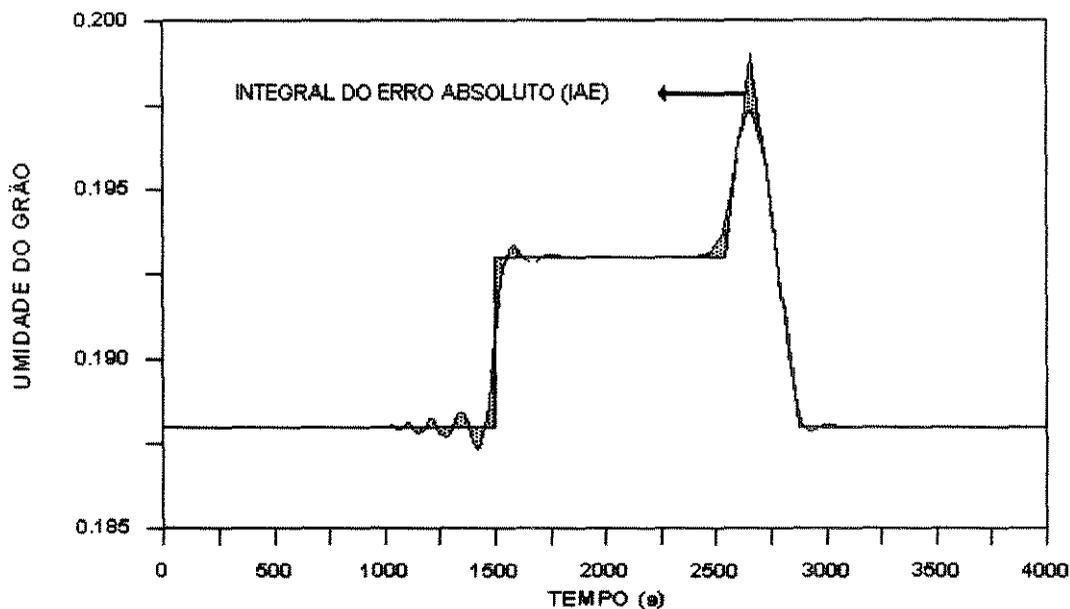


Figura 3.28 Integral do erro absoluto obtida através das diferenças entre a solução do modelo de secagem e a solução exata da equação de advecção pura. (método de discretização: COLOCAÇÃO ORTOGONAL)

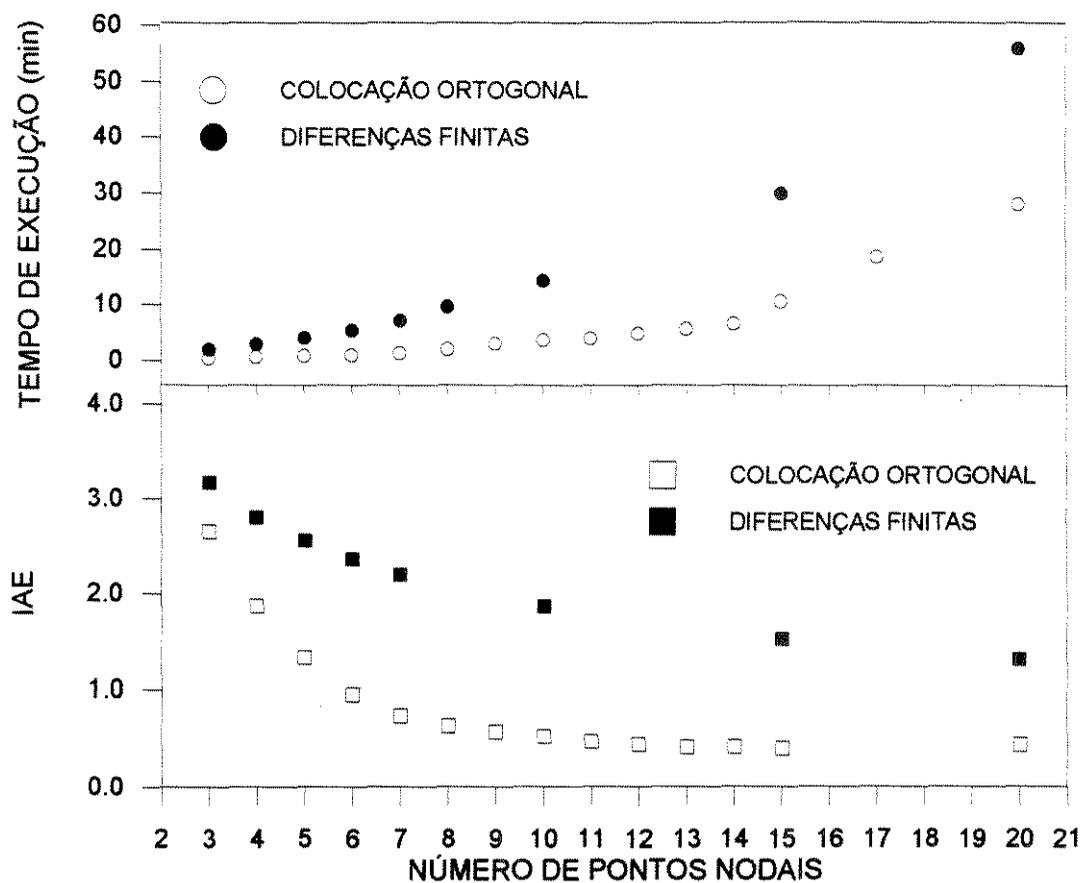


Figura 3.29 Comparação entre os métodos da COLOCAÇÃO ORTOGONAL e DIFERENÇAS FINITAS para diversos números de pontos nodais com relação à integral de erro absoluto (IAE) e ao tempo de execução.

A partir da figura 3.29, pode-se realizar uma avaliação mais detalhada, observando que para os dois métodos analisados, o aumento de N provoca o aumento do esforço computacional e o aumento da exatidão (redução da IAE).

Estas observações assinalam a existência da necessidade de satisfazer um compromisso entre os critérios avaliados. A decisão na escolha do adequado número de pontos para cada método é facilitada devido à gradativa redução na sensibilidade de obtenção de respostas mais exatas (menor IAE), quando N é aumentado. A redução na sensibilidade é constatada na figura citada, através do comportamento assintótico apresentado pelas curvas da IAE.

O número de pontos nodais que apresenta melhores resultados é identificado numa etapa inicial a partir da verificação da maior diferença no desempenho dos métodos de discretização analisados. Para valores N próximos a 3 ou maiores de que 20 o desempenho dos métodos se aproxima. Nota-se que para $N=13$, a IAE obtida com o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL alcança um valor mínimo e um tempo de

execução satisfatório. É interessante observar que esta condição coincide com a maior diferença em relação aos resultados obtidos com o método das DIFERENÇAS FINITAS. Conclui-se que esta condição é apropriada para ser usada durante a determinação rigorosa do comportamento dinâmico do secador em uma tarefa “off-line”. No entanto, o tempo de execução alcançado impede que $N=13$ seja usado durante as tarefas em que o simulador representa o modelo do secador na malha de controle de forma “on-line”. A escolha de $N=5$ é a mais recomendada, porque apresenta um tempo de execução bem menor e não compromete demasiadamente a exatidão do modelo.

O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL apresentou melhores resultados que o método das DIFERENÇAS FINITAS. O inconveniente do uso da COLOCAÇÃO ORTOGONAL, deve-se o aparecimento das oscilações, que podem causar problemas, quando aplicados nas simulações de situações de controle, uma vez que adiciona características dinâmicas irreais (oscilações) à malha de controle.

Com objetivo de eliminar as oscilações, foi montada uma estratégia na qual a solução da equação de advecção pura é utilizada para estimar os dados que corrigem a solução do modelo de secagem. A estratégia é caracterizada matematicamente pela estimativa de uma variável y (conteúdo de umidade do grão) em um tempo t , baseada no conhecimento de outra variável X (informação transportada por advecção). Este procedimento é chamado de filtro por MIDDLETON E GOODWIN (1990).

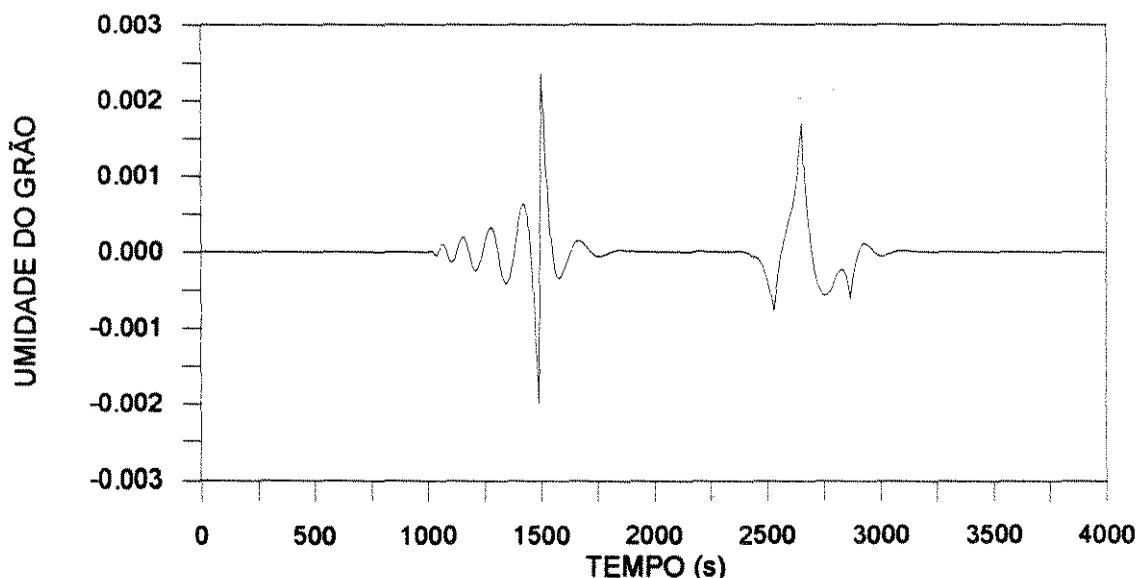


Figura 3.30 Amostra do sinal obtido com a aplicação do filtro usado no esquema de eliminação das oscilações.

Como já foi discutido anteriormente, a estratégia de correção consiste em obter as soluções do modelo de secagem (parte superior da figura 3.25) e da equação de advecção pura (parte superior da figura 3.26) simultaneamente para as mesmas condições de entrada do secador. Como a solução exata da equação de advecção pura é conhecida (curvas referentes à entrada da figura 3.25 e figura 3.26 defasadas em um tempo equivalente ao tempo de residência do grão), a solução da equação de advecção obtida por COLOCAÇÃO ORTOGONAL é corrigida, gerando um resíduo (figura 3.30). Este resíduo representa evidentemente o erro causado pelo método numérico empregado. A correção na solução do modelo de secagem (figura 3.31) é obtida simplesmente adicionando o resíduo do procedimento anterior (figura 3.30) à curva que representa a solução do modelo de secagem (parte superior da figura 3.25).

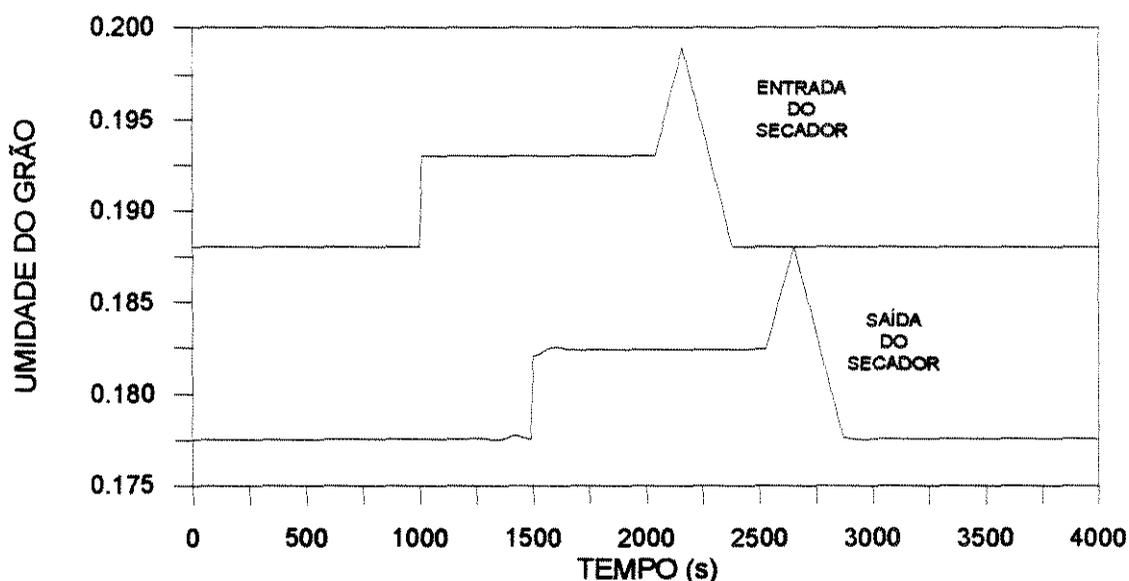


Figura 3.31 Resposta obtida após a aplicação do filtro.

3.3.6 Descrição das rotinas empregadas na solução do modelo dinâmico.

Após a definição das condições iniciais, a partir da solução do modelo representando o estado estacionário, o programa gerente ativa a rotina de solução do modelo dinâmico. A figura 3.32 apresenta um fluxograma demonstrando as principais partes da rotina.

A primeira etapa na escolha dos procedimentos usados pela rotina de solução do modelo dinâmico se refere ao método de discretização empregado. As alternativas são DIFERENÇAS FINITAS e COLOCAÇÃO ORTOGONAL. A malha numérica

adequada para cada alternativa tem sido construída desde a solução do modelo representando o estado estacionário.

A segunda etapa de escolha de procedimentos está relacionado ao tipo de orientação de fluxo adotado para cada seção do secador. As alternativas permitidas são fluxo paralelo e/ou fluxo contracorrente.

Definidas as opções descritas nos parágrafos anteriores, a rotina do modelo dinâmico faz a chamada do integrador, obtendo o perfil das variáveis estudadas em um intervalo de tempo. No caso de escolher o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL, a rotina ainda faz uma correção do perfil de umidade do grão através de um filtro que elimina as oscilações.

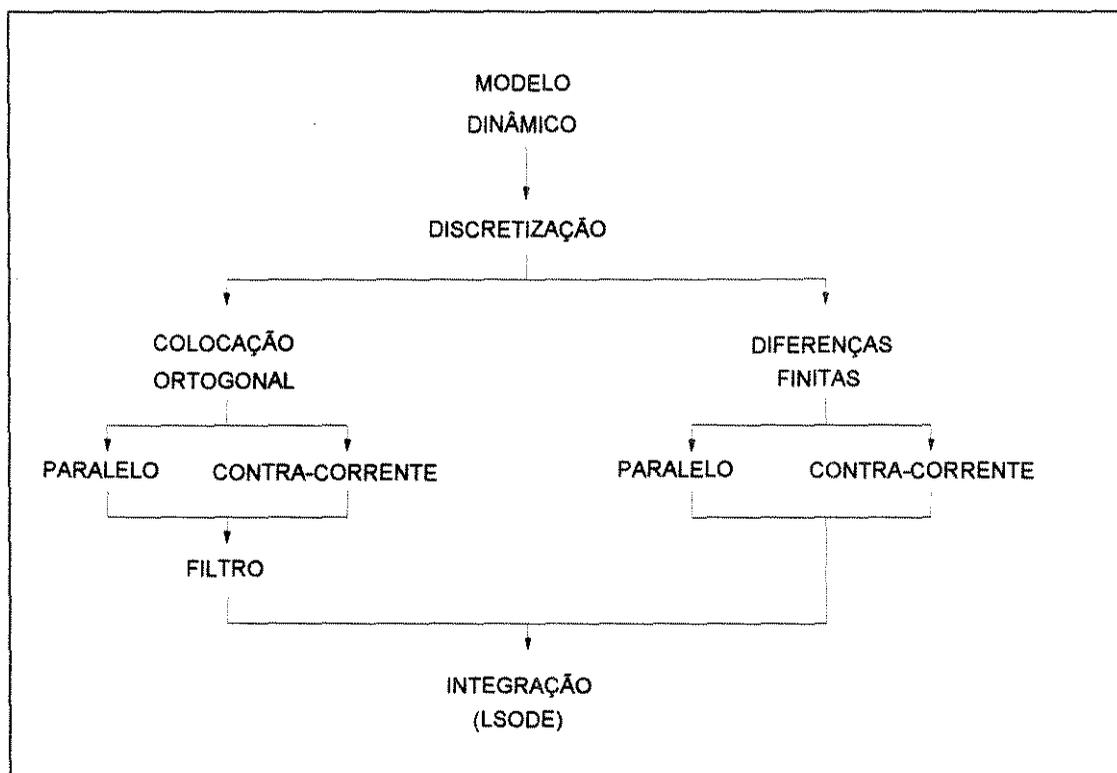


Figura 3.32 Fluxograma que representa a rotina de solução do modelo dinâmico

3.4 Divisão do simulador em módulos

A necessidade de construir o simulador através de módulos foi uma dos principais objetivos durante a etapa de desenvolvimento do simulador. A necessidade de modularizar o simulador é atribuída a dois fatores principais:

- Operação multi-tarefa.
- Facilidade de manutenção, adaptação ou expansão.

O simulador desenvolvido permite realizar uma variedade de tarefas, as quais podem-se enumerar:

1. Determinação dos perfis das principais variáveis estudadas ao longo do secador em regime estacionário a partir da especificação de:
 - * Número de seções.
 - * Configurações das seções.
 - * Comprimento de cada seção.
 - * Condições operacionais de cada seção.
 - * Condições de entrada de cada seção.
2. Determinação do comportamento dinâmico das principais variáveis estudadas a partir da especificação dos itens listados no tópico anterior e a adição de:
 - * Tempo de simulação.
 - * Variações nas condições operacionais ou nas perturbações em um instante de tempo especificado.
3. Desenvolvimento de um projeto de secador ótimo com a determinação das especificações:
 - * Número de seções.
 - * Configurações das seções.
 - * Comprimento de cada seção.
 - * Condições operacionais de cada seção.

4. Manutenção das condições operacionais ótimas após uma perturbação do sistema, devido a:

- * Variação de carga.
- * Variações ambientais.

Para obter a solução do modelo matemático do secador durante as tarefas relacionadas anteriormente, é necessário por um lado conhecer as condições iniciais e de contornos do sistema. Por outro lado, as condições operacionais devem ser especificadas durante a simulação através de quantidades usadas pelo procedimento que simula o sistema de controle. Outra observação importante quanto ao desenvolvimento de um simulador, se refere à sua versatilidade em relação ao tratamento de várias configurações possíveis nas tarefas de projeto e otimização. Portanto, devido a estes fatores, foi desenvolvido uma interface entre o usuário e as rotinas que obtém a solução do modelo matemático do processo. A interface permite especificar as condições iniciais e de contornos em todas as tarefas propostas.

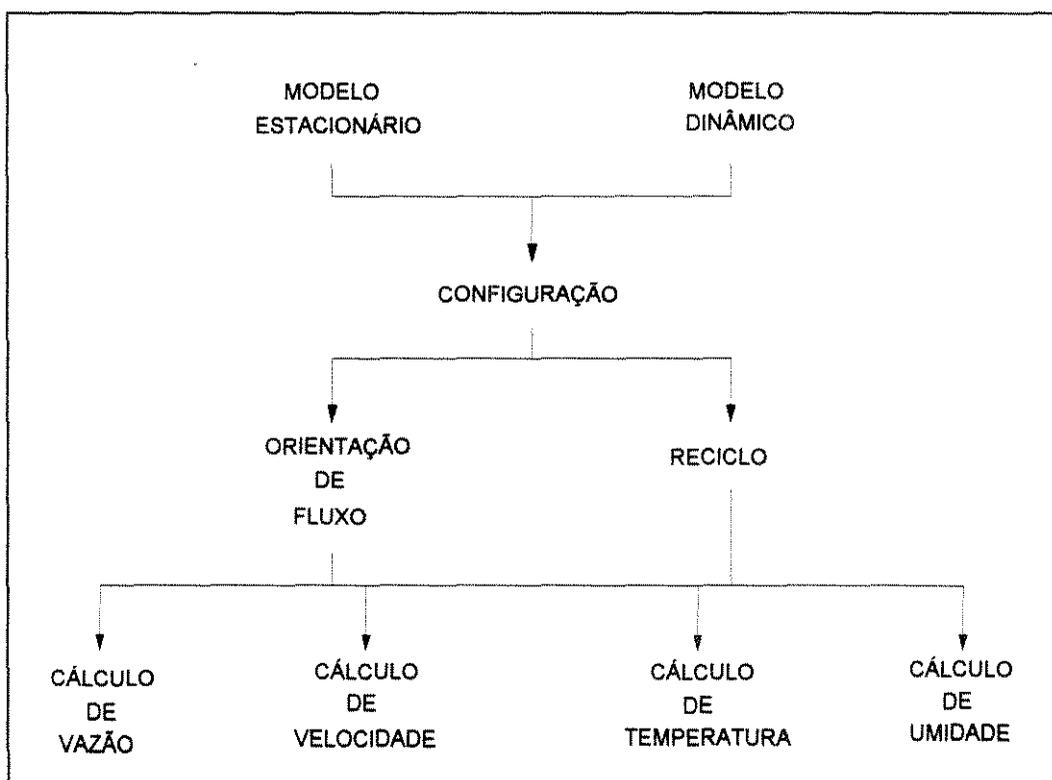


Figura 3.33 Esquema da interface de configuração do secador

A Figura 3.33 apresenta um esquema de funcionamento da interface de configuração. A interface é chamada durante as etapas de solução do modelo em estado estacionário e do modelo dinâmico. A especificação de configuração ocorre em duas etapas. Inicialmente é especificado o número de seções do secador e em seguida são definidas a orientação de fluxo (paralelo ou contracorrente) e a possibilidade de refluxo para cada seção.

Após a definição da configuração do secador e da especificação das condições operacionais, a interface calcula a vazão mássica das correntes, as velocidades espaciais, a temperatura e umidade do gás e do grão em cada seção do secador. O procedimento é repetido a cada intervalo da simulação.

3.5 Conclusões

O simulador desenvolvido é constituído por vários módulos. Cada módulo apresenta suas características particulares, que dependem da natureza das equações constituintes. São observados três módulos principais: estacionário-paralelo, estacionário-contracorrente e dinâmico para as duas orientações.

O módulo estacionário-paralelo consiste de um sistema de equações diferenciais ordinárias e constitui um problema de valor inicial. O modelo matemático é complementado por equações algébricas não lineares. A dificuldade de solução numérica para este tipo de problema deve-se à rigidez numérica do sistema formado. Um método implícito para sistemas rígidos (GEAR), foi usado através da rotina LSODE.

O módulo estacionário-contracorrente é formado por um sistema de equações diferenciais ordinárias e apresenta-se como um problema de valores de contorno. Adicionalmente as dificuldades já discutidas na solução do módulo estacionário-paralelo, este módulo necessita de uma técnica iterativa para estimação das variáveis em um extremo do secador durante a transformação do problema de valores de contornos em um problema de valor inicial. O método de REGULA-FALSI é usado para aproximações iniciais e o método de BROYDEN é usado para obtenção de uma solução refinada.

O módulo do modelo dinâmico consiste de um sistema de equações diferenciais parciais de primeira ordem com natureza hiperbólica. O método mais adequado para obter a solução deste tipo de equação é o método das CARACTERÍSTICAS. No entanto, como a aplicação do simulador exige que o tempo seja manipulado de maneira explícita é recomendável a utilização de técnicas que promovam a discretização no espaço e integração no tempo. Na etapa de discretização foram propostos os métodos das DIFERENÇAS FINITAS e COLOCAÇÃO ORTOGONAL. Na etapa de integração foi usado o método implícito de GEAR, que é apropriado para sistemas rígidos.

O método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL foi considerado mais eficiente que o método das DIFERENÇAS FINITAS através da avaliação de critérios como exatidão, esforço computacional e performance na representação do comportamento dinâmico do processo. O único aspecto negativo observado com o uso do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL deve-se a presença de pequenas oscilações durante a solução das equações, que podem ser prejudiciais, quando o simulador é usado no desenvolvimento de uma estratégia de controle do sistema. Para eliminar as oscilações foi providenciada a elaboração de um filtro, apresentando resultados satisfatórios.

A conclusão do desenvolvimento do simulador foi alcançada com a escolha apropriada dos métodos numéricos. Para avaliar o desempenho do simulador, duas aplicações foram propostas. A primeira envolve o uso do simulador na elaboração de um procedimento de otimização. O procedimento foi dividido em duas etapas: uma correspondente à fase de projeto ótimo de um secador e outra relacionada à obtenção das condições operacionais ótimas, quando o sistema é submetido a perturbações. A segunda aplicação consistiu no desenvolvimento de um sistema de controle.

Capítulo 4

OTIMIZAÇÃO A NÍVEL HIERÁRQUICO PARA USO EM CONTROLE

4.1 Introdução

A elaboração de um plano para obtenção de condições ótimas nas etapas de projeto e operação de um processo, exige a definição de critérios de desempenho abrangentes, que possam ser modificados no decorrer do tempo, devido a alterações nas demandas externas. Os critérios usualmente são contraditórios, levando a uma situação de sistemáticas tomadas de decisão, que dependem do estado atual. De uma forma geral os processos devem obedecer os critérios:

- * Qualidade do produto.
- * Rendimento energético.
- * Capacidade de produção.

A quantificação e avaliação dos critérios apresentados pode em alguns casos ser difícil, uma vez que representam grandezas de natureza qualitativa. Por este motivo, é interessante definir os critérios a partir de dados que possam ser quantificados mais facilmente.

4.2 Classificação das variáveis do processo

As variáveis envolvidas no processo de secagem são classificadas da seguinte maneira:

- * Variáveis controladas: a temperatura do gás, a umidade absoluta do gás, a temperatura do sólido, e o conteúdo de umidade do sólido.
- * Variáveis manipuladas: o fornecimento de calor para aquecimento do gás na entrada do secador, a vazão mássica do gás e a vazão mássica do grão.

- * Variáveis fixadas durante o projeto: o número, os tamanhos e as configurações das seções do secador.
- * Distúrbâncias: a temperatura ambiente, a umidade ambiente, a temperatura do sólido na entrada do secador, a umidade do grão na entrada do secador e demanda de produção.
- * Restrições: a umidade relativa do gás e a umidade de equilíbrio ao longo do secador.

Como pode ser observado, existe grande quantidade de variáveis envolvidas no processo. O primeiro passo para simplificar o trabalho é a escolha de um menor número de variáveis e que cada variável escolhida represente o máximo possível os critérios de desempenho definidos.

Neste trabalho, durante a fase inicial de elaboração do plano de otimização foram escolhidas as seguintes variáveis para quantificar os critérios de otimização:

- * Capacidade de produção: umidade retirada.
- * Rendimento energético: energia total consumida.
- * Qualidade do produto: umidade e temperatura do sólido na saída do secador.

A vazão do grão poderia ser utilizada para quantificar a capacidade de produção. No entanto, esta quantidade não define de maneira completa, o quanto foi retirado de umidade durante o processo. Portanto, torna-se necessário quantificar de maneira direta a quantidade de umidade retirada.

A energia total consumida constitui a soma das energias usadas na elevação do grão durante a alimentação do secador, no aquecimento do gás de secagem, na movimentação do gás. Não estão sendo consideradas perdas para o meio ambiente. Isto se justifica pois em sistemas com temperaturas muito mais altas, como no craqueamento catalítico de petróleo, que pode operar acima dos 90 °C a perda é inferior a 8% (MACIEL FILHO et al., 1996).

A rígida obtenção de grão na saída do secador com teor de umidade dentro das especificações é de fundamental importância no alcance da qualidade do produto. Outro fator que deve-se levar em consideração refere-se à homogeneidade do produto obtido.

A presença de gradientes de temperatura e umidade no leito de grãos armazenados, provocam um processo de umidificação localizado, favorecendo o estado de degradação do material.

Após um estudo mais detalhado sobre o comportamento do secador, as variáveis controladas que representam as condições ótimas de maneira mais abrangente são:

- * Umidade do grão na saída do secador
- * Temperatura máxima do grão em cada estágio e a temperatura do sólido na saída do secador.
- * Umidade absoluta do gás na saída de cada estágio.

A umidade do grão na saída do secador é considerada a variável controlada de maior importância no processo de secagem porque é o objetivo do processo. Esta variável está relacionada diretamente com o critério da qualidade do produto. No entanto, os outros critérios de otimização são definidos a partir da especificação do conteúdo de umidade do sólido desejado.

O controle da temperatura máxima do grão em cada estágio é obtido indiretamente através do controle da temperatura e vazão do gás na entrada de cada estágio. Atribui-se ao controle desta variável, o alcance das condições ótimas, no ponto de vista de rendimento energético. O controle de temperatura do sólido tem importância também em relação ao critério de qualidade de produto, uma vez que os grãos são produtos sensíveis à ação térmica e o aumento da temperatura é um fator de risco na modificação da estrutura interna dos grãos. No último estágio do secador, que constitui um estágio de resfriamento do grão, o objetivo do processo é obter um grão com temperatura próxima à temperatura ambiente. O alcance desta condição revela um aspecto da qualidade do produto obtido.

O controle da umidade relativa do gás está diretamente ligado ao rendimento energético do processo. Quanto mais próxima da saturação for a umidade do gás, maior é o rendimento energético. Porém existe a possibilidade do gás atingir a saturação, provocando o fenômeno de condensação de umidade, que é bastante prejudicial ao desempenho do secador e a qualidade do produto obtido. A tentativa de aproveitar o

máximo do potencial de secagem, com o alcance de uma alta umidade relativa do gás na saída do secador, favorece ao aumento da capacidade de produção.

As variáveis que apresentam maior adequação para serem manipuladas durante a otimização operacional são:

- * Vazão do grão.
- * Vazão do gás.
- * Fluxo de calor.

A vazão do grão é considerada a principal variável manipulada do processo. Na literatura, os sistemas de controle são usualmente SISO (SINGLE-INPUT-SINGLE-OUTPUT) e utilizam a vazão do grão como variável manipulada para controlar o conteúdo de umidade do sólido na saída do secador. Através de análise da matriz RGA (RELATIVA GAIN ARRAY), foi possível confirmar que a vazão do grão-umidade do grão foi o par mais adequado na elaboração de uma malha de controle. No entanto, como existem os outros critérios a serem alcançados é necessário adotar um procedimento multivariável.

Na etapa de projeto do secador além das variáveis apresentadas anteriormente, deve-se adicionar as quantidades fixas durante a operação como:

- * Número de seções.
- * Orientação de fluxo dos componentes gás-sólido.
- * Reciclo de gás.

4.3 Definição da função objetivo

A definição da política operacional de um secador é um trabalho complexo devido à grande quantidade de variáveis envolvidas. O problema de otimização é difícil uma vez que não existem funções objetivos e restrições bem especificadas para o processo (THOMPSON, 1970). A primeira etapa de desenvolvimento de uma função objetivo tem a finalidade de promover simplificações e consiste na escolha de um menor número de variáveis possíveis como já foi discutido anteriormente.

Tabela 4.1 Fatores que constituem a função objetivo

TIPO DO FATOR	FATOR
Quantidade Minimizada	Energia Consumida (EC) Inverso da taxa de secagem(ITS) Tempo de residência (TRES)
Quantidade especificada	Umidade do grão na saída do secador (USAI) Temperatura do grão na saída do secador(TGSAI)
Quantidade Ativa Eventualmente	Temperatura do grão máxima (TGMAX) Umidade relativa máxima (URMAX) Temperatura do grão mínima (TGMIN)

Tabela 4.2 Variáveis manipuladas usadas no procedimento de otimização

VARIÁVEL MANIPULADA	OTIMIZAÇÃO	
	PROJETO	POLÍTICA OPERACIONAL
Vazão mássica do gás (G_{Ai})	Variável	Variável
Energia adicionada no aquecimento(E_{Ti})	Variável	Variável
Vazão mássica do grão (G_s)	Variável	Especificada
Comprimento da seção (L_i)	Variável	Especificada
Número de Seções (N)	Especificada	Especificada

Para a formulação do problema de otimização foram escolhidos os fatores apresentados na tabela 4.1, que representam a função objetivo. Os fatores são classificados em quantidades minimizadas, quantidades especificadas e quantidades eventualmente ativas. As quantidades minimizadas são fatores que não alcançam o valor nulo durante a otimização, devido representarem grandezas necessariamente positivas. No entanto, as quantidades especificadas são fatores que evidenciam a necessidade do alcance de um valor nulo, uma vez que a manutenção destas variáveis dentro das condições especificadas é o principal objetivo do processo. As quantidades eventualmente ativas são fatores que tornam-se ativas na rotina de otimização, quando a variável controlada relacionada ultrapassa os limites impostos, que asseguram condições ótimas da operação do secador.

Para a completa definição do problema de otimização é necessário escolher as variáveis manipuladas mais adequadas no ponto de vista de sensibilidade paramétrica e que represente os critérios desejados. O problema de otimização é dividido nas etapas de projeto e política operacional. Cada etapa tem um conjunto particular de variáveis manipuladas. As variáveis manipuladas utilizadas são listadas na tabela 4.2.

A formulação da função objetivo é representada pela equação (4.1) e consiste em minimizar a soma dos fatores incluídos na tabela 4.1 através das variáveis manipuladas apresentadas na tabela 4.2.

- Função objetivo (FOBJ):

$$\begin{aligned} \text{Min} \quad & (EC + ITS + TRES + USAI + TGSAI + TGMAX + TGMIN + URMAX) \\ & (G_{A_i}, E_{A_i}, L_i, G_s) \\ & i = 1, \dots, N \end{aligned} \tag{4.1}$$

- Fator de otimização relacionado à energia consumida (EC):

$$EC = \frac{K_1 (E_{A_i} + E_{mi} + E_s)}{1000} \tag{4.2}$$

onde:

E_{A_i} é a energia usada no aquecimento do gás (dado de entrada)

E_{mi} é a energia usada na movimentação do gás
(SOKHANSANJ, 1984):

$$E_{mi} = \sum_{i=1}^N \frac{Q_{A_i} (\Delta P)_i}{\eta_{ex}} \tag{4.3}$$

Q_{Ai} é a vazão volumétrica do gás:

$$Q_{Ai} = \frac{G_{Ai}}{60\rho_G} \quad (4.4)$$

ΔP é a perda de carga no leito de grãos:

$$\Delta P = L \frac{C_1 q_{Ai}^2}{\ln(1.0 + C_2 q_{Ai})} \quad 0.6 < q_{Ai} < 12.2$$

$$C_1 = 42.378$$

$$C_2 = 0.302 \quad (4.5)$$

q_{Ai} e vazão volumétrica do gás por unidade de área:

$$q_{Ai} = \frac{Q_{Ai}}{A} \quad (4.6)$$

E_s é a energia usada na movimentação do grão:

$$E_s = \sum_{i=1}^N (9.80) \frac{\frac{G_s}{60.0} L_i}{\eta_{el}} \quad (4.7)$$

- Fator de otimização relacionado ao inverso da taxa de secagem (ITS):

$$ITS = K_2 \sum_{i=1}^N \frac{1}{\left(\frac{dM}{dt}\right)_i} \quad (4.8)$$

- Fator de otimização relacionado ao tempo de residência do sólido no secador (TRES):

$$TRES = K_3 \sum_{i=1}^N \frac{\rho_s V_i}{G_s} \quad (4.9)$$

- Fator de otimização relacionado ao conteúdo de umidade do sólido na saída do secador (USAI):

$$USAI = (10) K_4 \text{ Abs}(M_L - M_L^*) \quad (4.10)$$

- Fator de otimização relacionado à temperatura do sólido na saída do secador (TGSAI):

$$TGSAI = (10) K_5 \text{ Abs}(\theta_L - \theta_L^*) \quad (4.11)$$

- Fator de otimização relacionado à máxima temperatura do sólido alcançada ao longo do secador (TGMAX):

$$\begin{aligned} TGMAX &= (10) K_6 (\theta_{MAX} - \theta_{MAX}^*) \\ \text{se } \theta_{MAX} &\geq \theta_{MAX}^* \end{aligned} \quad (4.12)$$

- Fator de otimização relacionado à mínima temperatura do sólido alcançada ao longo do secador (TGMIN):

$$\begin{aligned} TGMIN &= (10) K_7 (\theta_{MIN} - \theta_{MIN}^*) \\ \text{se } \theta_{MIN} &\leq \theta_{MIN}^* \end{aligned} \quad (4.13)$$

- Fator de otimização relacionada à máxima umidade do gás alcançada ao longo de secador (URMAX):

$$\begin{aligned} URMAX &= (10) K_8 (RH_{MAX} - RH_{MAX}^*) \\ \text{se } RH_{MAX} &\geq RH_{MAX}^* \end{aligned} \quad (4.14)$$

4.4 Descrição da rotina de otimização

A Figura 4.1 apresenta o fluxograma de funcionamento da rotina de otimização, utilizada nas etapas de projeto e operação ótimos do secador. Os procedimentos adotados para atingir os objetivos propostos ocorrem na seguinte ordem:

A - TAREFA DE PROJETO:

1. Especificar um vértice do poliedro. Esta ação representa a especificação das variáveis manipuladas do sistema.

2. Determinar os perfis em regime estacionário a partir das especificações efetuadas na etapa anterior.
3. Calcular a função objetivo para o vértice especificado.
4. Teste de formação do poliedro. Se o poliedro foi totalmente formado, passa para etapa seguinte, se não volta à etapa 1. O poliedro é formado quando todas as variáveis manipuladas são submetidas à perturbações.
5. Movimentar um vértice do poliedro no espaço. A movimentação do vértice é caracterizada por reflexão, expansão ou redução do volume do poliedro.
6. Determinar os perfis em regime estacionário para esta nova condição.
7. Calcular a função objetivo para a nova posição do vértice movimentado.
8. Teste de tolerância. O teste consiste em verificar se o volume do poliedro alcançou um limite mínimo de tolerância. Se o resultado do teste for positivo, o vértice que apresentou o menor valor da função objetivo é considerado o ponto de mínimo. Se for negativo o programa volta à etapa 5.

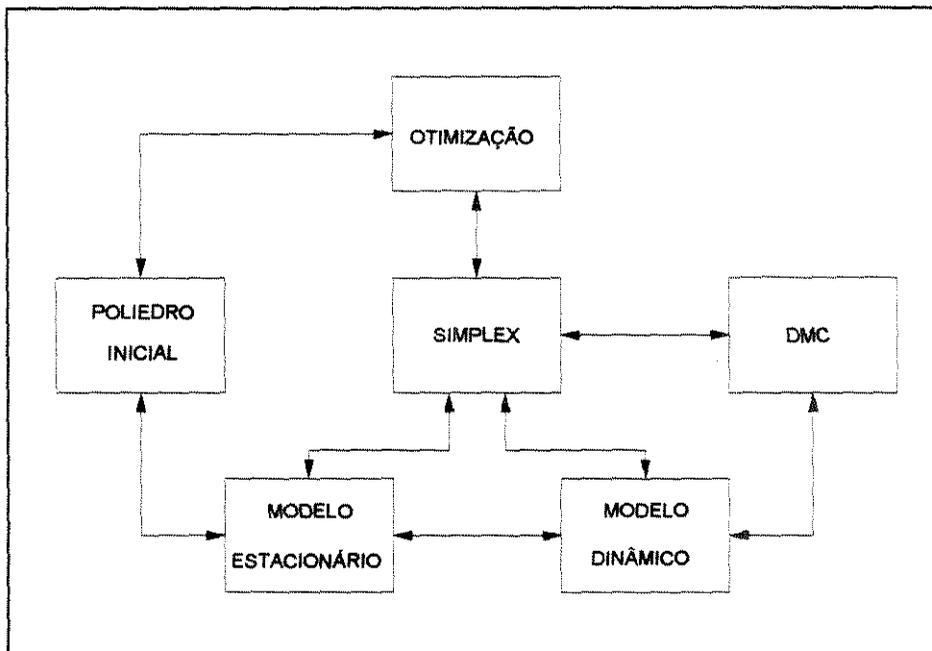


Figura 4.1 fluxograma que representa o funcionamento da rotina de otimização.

B - TAREFA DE OPERAÇÃO:

1. Inicializar o sistema dinâmico a partir de um regime estacionário sob condições consideradas ótimas.

2. Especificar um vértice do poliedro. Esta ação representa a especificação das variáveis manipuladas do sistema.
3. Determinar os perfis em regime estacionário a partir das condições impostas na etapa anterior.
4. Calcular a função objetivo para o vértice especificado.
5. Teste de formação do poliedro. Se o poliedro foi totalmente formado, passa para etapa seguinte, se não, volta à etapa 2.
6. Variar as condições de demanda operacional através de perturbação na entrada do secador.
7. Movimentar um vértice do poliedro no espaço. A movimentação do vértice é caracterizada por reflexão, expansão ou redução do volume do poliedro.
8. Determinar os perfis em regime estacionário nesta nova condição.
9. Cálculo da função objetivo para a nova posição do vértice
10. Se a função objetivo alcançou o mínimo valor até o momento, as variáveis manipuladas são atualizadas e o sistema dinâmico é reinicializado para um intervalo de tempo.
11. Teste de tolerância. O teste consiste em verificar se o volume do poliedro alcançou o limite de tolerância. Se o resultado do teste for positivo, o vértice que apresentou o menor valor da função objetivo é considerado o ponto de mínimo e o programa passa para a etapa seguinte. Se o resultado do teste for negativo, o programa volta à etapa 6.
12. Solução do sistema dinâmico até alcançar o regime estacionário.

4.5 Avaliação do procedimento de otimização

4.5.1 Otimização na etapa de projeto

O secador proposto consiste de uma coluna com uma estrutura em seções múltiplas representado na figura 4.2. A estrutura é formada por seções de aquecimento, secagem e resfriamento. Em cada seção foi testada a adequação de várias configurações.

Para o contato gás-sólido foram avaliadas as configurações com fluxo paralelo e/ou contracorrente.

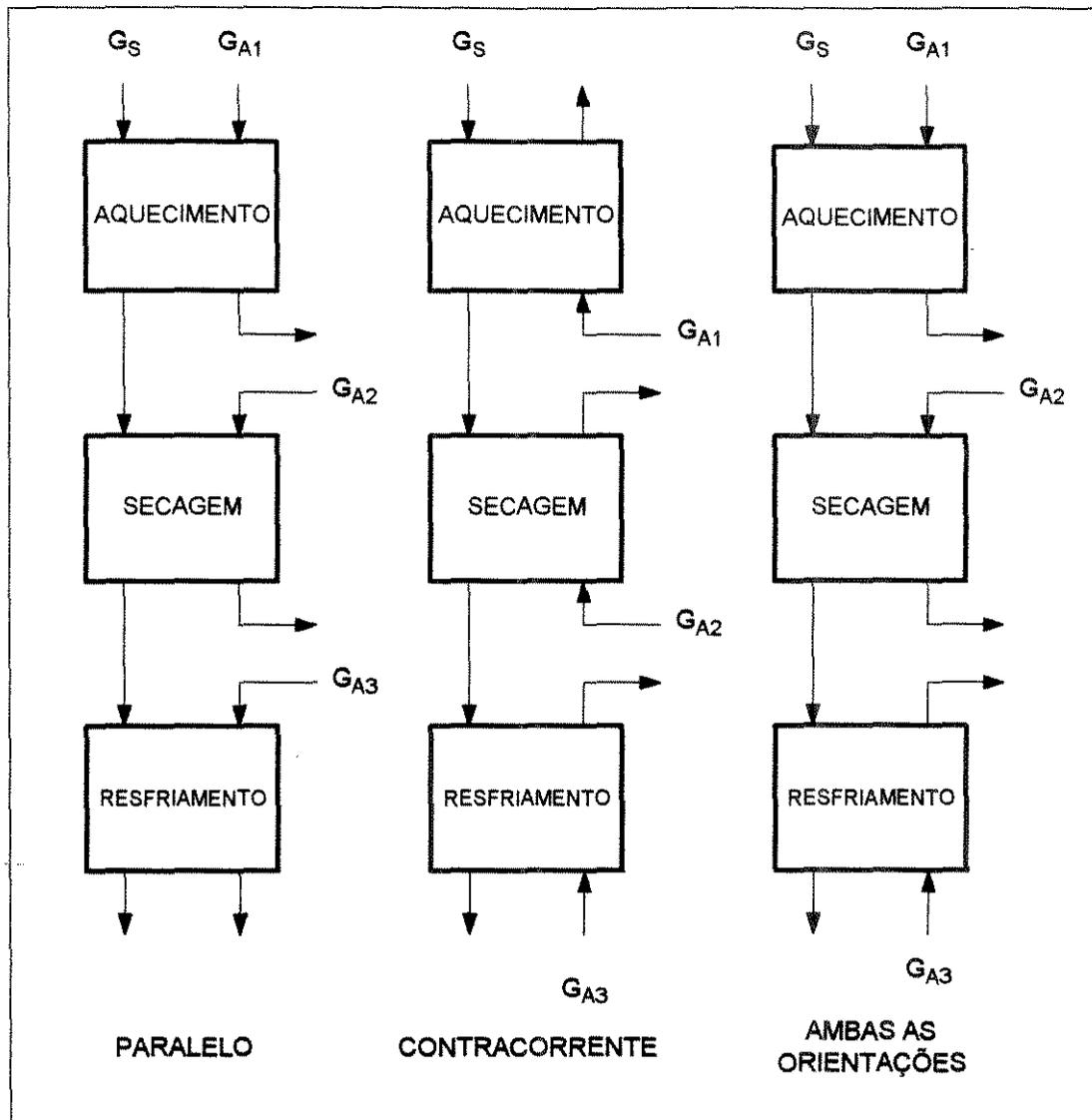


Figura 4.2 Diagrama do sistema em relação à orientação de fluxo e discriminação de tipo de seção do secador.

A tabela 4.3 apresenta os resultados da otimização para alguns configurações de contato gás-sólido. A configuração (Aquecimento-Paralelo, Secagem-Paralelo, Resfriamento-Contracorrente) foi considerada a mais adequada devido esta configuração apresentar o menor valor da função objetivo.

A orientação de fluxo contracorrente pode ser usada nas seções de aquecimento, por causa do menor valor do fator EC alcançado. Este fato denota uma maior eficiência térmica. No entanto, para um secador com um maior número de seções, a redução do fator EC na seção de aquecimento é considerado menos importante no somatório das

energias consumidas em cada seção do secador. Neste caso, a seleção de uma orientação de fluxo paralelo para a seção de aquecimento pode ser mais adequada, devido a maior eficiência de secagem.

Para a seção de secagem, a orientação paralela é a mais recomendada, principalmente quando é analisado o fator USAI na tabela 4.3. Todas as configurações em que foram utilizadas orientações de fluxo contracorrente apresentaram o valor de USAI diferente de zero, indicando a obtenção de um produto fora de especificação.

Tabela 4.3 Resultados da otimização na etapa de projeto em relação à escolha da orientação de fluxo

CONFIGURAÇÃO			EC	ITS	TRES	USAI	TGSAI	FOBJ
A	S	R						
P	P	P	134.197	50.351	33.320	0.861	60.132	278.861
P	P	C	115.154	51.955	32.385	0.995	14.561	214.065
P	C	P	114.230	62.290	52.023	48.577	0.043	277.296
C	P	C	79.967	68.437	27.035	130.792	0.833	307.507
P	C	C	96.569	62.290	26.469	85.283	4.069	276.525
C	C	P	55.743	93.376	25.698	230.176	1.692	406.677
C	P	P	159.757	47.110	36.734	11.498	58.207	313.92
C	C	C	76.038	78.978	27.380	160.725	11.886	355.008
CONVENÇÃO								
A - AQUECIMENTO			S - SECAGEM			R - RESFRIAMENTO		
P - PARALELO			C - CONTRACORRENTE					

Para a seção de resfriamento, a orientação de fluxo contracorrente é a mais adequada por causa da grande eficiência térmica atribuída a esta configuração. Este fato pode ser confirmado através dos resultados apresentados na tabela 4.3, na qual os menores valores do fator TGSAI foram obtidos quando foi usada a orientação de fluxo contracorrente. Uma forma de avaliação desta conclusão o cálculo da média dos valores obtidos para cada configuração.

A configuração considerada ótima (Aquecimento-Paralelo, Secagem-Paralelo e Resfriamento-Contracorrente) tem como aspecto negativo a baixa eficiência térmica. Esta condição é confirmada através da análise do gás na saída de cada seção do secador, no qual observa-se a alta temperatura e a baixa umidade relativa, confirmando a perda de energia. Para evitar este inconveniente é necessário reciclar este gás com o objetivo de utilizar o máximo potencial de secagem.

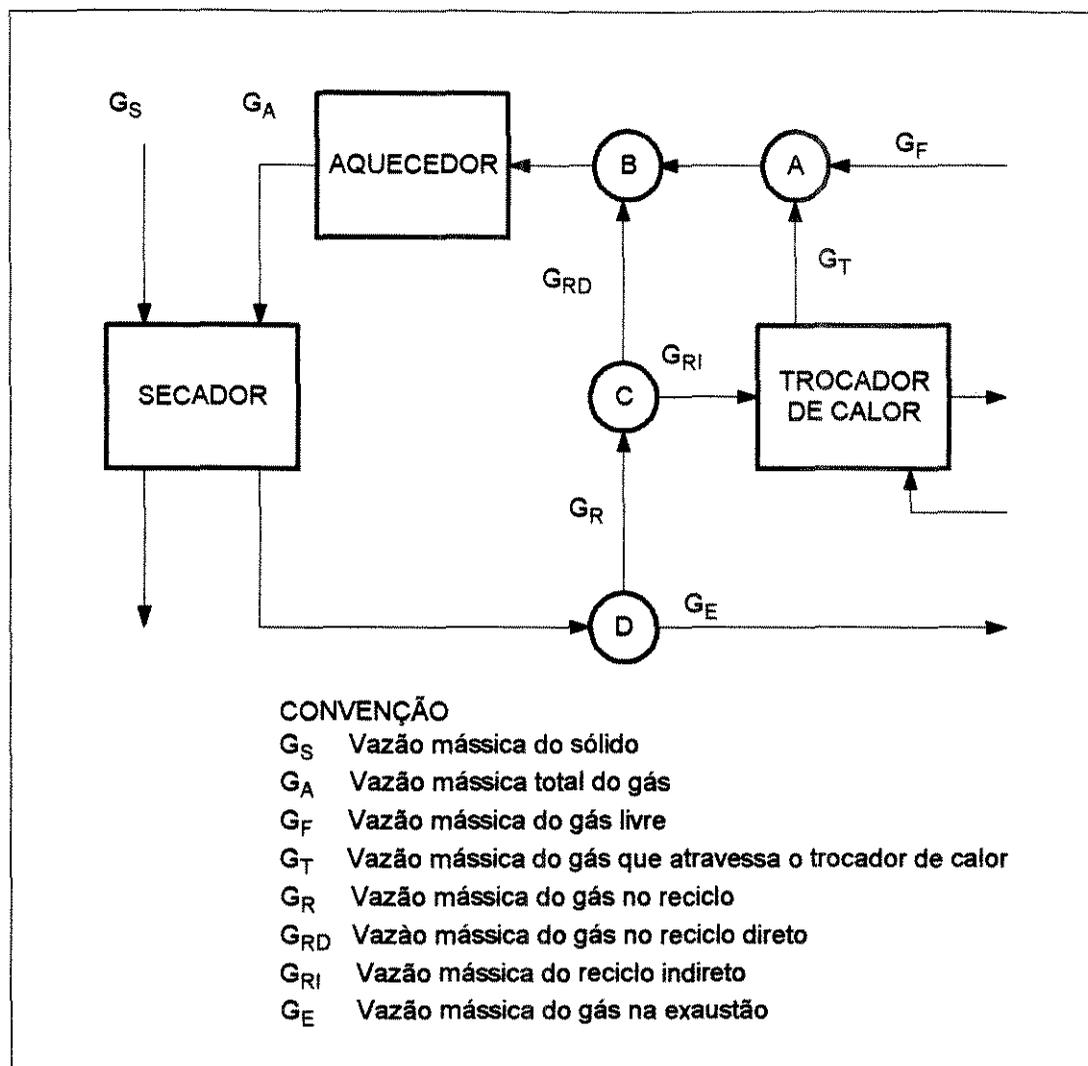


Figura 4.3 Diagrama do sistema em relação ao reciclo de gás.

A utilização do potencial do gás de exaustão do secador pode ser realizada de forma direta ou indireta. O reciclo direto consiste em retornar para a entrada do secador uma parte do gás exaurido e misturado ao gás de alimentação. Por sua vez o reciclo indireto é caracterizado pela passagem do gás de exaustão através de um trocador de calor. A outra corrente do trocador de calor representa o gás de alimentação do secador. Desta forma ocorre apenas a recuperação de energia, adotando este tipo de configuração. Para este tipo de problema, a rotina de otimização utiliza o fluxograma apresentado na figura 4.3. O usuário especifica a corrente G_A , o calor adicionado no aquecedor (E_A) e os parâmetros relacionados à distribuição das principais correntes. As outras correntes são calculadas internamente, obedecendo à consistência dos balanços de massa e energia do sistema. Esta estrutura permite uma grande versatilidade na utilização da rotina durante a seleção da melhor configuração em cada situação específica.

Tabela 4.4 Resultados da otimização na etapa de projeto em relação ao reciclo de gás.

CONFIGURAÇÃO			EC	ITS	TRES	USAI	TGSAI	FOBJ
A	S	R						
N	N	N	115.154	51.955	32.385	0.995	14.561	214.065
N	I	N	59.743	63.819	30.385	84.841	2.060	241.321
I	N	N	71.849	52.455	30.696	9.234	17.802	185.114
I	I	N	78.267	54.653	25.552	32.649	17.452	208.574
N	D	N	118.798	50.944	36.366	4.436	9.556	220.100
D	N	N	121.634	51.019	43.119	8.860	0.897	225.530
D	D	N	138.695	51.702	30.361	6.096	0.757	239.799
CONVENÇÃO								
A – AQUECIMENTO S - SECAGEM R - RESFRIAMENTO								
N - NÃO RECICLO I -INDIRETO D - DIRETO								

Os resultados de várias configurações relacionados ao reciclo são mostrados na a utilização do potencial do gás de exaustão do secador pode ser realizada de forma direta ou indireta. o reciclo direto consiste em retornar para a entrada do secador uma parte do gás exaurido e misturado ao gás de alimentação. por sua vez o reciclo indireto é caracterizado pela passagem do gás de exaustão através de um trocador de calor. a outra corrente do trocador de calor representa o gás de alimentação do secador. desta forma ocorre apenas o recuperação de energia, adotando este tipo de configuração. para este tipo de problema, a rotina de otimização utiliza o fluxograma apresentado na figura 4.3. o usuário especifica a corrente g_a , o calor adicionado no aquecedor (e_a) e os parâmetros relacionados à distribuição das principais correntes. as outras correntes são calculadas internamente, obedecendo à consistência dos balanços de massa e energia do sistema. esta estrutura permite uma grande versatilidade na utilização da rotina durante a seleção da melhor configuração em cada situação específica.

tabela 4.4. A configuração (Aquecimento-Indireto, Secagem-Não reciclo e Resfriamento-Não reciclo) apresentou o menor valor da função objetivo. Entretanto se analisar o fator TRES (TEMPO DE RESIDÊNCIA) é possível a escolha da configuração (Aquecimento=Indireto, Secagem=Indireto e Resfriamento=Não reciclo) como a melhor configuração a ser adotada. As configurações envolvendo reciclo indireto apresentam os menores valores de EC (ENERGIA CONSUMIDA). Este fato confirma a necessidade de utilizar o reciclo indireto com a finalidade de economia de energia do sistema.

A configuração ótima obtida nos procedimentos anteriores é confirmada pelos resultados encontrados na literatura (SOHKANSANJ, 1984) e em plantas industriais. Na tabela 4.5 é apresentado um sumário das configurações consideradas ótimas nas condições cobertas pelos procedimentos efetuados.

Tabela 4.5 Sumário dos resultados obtidos na etapa de projeto (condições ótima).

SEÇÃO	CONTATO GÁS-SÓLIDO	RECICLO
Aquecimento	Paralelo ou Contracorrente	Indireto
Secagem	Paralelo	Indireto
Resfriamento	Contracorrente	Não reciclo

Continuando com a avaliação do desempenho da rotina de otimização na etapa de projeto, foi proposto um procedimento (série de simulações), incluindo várias configurações de secadores com diferentes número de seções. As configurações adotadas foram (Aquecimento-Paralelo, Secagem-Paralelo, Resfriamento-Contracorrente) para orientação de fluxo e (Aquecimento-Não reciclo, Secagem-Não reciclo e Resfriamento-Não reciclo) para as condições de reciclo. A adoção de seções com reciclo dificulta a simulação, tornando a demonstração do procedimento de otimização mais complexa. As condições dos procedimentos são apresentadas na tabela 4.6.

Na tabela 4.7 são apresentados os resultados obtidos nesta etapa. O secador composto de 7 seções alcançou o menor valor da função objetivo. Para um secador com 8 seções, os fatores EC(energia consumida) e ITS(inverso da taxa de secagem) apresentaram uma pequena diferença em relação ao secador de 7 seções, enquanto que o pequeno valor de USAI(umidade do grão na saída do secador) alcançado não compensa o grande valor dos fatores TRES(tempo de residência) e TGSAl(temperatura do grão na saída do secador).

Tabela 4.6 Condições operacionais usadas durante a otimização

CONDIÇÕES OPERACIONAIS	
Vazão mássica do grão (kg/min)	30
Umidade do grão na entrada do secador (base seca.)	0.2
Temperatura do grão na entrada do secador(C)	27.0
Temperatura ambiente(C)	27.0
Umidade ambiente (kg/kg)	0.006
Umidade do grão na saída do secador (kg/kg base seca.)	0.16
Temperatura do grão na saída do secador(C)	27.0
Umidade relativa máxima especificada(decimal)	0.8
Temperatura do grão máxima especificada(C)	60.0
Temperatura do grão mínima especificada(C)	27.0

Tabela 4.7 Resultados obtidos na etapa de projeto em relação ao número e o comprimento das seções

NS	L	EC	ITS	TRES	USAI	TGSAI	FOBJ
3	2.27	182.853	21.346	38.335	344.592	2.429	592.585
4	2.43	155.322	22.310	40.917	367.683	3.576	588.835
5	3.13	202.906	17.747	52.844	224.482	15.849	513.830
6	3.75	250.330	15.222	63.233	103.536	16.234	459.135
7	4.16	293.954	13.798	70.104	29.771	16.236	428.267
8	4.98	303.316	13.604	84.029	2.142	49.074	452.165
CONVENÇÃO							
NS - NUMERO DE SEÇÕES				L - COMPRIMENTO DO SECADOR			

4.5.2 Otimização operacional do secador

A avaliação da rotina de otimização em relação à política operacional do secador foi executada através de um procedimento (série de simulações). O procedimento consiste em iniciar o sistema nas condições operacionais consideradas ótimas e aplicar uma variação degrau sobre a umidade na entrada do secador. Os resultados são baseados na comparação do comportamento dinâmico do sistema perturbado, quando a rotina de otimização está nos estados ativo e inativo. Um secador com 3 seções e configurações PPC(Aquecimento-Paralelo, Secagem-Paralelo, Resfriamento-Contracorrente) e NNN

(Aquecimento-Não reciclo, Secagem-Não reciclo e Resfriamento-Não reciclo) foram escolhidas.

Na figura 4.4 são apresentados o comportamento dinâmico da função objetivo e individualmente o comportamento dinâmico dos fatores. Para o caso quando a otimização está inativa, ocorre:

- Um pequeno incremento da função objetivo (ver a primeira plataforma da curva INATIVA na figura 4.4);
- Um grande incremento da função objetivo em um tempo equivalente ao tempo de residência do grão no secador (ver a segunda plataforma da curva INATIVA na figura 4.4).

A primeira plataforma é causada por um brusco incremento no fator TGMAX(temperatura do grão máxima) e por um suave incremento no fator ITS(inverso da taxa de secagem). O fator TGMAX com valor diferente de zero indica que o secador está operando em condições adversas à qualidade do produto.

A segunda plataforma é causada principalmente pelo incremento do fator USAI(umidade do grão na saída do secador), denotando um grande desvio do conteúdo de umidade do sólido em relação à umidade especificada. Com menor intensidade, a segunda plataforma é causada ainda pela influência do fator TGSAI(temperatura do grão na saída do secador).

Tabela 4.8 Especificações das variáveis manipuladas na etapa de otimização

ETAPA	SEÇÃO	VAZÃO DO GÁS (Kg/min)	CALOR ADICIONADO (KJ/min)	L (m)
PROJETO	1	30.0	40.0	0.30
	2	30.0	40.0	0.30
	3	30.0	0.0	0.30
POLÍTICA OPERACIONAL	1	30.3	55.9	0.31
	2	46.8	40.6	0.48
	3	35.0	0.0	0.36

Quando a rotina de otimização está no estado ativo o comportamento dinâmico da função objetivo é caracterizado por:

- um pequeno pico imediatamente após o processo ser submetido a um degrau.
- uma suave redução próximo ao tempo de residência.
- dois picos após o período do tempo de residência.

O primeiro pico é causado pela contribuição do comportamento dinâmico do fator TGMAX(temperatura do grão máxima) neste período. A suave redução é atribuída ao fator EC(energia consumida) e TGSAI(temperatura do grão na saída do secador) e os dois picos após o tempo de residência são relacionados ao fator USAI(umidade do grão na saída do secador). É interessante observar que os picos relacionados aos fatores USAI e TGMAX não interferem na qualidade do produto, porque estes picos são de baixa intensidade e ocorrem em pequenos períodos de tempo.

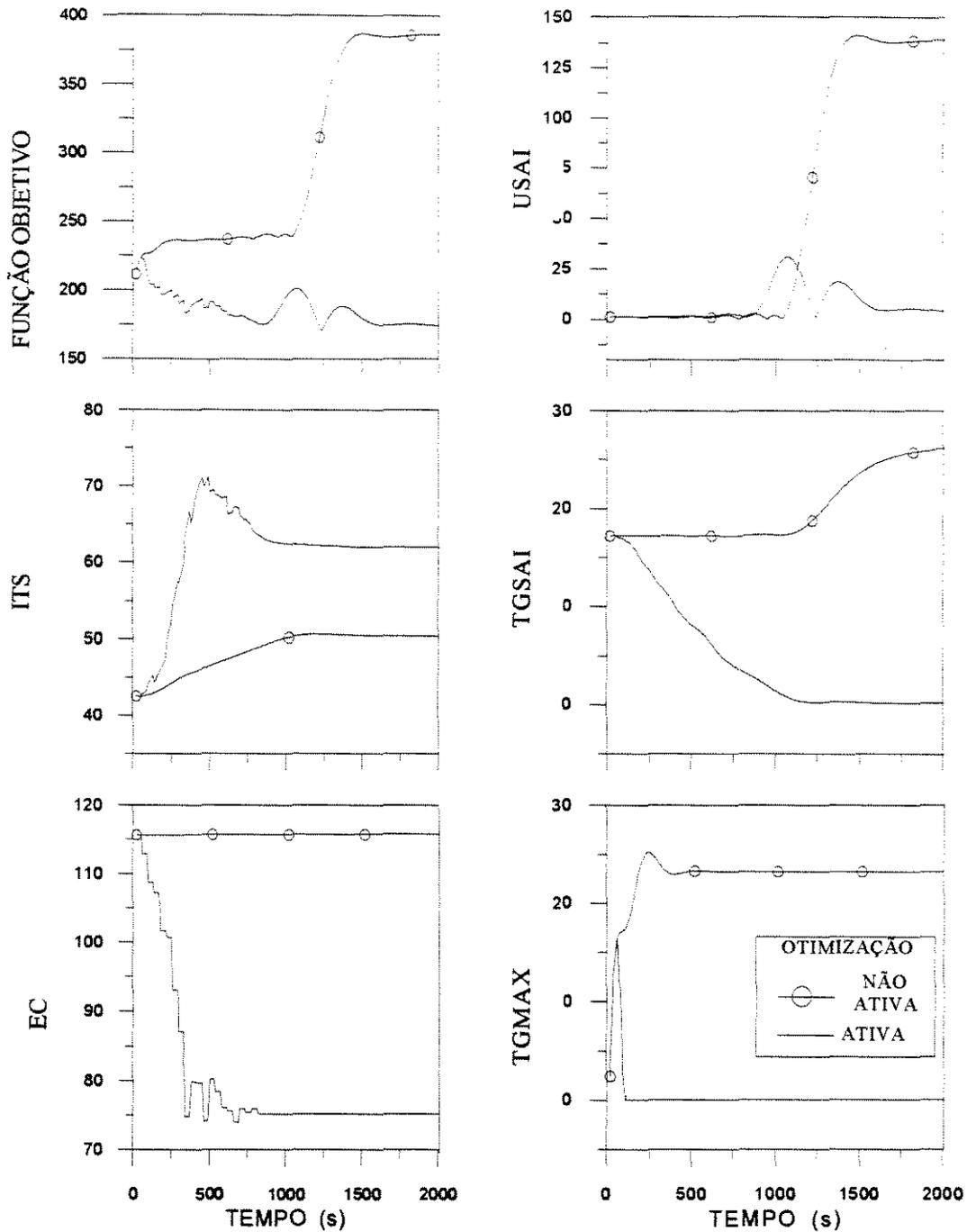


Figura 4.4 Resultados obtidos na etapa de otimização das condições operacionais para uma variação degrau sobre a umidade na entrada do secador

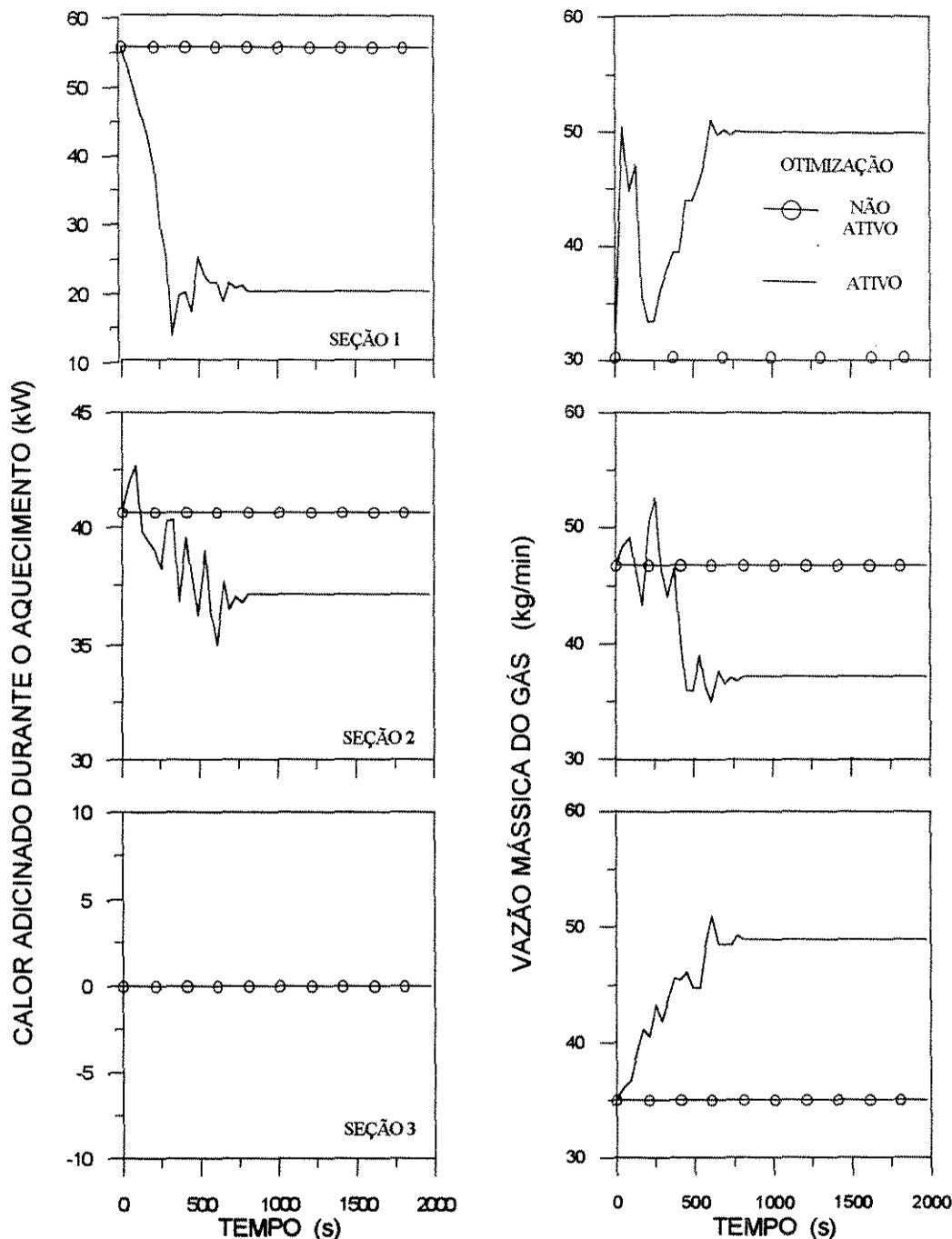


Figura 4.5 Comportamento dinâmico das variáveis manipuladas na etapa de otimização das condições operacionais, devido a aplicação de um degrau sobre o conteúdo de umidade do sólido na entrada do secador.

Na figura 4.5 é apresentado o comportamento dinâmico das variáveis manipuladas durante os experimentos. A análise destes comportamentos permitem explicar o comportamento dinâmico da função objetivo.

Enquanto a perturbação é caracterizada por um decréscimo da umidade na entrada do secador, as variáveis manipuladas são mantidas nas condições ótimas impostas antes da aplicação da perturbação. Desta forma, a taxa de secagem é

influenciada apenas pela variação do conteúdo de umidade do sólido em cada posição no secador. Como a variação do conteúdo de umidade do sólido ocorre de maneira lenta e gradativa através do movimento do sólido no secador, verifica-se um lento decréscimo do conteúdo de umidade médio do sólido em função do tempo. Consequentemente, é verificado o suave incremento do fator ITS(inverso da taxa de secagem) no tempo.

A maior temperatura do sólido ocorre próximo à entrada da seção de aquecimento do secador. O valor desta temperatura alcança o valor especificado para máxima temperatura do sólido permitida. Quando ocorre a redução da taxa de secagem, devido à perturbação no conteúdo de umidade do sólido na entrada do secador, ocorre igualmente uma redução do consumo de energia na evaporação. Consequentemente ocorre o aumento do consumo de energia no aquecimento do sólido. Portanto, a máxima temperatura do sólido é incrementada e ultrapassa os limites de restrição, provocando o brusco incremento do fator TGMAX.(temperatura do grão máxima).

O incremento dos fatores USAI(umidade do grão na saída do secador) e TGSAl(temperatura do grão na saída do secador) são conseqüências dos mecanismos explicados anteriormente.

Para evitar o comportamento dinâmico apresentado no modo INATIVO a rotina de otimização atua sobre as variáveis manipuladas como é representado na figura 4.5. A rotina mantém, como pode ser observado, as condições operacionais ótimas do secador de maneira eficiente e pode ser usada no controle supervisorio do sistema.

4.6 Conclusões

Uma aplicação do simulador consiste na elaboração de um procedimento de otimização dividido em duas etapas, tal como o projeto de um secador ótimo e a otimização operacional de um secador. Os critérios de otimização abordados foram a qualidade do produto, o rendimento energético e a capacidade de produção. Uma função objetivo envolvendo os critérios de otimização foi desenvolvida através da escolha de fatores apropriados. O método SIMPLEX foi considerado satisfatório na busca de minimização da função objetivo através da determinação dos valores ótimos das variáveis de projeto.

A primeira etapa de uso do procedimento de otimização envolveu o projeto hipotético de um secador. O projeto ótimo foram baseados na verificação da melhor orientação de fluxo dos componentes do sistema gás-sólido, na viabilidade no uso de reciclo de gás em relação ao rendimento energético e no número de seções do secador que apresenta melhores resultados. As orientações de fluxo (Aquecimento-Paralelo ou Contracorrente, Secagem-Paralelo e Resfriamento-Contracorrente) apresentaram o menor valor da função objetivo. As configurações de reciclo (Aquecimento-Reciclo indireto, Secagem-Reciclo indireto e Resfriamento-Não reciclo), foram consideradas ótimas. Em seguida, a escolha de um secador com 7 seções apresentou os melhores resultados em relação à minimização da função objetivo.

A segunda etapa de otimização consiste no alcance de uma nova condição ótima, quando o sistema é submetido à perturbação. O procedimento de otimização atuou de maneira eficiente na execução dos objetivos propostos e foi considerado adequado para ser usado em um sistema de controle supervisor.

Apesar dos resultados satisfatórios alcançados, observa-se que o procedimento de otimização deve ser modificado para ser usado em uma estrutura de controle hierárquico. A aplicação direta do procedimento sobre as variáveis manipuladas provocam excessivas movimentações nos elementos atuadores. Para evitar este inconveniente, é necessário que as saídas do procedimento de otimização sejam tomadas como "set-points" de sistemas de controle de um nível mais baixo na estrutura hierárquica. O nível inferior da estrutura consiste em vários controladores locais que apresentam a capacidade de tratar de problemas servos ou regulatórios em cada seção do secador.

Capítulo 5

CONTROLADORES LOCAIS

5.1 Introdução

Observa-se algumas limitações nas estratégias convencionais de controle geralmente usadas na literatura em vários processos, inclusive secadores. As estratégias são normalmente do tipo SISO (SINGLE-INPUT-SINGLE-OUTPUT) e utilizam a vazão do grão como variável manipulada para controlar o conteúdo de umidade do sólido na saída do secador. O objetivo principal é a especificação do conteúdo de umidade do sólido na saída do secador. No entanto, existem outros critérios a serem obedecidos para estabelecer uma política operacional ótima. Outras possíveis variáveis controladas são: temperatura do sólido e umidade relativa ao longo do secador. Desta forma, é necessário adotar uma estrutura do tipo MIMO (MULTI-INPUT-SINGLE-INPUT) para alcançar um bom desempenho do processo.

As estratégias usadas na literatura adotam os controladores convencionais (“feedback” e “feedforward”), que apresentam um baixo desempenho devido à sua incapacidade de tratar adequadamente processos de natureza não linear e variante no tempo. Outros fatores que inviabilizam o uso de controladores convencionais é o grande tempo morto do processo e a ampla faixa de amplitude e frequência verificadas nas perturbações. Portanto, torna-se necessário o uso de uma estratégia de controle avançada.

FORBES et alli (1984) testaram vários esquemas para controlar o conteúdo de umidade do sólido na saída de um secador em fluxo cruzado através de atuação sobre a vazão mássica do sólido. Os esquemas testados foram:

- * controlador PID em “feedback” com medição na saída do secador.
- * controlador “lead/lag” do tipo “feedforward” com medição na entrada do secador.
- * controlador baseado em modelo do tipo “feedforward” e medição na entrada

do secador.

- * controlador baseado em modelo do tipo “feedforward” e uso de informação sobre média de umidade dos grãos no interior do secador.

Os controladores baseados em modelos apresentaram os melhores resultados e o procedimento de determinação da umidade média demonstrou ser uma medida adicional para obtenção de um melhor desempenho de controle. O modelo exponencial de secagem foi usado nos esquemas “feedforward”.

WHITFIELD (1986) utilizou a simulação para a determinação dos parâmetros de um controlador PI a ser usado em secadores com fluxo paralelo ou contracorrente. O conteúdo de umidade do sólido na saída do secador foi escolhida como variável controlada e vazão do sólido como variável manipulada. Em alguns casos, o controlador reduziu a variação da umidade do sólido. No entanto em outros, os resultados foram inferiores ao sistema sem controlador.

ELTIGANI e BAKKER-ARKEMA (1987) desenvolveram um sistema de controle do tipo “feedforward” e correção em “feedback” para controlar o conteúdo de umidade do sólido na saída do secador através de atuação sobre a vazão do sólido. Um modelo linear foi usado no esquema “feedforward”.

NYBRANT (1988) desenvolveu um sistema de controle adaptativo do tipo “pole-placement” para ser usado em um secador de laboratório em fluxo cruzado. Foram escolhidos o conteúdo de umidade do sólido como variável controlada e o tempo de residência do sólido no secador como variável manipulada. A umidade do sólido era determinada indiretamente através da medição da temperatura do gás na saída do secador.

As dificuldades encontradas no projeto de um sistema de controle de secadores contínuos foram atribuídas à não linearidade do sistema. Numa tentativa de minimizar os efeitos da não linearidade, WHITFIELD (1988) desenvolveu um esquema de controle, no qual o algoritmo atua sobre a vazão do sólido com o objetivo de reduzir o erro entre o logaritmo do conteúdo de umidade do sólido e o logaritmo do conteúdo de umidade desejado. Um controlador PI digital foi usado na implementação deste sistema.

MOREIRA e BAKKER-ARKEMA (1990) testaram dois tipos de controladores adaptativos (“pole-placement” e “generalized minimum variance”) em secadores comerciais. O conteúdo de umidade do sólido médio foi controlado através de atuação sobre o tempo de residência do sólido no secador.

PLATT et alli (1992) desenvolveram um esquema de controle “feedforward-feedback” para secadores em fluxo cruzado. A ação “feedforward” é baseada na determinação de uma pseudo-umidade do sólido na entrada do secador, no ajuste da vazão do sólido e no controle da umidade na saída do secador. A ação “feedback” atua na correção do sistema, causadas por variações não observáveis e por incertezas do modelo usado na ação “feedforward”. O modelo consiste de um simples balanço de massa ao longo do secador.

ZHANG e LITCHFIELD (1992) desenvolveram um sistema de controle “fuzzy” para ser usado em um secador de laboratório com fluxo cruzado. O conteúdo de umidade do sólido na saída do secador e a suscetibilidade à quebra foram as variáveis controladas, enquanto que a velocidade de descarga do sólido e a temperatura do gás na entrada do secador foram as variáveis manipuladas. Esta estratégia de controle foi considerada mais adequada do que os sistemas convencionais de controle, bem como em relação aos controladores adaptativos.

KIRANOUDIS et alli (1995) desenvolveram um sistema de controle MIMO para um secador de esteira a nível industrial. O sistema é caracterizado por duas malhas, apresentando o conteúdo de umidade e a temperatura do sólido na saída do secador como variáveis controladas. Através de análise da matriz RGA foi possível escolher o fluxo de gás e fluxo de vapor como as variáveis manipuladas mais adequadas. Cada malha foi controlada através de controlador PI, sintonizados com a técnica de ZIEGLER-NICHOLS.

COURTOIS et alli (1995) comparam várias estratégias de controle desenvolvidas por vários pesquisadores e o esquema liga-desliga usado em secadores industriais de fluxo misto na França. As dificuldades encontradas durante o desenvolvimento de sistema de controle comparados foram: a não linearidade, o grande tempo morto, a ordem elevada e as severas perturbações. As estratégias comparadas não foram consideradas amplamente satisfatórias e o uso de otimização não linear e inteligência artificial foram sugeridas.

Como pode ser observado, os trabalhos sobre o desenvolvimento de estratégia de controle em secadores são limitados aos sistemas SISO e a maioria adotam esquemas convencionais. Uma abordagem envolvendo uma estrutura multivariável é sempre evitada devido as dificuldades inerentes ao acoplamento do processo. A adição de uma metodologia contendo mais de um objetivo torna o problema mais complexo que o usual, exigindo estratégias de controle avançado.

A estratégia de controle adotada neste trabalho pertence a um grupo de controladores chamado de "Model Predictive Control" (MPC). Este tipo de controlador tem a característica de usar diretamente um modelo do processo (GARCIA et alli, 1989). Os controladores incluídos neste grupo são: MPHC ("model predictive heuristic control") (RICHALET et alli, 1978); DMC ("dynamic matrix control") (CUTER e RAMAKER, 1980); MAC ("model algoritmic control") (ROUHANI e MEHRA, 1982); IMC ("internal model control") (GARCIA e MORARI, 1982); e MOCCA ("multivariable, optimal, constrained control algorithm") (SRIPADA e FISHER, 1985).

O MPC foi considerado uma estratégia de controle adequada devido as seguintes aspectos (SIFU et alli, 1989): utiliza dados de resposta ao degrau, que é relativamente fácil de ser obtidos; é um metodologia multivariável; minimiza efeitos de atraso no tempo e não linearidade; otimiza sobre uma trajetória especificada; pode ser usado adequadamente em sistema com severas restrições; e foi usado de maneira eficiente em aplicações industriais.

Para minimizar as limitações das estratégias de controle apresentadas anteriormente, neste trabalho foi proposto um algoritmo de controle do tipo preditivo (DMC) e multivariável (MIMO) para controlar o conteúdo de umidade do sólido na saída do secador, bem como a máxima temperatura do sólido ao longo do secador em fluxo paralelo e resfriamento contracorrente.

5.2 Estrutura hierárquica do sistema de controle

O secador apresenta uma estrutura multi-estágio como pode ser observado na figura 5.1. Os estágios de secagem (1 ao N-1) têm uma configuração paralelo e o estágio de resfriamento (N) obedece a uma configuração contracorrente. Entre cada estágio de secagem, existe um estágio de relaxamento (não representado na figura 5.1).

Este estágio tem o objetivo de estabelecer o equilíbrio da migração da umidade no interior do grão.

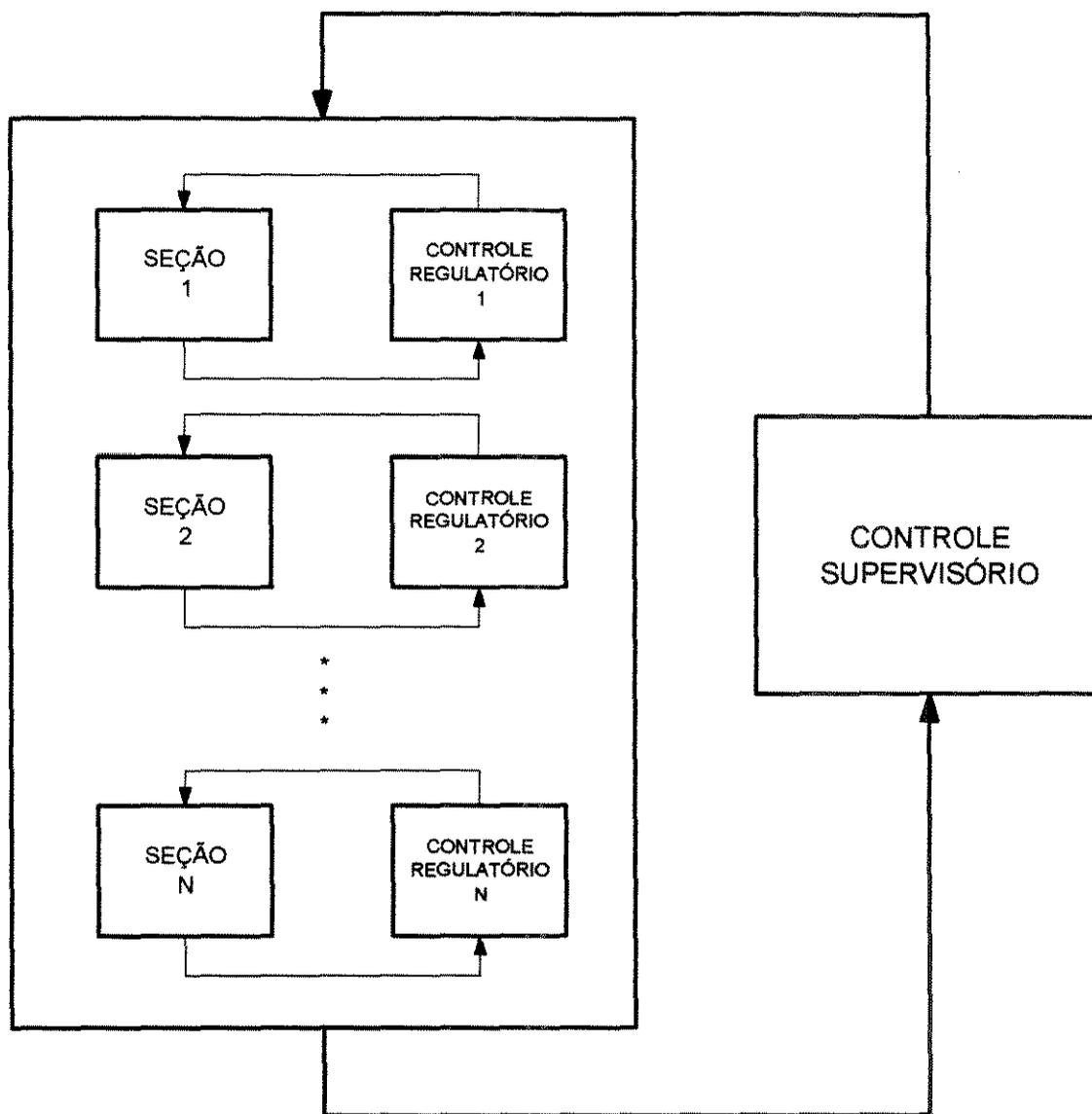


Figura 5.1 Esquema da configuração do secador e da estrutura de controle usadas.

A variação do conteúdo de umidade do grão na entrada do secador estende-se em ampla faixa de amplitudes e frequências. O projeto de um sistema de controle que alcance bom desempenho para todos os tipos de variações é uma tarefa complexa. Uma forma de minimizar a dificuldade consiste na definição de uma estrutura com vários níveis de hierarquia. Cada nível atua em uma determinada faixa de amplitude e

freqüência. As variações que ocorrem com amplitudes e freqüências compatíveis com a dimensão de cada estágio são tratadas com sistema de controle regulatórios ou servos, enquanto que as variações com maiores amplitudes e baixas freqüências são controladas por um sistema de controle supervisorio. O controle supervisorio estima e mantém as condições ótimas do processo numa abordagem global e atua em cada estágio através da variação do “set-point” dos controladores locais. Este trabalho está restrito ao desenvolvimento de uma estratégia de controle a nível de um estágio (regulatório ou servo).

5.3 Definição das variáveis na malha de controle

Para controlar o conteúdo de umidade do sólido na saída do secador, a máxima temperatura do sólido e a umidade relativa ao longo do secador podem ser utilizadas as seguintes variáveis manipuladas: vazão do grão, vazão do gás e fluxo de calor. Atabela 5.1 apresenta a matriz dos ganhos do sistema e a tabela 5.2 apresenta a matriz RGA(“RELATIVE GAIN ARRAY”). Através de análise da matriz RGA, conclui-se que existe grande interação entre as variáveis. Os valores apresentados em negrito representam os ganhos relativos que mais se aproximam de “um” numa estrutura multimalha. Observa-se que a “vazão do sólido-conteúdo de umidade” foi o par que mais aproximou-se de “um”, enquanto que os pares representados na mesma coluna aproximaram de “zero”. Este fato comprova a motivação de utilizar este par numa malha de controle na literatura. No entanto, para as outras malhas não existe uma escolha de par adequada, uma vez que os valores dos ganhos relativos próximos de “0.5” indicam uma alta interação das variáveis.

Apesar da matriz RGA evidenciar a viabilidade da escolha da vazão do sólido como variável manipulada para controlar o conteúdo de umidade do sólido na saída do secador, a estrutura multiestágio do secador estudado, bem como a necessidade de alcançar uma condição multi-objetivo, impedem que o manuseio desta variável em um estágio seja independente dos demais. Outro fator que inviabiliza a escolha da vazão do grão como variável manipulada, deve-se aos efeitos provocados por esta variável no comportamento dinâmico do secador, caracterizado por uma variação brusca do tempo morto do processo. Além disto, a variação da vazão do sólido provoca uma ação negativa no ponto de vista operacional, devido à alteração da produtividade do sistema.

Tabela 5.1 Matriz de ganhos do sistema completo

	conteúdo de umidade	temperatura máxima do sólido	umidade relativa do ar
vazão do gás	-0.2257	-0.2103	-0.2265
aquecimento	-0.1820	0.3068	-0.2093
vazão do sólido	0.3511	-0.8414	-0.0732

Tabela 5.2 Matriz RGA do sistema completo

	conteúdo de umidade	temperatura máxima do sólido	umidade relativa do ar
vazão do gás	0.1874	0.3785	0.4340
aquecimento	-0.0138	0.6110	0.4029
vazão do sólido	0.8264	0.0105	0.1631

Eliminando a vazão do grão como variável manipulada, é necessário diminuir a dimensão do problema de controle com a eliminação de uma variável controlada. A partir da matriz RGA, conclui-se que a umidade relativa do gás pode ser eliminada, porque é caracterizado por um maior grau de interação entre as variáveis manipuladas. O comportamento dinâmico desta variável é caracterizado por resposta inversa, que pode causar instabilidade em malha fechada.

Além dos inconvenientes apresentados, a umidade relativa do gás, torna-se menos importante na política operacional, devido ao eventual conflito com a especificação das demais variáveis, quando em algumas situações, ocorre a redução do grau de liberdade. Nas condições normais de operação do secador, a umidade do gás não alcança a umidade de saturação, uma vez que a temperatura do sólido é especificada à temperatura alta e conseqüentemente a temperatura do gás na saída do secador é superior à condição de saturação da umidade. Desta forma, a umidade relativa do gás pode ser controlada adequadamente a nível de controle supervisorio.

Com a eliminação da umidade relativa do gás como variável controlada, o problema de controle fica reduzido a duas variáveis controladas (umidade do grão e temperatura máxima do grão) e duas variáveis manipuladas (vazão do gás e fluxo de calor usado no aquecimento do gás). A tabela 5.3 apresenta a matriz dos ganhos, enquanto que a tabela 5.4 são mostrados os valores da matriz RGA. A matriz RGA

deste problema revela um alto grau de acoplamento, inviabilizando o desenvolvimento de uma estrutura de controle multi-malha. Logo, existe a necessidade de adotar uma estratégia de controle multivariável.

Tabela 5.3 Matriz dos ganhos do problema reduzido

	conteúdo de umidade do sólido	temperatura máxima do sólido
vazão do gás	-0.2257	-0.2103
aquecimento	-0.1820	0.3068

Tabela 5.4 Matriz RGA do problema reduzido

	conteúdo de umidade do sólido	temperatura máxima do sólido
vazão do gás	0.6440	0.3560
aquecimento	0.3560	0.6440

5.4 Implementação do algoritmo DMC

O controle preditivo alcançou um significativo nível de aceitabilidade em controle de processo industrial, devido apresentar algumas vantagens sobre os sistemas de controle convencionais como a possibilidade de antecipação, incorporação de restrição e a facilidade em estabelecer um compromisso entre robustez e especificação na dinâmica (MACIEL FILHO, 1996). A estratégia de controle DMC é um tipo de controle preditivo, no qual um modelo dinâmico da planta é usado de maneira explícita no algoritmo de controle para prever o efeito das futuras ações de controle das variáveis manipuladas sobre as variáveis controladas. Os movimentos futuros das variáveis manipuladas são obtidas por otimização com a minimização do erro predito (GARCIA, 1989). Os detalhes teóricos do controlador DMC são apresentados no apêndice C.

O modelo dinâmico do processo na malha de controle, usado neste trabalho é um modelo de convolução discreta, obtido a partir de dados de simulação. Esta simulação consiste na aplicação de um degrau unitário sobre as variáveis manipuladas (vazão do gás, quantidade de calor adicionada ao gás para o aquecimento) e no armazenamento da

resposta das variáveis controladas (conteúdo de umidade e temperatura máxima do sólido) de forma discreta.

5.5 Estratégias de controle avaliadas

Foram testadas duas estratégias de controle. A estratégia 1 tem como variável de saída o valor do conteúdo de umidade do sólido na saída do secador. A figura 5.2 apresenta um fluxograma da estratégia 1. A diferença entre a variável de saída atual e a saída predita constitui a influência das perturbações e do erro do modelo utilizado. Na estratégia 2 são propostas duas modificações: a definição de uma pseudo-umidade na entrada do secador e um mecanismo de compensação de tempo morto. A figura 5.4 apresenta o fluxograma da estratégia 2. A pseudo-umidade é obtida através da média do conteúdo de umidade dos grãos alimentados nos últimos intervalos de tempo. A compensação do tempo morto é obtida através da determinação do efeito das perturbações sobre a variável controlada através de um modelo de predição para N intervalos futuros. Este efeito é somado ao valor da variável de saída atual e o resultado segue o procedimento normal da estratégia 1.

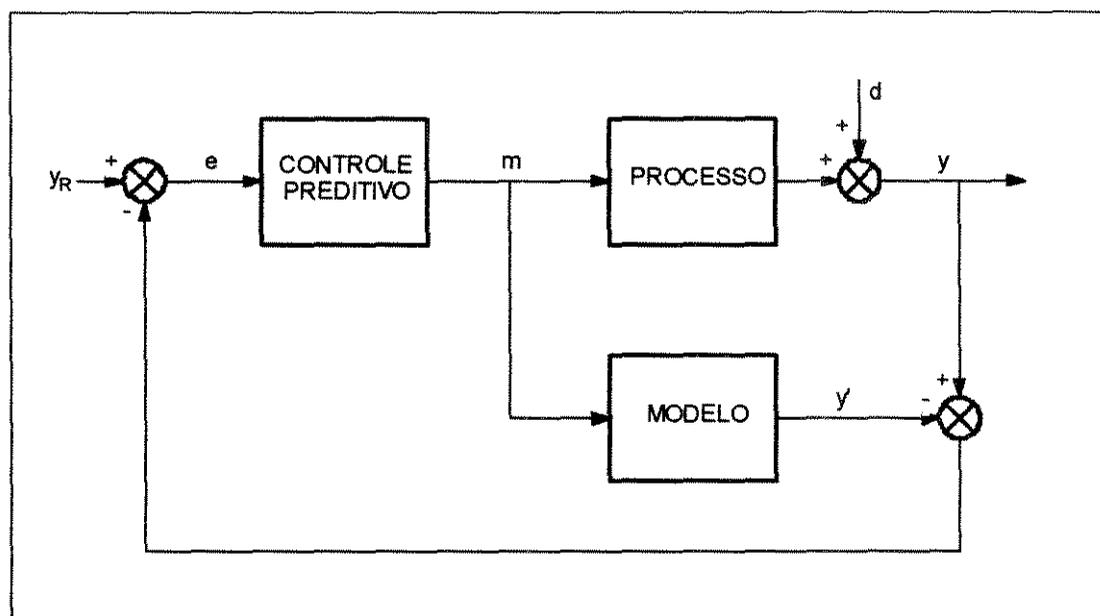


Figura 5.2 Malha de controle referente à estratégia 1

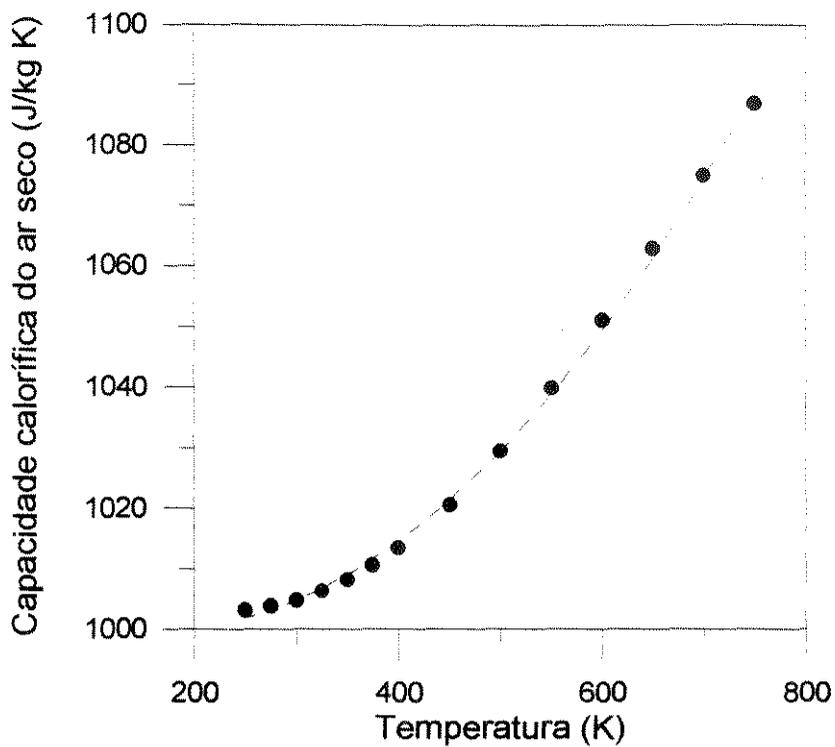


Figura B.3 Ajuste dos dados de capacidade calorífica do ar seco obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

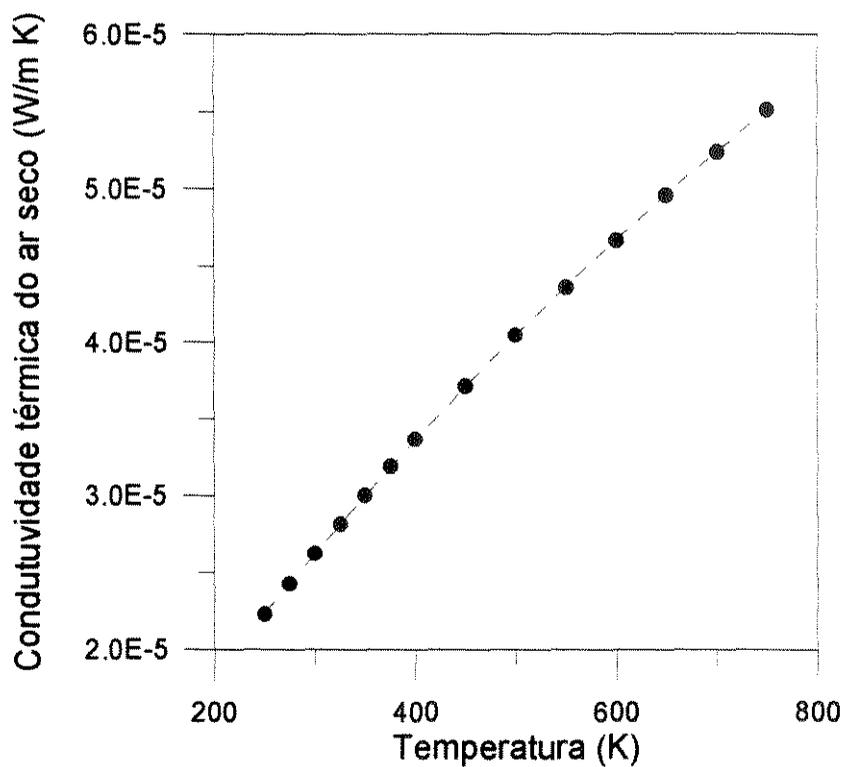


Figura B.4 Ajuste dos dados de condutividade térmica do ar seco obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

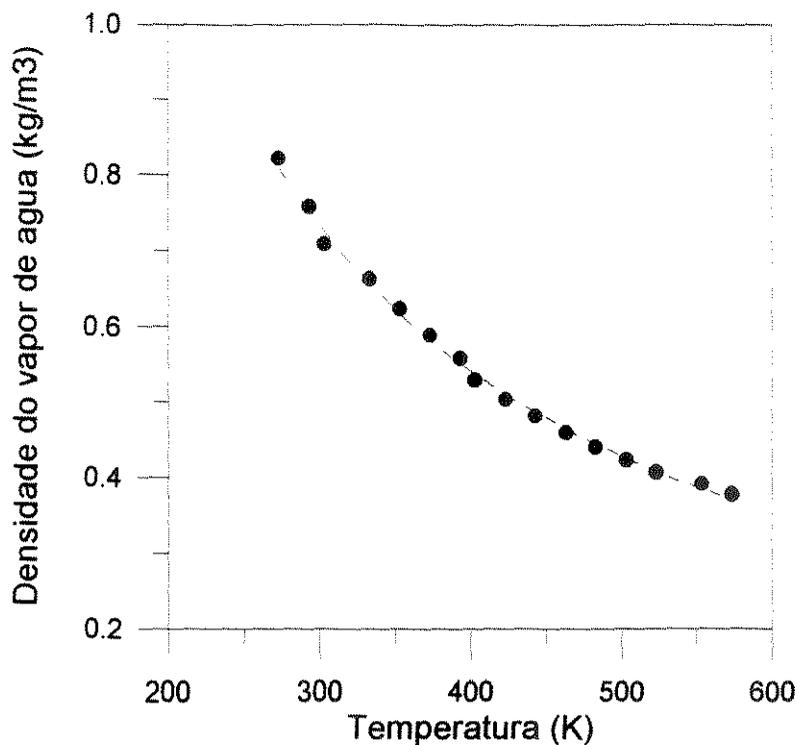


Figura B.5 Ajuste dos dados de densidade do vapor de água obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

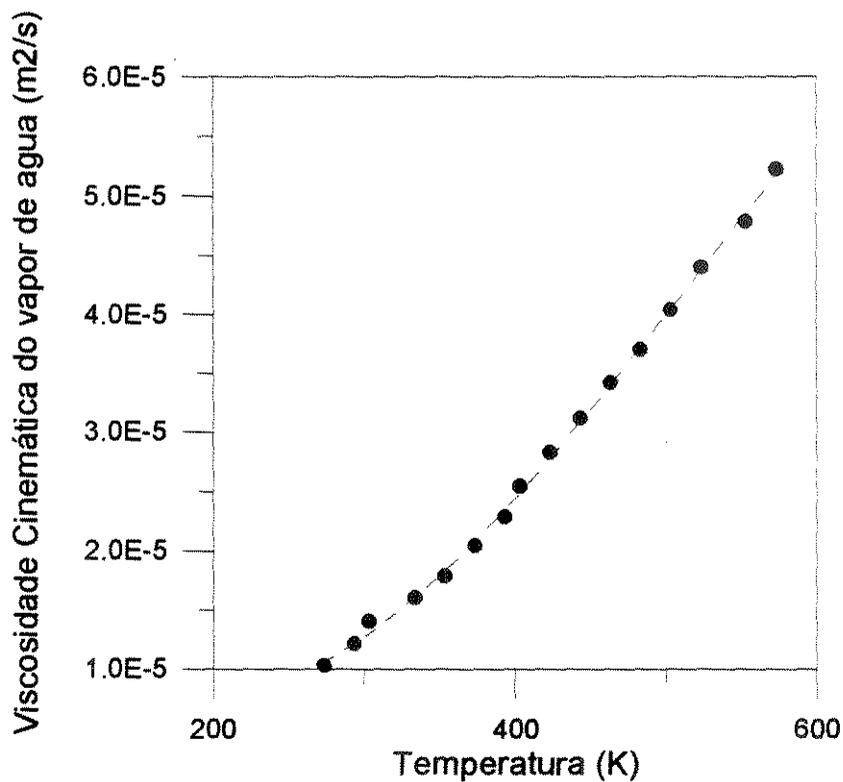


Figura B.6 Ajuste dos dados de viscosidade cinemática do vapor de água obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

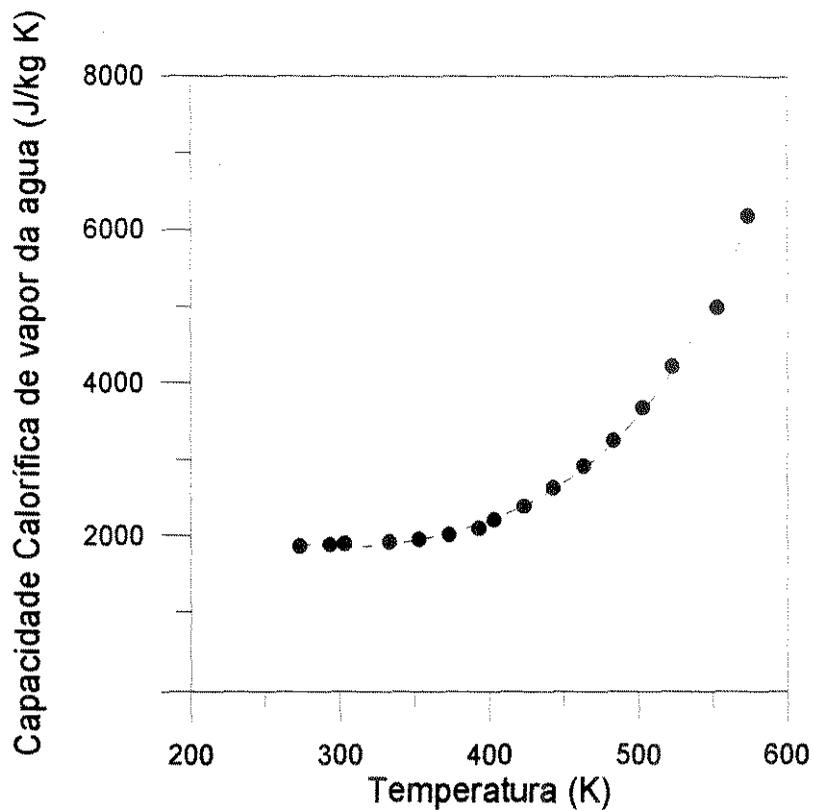


Figura B.7 Ajuste dos dados de capacidade calorífica do vapor de água obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

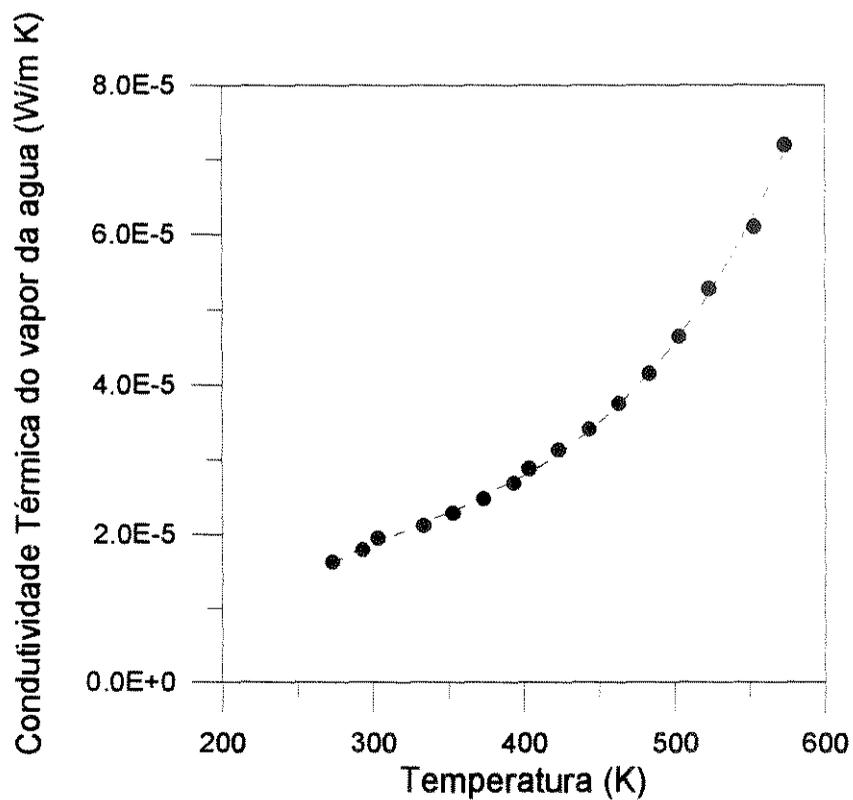


Figura B.8 Ajuste dos dados de condutividade térmica do vapor de água obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

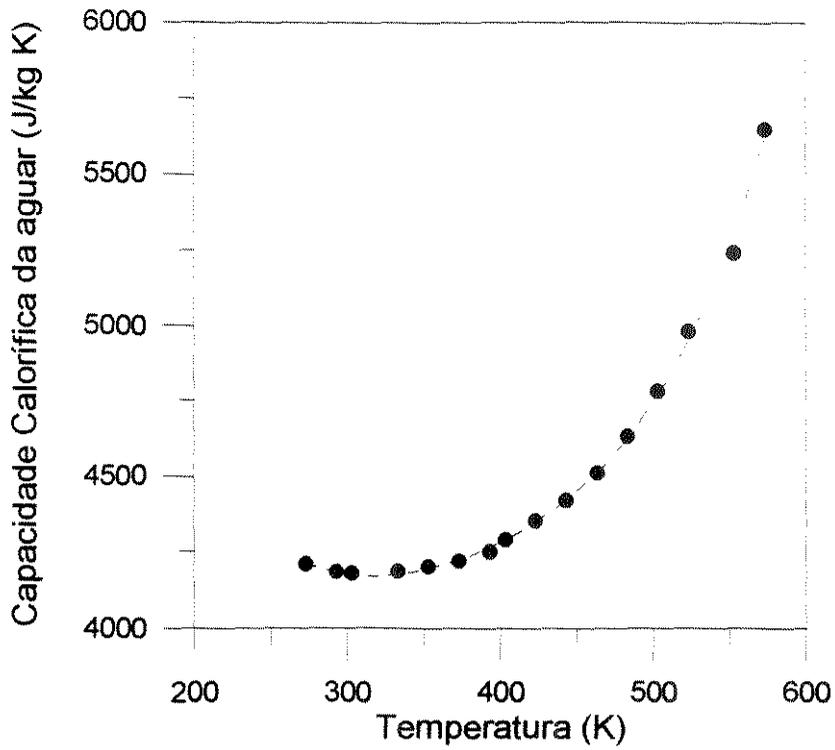


Figura B.9 Ajuste dos dados de capacidade calorífica da água obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

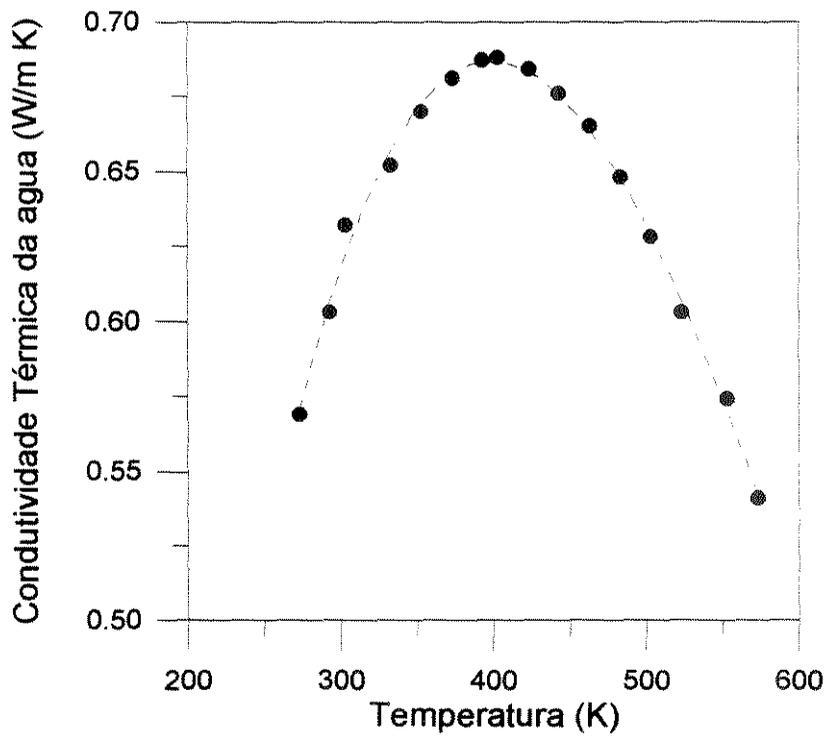


Figura B.10 Ajuste dos dados de capacidade calorífica da água obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

APÊNDICE C

CONTROLE PREDITIVO

Modelo de convolução para sistema SISO

As técnicas de controle preditivo mais utilizadas na prática atualmente são baseadas na otimização de uma função quadrática, envolvendo o erro entre o “set-point” e a saída predita. Os métodos são baseados principalmente em um tipo de modelo discreto (convolução) como é o caso do “Dynamic Matrix Control” (DMC) e o “Model Algoritmico Control” (MAC). Uma característica bastante importante sobre o uso desta técnica se refere à possibilidade de incluir restrições em ambas variáveis controladas e manipuladas.

O modelo de convolução torna-se importante quando o comportamento dinâmico do processo não pode ser representado adequadamente a partir dos modelos paramétricos (primeira e segunda ordens e a presença de tempo morto).

O modelo de convolução é desenvolvido a partir da resposta obtida pelo sistema em malha aberta devido à aplicação de um degrau unitário sobre a entrada. Os valores da resposta $a_0, a_1, a_2, \dots, a_T$ são obtidas com o uso do intervalo de amostragem Δt . Por definição, $a_i = 0$ para $i \leq 0$. A escolha do horizonte do modelo $T\Delta t$ é baseada no tempo de “settling” (tempo ao qual a resposta alcança 99% do seu valor em estado estacionário).

O modelo de convolução é representado pela seguinte formulação:

$$\hat{c}_{n+1} = c_0 + \sum_{i=1}^T a_i \Delta m_{n+1-i} \quad (C.1)$$

A equação (c.1) é interpretada como a soma de uma série de degrau Δm_i , onde $\Delta m_i = m_i - m_{i-1}$, m_n é o valor da variável manipulada no instante n , \hat{c}_n é o valor predito da variável de saída e c_n é o valor de saída atual.

O modelo de convolução usando os coeficientes de resposta a um impulso é representado de forma análoga à modelo de resposta ao degrau e apresenta-se da seguinte forma:

$$\hat{c}_{n+1} = c_0 + \sum_{i=1}^T h_i m_{n+1-i} \quad (C.2)$$

Os coeficientes h_1, h_2, \dots, h_T são dados por:

$$\begin{aligned} h_i &= a_i - a_{i-1} & i &= 1, 2, \dots, T \\ h_0 &= 0 \end{aligned}$$

O horizonte de controle U é o número de ações de controle calculadas com o objetivo de atuar sobre as saídas previstas em um horizonte de predição V , ou seja, nos próximos períodos de amostragem. Desta forma, em um instante n , os próximos U valores da variável manipulada m são calculadas ($m_n, m_{n+1}, \dots, m_{n+U}$), bem como as próximas V saídas previstas ($\hat{c}_{n+1}, \hat{c}_{n+2}, \dots, \hat{c}_{n+V}$).

O modelo de convolução assume a forma matricial com o objetivo de facilitar os cálculos e apresenta-se como:

$$\begin{bmatrix} \hat{c}_1 \\ \hat{c}_2 \\ \hat{c}_3 \\ \vdots \\ \hat{c}_V \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_1 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ a_2 & a_1 & 0 & & 0 \\ a_3 & a_2 & a_1 & & 0 \\ \vdots & & & & \vdots \\ a_V & a_{V-1} & a_{V-2} & \dots & a_{V-U+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta m_0 \\ \Delta m_1 \\ \Delta m_2 \\ \vdots \\ \Delta m_{U-1} \end{bmatrix} \quad (C.3)$$

Usando a equação (c.2) e decrementando um intervalo de tempo, tem-se:

$$\hat{c}_n = c_0 + \sum_{i=1}^T h_i m_{n-i} \quad (C.4)$$

Subtraindo a equação (c.4) da equação (c.2), obtém-se o modelo de convolução na forma recursiva, ou seja:

$$\hat{c}_{n+1} = \hat{c}_n + \sum_{i=1}^T h_i m_{n+1-i} \quad (C.5)$$

A equação (c.5) representa uma predição em malha aberta. Desta forma, o erro do modelo bem como variação de carga não mensurável não são levados em consideração. Para evitar esta deficiência, é usado um valor de \hat{c}_{n+1} corrigido com a notação \hat{c}_{n+1}^* . O valor da saída corrigida é obtida através de:

$$c_{n+1}^* - \hat{c}_{n+1} = c_n - \hat{c}_n \quad (C.6)$$

Logo, para uma única etapa:

$$c_{n+1}^* = \hat{c}_{n+1} + (c_n - \hat{c}_n) = c_n + \sum_{i=1}^T h_i m_{n+1-i} \quad (C.7)$$

Para V etapas, a equação (c.7) apresenta-se da seguinte forma:

$$c_{n+j}^* = c_{n+j-1}^* + \sum_{i=1}^T h_i m_{n+1-i} \quad \text{para } j = 1, 2, \dots, V$$

$$c_n^* = c_n \quad (C.8)$$

A equação (c.8) é escrita sob uma forma mais adequada segundo MARCHETTI, citado em SEBORG et Ali(1989):

$$\begin{bmatrix} c_{n+1}^* \\ c_{n+2}^* \\ c_{n+3}^* \\ \vdots \\ c_{n+V}^* \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_1 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ a_2 & a_1 & 0 & & 0 \\ a_3 & a_2 & a_1 & & 0 \\ \vdots & & & & \vdots \\ a_V & a_{V-1} & a_{V-2} & \cdots & a_{V-U+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta m_n \\ \Delta m_{n+1} \\ \Delta m_{n+2} \\ \vdots \\ \Delta m_{n+U-1} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} c_n + P_1 \\ c_n + P_1 \\ c_n + P_1 \\ \vdots \\ c_n + P_1 \end{bmatrix} \quad (C.9)$$

onde

$$a_i = \sum_{j=1}^i h_j \quad (C.10)$$

$$P_i = \sum_{j=1}^i S_j \quad \text{para } i = 1, 2, \dots, V \quad (C.11)$$

$$S_j = \sum_{i=j+1}^T h_i \Delta m_{n+i-j} \quad \text{para } j = 1, 2, \dots, V \quad (C.12)$$

Lei de controle

O objetivo de controle é manter c_{n+j}^* o mais próximo possível de uma trajetória de referência r_{n+j} com $j=1, 2, \dots, V$. A aplicação deste conceito é obtida através da definição dos vetores:

- Erro de predição em malha aberta (baseado nas ações de controle do passado).

$$\hat{E} = \begin{bmatrix} r_{n+1} - c_{n+1}^* \\ r_{n+2} - c_{n+2}^* \\ \vdots \\ r_{n+V} - c_{n+V}^* \end{bmatrix}$$

(C.13)

- Erro de predição em malha fechada (baseado na ação de controle atual e nas ações de controle do futuro).

$$\hat{E}' = \begin{bmatrix} E_n - P_1 \\ E_n - P_2 \\ \vdots \\ E_n - P_V \end{bmatrix}$$

(C.14)

A partir das definições de \hat{E} e \hat{E}' através das equações (c.13) e (c.14) é possível modificar a equação (c.9) assumindo a forma:

$$\hat{E} = -A\Delta m + \hat{E}'$$

(C.15)

onde A é a matriz dos coeficientes do modelo de convolução de resposta ao degrau e Δm e o vetor das ações de controle. Se é necessário um perfeito ajuste da saída em relação à trajetória de referência para fins de controle, então:

$$0 = -A\Delta m + \hat{E}'$$

(C.16)

Se o número de ações de controle e saídas previstas são iguais ($U = V$), tem-se:

$$\Delta m = (A)^{-1} \hat{E}'$$

(C.17)

No entanto o desempenho de controle para $U = V$ é insatisfatório. Deve-se adotar uma estrutura com $U < V$, formando um sistema de equações sobre-determinado. Desta forma é necessário o uso do método de mínimos quadrado para obter a solução através da minimização da função objetivo:

$$J[\Delta m] = \hat{E}^T \hat{E} \quad (C.18)$$

A solução ótima é da forma:

$$\Delta m = (A^T A)^{-1} A^T \hat{E}' = K_c \hat{E}' \quad (C.19)$$

onde $(A^T A)^{-1} A^T$ é uma matriz pseudo-inversa e K_c é a matriz dos ganhos em “feedback”.

Apesar de ser $U > 1$ para alguns casos, somente a primeira ação de controle é implementada na malha de controle em um intervalo de amostragem. Para o próximo intervalo, Δm deve ser recalculado. Este procedimento tem como vantagem a correção da saída, tendo em vista a possibilidade de erro do modelo e a presença de distúrbâncias. A correção é efetuada apenas sobre o vetor \hat{E}' . É interessante observar que é necessário obter somente a solução para o primeiro elemento c_{n+1}^* , uma vez que Δm_n é escalar e a matriz A é triangular.

A lei de controle representada pela equação c.19) apresenta o inconveniente de provocar excessivas ações de controle quando o sistema é singular ou mal condicionado. CUTTER e RAMAKER (1980) minimizaram este problema multiplicando os elementos diagonais de $A^T A$ por um fator maior que “um” antes da inversão. Este parâmetro é chamado de fator de supressão das ações de controle. Uma estratégia alternativa consiste em modificar a lei de controle e adicionar um termo de penalidade da variável manipulada.

A função objetivo assume a forma:

$$J[\Delta m] = \hat{E}^T W_1 \hat{E} + \Delta m^T W_2 \Delta m \quad (C.20)$$

onde W_1 e W_2 são matrizes de ponderação positiva-definida.

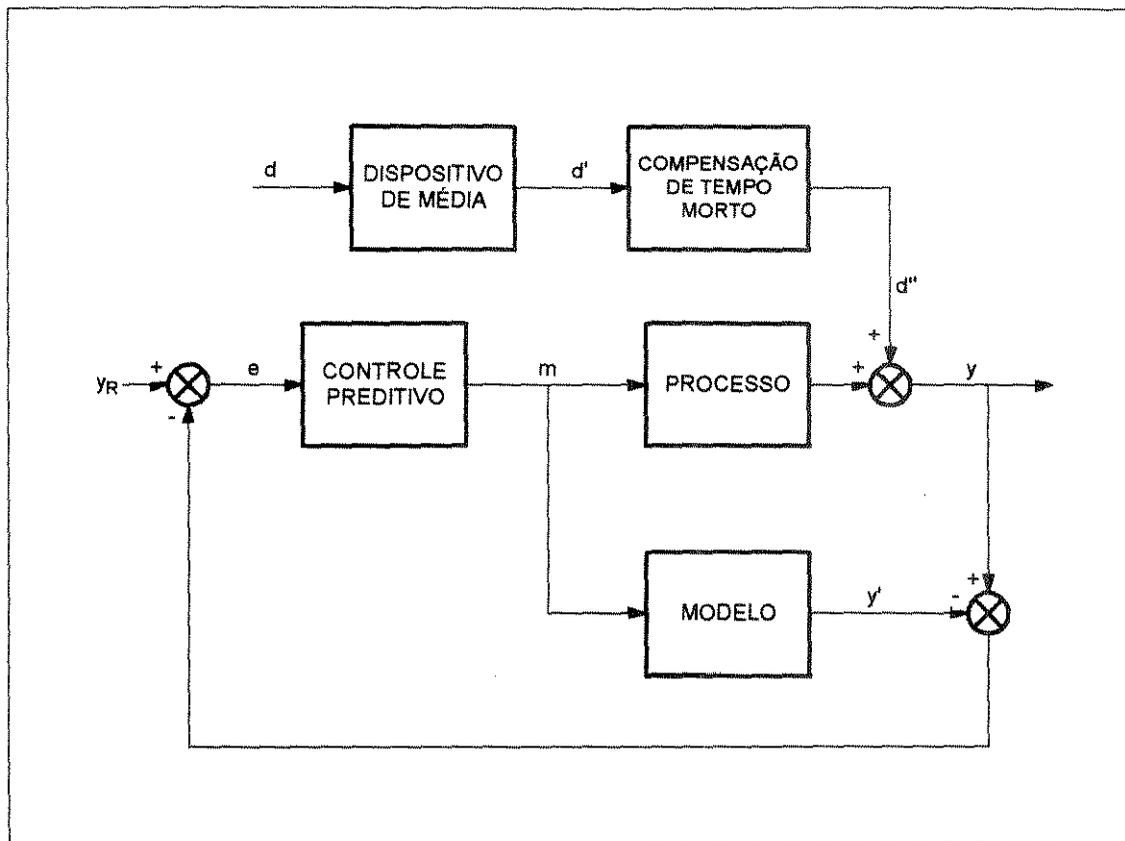


Figura 5.3 Malha de controle referente à estratégia 2

5.6 Sintonia do controlador DMC

A sintonia do controlador foi alcançada por técnicas de tentativas e erro. Os parâmetros determinados foram:

- Intervalo de amostragem: intervalo de tempo necessário para realização de uma tomada de amostra para a obtenção do modelo de convolução discreta.
- Horizonte do modelo: número de dados discretos do modelo de convolução. Juntamente com o intervalo de amostra, este parâmetro define o tempo total pelo qual o modelo de convolução representa o comportamento dinâmico do processo.
- Horizonte de predição: número de dados discretos do modelo de convolução que é usado na definição da matriz dinâmica.
- Horizonte de controle: número de ações de controle determinadas pelo algoritmo em cada intervalo de amostragem.

- Fator de supressão: constante que penaliza as ações de controle.

Os parâmetros utilizados na sintonia do controlador DMC estão relacionados na tabela 5.5.

Tabela 5.5 Parâmetros do algoritmo DMC

	ESTRATÉGIA 1	ESTRATÉGIA 2
INTERVALO DE AMOSTRAGEM (s)	40	40
HORIZONTE DO MODELO	20	20
HORIZONTE DE PREDIÇÃO	15	15
HORIZONTE DE CONTROLE	5	3
FATOR DE SUPRESSÃO	0.1	0.5

5.7 Desempenho das estratégias de controle implementadas

A figura 5.4 e a figura 5.5 apresentam o desempenho das duas estratégias adotadas em rejeição à carga e variação no “set-point”. Os resultados são considerados satisfatórios uma vez que o sistema alcança o “set-point” em um intervalo de tempo equivalente ao tempo de residência do grão. Comparando com a resposta em malha aberta pode ser vista a eficiência do controlador tanto em relação à rapidez na resposta quanto à estabilidade. Observa-se que na estratégia 2 as variáveis manipuladas são ajustadas desde o início da variação degrau sobre a entrada do secador, comprovando o efeito da compensação do tempo morto. Este procedimento tem como consequência positiva a diminuição do “overshoot” em relação à resposta obtida com a estratégia 1.

5.8 Descrição das rotinas empregadas na implementação das estratégias de controle

A figura 5.6 apresenta um fluxograma que descreve a estrutura dos procedimentos adotados durante a obtenção do controle do sistema estudado. O esquema utiliza três tipos de modelos em cada etapa dos cálculos. Inicialmente usa-se o modelo estacionário para obter a condição inicial do secador. Em seguida obtém-se o regime estacionário através do modelo dinâmico. Após a obtenção do regime estacionário, determina-se o modelo de convolução através do armazenamento de dados discretos das variáveis controladas, obtidas através de perturbações em forma de

degraus sobre as variáveis manipuladas. Estes procedimentos constituem as etapas estáticas do sistema de controle.

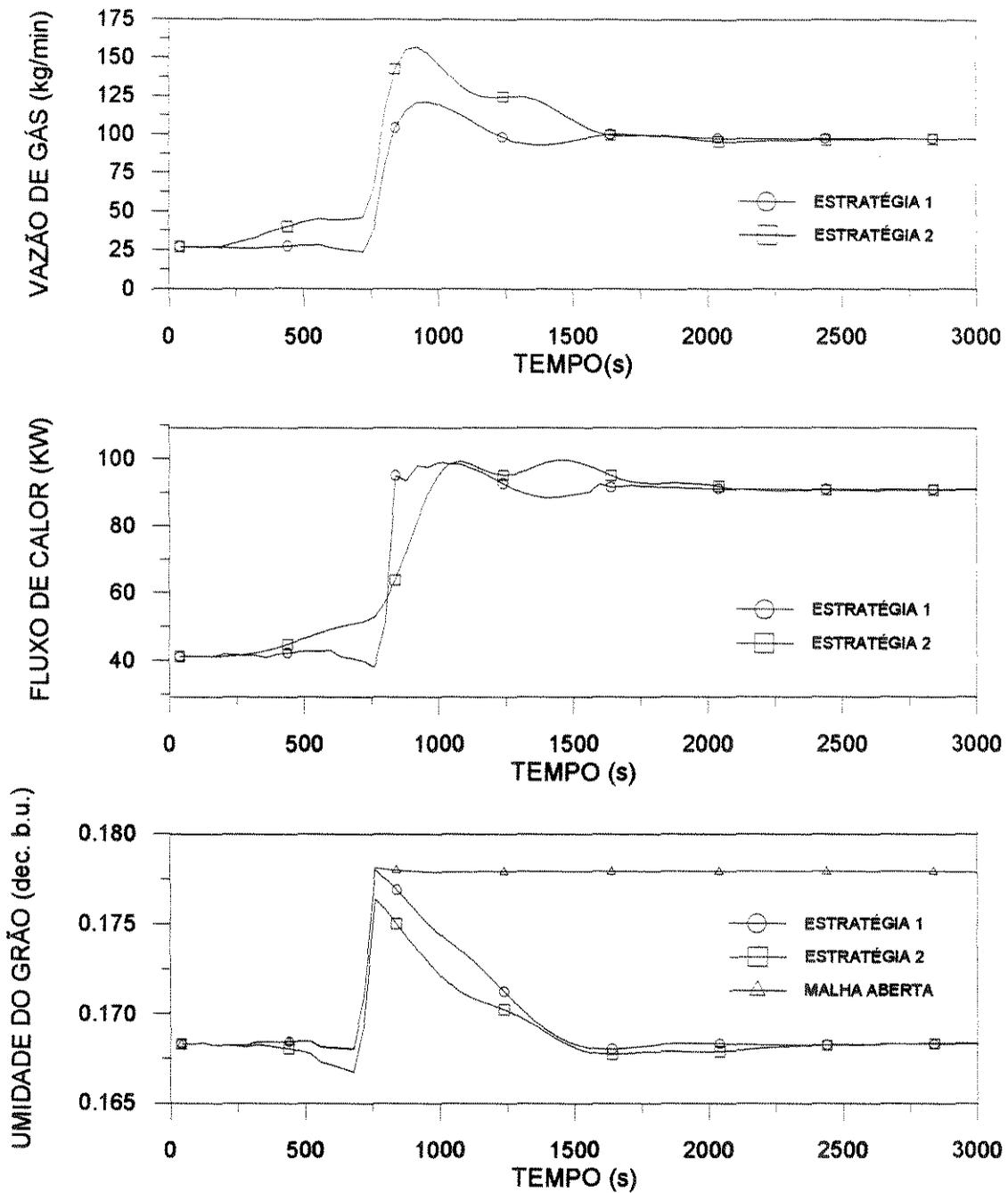


Figura 5.4 Resultados obtidos para uma variação degrau sobre o conteúdo de umidade do sólido na entrada do secador (problema regulador).

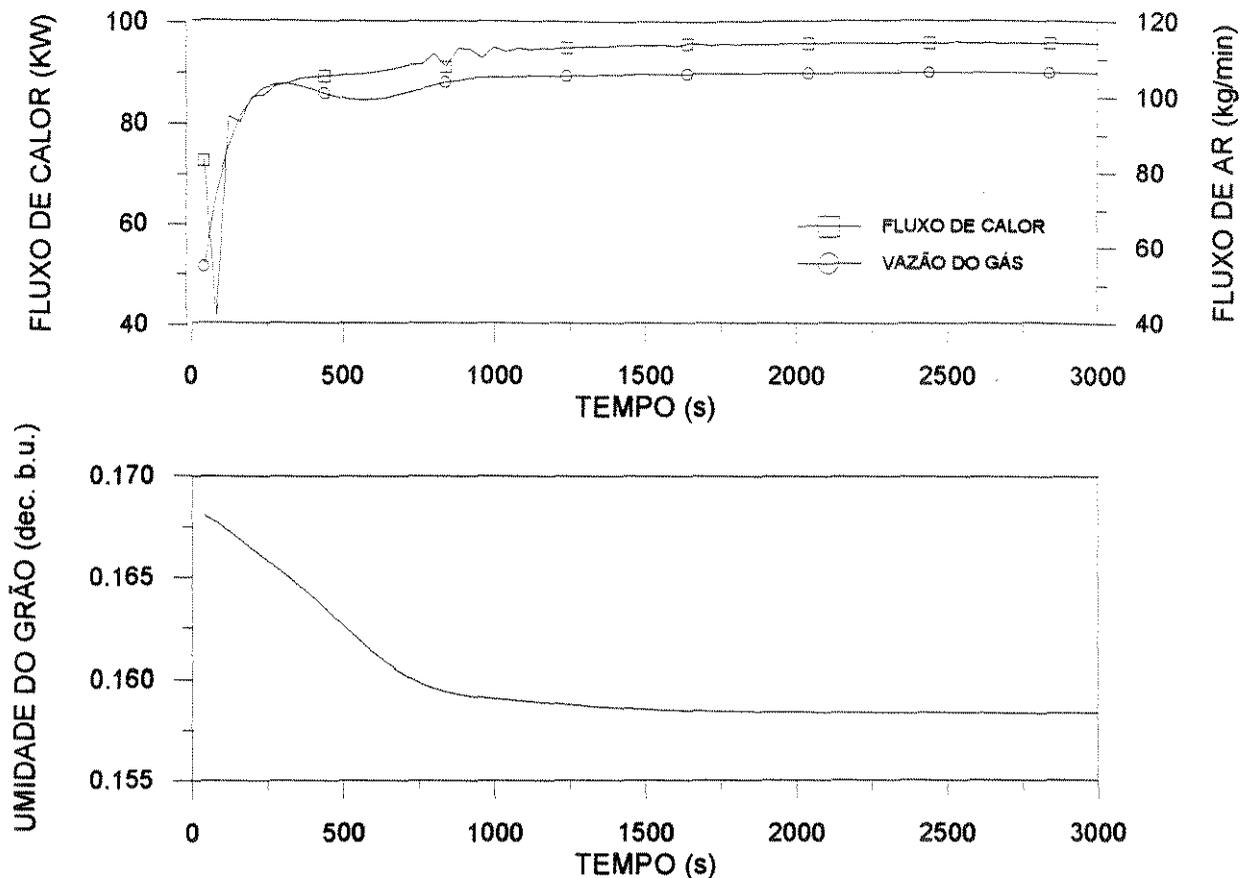


Figura 5.5 Resultados obtidos para uma variação degrau no "set-point" (problema servo).

Em seguida o sistema é submetido à perturbações, iniciando o período dinâmico do estudo. Nesta etapa os elementos da malha de controle são representados através dos blocos:

- * modelo dinâmico: representa o processo real.
- * modelo de convolução: representa o modelo do processo.
- * DMC: representa o controlador.
- * Média dos grãos: mecanismo de concentração de parâmetros do sistema distribuído.
- * Feedforward: mecanismo de compensação de tempo morto.

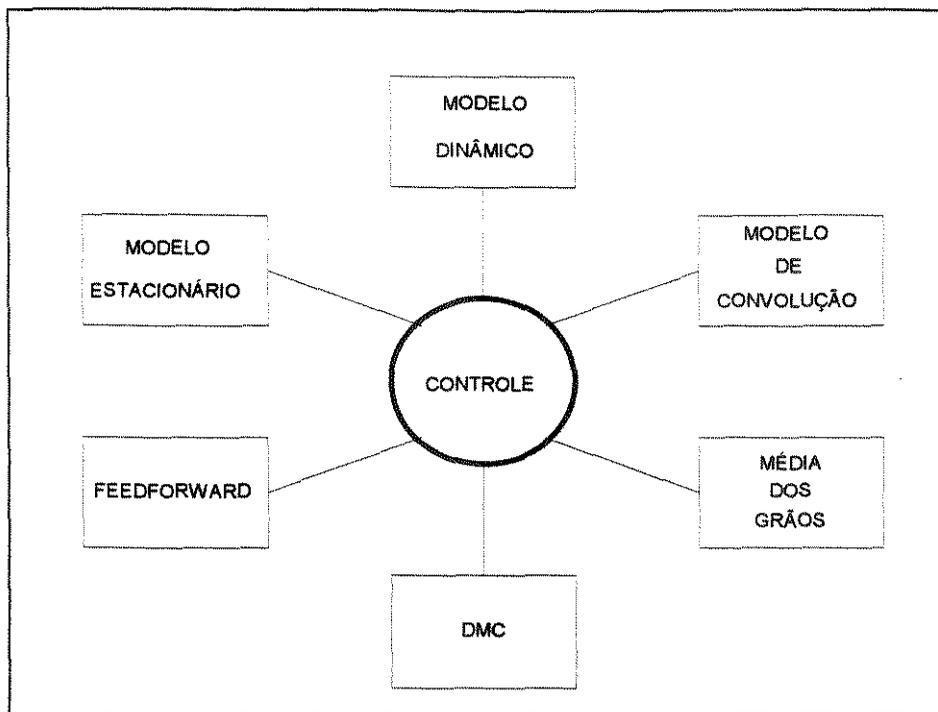


Figura 5.6 Fluxograma que descreve a rotina usada nas tarefas de controle

5.9 Conclusões

Os controladores convencionais e a estrutura SISO são inadequados para garantir uma política operacional apropriada em secadores industriais. A existência de vários critérios a serem obedecidos e a severa interação entre as malhas de controle exigem o desenvolvimento de estratégias de controle mais eficientes. Há a necessidade da aplicação dos algoritmos de controle avançados e adoção de uma estrutura MIMO.

Além da escolha apropriada do sistema de controle, é necessário propor a divisão do problema estudado em níveis hierárquicos. Em um nível o sistema de controle atua de maneira global, caracterizando-se como um controle supervisor e no outro nível vários controladores locais distribuídos nas seções realizam tarefas de controle regulatórios ou servos. No nível local, foram propostas a elaboração de estratégias de controle avançado.

Baseada na matriz RGA do sistema, foi possível identificar as variáveis manipuladas mais adequadas para ajustar as variáveis controladas propostas. A vazão do gás e fluxo de calor para aquecimento do gás foram escolhidas como variáveis manipuladas para controlar o conteúdo de umidade e a máxima temperatura do sólido

no secador. A matriz RGA indicou que existe um severo acoplamento no sistema, enfatizando a necessidade de aplicação de esquemas de controle multivariável.

Foram propostas e avaliadas duas estratégias de controle. As duas propostas apresentam características de esquemas do tipo “Internal Model Control” (IMC). Uma das estratégias contém dispositivos adicionais como a concentração de parâmetros e a compensação de tempo morto. O “Dynamic Matrix Control” (DMC) foi o controlador adotado por apresentar propriedades adequadas ao sistema estudado. O DMC foi implementado através da elaboração de um modelo de convolução e sintonia dos parâmetros.

O algoritmo de controle DMC apresentou resultados satisfatórios em relação aos testes efetuados, tanto em rejeição à carga e principalmente quanto à variação do “set-point”. Os mecanismos adicionais que determinam a pseudo-umidade do grão na entrada do secador, bem como a compensação do tempo morto do processo, tem como efeito positivo a redução do “overshoot”. No entanto, é necessário verificar se a relação custo-benefício desta proposta é favorável.

Através dos resultados obtidos, pode-se concluir que os controladores locais do tipo DMC são adequados para serem usados como elementos de controle em problemas servos de secadores. Desta forma, a hipótese de desenvolvimento de uma estrutura hierárquica para alcançar uma condição operacional ótima nos secadores estudados é favorável.

Capítulo 6

CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Um simulador foi desenvolvido com o objetivo de representar o comportamento dinâmico de um secador em leito móvel e ser aplicado como ferramenta no projeto do sistema de controle. Na etapa da modelagem, um modelo pseudo-homogêneo foi elaborado e simplificações foram efetuadas para permitir a implementação computacional. As simplificações foram consideradas não prejudiciais ao desempenho do simulador. O modelo dinâmico é formado por um sistema de equações diferenciais parciais de primeira ordem e natureza hiperbólica.

As condições iniciais ou de contornos do modelo dinâmico foram determinadas através de uma simulação em regime estacionário. O modelo em estado estacionário foi obtido através da anulação dos termos de acúmulo do modelo dinâmico, formando um sistema de equações diferenciais ordinárias de primeira ordem. O método de GEAR apresentou um bom desempenho na integração deste sistema e os métodos REGULA-FALSI e BROYDEN foram considerados adequados na solução do problema de valores de contornos, substituindo o método de Newton.

Os métodos das DIFERENÇAS FINITAS e da COLOCAÇÃO ORTOGONAL foram avaliados como técnicas de solução de modelos de secadores durante a etapa de discretização espacial do modelo dinâmico. Foi observado a superioridade do método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL tanto em relação à precisão como ao esforço computacional. Aparentemente o método das DIFERENÇAS FINITAS apresentou uma maior estabilidade em relação à COLOCAÇÃO ORTOGONAL. No entanto, a estabilidade é alcançada em condições de baixa precisão e comportamento dinâmico amortecido. O uso de um esquema das DIFERENÇAS FINITAS mais adequado no ponto de vista de precisão apresentou instabilidade e impossibilidade de convergência.

As dificuldades encontradas na solução do modelo matemático do secador são atribuídas as características das equações diferenciais parciais hiperbólicas. A umidade do grão foi a variável que apresentou maiores efeitos de choque de ondas. A solução obtida com DIFERENÇAS FINITAS apresentou efeitos de dispersão e difusão

numéricas e a solução obtida com o método da COLOCAÇÃO ORTOGONAL apresentou oscilações. As oscilações foram eliminadas com o desenvolvimento de um filtro, obtendo resultados satisfatórios.

Uma rotina de otimização foi desenvolvida com finalidade de ser usada como ferramenta nas tarefas de projeto e operação de secadores com leito móvel com fluxo paralelo e contracorrente. A rotina permitiu definir o número, o comprimento e a configuração das seções do secador. Na etapa de operação a rotina encontrou as condições ótimas de operação do secador após o sistema ter sido perturbado com uma variação na entrada. A rotina pode ser usada eficientemente na elaboração de uma estratégia de controle supervisão. No entanto, este procedimento não deve ser usado de maneira direta durante a ação de controle sobre as variáveis manipuladas, devido ao excesso de movimento provocados nos atuadores. Para a realização das tarefas de correções, é necessário o projeto de um sistema de controle de baixo nível com propriedades “servos” ou “reguladoras”.

Os controladores convencionais e a estrutura SISO são inadequados para garantir uma política operacional apropriada em secadores industriais. Verifica-se a necessidade da aplicação dos algoritmos de controle avançado e adoção de uma estrutura MIMO. Outra providência que permite reduzir a dificuldade no projeto de controle consiste na divisão do problema em níveis hierárquicos.

A escolha da vazão do gás e fluxo de calor para aquecimento do gás podem ser escolhidas como variáveis manipuladas para controlar o conteúdo de umidade e a temperatura do sólido no secador. A escolha foi baseada na análise da matriz RGA e através de critérios operacionais.

Duas estratégias de controle foram propostas, utilizando uma abordagem de controle preditivo com modelo interno. O algoritmo de controle DMC apresentou resultados satisfatórios aplicado no controle do secador tanto em rejeição à carga como na variação do “set-point”. A diferença entre as duas estratégias se refere a adição na segunda estratégia de mecanismos que determinam uma pseudo-umidade do grão na entrada do secador, bem como a compensação do tempo morto do processo. Estes dispositivos tiveram como efeito positivo a redução do “overshoot”.

O simulador desenvolvido foi considerado eficiente em relação as finalidades propostas (análise do comportamento dinâmico, otimização e controle de um secador em leito móvel) e pode ser utilizado adequadamente em trabalhos futuros. Para melhorar o desempenho do simulador e permitir sua utilização prática, é necessário propor o desenvolvimento de:

- Um sistema de aquisição de dados .
- Um sistema de estimação de estado para atualizar de forma dinâmica os parâmetros do modelo matemático do simulador.
- Um banco de dados com propriedades dos materiais usualmente processados.

Os sistemas de otimização e de controle do secador apresentaram resultados satisfatórios quando aplicados individualmente. No entanto é necessário propor o desenvolvimento de:

- Um algoritmo que defina o papel de cada nível e estabeleça o momento de atuação de cada esquema.
- Estudos de viabilidade técnica e econômica na implementação do sistema de otimização e controle em um secador industrial.
- Implementação das estratégias viáveis em uma planta comercial.
- O desenvolvimento de outras estratégias de otimização e controle através de modificações e adaptações das existentes.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABBOT, M. B. e BASCO, D. R. Computational Fluid Dynamics - An Introduction For Engineers, Longman Scientific & Thecnical, New York, 1989.
- BAKKER-ARKEMA, F. W., LEREW, L. E., DE BOER, S. F., ROTH, M. G. Grain Drying Simulation, Research Report No. 224, Michigan State University, East Lansing, Michigan, 1974.
- BROOKER, D. B., BAKKER-ARKEMA, F. W. E HALL, G. W. Drying Cereal Grains, AVI Publishing, Westport, Conn., 1974.
- BRUCE, D. M. Simulation of Multiple-bed Concurrent, Counter-current and Mixed-flow Dryers, Journal of Agricultural Engineering Research, 30:361-372, 1984.
- BRUCE, D. M., GINER, S. A. Mathematical Modeling of Grain Drying in Counter-flow Beds: Investigation of Crossover of Air and Grain Temperatures, J. agric. Engng. Res., 55:143-161, 1993.
- BRUIN, S., LUYBEN, K. C. A. M. Drying of food materials: A review of recent developments. Advances in Drying, vol. 1, Hemisphere Publishing Corp., New York.
- CHUNG, D. S., PFOST, H. B. Adsorption and Desorption of Water Vapor by Cereal Grains and Their Products, Trans. ASAE, 10(4):552-557, 1967.
- COSTA, V. A. F. E FIGUEIREDO, Numerical Technique for Solving Partial Differential Equations System for the Simulation of a Fixed Bed Dryer, Computer Chemical Engineering, Vol. 17, No. 11, pp. 1129-1140, 1993.
- COURTOIS, F. Computer-aided Design of Corn Dryers with Quality Prediction, Drying Technology, 13(1&2): 147-164, 1995.
- COURTOIS, F., NOUAFO, J. L. e TRYSTRAM, G. Control Strategies for Corn Mixed-flow Dryers, Drying Technology, 13(5-7): 1153-1165, 1995.

- CUTLER, C. R. e RAMAKER, B. L. Dynamic Matrix Control - A Computer Control Algorithm, Procedure Automatic Control Conference, San Francisco, Paper WP5-B, 1980.
- DESPHANDE, P. B. Multivariable Process Control, Instrument Society of America, North Carolina, 1989.
- DUNSTAN, E. R., CHUNG, D. S., HODGES, T. O. Adsorption and Desorption Characteristics of Grain Sorghum, Trans. ASAE, 16(4):667-670, 1973.
- ELTIGANI, A. Y. e BAKKER-ARKEMA, F. W. Automatic Control of Commercial Cross-flow Grain Dryers, Drying Technology, 5(4): 561-575, 1987.
- FORBES, J. F. et Alli. Model Based Control Strategies for Commercial Grain Drying Systems. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 62: 773-779, 1984.
- FORTES, M., OKOS, M. R. Drying Theories: Their bases and Limitations as Applied to Foods and Grains, Advances in Drying, vol. 1, cap., Hemisphere Publishing Corp., New York, 1980.
- GARCIA, C. E. e MORARI, M. Internal Model Control: 1. A Unifying Review and Some New Results, Industrial and Engineering Chemistry: Process Design and Development, 21(2): 308, 1982.
- GARCIA, C. E., PRET, D. M., MORARI, M. Model Predictive Control: Theory and Practice-a Survey. Automatica, 25(3): 335-348, 1989.
- HINDMARSH, A. C. GEAR: Ordinary Differential Equation System Solver, Lawrence Livermore National Laboratory, Livermore, 1974.
- HINDMARSH, A. C. LSODE - Livermore Solver for Ordinary Differential Equations, Lawrence Livermore National Laboratory, Livermore, 1981.
- HOUSKA, K., VALCHÁR, J. E VIKTORÍN, Z. Computer-Aided Design of Dryers, Advances in Drying, Vol. 4, Hemisphere Publishing Corp., New York, 1987.

- KIRANOUDIS, C. T., BAFAS, G. V., MAROULIS, Z. B., MARINOS-KOURIS, D. MIMO Control of Conveyor-belt Drying Chambers, Drying Technology, 13(1&2): 73-97, 1995.
- LAWS, N., PARRY, J. L. Mathematical Modeling of Heat and Mass Transfer in Agricultural Grain Drying, Royal Society of London Proc. Series A. 385:169-187, 1983.
- LUYBEN, W. L. Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineering, McGraw Hill, 1990.
- MACIEL FILHO, R. , LONA BATISTA, L. M. , FUSCO, M. A Fast Fluidized Bed Reactor for Industrial FCC Regenerator, Chemical Engineering Science, 51(11): 2859-2864, 1996.
- MACIEL FILHO, R. , MARTINS M. , DECHECHI, E. C. , MAUGERI, F. Dynamic Control of a Continuous Process of Enzymes Purification, 5th World Congress of Chemical Engineering, San Diego, California, USA, vol II: 644-645, 1996.
- MIDDLETON, R. H. e GOODWIN, G. C. Digital Control and Estimation - A Unified Approach, Prentice Hall International, 1990.
- MOREIRA, R. G. Adaptive Control of Continuous Flow Grain Dryers, Ph.D. Thesis, Michigan State University, East Lansing, Michigan, 1989.
- MOREIRA, R. G. e BAKKER-ARKEMA F. W. Unsteady-State Simulation of a Multi-Stage Concurrent-flow Maize Drier, Drying Thecnology, 8(1): 61-75, 1990.
- MOREIRA, R. G. e BAKKER-ARKEMA F. W. A Feedforward/Feedback Adaptive Controller for Commercial Cross-flow Grain Driers, Journal of Agricultural Engineering Research, 45: 107-116, 1990.
- NAON, B., SAIX, C., BERTHOMIEU, G., BENET, J. C. Modeling Convective Drying of Granular Materials: Applications to Natural Rubber, 13(3): 571-583, 1995.
- NIBRANT, T. G. Modelling and Adaptive Control of Continuous Grain Driers, Journal of Agricultural Engineering Research, 40: 65-173, 1988.

- PATANKAR, S. V. Numerical Heat Transfer and Fluid Flow, Hemisphere Publishing Corp., New York, 1980.
- PLATT, D., RUNSEY T. R. E PALAZOGLU, Dynamics and Control of Cross-Flow Grain Dryers I. Model Development and Testing, Drying Thecnology, 9(1): 27-60, 1991.
- PLATT, D., RUNSEY T. R. E PALAZOGLU, Dynamics and Control of Cross-Flow Grain Dryers II. A Feedforward-feedback Control Strategy, Drying Thecnology, 10(2): 333-363, 1992.
- QUEIROZ, D. M., DALPASQUALE, V. A., PEREIRA, J. A. M. Simulação de Secagem de Milho em Secadores de Fluxo Concorrentes de Múltiplos Estágios com Resfriamento em Fluxo Contracorrentes, Rev. Bras. de Armaz., 9 e 10 (1,2): 30-34, 1984/1985.
- RICHALET, J., RAULT, J. L. T. e PAPON J. Model Predictive Heuristic Control: Application to Industrial Processes, Automatica, 14: 413, 1978.
- RICHALET, J. Industrial Applications of Model Based Predictive Control. Automatica, 29(5):1251-1254, 1993.
- ROUHANI, R. e MEHRA, R. K. Model Algorithmic Control (MAC): Basic Theoretical Properties, Automatica, 18: 401, 1982.
- RUNSEY, T. L. Transient Simulation of a Cross flow Rice Dryer, Am. Soc. of Agric. Engr., Paper No. 86-6509, St. Joseph, 1986.
- SEBORG, D. F. , EDGAR, T. F. , MELLICHAMP, D. A. Process Dynamic Control, John Willey & Sons, New York, 1989.
- SIFU, L., KIAN, Y. L. e FISHER, D. G. A State Space Formulation for Model Predictive Control, AICHE Journal, 35(2):241-249,1989.
- SMITH, G. D. Numerical Solution of Partial Differential Equations: Finite Difference Methods, Clarend Press, Oxford.

- SOKHANSANJ, S. Grain Drying Simulation with Respect to Energy Conservation and Grain Quality, Advances in Drying, vol. 3: 121-175, 1984.
- SRIPADA, N. R. e FISHER, D. Multivariable Optimal Constrained Control Algorithm (MOCCA): Part 1. Formulation and Application, Procedure Int. Conf. on Industrial Processes Modeling and Control, hangzhou, China, 1985.
- THOMPSON, T. L. Simulation for Optimal Grain-Drier Design, Transactions of The ASAE, 10(1): 844-848, 1970.
- VAN DEEMETER, J. J. Basics of Process Modeling, Chemical Engineering Science, 37(5):657-663, 1982.
- VASCONCELOS, L. G. S. and MACIEL FILHO R., Desenvolvimento de um Filtro para Oscilações Numéricas na Aplicação de COLOCAÇÃO ORTOGONAL em Modelagem de Secadores, III CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMA PARTICULADOS, Brazil, 1995.
- VASCONCELOS, L. G. S. Simulação de secagem de Feijão Carioca em Fluxo Cruzado, Dissertação de mestrado, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, 1990.
- VILLADSEN, J., MICHELSEN E M. L., Solution of Differential Models by Polynomial Approximations, Prentice Hall Englewood Cliffs, New Jersey, 1978.
- WAANANEN, K. M., LITCHFIELD, J. B. E OKOS, M. R. Classification of Drying Models for Porous Solids, Drying Technology, 11(1): 1-40, 1993.
- WANG, J. J. Mathematical Modeling of the Drying Process in a Fixed-bed Dryer, Numerical Heat Transfer, part B, 24:229-241, 1993.
- WHITFIELD, R. D. An Unsteady-state Simulation to Study the Control of Concurrent and Counter-flow Grain Dryers, Journal of Agricultural Engineering Research, 33: 71-178, 1986.
- WHITEFIELD, R. D. Control of a Mixed-flow Drier. Part 1: Design of the Control Algorithm, Journal of Agricultural Engineering Research, 41: 275-287, 1988,

ZHANG, Q. e LITCHFIELD, J. B. Fuzzy Logic Control for a Continuous Crossflow Grain Dryer, Journal of Food Process Engineering, 16: 59-77, 1993.

APÊNDICE A

ADAPTAÇÃO DO MODELO DO SECADOR

Definição de concentrações e entalpia

- Concentração do ar:

$$C_A = \rho_A \varepsilon \quad (A.1)$$

- Concentração de sólido no sistema:

$$C_s = \rho_s (1 - \varepsilon) \quad (A.2)$$

- Conteúdo de umidade do grão

$$M = M_I + M_V \quad (A.3)$$

onde:

$$M_I = \frac{\delta m_I}{\delta m_s} \quad (A.4)$$

$$M_V = \frac{\delta m_{V1}}{\delta m_s} \quad (A.5)$$

- Umidade do gás:

$$W = \frac{\delta m_{V2}}{\delta m_A} \quad (A.6)$$

- Entalpia do sólido:

$$\partial H_s = (c_s + c_I M) \partial \theta + \left[\int_{\theta_{REF}}^{\theta_{SLR}} c_I d\theta + H_{AD} \right] \partial M \quad (A.7)$$

- Entalpia do gás:

$$\partial H_A = (c_A + c_v W) \partial T + \left[\int_{T_{REF}}^T c_v dT + H_{LV} \right] \partial W \quad (A.8)$$

- Entalpia do vapor:

$$H_V = H_{LV} + \int_{T_{REF}}^{T_{SUR}} c_v dT \quad (A.9)$$

Balances de massa, energia e quantidade de movimento

- Balanço de massa do gás:

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{v}_A C_A}{\partial z} = 0 \quad (A.10)$$

- Balanço de massa do sólido:

$$\frac{\partial C_s}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{v}_s C_s}{\partial z} = 0 \quad (A.11)$$

- Balanço de massa para a umidade do sólido:

$$\frac{\partial (C_s M)}{\partial t} + \frac{\partial (\mathbf{v}_s C_s M)}{\partial z} = -C_s a_M Q_M \quad (A.12)$$

- Balanço de massa para a umidade total:

$$\frac{\partial (C_A W + C_s M)}{\partial t} + \frac{\partial [\mathbf{v}_A C_A W + \mathbf{v}_s C_s M]}{\partial z} = 0 \quad (A.13)$$

- Balanço de entalpia média específica do sólido:

$$\frac{\partial (C_s H_s)}{\partial t} + \frac{\partial [\mathbf{v}_s C_s H_s]}{\partial z} = C_s a_M (Q - Q_M H_V) \quad (A.14)$$

- Balanço de entalpia média específica total:

$$\frac{\partial(C_A H_A + C_S H_S)}{\partial t} + \frac{\partial[\mathbf{v}_A C_A H_A + \mathbf{v}_S C_S H_S]}{\partial z} = 0 \quad (A.15)$$

- Balanço de quantidade de movimento do gás:

$$C_A(1+W) \left[\frac{\partial \mathbf{v}_A}{\partial t} + |\mathbf{v}_A| \frac{\partial |\mathbf{v}_A|}{\partial z} \right] = -\frac{\partial \varepsilon P}{\partial z} + C_A(1+W)g - C_A(\mathbf{v}_A + \mathbf{v}_S) \left(a_M Q_M + a_M \phi \frac{\rho_A}{2} |\mathbf{v}_A + \mathbf{v}_S| \right) \quad (A.16)$$

- Balanço de quantidade de movimento do sólido:

$$C_S(1+M) \left[\frac{\partial \mathbf{v}_S}{\partial t} + |\mathbf{v}_S| \frac{\partial |\mathbf{v}_S|}{\partial z} \right] = C_S(1+M)g - C_S(\mathbf{v}_A + \mathbf{v}_S) \left(a_M \phi \frac{\rho_A}{2} |\mathbf{v}_A + \mathbf{v}_S| \right) \quad (A.17)$$

Modificação para a umidade do sólido

Fazendo um desmembramento das diferenciais a partir da equação (a.12) em relação a M e C_S, tem-se:

$$C_S \frac{\partial M}{\partial t} + M \frac{\partial C_S}{\partial t} + \mathbf{v}_S C_S \frac{\partial M}{\partial z} + M \frac{\partial \mathbf{v}_S C_S}{\partial z} = -C_S a_M Q_M \quad (A.18)$$

Através da equação (a.11), o segundo e quarto termos do membro esquerdo da equação (a.18) são eliminados. Em seguida, C_S é eliminado em ambos membros, obtendo uma equação diferencial, tendo como variável dependente o conteúdo de umidade do sólido M:

$$\frac{\partial M}{\partial t} + \mathbf{v}_S \frac{\partial M}{\partial z} = -a_M Q_M \quad (A.19)$$

Modificação para a umidade do gás

As diferenciais do membro esquerdo do balanço de conteúdo de umidade total representado pela equação (a.13) é desmembrado em termos de M e W, formando a expressão:

$$\frac{\partial C_A W}{\partial t} + \frac{\partial C_s M}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{v}_A C_A W}{\partial z} + \frac{\partial \mathbf{v}_s C_s M}{\partial z} = 0 \quad (A.20)$$

Subtraindo da equação (a.20), o balanço da umidade do sólido representado pela equação (a.12), tem-se:

$$\frac{\partial C_A W}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{v}_A C_A W}{\partial z} = C_s a_M Q_M \quad (A.21)$$

Analogamente ao tópico anterior, desmembrando a equação (a.21) em termos de W e C_A , obtém-se:

$$C_A \frac{\partial W}{\partial t} + W \frac{\partial C_A}{\partial t} + \mathbf{v}_A C_A \frac{\partial W}{\partial z} + W \frac{\partial \mathbf{v}_A C_A}{\partial z} = C_s a_M Q_M \quad (A.22)$$

A equação (a.22) é simplificada a partir do balanço de massa do gás representado pela equação a.10) com a eliminação do segundo e quarto termos do membro esquerdo. A equação assume a seguinte forma:

$$\frac{\partial W}{\partial t} + \mathbf{v}_A \frac{\partial W}{\partial z} = \frac{C_s}{C_A} a_M Q_M \quad (A.23)$$

Modificação para a entalpia do sólido

Fazendo um desmembramento no balanço de entalpia do sólido representado pela equação (a.14) em termos de H_s e C_s , tem-se:

$$C_s \frac{\partial H_s}{\partial t} + H_s \frac{\partial C_s}{\partial t} + \mathbf{v}_s C_s \frac{\partial H_s}{\partial z} + H_s \frac{\partial \mathbf{v}_s C_s}{\partial z} = C_s a_M (Q - Q_M H_V) \quad (A.24)$$

A equação (a.24) é simplificada pelo balanço global de sólido representado pela equação (a.11) com a eliminação do segundo e quarto termos do membro esquerdo da equação. Em seguida C_s é eliminado em ambos membros, formando:

$$\frac{\partial H_s}{\partial t} + \mathbf{v}_s \frac{\partial H_s}{\partial z} = a_M(Q - Q_M H_V) \quad (A.25)$$

Substituindo ∂H_s e H_V a partir das equações (a.7) e (a.9) respectivamente na equação (a.25), tem-se:

$$\begin{aligned} & (c_s + c_L M) \frac{\partial \theta}{\partial t} + \left[\int_{\theta_{REF}}^{\theta_{SUR}} c_L d\theta + H_{AD} \right] \frac{\partial M}{\partial t} \\ & + \mathbf{v}_s (c_s + c_L M) \frac{\partial \theta}{\partial z} + \left[\int_{\theta_{REF}}^{\theta_{SUR}} c_L d\theta + H_{AD} \right] \frac{\partial M}{\partial z} \\ & = a_M \left[Q - Q_M \left(H_{LV} + \int_{T_{REF}}^{T_{SUR}} c_V dT \right) \right] \end{aligned} \quad (A.26)$$

Rearranjando os termos da equação (a.26) e agrupando-os em relação as variáveis dependentes θ e M , tem-se a seguinte equação com a substituição do termo $a_M Q_M$ pelo o membro esquerdo da equação (a.19):

$$\begin{aligned} & (c_s + c_L M) \left[\frac{\partial \theta}{\partial t} + \mathbf{v}_s \frac{\partial \theta}{\partial z} \right] \\ & + \left[\int_{T_{REF}}^{T_{SUR}} (c_l - c_v) dT - H_{AD} - H_{LV} \right] \left(\frac{\partial M}{\partial t} + \mathbf{v}_s \frac{\partial M}{\partial z} \right) = a_M Q \end{aligned} \quad (A.27)$$

Modificação para a entalpia do gás

Fazendo um desmembramento do balanço total de entalpia representado através da equação (a.15) com a separação dos termos referentes as entalpias do gás e do sólido, tem-se:

$$\frac{\partial C_A H_A}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{v}_A C_A H_A}{\partial z} + \frac{\partial C_s H_s}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{v}_s C_s H_s}{\partial z} = 0 \quad (A.28)$$

Subtraindo a equação (a.25) da equação (a.28), tem-se:

$$\frac{\partial C_A H_A}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{v}_A C_A H_A}{\partial z} = C_s a_M (Q - H_{LV} Q_M) \quad (A.29)$$

Fazendo um desmembramento da equação (a.29) com a separação dos termos referentes a H_A e C_A , tem-se:

$$C_A \frac{\partial H_A}{\partial t} + H_A \frac{\partial C_A}{\partial t} + \mathbf{v}_A C_A \frac{\partial H_A}{\partial z} + H_A \frac{\partial \mathbf{v}_A C_A}{\partial z} = C_s a_M (Q - H_{LV} Q_M) \quad (A.30)$$

A equação (a.30) é simplificada através da equação (a.10) com a eliminação do segundo e quarto termos do membro esquerdo da equação, obtendo-se:

$$\frac{\partial H_A}{\partial t} + \mathbf{v}_A \frac{\partial H_A}{\partial z} = -a_M \frac{C_s}{C_A} (Q - H_V Q_M) \quad (A.31)$$

Substituindo ∂H_A e H_V a partir das equações (a.7) e (a.9) respectivamente na equação (a.31), tem-se:

$$\begin{aligned} & (c_A + c_v W) \frac{\partial T}{\partial t} + \left[\int_{T_{REF}}^T c_v dT + H_{LV} \right] \frac{\partial W}{\partial t} \\ & + \mathbf{v}_A (c_A + c_v W) \frac{\partial T}{\partial z} + \left[\int_{T_{REF}}^T c_v dT + H_{LV} \right] \mathbf{v}_A \frac{\partial W}{\partial z} \\ & = -a_M \frac{C_s}{C_A} \left[Q - Q_M \left(H_{LV} + \int_{T_{REF}}^{T_{SUR}} c_v dT \right) \right] \end{aligned} \quad (A.32)$$

Rearranjando os termos da equação (a.32) e agrupando-os em relação as variáveis dependentes T e W, tem-se:

$$\begin{aligned} & (c_A + c_v W) \left[\frac{\partial T}{\partial t} + \mathbf{v}_A \frac{\partial T}{\partial z} \right] \\ & + \left[\int_{T_{SUR}}^T c_v dT + H_{LV} \right] \left(\frac{\partial W}{\partial t} + \mathbf{v}_A \frac{\partial W}{\partial z} \right) = -a_M \frac{C_s}{C_A} Q \end{aligned} \quad (A.33)$$

Modificação para a quantidade de movimento do gás

O balanço de quantidade de movimento é simplificado a partir da suposição de que o leito de grãos é monodisperso, tomando a seguinte forma:

$$C_A(1+W) \left[\frac{\partial \mathbf{v}_A}{\partial t} + \mathbf{v}_A \frac{\partial \mathbf{v}_A}{\partial z} \right] = -\frac{\partial \varepsilon P}{\partial z} + C_A(1+W)g - C_s(\mathbf{v}_A - \mathbf{v}_s) \left(a_M Q_M + a_{Ml} \phi \frac{\rho_A}{2} (\mathbf{v}_A - \mathbf{v}_s) \right) \quad (A.34)$$

Modificação para a quantidade de movimento do sólido

Da mesma forma, o balanço de quantidade de movimento do sólido é simplificado com suposição de leito monodisperso assumindo a forma:

$$(1+M) \left[\frac{\partial \mathbf{v}_s}{\partial t} + \mathbf{v}_s \frac{\partial \mathbf{v}_s}{\partial z} \right] = (1+M)g - a_{Ml} \phi \frac{\rho_L}{2} (\mathbf{v}_A - \mathbf{v}_s)^2 \quad (A.35)$$

APÊNDICE B

PROPRIEDADES FÍSICAS DO AR

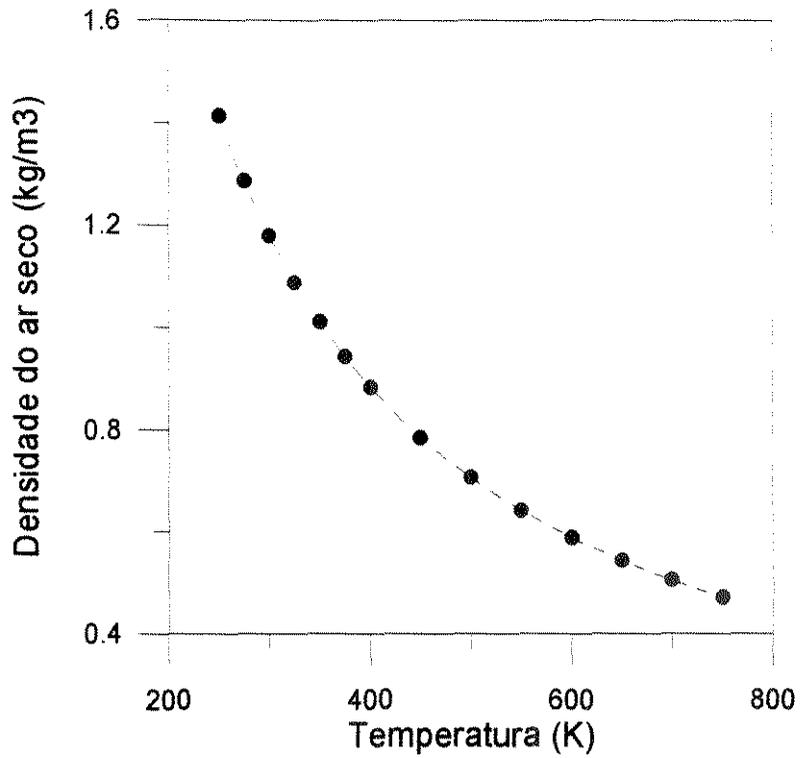


Figura B.1 Ajuste dos dados de densidade do ar seco obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

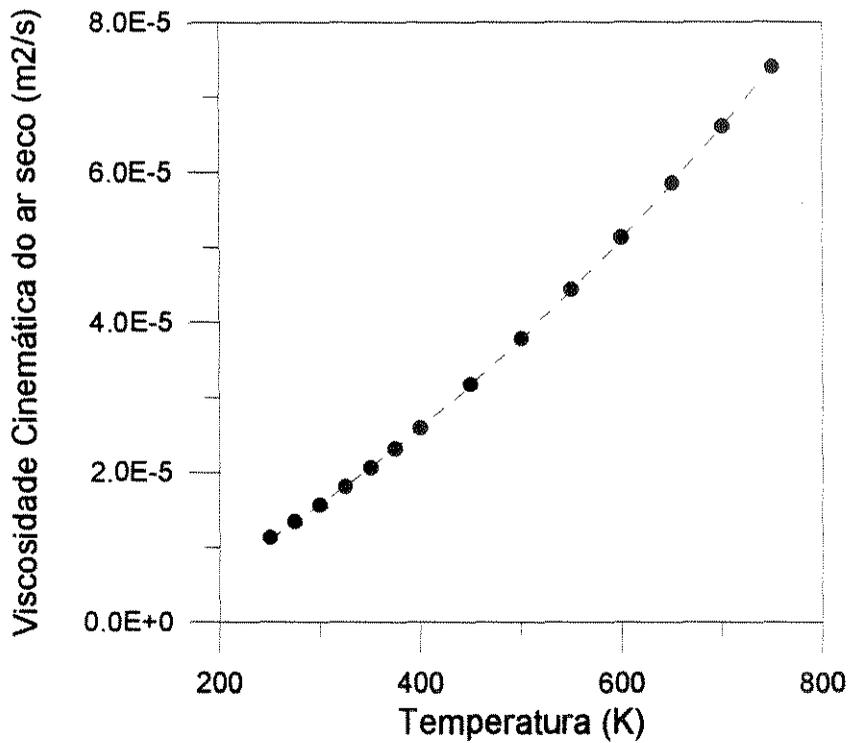


Figura B.2 Ajuste dos dados de viscosidade cinemática do ar seco obtidos em MAYTHEW e ROGERS (1968)

A lei de controle resultante que minimiza J será:

$$\Delta m = (A^T W_1 A + W_2)^{-1} A^T W_1 \hat{E}' = K_c \hat{E}' \quad (C.21)$$

Extrapolação para sistema MIMO

A discussão apresentada pode ser extrapolada para sistema MIMO, usando o princípio de superposição. Para um sistema com duas entradas e duas saídas, tem-se:

$$\hat{c}_{1,n+1} = \sum_{i=1}^T h_{11i} m_{1,n+1-i} + \sum_{i=1}^T h_{12i} m_{2,n+1-i} \quad (C.22)$$

$$\hat{c}_{2,n+1} = \sum_{i=1}^T h_{21i} m_{1,n+1-i} + \sum_{i=1}^T h_{22i} m_{2,n+1-i} \quad (C.23)$$

O horizonte do modelo T é escolhido como o maior entre os quatro modelos de entrada e saída apresentados.

De forma análoga ao sistema SISO, o modelo de convolução pode ser transformado em uma matriz dinâmica representada pela equação (c.15), ou seja:

$$\hat{E} = -A\Delta m + \hat{E}'$$

onde \hat{E} e \hat{E}' são vetores de comprimento $2V$ e Δm é um vetor de comprimento $2U$.

Portanto, a matriz dinâmica A para este caso apresenta a seguinte estrutura:

$$A = \begin{bmatrix} A_{11} & A_{12} \\ A_{21} & A_{22} \end{bmatrix} \quad (C.24)$$

onde cada partição é uma matriz triangular da forma:

$$A_{ij} = \begin{bmatrix} a_{ij,1} & 0 & \cdots & 0 \\ a_{ij,2} & a_{ij,1} & & 0 \\ \vdots & & & \vdots \\ a_{ij,V} & a_{ij,V-1} & \cdots & a_{ij,V-U+1} \end{bmatrix} \quad (C.25)$$

O índice de performance, bem como a lei de controle para o sistema MIMO é análogo ao sistema SISO.

APÊNDICE D

ACOPLAMENTO MULTIVARIÁVEL

Matriz RGA

Para quantificar o grau de interação que existe entre as variáveis em um sistema multivariável, utiliza-se normalmente a determinação da matriz RGA (RELATIVE GAIN ARRAY) do sistema. As informações necessárias para a realização destas análises baseiam-se unicamente em dados de regime estacionário do processo. No entanto é possível verificar algumas características importantes do processo sem a necessidade de uma verificação mais rigorosa do comportamento dinâmico. Desta forma admite-se a importância destas ferramentas para uma primeira aproximação do projeto de sistema de controle.

Considere as variáveis controladas c_i , $i=1, 2, \dots, N$ e as variáveis manipuladas m_j , $j=1, 2, \dots, N$. Define-se a matriz dos ganhos em regime estacionário a partir de:

$$c = Am \tag{D.1}$$

onde A é a matriz dos ganhos, representada por:

$$A = \begin{bmatrix} A_{11} & A_{12} & \dots & A_{1N} \\ A_{21} & A_{22} & & A_{2N} \\ \vdots & & & \vdots \\ A_{N1} & A_{N2} & \dots & A_{NN} \end{bmatrix} \tag{D.2}$$

Para o sistema proposto acima a matriz RGA é definido por:

$$RGA = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} & \dots & \lambda_{1N} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} & & \lambda_{2N} \\ \vdots & & & \vdots \\ \lambda_{N1} & \lambda_{N2} & \dots & \lambda_{NN} \end{bmatrix} \tag{D.3}$$

onde:

$$\lambda_{i,j} = \frac{\left. \frac{\partial c_i}{\partial m_j} \right|_{\text{todas as malhas abertas}}}{\left. \frac{\partial c_i}{\partial m_j} \right|_{\substack{\text{todas malhas fechadas} \\ \text{e a malha (mj-ci) com} \\ \text{controle perfeito}}}} \quad (D.4)$$

O calculo da matriz RGA é efetuado através da determinação da derivadas parciais de todas as possíveis combinações de variáveis manipuladas e controladas. Uma forma alternativa, discutida em BRISTOL (1966), exige apenas o conhecimento da matriz A. O procedimento consiste em:

- Determinar a matriz de ganho A.
- Determinar a inversa de A.
- Determinar a transposta da matriz inversa resultante da etapa anterior.
- Multiplicar os elementos correspondentes da matriz A e da matriz obtida na etapa anterior.

A matriz RGA apresenta as seguintes propriedades:

- A soma dos elementos em cada linha e coluna da matriz RGA é igual a 1. A demonstração desta propriedade é apresentada em BRISTOL(1966) e MCAVOY(1983).
- Se $a_{ij}=0$ então $\lambda=0$. Esta propriedade é verificada, analisando a última etapa na determinação da matriz RGA, onde cada elemento de A é multiplicado pelo correspondente em A^T .
- A presença de elementos com sinal negativo resulta em um sistema instável ou com resposta inversa. A prova desta propriedade é apresentada em BRISTOL(1966) e MCAVOY(1983).

Uma forma para determinação da matriz de ganhos A, consiste em utilizar o modelo de convolução de resposta ao degrau. O modelo de convolução pode ser obtido a partir de dados de planta.

APÊNDICE E

FLUXOGRAMAS DO SIMULADOR

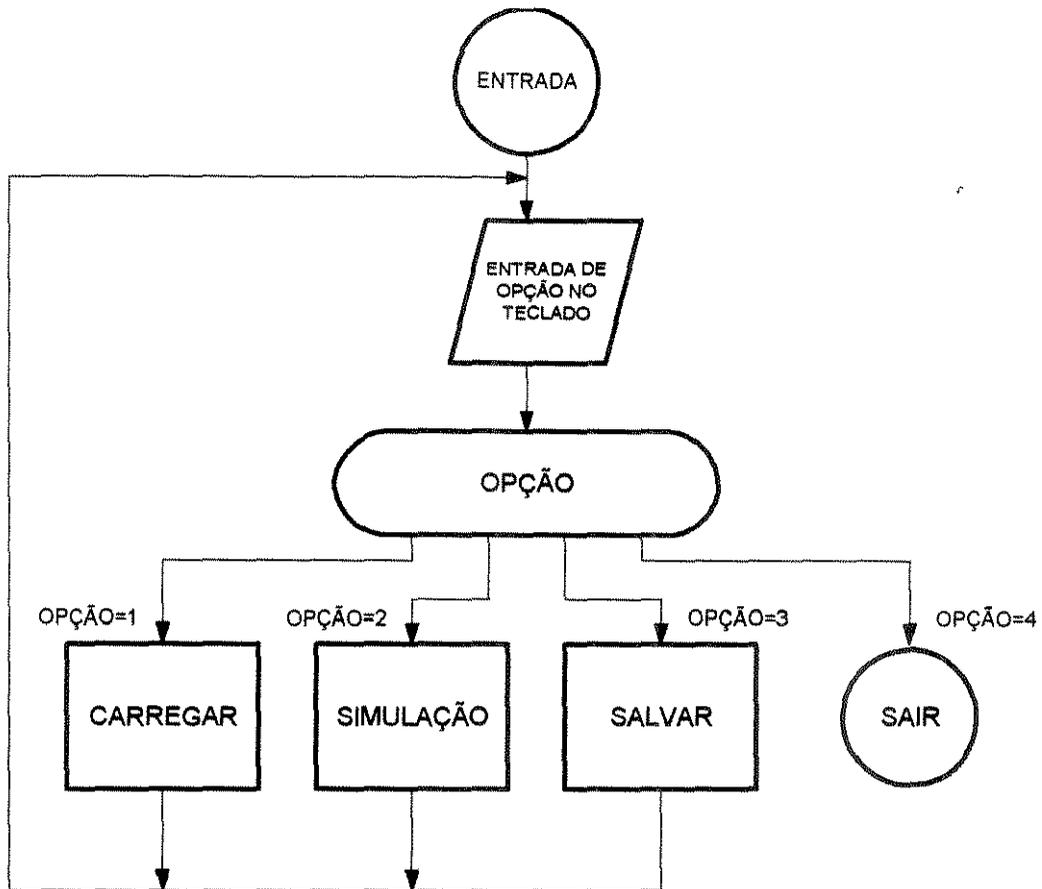


Figura E.1 Fluxograma da subrotina ENTRADA

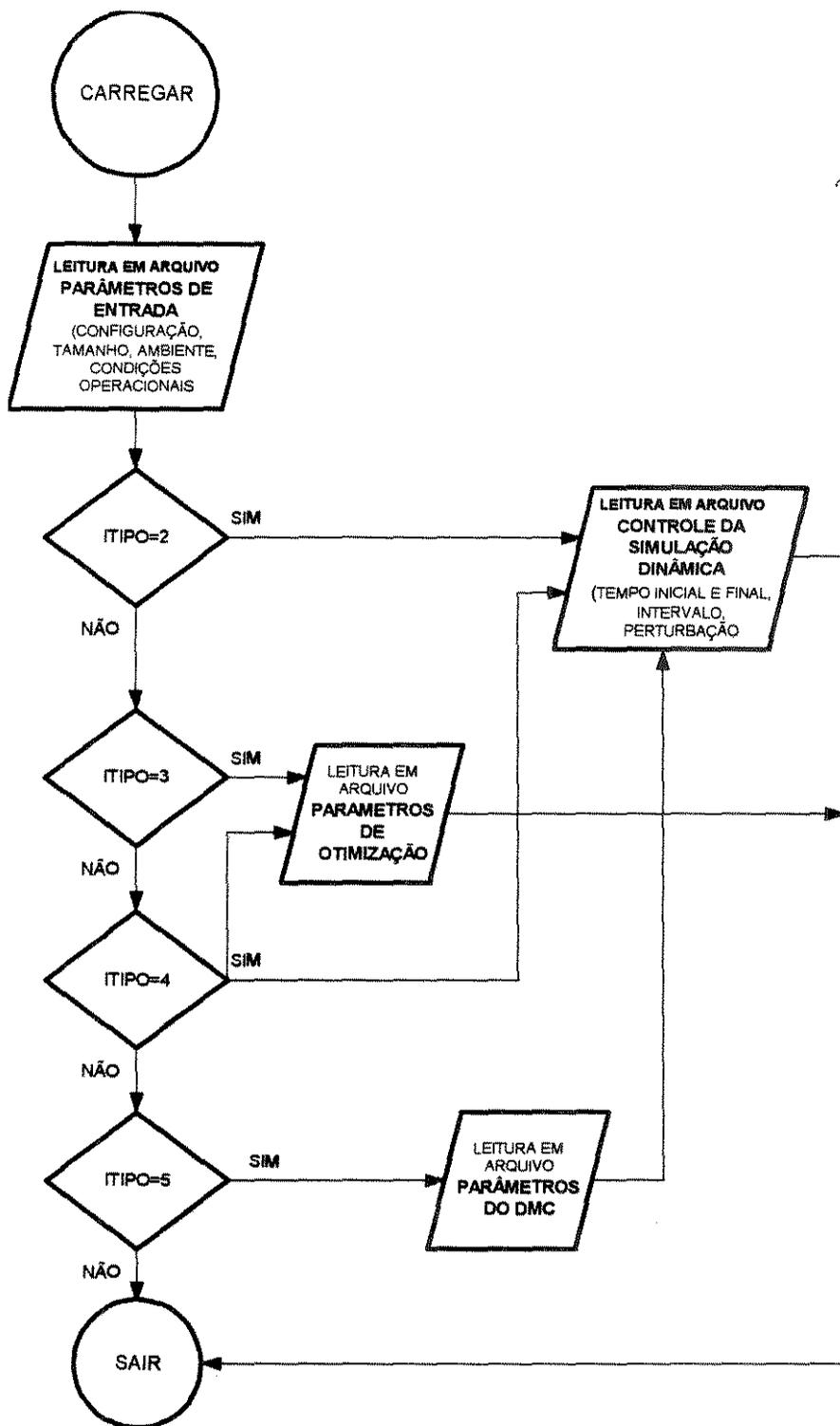


Figura E.2 Fluxograma da subrotina CARREGAR

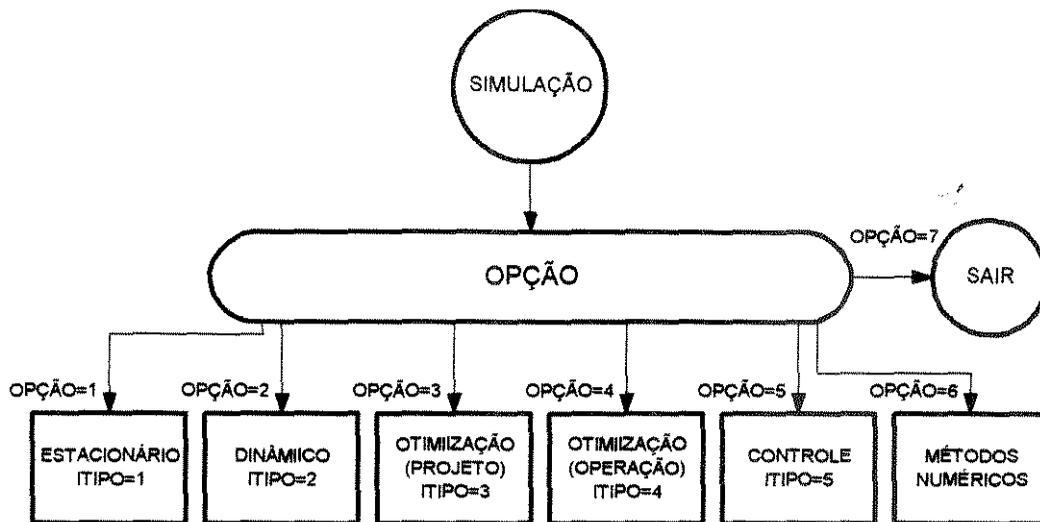


Figura E.3 Fluxograma da Subrotina SIMULA

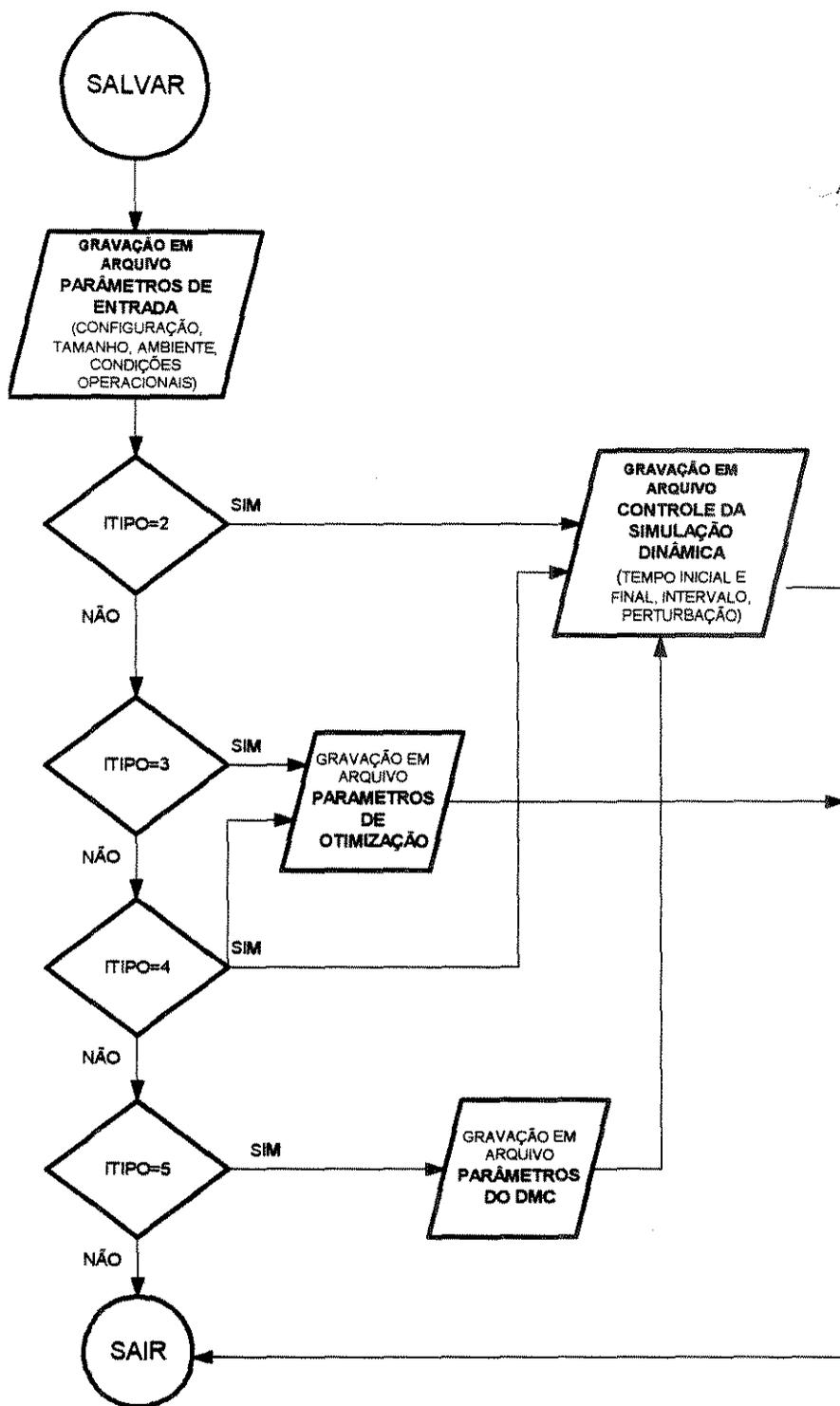


Figura E.4 Fluxograma da subrotina SALVAR

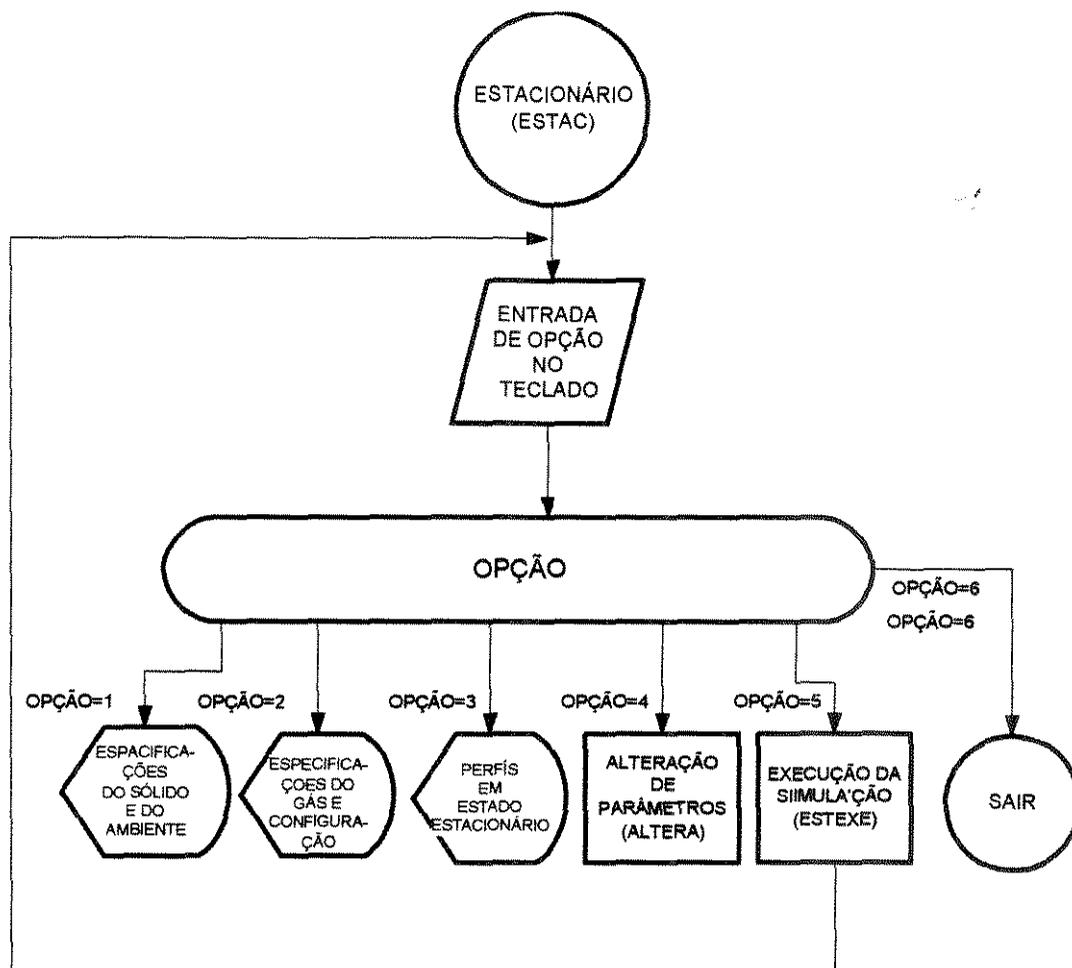


Figura E.5 Fluxograma da subrotina ESTAC

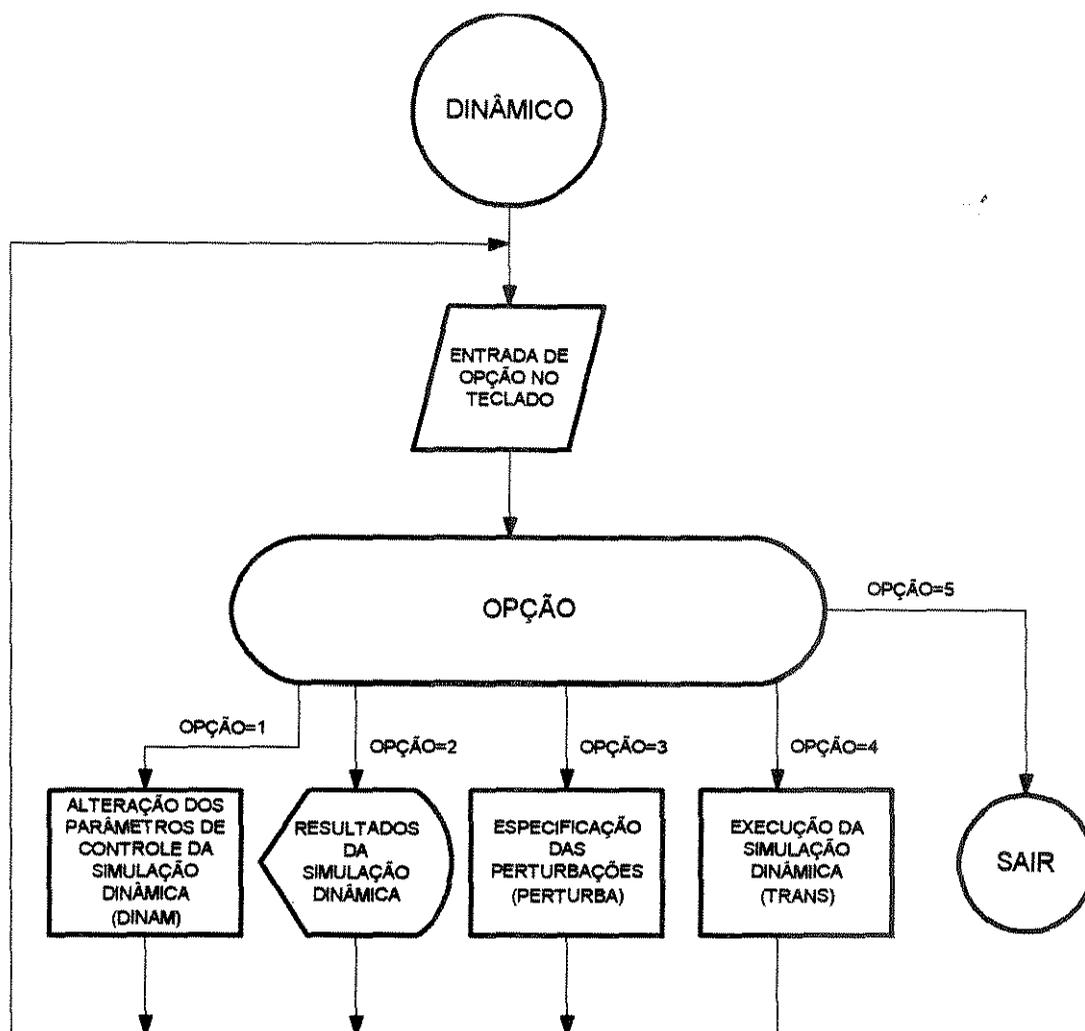


Figura E.6 Fluxograma da subrotina DINAMICO

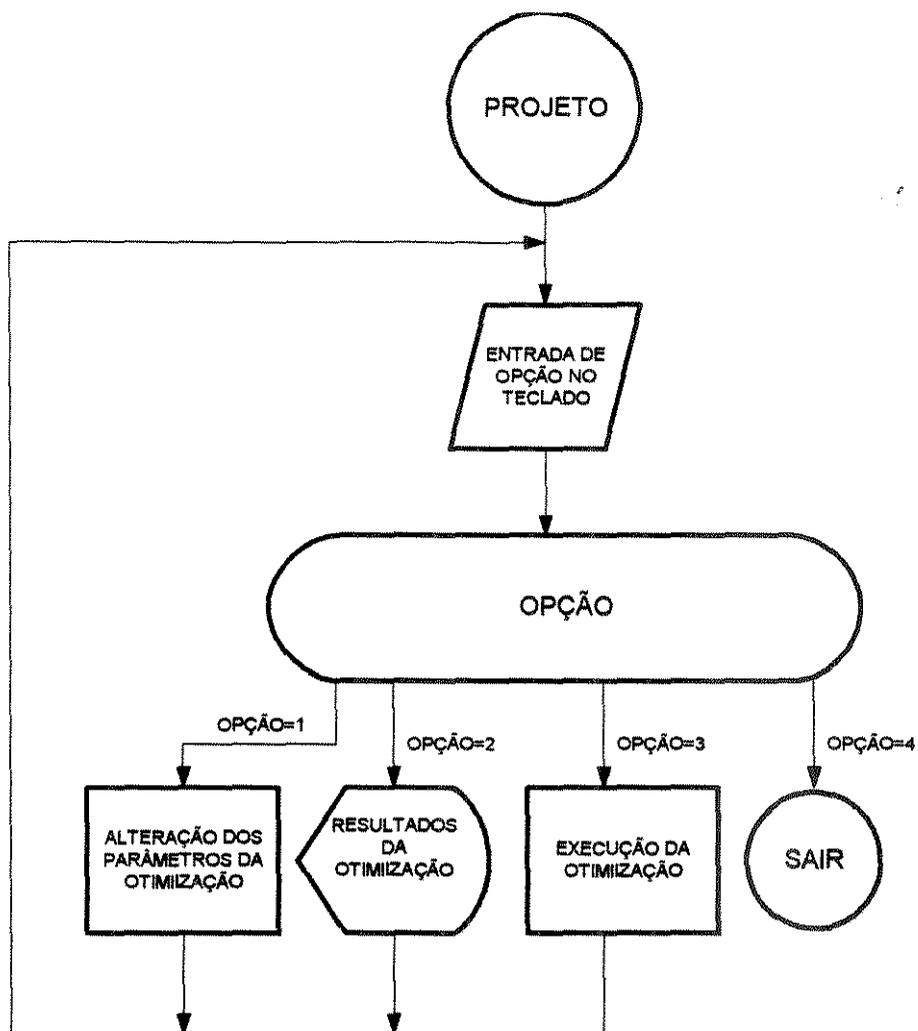


Figura E.7 Fluxograma da subrotina PROJETO

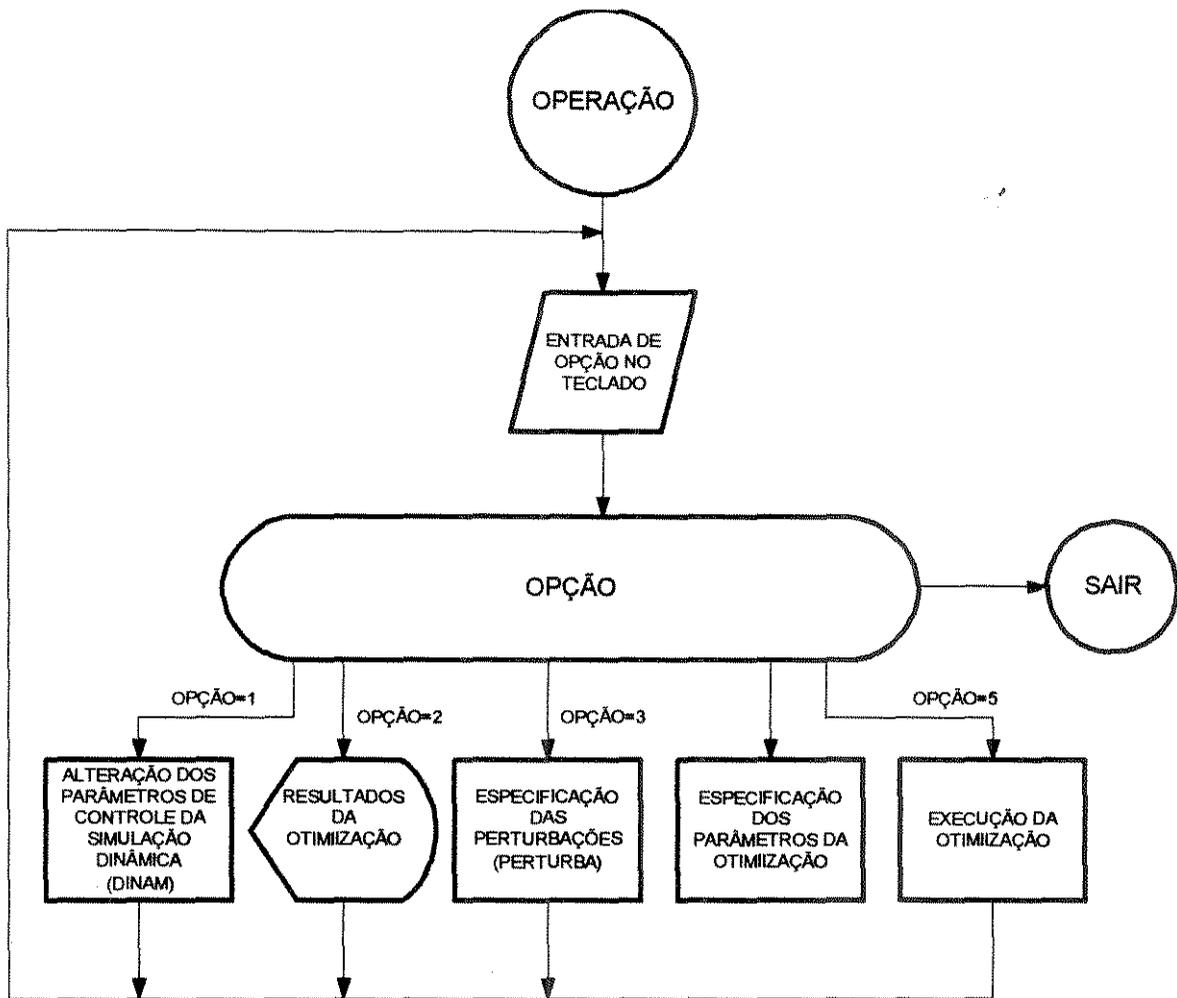


Figura E.8 Fluxograma da subrotina OPERACAO

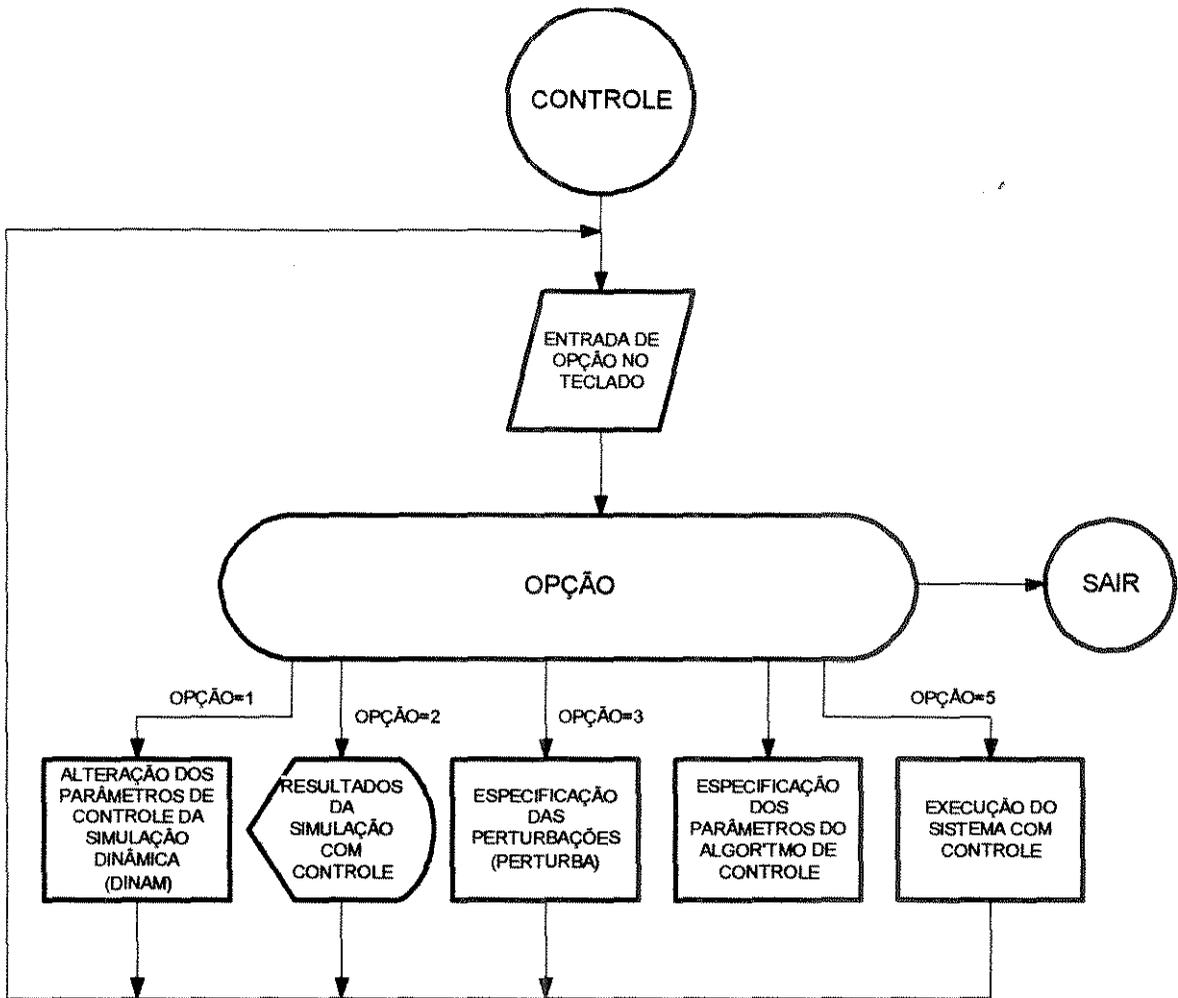


Figura E.9 Fluxograma da subrotina CONTROLE

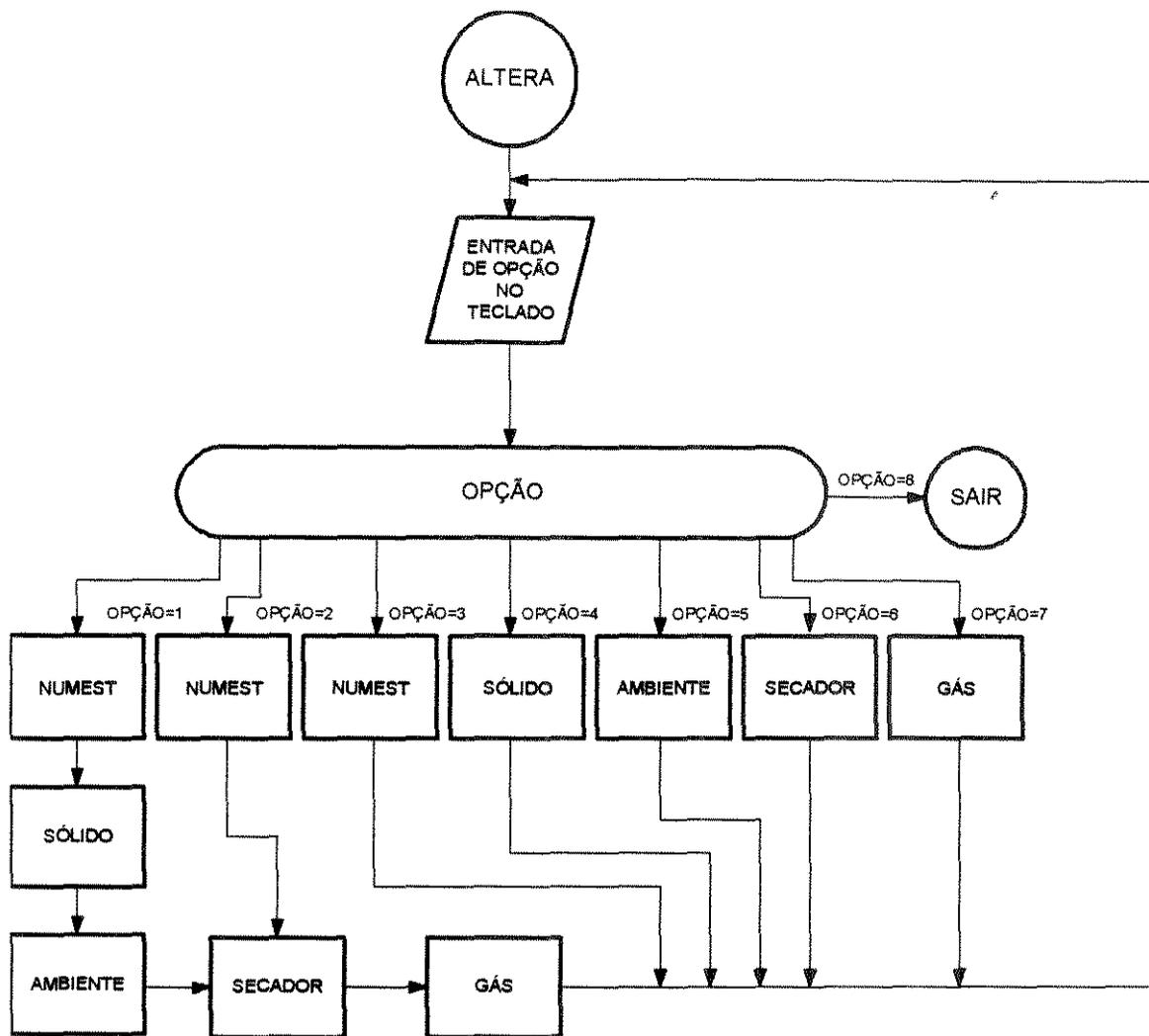


Figura E.10 Fluxograma da subrotina ALTERA

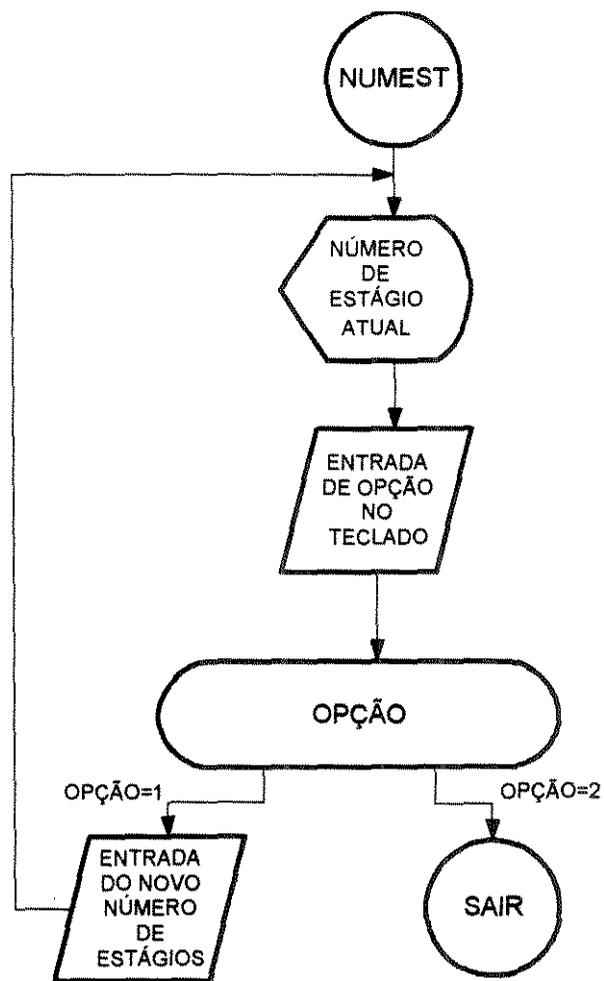


Figura E.11 Fluxograma da subrotina NUMEST

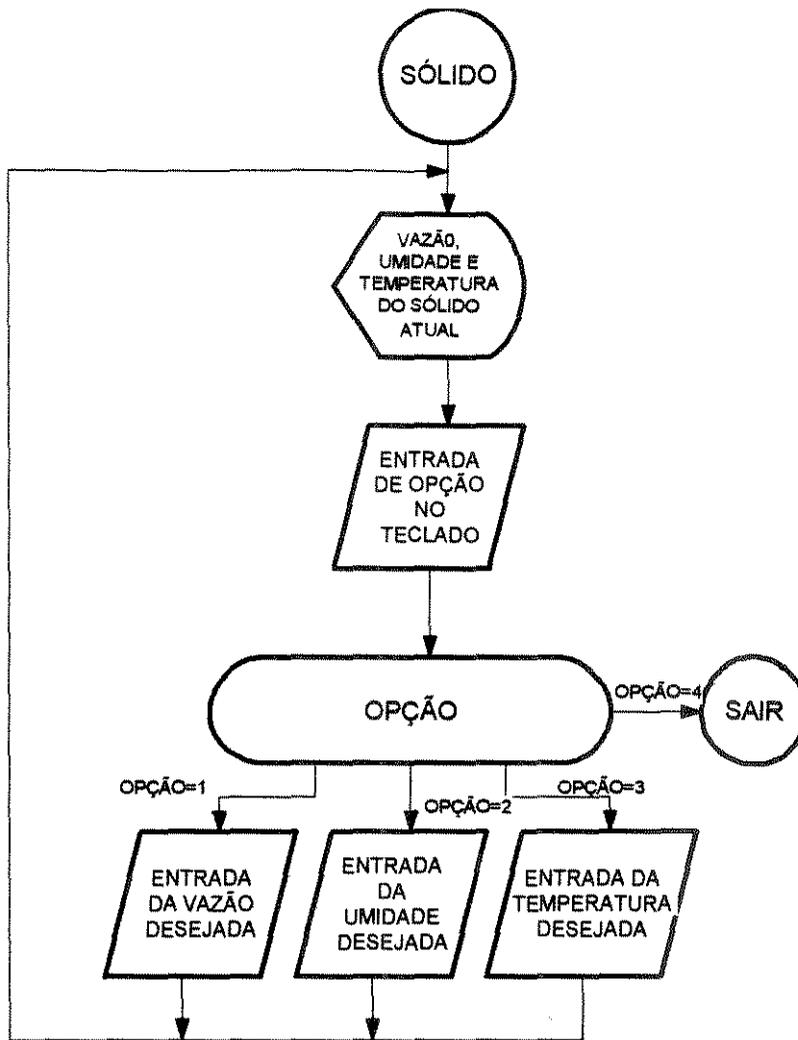


Figura E.12 Fluxograma da subrotina SOLIDO

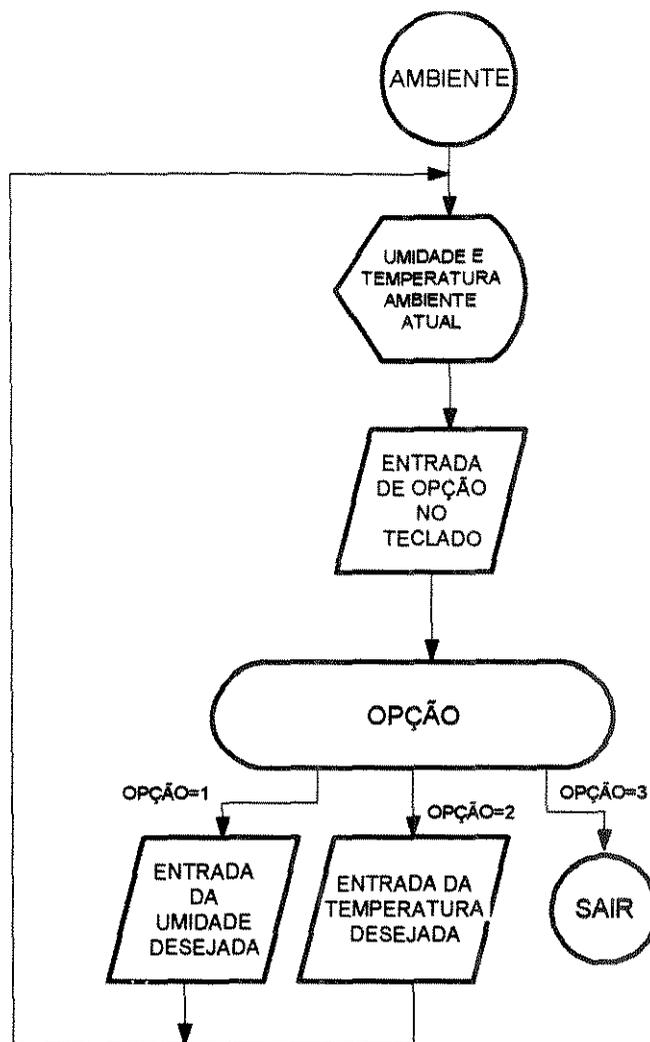


Figura E.13 Fluxograma da subrotina AMBIENTE

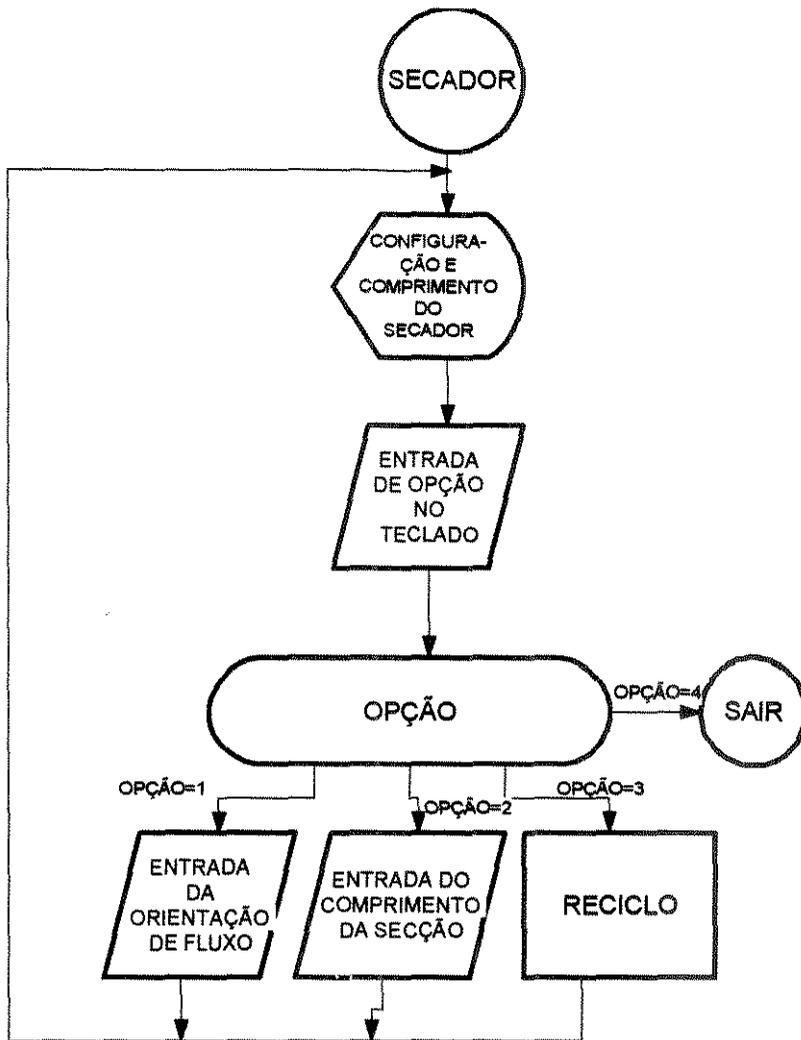


Figura E.14 Fluxograma da subrotina SECADOR

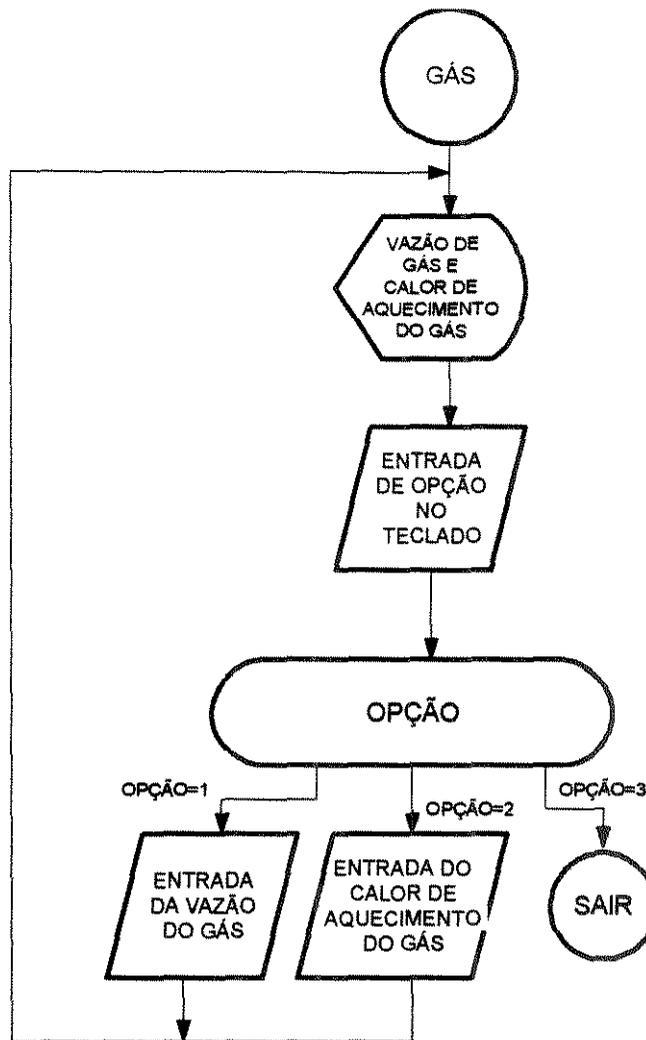


Figura E.15 Fluxograma da subrotina GAS

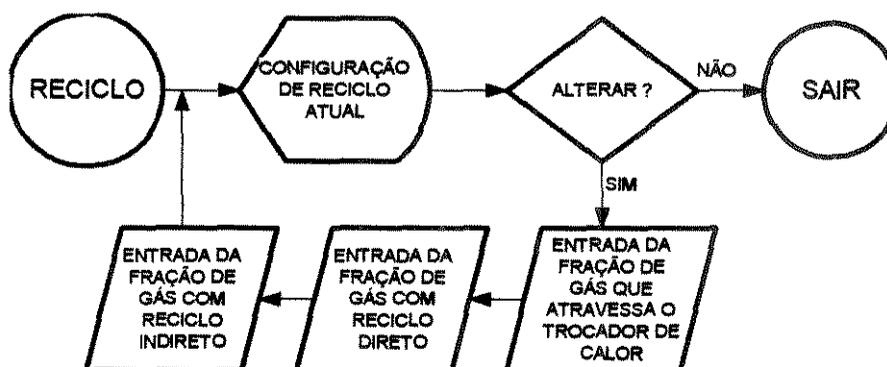


Figura E.16 Fluxograma da subrotina RECICLO

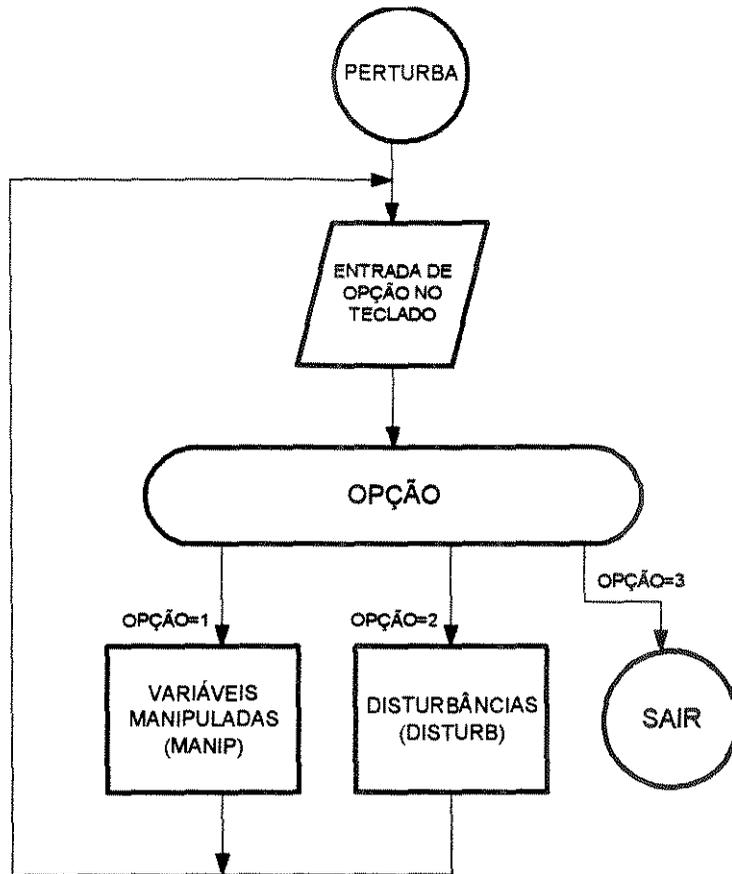


Figura E.17 Fluxograma da subrotina PERTURBA

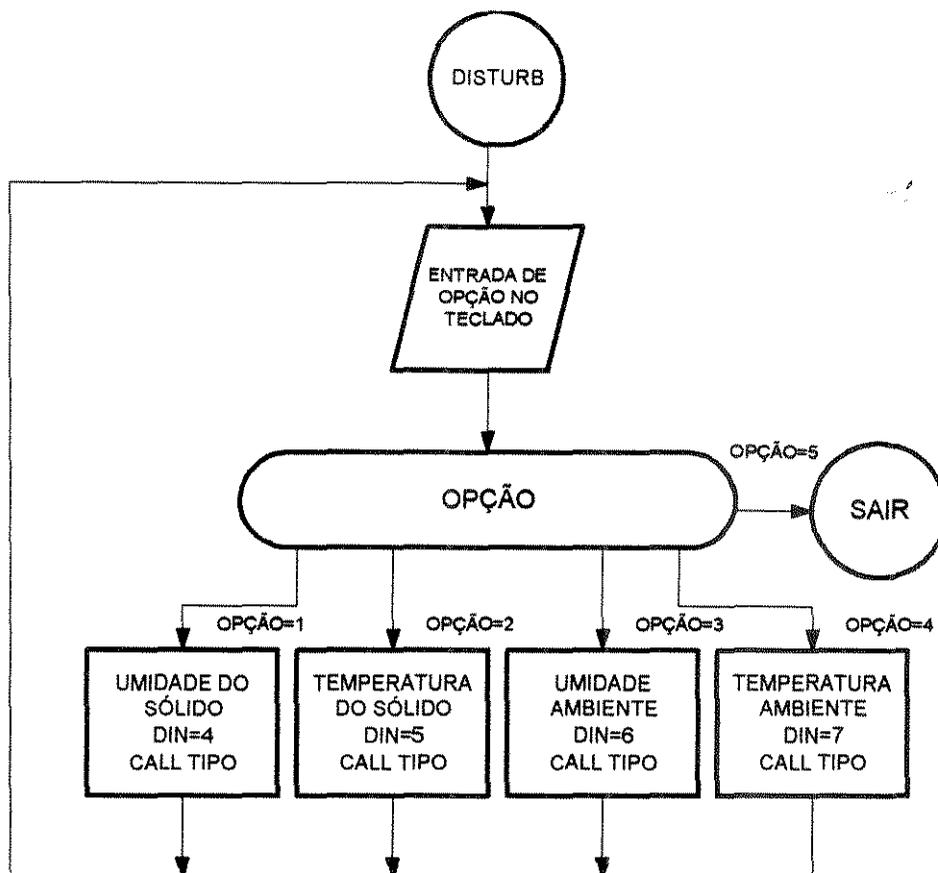


Figura E.18 Fluxograma da subrotina DISTURB

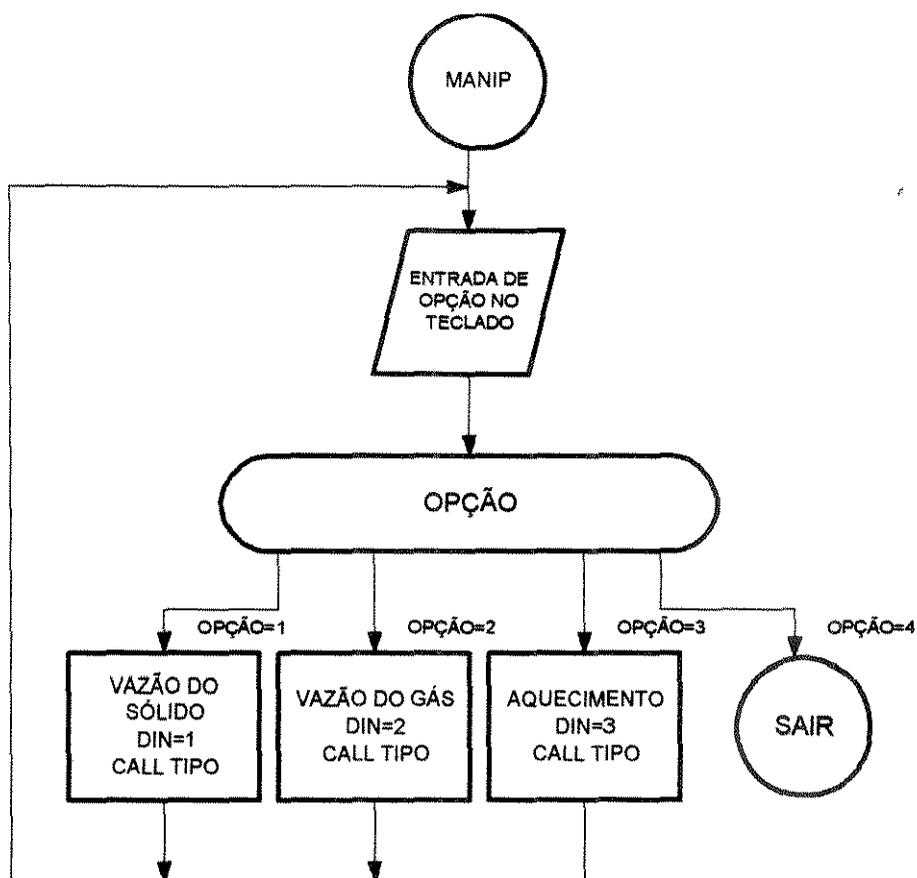


Figura E.19 Fluxograma da subrotina MANIP

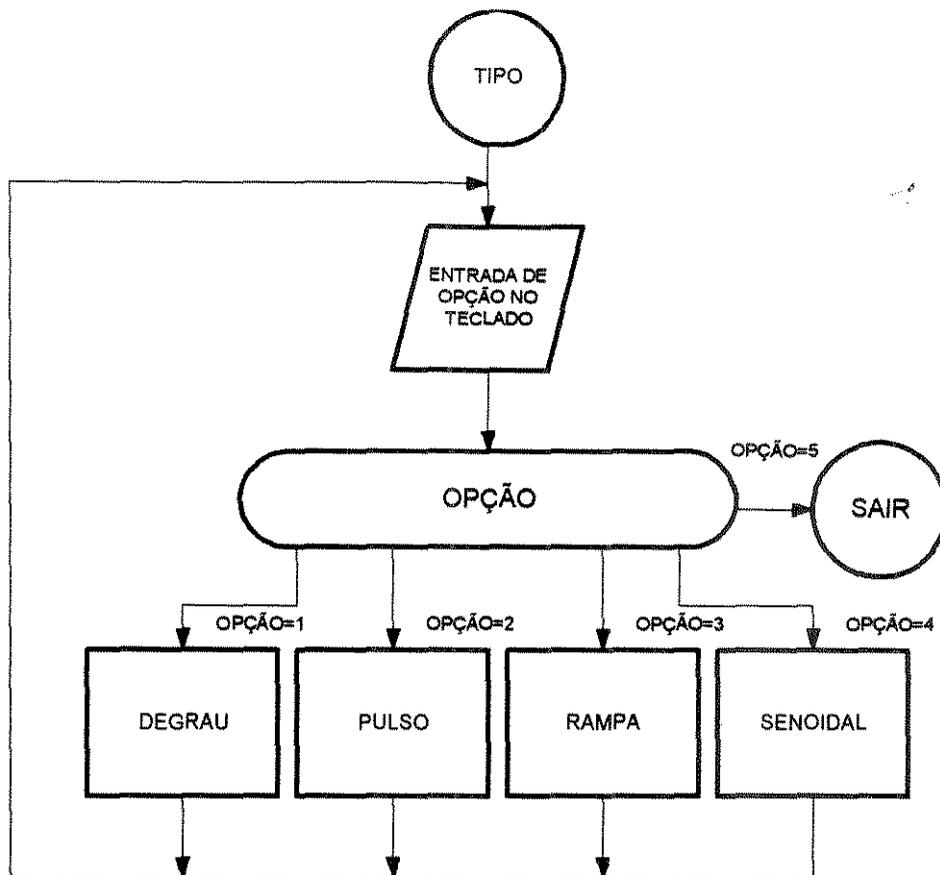


Figura E.20 Fluxograma da subrotina TIPO



Figura E.21 Fluxograma da subrotina PULSO

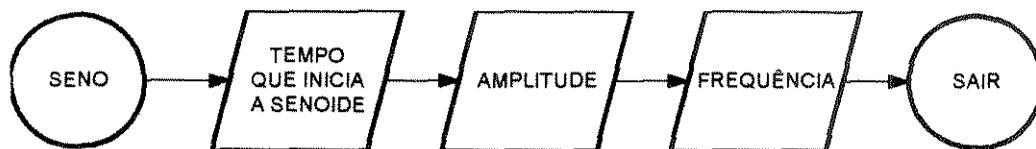


Figura E.22 Fluxograma da subrotina SENO



Figura E.23 Fluxograma da subrotina RAMPA



Figura E.24 Fluxograma da subrotina DEGRAU

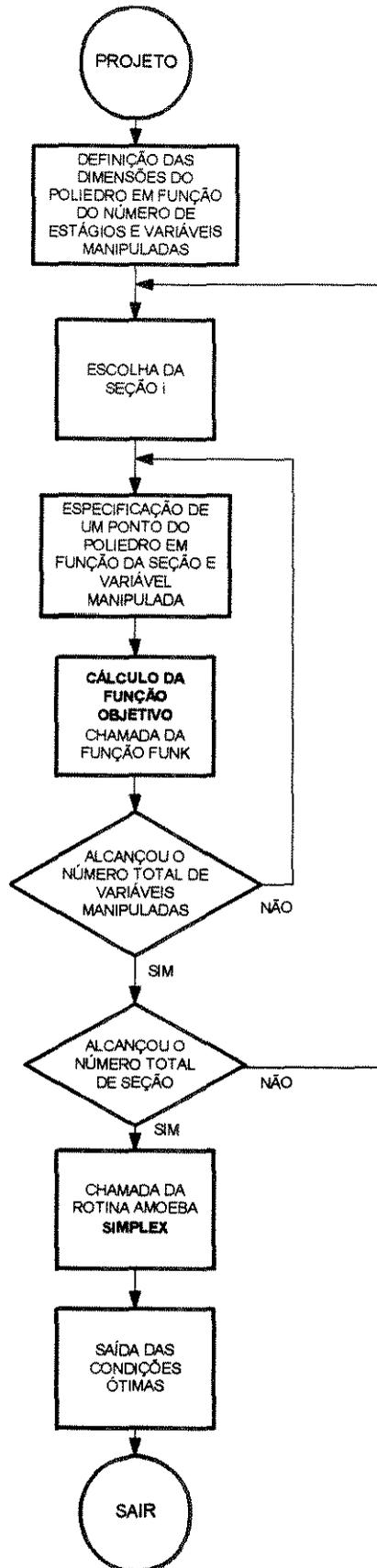


Figura E.25 Fluxograma da subrotina PROJETO

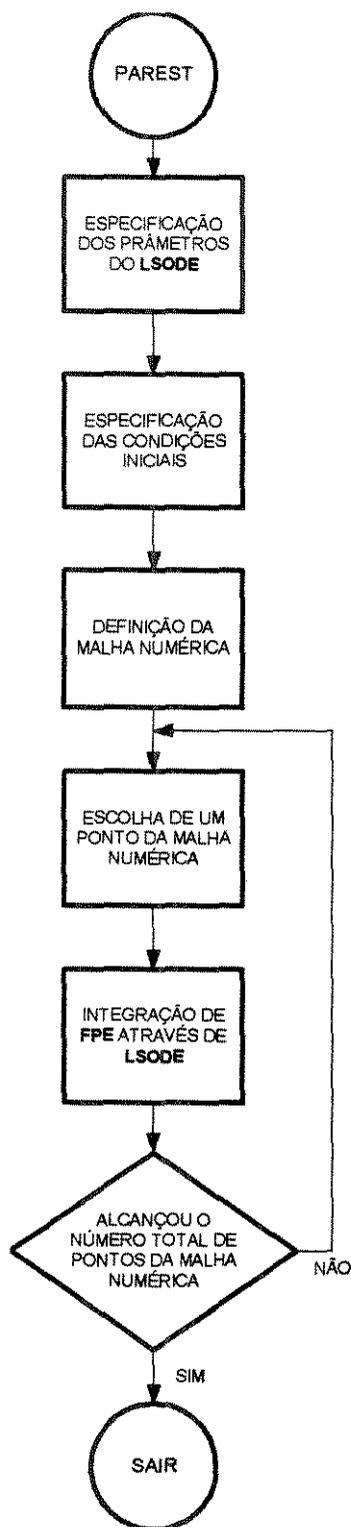


Figura E.26 Fluxograma da subrotina PAREST

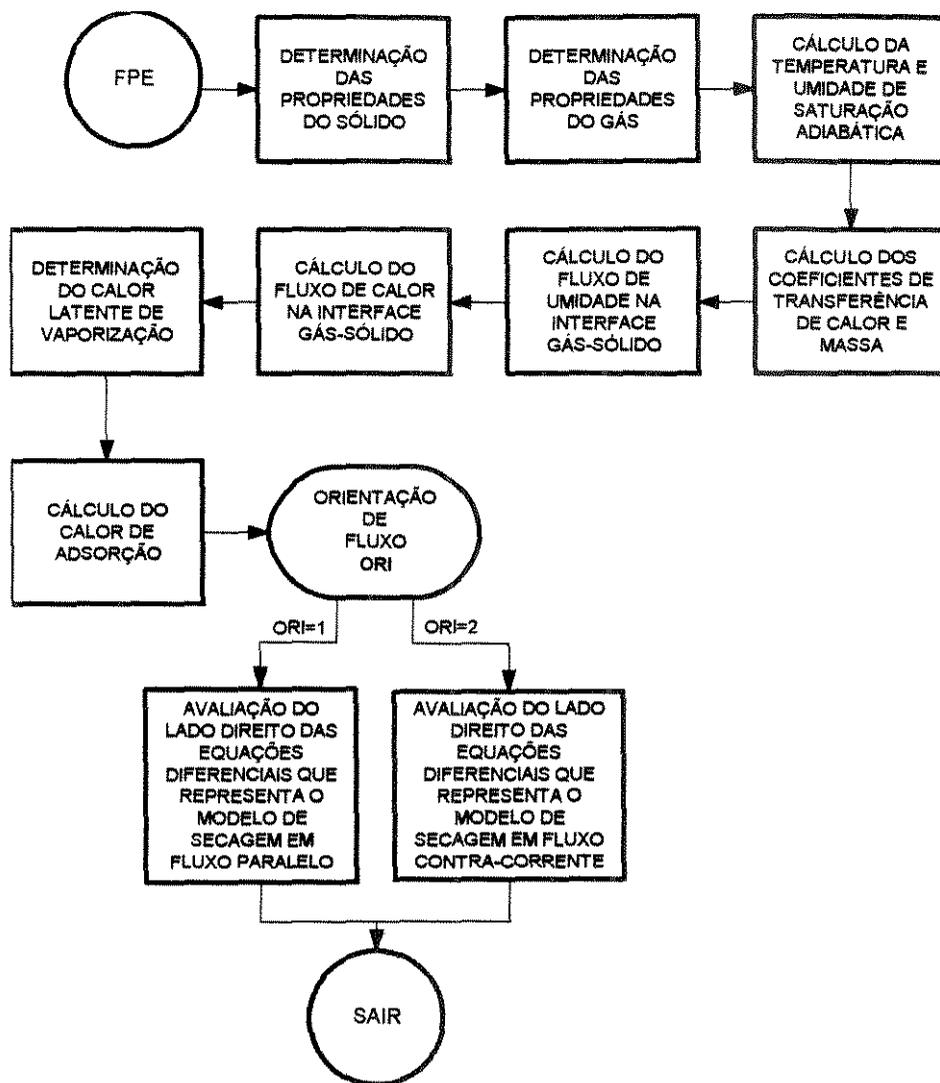


Figura E.27 Fluxograma da subrotina FPE

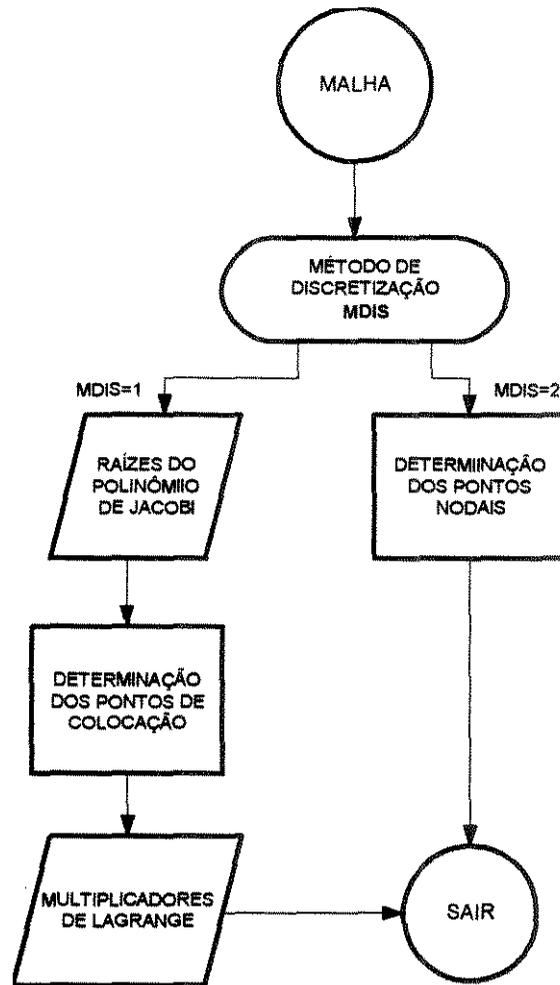


Figura E.28 Fluxograma da subrotina MALHA

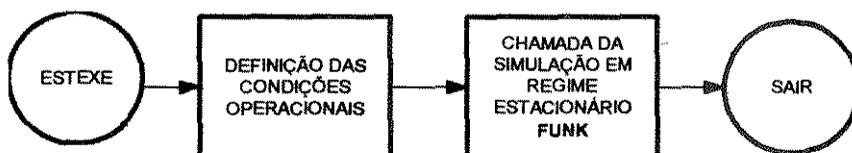


Figura E.29 Fluxograma da subrotina ESTEXE

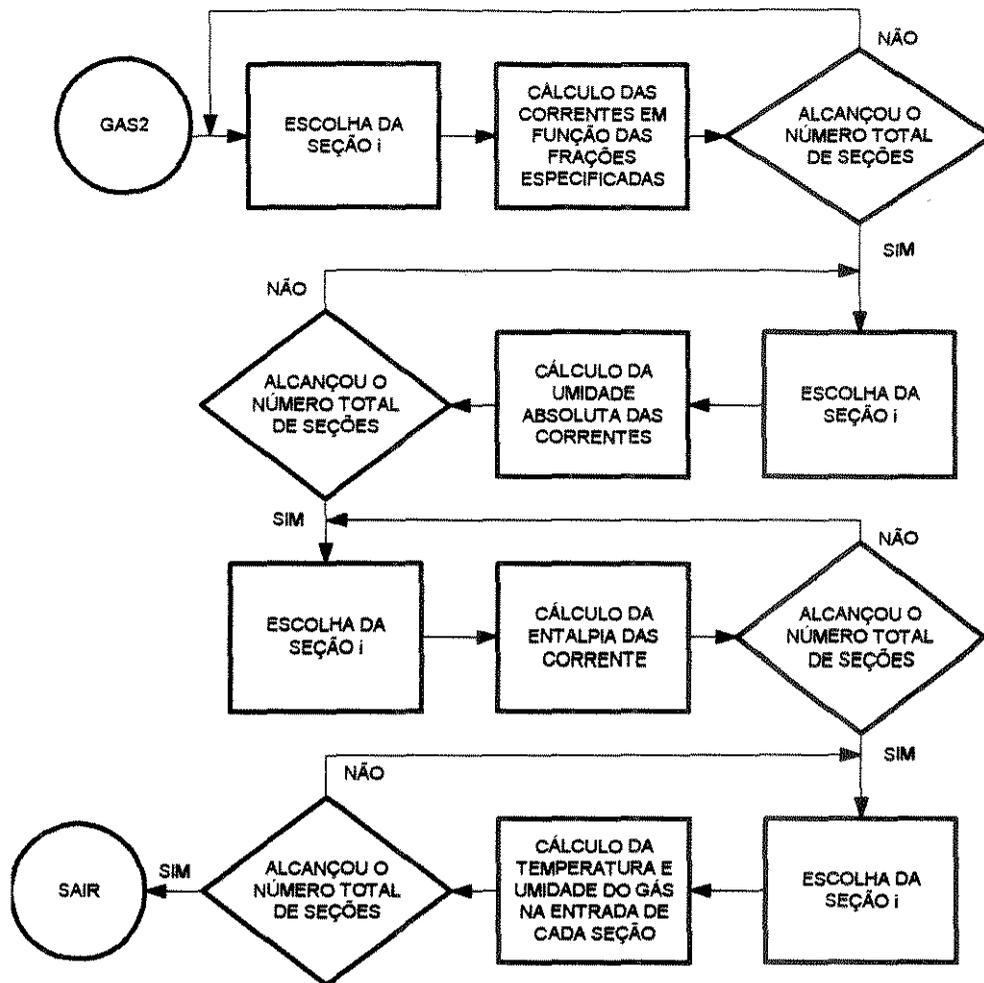


Figura E.30 Fluxograma da subrotina GAS2