

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

***SIMULAÇÃO E OTIMIZAÇÃO DE UM SECADOR
INDUSTRIAL DE TÚNEL PARA FRUTAS***

Baltazar Nicolás Cáceres Huambo

Engenheiro Químico, UNSAAC, Cusco – Peru
Master of Science, Louisiana State University at Baton Rouge, Louisiana – EUA.

Dra. Florencia Cecilia Menegalli

Professora Orientadora

PARECER

Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por **Baltazar Nicolás Cáceres Huambo**, aprovada pela Comissão Julgadora em 12 de julho de 2002.

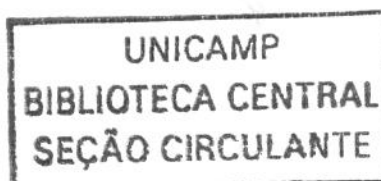
Campinas, 12 de julho de 2002.

Profa. Dra. Florencia Cecilia Menegalli
Presidente da Banca

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas, para obtenção do Título de Doutor em Engenharia de Alimentos.

Campinas, Julho de 2002.

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL



UNIDADE B8
Nº CHAMADA T/UNICAMP
C113s
V EX
TOMBO BC/ 50844
PROC 16.837/02
C DX
PREÇO R\$ 11,00
DATA 12/09/02
Nº CPD

T(FEA/2002.1769

CM00172903-7

BIB ID 256581

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

C113s Caceres Huambo, Baltazar Nicolas
Simulação e otimização de um secador industrial de túnel
para frutas / Baltazar Nicolas Caceres Huambo. – Campinas, SP:
[s.n.], 2002.

Orientador: Florencia Cecilia Menegalli
Tese (doutorado) – Universidade Estadual de Campinas.
Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1. Uva. 2.Otimização matemática. 3.Indústria –
Equipamento e acessórios. 4.Fruta – Secagem. 5.Energia –
Consumo. I.Menegalli, Florencia Cecilia. II.Universidade
Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos.
III.Título.

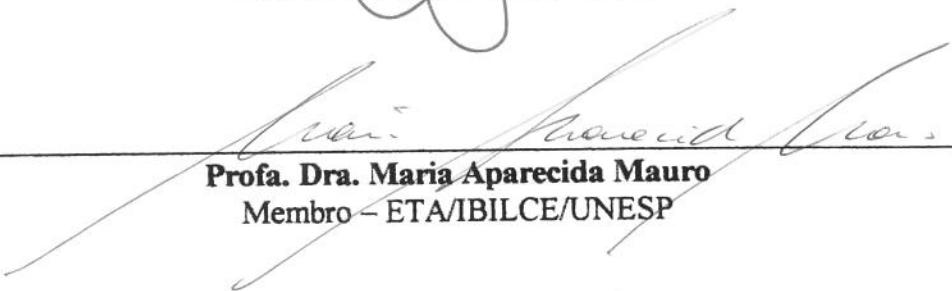
BANCA EXAMINADORA



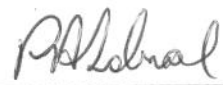
Profa. Dra. Florencia Cecilia Menegalli
ORIENTADORA – DEA/FEA/UNICAMP



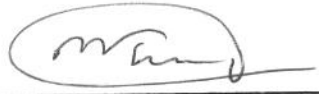
Profa. Dra. Maria Aparecida Silva
Membro – DTE/FEQ/UNICAMP



Profa. Dra. Maria Aparecida Mauro
Membro – ETA/IBILCE/UNESP



Prof. Dr. Paulo José do Amaral Sobral
Membro – ZAZ/FZEA/USP



Prof. Dr. Satoshi Tobinaga
Membro – DEA/FEA/UNICAMP

Prof. Dr. Javier Telis Romero
Membro – ETA/IBILCE/UNESP

Profa. Dra. Miriam Dupas Hubinger
Membro – DEA/FEA/UNICAMP

***Si fallamos en prepararnos,
nos estamos preparando
para fallar.***

Benjamin Franklin.

***No se trata de hacer
todo lo que uno quiere,
si no de querer,
las cosas que uno hace.***

Anônimo.

DEDICATÓRIA

*A mis padres Paulino y Blanca, con gratitud eterna,
por haberme dado la mayor riqueza, mi educación.*

*Aos meus pais Paulino e Blanca, com gratidão eterna,
por ter-me dado a maior riqueza, a minha educação.*

*À minha esposa, Margoth, por seu amor, compreensão
e estímulo constante em todas minhas atividades
pessoais e profissionais.*

*Aos meus queridos filhos, Nick Vandick e Christie Dianne,
por ser a força impulsora e a razão da minha vida.*

*Aos meus irmãos Max Cáceres e Santiago Sulli pelo suporte,
apoio e compressão ao longo da minha vida.*

Nicolás

AGRADECIMENTOS

À Professora Dra. Florencia Cecilia Menegalli tanto pela orientação nos meus estudos e deste trabalho, como também pelo apoio e compreensão nas diversas atividades exercidas durante o doutorado, que sendo fora de meu país e longe da minha família envolveu não só a profissional como também ao ser humano.

Ao governo Brasileiro através da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pela bolsa de estudos fornecida e a oportunidade de realizar estudos de posgraduação no país cujo desenvolvimento científico e tecnológico e mais avançado do que no meu.

À Universidad Nacional de San Antonio Abad del Cusco, Peru e aos colegas do Departamento de Engenharia Química pela atuação durante o meu afastamento.

Aos Professores membros da banca: Profs. Drs. Maria Aparecida Silva, Maria Aparecida Mauro, Paulo José do Amaral Sobral, Satoshi Tobinaga, Javier Telis Romero e Miriam Dupas Hubinger pelas correções, sugestões e contribuições no sentido de melhorar a qualidade deste trabalho e pela compreensão na urgência do tramite.

Ao Prof. Dr. Satoshi Tobinaga pelo ensino, amizade e pelos jogos de tênis.

Aos conterrâneos Mario Torres, Juan José Lovón, Lecsi Romero e Florentino Mendoza e ao compatriota Rigoberto Morales pelo apoio brindado durante a realização do meu doutorado e aos amigos peruanos, brasileiros e estrangeiros, especialmente ao Alfredo García de México, que fizeram minha estada na UNICAMP muito agradável.

ÍNDICE GERAL

Ficha catalográfica	ii
Banca examinadora	iii
Dedicatória	vii
Agradecimentos	ix
Índice geral	xi
Índice de tabelas	xv
Índice de figuras	xvii
Nomenclatura	xxiii
Resumo	xxvii
Abstract	xxix
1. INTRODUÇÃO	01
2. REVISÃO DE LITERATURA	07
2.1 DESIDRATAÇÃO DE FRUTAS	07
2.2 SECADORES DE TÚNEL COMO CARRINHOS E BANDEJAS	10
2.3 SECADORES CONCORRENTES E CONTRACORRENTES	11
2.4 MODELAGEM E SIMULAÇÃO	14
2.5 OTIMIZAÇÃO	24
2.5.1 Otimização não linear	30
2.5.1.1 Otimização não linear com restrições	31
3. MODELAGEM	35
3.1 INTRODUÇÃO	35
3.2 DESCRIÇÃO FÍSICA DO SECADOR	36
3.3 MODELAGEM MATEMÁTICA DO PROCESSO	37
3.3.1 Considerações gerais do modelo de secagem	37
3.4 MODELAGEM MATEMÁTICA NAS BANDEJAS	38

3.5	MODELAGEM MATEMÁTICA NO TÚNEL	44
3.6	MODELAGEM DO SECADOR CONCORRENTE E DO SECADOR CONTRACORRENTE	46
3.7	CONCLUSÕES	47
4.	SIMULAÇÃO	49
4.1	INTRODUÇÃO	49
4.2	DADOS DE ENTRADA	50
4.3	DETERMINAÇÃO DE PARÂMETROS DE SECAGEM	52
4.3.1	Constante de secagem	53
4.3.2	Isoterma de adsorção	54
4.3.3	Calor isostérico de sorção	56
4.4	ALGORITMO	56
4.4.1	Secador concorrente e contracorrente	60
4.5	SOFTWARE	62
4.6	HARDWARE	69
4.7	RESULTADOS DA SIMULAÇÃO – SECADOR CONCORRENTE	70
4.7.1	Ciclo de secagem	70
4.7.2	Efeito da umidade e temperatura do ar de entrada no secador	81
4.8	RESULTADOS DA SIMULAÇÃO – SECADOR CONTRACORRENTE	92
4.8.1	Ciclo de secagem	92
4.8.2	Efeito da umidade e temperatura do ar de entrada no secador	103
4.9	SECADOR CONCORRENTE E CONTRACORRENTE	113
4.10	CONCLUSÕES	117
5	OTIMIZAÇÃO	127
5.1	INTRODUÇÃO	127
5.2	TIPOS E CRITÉRIOS DE OTIMIZAÇÃO EM SECAGEM	127
5.3	CLASSIFICAÇÃO DAS VARIÁVEIS DO PROCESSO	129
5.4	DEFINIÇÃO DA FUNÇÃO OBJETIVO	130
5.5	RESTRIÇÃO DE QUALIDADE DA FRUTA	132

5.6	ALGORITMO USADO NA OTIMIZAÇÃO	134
5.7	RESULTADOS DA OTIMIZAÇÃO – SECADOR CONCORRENTE	136
5.8	RESULTADOS DA OTIMIZAÇÃO - SECADOR CONTRACORRENTE.	140
5.9	CONDIÇÕES DE PROCESSO QUE RENDEM UMA RETENÇÃO DE QUALIDADE ÓTIMA VERSUS NÚMERO DE CARRINHOS	143
5.10	COMPARAÇÃO DO SECADOR CONCORRENTE COM O SECADOR CONTRACORRENTE	149
5.11	CONCLUSÕES	155
6.	CONCLUSÕES E SUGESTÕES	159
7.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	161
8.	ANEXO	171

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 4.1: Constante de secagem ajustada a diferentes temperaturas	54
Tabela 4.2: Parâmetros da equação de GAB	55
Tabela 5.1: Variáveis manipuladas usadas no procedimento de otimização	131
Tabela 5.2: Resultados da otimização – secador concorrente	137
Tabela 5.3: Valores da função objetivo e seus componentes – Secador con- corrente	139
Tabela 5.4: Resultados da otimização – secador contracorrente	141
Tabela 5.5: Valores da função objetivo e seus componentes – Secador con- tracorrente	142
Tabela 5.6: Resultados da degradação de ácido ascórbico	144
Tabela 5.7: Valores da função objetivo (q_A/W'') e seus componentes – Secador concorrente	153
Tabela 5.8: Valores da função objetivo (q_A/W'') e seus componentes – Secador contracorrente	154
Tabela A.1: Importação de frutas desidratadas pela Holanda	171
Tabela A.2: Importação de frutas desidratadas pela União Européia	171

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1: Diagrama de fluxo de informação do modelo	17
Figura 2.2: Diagrama simplificado da prática industrial para otimização de processo e planta	25
Figura 3.1: Secador de túnel com corrente paralela de ar	36
Figura 3.2: Nomenclatura e seqüência do processo de secagem	45
Figura 4.1: Algoritmo usado na simulação dos secadores	57
Figura 4.2: Secador de túnel contracorrente	60
Figura 4.3: Perfis da umidade da fruta (rodada 1) – Secador concorrente (L=0, entrada do ar)	63
Figura 4.4: Perfis da temperatura da fruta (rodada 1) – Secador concorrente (L=0, entrada do ar)	63
Figura 4.5: Perfis da umidade da fruta (rodada 2) – Secador concorrente (L=0, entrada do ar)	65
Figura 4.6: Perfis da temperatura da fruta (rodada 2) – Secador concorrente (L=0, entrada do ar).	65
Figura 4.7: Perfis da umidade da fruta (rodada 1) – Secador contracorrente (L=0, entrada do ar)	67
Figura 4.8: Perfis da temperatura da fruta (rodada 1) – Secador contracorrente (L=0, entrada do ar)	67

SECADOR CONCORRENTE

Figura 4.9 (a): Perfis da umidade da fruta durante o ciclo de secagem (N=4, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	73
Figura 4.9 (b): Perfis da temperatura da fruta durante o ciclo de secagem (N=4, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	73

Figura 4.10 (a): Perfis da umidade do ar durante o ciclo de secagem ($N = 4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	75
Figura 4.10 (b): Perfis da temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N = 4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	75
Figura 4.11 (a): Calor fornecido e razão de recirculação Perfis dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	77
Figura 4.11 (b): Calor fornecido e vazão mássica de ar fresco dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	77
Figura 4.11 (c): Vazão mássica e razão de recirculação dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	79
Figura 4.12: Tempo do ciclo vs velocidade do ar ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ e $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$)	79
Figura 4.13 (a): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e calor fornecido ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	83
Figura 4.13 (b): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e vazão de ar fresco ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	83
Figura 4.13 (c): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e razão de recirculação ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	85
Figura 4.14 (a): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e calor fornecido ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h)	85
Figura 4.14 (b): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e vazão de ar fresco ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h)	87
Figura 4.14 (c): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e razão de recirculação ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h)	87
Figura 4.15: Produção e tempo do ciclo vs comprimento ($Y_{AM}= 0,0830$ bs; $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	89
Figura 4.16: Calor médio consumido vs comprimento ($Y_{AM}= 0,0830$ bs; $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	91

SECADOR CONTRACORRENTE

Figura 4.17 (a): Perfis da umidade da fruta durante o ciclo de secagem ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	95
Figura 4.17 (b): Perfis da temperatura da fruta durante o ciclo de secagem ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	95
Figura 4.18 (a): Perfis da umidade do ar durante o ciclo de secagem ($N = 4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	97
Figura 4.18 (b): Perfis da temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	97
Figura 4.19 (a): Calor fornecido e razão de recirculação dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	99
Figura 4.19 (b): Calor fornecido e vazão mássica dentro do tempo do ciclo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	99
Figura 4.19 (c): Vazão mássica e razão de recirculação dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	101
Figura 4.20: Tempo do ciclo vs velocidade do ar ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ e $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$)	101
Figura 4.21 (a): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e calor fornecido ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	105
Figura 4.21 (b): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e vazão de ar fresco ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	105
Figura 4.21 (c): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e razão de recirculação ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	107
Figura 4.22 (a): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e calor fornecido ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h)	107
Figura 4.22 (b): Efeito umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e vazão de ar fresco ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h)	109
Figura 4.22 (c): Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e razão de recirculação ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h)	109
Figura 4.23: Produção e tempo do ciclo vs comprimento ($Y_{AM}= 0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	111

Figura 4.24:	Calor médio consumido vs comprimento ($Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h)	113
Figura 4.25 (a):	Perfis da umidade do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h). Secador concorrente.	119
Figura 4.25 (b):	Perfis da temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h). Secador concorrente.	119
Figura 4.26 (a):	Perfis da umidade do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h). Secador contracorrente.	121
Figura 4.26 (b):	Perfis da temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h). Secador contracorrente.	121
Figura 4.27 (a):	Perfis da umidade do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,0600$ bs, $T_{AM}=65^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=1000$ kg/h). Secador concorrente.	123
Figura 4.27 (b):	Perfis da temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,0600$ bs, $T_{AM}=65^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=1000$ kg/h). Secador concorrente.	123
Figura 4.28 (a):	Perfis da umidade do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,0600$ bs, $T_{AM}=65^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=1000$ kg/h). Secador contracorrente.	125
Figura 4.28 (b):	Perfis da temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,0600$ bs, $T_{AM}=65^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=1000$ kg/h). Secador contracorrente.	125
Figura 5.1:	Algoritmo usado na otimização dos secadores	135
Figura 5.2 (a):	Função objetivo vs Número de carrinhos para ambos os secadores	145
Figura 5.2 (b):	Calor fornecido médio durante o tempo do ciclo vs Número de carrinhos para ambos os secadores	145

Figura 5.3:	Degradação de ácido ascórbico para ambos os secadores	147
Figura 5.4:	Consumo de energia por kg de sólido seco vs número de carrinhos	151
Figura 5.5:	Otimização dos secadores, com $m_{AM} = 5000$ kg/h; e $Y_{AM} = 0,0830$ (sem otimizar) e variável (otimizado)	151
Figura 5.6:	Otimização dos secadores - Função objetivo qA/W''	155

NOMENCLATURA

A	área do sólido por kg de sólido seco, [m ² /kg ss]
A	constante da equação de degradação de qualidade
A_1, A_2, A_3	constantes de Antoine [eq. 3.10]
a_w	atividade de água da corrente de ar
b	largura da bandeja, [m]
C_1, C_2, C_3, C_4, C_5	constantes da equação de pressão de vapor [eq. 3.10.1]
C_1, C_2, C_3, C_4	constantes da equação de calor latente de vaporização [eq. 3.19]
C_{AA}	concentração de ácido ascórbico [mg/100 g ss]
$C_{P,AS}$	calor específico do ar, [kJ/kg as.K]
$C_{P,SS}$	calor específico do sólido seco, [kJ/kg ss.K]
$C_{P,V}$	calor específico do vapor, [kJ/kg H ₂ O.K]
$C_{P,W}$	calor específico da água, [kJ/kg H ₂ O.K]
$C_{P,SU}$	calor específico do sólido úmido, [kJ/kg ss.K]
$C_{P,GU}$	calor específico do gás úmido, [kJ/kg as.K]
dp	diâmetro da partícula, [m]
da_s	densidade do ar seco, [kg/m ³]
dss	densidade do sólido seco, [kg ss/m ³]
E_{aAA}	energia de ativação [cal/mol]
eb	espaço entre bandejas, [m]
EC	energia consumida, [kJ/h]
FO	função objetivo
h_A	entalpia específica da corrente úmida de ar na saída, [kJ/kg as]
h_{Ao}	entalpia específica de ar fresco, [kJ/kg as]
h_{AM}	entalpia específica da corrente de ar na entrada, [kJ/kg as]
h_S	entalpia específica do produto úmido, [kJ/kg ss]
h	coeficiente convectivo do sólido, [kJ/h.m ² .K]
H_1	entalpia do vapor de água à temperatura T_A , [kJ/kg H ₂ O]
H_2	entalpia da água líquida à temperatura T_P , [kJ/kg H ₂ O]
i	ponto i no túnel (usado como sub-índice ou super-índice)

k_{AA}	constante de secagem de primeira ordem, degradação de ácido ascórbico
k_d	constante cinética da equação de degradação
k_M	constante de secagem, [1/h]
k_{oAA}	fator pré-exponencial ou fator de frequência [1/h]
k_o, A'	constantes da equação de constante de secagem
m_A	vazão mássica de ar na saída do secador, [kg as/h]
m_{Ao}	vazão mássica do ar fresco, [kg as/h]
m_{AM}	vazão mássica do ar de secagem total, [kg as/h]
m'_{AM}	vazão mássica do ar de secagem por bandeja, [kg as/h]
m_R	vazão mássica do ar recirculado, [kg as/h]
N	número de carrinhos
NB	número de bandejas nos carrinhos
NL	número de divisões (comprimento) na bandeja
L_o	comprimento da bandeja, [m]
P	pressão total, [kPa]
P_n	perfil novo
P_v	perfil velho
P^{sat}	pressão de vapor de água, [kPa]
q_A	calor fornecido pelo aquecedor, [kJ/h]
q_{Aavg}	calor médio fornecido durante o tempo do ciclo pelo aquecedor, [kJ/h]
q_o	calor isostérico de sorção da primeira molécula de água, [kJ/kg] (constante da equação de Tsami)
q_{st}	excesso do calor de sorção, [kJ/kg]
q_v	energia utilizada pelo ventilador, [kJ/h]
R	constante universal dos gases ideais, [kJ/mol.K]
r	razão de recirculação
t	tempo, [h]
T	temperatura da corrente de ar, [°C]
T_A	temperatura da corrente de ar na saída do secador, [°C]

T_{AM}	temperatura da corrente de ar na entrada do secador, [°C]
T_D	temperatura do ar antes do aquecedor, [°C]
T_P	temperatura do produto, [°C]
$T_{P,MAX}$	temperatura máxima da fruta, [°C]
T_r	período de tempo cíclico batelada, [h]
T_R	temperatura reduzida
u_A	velocidade do ar, [m/s]
U	coeficiente global de transferência de calor, [kJ/h.m ² .K]
W	carga no carrinho, [kg ss], ss = sólido seco
W'	massa contida na unidade de comprimento, [kg ss/m]
W''	produção horária no secador, [kg ss/h]
X	umidade do material, [kg/kg ss]
X_{avg}	umidade média no último carrinho, [kg/kg ss]
X_e	umidade do material no equilíbrio, [kg/kg bs], bs = base seca
X_o	umidade inicial da fruta, [kg água/kg ss]
X_f	umidade final da fruta, [kg água/kg ss]
x_o	umidade característica do material alimentício (constante da equação de Tsami)
X_M, C, K, C_o, K_o	constantes da equação de GAB [eq. 3.6 a 3.8]
Y	umidade absoluta do ar, [kg de água/kg as], as = ar seco
Y_A	umidade absoluta do ar na saída do secador, [kg/kg as]
Y_{AM}	umidade absoluta do ar na entrada do secador, [kg/kg as]

Letras Gregas:

ΔH	calor isostérico de sorção [kJ/kg H ₂ O]
$\Delta H'$	calor latente de vaporização da água pura à T_P [kJ/kg H ₂ O]
$\Delta H''$	calor latente de vaporização da água pura à T_A [kJ/kg H ₂ O]
ΔH_o	calor latente de vaporização da água na temperatura de ref. [kJ/kg H ₂ O]

ΔH_C	constantes da equação de GAB [eq. 3.7]
ΔH_K	constantes da equação de GAB [eq. 3.8]
ΔL (dL)	comprimento na unidade do balanço [m]
λ	calor latente de vaporização da água pura [kJ/kg H ₂ O]
λ_B	razão dos pesos moleculares da água ao ar

Sub-índices:

A	corrente úmida de ar na saída
AM	corrente de ar na entrada do secador
A _o	corrente de ar fresco
as	ar seco
GU	gás úmido
R	recirculação
ss	sólido seco
SU	sólido úmido
V	vapor de água
W	água líquida

Super-índices:

i	ponto i no túnel
if	ponto i no extremo do túnel

TESE DE DOUTORADO

<u>Autor:</u>	Baltazar Nicolás Cáceres Huambo
<u>Orientadora:</u>	Profa. Dra. Florencia Cecilia Menegalli
<u>Título:</u>	Simulação e otimização de um secador industrial de túnel para frutas.
<u>Universidade:</u>	Departamento de Engenharia de Alimentos, FEA - UNICAMP

RESUMO

O objetivo do presente estudo foi desenvolver um modelo matemático para um secador industrial de túnel para frutas, simulá-lo e otimizar sua operação considerando a qualidade do produto como restrição principal na formulação do problema de otimização. Os secadores operam em forma semi-contínua e têm carrinhos e bandejas. O período de cada ciclo é determinado fazendo cumprir as especificações da umidade inicial e final do produto, de forma que cada carrinho com um número determinado de bandejas com fruta úmida seja alimentado em ciclos ao túnel, enquanto outro que atingiu a umidade final é retirado do outro extremo do túnel. As configurações consideradas no estudo foram concorrente e contracorrente.

O modelo que foi desenvolvido a partir dos balanços simultâneos de calor e massa para a fase sólida e gasosa, tanto para as bandejas (carrinhos) quanto para o túnel, é simples e apropriado para efeitos de otimização onde o tempo computacional é muito importante. O modelo foi aplicado para simular a secagem de uva Itália usando dados experimentais da cinética de secagem, ajustando-se os parâmetros de acordo aos

requerimentos das equações do modelo. Os códigos de simulação e otimização foram desenvolvidos em FORTRAN 90 de Microsoft Fortran PowerStation.

A não linearidade das equações do modelo e da restrição de qualidade da fruta, representada pela degradação de ácido ascórbico, conduziram ao desenvolvimento de um algoritmo para a solução do problema de otimização cuja função objetivo foi minimizar o consumo de energia por unidade de sólido seco, tempo do ciclo e temperatura máxima atingida pela fruta.

Os resultados mostram as condições de operação ótimas para um número fixo de carrinhos no túnel e indicam que a configuração contracorrente é mais eficiente quando se avalia os requerimentos de calor por kg de sólido seco para uma degradação de ácido ascórbico aproximadamente constante. Igualmente, que se reduz o consumo de energia em ambas configurações quando comparado aos valores simulados sem otimizar.

Palavras chaves: bandejas, concorrente e contracorrente, Fortran 90, função objetivo, modelagem matemática, otimização de energia, estado quase-estacionário, secador industrial de túnel, semi-contínuo, simulação, uvas.

DOCTORATE THESIS

Author: Baltazar Nicolás Cáceres Huambo
Advisor: Profa. Dra. Florencia Cecilia Menegalli
Title: Simulation and optimization of an industrial tunnel dryer for fruits.
University: Department of Food Engineering – Food Engineering Faculty
The State University of Campinas, Campinas, Sao Paulo – Brazil.

ABSTRACT

The objective of the present study was to develop a mathematical model for industrial tunnel dryers for fruits, to simulate and optimize their operation considering the quality of the product as the main constraint for the optimization problem formulation. Dryers operate semi-continuously and have trucks and trays. The time for each cycle is determined according to initial and final moisture content specifications for the product, in such a way that each truck with a defined number of trays is feeded to the tunnel while another is removed from the other side of the tunnel once it reached the final moisture content. Concurrent and countercurrent configurations were considered.

The model was developed from the simultaneous heat and mass transfer balances for the gas and solid phase for the trays (trucks) and for the tunnel as well, and it is straightforward and appropriate for optimization purposes at which the computational time is very important. The model was applied to simulate grapes drying using experimental data for drying kinetics that were fitted according to the equations parameters requirements. Simulation and optimization codes were written in FORTRAN 90 from Microsoft PowerStation.

The non linearity of the equations of the model and the quality of the fruit, represented by the ascorbic acid degradation, led to develop an algorithm for the solution of the optimization problem which objective function was to minimize the energy consumption, cycle time and maximum temperature achieved by the fruit.

Results show the optimal operation conditions for a fixed number of trucks in the tunnel and indicate that countercurrent configuration is more efficient when heat requirements per kg of dry solids is evaluated for approximately constant ascorbic acid degradation. Furthermore, energy consumption for both configurations is reduced when compared to non optimized simulation results.

Key words: concurrent and countercurrent, energy optimization, Fortran 90, grapes, industrial tunnel dryer, mathematical modeling, objective function, quasi-steady state, semi-continuous, simulation, trays.

1. INTRODUÇÃO

A secagem é uma operação unitária muito comum na indústria de alimentos para reduzir a atividade de água dos alimentos, estender a vida de prateleira e reduzir os custos de armazenamento e transporte, entretanto ainda precisa de aprimoramentos. A qualidade do produto e a economia em energia tem sido as forças impulsoras na aquisição de um conhecimento profundo nesta técnica de secagem (Mulet *et al.*, 1995).

As frutas tem um papel importante na dieta e nutrição humana porque são fontes indispensáveis de nutrientes essenciais, vitaminas e minerais além de prover fibra crua, textura, cor, sabor e variedade na dieta. As frutas acrescentam buquê às comidas, são baixas em calorias e, com exceção dos abacates e azeitonas, contêm praticamente nada de gordura. Além disso, as frutas frescas têm um efeito laxativo natural devido à celulose e aos ácidos orgânicos presentes (Young & How, 1986). A secagem de frutas não é somente um dos métodos mais úteis de conservação em países tropicais, senão também um dos mais baratos. As frutas possuem um alto teor de umidade e portanto são altamente perecíveis, assim estima-se que as perdas são da ordem de 40-50% (Jayaraman & Das Gupta, 1992) nas regiões tropicais e subtropicais de muitos países em desenvolvimento, devido a uma inadequada infra-estrutura de refrigeração e congelamento. As perdas de produção também são grandes devido a uma inadequada desidratação ou à contaminação dos produtos ocasionadas por processos longos em áreas de padrões higiênicos inadequados.

Apesar de uma grande produção de frutas, só uma pequena parte é desidratada, utilizando-se ainda métodos tradicionais como a secagem solar. Este processo tem diversas desvantagens, tais como: longos tempos de secagem, contaminação do produto, e perdas devido a condições climáticas adversas. Uma boa alternativa para acelerar o processo e melhorar a qualidade do produto é o uso de secadores mecânicos de túnel.

Estes secadores são amplamente utilizados na secagem de frutas, mas seu projeto poder ser aprimorado para preencher diversos requisitos. Uma ferramenta a utilizar é a simulação que permite projetar, avaliar, controlar e otimizar processos. Uma forma de melhorar a qualidade do produto é otimizar a operação dos secadores considerando as características sensoriais e nutricionais da fruta e cumprindo com os regulamentos e padrões de qualidade do produto nos países que demandam importação. Portanto, é importante a determinação da cinética de degradação da qualidade durante a secagem e, conseqüentemente, a proposição de métodos e ações para minimizar esta degradação.

Na prática industrial, a qualidade depende muito de:

- (i) a consciência e treinamento dos operadores, em todos os níveis da planta e não somente do secador.
- (ii) a qualidade da organização.
- (iii) os custos operacionais que a indústria pode pagar em manutenção, materiais de embalagem, análises de laboratório, etc.
- (iv) os investimentos na preparação de equipamentos, secadores, projetos higiênicos, etc.

Quando a indústria atinge os limites das possibilidades existentes indicadas acima, pesquisa e desenvolvimento são necessários para traduzir os objetivos da qualidade em parâmetros tecnológicos. A empresa pode fazer sua própria pesquisa e desenvolvimento (ou participar em pesquisa e desenvolvimento coletivamente), ou pode tentar encontrar respostas a seus problemas de qualidade em pesquisas publicadas.

As contribuições mais específicas da pesquisa em secagem de alimentos são:

- (i) melhoria nos pré-tratamentos
- (ii) melhoria no projeto de secador (Projeto com ajuda de computador)
- (iii) melhoria na operação do secador: pesquisa em parâmetros ótimos, controle automático.
- (iv) projeto de melhores sensores.

Entretanto, a qualidade de um produto seco resulta da integração da cadeia completa: matéria prima, pré-tratamentos, secagem, armazenamento e preparação final. É importante saber que as mudanças na qualidade durante a secagem, ainda que pequenas, iniciará um certo número de reações.

Segundo Bonazzi *et al.* (1996) é possível distinguir três tendências na pesquisa em secagem e qualidade:

- (i) melhor conhecimento das interações entre processo e qualidade;
- (ii) combinação ótima de tecnologias e uso de pré-tratamentos, e
- (iii) otimização em tempo real.

Durante o processo de secagem, é claro que as condições de processo que são desejáveis para um fator de qualidade, viz. a supressão de reações químicas adversas que ocasionam sabores desagradáveis, perda de vitamina ou descoloração, podem ser altamente indesejáveis para outros fatores de qualidade como a retenção de aromas voláteis (Thijssen, 1979), mas obviamente haverá um ótimo nas condições do processo. Existem vários métodos de calculo para vários aspectos dos processo de secagem incluindo a história da temperatura e umidade que podem se aplicar em engenharia e que através de simulações rápidas são uma possibilidade prática e uma ferramenta útil para o projeto de processos de secagem.

Na indústria de alimentos que é dinâmica, altamente complexa, e extremamente competitiva, a implementação da teoria de otimização é essencial (Saguy, 1982). A disponibilidade de computadores cada vez mais poderosos, os avanços no desenvolvimento de modelos matemáticos para otimização, novos algoritmos numéricos para resolver problemas de otimização e o uso de códigos de computador simples tem facilitado a prática da otimização em sistemas tecnológicos complexos (Evans, 1982). Entretanto, a área de engenharia de alimentos tem demorado em implementar técnicas de otimização de processos comparado a outras áreas da engenharia, devido às características complexas dos alimentos que fazem a sua modelagem matemática difícil (Mishkin *et al.*, 1982).

A chegada da chamada “Era do computador” tem permitido avanços consideráveis na área de modelagem matemática e simulação numérica no campo multidisciplinar da secagem. Hoje é possível desenvolver modelos matemáticos complexos que podem ser usados para analisar configurações industriais reais. A barreira que existe entre a academia e a indústria pode ser quebrada vagarosamente com a utilização destes modelos no setor industrial. Nos países altamente desenvolvidos é comum obter ajuda financeira industrial substancial para pesquisa e desenvolvimento de códigos de simulação em transferência de calor e massa. Uma vez que estes códigos sejam completamente funcionais, logo as comunidades acadêmicas e industriais poderão trabalhar juntas na identificação de projetos de secadores ótimos e estratégias de secagem novas e inovadoras que permitam operações eficientes no processamento diário.

A secagem é um dos processos industriais que usa energia intensivamente, e a sua aplicação tem uma faixa ampla de indústrias incluindo alimentos, madeira, papel, e os setores de construção. No intento de minimizar o consumo de energia necessário para as operações de secagem típicas, tem-se efetuado diversas pesquisas em relação aos processos de aquecimento e de secagem assim como a classificação do estado do arte das estratégias de otimização para projetos de secadores existentes.

O presente estudo pretende otimizar o processo de secagem para um secador industrial de frutas, considerando a qualidade do produto como um parâmetro de controle, utilizando a modelagem e simulação como ferramentas nesse propósito.

Os objetivos deste trabalho foram:

- desenvolver um modelo matemático para um secador industrial de túnel para frutas.
- simular um secador industrial de túnel para frutas com corrente paralela e outro em contracorrente.
- otimizar um secador industrial para frutas, considerando a qualidade do produto como uma das restrições.

A modelagem, simulação e otimização foram realizadas para uma matéria prima específica: uva tipo Itália produzida em Jales, São Paulo. Entretanto, o software desenvolvido pode ser aplicado a quaisquer tipos de fruta, considerando suas propriedades específicas.

A apresentação deste trabalho encontra-se dividida em introdução (capítulo 1), revisão de literatura geral sobre secagem de frutas em túneis, secadores concorrentes e contracorrentes, modelagem, simulação e otimização de secadores (capítulo 2) e mais três capítulos (3, 4 e 5).

No capítulo 3, apresenta-se o conjunto de equações que constituem o modelo matemático do secador de túnel tanto nas bandejas quanto no túnel. Considera-se as configurações concorrente e contracorrente, assim como sua operação semi-contínua.

No capítulo 4 são apresentados os resultados obtidos, discussões e conclusões da resolução das equações do modelo de secador de túnel, utilizando um software escrito em linguagem de programação FORTRAN 90, para ambos tipos de secador. As performances de ambas as configurações de secador são comparadas para diversas condições operacionais.

No capítulo 5 são apresentados os resultados obtidos, discussões e conclusões da otimização de ambas as configurações. Desenvolveu-se um outro software para otimizar a operação de ambas as configurações de secadores considerando como função objetivo o consumo de energia por unidade de sólido seco processado utilizando como restrição principal a qualidade do produto medida pela degradação de ácido ascórbico durante o processo de secagem.

2. REVISÃO DE LITERATURA

Neste item apresentam-se dados relacionados com a secagem de alimentos em geral e de frutas em particular, e com secadores de túnel com carrinhos e bandejas para frutas que operam em forma semi-contínua. Também, apresentam-se dados e resultados de pesquisas realizadas em diversos trabalhos sobre modelagem, simulação e otimização de secadores de túnel e a sua correspondente otimização.

2.1 DESIDRATAÇÃO DE FRUTAS

A desidratação oferece um meio efetivo e prático de preservar as frutas e reduzir as perdas pós-colheita e o desabastecimento em épocas de entressafra . Os avanços na tecnologia e o desenvolvimento de novos métodos de secagem com melhor performance, tem contribuído significativamente nos últimos anos para atingir a demanda crescente para alimentos que requerem o uso de frutas desidratadas.

A secagem de frutas é uma operação sazonal, que geralmente é realizada em instalações locais, de tamanho moderado. Estas circunstâncias, junto com tempos de secagem relativamente longos, favorecem o uso dos túneis desidratadores. Em geral, as grandes quantidades de fruta que não são processadas ao sol, são processadas neste tipo de equipamento. Por outro lado, no caso de desidratação de vegetais, existe a tendência de processar em plantas localizadas centralmente, que elaboram uma variedade de vegetais em uma base quase anual. A economia desta situação favorece o uso de secadores de esteira contínua, no lugar de secadores de túnel.

Existem ainda muitas pesquisas a serem realizadas antes que a maioria das matérias primas possam ser desidratadas com sucesso, obtendo produtos de qualidade com os requerimentos do grau de funcionalidade e frescura demandada pelo consumidor de hoje. Este continua sendo o maior desafio dos pesquisadores e da indústria de alimentos.

As uvas desidratadas (passas) representam a maior parte das frutas secas produzidas no mundo atualmente. Aproximadamente 50% da produção mundial é originária da Califórnia, Estados Unidos de América. Outros países que também produzem expressivamente são: Turquia, Austrália, Grécia, Irã, África do Sul e Espanha (Somogoyi & Luh, 1986).

No Brasil, praticamente toda a uva passa consumida é importada de Estados Unidos, Argentina e Chile, embora a produção de uvas de mesa venha crescendo constantemente no país, principalmente nos estados de São Paulo, Paraná, Rio Grande do Sul e no Vale do Rio São Francisco. Atualmente, a região de Jales, no interior de São Paulo, contribui com uma boa parcela da produção brasileira de uvas de mesa, destacando-se as variedades Itália, Rubi e Thompson. As cooperativas dessa região vêm buscando métodos alternativos de processamento de uva, de forma a aumentar o lucro com a produção, o que poderia ser conseguido através da desidratação de frutas excedentes de produção, e frutas fora do padrão (manchadas, pequenas, etc.), que poderiam ser transformadas em passas, reduzindo desperdícios e agregando valor ao produto (Gabas, 1998). Em geral, as uvas passas ainda são produzidas pelo método tradicional de secagem, pela exposição direta ao sol. Entretanto, esse processo tem diversas desvantagens, tais como: longos tempos de secagem, contaminação do produto, e perdas devido a condições climáticas adversas. Neste caso, uma opção é a utilização de secadores mecânicos de túnel.

O consumo de frutas desidratadas tem aumentado constantemente nos últimos anos e elas também são usadas como um ingrediente para a indústria de alimentos. Existe ainda interesse dos consumidores em frutas tropicais menos conhecidas e em geral em um maior consumo de alimentos mais saudáveis. Existe também uma resistência crescente dos consumidores ao uso de agentes químicos para a preservação de alimentos e ao mesmo tempo uma maior preferência por alimentos de alta qualidade, secados rapidamente com boas propriedades de reidratação (Serenio & Medeiros, 1990).

A exportação de frutas desidratadas tropicais poderia ser uma boa alternativa econômica. A qualidade dos produtos é chave para uma penetração em novos mercados,

por exemplo, a União Européia que é um mercado significativo no contexto mundial porque nele existe uma longa tradição do consumo de frutas desidratadas. O maior importador de frutas secas é o Reino Unido (38% do total das importações da União Européia em 1994). Por outro lado, Holanda é um caso típico, porque embora sendo o terceiro maior exportador de produtos agro-industriais no mundo, não produz localmente fruta desidratada (Ver Tabelas A.1 e A.2 no Anexo A).

Em termos de mercado, um estudo do mercado da Holanda e outros mercados na União Européia indicam que a Holanda tem uma longa história na comercialização de frutas secas. O porto de Rotterdam serve como um ponto de entrada a todo o mercado Europeu. Existe uma infra-estrutura eficiente para o mercado de frutas secas e muitos agentes, corretores, importadores e processadores/empacotadoras estão localizados perto de Rotterdam. Entretanto, não existe produção local de frutas secas. A demanda deste produto tem aumentado ligeiramente de 1990 a 1995, atingindo uma quantidade de 47000 tons (consumo aparente) neste último ano. A fonte dominante de frutas secas, especialmente uvas passa e figos, é a Turquia, cuja parte do total das importações totais aumentou de 46% em 1993 a 58% em 1995 (Pakenham-Walsh, 1996). A União Européia é um mercado mundial muito importante para frutas secas e nozes. As importações líquidas aumentaram em 5% em 1994 e em mais 7% em 1995, perfazendo um volume de 1370 milhões de tons. Alemanha é o maior mercado representando aproximadamente um quarto das importações totais. Holanda (22% das importações totais da União Européia em 1994) e o Reino Unido (21%) seguem em ordem de importância.

As oportunidades para que novos fornecedores entrem nos mercados Holandês e outros da União Européia estão determinadas não somente pelas condições de demanda e suprimento, como também pela habilidade dos produtores para cumprir estritamente os padrões de qualidade demandados pelos importadores e pela legislação da União Européia para Alimentos e medicamentos.

2.2 SECADORES DE TÚNEL COM CARRINHOS E BANDEJAS

A operação do secador é a chave para o funcionamento do processo de secagem porque através dele pode-se:

- (i) padronizar a operação de secagem,
- (ii) reduzir custos, e
- (iii) melhorar a qualidade do produto.

A seleção de um secador industrial para frutas está baseada nas seguintes considerações:

- o secador deve ser de construção simples e barata, de forma que possa manipular facilmente mais de um produto, considerando que o secador está ocupado só uns poucos meses do ano (época em que se produz a fruta), e o resto do ano o secador pode estar inativo ou operar produtos similares como por exemplo, damasco, figos, etc.
- os tempos de secagem longos para estes produtos, favorecem o uso de um secador descontinuo.

Uma das primeiras referências sobre o projeto e operação de secadores de túnel para frutas e vegetais encontra-se em Kilpatrick *et al.* (1955), que é uma recompilação antiga de diferentes periódicos e livros na língua inglesa. Posteriormente, publicaram-se em diferentes revistas especializadas aspectos que consideram a construção, projeto e os procedimentos de operação de secadores de túnel para produtos alimentícios. Pode-se citar entre outros: Gentry *et al.* (1965) sobre aspectos de engenharia e qualidade na desidratação de ameixas em secadores de túnel concorrente e contracorrente; Bertin *et al.* (1976 e 1980) e Bertin & Blazquez (1986) sobre modelagem, simulação e otimização de secagem de ameixas considerando a operação descontínua e contínua do secador de túnel; Silva Costa (1978) sobre secagem de charque; Thompson *et al.* (1981) sobre a conservação de energia na secagem de frutas; Vagenas & Marinos-Kouris, (1991) sobre o projeto e otimização de um secador industrial para uvas passa sultana; Soponronnarit *et al.* (1997) sobre estratégias de secagem de mamão glacê em túnel; Cronin & Kearney, (1998) sobre modelagem Monte Carlo de um vegetal; Kiranoudis *et al.* (1997) sobre o

projeto de secadores para desidratação de alimentos; Kiranoudis (1998) sobre o projeto de secadores de uvas descontínuo; Kiranoudis & Markatos (1998) sobre a aerodinâmica de um secador industrial mediante análises por computador. A maior parte destas referências envolvem a secagem de frutas e serão descritas em detalhe ao longo da revisão de literatura.

Por outro lado, alguns aspectos mais gerais podem-se encontrar nos livros de Keey, (1972, 1978 e 1992); Wentz & Thygeson (1979); Strumillo & Kudra, (1986); Watson & Harper, (1988), Van't Land, (1991) e o manual de secagem industrial (Mujumdar, 1995).

A operação de um secador de túnel sob condições normais apresenta poucas dificuldades. No início e no final de uma rodada de processamento são necessárias algumas modificações das condições de secagem do túnel, para prevenir danos ao produto durante a posta em marcha e a parada.

Existem vários procedimentos para iniciar e finalizar a operação dos secadores de túnel. Estes procedimentos variam de uma planta a outra. Essencialmente, os métodos consistem em reajustar a quantidade de ar de reciclagem, temperatura do ar, ou a velocidade de carga ao túnel, ou ajustar e balancear as combinações dos fatores que afetam as condições de secagem dentro do túnel. Estes procedimentos não são somente necessários para minimizar um excessivo dano térmico ao produto senão, também, para evitar outros efeitos indesejáveis de secagem que poderiam causar outros tipos de deterioração da qualidade antes que o produto seja seco.

2.3 SECADORES CONCORRENTES E CONTRACORRENTES

Existem dois arranjos básicos do fluxo de ar num secador de túnel: concorrente e contracorrente. O fluxo contracorrente produz produto seco de umidade mais baixos, dado que o material que deixa o túnel está exposto ao ar de secagem de entrada, embora este ar de alta temperatura possa provocar um problema sério com o aquecimento

excessivo do produto seco. No terminal úmido do túnel, a temperatura do produto não se elevará significativamente acima da temperatura de bulbo úmido do ar. No terminal seco, onde a velocidade de secagem é bem mais baixa e existe um efeito evaporativo bem pequeno, a temperatura do produto pode-se aproximar da temperatura de bulbo seco do ar. A temperatura a usar do ar e, conseqüentemente, a capacidade do secador, pode estar limitada pela necessidade de evitar dano ao produto. Além disso, num arranjo contracorrente o ar no terminal úmido está relativamente frio e úmido, e a velocidade de secagem correspondente limitada. Realmente, é possível que a umidade se condense sobre o carga do carrinho que acaba de entrar no túnel antes que ele tenha tempo de se aquecer à temperatura de equilíbrio. Se o secador não está bem projetado, este período apreciável de um ambiente quente e úmido no terminal úmido fornece condições excelentes para o crescimento de microorganismos, e pode resultar numa séria deterioração da qualidade do produto.

No fluxo concorrente, podem-se usar temperaturas do ar mais altas considerando que a temperatura do produto não se elevará acima do bulbo úmido do ar. As velocidades de secagem altas reduzem grandemente o período de tempo em que o material atua como uma incubadora microbiana. No terminal seco, onde o resfriamento devido a evaporação já não é mais efetivo na limitação da temperatura do produto, a temperatura do ar cai o suficiente para evitar o dano do aquecimento em excesso. Uma desvantagem do fluxo concorrente é que não se pode atingir um baixo teor de umidade requerido (Watson & Harper, 1988), e que a eficiência térmica é mais baixa.

Entretanto, Gentry *et al.* (1965), determinaram que na secagem de ameixa em túnel com escoamento em concorrente pôde-se aumentar a capacidade em 37% sobre a operação em contracorrente quando se modificaram as condições para eliminar a injúria térmica. A operação em concorrente caracteriza-se pelas condições de secagem rápida na porção do túnel onde a fruta a secar está ainda muito úmida. As ameixas com maior umidade são expostas ao ar mais quente, onde a evaporação da umidade da fruta possibilita que ela permaneça consideravelmente mais fria que o ar. Isto permitiu que a temperatura do ar quente no túnel seja aumentada de 74°C (contracorrente) até 91°C

(concorrente) sem elevar a temperatura da fruta a níveis que danificassem a qualidade. Os perfis de temperatura na operação em fluxo concorrente são completamente diferentes dos do escoamento contracorrente, a temperatura da ameixa aumenta rapidamente e depois permanece relativamente constante. Por outro lado, na operação em contracorrente a temperatura da ameixa inicialmente segue a temperatura do ar ambiente em 4,44°C e aproxima-se gradualmente à temperatura de ar segundo avança a desidratação.

Neste estudo, Gentry *et al.* (1965), foi encontrado também que o consumo de combustível foi 12% maior para o secador concorrente, considerando o peso de fruta seca. Para a secagem de ameixas até 18-20%, a qualidade da fruta não indicou diferenças importantes em relação aos métodos de desidratação concorrente e contracorrente; embora, as ameixas desidratadas em fluxo concorrente pareceram ter retido melhor seu tamanho e forma original que aquelas em contracorrente. As observações também indicaram que as ameixas de fluxo concorrente apresentaram melhor velocidade de reidratação e retiveram melhor o sabor aromático da fruta que aquelas obtidas em contracorrente. Embora, as diferenças no sabor das frutas tenham se reduzido com o tempo de armazenamento. Nesta comparação é importante sublinhar, que a secagem em excesso não só reduz a produção do secador, mas também prejudica a qualidade do produto; assim, por exemplo, a caramelização do açúcar, indesejável nas ameixas secas, pode ser um problema menor na desidratação com fluxo concorrente do que com fluxo contracorrente, desde que as temperaturas de ar mais altas ocorram, no fluxo concorrente, quando as concentrações de açúcar são mais baixas.

Thompson *et al.* (1980) estudaram no caso de ameixas o uso de energia e as perdas de energia associadas em túneis desidratadores, e também discutiram os métodos para incrementar a eficiência de energia através da minimização dos vazamentos de ar, incremento da reciclagem de ar, e uso de isolamento no forno de calor para evitar as perdas de energia. Neste estudo, usaram-se três tipos de secadores de túnel, e a análise da operação concorrente e contracorrente dos secadores não indicou diferenças significativas entre estes tipos de secadores, em termos da eficiência na remoção de umidade.

Lee & Pyun (1993) usaram o modelo de Keey (1978) para otimizar as condições de operação de secadores de túnel concorrente e contracorrente. O estudo de otimização envolveu a secagem de rabanete estabelecendo para os secadores contracorrentes o uso de temperaturas e vazões do ar menores e relações de reciclagem também menores, comparados aos secadores concorrentes. Assim, a eficiência em energia foi maior nos secadores contracorrentes, portanto, é importante a recirculação do ar na operação do secador para a conservação de energia. Mais ainda, os autores indicaram que a recuperação de calor do ar de saída poderia ser considerada como uma técnica posterior de economizar energia.

2.4 MODELAGEM E SIMULAÇÃO

Embora a experimentação seja um ingrediente essencial no avanço da tecnologia de alimentos, as pesquisas fundamentais com ajuda da modelagem matemática e simulação numérica são ferramentas poderosas para investigar os complexos mecanismos envolvidos na secagem de materiais alimentares. Os resultados da simulação, mais realísticos, podem ser obtidos pelo desenvolvimento de modelos matemáticos apropriados. Mais importante ainda, a experimentação tem que ser usada para prover as características físicas do meio sólido e para validar a precisão e credibilidade das simulações. Estas duas estratégias devem sempre permanecer intimamente interligadas porque o objetivo de muitas experiências na secagem é construir ou descobrir um modelo apropriado para um sistema de secagem (Turner & Mujumdar, 1997). A estratégia da modelagem requer dados experimentais para a determinação dos parâmetros chaves do modelo, seguido da otimização do sistema e uma validação experimental dos resultados; este método é eficiente e efetivo em termos de custos para melhorar os processos na tecnologia de alimentos.

Dependendo da natureza e complexidade da modelagem matemática, a simulação tende ao comportamento real, sendo importante avaliar o fenômeno, ou processo selecionando as variáveis mais importantes para o desenvolvimento e solução dos modelos complexos. A simulação tem se convertido numa ferramenta que permite

projetar, reprojetar, avaliar e otimizar processos. Através de diversas simulações pode-se rapidamente avaliar o comportamento do sistema frente a modificações tanto das principais variáveis do processo tais como temperatura, pressão, fluxos, composições, etc., assim como as mudanças nas dimensões dos equipamentos.

A seguir, indicam-se algumas vantagens da modelagem matemática e simulação numérica nos processos de secagem:

- (i) evitam a experimentação cara e repetitiva.
- (ii) pode ser usada para elucidar os mecanismos associados aos fenômenos de transferência de calor e massa gerados dentro dos meios porosos, durante o processo de secagem.
- (iii) os resultados das simulações podem ajudar a guiar a experimentação e conduzir propostas de experimentos novos e inteligentes que permitam analisar projetos e avaliar novos programas de secagem.
- (iv) os resultados podem também ajudar a identificar novas técnicas de medição para parâmetros chave, cruciais para a precisão do modelo.

A modelagem do processo de secagem envolve basicamente três aspectos principais: as propriedades termofísicas da fase sólida e gasosa, a cinética de secagem e os balanços de calor e massa do secador. A seleção e uso de um modelo cinético de secagem expressando os mecanismos de transferência de calor e massa no meio sólido é muito importante em relação à complexidade computacional, à memória necessária e ao tempo de computação envolvido. Especificamente, em aplicações industriais típicas, os modelos cinéticos podem ser simplificados e frequentemente equações empíricas ou semi-empíricas envolvendo parâmetros de natureza fenomenológica são utilizadas (Marinos-Kouris *et al.*, 1996).

Na Figura 2.1 apresenta-se um diagrama de fluxo de informação para um modelo de secagem apropriado para simulação. O modelo pode calcular os perfis de umidade e temperatura como função da posição e tempo ao longo do secador para a fase sólida e gasosa sempre e quando as condições de secagem, por exemplo, a umidade, a

temperatura e a velocidade do ar no caso de secagem convectivo, sejam conhecidas como uma função do tempo, junto com os parâmetros do modelo. Quando o modelo leva em consideração os mecanismos de controle de transferência de calor e massa dentro da partícula sólida, então as propriedades de transporte estão incluídas no modelo como parâmetros, difusividade massica e condutividade térmica. Quando se considera também a dependência das propriedades de transporte em relação as condições de secagem, então as constantes das equações empíricas relevantes são consideradas como parâmetros do modelo. Na Figura 2.1, a parte do modelo que contém as equações que descrevem os fenômenos de transferência de calor e massa na fase sólida e fase gasosa denomina-se modelo do processo, enquanto as equações que descrevem a dependência das propriedades de transporte e propriedades termodinâmicas em função das condições de secagem, o modelo das propriedades. No modelo do processo, cada mecanismo de transferência de calor e massa expressa-se usando uma força impulsora e uma propriedade de transporte como um coeficiente de proporcionalidade entre velocidade de transferência e força impulsora. No modelo das propriedades, podem se considerar várias fórmulas.

De todas as propriedades termofísicas, as propriedades termodinâmicas e de transporte mais importantes que incorporam-se no modelo como parâmetros do modelo são a difusividade efetiva da secagem, a condutividade térmica efetiva, os coeficientes de transferência de calor e massa na camada de ar, a constante de secagem e a umidade do material no equilíbrio.

A literatura sobre a modelagem em processos de secagem é bem vasta e variada devido à necessidade de modelos para projetos de engenharia e otimização, que minimizem energia e custos de capital, sujeitos a restrições de qualidade, embora a literatura sobre secadores de túnel para desidratação de frutas seja limitada (Kiranoudis *et al.*, 1996).

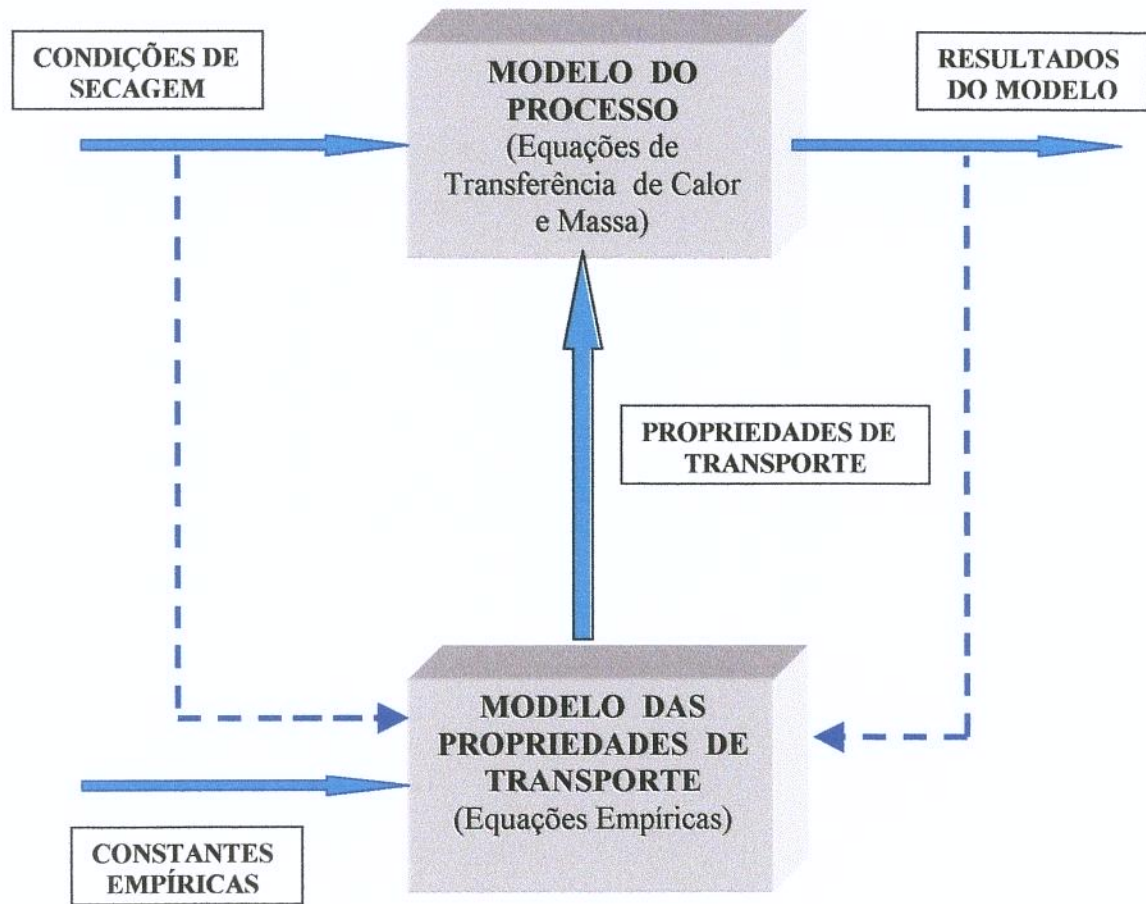


Figura 2.1: Diagrama de fluxo de informação do modelo

Kiranoudis *et al.* (1993a) e Kiranoudis *et al.* (1995) mostraram um procedimento iterativo para construir um modelo de secagem que descreve o comportamento de um sólido homogêneo, isotrópico e poroso em contato com uma corrente de ar quente, baseado na transferência de massa e na transferência de calor e massa, respectivamente; que é aplicado aos dados experimentais. A técnica consiste em melhorar um modelo avaliado inicialmente pelas ineficiências do mesmo. A idéia principal é mudar de um modelo puramente estocástico a um modelo completamente teórico baseado na informação experimental disponível para os mecanismos de transporte de processo básicos.

Existem diferentes classificações dos modelos, assim para citar algumas: Kiranoudis *et al.* (1992) consideraram modelos mecanísticos e fenomenológicos. Os primeiros são modelos detalhados para simulação e controle dinâmicos enquanto os segundos são modelos simplificados que podem ser usados para projeto ou técnicas estimativas; Edgar & Himmelblau (1988) consideraram modelos baseados na teoria física (leis da física e da química) e modelos baseados em descrições estritamente empíricas (chamados modelos de caixa preta); Keey (1992) considerou quatro formas para analisar o modelo matemático num processo de secagem industrial: (i) análise de parâmetro distribuído baseado em balanços diferenciais para a transferência de quantidade de movimento, calor e massa com condições limite resultantes das dimensões físicas do secador e das condições especificadas pelo processo; (ii) análise de parâmetro agregado baseado nas equações de transferência para um volume diferencial, com condições no período de secagem de taxa decrescente e modelado ajustando os coeficientes de transferência empiricamente; (iii) o método que emprega expressões cinéticas simples, obtidas experimentalmente, para a velocidade de secagem; e (iv) análise de trajetória no qual se segue o progresso da secagem por meio de uma série de equações vetoriais que descrevem a variação dos parâmetros de secagem com o tempo.

No caso de equações de camada fina aplicado a produtos agrícolas, Jayas *et al.* (1991) classificam os modelos de simulação em: equações distribuídas que descrevem as velocidades de transferência de calor e massa como uma função da posição dentro do produto (amêndoa) e o tempo de secagem; e equações agregadas que descrevem as

velocidades de transferência de calor e massa para o produto inteiro como função do tempo.

Uma revisão detalhada sobre a classificação dos modelos de secagem para sólidos porosos foi dada por Waananen *et al.* (1993). Esta revisão identificou características chave dos modelos de secagem incluindo as resistências que controlam o processo, mecanismo internos de movimento de água, e métodos de determinação do coeficiente do modelo, solução e validação do modelo. Os mecanismos propostos para a transferência de massa incluíram difusão mútua, difusão de Knudsen, efusão, “slip flow”, fluxo hidrodinâmico (difusão de Stefan e fluxo de Poiseuille) e evaporação/condensação para o transporte de vapor; e difusão, fluxo capilar, difusão superficial, e fluxo hidrodinâmico para o transporte de líquido.

É importante indicar que podem existir dois tipos de modelos, aqueles para simulação de processo, que é o caso do presente trabalho e modelos preditivos, que no caso da secagem, servem para se estudar os mecanismo de transferência de calor e massa no produto, que o caso do artigo citado no parágrafo anterior.

A seguir, citam-se os trabalhos específicos sobre modelagem e simulação de secadores de túnel para frutas:

Bertin *et al.* (1976), publicaram um dos primeiros artigos sobre modelagem e simulação de secagem de frutas em túnel. O modelo é aplicado a ameixas num secador com fluxo concorrente, e é útil para a conceituação e controle automático de secadores de túnel. Neste trabalho, o funcionamento do secador de túnel é considerado em regime permanente em relação ao avanço das frutas e a velocidade do ar. Deve-se indicar que na realidade quando um carrinho sai do túnel, outro é introduzido cada certo tempo no outro extremo do túnel, porém o secador não é contínuo com relação ao sólido. Mais tarde, os mesmos autores (Bertin *et al.*, 1980) determinaram os parâmetros de secagem para algumas frutas não porosas aplicando o modelo descrito acima na análise das curvas de secagem do produto numa estufa de laboratório. O modelo matemático, que considera a transferência de calor e massa dentro do produto e no túnel, permite estimar os

coeficientes de transferência de calor e massa, inclui os balanços de calor e massa dentro da fruta que assume-se esférica, assim como a interface ar-fruta. As principais variáveis dependentes no modelo são os valores médios da temperatura e umidade da fruta e do ar.

Posteriormente, estes mesmos pesquisadores propuseram um modelo de parâmetros distribuídos para a operação de secagem descontínua de um secador de túnel. Este modelo é mais realístico e completo que o anterior porque não assume uma carga contínua ajustando-se à operação descontínua do secador de túnel e é utilizado para frutas esféricas num secador de túnel tipo Califórnia com fluxo concorrente, (Bertin & Blazquez, 1986).

Wenz & Thygeson (1988) atacaram o projeto através de uma lista de equações simplificadas. Eles utilizaram uma equação simplificada para calcular a quantidade total de área requerida para velocidades de produção especificadas. Os dados necessários, freqüentemente obtidos experimentalmente no laboratório, foram o tempo de secagem para uma umidade inicial e final dados e a carga da bandeja desejada. A área total de bandeja calculada foi depois distribuída apropriadamente nos carrinhos e bandejas. O resto das variáveis de processo foi calculado por meio dos balanços de massa e energia correspondentes ao secador.

Vagenas & Marinos-Kouris (1990b), desenvolveram um modelo teórico para a secagem convectiva de materiais alimentícios, levando em consideração o encolhimento e duas direções de escoamento (direção do ar e perpendicular a ele) para os fenômenos de transferência de calor e massa durante o processo. O sistema resultante de três equações diferenciais parciais não lineares foi resolvido numericamente. Os valores de umidade e de temperatura preditos pelo modelo foram comparados com os resultados experimentais de secagem de uvas Sultana mostrando concordância satisfatória.

Kiranoudis *et al.* (1997) analisaram um modelo matemático para a operação semi-descontínua de secadores industriais com carrinhos e bandejas. Esses autores discutiram os aspectos do projeto de secadores simples e sistemas de secadores em paralelo. Em

ambos os casos, buscaram e verificaram configurações dos diagramas de fluxo ótimos formulando apropriadamente estratégias de projeto e otimização. O objetivo de otimização foi o custo anual total da planta, sujeito a restrições impostas pela operação do secador e a configuração do mesmo. As variáveis de decisão foram o número de carrinhos e a umidade da corrente de ar de secagem de entrada para cada secador envolvido, assim como o número total de secadores. A natureza do problema do projeto requereu técnicas de programação matemática não linear de inteiros misturados para sua solução.

Chou *et al.* (1997) apresentaram um modelo de secador para simular a secagem de alimentos higroscópicos-porosos num secador de túnel. O modelo empregou uma formulação de frente de retirada (“receding-front formulation”) melhorada, levando em consideração o encolhimento volumétrico do material e a variação dos coeficientes de transferência de calor e massa durante a secagem. Os resultados preditos mostraram uma boa concordância quando comparados com os dados experimentais. Realizou-se também uma análise paramétrica usando o modelo do secador para estudar a secagem transiente e a necessidade de fazer um processo de secagem em várias etapas de forma que se maximizasse o potencial de secagem da corrente de ar. Concluiu-se, no trabalho, que a incorporação de correlações para o encolhimento volumétrico do material e a variação dos coeficientes de transferência de calor e massa como função do teor de umidade do produto melhora a precisão do modelo para prever a variação da umidade do produto alimentício. A análise paramétrica indicou uma redução do tempo de secagem na direção do incremento do potencial de secagem entre o produto e o ar. O modelo permitiu ao projetista do secador determinar as dimensões físicas do secador sob a perspectiva de maximizar o potencial de secagem do ar. Mostrou-se também que o problema de saturação de ar local no secador é superado, usando um processo de cascata com etapas de secagem múltipla.

Ghiaus *et al.* (1997) desenvolveram equações e métodos úteis para prever e otimizar os parâmetros de processo na secagem em bandejas com ar quente de frutas e vegetais. Eles propuseram um modelo matemático, baseado nas propriedades físicas e de

transporte e os balanços de massa e energia para transporte de quantidade de movimento, calor e massa em estado não estacionário em leitos granulares de produtos agrícolas (frutas e vegetais) sob condições de secagem convectivas. O modelo usou equações das isotermas de sorção de água e a mudança na densidade do sólido devido ao encolhimento. Resolveram-se numericamente as equações diferenciais para os perfis de temperatura e umidade dentro do produto, usando um esquema de diferenças finitas centrais. Os dados experimentais sobre as condições de secagem e velocidade de secagem do produto concordaram com os resultados calculados. Um esquema de otimização de parâmetros de projeto e operação, avaliados para uvas, resultou em tempos de secagem minimizados e alta qualidade do produto. A modelagem matemática e a simulação numérica do sistema de secagem com bandejas foram efetivas para analisar as curvas de secagem para diferentes condições operacionais e para otimizar os parâmetros de secagem para uma configuração do secador e um produto específico. Alcançou-se um tempo de secagem mínimo de 35 horas e 45 minutos na secagem de 5 toneladas de uva Corinthians usando 75% de reciclagem de ar. O encolhimento foi importante no processo de secagem, influenciando a velocidade do ar sobre a camada de produto.

Kiranoudis (1998) apresentou um modelo matemático considerando a operação descontínua de um secador industrial com carrinhos e bandejas para a desidratação de uvas. Buscou e verificou a configuração ótima do diagrama de fluxo e as condições de operação para o modo específico de operação e tipo de secador empregado, usando formulações apropriadas de projeto e estratégias de otimização. O objetivo da otimização foi o custo total anual da planta sujeito a restrições impostas pela operação do secador, as condições de equilíbrio, e configuração da construção. As variáveis de decisão foram o número de carrinhos e as condições da corrente do ar de secagem incluindo temperatura e umidade enquanto a configuração de carrinhos (número de fileiras de carrinhos e número de carrinhos na fileira) não tem papel importante. O projeto foi, por sua natureza, formulado como um problema de programação não linear de inteiros misturados requerendo, igualmente, técnicas de programação matemática para sua solução. A otimização foi realizada para uma faixa ampla de capacidades de produção e avaliaram-se os pontos ótimos em cada caso. A introdução de novos carrinhos num secador acontece

para diferentes níveis de produção e foram avaliados pelo procedimento de otimização. Foi encontrado que o custo total e funcionamento do projeto do secador dependem apenas do número total de carrinhos utilizado.

2.5 OTIMIZAÇÃO

Os problemas de otimização acontecem em todas as áreas da ciência e engenharia quando existe a necessidade de minimizar ou maximizar uma função objetivo que depende de um conjunto de variáveis, que deve satisfazer algumas restrições ao mesmo tempo. O objetivo da otimização é selecionar a decisão melhor possível para um número dado de circunstâncias, sem ter que enumerar todas as possibilidades.

Para otimizar um processo industrial, requerem-se três componentes básicos (Pike, 1986):

- (i) o processo ou o modelo matemático do processo onde devem se conhecer as variáveis do processo que podem ser manipuladas e controladas. Frequentemente, obter um modelo de processo satisfatório com variáveis de controle conhecidas é a tarefa mais difícil;
- (ii) um modelo econômico do processo que represente os benefícios obtidos da venda dos produtos e os custos associados com sua produção; e
- (iii) o procedimento de otimização que deve localizar os valores das variáveis independentes do processo para produzir o máximo benefício ou custo mínimo medido pelo modelo econômico.

A Figura 2.2 apresenta um diagrama simplificado da prática industrial para otimização de processo e de planta relacionando os modelos econômicos e de processo e os dois níveis de otimização. A otimização de planta encontra as melhores condições de operação para a planta que está composta de unidades de processo, cujas condições de operação ótimas devem ser conhecidas.

De acordo com Marinos-Kouris *et al.* (1996), podem-se considerar dois tipos de otimização: (i) a otimização estrutural que envolve a mudança da estrutura do diagrama

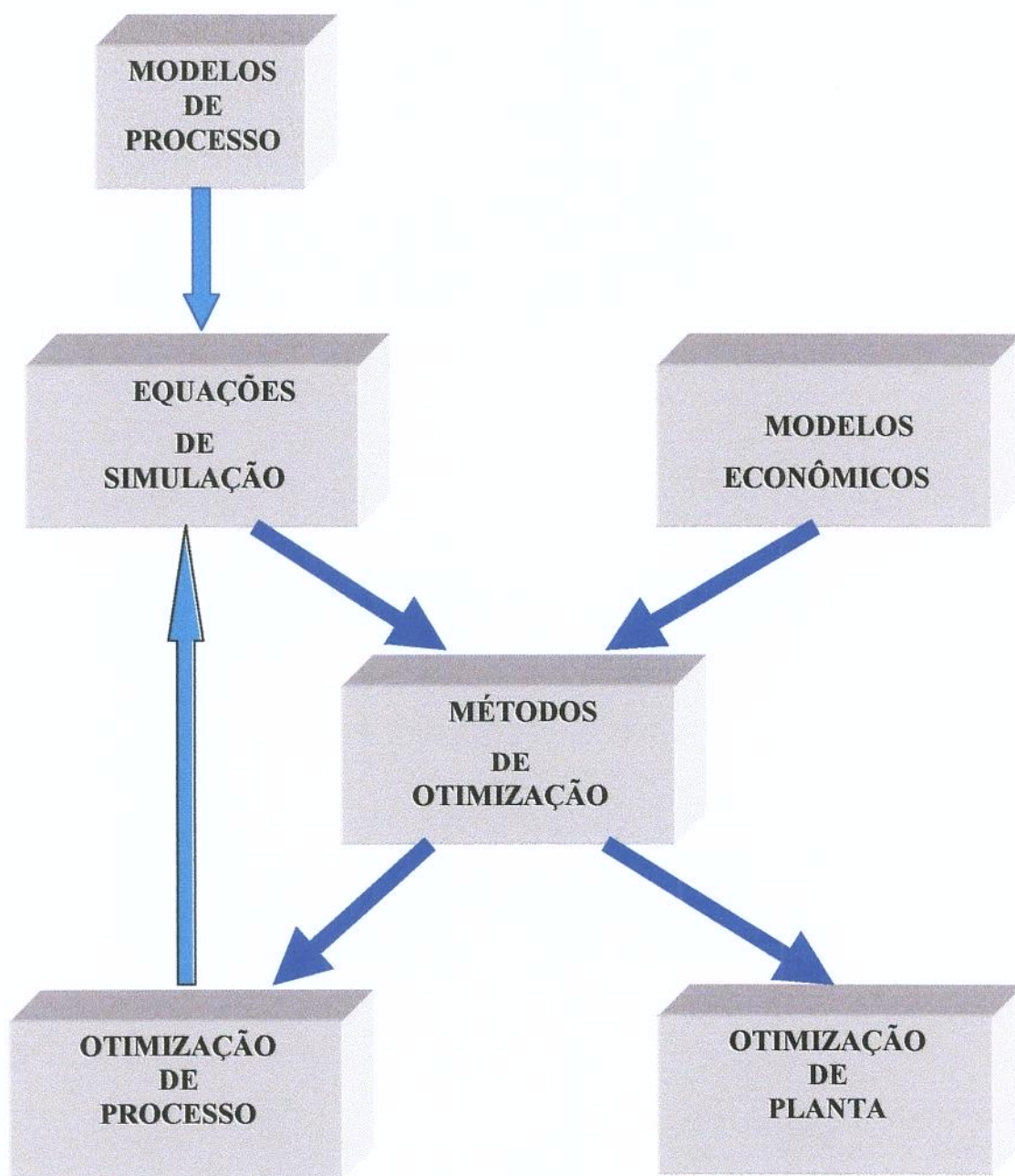


Figura 2.2: Diagrama simplificado da prática industrial para otimização de processo e planta.

de fluxo, o equipamento e suas interconexões; e (ii) a otimização paramétrica que considera simplesmente a alteração dos níveis dos parâmetros operacionais dentro de um diagrama de fluxo fixo.

Sabe-se que o desenvolvimento de métodos sofisticados para a otimização de processos convectivos de secagem pode contribuir significativamente para economizar em novos secadores, assim como naqueles já existentes (Blagojevic, 1998).

Uma otimização em tempo real tem que estar relacionada com as estratégias do controle automático na secagem:

- (i) o controle da umidade final dos produtos que freqüentemente regula a qualidade: uma secagem incompleta conduz a uma degradação do produto, capacidade de armazenamento menor e multas comerciais, então a tendência natural é adicionar uma margem de segurança e, assim, secar em excesso, o que incrementa os requerimentos de energia, diminui a quantidade de produto e gera problemas de qualidade. Além disso, a umidade do produto na saída é, freqüentemente, difícil de controlar, devido às variações do teor de umidade do produto na entrada e mudanças das condições de secagem com o tempo (Douglas & Sullivan, 1994).
- (ii) o desenvolvimento de estratégias que consideram a qualidade como um parâmetro de controle. Elas precisam de modelos não lineares da evolução da qualidade usando tempos curtos de simulação que possam ser associadas aos modelos de secagem em algoritmos de controle ótimos.

Bertin & Blazquez (1986) apresentaram um modelo matemático para um secador de túnel do tipo Califórnia para a secagem de ameixas através do qual foi calculada a capacidade ótima do secador. O modelo foi obtido aplicando balanços de calor e massa em dois níveis; o nível das frutas (produto) e dentro do túnel mesmo. A condição ótima correspondeu à capacidade de produção máxima do secador, satisfazendo as restrições de qualidade final do produto. Os pesquisadores encontraram que a recirculação de uma proporção do ar de saída melhora a eficiência do secador em termos de energia.

Kaminski *et al.* (1989) realizaram uma otimização multiobjetivo do processo de secagem baseado na secagem de L-Liçine num secador de leito fluidizado. Utilizou o método sequencial e o método das perdas mínimas como métodos de otimização multiobjetivo e os resultados foram comparados com uma otimização de um objetivo. A seguinte hierarquia de objetivos foi utilizada: qualidade do produto, consumo de energia, volume evaporado, e diâmetro médio da partícula. Estes métodos foram apropriados na seleção das condições de secagem no secador considerado. O método sequencial requer o conhecimento de hierarquia dos critérios e um desvio aceitável dos valores ótimos, e no caso do estudo usaram-se os seguintes critérios: qualidade do produto, consumo de energia, volume evaporado e diâmetro médio da partícula. Atualmente, os tempos computacionais para otimização clássica e otimização multiobjetivo são comparáveis.

Vagenas & Marinos-Kouris (1991) aplicaram um modelo matemático de um secador de túnel para uvas tipo sultana para a determinação do tamanho e condições de operação ótima do secador. A condição ótima está dada pela minimização do calor consumido, expressa como a relação de carga térmica em função da produção, com algumas restrições a respeito da velocidade de produção do secador e a temperatura máxima permissível do ar. As variáveis de otimização foram a temperatura e umidade do ar de secagem e a espessura de carga do produto nas bandejas.

Lee & Pyun (1993) modelaram um processo de secagem num secador de túnel utilizando o modelo de secagem de Keey (1978) e uma curva experimental de secagem para otimizar as condições de operação, tais como a temperatura de entrada do ar, a razão de reciclo de ar e a velocidade do ar. Restrições de retenção de qualidade estritas requeriam um consumo de energia maior para minimizar a função objetivo de consumo de energia. A otimização para secagem concorrente e contracorrente em túnel resultou em maior temperatura de entrada de ar, menor razão de reciclo de ar e de velocidades de ar, resultando em tempos de secagem mais curtos. Nesta pesquisa, a retenção de ácido ascórbico e o nível de escurecimento não enzimático do rabanete seco foram usadas como restrições implícitas.

O problema de projeto de uma planta de desidratação de múltiplos produtos com secadores contínuos de esteira utilizados para desidratação de produtos agrícolas num tempo finito foi apresentado por Kiranoudis *et al.* (1993b). Consideraram-se as peculiaridades do problema com padrões de mercado de demanda variável e preços de mercado variáveis no tempo para as matérias primas e produtos finais, limitações impostas pela capacidade de armazenamento, ordens dos clientes, e restrições ditadas pelo processo. A função objetivo examinada foi o benefício total anual da planta dentro de um horizonte predefinido. O problema foi resolvido mediante uma programação não linear de inteiros misturados. Avaliações repetitivas do custo anual para várias estruturas e pontos de operação permitiram a determinação das curvas características de funcionamento operacionais e estruturais, aproximadas por expressões matemáticas apropriadas.

Banga & Singh (1994) formularam diversos problemas de otimização relacionados com a secagem de alimentos com ar, entre eles: maximização da retenção de nutriente ou enzima, minimização do tempo de processo, maximização da retenção de nutriente tendo como restrição a retenção final de uma enzima, e a maximização da eficiência de energia. Também, resolveram os problemas formulados usando ICRS/DS (“Integrated Controlled Random Search for Dynamic Systems”) e efetuaram uma análise de sensibilidade para determinar que restrição limita o valor ótimo da função objetivo. Usaram-se a temperatura de bulbo seco do ar e sua umidade relativa como variáveis de controle, e os resultados obtidos foram significativamente superiores de aqueles dos processos clássicos, em vários casos.

Kiranoudis *et al.* (1996) apresentaram um modelo matemático para um secador de túnel de uvas e aplicaram à determinação das condições de operação ótimas do secador. O secador tem uma estrutura semi-contínua e opera com carrinhos e bandejas. As condições nominais foram avaliadas minimizando adequadamente a demanda de combustível total, expressada como a relação do consumo de combustível e capacidade de produção, sob algumas restrições de velocidade de produção do secador e da máxima temperatura do ar permissível. A operação ótima foi avaliada maximizando o benefício

total resultante da operação do secador. As variáveis de otimização foram a temperatura e umidade da corrente do ar de secagem.

Kajiyama (1998) simulou e avaliou um secador de leito deslizante com diferentes configurações concorrente, contracorrente e misto. As diferentes temperaturas de ar na entrada, a razão de reciclo, a vazão de ar e o comprimento do secador foram consideradas como condições de operação no processo. A secagem foi simulada com proteína texturizada de soja, concluindo-se que a eficiência térmica do secador é máxima quando os valores adotados da temperatura de entrada de ar no secador e a vazão de ar na secção contracorrente são máximos dentro das faixas de condições de operação estudadas. Para o secador misto mostrou que a eficiência térmica do processo independe da natureza do sólido, ou seja, de sua cinética de secagem, mantidos a vazão de sólido e o grau de secagem para condições fixas desde que varie o comprimento do secador proporcionalmente a esta nova constante cinética. Também, comparou o desempenho dos secadores em termos de perdas de qualidade e energia térmica considerando um alimento hipotético para estudar a destruição de ácido ascórbico e o escurecimento não-enzimático. Neste último caso, o secador misto apresentou, nas condições ótimas de operação, melhor desempenho na eficiência térmica, desempenho próximo ao de secador concorrente nas perdas de ácido ascórbico e desempenho intermediário no escurecimento não-enzimático entre concorrente e contracorrente.

2.5.1 Otimização não linear

Embora tenha-se proposto um número grande de algoritmos para a solução do problema geral de programação não linear, só uns poucos têm demonstrado ser efetivos quando aplicados a problemas de grande escala (Himmelblau, 1972). Em geral, as referências bibliográficas sobre otimização classificam de forma separada os métodos de otimização de uma variável e métodos de otimização multivariável. Os procedimentos de otimização multivariável, por sua vez, consideram:

- (i) otimização não linear sem restrições, e
- (ii) otimização não linear com restrições.

O problema de otimização sem restrições é fundamental para o desenvolvimento do software de otimização porque os algoritmos de otimização com restrições são freqüentemente extensões dos algoritmos sem restrições, enquanto os algoritmos de mínimos quadrados não lineares e equações não lineares tendem a ser especializações (Moré & Wright, 1994).

O modelo a ser usado para um secador industrial de túnel com carrinhos envolve variáveis com valores reais (contínuos) e variáveis com valores inteiros assim como equações não lineares. Em consequência, a formulação do problema de otimização para este tipo de secadores freqüentemente é do tipo não linear com restrições.

2.5.1.1 Otimização não linear com restrições

No problema geral de otimização com restrições, minimiza-se (ou maximiza-se) uma função não linear sujeita a restrições não lineares. Usando a notação padrão na literatura sobre otimização, as letras minúsculas denotam vetores com componentes reais ou funções definidas nesses vetores. Por exemplo, $x \in R^n$ representa um vetor real com n componentes; as letras maiúsculas denotam matrizes de números reais. Os problemas de otimização podem ser formalmente especificados definindo-se um vetor de variáveis $x \in R^n$, uma função objetivo $f_o : R^n \rightarrow R$, e uma função de restrição $c : R^n \rightarrow R^p$. Alguns dos componentes de c podem ser restrições de desigualdade da forma $c_i(x) \leq 0$ para cada i , em alguma classe de índice I , enquanto outros componentes podem representar restrições de igualdade da forma $c_i(x) = 0$ para cada i , em alguma classe de índice E . Também podem se considerar restrições da forma $l_i \leq c_i(x) \leq u_i$, onde l_i e u_i são os limites inferior e superior (Moré & Wright, 1994).

Duas formulações equivalentes deste problema são:

$$\min \{f_o(x) : c_i(x) \leq 0, i \in I, c_i(x) = 0, i \in E\} \quad (2.1)$$

onde cada c_i é um mapeamento de R^n a R , e I e E são jogos de índices para restrições que são desigualdades e igualdades, respectivamente; e

$$\min \{f_o(x) : c(x)=0, l \leq x \leq u\} \quad (2.2)$$

onde c mapeia R^n a R^m , e os vetores limite inferior e superior, l e u , podem conter alguns componentes infinitos.

De acordo com Pike (1986), existem essencialmente seis procedimentos para resolver problemas de otimização não linear com restrições. As três primeiras consideradas de maior sucesso são: programação linear sucessiva, programação quadrática sucessiva (“SQP: Successive Quadratic Programming”), e o método do gradiente reduzido generalizado (“GRG: Generalized Reduced Gradient”). As outras três não têm provado ser úteis, especialmente em problemas com um número grande de variáveis (mais de 20). Estes são: método das funções de penalidade e barreira, funções do Lagrangiano aumentado, e os métodos das direções factíveis (ou projeções), que às vezes são chamados métodos de movimento restringido. No método de direções factíveis, se a linearização é realizada *a priori*, se usa o método do gradiente reduzido generalizado e se a linearização é realizada durante a solução, utiliza-se a programação quadrática sucessiva (Moreira Rodriguez, 1998).

De acordo com Edgar & Himmelblau (1988) existem quatro enfoques principais para resolver problemas de programação não linear com restrições:

1. métodos dos multiplicadores de Lagrange.
2. métodos de linearização iterativa.
3. métodos de programação quadrática iterativos, e
4. métodos da função de penalidade.

More & Wright (1994) indicam como as principais técnicas: os métodos do gradiente reduzido, os métodos de programação sequencial linear e quadrática, e os

métodos baseados no Lagrangiano aumentado e funções de penalidade exatos. Também apresentam informação do estado atual dos softwares em otimização numérica, incluindo os algoritmos dos diferentes tipos de problemas de otimização e uma descrição dos produtos fornecidos pelos vendedores e pesquisadores individuais. Esta descrição inclui as bibliotecas NAG FORTRAN e C, assim como IMSL FORTRAN e C; além de outros softwares específicos para otimização não linear com restrições. SQP, que é uma generalização do método de Newton para otimização sem restrições, é aplicado nos seguintes softwares: NPSOL, NLPQL, OPSYC, OPTIMA, MATLAB, e SQP; LANCELOT para os algoritmos de Lagrangiano aumentado, e CONOPT, GRG2, LSGRG2, MINOS, entre outros, para os algoritmos de gradiente reduzido.

3. MODELAGEM

3.1 INTRODUÇÃO

Um dos aspectos mais importantes da tecnologia de secagem, especialmente para processos industriais, é a modelagem matemática de processos e equipamentos de secagem. De acordo com Strumillo & Kudra, (1986) os métodos usados na modelagem matemática de processos de secagem são:

1. Método baseado nas equações de balanço para transferência simultânea de quantidade de movimento, calor e massa com condições de contorno resultantes das dimensões do secador;
2. Método baseado nas equações de velocidade de secagem onde os coeficientes de secagem são determinados experimentalmente;
3. Método baseado nas equações empíricas de transferência de momento, calor e massa; e
4. Método baseado na análise da trajetória do processo de secagem.

Os métodos semi-empíricos parecem ser os mais úteis para a modelagem matemática em secagem. Estes modelos incluem modelos teóricos e experimentos realizados num aparelho dado. Isto é, devido ao carácter específico do processo de secagem, freqüentemente a dependência dos parâmetros de entrada e saída e também as mudanças das propriedades durante o processo são matéria de interesse.

Em aplicações industriais típicas, os modelos cinéticos são freqüentemente equações empíricas ou semi-empíricas (Marinos-Kouris *et al.*, 1996). No presente trabalho apresenta-se um modelo simples, baseado no modelo apresentado por Kiranoudis *et al.* (1996), e elaborado a partir da análise física das variáveis do processo neste tipo do secador.

3.2 DESCRIÇÃO FÍSICA DO SECADOR

Neste trabalho propõe-se um modelo matemático para a secagem de uvas usando um secador industrial de túnel que opera com carrinhos e cuja estrutura é semi-contínua como se mostra na Figura 3.1. Cada carrinho, com um número determinado de bandejas iguais com fruta úmida, é introduzido periodicamente em uma das extremidades do túnel (I), enquanto outro, quando atinge a umidade final pré-fixada, é retirado do outro extremo do túnel (O). Neste momento todos os carrinhos do túnel avançam uma posição em direção à saída. As frutas são colocadas uniformemente sobre a superfície de cada bandeja. O ar de secagem na entrada (E) é aquela que corresponde à mistura de ar fresco e ar de reciclo, que antes de passar pelo ventilador é previamente aquecido.

No início da operação a entrada do ar ambiente fresco é controlada por uma válvula do secador (A) e então misturada com parte do ar úmido de saída (D) que é reciclado em (C). Posteriormente, este último é aquecido para logo ser distribuído homogeneamente em toda a secção transversal do túnel.

Para a análise matemática do processo de secagem, cada carrinho pode ser considerado como um secador descontínuo para cada ciclo de secagem. Entretanto, o gás circula continuamente ao longo do secador.

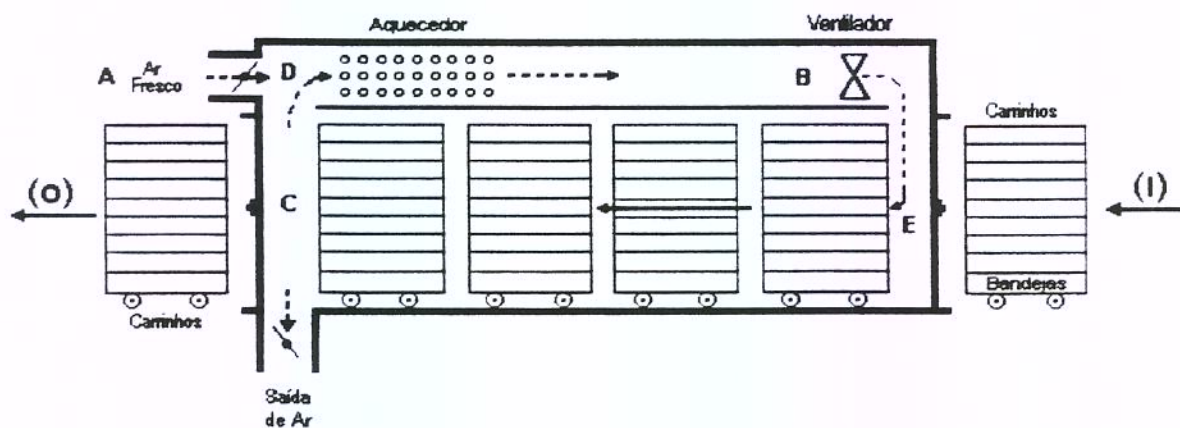


Figura 3.1: Secador de Túnel com corrente paralela de ar

3.3 MODELAGEM MATEMÁTICA DO PROCESSO

O modelo matemático do secador envolve equações que descrevem os balanços simultâneos de calor e massa do produto, do ar nas bandejas e no túnel, além das equações que representam as propriedades termofísicas do ar e do produto. O modelo não considera explicitamente o encolhimento do produto, nem as equações de transferência de calor e massa dentro do sólido durante a secagem. Um modelo matemático que considere explicitamente todos os mecanismos de transferência não seria apropriado para efeitos de otimização já que a resolução demanda considerável tempo computacional. O tempo computacional é muito importante quando vai se resolver um modelo matemático repetitivamente, num procedimento de convergência para otimização (Kiranoudis *et al.*, 1996).

3.3.1 Considerações gerais do modelo de secagem

O processo de secagem é caracterizado por fenômenos interrelacionados que dificultam o desenvolvimento de uma teoria apropriada. As seguintes considerações foram realizadas com a finalidade de simplificar o modelo de secagem:

- o volume da fruta não é constante ao longo do secador, mas este efeito está incluído dentro da equação cinética empírica.
- o gradiente de temperatura no interior da partícula é desprezível. A temperatura do sólido é assumida equivalente à temperatura da superfície (compatível com a idéia de parâmetros agrupados ou concentrados); isto é, supõem-se perfis de umidade e temperatura constantes dentro da fruta.
- o fluxo de gás através do secador é uniforme.
- a umidade e a temperatura do ar são constantes na secção transversal do secador. Portanto, o perfil de umidade e temperatura da corrente gasosa é plano, isto é, a umidade não varia da bandeja superior à bandeja inferior nos carrinhos. O balanço para uma bandeja é representativo dos balanços para todas as bandejas de um carrinho.
- considera-se uma cinética de primeira ordem para a secagem da fase sólida, isto é, para o mecanismo de transferência de massa na fase sólida, com um coeficiente cinético de natureza fenomenológica.

- a perda de calor nas paredes do secador é desprezível.
- o processo é isobárico.
- a direção de movimento do gás é paralela às bandejas.

O secador tem N carrinhos, cada carrinho j , ($j = 1, \dots, N$) tem um número fixo de bandejas NB sendo carregado com uma quantidade W de produto.

A seguir, apresentam-se as equações que representam primeiro o modelo nas bandejas e logo aquelas que correspondem ao túnel.

3.4 MODELAGEM MATEMÁTICA NAS BANDEJAS

A secagem do sólido em cada bandeja surge da integração numérica dos balanços de massa e energia para a fase sólida e fase gasosa.

O balanço diferencial de água para a fase gasosa e sólida na bandeja é:

$$m'_{AM} \frac{dY_A^i}{dL} + W' \frac{dX^i}{dt} = 0 \quad (3.1)$$

$$m_{AM} = m'_{AM} \cdot NB \quad (3.2)$$

onde X^i representa a umidade do sólido no ponto i , Y_A^i a umidade absoluta do ar no ponto i , dt é diferencial do tempo, dL é um diferencial de comprimento da bandeja e L é positivo no sentido de avanço do sólido. m_{AM} é a vazão mássica total de ar de secagem, m'_{AM} é a vazão de ar de secagem em cada bandeja, NB é o número de bandejas em cada carrinho, e W' é a massa de sólido seco por unidade de comprimento do secador que pode ser calculada, supondo que os sólidos compõem-se de partículas esféricas em contato uma com a outra, como:

$$W' = \frac{d_{ss} \cdot V_{SOL}}{d_p} = \frac{\pi d_{ss} d_p^2}{6} \quad (3.3)$$

onde V_{SOL} é o volume do sólido, d_{ss} a densidade do sólido seco e d_p o diâmetro do sólido.

Baseado nas considerações anteriores e tomando como base um quilograma de sólido seco, a equação da cinética de secagem do sólido para a variável X^i , que representa a umidade do sólido no ponto i , é:

$$-\frac{dX^i}{dt} = k_M^i (X^i - X_e^i) \quad (3.4)$$

onde k_M^i , é a constante de secagem e X_e^i a umidade de equilíbrio. A constante de secagem empírica (k_M^i), incorpora principalmente a difusão mássica dentro da fase sólida, a transferência de massa na camada limite, como os efeitos térmicos e o encolhimento. Considera-se que seja função das as variáveis de processo como umidade do material, diâmetro da partícula (no caso das uvas), variedade; a umidade, temperatura e velocidade do ar. No modelo a constante de secagem é determinada experimentalmente. A seguinte equação empírica foi utilizada para correlacionar os dados (Gabas, 1998):

$$k_M^i = k_o \exp\left(-\frac{A'}{T_A^i}\right) \quad (3.5)$$

onde T_A^i é a temperatura do ar em Kelvin, e k_o e A' são parâmetros de ajuste da equação (3.5). A umidade de equilíbrio de dessorção, X_e do produto como função da atividade de água e da temperatura do ar ambiente, e pode ser obtido pela equação de GAB (Guggenheim-Anderson-de Boer):

$$X_e^i = \frac{X_M C K a_w^i}{(1 - K a_w^i)[1 - (1 - C) K a_w^i]} \quad (3.6)$$

onde X_M , C , e K são constantes, definidas como segue: X_M é a umidade correspondente a uma monocamada adsorvida e C e K são constantes relacionadas com os calores de sorção da primeira camada e camadas subsequentes:

$$C = C_o \exp(\Delta H_C / RT_A^i) \quad (3.7)$$

$$K = K_o \exp(\Delta H_K / RT_A^i) \quad (3.8)$$

ΔH_C e ΔH_K são funções do calor de sorção do água: $\Delta H_C = H_m - H_n$ e $\Delta H_K = H_l - H_n$. H_m e H_n são calores de sorção da primeira camada e das multicamadas de água, respectivamente. H_l é o calor de condensação do vapor de água. C_o e K_o são constantes ajustadas para o efeito da temperatura, R é a constante universal dos gases. a_w^i representa a atividade de água e pode ser avaliada como:

$$a_w^i = \frac{Y_A^i P}{(\lambda_B + Y_A^i) P^{sat}} \quad (3.9)$$

onde P é a pressão total no secador, Y_A^i a umidade absoluta do ar, λ_B a razão dos pesos moleculares de água ao ar, e P^{sat} a pressão de vapor de água, que pode-se calcular usando a equação de Antoine:

$$\ln P^{sat} = A_1 - \frac{A_2}{A_3 + T_A^i} \quad (3.10)$$

onde A_1 , A_2 e A_3 são as constantes de Antoine específicas para cada substância; ou pela equação proposta em Perry & Green (1997):

$$P^{sat} = \exp[C_1 + (C_2 / T) + C_3 \cdot \ln(T) + C_4 \cdot T^{C_5}] \quad (3.10.1)$$

Nesta equação T está dado em Kelvin, P^{sat} em Pascal, e C_1 , C_2 , C_3 , C_4 , e C_5 são parâmetros de ajuste da equação (3.10.1).

A equação (3.11) apresenta o balanço entálpico para a fase sólida. O coeficiente fenomenológico global de transferência de calor, (U) , representa a transferência de calor na camada limite da fase gasosa:

$$\frac{dh_s^i}{dt} = UA(T_A^i - T_p^i) + \Delta H^i \frac{dX^i}{dt} \quad (3.11)$$

onde T_p^i , representa a temperatura do sólido, A representa a área do sólido por unidade de massa de sólido seco, ΔH^i representa o calor isostérico de sorção, e h_s^i representa a entalpia específica do produto úmido que pode ser calculada pela seguinte equação, assumindo 0 °C como temperatura de referência:

$$h_s^i = T_p^i (C_{p,SS} + C_{p,W} X^i) = T_p^i C_{p,SU} \quad (3.12)$$

onde $C_{p,SU}$ é o calor específico do sólido úmido, e $C_{p,SS}$ e $C_{p,W}$ são os calores específicos do sólido seco e da água, respectivamente.

Mais ainda, como se considera que o gradiente de temperatura no interior da fruta é desprezível, então a temperatura do sólido é constante e igual a T_p^i , e o coeficiente global de transferência de calor é igual ao coeficiente de transferência de calor externo do mesmo, este último representado por h ; neste caso a equação do balanço entálpico da fase sólida pode ser escrita como:

$$C_{p, SU} \frac{dT_p^i}{dt} = h A (T_A^i - T_p^i) + \Delta H^i \frac{dX^i}{dt} \quad (3.13)$$

cujos fatores são definidos no que segue.

Para sólidos esféricos, A (área de sólido/massa de sólido seco) pode ser calculada a partir do diâmetro de partícula, d_p e da densidade do sólido seco, d_{ss} como:

$$A = \frac{6}{d_p \cdot d_{ss}} \quad (3.14)$$

que é o resultado da análise dimensional considerando o volume esférico do sólido, $\frac{\pi}{6} d_p^3$, e a densidade do sólido seco expressa como kg ss/volume do sólido. Por outro lado, ΔH^i , que representa o calor de sorção, pode ser calculado como:

$$\Delta H^i = \lambda^i + q_{st} \quad (3.15)$$

onde λ^i , que representa o calor de vaporização da água pura mais o calor sensível necessário para mudar a temperatura da água, da temperatura do sólido à temperatura do ar, é dado por:

$$\lambda^i = (H_2^i - H_1^i) \quad (3.16)$$

onde, H_1^i é a entalpia da água líquida à temperatura T_p^i do sólido, H_2^i é a entalpia do vapor de água à temperatura T_A^i do ar e q_{st} é o excesso do calor de sorção, que pode ser calculado usando a equação de Tsami (1990):

$$q_{st} = q_o \exp\left(-\frac{X_e^i}{x_o}\right) \quad (3.17)$$

onde q_o é igual a q_{st} quando a umidade é igual a zero e x_o é uma constante característica do material alimentício.

Para determinar a diferença de entalpias que aparece na equação (3.16), tem-se duas alternativas do ponto de vista termodinâmico:

$$H_2^i - H_1^i = \Delta H_i' + C_{p,v}(T_A^i - T_p^i) \quad (3.18)$$

$$H_2^i - H_1^i = C_{p,w}(T_A^i - T_p^i) + \Delta H_i'' \quad (3.18.1)$$

onde $\Delta H_i'$ e $\Delta H_i''$ são os calores latentes de vaporização da água pura à temperatura do sólido e à temperatura do ar, respectivamente. Estes calores podem ser avaliados pela equação adaptada de Perry & Green (1997):

$$\Delta H_i' = \Delta H_i'' = C_1 (1 - T_r)^{C_2 + C_3 T_r + C_4 T_r T_r} / (18,02 \cdot 10^3) \quad (3.19)$$

onde T_r é a temperatura reduzida da água à temperatura considerada; e $\Delta H_i''$; C_1 , C_2 , C_3 , e C_4 são parâmetros de ajuste da equação (3.19).

O balanço diferencial de entalpia para a fase gasosa, considerando um intervalo dL é:

$$m'_{AM} C_{p,GU} \frac{dT_A^i}{dL} + W' h A (T_A^i - T_p^i) = 0 \quad (3.20)$$

onde $C_{p,GU}$, o calor específico do gás úmido, dado por:

$$C_{p,GU} = C_{p,AS} + C_{p,v} Y_A^i \quad (3.21)$$

onde $C_{p,AS}$ e $C_{p,V}$ representam os calores específicos do ar seco e vapor de água, respectivamente.

As equações (3.1), (3.4), (3.13), e (3.20) são as equações mais importantes que definem o modelo matemático do processo de secagem para um comprimento dL de secagem da bandeja. As equações restantes representam propriedades termofísicas, assim como coeficientes de transporte.

Deve-se efetuar um cálculo progressivo na bandeja, de forma que se integre completamente seu comprimento, L_o . Este comprimento está dividido em n partes iguais a ΔL . Além disso, deve-se resolver estas equações para todos os carrinhos a fim de obter os perfis de umidade do produto X^i , temperatura do produto T_p^i , umidade do ar Y_A^i e temperatura do ar T_A^i ao longo do túnel.

3.5 MODELAGEM MATEMÁTICA NO TÚNEL

Além do modelo matemático acima definido para a determinação dos perfis desejados em todos os carrinhos do secador, deve-se resolver o sistema de equações de balanço global de massa e energia no túnel. A Figura 3.2 mostra a nomenclatura e seqüência das correntes de ar para os balanços de massa e energia no processo de secagem ao longo do túnel.

O sistema de equações que estabelece o balanço de massa e de energia no ponto de mistura do ar fresco e do ar reciclado (D) (Ver Figura 3.2) no túnel são dados por:

$$m_R + m_{Ao} = m_{AM} = m_A + m_R \quad (3.22)$$

$$m_R Y_A^{gf} + m_{Ao} Y_{Ao} = m_{AM} Y_{AM} \quad (3.23)$$

e

$$m_R h_A^{jf} + m_{Ao} h_{Ao} + q_A = m_{AM} h_{AM} \quad (3.24)$$

$$q_A = m_{AM} C_{P,AS} (T_{AM} - T_D) \quad (3.25)$$

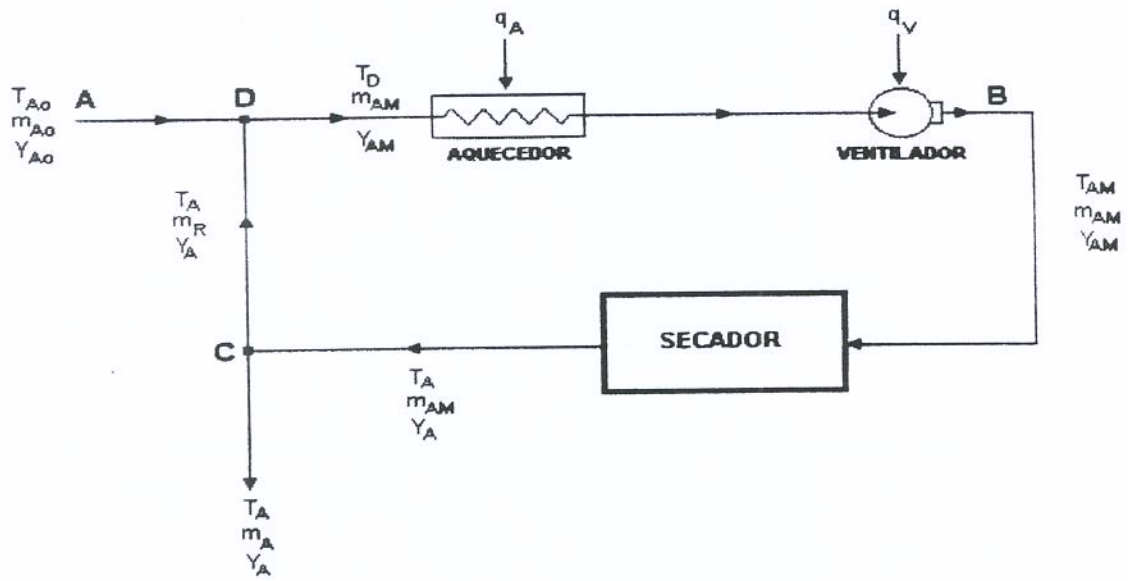


Figura 3.2: Nomenclatura e seqüência do processo de secagem

onde Y_A^{jf} a umidade do ar no extremo no túnel, e h_A^{jf} representam a entalpia específica da corrente de ar úmido no extremo do túnel, e pode ser calculada como:

$$h_A^{jf} = C_{p,A} T_A^{jf} + (\Delta H_o + C_{p,v} T_A^{jf}) Y_A^{jf} \quad (3.26)$$

onde ΔH_o representa o calor latente de vaporização da água na temperatura de referência, e q_A é o calor fornecido pelo aquecedor.

m_{Ao} , m_A e m_{AM} são as vazões de ar fresco, ar na saída do secador (extremo do túnel) e ar de entrada no secador, respectivamente; e T_D e T_{AM} são as temperaturas do ar de secagem antes e depois do aquecedor.

A vazão de ar recirculado m_R está definida em função da razão de recirculação de ar r como segue:

$$r = \frac{m_R}{m_A + m_R} = \frac{m_R}{m_{AM}} \quad (3.27)$$

Este conjunto de equações (3.1 a 3.27) formam o modelo matemático completo do secador industrial que deve ser utilizado até se atingir as condições finais de secagem.

Além disso, como a teoria termodinâmica indica que a umidade do produto deve ter como limite aquele que corresponde ao equilíbrio imposto pelas condições de operação sobre o carrinho, portanto:

$$X^i \geq X_e^i(T_A^i, a_w^i) \quad (3.28)$$

deve ser satisfeito ao longo do túnel, em todo passo de tempo.

3.6 MODELAGEM DO SECADOR CONCORRENTE E DO SECADOR CONTRACORRENTE

O modelo descrito anteriormente aplica-se tanto para o secador com corrente paralela quanto para o secador com corrente contrária. No desenvolvimento do programa em FORTRAN 90 considerou-se que a posição inicial no comprimento do secador, (L), é aquele do sentido do ar em ambas configurações. A diferença entre os secadores está principalmente nos perfis iniciais porque para o secador concorrente o ar na entrada entra

em contato com o primeiro carrinho com fruta fresca e úmida enquanto para o secador contracorrente o ar na entrada entra em contato com o último carrinho, i.e., aquele com a fruta que deve atingir a umidade final na secagem.

As simulações foram feitas para um ciclo de secagem onde a fruta encontrava-se nas bandejas de cada carrinho e cada carrinho estava estático. Por outro lado, as equações que representam o cálculo da umidade e temperatura do ar são as mesmas para ambas as configurações dado que o ar passa continuamente durante cada ciclo em ambos os casos. Se o sólido for alimentado continuamente nos secadores contínuos seria necessário considerar o sinal diferente para o secador contracorrente no caso das equações (3.1) e (3.20) que envolvem o comprimento do secador como variável do modelo.

Os sinais dos termos destas equações que contêm o comprimento de secador têm que ser:

secador concorrente: (+)
secador contracorrente: (-)

se a direção positiva do eixo, L , corresponder à direção do sólido no secador (Pakowski & Mujumdar, 1995).

3.7 CONCLUSÕES

- O modelo está constituído das equações de balanço de energia e massa para a fase gasosa e sólida, além das equações das propriedades físicas e de equilíbrio termodinâmico.

- O modelo pode ser aplicado à secagem de quaisquer fruta numa bandeja entanto se modifique, a equação de área do sólido por kg de sólido seco dependente da geometria das partículas, e a cinética de secagem do produto.
- No modelo não se considera explicitamente a variação do volume da fruta nem os gradientes de temperatura dentro da mesma, efeitos estes que são incorporados na equação cinética de secagem determinada experimentalmente. Supõem-se: o fluxo de gás através do secador uniforme, a umidade e temperatura do ar constantes na secção transversal do secador, uma cinética de secagem de primeira ordem para a secagem da fase sólida, o processo isobárico, a direção de movimento do gás paralelo às bandejas e considera-se desprezível a perda de calor nas paredes do secador.

4. SIMULAÇÃO

4.1 INTRODUÇÃO

Embora os processos de secagem estejam incluídos no ambiente computacional de muitos simuladores comerciais, os modelos matemáticos são simples e, portanto, não apropriados para uma simulação mais detalhada. Além disso, os bancos de dados das propriedades termofísicas e as constantes de fenômenos de transporte são limitados, basicamente a alguns sólidos comerciais bem conhecidos.

A maioria dos simuladores convencionais existentes não são muito utilizados porque consideram basicamente os balanços estequiométricos de umidade entre as duas fases, onde a cinética de secagem é essencialmente desprezível. Por outro lado, não se levam em conta as peculiaridades de cada unidade e corrente de processo que compõe uma planta de desidratação. Por estas razões, é necessário desenvolver simuladores para o processo de secagem em secadores específicos, como é o caso dos secadores industriais semi-contínuos de túnel para frutas. A experiência na simulação de secadores especializados é limitada na prática.

A simulação do secador industrial de túnel para frutas considera as características do processo de secagem e as variáveis de processo que devem ser escolhidas, tendo como referência a prática comum na operação deste tipo de secadores.

$$m_R h_A^f + m_{Ao} h_{Ao} + q_A = m_{AM} h_{AM} \quad (3.24)$$

$$q_A = m_{AM} C_{p,AS} (T_{AM} - T_D) \quad (3.25)$$

A simulação de secadores nas diferentes configurações permite avaliar quais são as variáveis de maior influência e a faixa de resposta das variáveis dependentes, como consumo de energia, dimensões do secador, etc. A obtenção de perfis de umidade do sólido e gás ao longo do secador permite emitir diagnósticos, acerca da performance do secador, como a formulação de modelos simplificados para projeto.

4.2 DADOS DE ENTRADA

Para realizar a simulação matemática do secador tem-se duas alternativas: (i) fixar o comprimento do secador e calcular o tempo do ciclo de secagem; ou (ii) fixar o tempo do ciclo de secagem e calcular o comprimento do secador. Na presente simulação optou-se pela primeira alternativa.

No que segue, indicam-se os dados utilizados para a simulação.

Condições do ar ambiente de Campinas:

- pressão total no secador (atmosférica), $P = 94,7$ kPa
- umidade absoluta do ar fresco, base seca (umidade relativa, 60%), $Y_{Ao} = 0,0126$ kg/kg de ar seco
- temperatura do ar fresco, $T_{Ao} = 25^{\circ}\text{C}$

Dados do secador:

- número de carrinhos, $N = 4$. As simulações apresentadas dos perfis no estado estacionário, a influência da umidade e temperatura do ar de secagem foram feitas para quatro carrinhos, mas também inclui-se simulações da variação da produção e tempo do ciclo com o número de carrinhos variando de 1 até 20.
- comprimento das bandejas, $L_o = 1,00$ m
- número de divisões em cada bandeja, $NL = 10$
- número de bandejas em cada carrinho, $NB = 10$
- espaço entre bandejas, $eb = 0,0750$ m
- largura das bandejas, $b = 0,9259$ m
- carga por m^2 , $5,143333$ kg ss/ m^2

Condições de operação:

As seguintes variáveis de operação foram mantidas constantes:

- umidade inicial da fruta (base seca), $X_o = 4,00$
- umidade final da fruta (base seca), $X_f = 0,20$

- temperatura inicial da fruta, $T_{p_0} = 25^\circ\text{C}$

Para as seguintes variáveis de operação foram assumidos diferentes valores:

- temperatura do ar de secagem, $T_{AM} = 75^\circ\text{C}$, para as simulações que mostram a influência da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo. Variou-se a temperatura de 40 até 100 $^\circ\text{C}$, mantendo-se constante a umidade em 0,0830.
- umidade do ar de secagem (base seca), $Y_{AM} = 0,0830$, para as simulações que mostram a influência da temperatura do ar de secagem. Variou-se a umidade desde 0,0050 até 0,5000, mantendo-se constante a temperatura em 75°C .
- velocidade do ar de aproximadamente, $u_A = 2,00 \text{ m/s}$. Para as simulações que mostram a influência da velocidade do ar, mantém-se constantes a umidade do ar em base seca (0,0830), temperatura do ar (75°C), quatro carrinhos e variou-se a velocidade de 0,10 até 20,00 m/s.

Propriedades físicas da fruta, ar e água:

- densidade da fruta seca, $d_{SS} = 1543,00 \text{ kg/m}^3$
- densidade do ar seco, $d_{AS} = 1,00 \text{ kg/m}^3$
- diâmetro da fruta, $d_p = 0,02 \text{ m}$
- calor específico da fruta seca, $C_{p,SS} = 1,4000 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$
- calor específico da água líquida, $C_{p,W} = 4,1860 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$
- calor específico do vapor de água, $C_{p,V} = 1,8800 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$
- calor específico do ar seco, $C_{p,AS} = 1,0050 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$

Constantes:

- constante de secagem: ajustada a diferentes temperaturas usando os dados experimentais obtidos por Gabas (1998) para uva tipo Itália (mostra-se em detalhe no item 4.3.1)
- equação de GAB: ajustada a partir dos dados experimentais da Gabas, (1998).

- equação de Antoine (3.10), tomadas de Smith & Van Ness, (1987):
 $A_1 = 16,26205$
 $A_2 = 3799,887$
 $A_3 = 226,346$
- equação de calor latente de água pura (3.19):
 $C1 = 5,2053E07$
 $C2 = 0,3199$
 $C3 = -0,212$
 $C4 = 0,25795$
- coeficiente convectivo de transferência de calor, $h = 100 \text{ kJ}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K})$. Valor médio para a secagem de uvas em túnel (Fohr & Arnaud, 1992).
- Constante universal dos gases, $R = 8,31E-03 \text{ (kJ/mol} \cdot \text{K)}$
- Razão de peso molecular da água ao peso molecular do ar, Equação (3.9), $\lambda_B = 18,02/28,98$
- Temperatura de referência para o cálculo das entalpias, $T_{ref} = 0 \text{ }^\circ\text{C} = 273,15 \text{ K}$.
- Temperatura crítica da água, $T_c = 647,3 \text{ K}$.
- $\pi = 3,1415926536$

4.3 DETERMINAÇÃO DE PARÂMETROS DE SECAGEM

Para simular a operação de um secador industrial, deve-se possuir dados sobre a cinética de secagem do produto medidas em condições controladas de umidade de ar e temperatura. Existem duas aproximações diferentes (i) teórica: baseada no conhecimento da transferência de calor e massa que determina a velocidade de secagem e suas equações; e (ii) experimental: baseada na formulação de uma equação de secagem baseada na cinética experimental medida no laboratório. Determinaram-se os parâmetros da equação da constante de secagem, da equação da isoterma de sorção e da equação de calor isostérico usando os dados experimentais de cinética de secagem de uva Itália de Gabas (1998) e aplicaram-se ao modelo teórico simplificado proposto baseado na migração da água por difusão.

4.3.1 Constante de secagem

A constante de secagem representa principalmente a difusão mássica dentro da fase sólida, mas também envolve os fenômenos de camada limite e consideram-se todas as variáveis de processo que afetam a secagem. Neste caso, a transferência de massa é expressa mediante uma equação exponencial que combina suficiente precisão com um tempo computacional baixo.

Os dados experimentais da cinética de secagem da uva Itália (Gabas, 1998) a 40, 50, 60, 70 e 80 °C, mais os resultados dos dados que correspondem à temperatura de 60 °C incluindo pré-tratamento químico com 2% (p/v) de carbonato de cálcio e concentrações de 0, 1, 2 e 3% (p/v) de oleato de etila ($C_{20}H_{38}O_2$), como agente ativo, foram ajustados para se obter o valor da constante de secagem, k_M .

Quanto maior a concentração de oleato de etila no pré-tratamento de uvas, maior a permeabilidade da casca ao vapor de água. Este comportamento segundo Barnett (citado por Gabas, 1980), se deve a uma modificação da estrutura de cera que cobre a uva, e que não é retirada dela. O uso de oleato de etila aumenta a permeabilidade da casca ao vapor de água, mesmo quando utilizado em baixas concentrações, consequentemente seu uso é vantajoso na produção de uvas passa. Quando se utilizam concentrações de oleato de etila de 2 e 3%, o aumento da taxa de secagem é de 51,6 a 71,3%, respectivamente. Do ponto de vista econômico tem-se uma redução no consumo de energia no processo de secagem, além de melhorar o rendimento do processo, principalmente nos períodos de safra (Gabas, 1998).

O ajuste foi realizado usando os dados experimentais de umidade inicial, umidade de equilíbrio, e a umidade da uva que foram medidos por Gabas com intervalos de tempo de 5 horas até atingir 90 horas e determinou-se o valor de k_M para cada intervalo de tempo, mediante a solução analítica da Equação (3.4) do modelo:

$$M = \frac{X - X_e}{X_o - X_e} = \exp(k_M t) \quad (4.1)$$

onde: M é a umidade residual. Depois, ajustaram-se os valores do tempo e constante de secagem com o método de Quase-Newton do pacote Statistica versão 5.0 (1995). Os resultados do ajuste são mostrados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1
Constante de secagem ajustada a diferentes temperaturas

<i>Temperatura (K)</i>	<i>Constante de secagem (h^{-1})</i>
313,15	0,01226641
323,15	0,01782798
333,15	0,02447769
343,15	0,02995232
353,15	0,03366601

Os dados da Tabela 4.1 são ajustados à Equação (3.5) do modelo usando o método Quase-Newton para determinar os parâmetros k_o e A' . Os resultados do ajuste foram:

$$k_o = 46.38546$$

$$A' = 2537.669$$

4.3.2 Isoterma de adsorção

Para a simulação dos processos de secagem é indispensável contar com equações que representem apropriadamente a umidade de equilíbrio e a atividade de água em diferentes temperaturas.

Os dados relacionados às curvas de dessorção de umidade para as temperaturas de 35, 40, 50, 60, 70 e 75 °C apresentados no trabalho de secagem de uva Itália (Gabas, 1998) foram ajustados, usando o método Quase-Newton do pacote Statistica versão 5.0

(1995), à Equação de GAB (3.6) para cada uma das temperaturas indicadas anteriormente. Os resultados do ajuste são mostrados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2
Parâmetros da equação de GAB

<i>Temperatura</i>		X_M	C	K	R^2
°C	°K				
35	308,15	0,121401	1,603380	1,044911	0,99831
40	313,15	0,113851	1,383970	1,055631	0,99862
50	323,15	0,095707	1,524280	1,077581	0,99938
60	333,15	0,073505	1,823718	1,116281	0,99952
70	343,15	0,051209	4,879831	1,162314	0,99792
75	348,15	0,043414	3,342622	1,180863	0,99634

É necessário indicar que, de acordo com a teoria que fundamenta a equação de GAB, X_M deve ser constante, mas uma análise dos resultados da Tabela 4.2 sugere uma variação linear negativa de X_M com a temperatura. Os dados experimentais ajustam-se melhor ao modelo da equação de GAB quando se considera essa variação. A equação da regressão linear resultante da análise dos dados é ($R^2=0,9973$):

$$X_M = 0,742101 - 0,0020008 T_A \quad (4.2)$$

onde a temperatura do ar está expressa em K.

O ajuste de C e K da Equação (3.6) é realizado mediante as Equações (3.7) e (3.8) do modelo, usando os resultados obtidos na Tabela 4.2, e aplicando a mesma metodologia dos ajustes anteriores. Os resultados foram:

$$C = 3081,001 \exp(-19,7431 / RT_A^i) \quad (R^2=0,8392) \quad (4.3)$$

$$K = 2,784811 \exp(-2,50967 / RT_A^i) \quad (R^2=0,9776) \quad (4.4)$$

4.3.3 Calor isostérico de sorção.

O calor isostérico de sorção é um parâmetro termodinâmico obtido a partir de dados de equilíbrio de sorção e representa a quantidade de energia necessária para adsorver ou dessorver a água dos alimentos. O calor isostérico de sorção é calculado a partir das isosteras, que por sua vez é determinado a partir das isotermas. O resultado apresentado na Equação (4.5) foi obtido por Gabas (1998), para uva Itália, a partir de dados experimentais de calor isostérico em função do teor de umidade e ajustados ($R^2 = 0,99$) à Equação (3.17) proposta por Tsami *et al.* (1990).

$$q_{st} = 792,63 \exp(-5,71 X_e^i) \quad (4.5)$$

4.4 ALGORITMO

O algoritmo utilizado na simulação do presente trabalho é mostrado no diagrama de blocos da (Figura 4.1). Para a integração numérica dos balanços diferenciais (3.1), (3.4), (3.13) e (3.20) devem-se resolver sequencialmente todas as equações do modelo substituindo os dados do secador, as condições de operação, propriedades físicas da fruta, ar e água, as constantes e aqueles valores ajustados.

É uma prática comum na operação dos secadores industriais manter constante, ao longo do ciclo de secagem, a umidade e temperatura do ar de entrada ao secador, Y_{AM} e T_{AM} , respectivamente; para tanto é necessário o controle de ar fresco, m_{Ao} e do calor fornecido pelo aquecedor, q_A e, conseqüentemente, da razão de recirculação.

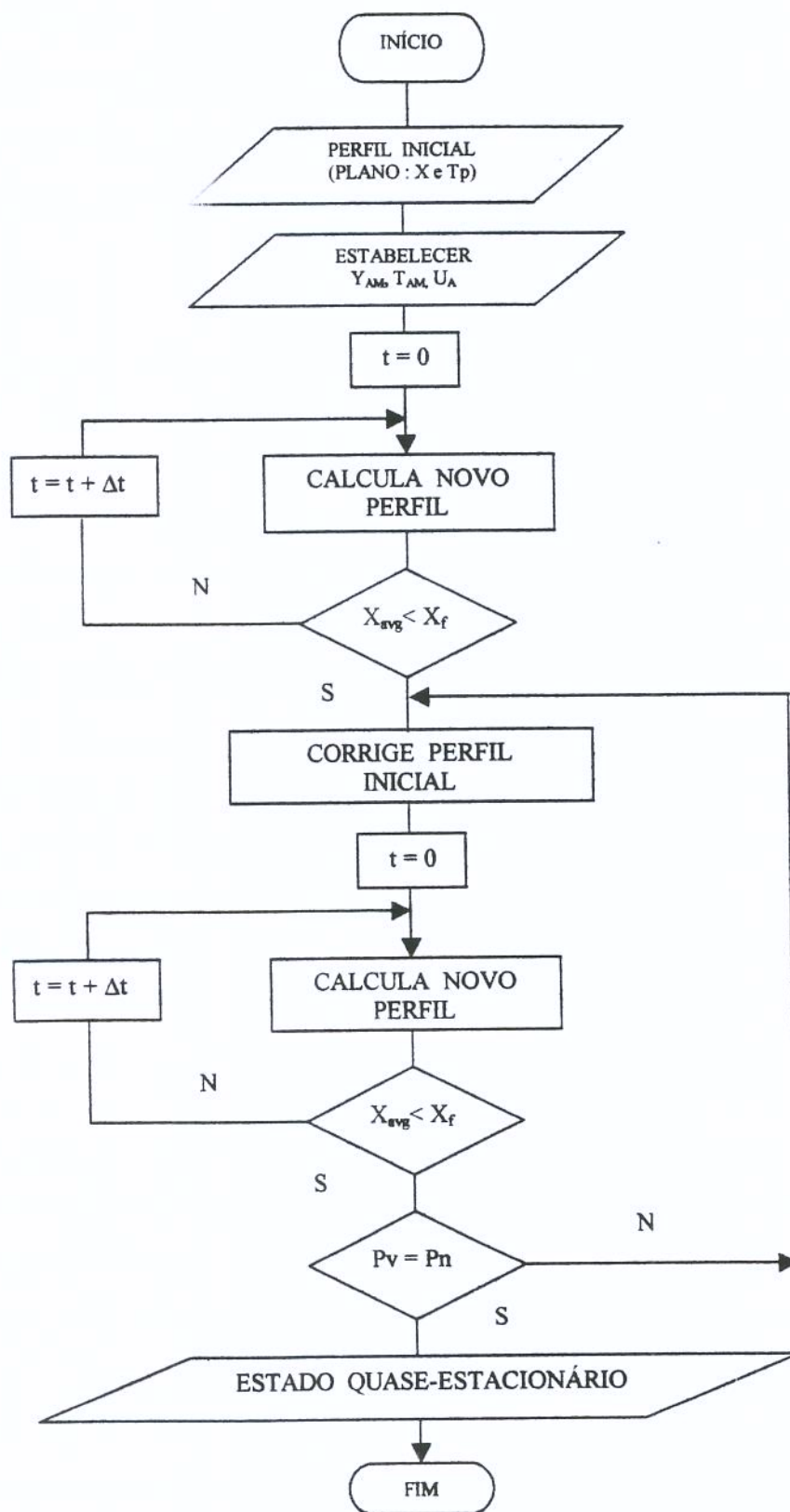


Figura 4.1: Algoritmo usado na simulação dos secadores

Para calcular a vazão de ar fresco (m_{Ao}) e a vazão do ar de recirculação (m_R), devem-se resolver as Equações (3.22) e (3.23) simultaneamente, inserindo a umidade do ar na saída do túnel, Y_A^i . De forma similar, o calor fornecido pelo aquecedor ao ar (q_A) pode ser calculado resolvendo simultaneamente as Equações (3.24) e (3.25) usando, neste caso, o valor da temperatura do ar na saída do túnel, T_A^i .

A operação do secador é descontínua e opera em batelada durante um ciclo de secagem, i.e., período entre aberturas do túnel para colocar novos carinhos. Após cada ciclo um carrinho é alimentado com a umidade inicial da fruta “in natura”, e os outros são deslocados uma posição, avançando no túnel. Para a resolução das equações precisam-se supor os perfis iniciais da umidade e temperatura do produto ao longo do comprimento do secador, isto é, em todos os carrinhos. Conhece-se a umidade inicial do primeiro carrinho, X_o , enquanto nos outros carrinhos a umidade inicial é igual à umidade final do carrinho na posição e no ciclo anterior. Portanto, assume-se inicialmente um perfil plano e descontínuo, isto é, o primeiro carrinho tem a umidade inicial plana ao longo de seu comprimento, o segundo e os seguintes têm perfis similares, só que menores e dependentes de uma função linear da distribuição de umidade entre a umidade inicial e aquela que corresponde ao penúltimo carrinho. Não se conhece o perfil inicial da temperatura do sólido, portanto se assume que é constante e igual para todos os carrinhos, na primeira rodada da simulação.

Logo, usando-se as Equações (3.1), (3.4), (3.13) e (3.20) do modelo matemático para todos os carrinhos determinam-se os perfis de umidade e temperatura do produto e do ar a diferentes tempos até que a umidade média X_{avg} no último carrinho atinja a umidade final desejada no produto X_f . A partir destes resultados, se corrige o perfil inicial de forma que se logre a convergência dos perfis, até atingir o estado quase-estacionário, usando a média entre o perfil do primeiro carrinho ao final do ciclo e o perfil do segundo carrinho ao início do ciclo; o perfil do segundo carrinho ao final do ciclo e o perfil do terceiro carrinho ao início do ciclo; e assim sucessivamente. Logo, se trocam os perfis de forma que para a seguinte rodada ao início do ciclo, o perfil médio

calculado entre o primeiro e segundo carrinho será o perfil inicial do segundo carrinho; o perfil médio calculado entre o segundo e terceiro carrinho será o perfil inicial do terceiro carrinho e assim sucessivamente. O perfil do primeiro carrinho para todas as rodadas será aquele que corresponde ao material sólido úmido ao início, X_o .

Uma vez que atingida a umidade final no produto, compara-se o perfil velho P_v (ou perfil da rodada n) que inclui todos os carrinhos e o perfil novo P_n (ou perfil da rodada $n+1$) usando-se uma Equação (4.5), (Saravacos *et al.*, 1986).

$$RMS (\%) = 100 \sqrt{\frac{\sum [(X_{velho} - X_{novo}) / X_{velho}]^2}{NLT}} \quad (4.6)$$

onde X_{velho} e X_{novo} são as umidades nos perfis iniciais e o recalculado, e NLT é o número de pontos em cada perfil.

Se estes perfis não são iguais dentro de 1,00 % de erro, se corrige novamente o perfil até que se tenha atingido a igualdade, o que significa que o perfil corresponderá ao estado quase estacionário no secador. A última iteração fornece os perfis de umidade do sólido e gás ao longo do secador em função do tempo.

Adicionalmente, em cada iteração se aplicam os balanços globais no túnel, se determinam as vazões de ar fresco e ar de recirculação, calor fornecido e razão de recirculação usando as Equações (3.22 e 3.23), (3.24 e 3.25) e (3.27), respectivamente.

Os dados finais são os perfis de umidade ao longo do secador para a fase sólida e gasosa, o tempo de cada ciclo, a relação de reciclo, consumo de energia, e a vazão de ar fresco.

O algoritmo usado simula o início da operação do secador até atingir o estado quase-estacionário, no qual introduzir um novo carrinho produzirá um ciclo igual ao

umidade e temperatura da fruta. Os perfis iniciais de umidade são aqueles que correspondem à primeira rodada no tempo zero e são diferentes para o secador concorrente e contracorrente enquanto que para a temperatura da fruta. Os perfis de umidade supostos são diferentes em ambas configurações, porque estes começam com o valor da umidade inicial da fruta em lados opostos no secador. As Figuras 4.3 e 4.4 mostram os perfis da primeira rodada, incluindo o perfil inicial no tempo zero, da umidade e temperatura da fruta, respectivamente; para um secador concorrente com quatro carrinhos. Nesta primeira rodada do programa, a temperatura do ar na entrada do secador se considera constante ao longo do secador e o tempo do ciclo determinado pelo programa foi de 42 horas. Por outro lado, as Figuras 4.5 e 4.6 mostram os perfis de umidade e temperatura da uva na segunda rodada que atinge a umidade final para um tempo de ciclo de 31,5 horas. É necessário indicar que o tempo do ciclo calculado em cada rodada depende do perfil inicial que vai mudando de uma rodada a outra. Pode-se observar que na segunda rodada a distância do perfil do primeiro carrinho ao final do ciclo e o perfil inicial do segundo carrinho é menor que na primeira rodada; acontece o mesmo com o segundo e terceiro carrinho e sucessivos até que na rodada número 14 os resultados convergem aos perfis definitivos que se verificariam no secador resultando um tempo do ciclo igual a 16,8 horas.

Por outro lado, as Figuras 4.7 e 4.8 mostram os perfis da primeira rodada, incluindo o perfil inicial no tempo zero, da umidade e temperatura e da fruta, respectivamente, para um secador contracorrente com quatro carrinhos. O desenvolvimento dos perfis nesta configuração é muito similar ao secador concorrente, sendo que o tempo do ciclo de 17 horas é necessário para atingir o estado quase-estacionário.

Do ponto de vista do programa de simulação podem-se mencionar que, se a numeração dos carrinhos começa do lado da entrada de ar de secagem:

- no secador concorrente a umidade da fruta no tempo zero (4 kg água/kg de sólido seco) corresponde ao carrinho 1, enquanto no secador contracorrente corresponde ao carrinho 4.

- o controle da umidade final da fruta (0.2 kg de água/kg de sólido seco) ocorre no carrinho 4 no secador concorrente e ao carrinho 1 no secador contracorrente.
- o perfil inicial da rodada 2 em diante corresponde ao valor aritmético médio do perfil final no carrinho 1 e o perfil inicial do carrinho 2 no secador concorrente, enquanto que no secador contracorrente corresponde ao valor aritmético médio do perfil inicial do carrinho 4 e o perfil final do carrinho 3. Este algoritmo foi utilizado para atingir o estado quase-estacionário.
- a comparação dos perfis da rodada n e da rodada n-1 para verificar se atingiu o estado quase-estacionário, é utilizada de forma similar para ambos os secadores, através do cálculo do RMS (%) que considera o perfil completo, isto é, todos os carrinhos independentemente do ponto de entrada dos mesmos.

4.5 SOFTWARE

Os códigos para a simulação matemática dos secadores concorrente e contracorrente foram implementados usando-se a linguagem de programação FORTRAN 90 da Microsoft FORTRAN PowerStation 4.0. O FORTRAN 90 é a última versão que foi aceita como uma linguagem padrão internacional no verão de 1991, depois de doze anos de desenvolvimento. A edição profissional de FORTRAN PowerStation 4.0 tem entre outras as seguintes vantagens:

- usa um sistema operativo de 32-bit, como Windows 95 e Windows NT e pode processar dados mais rápido e direccionar mais memória que um sistema operativo de 16-bit.
- o sistema de 32-bit dá acesso à administração de memória, de janela, suporte gráfico, etc.
- pode migrar o código com pouca ou sem modificação a outras plataformas diferentes a PC's.
- pode reduzir o tamanho (downsize) sem compromisso de DEC/VAX, IBM e CRAY.
- tem incluído as bibliotecas de FORTRAN IMSL ("IMSL Mathematical and Statistical Libraries") que consta de aproximadamente 1000 funções matemáticas e estatísticas do tipo "mainframe".

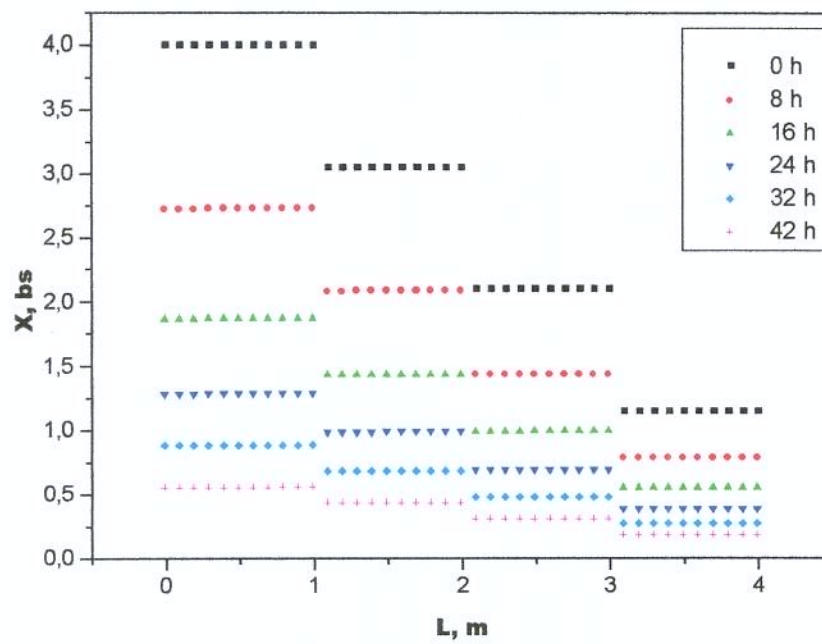


Figura 4.3 : Perfis da umidade da fruta (rodada 1) – Secador concorrente ($L=0$, entrada do ar)

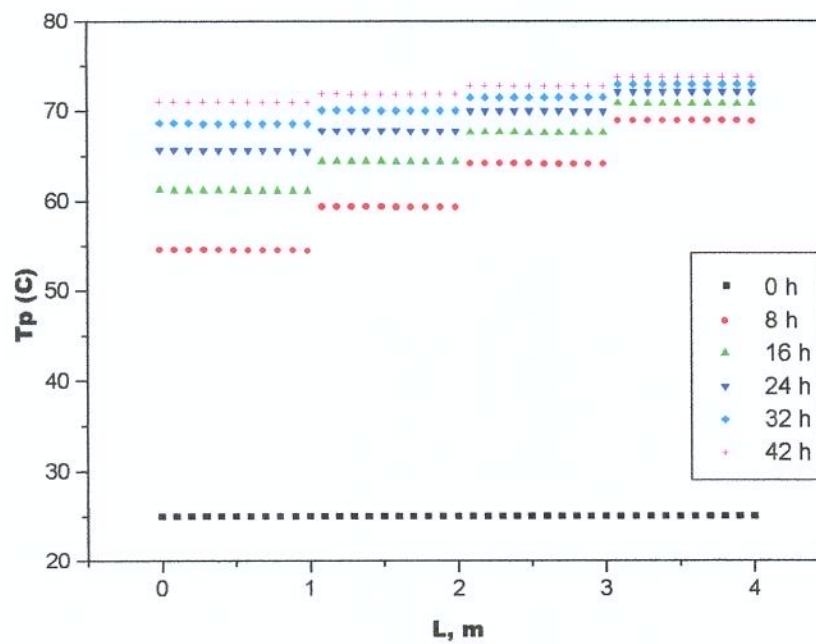


Figura 4.4 : Perfis da temperatura da fruta (rodada 1) – Secador concorrente ($L=0$, entrada do ar)

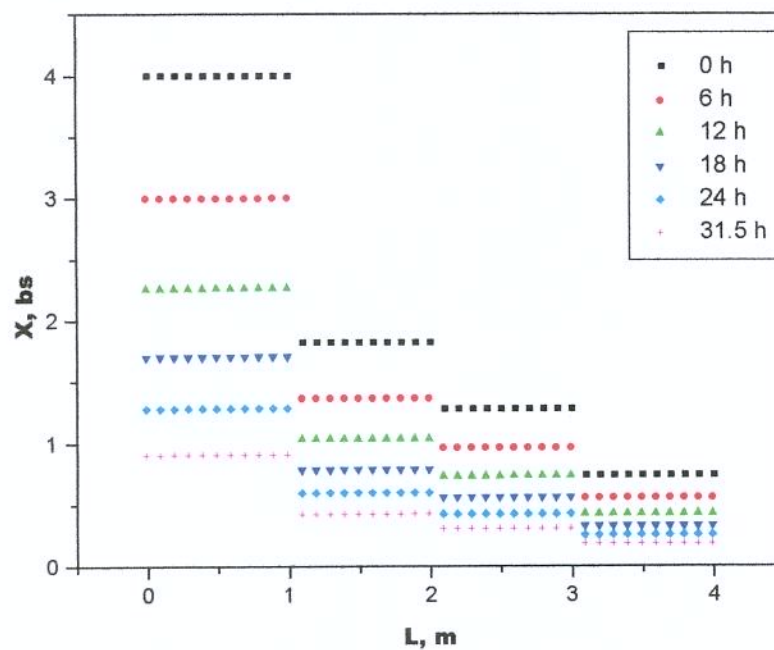


Figura 4.5 : Perfis da umidade da fruta (rodada 2) – Secador concorrente ($L=0$, entrada do ar)

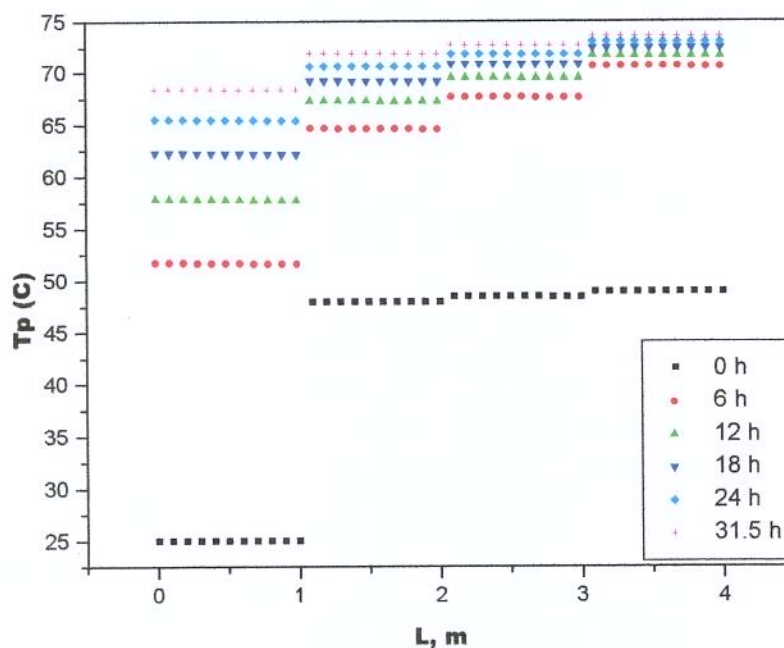


Figura 4.6 : Perfis da temperatura da fruta (rodada 2) – Secador concorrente ($L=0$, entrada do ar)

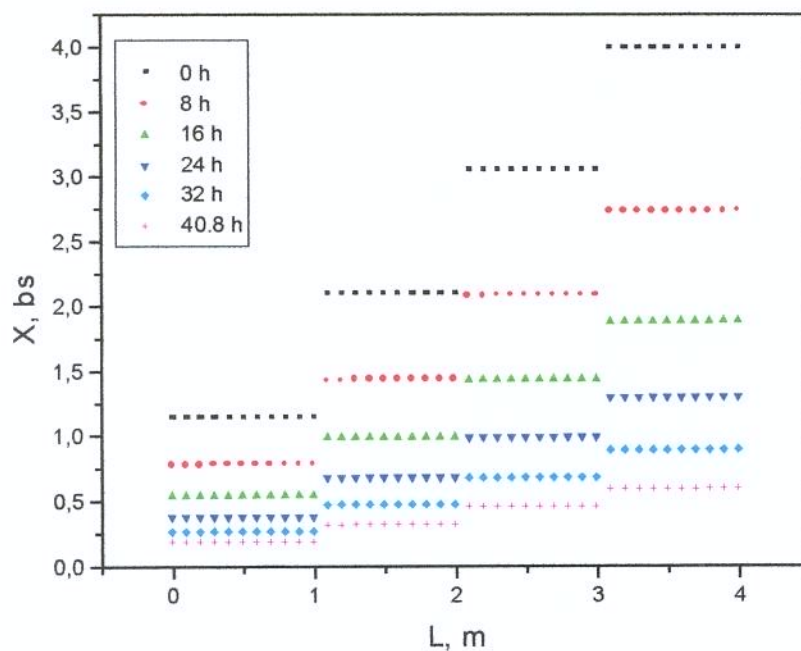


Figura 4.7 : Perfis da umidade da fruta (rodada 1) – Secador contracorrente ($L=0$, entrada do ar)

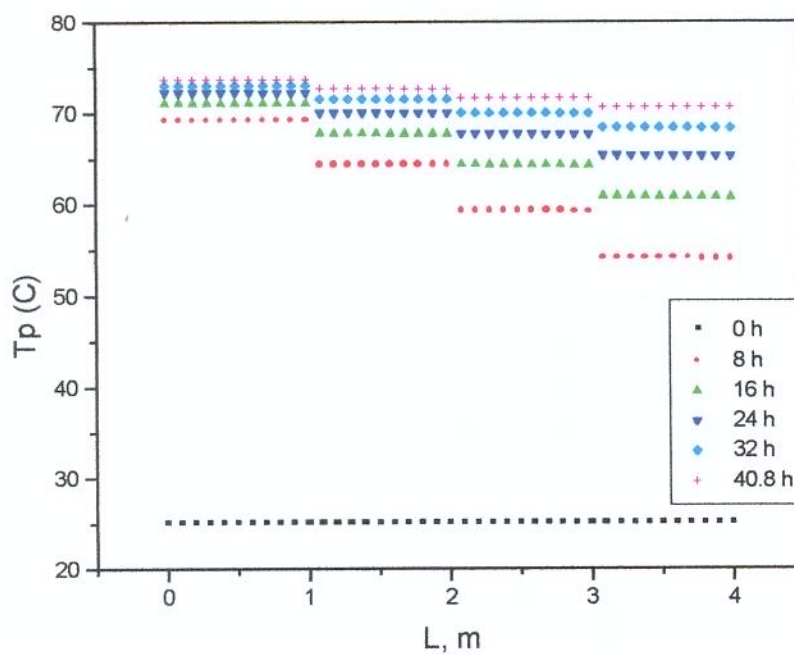


Figura 4.8 : Perfis da temperatura da fruta (rodada 1) – Secador contracorrente ($L=0$, entrada do ar)

- compartilha seu ambiente interativo com vários produtos de Microsoft, a citar: Microsoft Visual C++, Microsoft Visual Test, Visual Basic e Microsoft Excel entre outros.
- 100% de compatibilidade com FORTRAN 77.

Opcionalmente, pode-se requerer de Microsoft Visual C++ ou Microsoft Visual Basic para realizar programação de linguagens misturadas (mixed-language programming) e Microsoft Excel para representar graficamente os dados (Microsoft, 1995).

Estas características são importantes inclusive em uma linguagem como o FORTRAN, que é a mais antiga e ainda uma das linguagens de programação mais usadas em ciência e engenharia, e que já tem disponível uma grande livreria de programas especializados em matemática e estatística (ELLIS *et al.* 1994, e MAYO & CWIAKALA, 1996).

4.6 HARDWARE

Requer-se:

- um computador pessoal com um processador 80386 ou maior (80486 ou Pentium é recomendado) rodando Microsoft Windows 95 ou Windows NT versão 3.51.
- um floppy drive de 3.5 polegadas ou um drive CD-ROM. Para instalar a edição profissional do programa precisa-se de um drive para CD-ROM.
- 16 megabytes de memória disponível (20 megabytes é recomendado)
- um disco rígido com 45 Mb de espaço no disco para instalação típica da edição padrão e 75 Mb para instalação da edição profissional.
- um monitor VGA (um monitor SVGA é recomendado) e um mouse.
- opcionalmente, um coprocessador matemático 80387 (ou melhor).

Em FORTRAN PowerStation 4.0 pode-se criar e rodar programas em FORTRAN virtualmente de qualquer tamanho usando até 4 GB de memória acessível (addressable memory).

4.7 RESULTADOS DA SIMULAÇÃO – SECADOR CONCORRENTE

A partir da simulação matemática das equações do modelo se obtém, primeiro, a umidade do sólido, a temperatura do sólido, a umidade do ar e a temperatura do ar ao longo do comprimento do secador. Em seguida, determina-se o tempo de secagem de cada ciclo, tempo total de secagem, além de outras variáveis complementares como energia consumida.

Pode-se analisar, variando-se os dados de entrada, a influência da umidade e temperatura do ar de secagem no tempo de secagem, a influência do número de carrinhos ou o comprimento do túnel sobre a produção e os tempos do ciclo e a influência da velocidade do ar no tempo de secagem.

4.7.1 Ciclo de secagem

Considera-se os valores das condições do ar ambiente de Campinas, dos dados do secador, das condições de operação, das propriedades físicas da fruta, ar e água, das constantes indicadas no item 4.2 e os seguintes parâmetros na entrada do secador, para quatro carrinhos:

Umidade do ar de secagem, $Y_{AM} = 0,0830$ kg de água/ kg de ar seco

Temperatura do ar de secagem, $T_{AM} = 75^{\circ}\text{C}$, e

Vazão do ar de secagem, $m_{AM} = 5000$ kg/h

As Figuras 4.9 (a) e 4.9 (b) apresentam os resultados da simulação com os perfis da umidade e temperatura da fruta para um ciclo de secagem, respectivamente. Enquanto, as Figuras 4.10 (a) e 4.10 (b) apresentam os resultados dos perfis da umidade e temperatura do ar. Os perfis de umidade e temperatura estão apresentados para 0, 4, 8, 12 e 16,8 horas, sendo que este último valor corresponde ao tempo para atingir o estado quase-estacionário no secador concorrente.

As Figuras 4.9 mostram que a velocidade de secagem é maior começo do processo de secagem e no primeiro carrinho e torna-se muito lenta a medida que a

umidade aproxima-se ao valor final. Nas condições simuladas, na primeira posição do carrinho elimina aproximadamente 2,00 kg de água/kg de sólido seco, mas nas condições de saída a água eliminada cai em 10 vezes (aproximadamente 0,20 kg de água/kg de sólido seco). As Figuras 4.10, por outro lado, mostram que a variação da umidade e temperatura do ar no começo do ciclo é maior, embora estas variações sejam fisicamente bem pequenas dado o número baixo de carrinhos simulados. Portanto, para um túnel trabalhando nestas condições, poderia-se desprezar os perfis de temperatura e umidade do gás ao longo do secador. Na saída do secador, as propriedades do ar estão muito afastadas da saturação (umidade relativa aproximadamente, 35%).

O tempo total para o ciclo de secagem de uvas Itália foi determinado, nestas condições, igual a 16,8 horas significando que o tempo total de secagem para cada carrinho será de 67,2 horas; que resulta do produto do número de posições pelo tempo para cada ciclo.

O calor fornecido, a razão de recirculação e a vazão mássica de ar fresco são variáveis que se determinam utilizando as equações que resultam da modelagem matemática no túnel, i.e., dos balanços de massa e energia no túnel (Equações 3.22 até 3.27) que necessitam como dados, a temperatura, umidade e vazão do ar na saída do secador. É preciso indicar que os valores destas variáveis mudam durante o tempo do ciclo de secagem. Assim, a Figura 4.11 (a) mostra que o calor fornecido diminui e a razão de recirculação aumenta ao longo do tempo no ciclo. A Figura 4.11 (b) apresenta a variação do calor fornecido e a vazão mássica de ar fresco dentro do tempo do ciclo. No caso do calor fornecido, no início do processo é de 4500 kJ/h, e é reduzido até aproximadamente 1500 kJ/h ao final do processo, representando uma diminuição de 67%. A vazão de ar fresco também diminui durante o tempo que demora para atingir o estado quase-estacionário, representando neste caso uma redução de 53% em relação a vazão de ar fresco no início do ciclo. No entanto, os valores de m_{A0} são aproximadamente 0,2% do m_{AM} , significando que a recirculação é quase total (Figura 4.11 c).

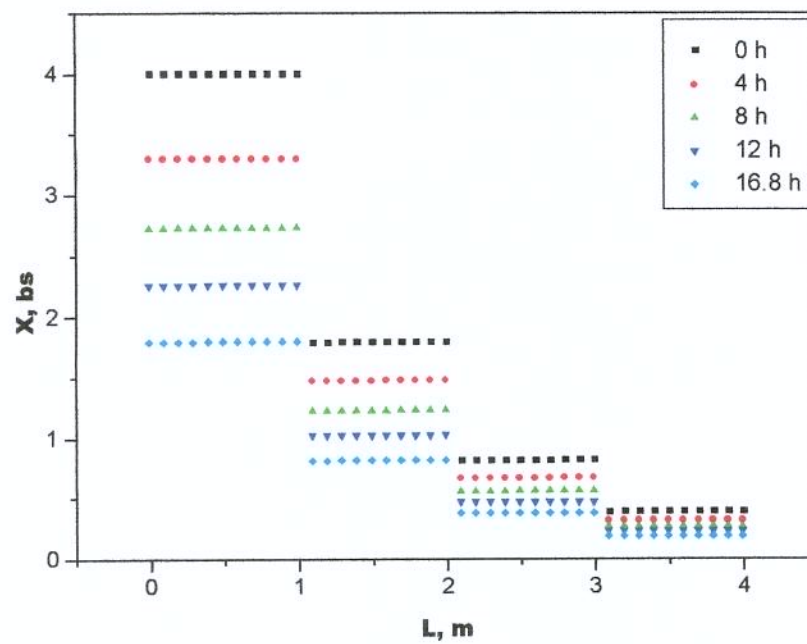


Figura 4.9 (a) : Perfis de umidade da fruta durante o ciclo de secagem
 ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

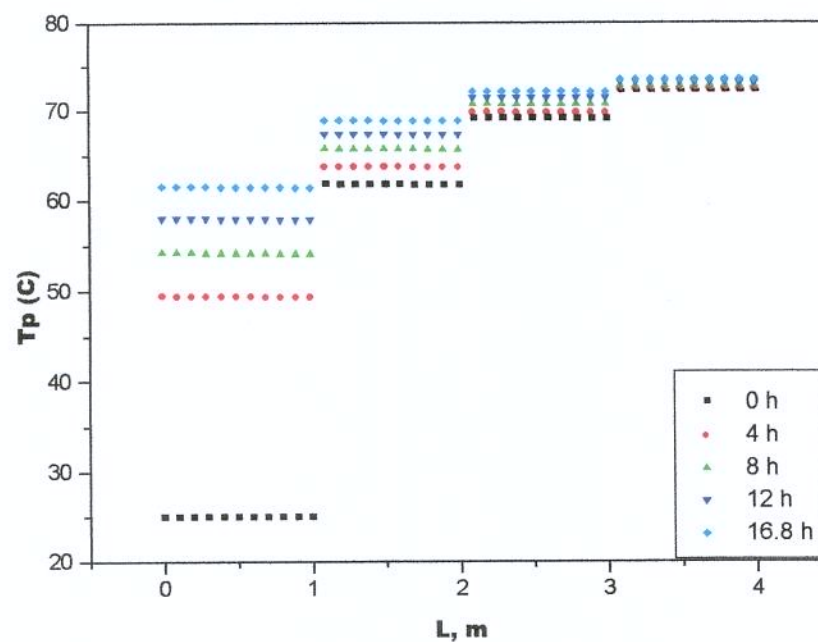


Figura 4.9 (b) : Perfis de temperatura da fruta durante o ciclo de secagem
 ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

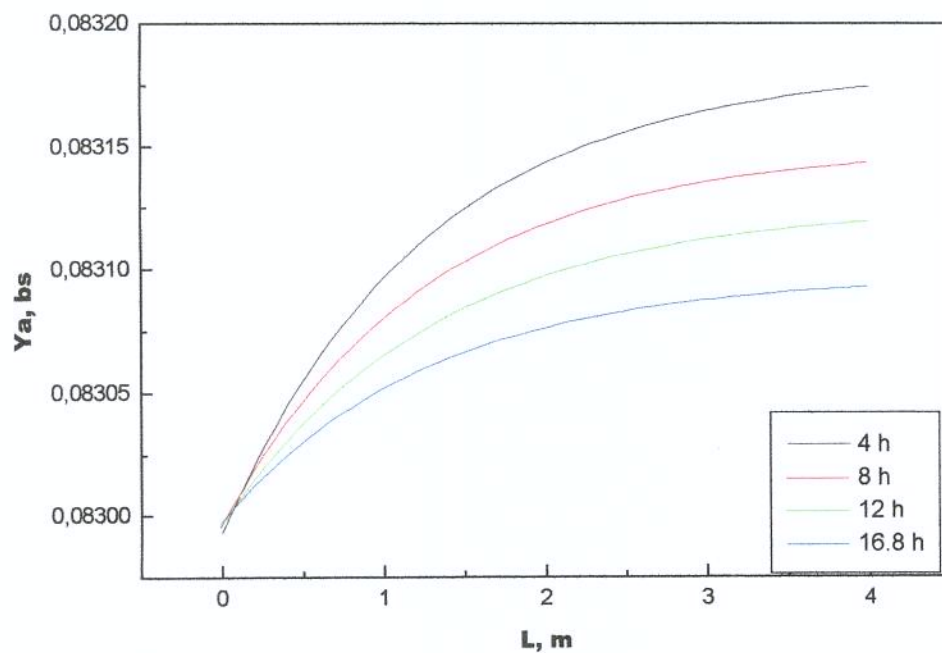


Figura 4.10 (a) : Perfis de umidade do ar durante o ciclo de secagem ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

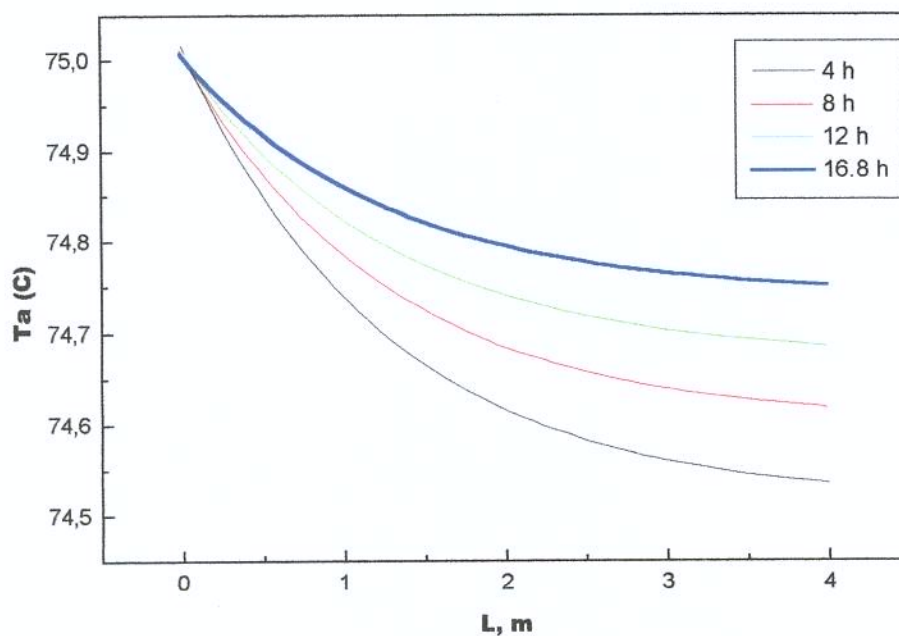


Figura 4.10 (b) : Perfis de temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

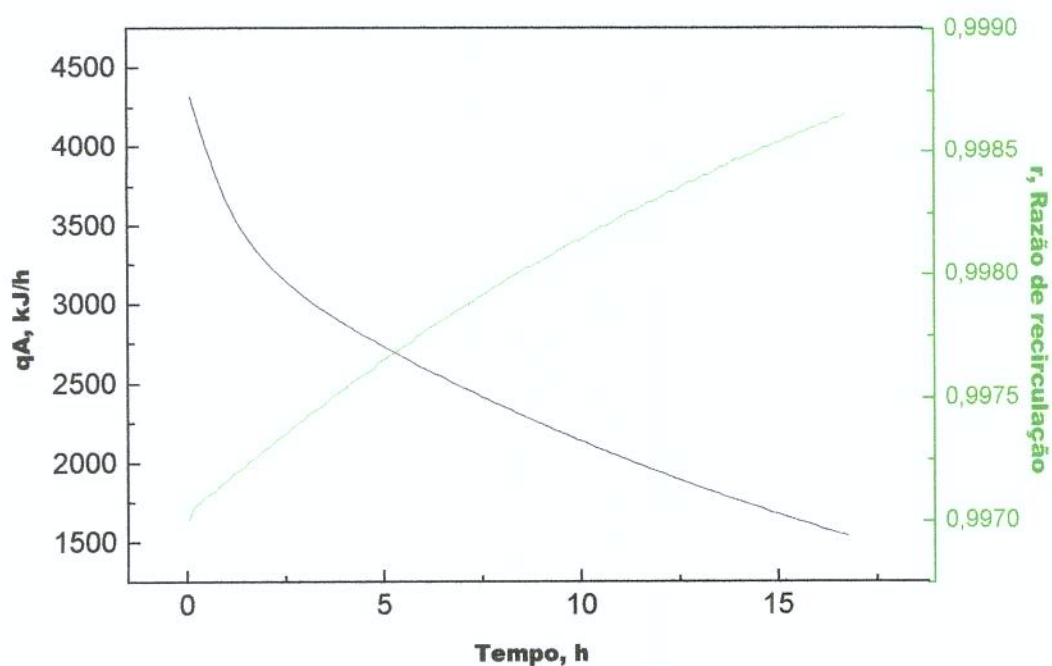


Figura 4.11 (a) : Calor fornecido e razão de recirculação dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

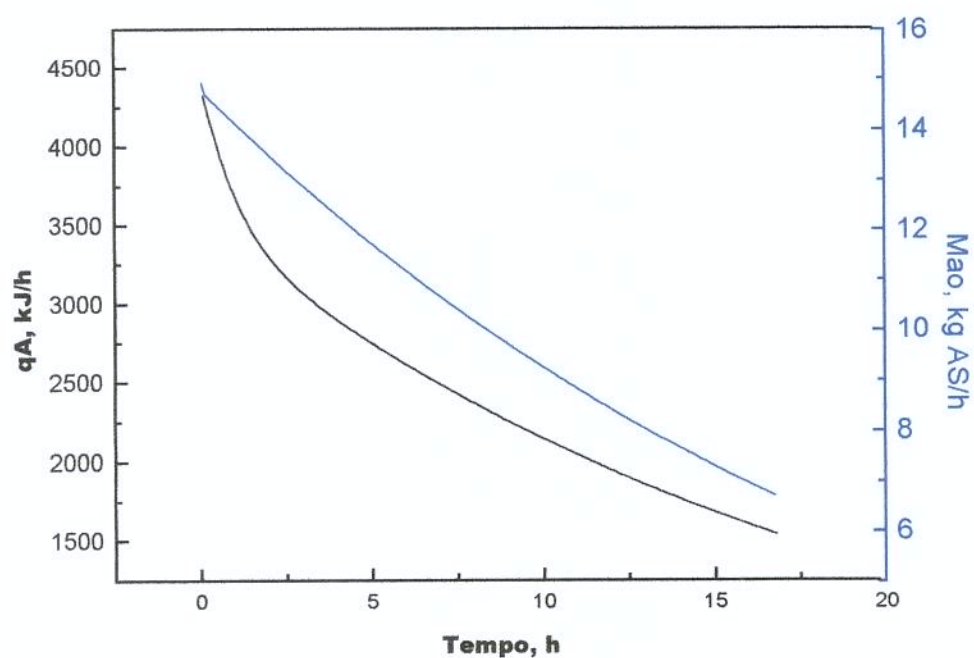


Figura 4.11 (b) : Calor fornecido e vazão mássica de ar fresco dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg as/h) – Secador concorrente.

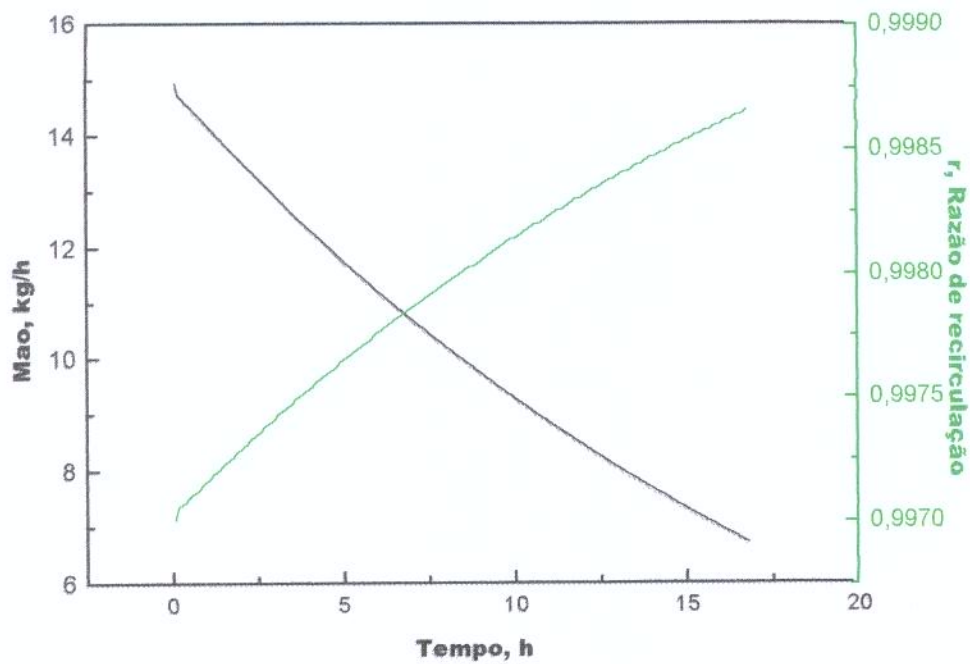


Figura 4.11 (c) : Vazão mássica de ar fresco e razão de recirculação dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

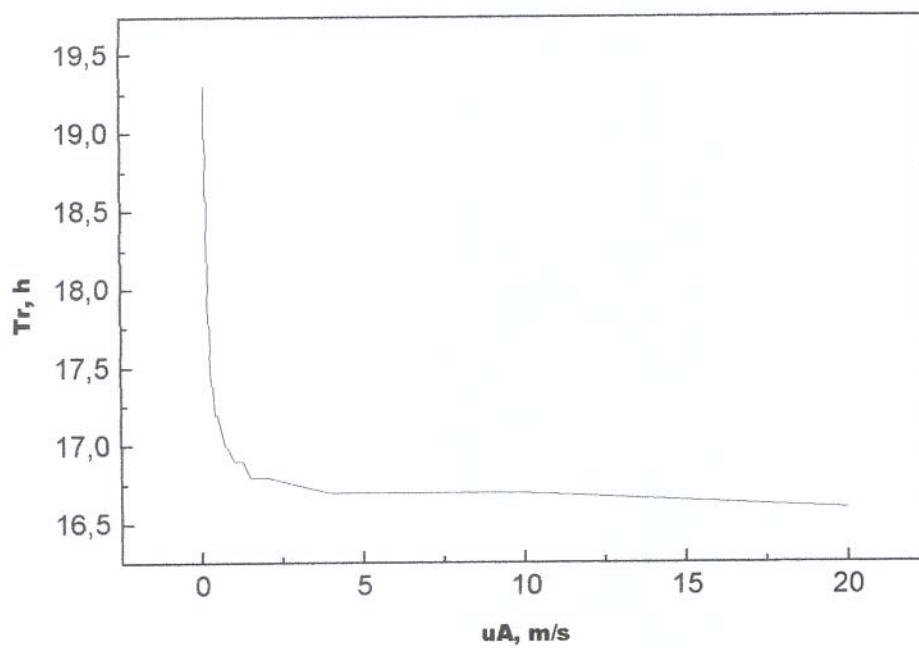


Figura 4.12 : Tempo do ciclo vs velocidade do ar.
($N=4$, $Y_{AM}=0,083$ e $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$) – Secador concorrente.

Os resultados da simulação também mostram que os tempos do ciclo são influenciados pela vazão de ar ou velocidade do ar na entrada do secador até valores perto de 3,5 m/s concordando com os valores da literatura. Como mostra a Figura 4.12 a influência da velocidade do ar na cinética de secagem da uva apresenta dois comportamentos: em velocidades baixas do ar, o efeito sobre o tempo do ciclo é importante mas a velocidades altas o efeito é desprezível, indicando que a altas velocidades as condições do ar ficam praticamente constantes com o tempo do ciclo. O valor limite da velocidade do ar no qual não se observa aumento na velocidade de secagem foi determinado por Berna *et al.* (1991) como 2-3 m/s. Anteriormente, Van Arsdell e Copley (1964) determinaram que para velocidades maiores do que 4 m/s, não havia o efeito da velocidade na taxa de secagem.

É necessário precisar que, para os secadores de túnel com carrinhos, independentemente da configuração, existe uma relação direta entre a velocidade do ar e a vazão mássica total de ar fresco que alimenta o secador e que, na realidade, é o dado se fornece ao programa de simulação. Essa relação matemática é:

$$u_A = \frac{m'_{AM}}{(b)(eb)(d_{AS})} \quad (4.7)$$

onde:

m'_{AM} : vazão mássica de ar de secagem por bandeja, kg as/h

u_A : velocidade do ar, m/s

b : largura da bandeja, m

eb : espaço entre bandejas, m

d_{AS} : densidade do ar seco, kg/m³

4.7.2 Efeito da umidade e temperatura do ar de entrada no secador.

Para quatro carrinhos no túnel, um valor de temperatura na entrada do secador de 75°C (T_{AM}) e vazão mássica de ar 5000 kg/h (m_{AM}), as Figuras 4.13 mostram a

influência da umidade do ar de entrada no secador sobre os tempos do ciclo além do efeito do calor fornecido 4.13 (a), velocidade mássica de ar fresco 4.13 (b), e razão de recirculação 4.13 (c).

As Figuras 4.13 também mostram que os tempos de ciclo aumentam conforme aumentam as umidades do ar de secagem significando que quanto maior a umidade do ar tem-se condições de secagem menos severas e, conseqüentemente, necessitam-se tempos de secagem mais longos. Os tempos do ciclo incrementam-se linearmente com a umidade do ar de secagem no secador até 0,20 base seca, quando existe um crescimento brusco para valores de umidade mais altos. Ao mesmo tempo, o calor fornecido médio e a vazão mássica do ar fresco médio decrescem à medida que a razão de recirculação aumenta quando a umidade do ar de secagem aumenta.

Por outro lado, as Figuras 4.14 mostram a influência da temperatura do ar de secagem (T_{AM}) sobre os tempos do ciclo, além do efeito do calor fornecido 4.14 (a), vazão mássica de ar fresco 4.13 (b), e razão de recirculação 4.13 (c), considerando quatro carrinhos no túnel e mantendo constantes a umidade do ar de secagem (Y_{AM}) em 0.0830, vazão mássica de ar de 5000 kg/h (m_{AM}).

As Figuras 4.14 também mostram que os tempos do ciclo aumentam rapidamente para temperaturas menores do que 60°C, indicando que a secagem a temperaturas menores não teria importância do ponto de vista prático. Além disso, a medida que a temperatura aumenta de 60 até 100°C, verifica-se uma diminuição linear nos tempos do ciclo com um aumento linear na vazão de ar fresco e calor fornecido e, conseqüentemente, uma diminuição na razão de recirculação é requerida. As relações de recirculação são muito altas como uma conseqüência das taxas de secagem de uva serem muito baixas, comparadas à secagem de outros produtos alimentícios, portanto, a umidade do ar de secagem não muda muito para este número de carrinhos, fazendo com que as condições do ar no túnel sejam quase constantes.

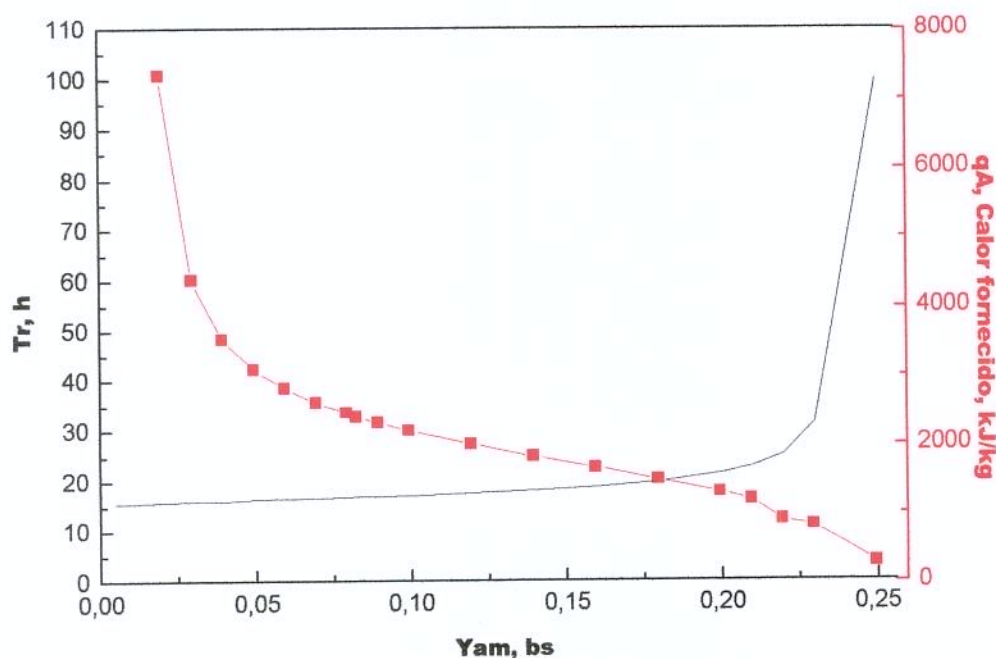


Figura 4.13 (a) : Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e calor fornecido ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

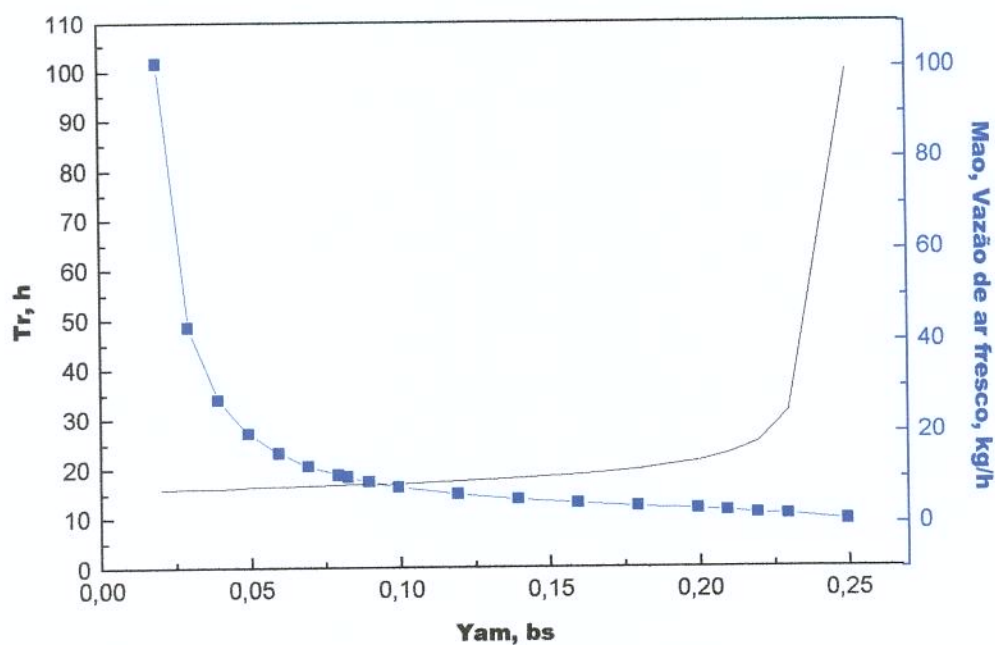


Figura 4.13 (b) : Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e vazão de ar fresco ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

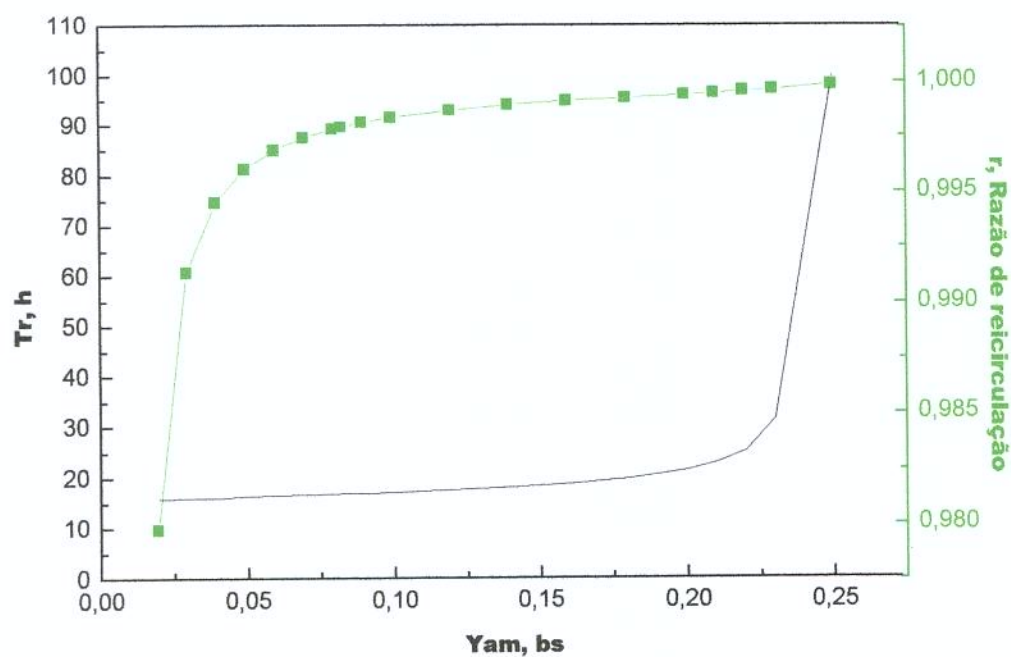


Figura 4.13 (c) : Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e razão de recirculação ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

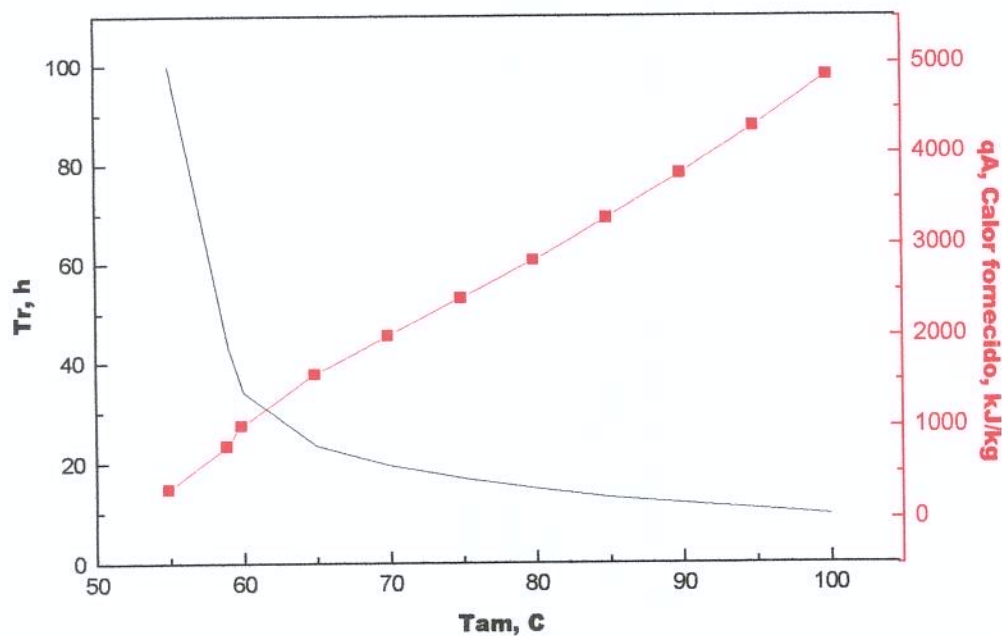


Figura 4.14 (a) : Efeito da temperatura do ar de secagem no tempo do ciclo e calor fornecido ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

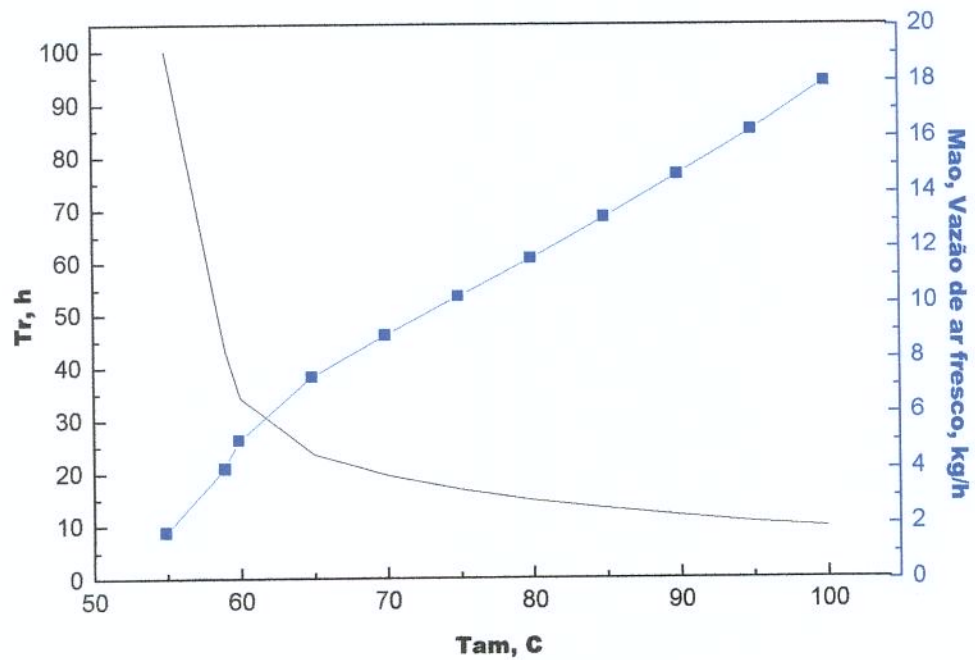


Figura 4.14 (b) : Efeito da temperatura do ar de secagem no tempo do ciclo e vazão de ar fresco ($N=4$, $Y_{AM}=0.0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

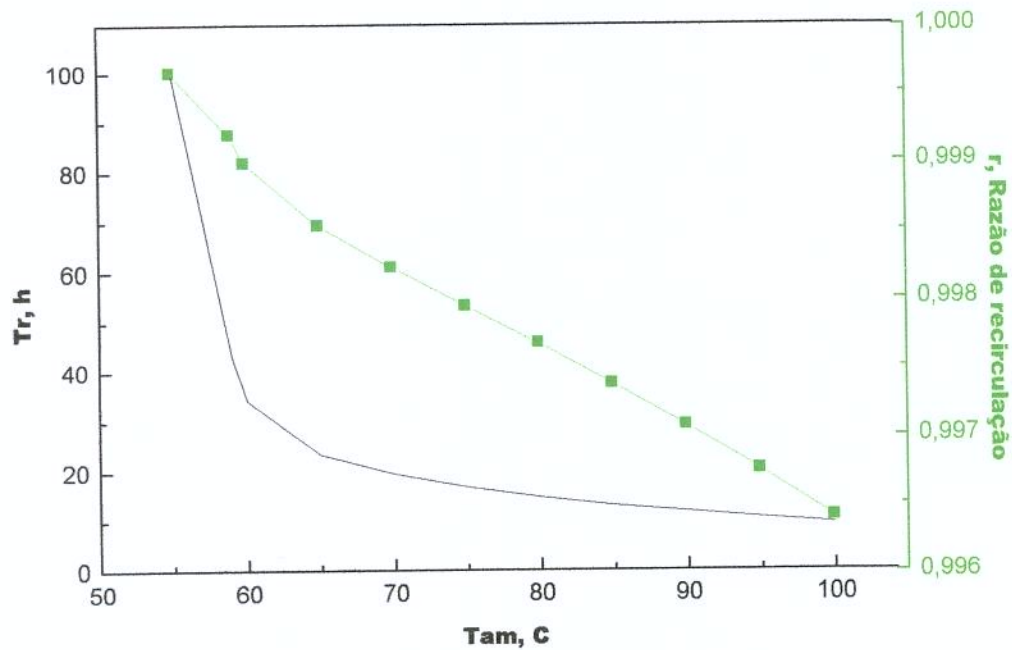


Figura 4.14 (c) : Efeito da temperatura do ar de secagem no tempo do ciclo e razão de recirculação ($N=4$, $Y_{AM}=0.0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador concorrente.

Contrário ao efeito da umidade do ar, quanto maior a temperatura do ar de secagem mais severas as condições de secagem no secador e, conseqüentemente, as taxas de secagem são maiores.

Considerando constantes a umidade ($Y_{AM} = 0.0830$), temperatura ($T_{AM} = 75^{\circ}\text{C}$) e vazão de ar ($m_{AM} = 5000 \text{ kg/h}$) na entrada do secador, a Figura 4.15 mostra a influência do número de carrinhos ou o comprimento do túnel sobre a produção e os tempos do ciclo. Quanto maior o número de carrinhos no túnel maior a produção; a relação é quase linear. Por outro lado, os tempos do ciclo diminuem a medida que o número de carrinhos aumenta no túnel. Neste caso a redução do tempo é maior até 4 ou 5 carrinhos sendo que a partir daí os tempos do ciclo diminuem muito mais lentamente. Só para efeitos de simulação, considerou-se um número de carrinhos igual a 20 no túnel, porque os secadores industriais de túnel freqüentemente usam de 10 a 12 carrinhos.

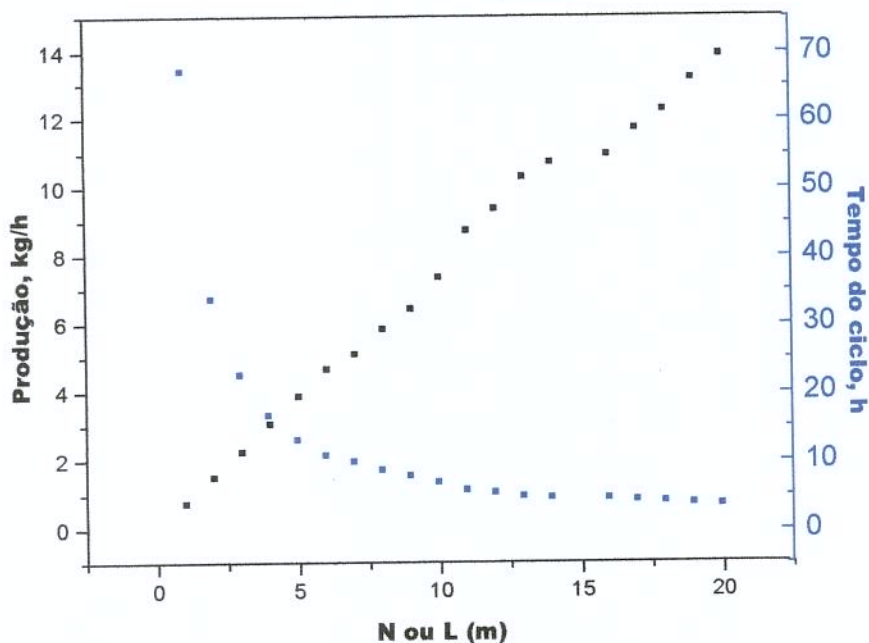


Figura 4.15 : Produção e tempo do ciclo vs comprimento ($Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000 \text{ kg/h}$) – Secador concorrente

Sob as mesmas condições da Figura 4.15, a Figura 4.16 apresenta a relação entre o calor fornecido médio durante o tempo do ciclo e o número de carrinhos ou comprimento do secador. Pode-se ver que, conforme se incrementa o número de carrinhos, o consumo médio de calor incrementa-se também em forma linear. No entanto, o consumo de calor é zero quando o número de carrinhos é zero, um ajuste através da origem mostra uma alta correlação linear da forma: $qA = 570,80046 N$ ou $qA = 570,80046 L$, entre essas variáveis; o coeficiente de correlação linear é 0,99459 entanto o coeficiente de determinação R^2 é 0,9892, indicando que o 98,9 % dos dados correspondem a um modelo linear ($\alpha < 0.0001$).

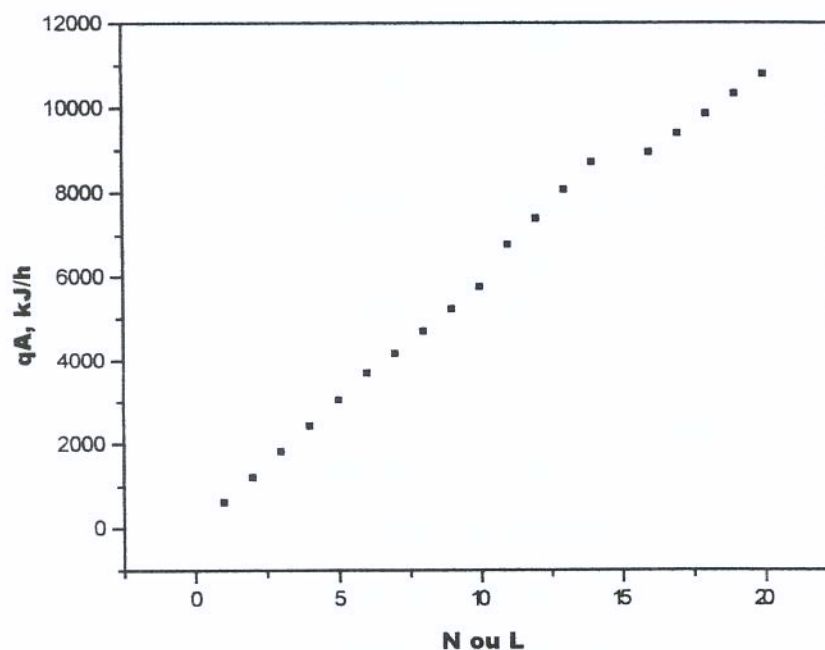


Figura 4.16 : Calor médio consumido vs comprimento ($Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) –

4.8 RESULTADOS DA SIMULAÇÃO – SECADOR CONTRACORRENTE

Para o secador contracorrente, a simulação matemática das equações do modelo forneceram também a umidade e temperatura do sólido, a umidade do ar e a temperatura do ar ao longo do comprimento do secador. E a partir destes, determina-se o tempo de secagem de cada ciclo, tempo total de secagem, além de poder analisar a influência da umidade e temperatura do ar de secagem no tempo de secagem, do número de carrinhos ou o comprimento do túnel sobre a produção e os tempos do ciclo e da velocidade do ar no tempo de secagem. Do ponto de vista global do algoritmo, especificamente da metodologia para atingir o estado estacionário, não existe maior diferença entre ambas as configurações de secador mas, do ponto de vista da programação, existem diferenças substanciais tais como: os perfis iniciais para a umidade do sólido considerando que a fruta é alimentada do lado contrário à entrada do ar para o secador contracorrente, o valor da umidade média compara-se no último carrinho para conferir se atingiu a umidade final desejada quando se tem o secador concorrente, enquanto no secador contracorrente compara-se o valor médio no primeiro carrinho.

Em ambas as configurações de secador considerou-se o ponto de início do comprimento do secador (L) o lado da entrada de ar fresco, ponto E, nas Figuras 3.1 e 4.2 para o secador concorrente e contracorrente, respectivamente.

4.8.1 Ciclo de secagem

Para poder comparar as duas configurações, utilizaram-se os mesmos valores dos dados do item 4.2, e os parâmetros do item 4.7.1, isto é, número de carrinhos, $N = 4$; umidade do ar de secagem, $Y_{AM} = 0,0830$ kg de água/ kg de ar seco; temperatura do ar de secagem, $T_{AM} = 75^{\circ}\text{C}$; e vazão do ar de secagem, $m_{AM} = 5000$ kg/h. Para o secador contracorrente, considerando os valores dos dados do item 4.2, as Figuras 4.17 (a) e 4.17 (b) apresentam os resultados da simulação com os perfis da umidade e temperatura da fruta para um ciclo de secagem. Enquanto, as Figuras 4.18 (a) e 4.18 (b) apresentam os resultados dos perfis da umidade e temperatura do ar no tempo zero, depois de quatro, oito, doze e 17 horas durante o ciclo de secagem.

As Figuras 4.17 (a) e 4.17 (b) mostram a mesma tendência que os resultados do secador concorrente, isto é, que a velocidade de secagem é mais rápida no começo do processo de secagem e torna-se muito lenta, à medida que a umidade aproxima-se ao valor final. No caso do secador contracorrente, os valores para atingir a umidade final estão do lado da entrada de ar, mas o perfil que mostra a variação da umidade do sólido com o tempo, no carrinho que atinge a umidade final e que deve sair do túnel é praticamente igual àquele que corresponde ao perfil do último carrinho no secador concorrente, que também deve sair do túnel mas do lado oposto em relação ao secador contracorrente.

As Figuras 4.18 (a) e (b), por outro lado, mostram que a variação da umidade e temperatura do ar no começo do ciclo é maior, embora estas variações sejam bem pequenas, tal como acontece no secador concorrente. Uma comparação de estas figuras com as Figuras 4.10 (a) e (b) indica que, aparentemente, no secador contracorrente a variação dos perfis da umidade do ar e temperatura do ar com o tempo é menor, entretanto no final do ciclo de secagem os valores da umidade e temperatura do ar na saída do túnel são também praticamente iguais para ambas configurações. É necessário precisar que a curvatura dos perfis tanto da umidade do ar, quanto da temperatura do ar são inversas.

O tempo total determinado para o ciclo de secagem de uvas Itália foi determinado igual a 17,0 horas para o secador contracorrente, significando que o tempo total de secagem para cada carrinho foi de 68,0 horas, resultado do produto do número de carrinhos e o tempo para cada ciclo, sob as mesmas condições de secagem.

Por outro lado, a Figura 4.19 (a) mostra que o calor fornecido diminui enquanto a razão de recirculação aumenta, desde o início da operação até atingir o estado quase-estacionário, assim, no início, o requerimento de calor tem valor de 4500 kJ/h enquanto no final este valor é aproximadamente 1500 kJ/h, representando uma diminuição de 67%. A inclinação da linha de razão de recirculação, no caso do secador contracorrente, tem uma variação ligeira e maior em sua inclinação comparada àquela que corresponde ao

secador concorrente. A Figura 4.19 (b) apresenta para o secador contracorrente a variação do calor fornecido e a vazão mássica de ar fresco durante o tempo do ciclo. A vazão de ar fresco também diminui durante o tempo que demora atingir o estado quase-estacionário representando, neste caso, 53%. A Figura 4.19 (c) mostra a variação da vazão de ar fresco e a razão de recirculação do início do processo até 17,0 h. A diminuição da razão de recirculação é mínima.

Para a configuração do secador contracorrente, os resultados da simulação também mostram, na Figura 4.20, que o tempo do ciclo é pouco influenciado pela velocidade do ar até valores perto de 3,0 m/s, concordando com os valores da literatura.

Deve-se lembrar que no caso da secagem da uva, esta é controlada pela transferência interna de massa e pela casca. Num produto onde a secagem (a equação cinética) dependesse da velocidade, esta situação poderia mudar. Entretanto, secadores de túnel em geral são utilizados para produtos de secagem lenta.

Uma comparação entre as Figuras 4.12 (secador concorrente) e 4.20 (secador contracorrente) indica que para o secador concorrente velocidades maiores a 3,0 m/s ainda exercem uma influência muito pequena da velocidade do ar sobre o tempo do ciclo, enquanto acima deste valor são constantes para o secador contracorrente considerando o mesmo número de carrinhos, a mesma temperatura e umidade do ar de secagem no processo. Como se pode ver na Figura 4.20, a influência da velocidade do ar nos balanços do secador, apresenta dois comportamentos: a baixas velocidades o efeito é importante mas a velocidades maiores de 2,6 m/s o efeito é totalmente desprezível, indicando que a velocidades altas as condições do ar ficam constantes ao longo do secador com o tempo, dentro da faixa estabelecida por Van Arsdell e Copley (1964) e Berna *et al.*, (1991). Igualmente, se pode ver que a mudança da região cujo efeito é significativo à região desprezível é suave para o secador concorrente, enquanto que para o secador contracorrente é brusco.

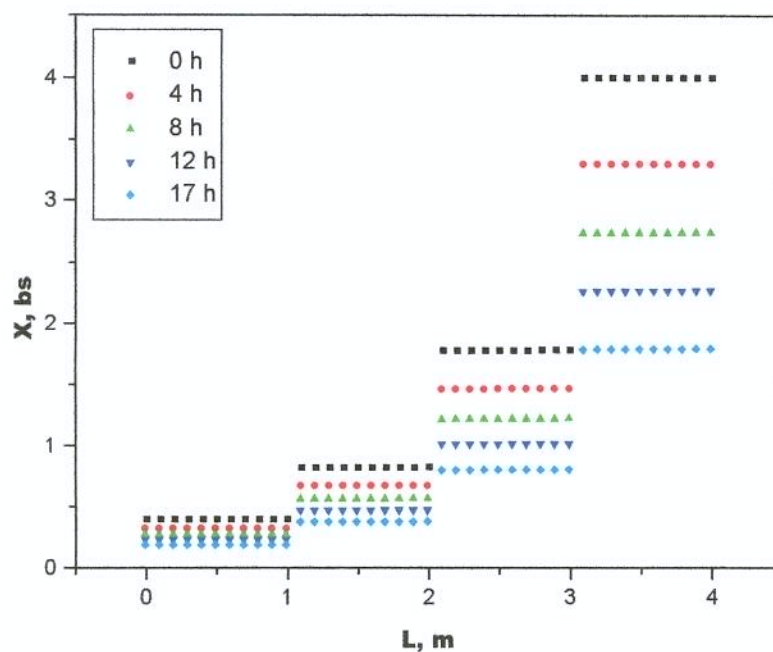


Figura 4.17 (a) : Perfis de umidade da fruta durante o ciclo de secagem ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

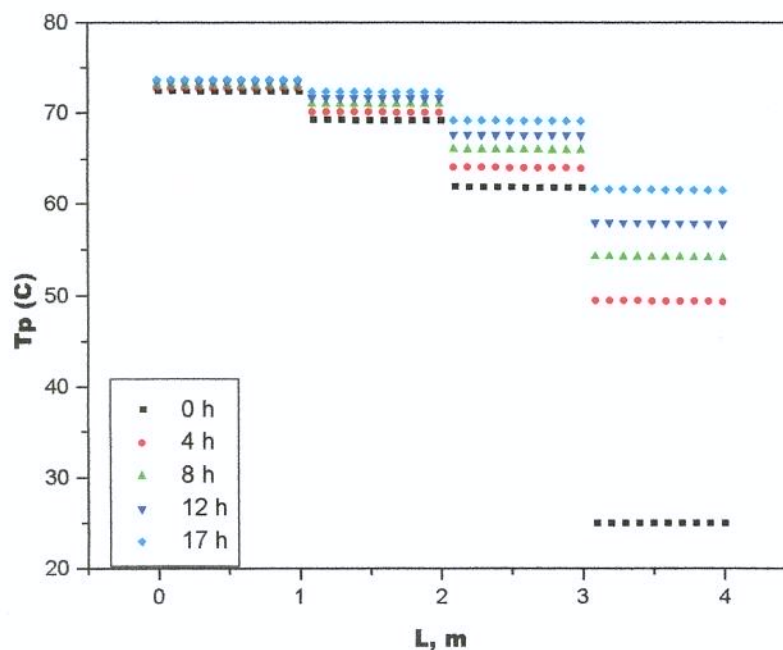


Figura 4.17 (b) : Perfis de temperatura da fruta durante o ciclo de secagem ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

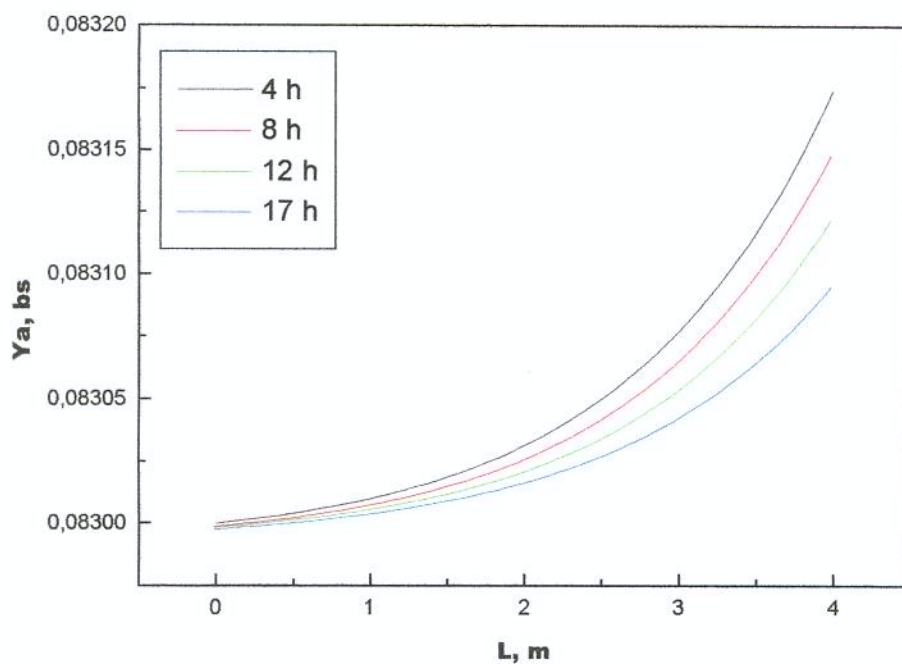


Figura 4.18 (a) : Perfis de umidade do ar durante o ciclo de secagem ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

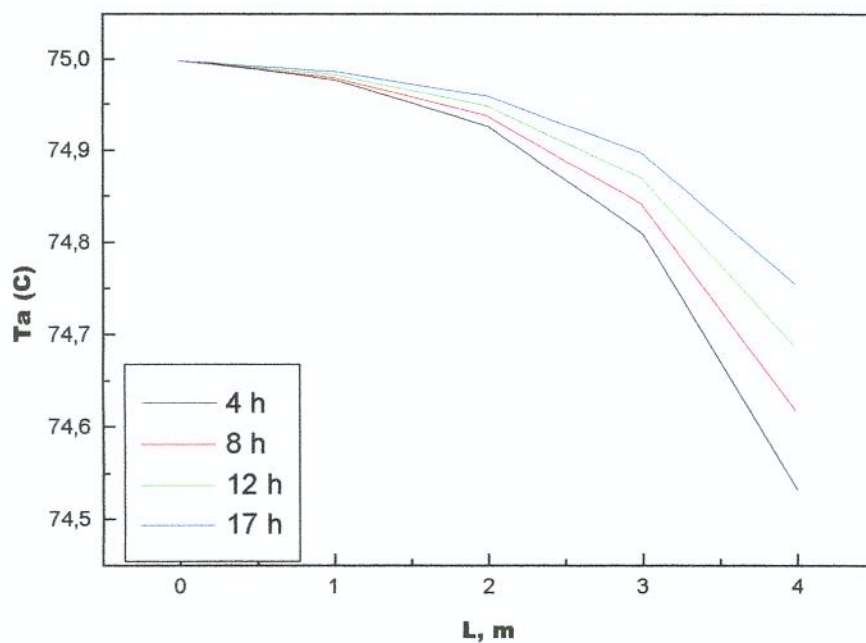


Figura 4.18 (b) : Perfis de temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

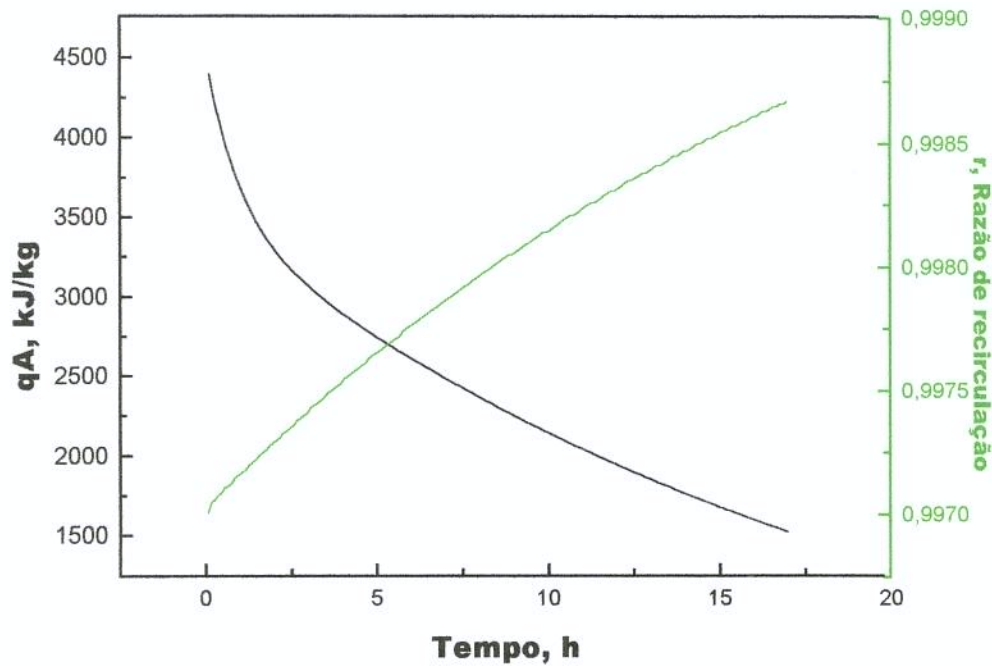


Figura 4.19 (a) : Calor fornecido e razão de recirculação dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

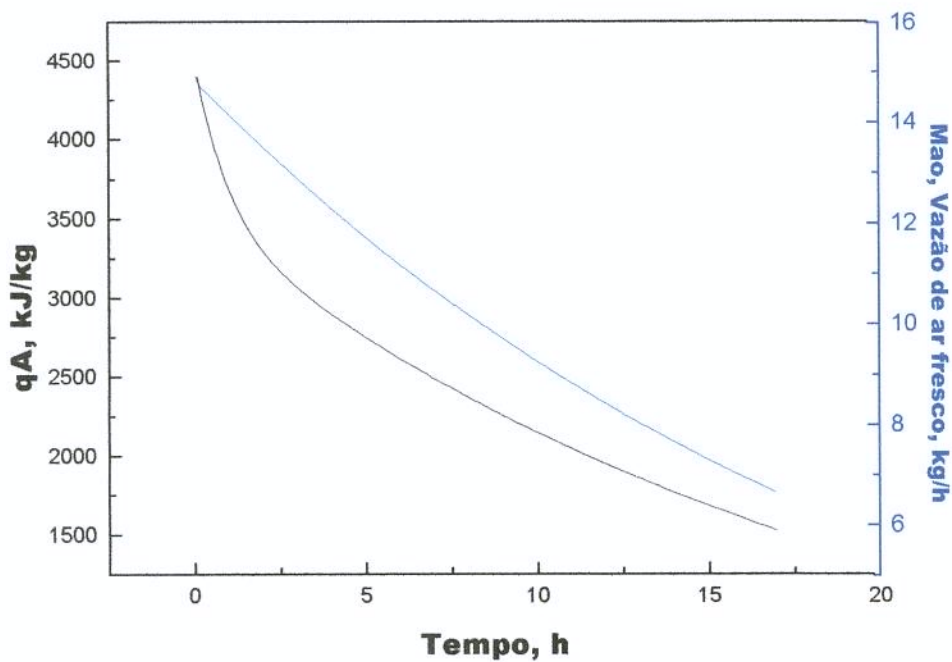


Figura 4.19 (b) : Calor fornecido e vazão mássica dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

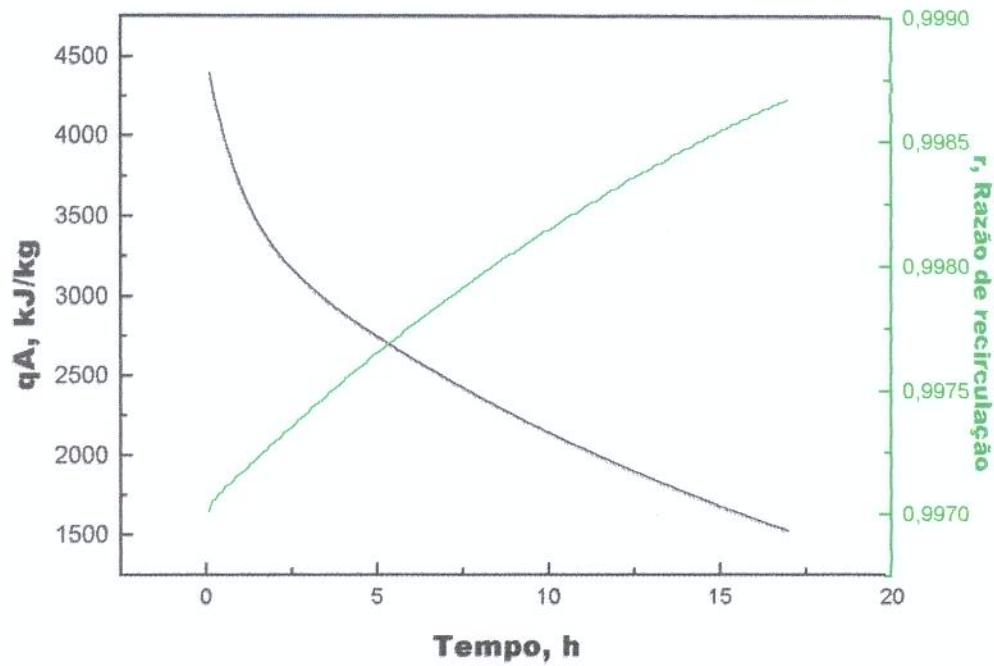


Figura 4.19 (c) : Vazão mássica de ar fresco e razão de recirculação dentro do tempo do ciclo ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) Secador contracorrente.

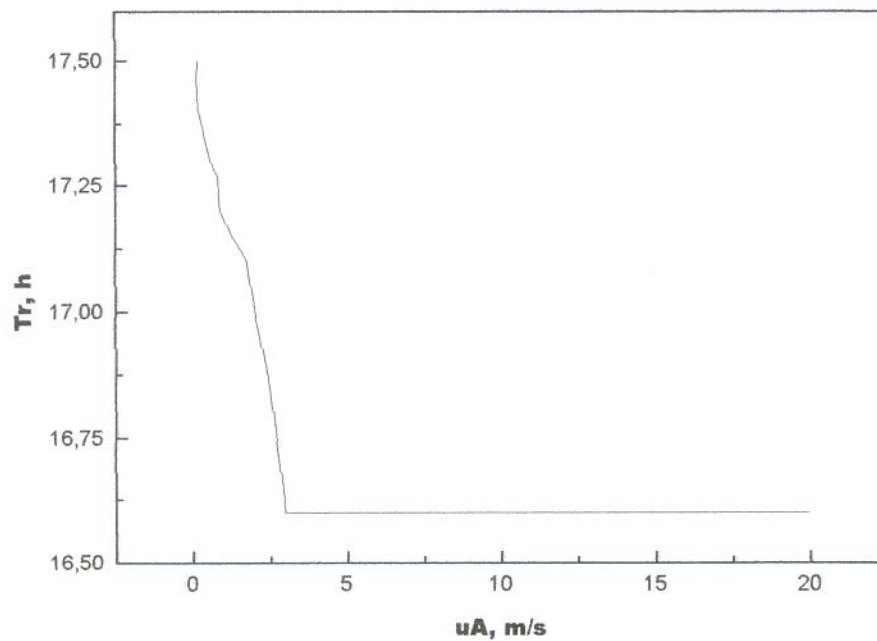


Figura 4.20 : Tempo do ciclo vs velocidade do ar. ($N=4$, $Y_{AM}=0,0830$ bs e $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$) – Secador contracorrente.

4.8.2 Efeito da umidade e temperatura do ar de secagem

Para um secador contracorrente com quatro carrinhos, as Figuras 4.21 mostram a influência da umidade do ar de secagem sobre os tempos do ciclo além do efeito do calor fornecido 4.21 (a), da velocidade mássica de ar fresco 4.21 (b), e da razão de recirculação 4.21 (c), considerando um valor de temperatura na entrada do secador de 75°C, uma vazão mássica de ar de 5000 kg/h e mantendo as condições do ar ambiente de Campinas, propriedades da fruta, ar e água como indicado no item 4.2.

A Figura 4.21 (a) também mostra que os tempos de ciclo aumentam conforme aumentam as umidades do ar de secagem, significando que quanto maior a umidade do ar as condições de secagem são menos severas e, conseqüentemente, necessitam-se tempos de secagem mais longos. Os tempos do ciclo incrementam-se linearmente com a umidade do ar de secagem no secador até 0,22 base seca, seguindo-se um crescimento brusco para valores de umidade mais altas com valores de 0,24 e 0,25. Ao mesmo tempo, a média do calor fornecido decresce rapidamente, para valores baixos de umidade e de 0,10 até 0,25 existe uma variação decrescente linear lenta (Figura 4.21 a). Com respeito à vazão mássica do ar fresco (Figura 4.21 b), existe também uma diminuição, mas a curva tem uma variação do tipo $Tr = \beta_o Y_{am}^{\beta_1}$ com $\beta_1 < 0$, que vai de aproximadamente 100 kg de ar seco por hora até quase zero. Finalmente, na Figura 4.21 (c), mostra-se a variação da média da razão de recirculação que aumenta quando a umidade do ar de secagem aumenta, com uma tendência exatamente inversa da vazão de ar; isto é, potência da forma $Tr = \beta_o Y_{am}^{\beta_1}$ com $\beta_1 > 0$.

Estas Figuras 4.21, em geral, são semelhantes aos resultados obtidos (Figuras 4.13) para o secador concorrente.

As Figuras 4.22 mostram, para o secador contracorrente, a influência da temperatura do ar de secagem sobre os tempos do ciclo além do efeito do calor fornecido 4.22 (a), da velocidade mássica de ar fresco 4.22 (b), e da razão de recirculação 4.22 (c), considerando quatro carrinhos no túnel e mantendo constantes a umidade do ar de

secagem em 0,083 e o resto das condições de operação, dados do secador e propriedades da fruta e vazão do ar.

As Figuras 4.22 também mostram para o secador contracorrente que os tempos do ciclo aumentam rapidamente para temperaturas menores do que 60°C, indicando que a secagem a temperaturas menores não teria importância do ponto de vista prático. Além disso, conforme a temperatura aumenta de 70 até 100°C verifica-se uma diminuição linear nos tempos do ciclo com um aumento linear do calor fornecido (Figura 4.22 (a)) e na vazão de ar fresco (Figura 4.22 (b)) e, conseqüentemente, uma diminuição na razão de recirculação é requerido (Figura 4.22 (c)). As relações de recirculação são muito altas como uma conseqüência do processo de secagem de uva ser muito lento comparado à secagem de outros produtos alimentícios, e a umidade do ar de secagem não muda muito entre entrada e saída para quatro carrinhos, tanto concorrente como contracorrente, fazendo com que as condições do ar no túnel sejam quase constantes.

Uma comparação dos resultados para secador contracorrente com aqueles do secador concorrente indicam uma semelhança muito marcada a respeito da influência da temperatura do ar de secagem. No processamento de uvas passa, considera-se 75°C como temperatura máxima para prevenir a degradação térmica do produto (Kiranoudis *et al.*, 1997). Assim, para uvas Sultana, de acordo a Vagenas & Marinos-Kouris (1991) a temperatura máxima do ar permissível é 76°C.

O efeito da temperatura do ar de secagem tanto no secador concorrente quanto no secador contracorrente é contrário ao efeito da umidade. Quanto maior é a temperatura do ar de secagem mais severas são as condições no secador e como conseqüência as velocidades de secagem são também maiores.

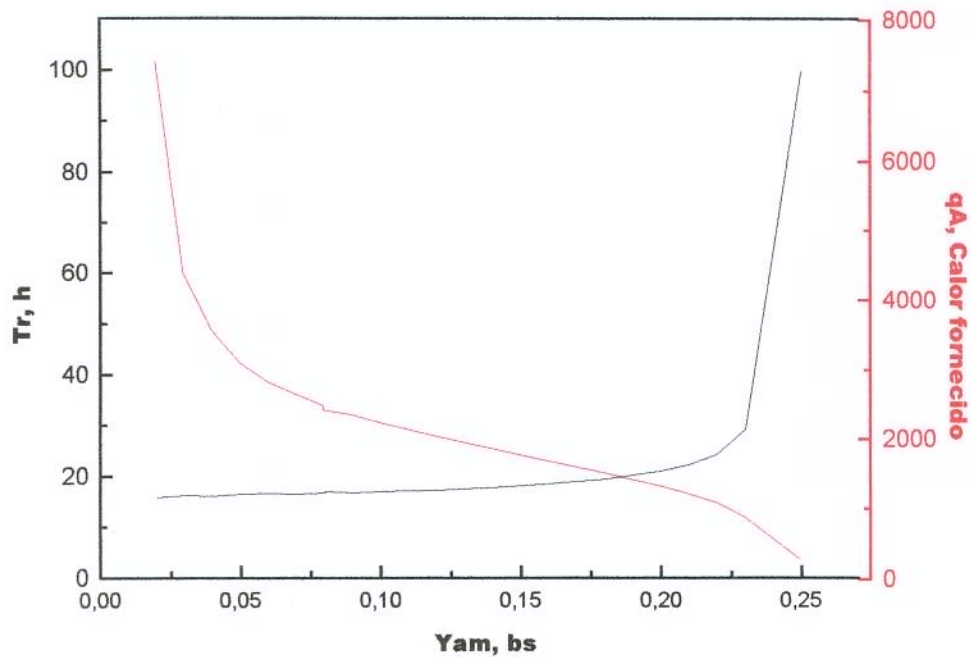


Figura 4.21 (a) : Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e calor fornecido ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000\text{ kg/h}$) – Secador contracorrente.

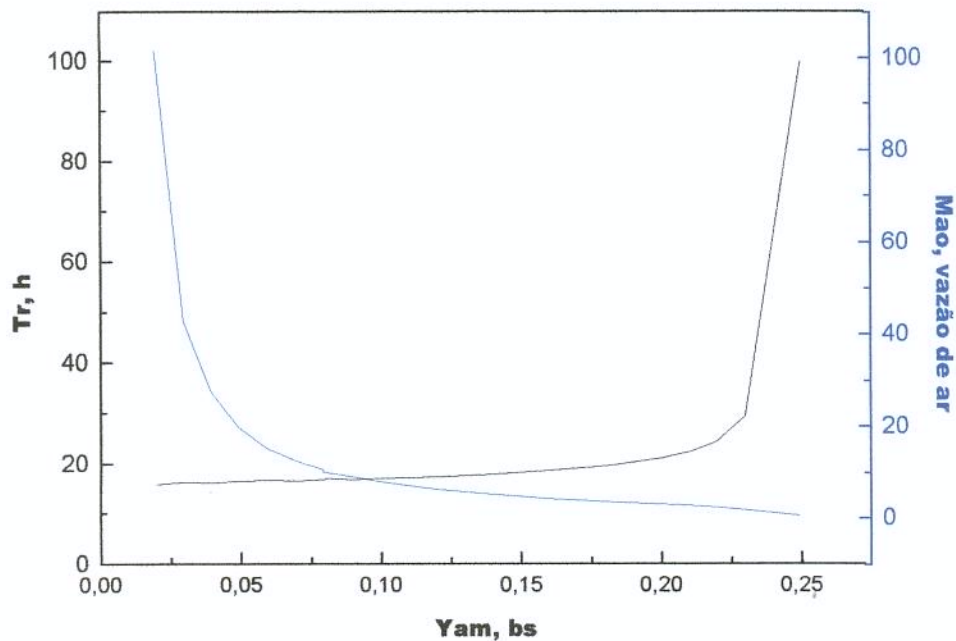


Figura 4.21 (b) : Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e a vazão de ar fresco ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000\text{ kg/h}$) – Secador contracorrente

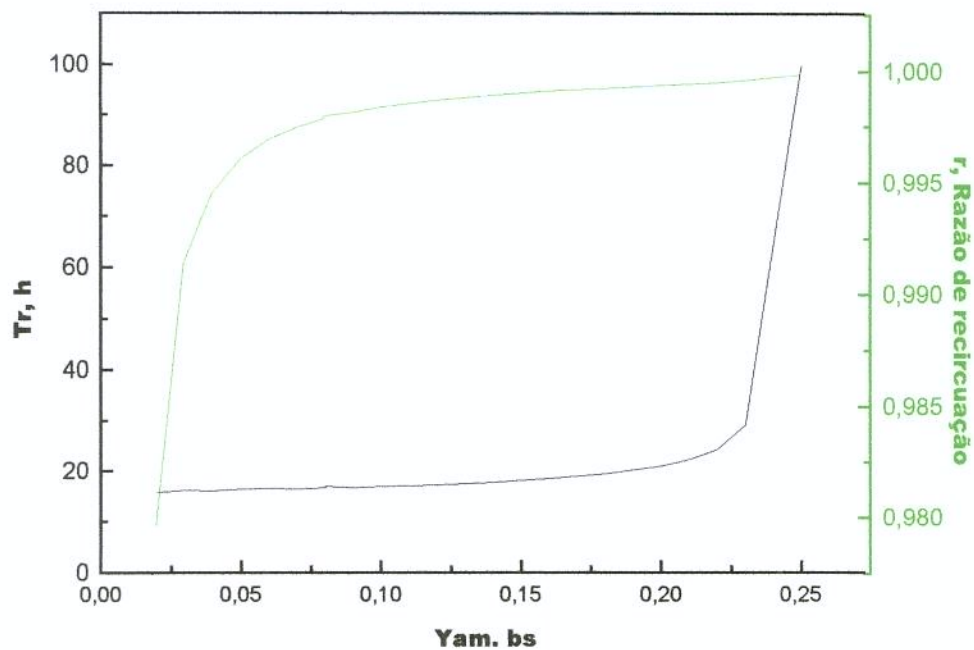


Figura 4.21 (c) : Efeito da umidade do ar de secagem no tempo do ciclo e a razão de recirculação ($N=4$, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000\text{ kg/h}$) – Secador contracorrente.

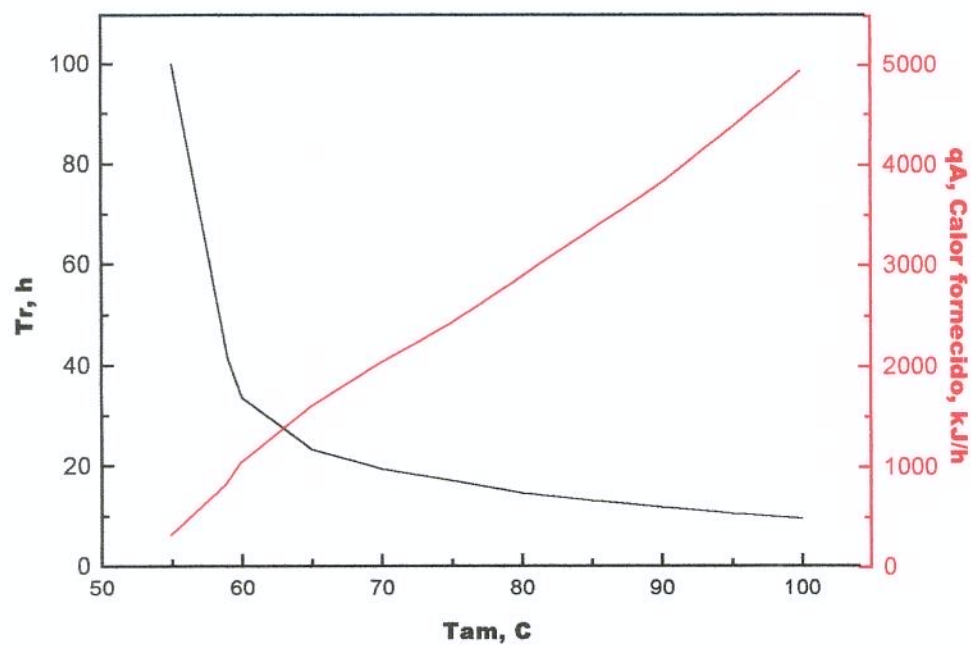


Figura 4.22 (a) : Efeito da temperatura do ar de secagem no tempo do ciclo e calor fornecido ($N=4$, $Y_{AM}=0.0830\text{ bs}$ e $m_{AM}=5000\text{ kg/h}$) – Secador contracorrente.

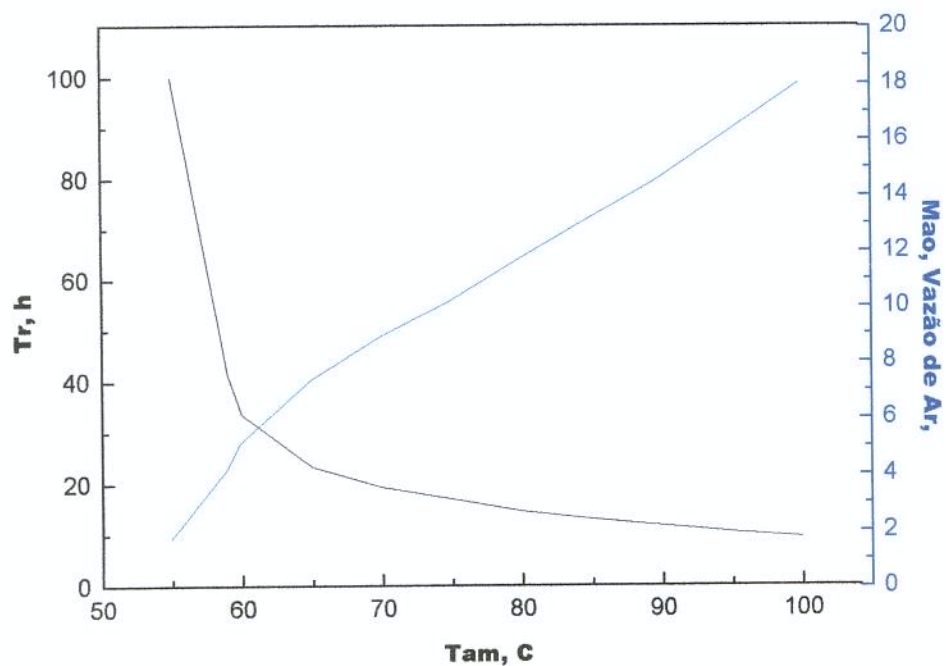


Figura 4.22 (b) : Efeito da temperatura do ar de secagem no tempo do ciclo e vazão de ar fresco ($N=4$, $Y_{AM}=0.0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

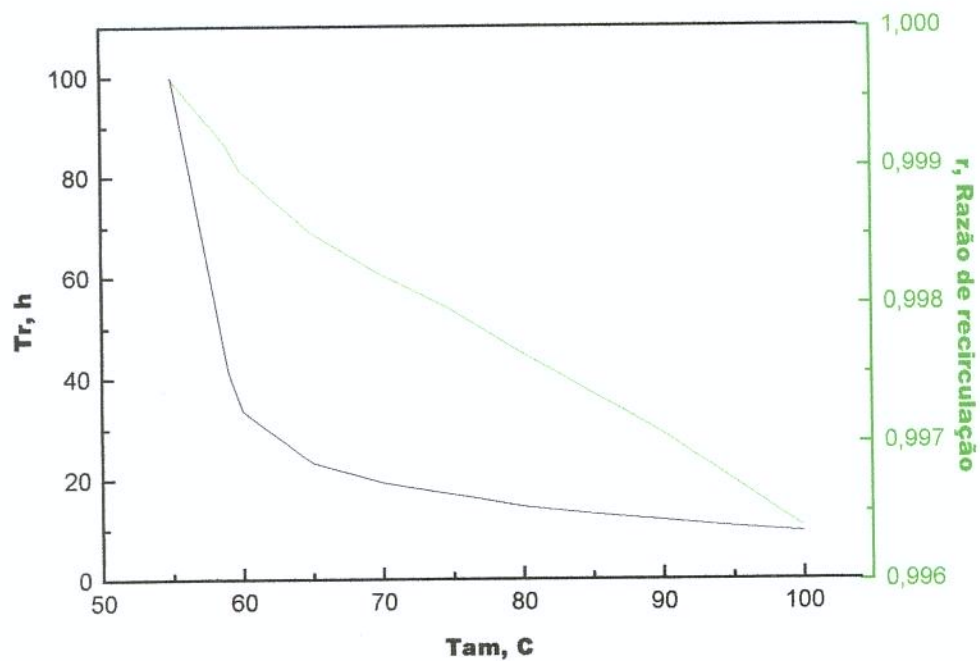


Figura 4.22 (c) : Efeito da temperatura do ar de secagem no tempo do ciclo e razão de recirculação ($N=4$, $Y_{AM}=0.0830$ bs e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

A Figura 4.23 mostra, para o secador contracorrente, a variação da produção e os tempos do ciclo com o número de carrinhos, que é equivalente ao comprimento do túnel ($L_o = 1$ m). Mostra-se que quanto maior o número de carrinhos no túnel maior a produção; a relação da produção é praticamente linear, mostrando uma leve curvatura entre 6 e 12 carrinhos. Por outro lado, o tempo do ciclo diminui conforme o número de carrinhos aumenta no túnel. Neste caso a redução do tempo é grande até 4 ou 5 carrinhos, sendo que a partir daí os tempos do ciclo diminuem mais lentamente. A variação dos tempos do ciclo com o número de carrinhos é exponencial. Só para efeitos de simulação considerou-se um número de carrinhos igual a 20 no túnel, porque os secadores industriais de túnel freqüentemente usam de 10 a 12 carrinhos, seja que se use a configuração concorrente ou contracorrente.

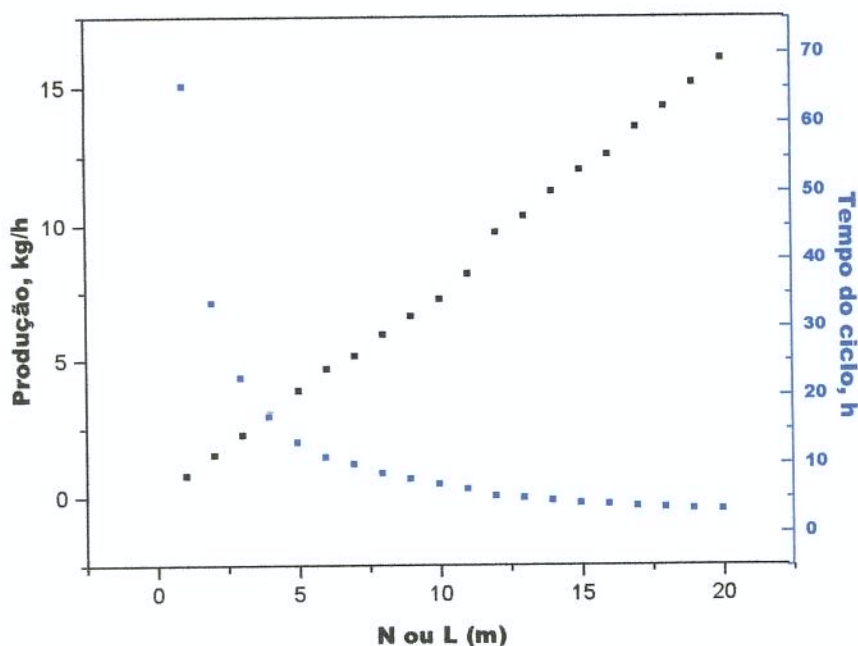


Figura 4.23 : Produção e tempo do ciclo vs comprimento ($Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

Sob as mesmas condições da Figura 4.23, a Figura 4.24 apresenta a relação entre o calor fornecido médio durante o tempo do ciclo e o número de carrinhos ou comprimento do secador contracorrente. Pode-se ver que conforme se incrementa o

número de carrinhos o consumo médio de calor aumenta também em forma linear. Como o consumo de calor é zero quando o número de carrinhos é zero, um ajuste através da origem mostra uma alta correlação linear da forma: $qA = 630,73769 N$ ou $qA = 630,73769 L$ entre essas variáveis; o coeficiente de correlação linear é neste caso 0,99842 enquanto o coeficiente de determinação R^2 é 0,99685, indicando que 99,7 % dos dados correspondem a um modelo linear indicado anteriormente ($\alpha < 0.0001$). Adicionalmente, pode-se inferir que o secador contracorrente é aquele que consome maior quantidade de calor, aproximadamente 10,50% mais do que o secador concorrente para secagem de uva Itália.

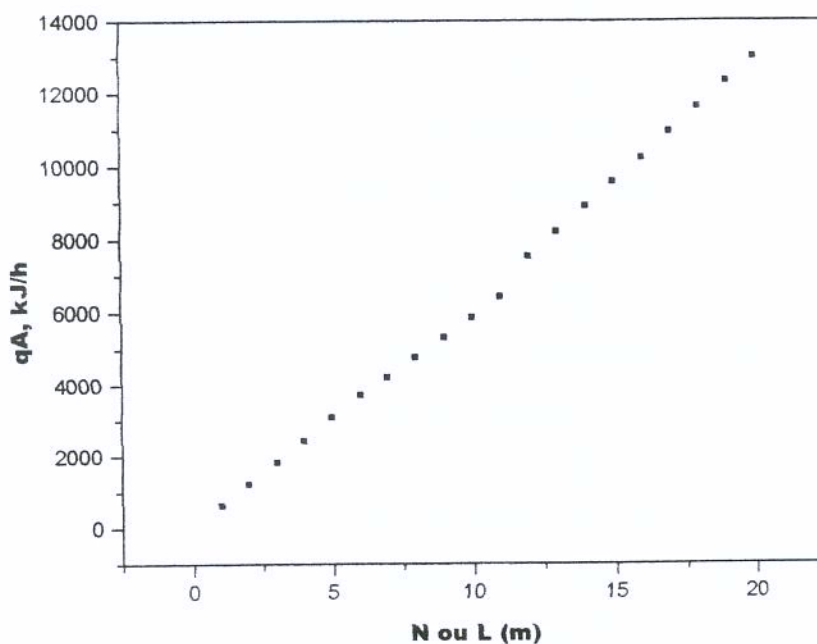


Figura 4.24 : Consumo de calor vs comprimento.
 ($Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h) – Secador contracorrente.

4.9 SECADOR CONCORRENTE E CONTRACORRENTE

Os resultados das simulações para o secador concorrente (item 4.7) e contracorrente (item 4.8) mostraram que para quatro carrinhos ($N = 4$) e as mesmas condições de operação, não existem diferenças numéricas notórias entre os diferentes

perfis destas configurações, com exceção daqueles que correspondem à natureza da direção do fluxo, que resultam em diferenças na forma dos perfis e na concavidade de algumas curvas. Assim, os perfis de umidade e temperatura da fruta são contrários porque no primeiro carrinho do secador concorrente encontra-se a fruta fresca enquanto no secador contracorrente encontra-se no último. Quanto, as curvas de umidade e temperatura do ar, elas têm concavidades contrárias entre o secador concorrente e o secador contracorrente. Embora a variação delas com o tempo seja diferente, a faixa de mudança da umidade e temperatura do ar durante o processo é mínima para o tempo do ciclo, e para ambas as configurações, é praticamente igual.

Em geral, conforme o número de carrinhos aumenta, as diferenças são maiores, embora a tendência das curvas seja semelhante. Assim, para doze carrinhos num secador concorrente, as Figuras 4.25 (a) e (b) mostram os perfis de umidade e temperatura do ar, respectivamente; para as mesmas condições de umidade, temperatura e vazão de ar mostrados para quatro carrinhos nas Figuras 4.18 (a) e (b). Para doze carrinhos, esse secador concorrente apresenta o tempo do ciclo igual a 5,4 horas, fazendo um tempo total de residência de 64,8 horas, comparado a 16,8 horas para quatro carrinhos, que faz um total de 67,2 horas. A variação de temperatura de entrada e saída do secador é quase quatro vezes maior do que se verifica com quatro carrinhos, embora a variação de umidade seja praticamente igual. Os resultados do secador contracorrente para estas mesmas condições (Figuras 4.26 (a) e (b)), resultam num tempo do ciclo de 5,3 e 17,0 horas, fazendo um tempo total de secagem de 63,6 e 68 horas, para doze e quatro carrinhos; respectivamente.

Quando as condições de umidade, temperatura e vazão de ar têm valores próximos da saturação, pode-se observar que as diferenças entre a configuração concorrente e contracorrente são mais notórias, tal como se mostra nas Figuras 4.26 (a) e (b), para o secador concorrente, e nas Figuras 4.27 (a) e (b) para o secador contracorrente. Ambas foram simuladas a temperaturas e vazões de ar menores, que resultam em umidades relativas na saída do secador de aproximadamente 50% comparadas a 30% das Figuras 4.25 para o secador concorrente. Deve-se indicar também que os dados

experimentais obtidos por Gabas (1998) foram obtidos em condições de saturação baixa, enquanto estes do presente estudo atingem valores de umidade relativa altos e perto da saturação completa. A maior diferença entre ambas as configurações está no tempo do ciclo. Assim, para as seguintes condições de ar na entrada do secador:

Número de carrinhos, $N = 12$

Umidade do ar de secagem, $Y_{AM} = 0,060$ kg de água/ kg de ar seco

Temperatura do ar de secagem, $T_{AM} = 60^{\circ}\text{C}$, e

Vazão do ar de secagem, $m_{AM} = 1000$ kg/h

Tempo de ciclo para o secador concorrente, $Tr = 10,8$ h, e

Tempo de ciclo para o secador contracorrente, $Tr = 8,5$ h.

O que indica que, neste caso, sob as mesmas condições de ar na entrada dos secadores os tempos de ciclo já diferem significativamente daqueles obtidos sob condições mais severas de secagem. A produção horária, que resulta de dividir a carga total pelo tempo do ciclo, será maior no caso do secador contracorrente, aproximadamente em 27 %, considerando que ambas as configurações com 12 carrinhos têm a mesma carga total, enquanto a carga horária é dependente do tempo do ciclo. Também pode-se observar, comparando-se as Figuras 4.26 e 4.27, que a variação de temperatura de ar no secador é de aproximadamente 6,0% no secador contracorrente e de 5,5% no concorrente. Consequentemente, apesar de não existir uma grande diferença entre as diferenças de temperatura e umidade do ar, estas são suficientes para tornar mais efetiva a configuração contracorrente versus concorrente, em relação ao tempo do ciclo.

A diferença de temperatura da fruta entre a entrada e saída do secador, no estado quase-estacionário é diferente para o secador concorrente ($11,2^{\circ}\text{C}$) e para o secador contracorrente ($16,6^{\circ}\text{C}$), embora a temperatura inicial da fruta em ambas as configurações sejam iguais.

A Figuras 4.16 para o secador concorrente, e a Figura 4.24 para o secador contracorrente mostram que com doze carrinhos no túnel, umidade de 0,083 bs,

temperatura de 75°C e vazão de ar de 5000 kg/h, o requerimento de calor médio para o processo é ligeiramente maior no caso da configuração contracorrente. Para doze carrinhos, quando as condições de operação são 0,060 de umidade, 60°C e 1000 kg/h de vazão de ar estas diferenças são ainda muito maiores. Assim, para o secador concorrente, o calor médio fornecido durante as 10,8 horas do tempo do ciclo é 3685,4 kJ/h; enquanto para o secador contracorrente o calor médio fornecido durante as 8,5 horas do tempo do ciclo é 4520,4 kJ/h, significando um consumo por hora maior em 22,7 % do secador contracorrente em relação ao secador concorrente para as mesmas condições de operação. Entretanto, considerando todo o ciclo o consumo de calor do secador contracorrente é levemente menor.

Quanto à razão de recirculação, esta é ligeiramente maior para o secador concorrente, variando entre 0,970 no início a 0,980 no final do ciclo, enquanto para o secador contracorrente varia de 0,965 no início do ciclo a 0,975. De qualquer maneira, os valores de razão de recirculação são sempre altos comparados à secagem de outros produtos alimentícios. Por outro lado, os valores de ar fresco necessários para o processo de secagem estão diretamente relacionados com o requerimento de ar fresco, embora esta relação seja inversa, porque conforme aumenta a razão de reciclo, diminui o requerimento de ar fresco; assim, para o secador concorrente varia de 29,50 kg/h ao início do ciclo até 19,90 ao final do ciclo para as mesmas condições das Figura 4.26. No caso das Figuras 4.27, para o secador contracorrente esta variação é de 34,49 kg/h ao início do ciclo até 25,24 kg/h ao final do ciclo, indicando também que os requerimentos de ar fresco são maiores a medida que os valores de recirculação são menores.

Em geral, pelo fato do secador contracorrente ser mais efetivo, a umidade relativa do ar de saída é maior e deve-se trabalhar a um reciclo menor de ar, o que aumenta o consumo de energia, que entretanto se compensa com um tempo de ciclo menor.

4.10 CONCLUSÕES

- O simulador, escrito em FORTRAN 90, foi aplicado ao caso específico de secagem de uvas Itália nas condições operacionais próximas às usadas industrialmente, e reproduz bem os dados encontrados na bibliografia permitindo predizer as diferentes situações experimentais para diversas condições operacionais, resolvendo as equações do modelo e considerando a movimentação física dos carrinhos no secador. Este simulador permite a obtenção dos perfis ao longo do secador: da temperatura da fruta e do ar e os perfis de umidade da fruta e do ar, além de calcular a quantidade de calor necessário para o aquecimento do ar, a razão de recirculação e a vazão de ar fresco para o secador concorrente e contracorrente durante o ciclo de secagem.

O uso do simulador permitiu verificar que:

- As condições de secagem abaixo de 60°C e velocidades de ar na entrada do secador acima de 2,5 m/s não se mostraram importantes sob o ponto de vista prático.
- Quando a umidade do ar de entrada ao secador ultrapassar um valor máximo aproximado de 0,225 kg de água/kg de ar seco, elevará significativamente os custos operacionais da secagem.
- Condições brandas de secagem apresentam diferenças de rendimento significativas entre as duas configurações, sendo que o contracorrente é mais econômico (energia/h) e mais produtivo.

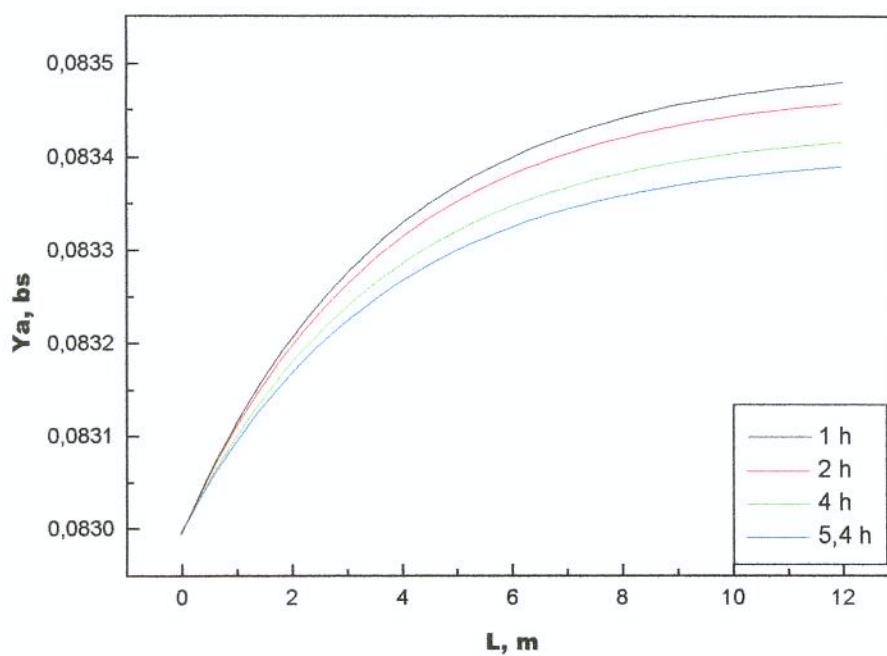


Figura 4.25 (a) : Perfis de umidade do ar no estado quase-estacionário ($N=12$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h). Secador concorrente.

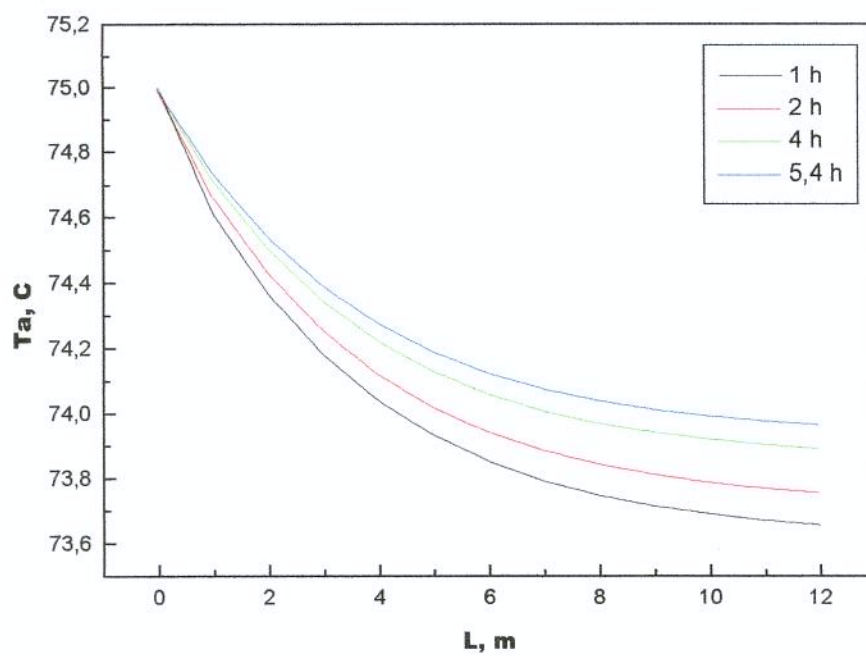


Figura 4.25 (b) : Perfis de temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,0830$ bs, $T_{AM}=75^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h). Secador concorrente.

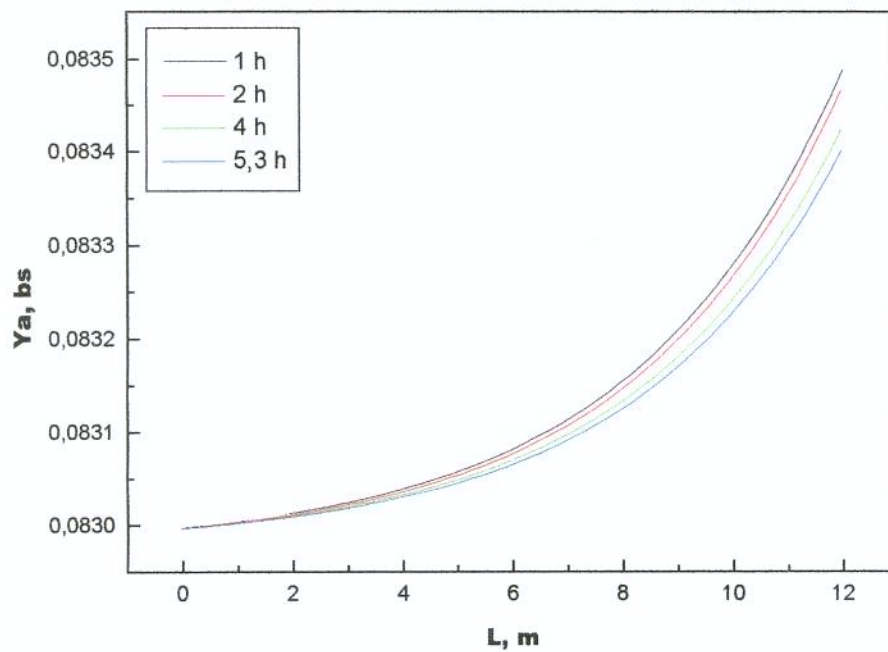


Figura 4.26 (a) : Perfis de umidade durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,083$ bs, $T_{AM}=75^\circ\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h). Secador contracorrente.

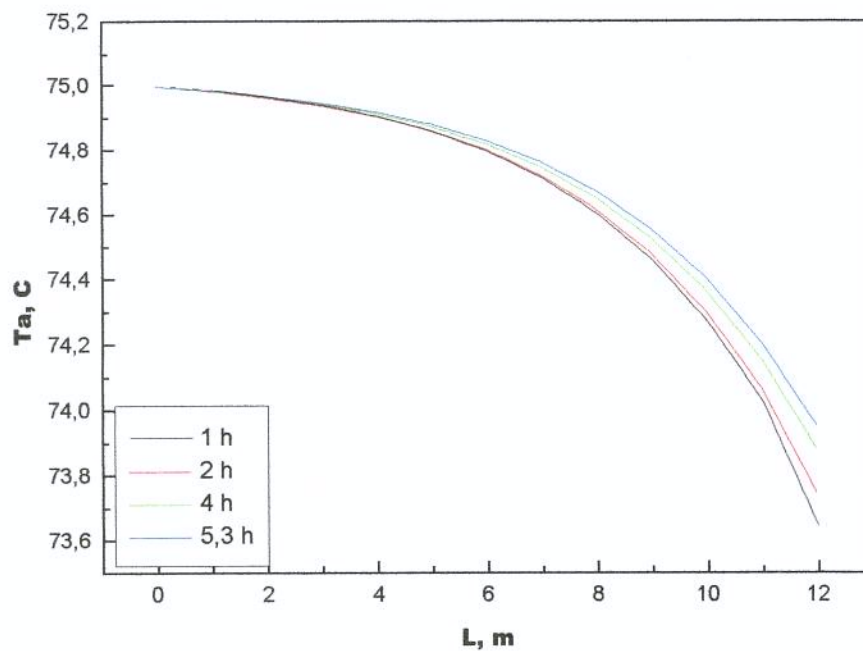


Figura 4.26 (b) : Perfis de temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,083$ bs, $T_{AM}=75^\circ\text{C}$ e $m_{AM}=5000$ kg/h). Secador contracorrente.

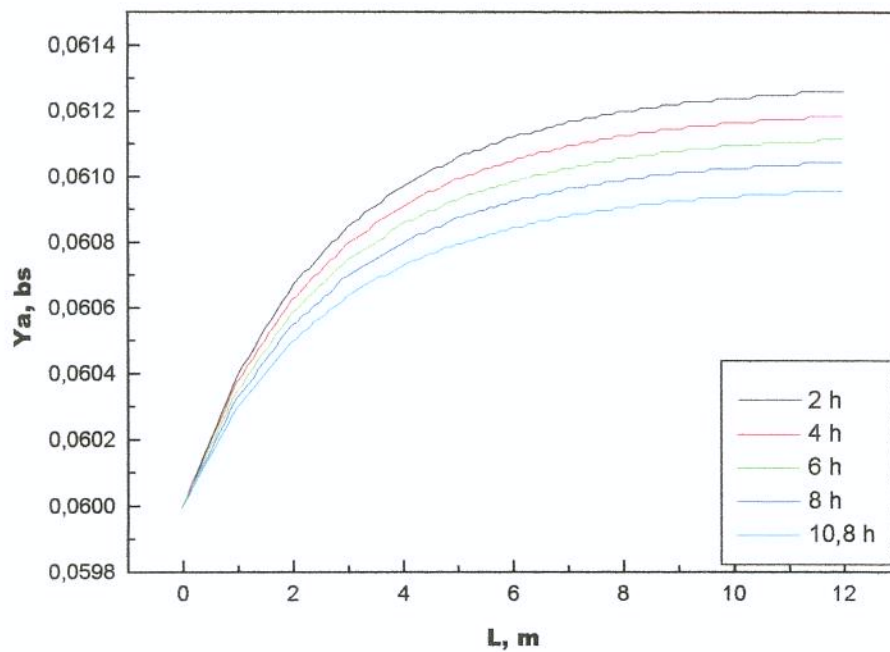


Figura 4.27 (a) : Perfis de umidade durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,060$ bs, $T_{AM}=60^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=1000$ kg/h). Secador concorrente.

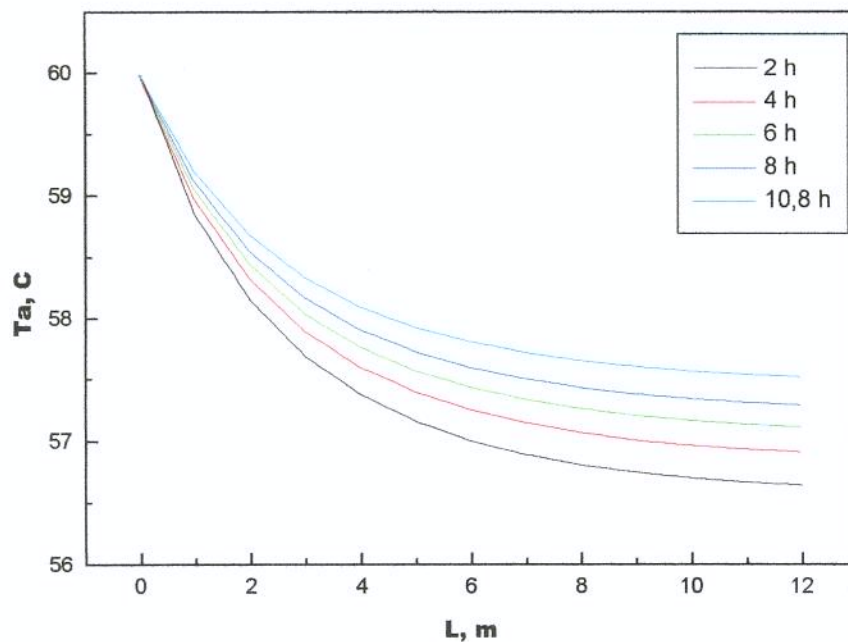


Figura 4.27 (b) : Perfis de temperatura do ar durante o ciclo de secagem ($N=12$, $Y_{AM}=0,060$ bs, $T_{AM}=60^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=1000$ kg/h). Secador concorrente.

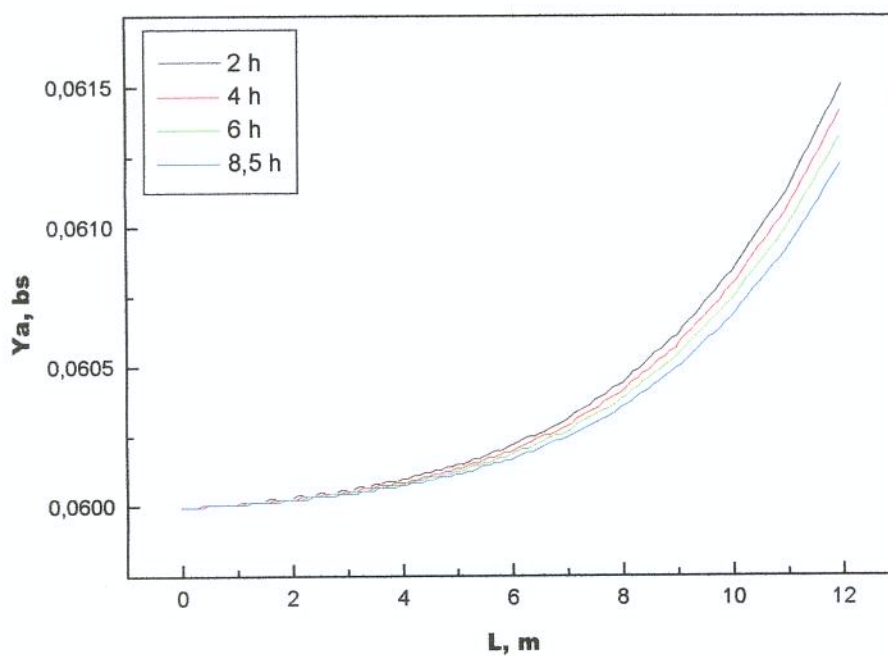


Figura 4.28 (a) : Perfis de umidade do ar durante o ciclo de secagem. ($N=12$, $Y_{AM}=0,060$ bs, $T_{AM}=60^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=1000$ kg/h). Secador contracorrente.

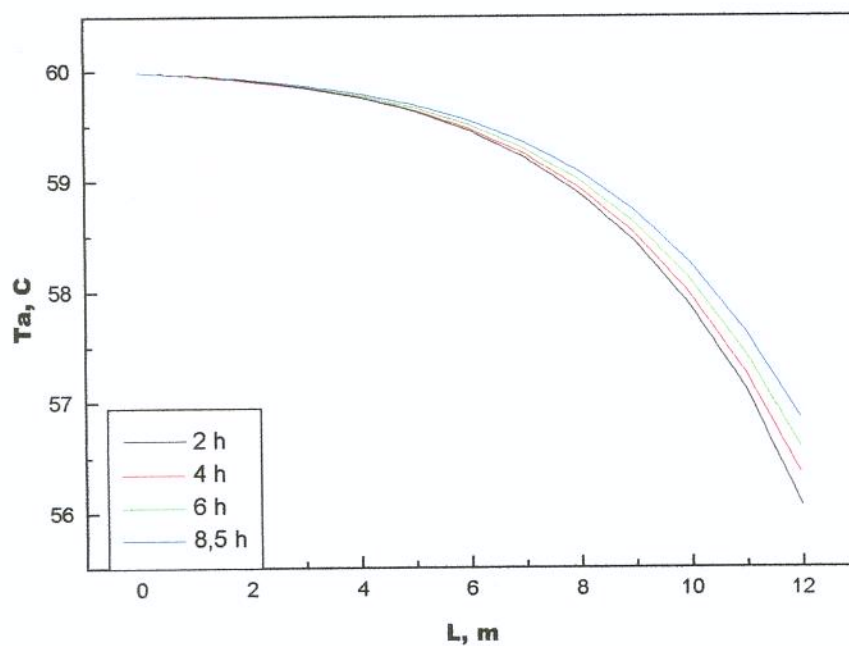


Figura 4.28 (b) : Perfis de temperatura do ar durante o ciclo de secagem. ($N=12$, $Y_{AM}=0,060$ bs, $T_{AM}=60^{\circ}\text{C}$ e $m_{AM}=1000$ kg/h). Secador contracorrente.

5. OTIMIZAÇÃO

5.1 INTRODUÇÃO

A secagem é um processo em que ocorre grande consumo de energia e para obter o máximo rendimento do processo, é necessário satisfazer alguns critérios, a saber: a qualidade do produto, a capacidade de produção e o consumo de energia.

A satisfação simultânea dos critérios apresentados, constitui um problema complexo e a procura das condições ótimas, em forma manual através de tentativas e erro, não é adequada. O problema torna-se bem mais complexo à medida que a demanda alcança um nível industrial, provocando a necessidade de desenvolver e usar algumas ferramentas que facilitem as tarefas de otimização primeiro e logo de controle de planta.

A primeira etapa do desenvolvimento das ferramentas de otimização consiste em conhecer o comportamento físico do processo que deve se transformar logo num modelo matemático, cuja definição tornará possível elaborar nas etapas seguintes os procedimentos que serão usados na determinação de uma política operacional ótima.

No presente capítulo descreve-se o desenvolvimento e a aplicação de um procedimento de otimização. As etapas mais importantes constituem: escolha dos critérios de performance, construção de uma função objetivo e escolha das variáveis manipuladas e de uma técnica de otimização adequada. A fase de aplicação considera a política operacional, isto é, o procedimento para determinar novas condições ótimas do secador concorrente e contracorrente.

5.2 TIPOS E CRITÉRIOS DE OTIMIZAÇÃO EM SECAGEM

Algumas estratégias de otimização e controle de secadores têm sido desenvolvidas. No entanto, estas estratégias tratam o problema de uma forma bastante simplificada. Usualmente, os objetivos dos trabalhos se referem ao alcance de um único critério de performance evitando as análises dos problemas do ponto de vista global e

multivariável. Se o problema é estudado de uma forma relativamente simples, exige apenas a adoção de esquemas convencionais e procedimentos de otimização “off-line”. Se o problema é estudado para a execução de uma tarefa mais elaborada, precisa-se do uso de uma estratégia para controle avançado com tratamento multivariável e do desenvolvimento de um procedimento de otimização mais eficiente que possa ser utilizado em uma tarefa “on-line”.

Pode-se resumir indicando que existem dois tipos de otimização do ponto de vista da finalidade de sua utilização:

- (i) um procedimento de otimização “off-line” que tem a finalidade de ser usado na etapa de projeto de secadores, e
- (ii) um procedimento de otimização “on-line” que tem a finalidade de ser usado na operação eficiente dos secadores projetados na etapa anterior.

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 modificadas no decorrer do tempo, devido a alterações nas demandas externas (Vasconcelos, 1997). 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.

5.3 CLASSIFICAÇÃO DAS VARIÁVEIS DO PROCESSO

As variáveis envolvidas no processo de secagem podem ser classificadas da seguinte forma:

- 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, e a vazão mássica do gás.
- variáveis fixadas durante o projeto: o número de carrinhos no túnel (ou comprimento do secador) e a configuração do secador.
- perturbações: a temperatura ambiente, a umidade ambiente, a temperatura do sólido na entrada do secador, a umidade da fruta na entrada do secador e demanda de produção.
- restrições: a umidade relativa do gás, a umidade de equilíbrio ao longo do secador e a qualidade da fruta.

É uma prática comum que as variáveis controladas no secador de túnel industrial sejam a temperatura e a umidade absoluta do ar na entrada do secador (Kiranoudis *et al.*, 1996). Neste caso, os elementos finais de controle são a válvula de indução de combustível e regulador (“damper”) de ar fresco, respectivamente.

A umidade da fruta na saída do secador é considerada a variável controlada de maior importância no processo de secagem porque é o objetivo do processo e, ao mesmo tempo, está relacionada diretamente com o critério de 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 da fruta revela um aspecto da qualidade do produto, e é obtido indiretamente através do controle da temperatura e vazão do gás na entrada do secador. Atribui-se, ao controle desta variável, o alcance das condições ótimas, do ponto de vista de rendimento energético e também tem importância em relação ao critério de qualidade do produto, considerando que em geral os produtos alimentícios

são sensíveis à ação térmica e o aumento da temperatura é um fator de risco na modificação da estrutura interna e composição da fruta.

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 será o rendimento energético. Porém, existe a possibilidade do gás atingir a saturação, provocando o fenômeno de condensação de umidade bastante prejudicial ao desempenho do secador e à qualidade do produto. Entretanto, o alcance de uma alta umidade relativa do gás na saída do secador, na secagem de uvas, por exemplo, favorece ao aumento do desempenho do secador.

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

- vazão do gás.
- temperatura do gás.
- umidade do gás.

Na etapa de projeto do secador além das variáveis já apresentadas, deve-se adicionar as variáveis fixadas durante a operação como: número de carrinhos e configuração do secador.

5.4 DEFINIÇÃO DA FUNÇÃO OBJETIVO

O desenvolvimento de uma função objetivo pode incluir diferentes fatores ou quantidades a ser minimizadas, que não necessariamente atingem o valor mínimo no processo durante a otimização, e quantidades especificadas que são fatores que necessariamente atingem o valor ótimo, porque são objetivos principais do secador com influência direta na qualidade final do produto (Vasconcelos *et al.*, 1998). Além disso, a definição da função objetivo tem a finalidade de promover simplificações e consiste na escolha de um menor número de variáveis possíveis. Para a formulação do problema de otimização, foram escolhidos os fatores seguintes:

- energia consumida, EC
- tempo do ciclo, Tr , e
- temperatura máxima da fruta, $T_{P,MAX}$

Estas quantidades são fatores que não alcançam o valor nulo durante a otimização, pois representam grandezas necessariamente positivas. Para definir completamente o problema de otimização, é necessário escolher as variáveis manipuladas mais adequadas, do ponto de vista da sensibilidade paramétrica e que representem os critérios desejados. Considerando que o problema de otimização pode ser usado para projeto e operação, as variáveis manipuladas usadas são listadas na Tabela 5.1:

Tabela 5.1
Variáveis manipuladas usadas no procedimento de otimização

VARIÁVEL MANIPULADA	OTIMIZAÇÃO	
	PROJETO	OPERAÇÃO
Vazão mássica do ar	Variável	Variável
Energia adicionada no aquecimento	Variável	Variável
Comprimento do secador ou número de carrinhos.	Variável	Especificada

A formulação da função objetivo está representada pela Equação (5.1) e consiste em minimizar a soma dos fatores indicados anteriormente.

$$FO: \quad \text{Min} (EC + Tr + T_{P,MAX}) \quad (5.1)$$

onde EC representa a média do calor consumido durante o ciclo em kJ/h, Tr o tempo do ciclo em horas, e $T_{P,MAX}$ a temperatura máxima alcançada pela fruta durante a secagem em °C.

5.5 RESTRIÇÃO DE QUALIDADE DA FRUTA

Existem várias alternativas para avaliar a qualidade da fruta durante o processo de secagem, assim podem-se considerar a textura da fruta (Mouquet, 1996); a estrutura de tecido da fruta (Lewicki & Drzewucka-Bujak, 1998); a estrutura física do alimento (Saravacos, 1998); a mudança de cor na fruta (Krokida *et al.*, 1998); e obviamente a perda de nutrientes descrita em várias pesquisas, algumas das quais são detalhadas a seguir.

Saguy *et al.* (1978) desenvolveram um método rápido para determinar o modelo cinético que descreve a perda de ácido ascórbico durante a secagem com ar, onde a temperatura e a umidade mudam continuamente. Karel *et al.* (citado por Banga & Singh, 1994) têm estudado a otimização de secagem de alimentos com ar com respeito à qualidade. Assim, tem considerado o problema de maximizar a qualidade do produto durante a secagem com ar de um sistema modelo e de lâminas de batata (Mishkin *et al.*, 1982, 1983a,b, 1984a,b; Karel *et al.*, 1985, Karel, 1988).

Mohr (citado por Rovedo & Viollaz, 1998) simulou o processo de secagem de lâminas de alimentos levando em conta a perda de ácido ascórbico e o escurecimento enzimático e encontrou que a temperatura do ar no processo de secagem tem um forte impacto na qualidade final. A degradação de tiamina (Ramaswamy *et al.*, 1990) e ácido ascórbico (Kincal & Giray, 1987; e Banga & Singh, 1994) tem sido adequadamente descritos como uma reação de primeira ordem.

Ranganna & Lakshminarayan-Setty (citado por Rovedo & Viollaz, 1998) mostraram que o escurecimento não enzimático das frutas com pH menor que 4.0 é

essencialmente devido à degradação de ácido ascórbico, enquanto em vegetais secos, é devido à interação do ácido ascórbico com aminoácidos.

A predição da extensão das reações de degradação durante a secagem é importante na qualidade final do produto. Em geral, a perda de nutrientes são uma função da temperatura, do teor de umidade, da duração do processo e da presença de catalisadores que favoreçam a decomposição de nutrientes (Rovedo & Viollaz, 1998).

O ácido ascórbico é freqüentemente escolhido para analisar a qualidade dos processos de secagem porque é muito sensível à destruição quando exposto a temperaturas altas.

No presente estudo, utilizou-se a degradação de ácido ascórbico como a mudança da qualidade na fruta. A dependência do ácido ascórbico com a umidade e temperatura foi assumido como similar àquela da secagem de batata (Mishkin *et al.*, 1984a e 1984b) e secagem de rabanete (Lee & Pyun, 1993); isto é, um modelo cinético de primeira ordem:

$$-\frac{dC_{AA}}{dt} = k_{AA}C_{AA} \quad (5.2)$$

onde $-dC_{AA}/dt$ representa a velocidade de degradação, C_{AA} a concentração de ácido ascórbico em mg/100 g de sólido seco. A constante de secagem de primeira ordem, k_{AA} , tem uma dependência na temperatura do tipo Arrhenius,

$$k_{AA} = k_{oAA} \exp(-E_{aAA} / RT_p) \quad (5.3)$$

onde R é a constante dos gases ideais 1,987 cal/mol.K. k_{oAA} é o fator de freqüência (h^{-1}) e E_{aAA} a energia de ativação (cal/mol), têm ambas funcionalidade na umidade e foram adaptadas dos resultados obtidos por Lee & Pyun, (1993).

$$\ln \alpha_{AA} = 16.1010 + 1.3927X + 0.1106X^2 \quad (5.4)$$

$$E_{AA} = 15138.6000 + 740.5700X + 45.4940X^2 + 2.5302X^3 \quad (5.5)$$

onde X é a umidade da fruta em kg de água por kg de sólido seco. Considerou-se uma qualidade aceitável do produto a retenção de ácido ascórbico de 380 mg/100 g de sólido seco e conteúdo de ácido ascórbico inicial de 480 mg/100 g de sólido seco de (Woodroof & Luh, 1986).

5.6 ALGORITMO USADO NA OTIMIZAÇÃO

O algoritmo usado na otimização dos secadores foi implementado usando a linguagem de programação FORTRAN 90 da Microsoft, de forma similar ao simulador para ambos os secadores. A Figura 5.1 mostra o diagrama que representa o algoritmo usado na otimização dos secadores concorrente e contracorrente. A única diferença entre o algoritmo de otimização para o secador concorrente e o contracorrente radica no simulador que forma parte do algoritmo e que fornece os valores de requerimento de calor médio, tempo do ciclo e temperatura da fruta máxima obtida durante o processo de secagem, valores que compõem a função objetivo.

O programa de otimização foi desenvolvido de forma que a gerar uma matriz de três colunas considerando em cada linha as variáveis de umidade, temperatura e vazão mássica de ar na entrada do secador mudando primeiro os valores da vazão de ar, logo os valores da temperatura e finalmente os valores de umidade; cada uma delas com incrementos distintos para cada variável dentro dos limites inferior e superior que são determinados pelas condições de operação do secador, considerações de qualidade do produto ou considerações de tipo econômico. O número de linhas da matriz depende do intervalo de cada variável e do passo estabelecido para elas.

ALGORITMO DA OPTIMIZAÇÃO

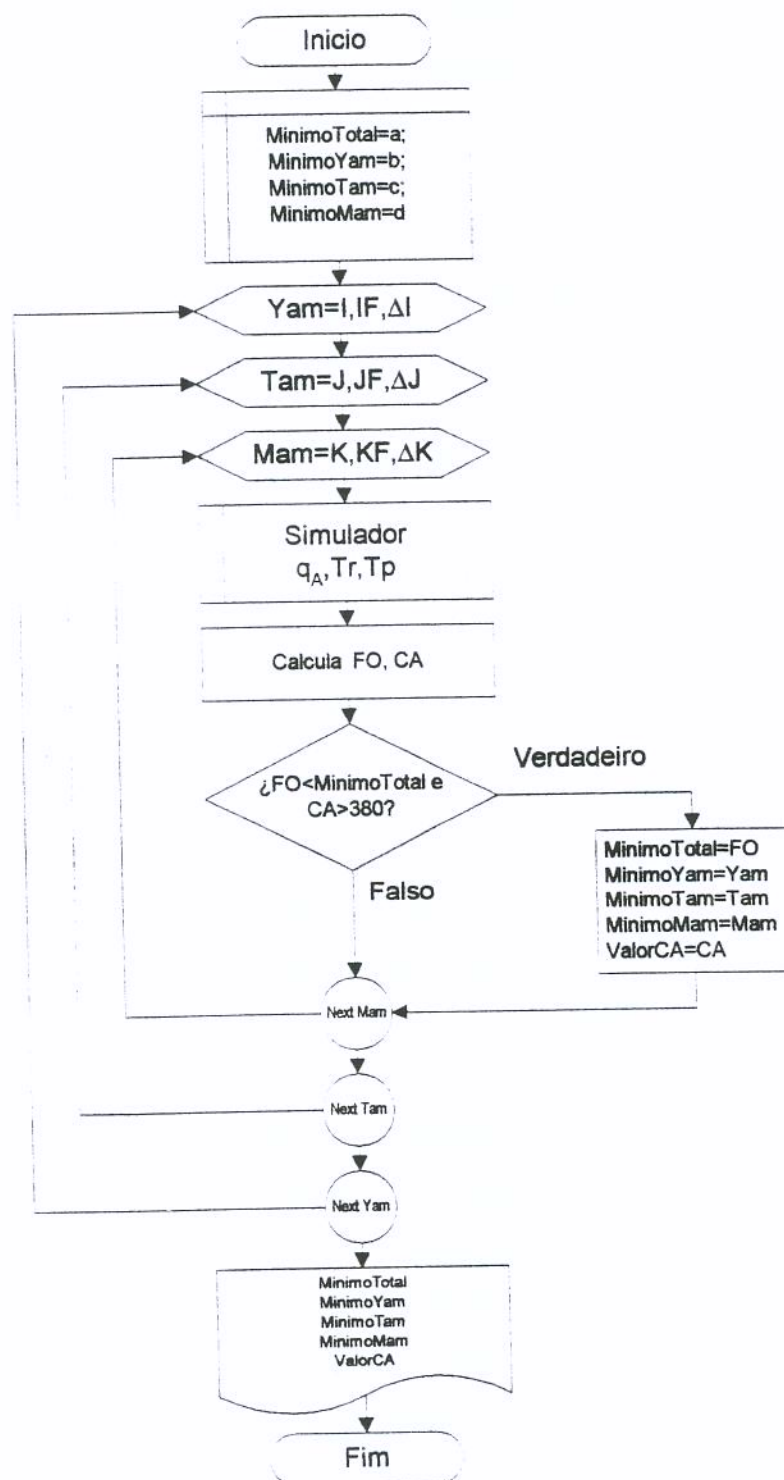


Figura 5.1 : Algoritmo usado na otimização dos secadores

De acordo como diagrama de fluxo da Figura 5.1, vai-se mudando primeiro os valores de vazão na faixa estabelecida (loop interior, K), logo a temperatura (loop intermédio, J) e, finalmente, a umidade do ar de entrada ao secador (loop externo, I), de maneira que para cada rodada o simulador determina os valores correspondentes da função objetivo e vai comparando o valor calculado com o valor anterior ficando aquele que tem o valor mínimo global, além de verificar que a restrição de retenção de ácido ascórbico seja satisfeita. Este algoritmo é usado considerando fixo o número de carrinhos para cada configuração do secador.

Na Figura 5.1, o intervalo de estudo está determinado para a umidade, para a temperatura e vazão de ar na entrada do secador da seguinte forma:

$$Y_{AM} = I, IF, \Delta I$$

onde:

I : representa o limite inferior da umidade

IF : representa o limite superior da umidade, e

ΔI : representa o passo ou incremento da umidade de uma iteração a outra.

No caso da temperatura do ar na entrada do secador na Figura 5.1, a variável iterativa está representada pela letra J , e a vazão de ar pela letra K .

5.7 RESULTADOS DA OTIMIZAÇÃO – SECADOR CONCORRENTE

O programa de otimização determina as condições de umidade, temperatura e vazão de ar ótimas na entrada do secador para um número fixo de carrinhos no túnel do secador. A Tabela 5.2 mostra os resultados da otimização para o secador concorrente, incluindo os valores da função objetivo e o valor da concentração de ácido ascórbico em mg por 100 gramas de sólido seco, calculado usando a Equação (5.2), com os dados dos parâmetros de secagem atingidos durante o processo de secagem e para um número determinado de carrinhos. Os resultados da Tabela 5.2 mostram que os valores ótimos para temperatura e vazão mássica do ar na entrada do secador, resultam ser iguais aos valores do limite inferior fixado no problema destas variáveis ao estabelecer o intervalo

de estudo durante a formulação do problema de otimização, desde que não se verifique saturação nas condições de saída. Em relação à umidade de ar de entrada, vai-se reduzindo desde 0,090 para um carrinho até 0,055 para quinze carrinhos no túnel, porque se o número de carrinhos ou comprimento do secador aumenta, maior será a umidade do ar de saída, portanto deve decrescer a umidade na entrada para evitar a saturação do ar. Mudando os limites inferiores das variáveis na formulação do problema, por exemplo para quatro carrinhos; se o valor da temperatura sobe de 60°C a 70°C (limite inferior) o valor ótimo da temperatura do ar na entrada do secador (T_{AM}) será também 70°C, embora o valor ótimo da umidade do ar da mistura (entrada ao secador) mude de 0,0799 a 0,0589 e, como consequência, mudaram os valores da função objetivo (2397,1810) e concentração de ácido ascórbico (408,87).

Tabela 5.2

Resultados da otimização – Secador concorrente

N	Y_{AM} , bs	T_{AM} , °C	m_{AM} , kg/h	FO	C_{AA} , mg/100 g ss
1	0,089999	60	1000	487,51	425,43
2	0,079999	60	1000	667,46	410,18
3	0,079999	60	1000	889,00	408,13
4	0,079999	60	1000	1105,62	407,73
5	0,079999	60	1000	1314,83	407,02
6	0,079999	60	1000	1513,40	405,83
7	0,079999	60	1000	1685,36	404,20
8	0,079999	60	1000	1825,86	401,77
9	0,069999	60	1000	2564,83	414,20
10	0,069999	60	1000	2773,72	413,44
11	0,059999	60	1000	3524,51	422,41
12	0,059999	60	1000	3753,34	421,77
13	0,058999	60	1000	4043,22	423,04
14	0,057999	60	1000	4343,44	424,49
15	0,054999	60	1000	5257,44	431,75

Acontece geralmente o mesmo fenômeno quando incrementa-se o limite inferior da vazão de ar na entrada do secador, por exemplo de 1000 kg/h a 5000 kg/h o valor ótimo da vazão resulta sendo 5000 kg/h, enquanto o valor da função objetivo varia conforme varia o valor da umidade de ar de entrada ao secador. Quando o valor limite inferior de temperatura e vazão de ar na entrada do secador decrescem, os valores ótimos das variáveis de otimização decrescem também, tendendo a valores mínimos e mudando obviamente os valores de umidade de ar.

É importante ressaltar que além das restrições impostas pelo modelo e aquelas operacionais como são, por exemplo, o conteúdo inicial e final de umidade da fruta, 4,0 e 0,2 kg de água por kg de sólido seco, respectivamente; deve-se cumprir a restrição de qualidade da fruta que está expressa pela degradação de ácido ascórbico. Tal restrição está considerada no algoritmo de otimização mostrado na Figura 5.1 e é avaliada e verificada simultaneamente com o valor mínimo da função objetivo durante o processo de minimização desta.

A Tabela 5.3 mostra os valores da função objetivo em forma desagregada, isto é, os valores do tempo do ciclo (h), a temperatura máxima atingida pela fruta ($^{\circ}\text{C}$) e o valor médio do calor fornecido durante o ciclo (kJ/h); além da razão de recirculação e a produção por kg de sólido seco. O valor de T_p representa a temperatura máxima da fruta durante o processo de secagem, que se atinge no último carrinho. Pode-se inferir, por exemplo, que quanto maior o número de carrinhos a temperatura máxima atingida na fruta no ponto ótimo é ligeiramente menor do que o limite inferior na formulação do problema, assim para $N = 1$, a temperatura máxima atingida pela fruta é $59,4^{\circ}\text{C}$ e para $N = 15$ é $56,0^{\circ}\text{C}$. A última coluna da Tabela 5.3 representa, W'' , que é a produção horária de fruta, expressa em kg de sólido seco por hora.

Os resultados da Tabela 5.3 também são úteis para analisar o que ocorre com a função objetivo se esta for só considerada como a média do calor fornecido durante o ciclo de secagem. Neste caso, os valores da função objetivo são numericamente menores porque não se considera a temperatura máxima da fruta, nem o tempo do ciclo.

Tabela 5.3

Valores da função objetivo e seus componentes - Secador concorrente.

N	Tr, h	Tp, °C	qAavg, kJ/h	r	W'', kg ss/h
1	100,00	59,4	328,12	0,9937 – 0,9998	0,5143
2	66,10	59,7	541,69	0,9930 – 0,9993	0,7781
3	45,90	59,5	783,57	0,9921 – 0,9983	1,1206
4	35,00	59,4	1011,24	0,9911 – 0,9973	1,4695
5	28,60	59,2	1227,00	0,9900 – 0,9963	1,7984
6	24,50	59,1	1429,81	0,9890 – 0,9952	2,0993
7	21,70	59,0	1605,94	0,9881 – 0,9944	2,3702
8	19,80	58,8	1747,21	0,9872 – 0,9935	2,5976
9	15,30	58,2	2491,40	0,9813 – 0,9891	3,3617
10	14,10	58,0	2701,62	0,9799 – 0,9878	3,6477
11	11,50	57,3	3455,67	0,9722 – 0,9816	4,4725
12	10,80	57,2	3685,38	0,9750 – 0,9801	4,7623
13	9,90	56,9	3976,39	0,9680 – 0,9779	5,1953
14	9,10	56,7	4277,65	0,9654 – 0,9755	5,6520
15	7,70	56,0	5193,77	0,9654 – 0,9755	6,6797

Entretanto, rodando o programa de otimização considerando como função objetivo só a média do calor fornecido, obtém-se os mesmos resultados para os valores ótimos de umidade, temperatura e vazão de ar na entrada do secador, significando que o valor numérico do calor prevalece ante os valores de temperatura máxima atingida pela fruta e tempo do ciclo no estado quase-estacionário para um determinado número de carrinhos, inclusive para um carrinho onde o valor do tempo do ciclo é máximo e onde o valor médio do fornecimento de calor é mínimo. Os valores da temperatura máxima atingida pela fruta não mudam mais do que 3,5°C, aproximadamente, desde um carrinho, onde tem o valor maior, até quinze carrinhos, onde toma o menor valor numérico, considerando 60°C como o limite inferior da temperatura de ar na entrada do secador

durante a otimização. Os valores de produção que se mostram na Tabela 5.3 representam a produção horária do secador, em kg de sólido seco por hora, e que é o resultado de dividir a carga em cada carrinho expressa em kg de sólido seco pelo tempo do ciclo em horas.

A Tabela 5.3 mostra, também, os valores da razão de recirculação ao início e ao final do tempo do ciclo, indicando que os valores ótimos de recirculação vão diminuindo à medida que o número de carrinhos ou o comprimento de secador seja maior. É necessário precisar que os valores de razão de recirculação vão mudando durante o ciclo e a média aritmética não é igual à média que se determina somando todos os valores e dividindo pelo número de intervalos que corresponde a essa soma. Por outro lado, a vazão de ar fresco durante o ciclo vai mudando numa forma inversa à razão de recirculação, isto é, segundo aumenta o reciclo a vazão de ar fresco vai diminuindo de acordo as equações estabelecidas nos balanços de massa no túnel.

5.8 RESULTADOS DA OTIMIZAÇÃO – SECADOR CONTRACORRENTE

Os resultados da otimização para o secador contracorrente são mostrados na Tabela 5.4, incluindo os valores da umidade, temperatura e vazão de ar na entrada do secador; além dos valores da função objetivo e da concentração de ácido ascórbico, para um número dado de carrinhos no túnel.

Os valores da umidade são ligeiramente menores comparados com os do secador concorrente. Igualmente, pode-se concluir que a variação de umidade de ar de mistura desde um até quinze carrinhos é ligeiramente maior na configuração concorrente ($\Delta Y = 0,0350$) comparada à configuração contracorrente ($\Delta Y = 0,0300$). Por outro lado, os resultados da temperatura e vazão de ar na entrada do secador são iguais em ambos secadores correspondendo ao limite inferior desses valores, isto é, 60°C e a vazão 1000 kg/h.

Tabela 5.4:
Resultados da otimização – secador contracorrente

N	Y_{AM} bs	T_{AM} °C	m_{AM} kg/h	FO	C_{AA} mg/100 g ss
1	0,079999	60	1000	510,73	426,28
2	0,079999	60	1000	678,79	419,67
3	0,079999	60	1000	927,24	427,77
4	0,079999	60	1000	1196,03	436,26
5	0,079999	60	1000	1471,02	441,53
6	0,079999	60	1000	1699,26	442,39
7	0,079999	60	1000	1940,84	444,90
8	0,069999	60	1000	2597,92	453,49
9	0,059999	60	1000	3295,74	458,16
10	0,059999	60	1000	3611,82	459,43
11	0,059999	60	1000	3918,65	460,33
12	0,059999	60	1000	4571,79	463,28
13	0,054000	60	1000	4884,73	462,98
14	0,054000	60	1000	5709,26	465,65
15	0,050000	60	1000	5816,28	464,90

Os tempos do ciclo são menores na configuração contracorrente e, consequentemente, a produção é maior.

A Tabela 5.5 é importante para analisar os valores da função objetivo. Assim, de forma semelhante ao secador concorrente, se a função objetivo considera só o valor médio do calor fornecido durante o processo de secagem, os valores do ponto ótimo são exatamente iguais, dado que os valores numéricos desta variável são predominantes comparados aos valores de tempo do ciclo e temperatura máxima atingida pela fruta.

Tabela 5.5**Valores da função objetivo e seus componentes Secador contracorrente**

N	Tr, h	Tp, °C	qAavg, kJ/h	r	W “, kg ss/h
1	99,9991	59,4	351,40	0,9937 – 0,9998	0,5143
2	64,2996	57,8	556,68	0,9930 – 0,9992	0,7999
3	43,3999	55,5	828,37	0,9919 – 0,9982	1,1851
4	31,8001	53,2	1111,04	0,9907 – 0,9969	1,6174
5	25,3005	51,4	1394,31	0,9893 – 0,9955	2,0329
6	22,2001	50,4	1626,67	0,9880 – 0,9944	2,3168
7	19,2000	49,3	1872,35	0,9868 – 0,9931	2,6788
8	14,9000	47,0	2536,02	0,9814 – 0,9889	3,4519
9	12,4000	45,2	3238,10	0,9741 – 0,9832	4,1478
10	11,1000	44,5	3556,21	0,9721 – 0,9811	4,6336
11	10,1000	43,9	3864,65	0,9700 – 0,9791	5,0924
12	8,5000	42,9	4520,43	0,9655 – 0,9748	6,0510
13	8,3000	42,4	4834,07	0,9599 – 0,9704	6,1968
14	7,0000	41,4	5660,89	0,9536 – 0,9645	7,3476
15	7,0000	41,1	5768,13	0,9496 – 0,9614	7,3476

Pode-se ver claramente que os valores da função objetivo para o secador contracorrente são maiores do que para o secador concorrente, significando que os requerimentos de calor para essa configuração são igualmente maiores. As Figuras 5.2 mostram graficamente os resultados da otimização para ambas as configurações, expressas como a função objetivo (Figura 5.2 (a)) e como a média do calor fornecido durante o tempo do ciclo (Figura 5.2 (b)). A medida que o comprimento do secador ou número de carrinhos cresce, é maior a diferença entre os requerimentos do secador contracorrente em relação ao secador concorrente para as condições ótimas do ponto de vista da otimização de energia.

Aparentemente a Figura 5.2 (b) que representa só a média do calor fornecido versus o comprimento do secador é muito semelhante à Figura 5.2 (a) que considera nas ordenadas a função objetivo, mas, numericamente, os valores neste último caso são maiores tal como pode-se ver comparando as Tabelas 5.3 (secador concorrente) e 5.5 (secador contracorrente). É necessário também indicar que os valores de degradação que correspondem a estas Figuras não têm um valor constante e são menores que o valor limite inferior estabelecido para ácido ascórbico.

5.9 CONDIÇÕES DE PROCESSO QUE RENDEM UMA RETENÇÃO DE QUALIDADE ÓTIMA VERSUS NÚMERO DE CARRINHOS

A retenção de qualidade na otimização dos secadores foi expressa em função da degradação de ácido ascórbico, cujo valor inicial foi considerado 480 mg/100 g de sólido seco (Woodwoof & Luh, 1986). Por outro lado, o valor considerado como aceitável na qualidade do produto foi 380 mg/100 g de sólido seco.

Analisando-se a Equação (5.2), de cinética de degradação, pode-se ver que os valores que diretamente influem no resultado da concentração de ácido ascórbico são: tempo total de secagem, que depende do tempo do ciclo; a umidade final atingida pela fruta no processo de secagem, que é igual a 0,20 kg/kg de sólido seco e, principalmente, a temperatura máxima da fruta atingida durante o processo de secagem. Do ponto de vista da minimização de energia, as temperaturas mais baixas são as que favorecem o processo, assim como os tempos do ciclo curtos. A umidade da fruta não tem importância na determinação da degradação de vitamina porque é uma variável controlada que deve ser satisfeita durante o processo de secagem independente do número de carrinhos e das condições de operação.

A Tabela 5.6 e a Figura 5.3 mostram os resultados dos valores de degradação de vitamina com referência ao número de carrinhos no túnel, considerando uma temperatura conservadora na entrada do secador (60°C) que não permite atingir o limite inferior estabelecido como aceitável para o ácido ascórbico. Estes valores foram calculados

considerando que o valor inicial menos o valor aceitável de vitamina C, representa o 100% de degradação, isto é, $(480 - 380) = 100$ mg/100 g de sólido seco, ou seja a porcentagem de degradação foi calculada em relação ao valor limite aceitável.

Tabela 5.6
Resultados da degradação de ácido ascórbico

CONCORRENTE			CONTRACORRENTE	
N	C _{AA} mg/100 g ss	Degradação (%)	C _{AA} mg/100 g ss	Degradação (%)
1	425,43	54,57	426,28	53,72
2	410,18	69,82	419,67	60,33
3	408,13	71,87	427,77	52,23
4	407,73	72,27	436,26	43,74
5	407,02	72,98	441,53	38,47
6	405,83	74,17	442,39	37,61
7	404,20	75,80	444,90	35,10
8	401,77	78,23	453,49	26,51
9	414,20	65,80	458,16	21,84
10	413,44	66,56	459,43	20,57
11	422,41	57,59	460,33	19,67
12	421,77	58,23	463,28	16,72
13	423,04	56,96	462,98	17,02
14	424,49	55,51	465,65	14,35
15	431,75	48,25	464,90	15,10

A Figura 5.3 mostra que a degradação é maior para o secador concorrente quando se consideram os valores ótimos de operação na mesma faixa de trabalho que o secador contracorrente. Ao mesmo tempo, existe uma tendência da degradação, expressa como a porcentagem, a decrescer com o incremento do número dos carrinhos, embora para o secador concorrente esta tendência não esteja bem definida, porque sobe até oito carrinhos e logo desce, enquanto no secador contracorrente essa tendência começa desde o segundo carrinho.

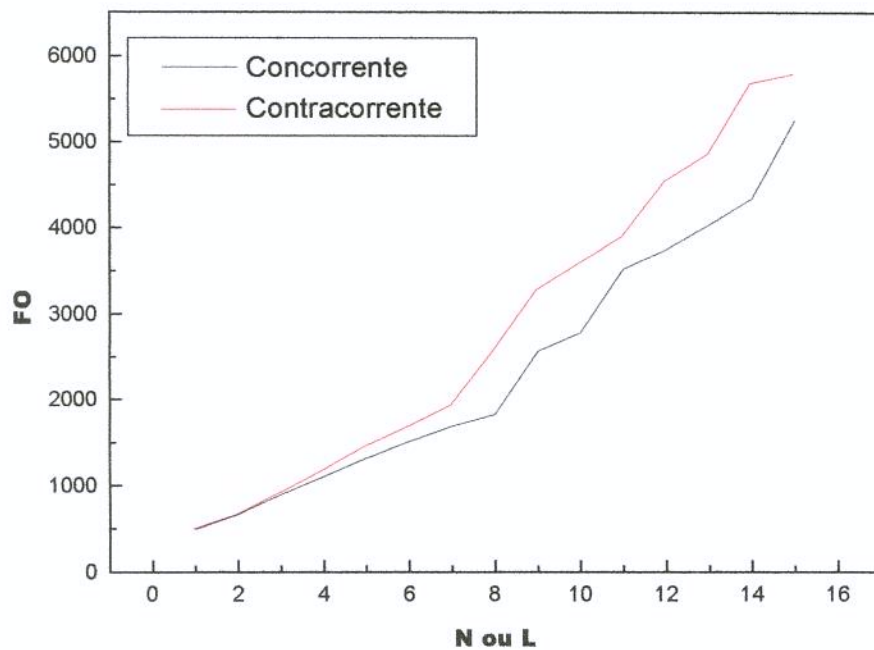


Figura 5.2 (a): Função objetivo vs Número de carrinhos para secadores concorrente e contracorrente.

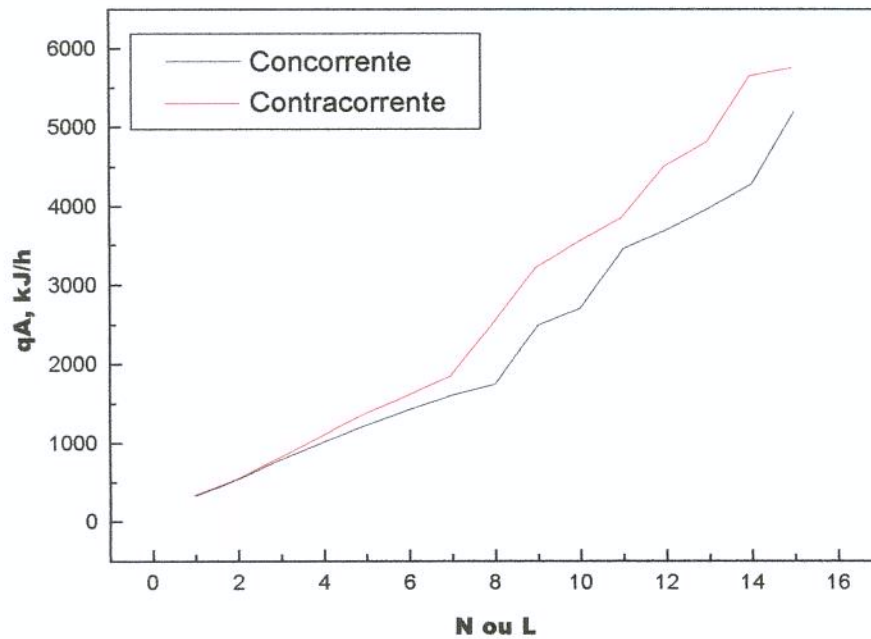


Figura 5.2 (b): Calor fornecido médio durante o tempo do ciclo vs Número de carrinhos para secadores concorrente e contracorrente.

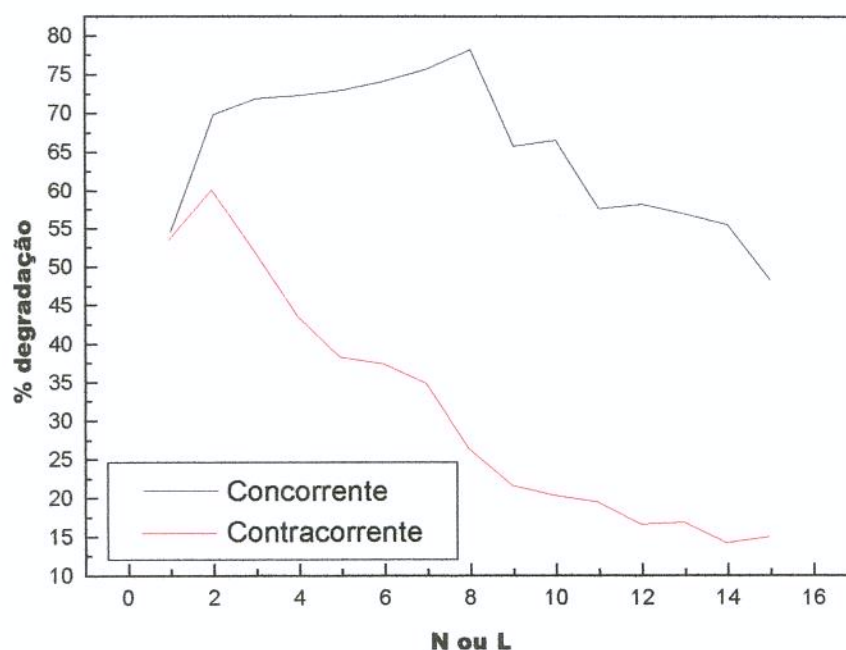


Figura 5.3: Degradação de ácido ascórbico para secadores concorrente e contracorrente.

Pesquisadores do Departamento de Engenharia Química da Universidade Nacional Técnica da Grécia (Kiranoudis, Maroulis, Marinos-Kouris, Tsamparlis e Vagenas) têm publicado nos últimos anos a maior parte dos trabalhos relacionados com a modelagem, projeto e otimização de secadores de túnel. Nestes trabalhos, se determinaram as condições ótimas de operação do ar na entrada do secador para a secagem de uva estabelecendo que a temperatura não pode ser maior que 75°C dentro do secador para prevenir uma degradação térmica do produto (Kiranoudis *et al.*, 1996) e 0,0870 kg/kg base seca para a umidade do ar na entrada do secador; dessa forma, Vagenas e Marinos-Kouris (1991) estabeleceram que 76°C é a temperatura máxima permissível para a secagem de uvas Sultana.

5.10 COMPARAÇÃO DO SECADOR CONCORRENTE COM O SECADOR CONTRACORRENTE

Pode-se realizar uma melhor comparação dos secadores utilizando uma variável econômica e calculando o consumo médio de calor por kilograma de fruta produzido, que avalia a economia do processo. Estes valores podem ser obtidos dividindo o calor médio fornecido durante o tempo do ciclo (kJ/h) pela produção horária do secador (kg de sólido seco por h), resultando a quantidade de calor necessário em kJ por kilograma de sólido seco obtido (kJ/kg ss).

A Figura 5.4 mostra para ambas as configurações a variação de requerimento de energia por kg de fruta seca com o número de carrinhos ou comprimento do secador para os dados apresentados nas Tabelas 5.3 e 5.5. Estes resultados mostram uma variação aproximada entre 640 a 780 kJ/kg para o secador concorrente e de 680 a 780 para o secador contracorrente. Dessa forma, verifica-se que os requerimentos de calor por kg de sólido seco em média são ligeiramente maiores para o secador contracorrente. Deve-se indicar que, neste caso, os valores de degradação de vitamina C não são constantes, porque a temperatura de ar na entrada do secador na condição ótima, é bastante conservadora (60°C). Os valores de degradação de vitamina C são menores para o secador contracorrente, como pode-se ver nas Tabelas 5.2 e 5.4.

Por outro lado, a Figura 5.5 mostra, comparativamente, os valores dos requerimentos de calor por kg de sólido seco para 75°C como temperatura do ar na entrada do secador para o caso não otimizado, utilizando os dados que correspondem às Figuras 4.15 e 4.16 para o secador concorrente e 4.23 e 4.24 para o secador contracorrente. A mesma Figura 5.5 também são apresentados valores que correspondem aos resultados da otimização para uma temperatura do ar na entrada do secador de 75°C, onde obtiveram-se valores aproximadamente constantes de degradação quase no limite estabelecido como qualidade aceitável para o teor de ácido ascórbico na fruta. Com esta mudança de temperatura do ar na entrada do secador obtiveram-se reduções de consumo de energia por kg de sólido seco de 25 e 37,5%, aproximadamente, para as configurações concorrente e contracorrente, respectivamente. Com a porcentagem de degradação

constante se observa um menor consumo de energia para a configuração contracorrente. Os valores limite de temperatura e vazão de ar na entrada do secador determinam as condições do ponto ótimo.

É interessante sublinhar que o consumo de energia por kg de produto é aproximadamente constante conforme o número de carrinhos ou o comprimento do secador aumenta. Na configuração concorrente a 75°C, os valores da porcentagem de degradação são praticamente constantes e próximos ao valor de referência considerado aceitável de 380 mg/100 g de sólido seco. Para a configuração contracorrente, estes valores são praticamente constantes para um número reduzido de carrinhos e logo vão diminuindo progressivamente, sugerindo que, conforme aumenta o comprimento do secador se poderiam usar temperaturas progressivamente maiores na secagem para obter os valores máximos aceitáveis da degradação de modo que minimizando o consumo de energia, também se cumpra com a restrição de qualidade formulada na otimização.

A condição ótima, na formulação do problema de otimização, também pode ser obtida diretamente pela utilização da carga térmica no secador por unidade de massa do produto seco como função objetivo. Neste caso, a função objetivo também deve minimizar-se com a restrição de manter o nível de vitamina C num valor mínimo de 380 mg/100 g de sólido seco.

As Tabelas 5.7 e 5.8 apresentam os resultados da otimização para as configurações concorrente e contracorrentes, respectivamente; sendo que neste caso, a função objetivo é igual à carga térmica por unidade de produto seco.

Pode-se verificar que os valores de umidade, temperatura e vazão de ar na entrada do secador convergem aos mesmo valores obtidos pelo procedimento mostrado para a secagem a 75°C, assim como os valores de degradação de ácido ascórbico (Tabela 5.6).

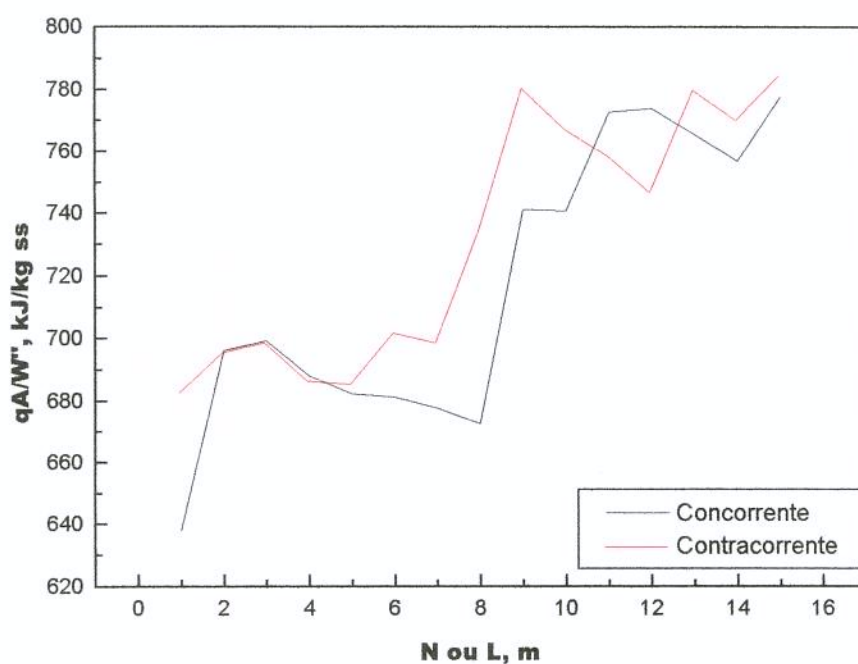


Figura 5.4: Consumo de energia por kg de sólido seco vs número de carrinhos.

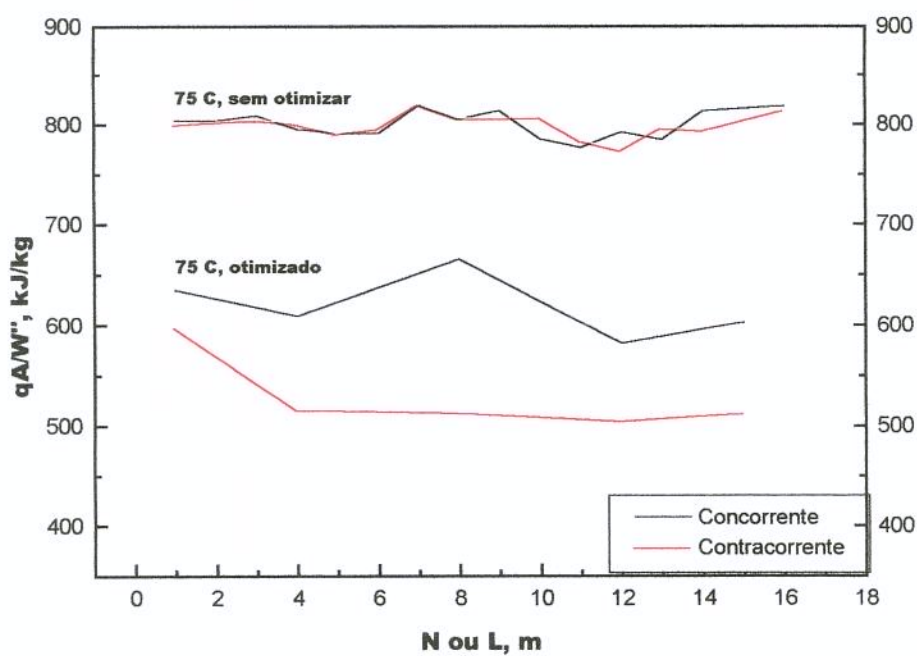


Figura 5.5: Otimização dos secadores, com $m_{AM} = 5000$ kg/h; e $Y_{AM} = 0,083$ (sem otimizar) e variável (otimizado).

Tabela 5.7

Valores da função objetivo (qA/W'') e seus componentes - Secador concorrente

N	Y_{AM} , bs	T_{AM} , °C	m_{AM} , kg/h	Tr, h	T_p , °C	qA_{avg} , kJ/h	W'' , kg ss/h	FO	C_{AA} , mg/100 g ss
1	0,1500	75	5000	73,30	74,18	445,83	0,7017	635,49	381,80
2	0,1500	75	7000	36,70	74,15	890,86	1,4015	635,67	381,84
3	0,1500	75	5000	24,70	74,07	1325,18	2,0823	636,40	381,41
4	0,1600	75	5000	18,60	74,08	1685,79	2,7652	609,64	381,02
5	0,1600	75	6000	14,70	74,06	2121,95	3,4989	606,47	382,23
6	0,1600	75	5000	12,50	73,95	2548,11	4,1147	619,28	381,03
7	0,1400	75	5000	10,80	73,75	3150,87	4,7623	661,62	381,50
8	0,1400	75	6000	9,40	73,75	3579,74	5,4716	654,24	381,92
9	0,1400	75	5000	8,40	73,61	3968,75	6,1230	648,17	382,22
10	0,1700	75	7000	7,40	73,94	4031,70	6,9505	580,06	382,29
11	0,1700	75	5000	6,80	73,73	4403,09	7,5637	582,13	382,51
12	0,1800	75	8000	6,30	74,00	4650,18	8,1640	569,59	380,05
13	0,1700	75	7000	5,70	73,79	5343,74	9,0234	592,21	382,98
14	0,1700	75	5000	5,40	73,53	5674,39	9,5247	595,76	382,68
15	0,1700	75	5000	5,10	73,47	6082,80	10,0850	603,15	382,01

Por outro lado, os valores da umidade do ar na entrada do secador são também da mesma ordem de grandeza, ainda que em alguns casos existam pequenas diferenças, como resultado para maiores valores da umidade, os valores da vazão de ar e da temperatura do sólido máxima atingida no secador são também ligeiramente maiores. Além disso, o tempo do ciclo é maior, o requerimento de calor e a produção são menores, e como consequência o valor da função objetivo é menor. Lembre-se que neste caso, a função objetivo é igual ao consumo de energia por unidade de fruta seca.

Tabela 5.8

Valores da função objetivo (qA/W'') e seus componentes - Secador contracorrente

N	Y_{AM} , bs	T_{AM} , °C	m_{AM} , kg/h	Tr, h	Tp, °C	qA_{avg} , kJ/h	W'' , kg ss/h	FO	C_{AA} , mg/100 g ss
1	0,1700	75	5000	74,50	74,24	413,56	0,6904	599,03	380,03
2	0,2400	80	5000	33,70	74,88	822,38	1,5262	538,84	385,15
3	0,2100	75	5000	30,40	68,89	915,38	1,6919	541,04	392,10
4	0,2200	75	5000	24,30	66,90	1095,69	2,1166	517,67	397,35
5	0,2300	75	5000	23,20	66,61	1124,01	2,2169	507,01	384,76
6	0,2300	75	5000	20,40	65,37	1298,43	2,5212	515,00	387,24
7	0,2300	75	7000	17,60	63,98	1497,80	2,9223	512,53	394,24
8	0,2300	75	5000	15,40	62,66	1688,74	3,3398	505,37	400,92
9	0,2300	75	5000	12,50	60,75	2046,64	4,1147	497,40	415,54
10	0,2300	75	6000	11,10	59,75	2299,47	4,6336	496,26	420,34
11	0,2300	75	5000	10,00	58,86	2562,01	5,1433	498,12	424,16
12	0,2300	75	6000	9,10	58,14	2838,84	5,6520	502,27	427,11
13	0,2300	75	5000	9,90	58,78	2687,54	5,1953	517,30	415,70
14	0,2300	75	5000	9,30	58,29	2865,03	5,5305	518,04	417,05
15	0,2300	75	5000	8,70	57,78	3034,49	5,9119	513,29	418,96

Considerando que a média aritmética dos valores de carga térmica por unidade de fruta seca são 518,61 kJ/kg ss e 615,32 kJ/kg ss, respectivamente, se pode concluir que o secador contracorrente é mais eficiente que o secador concorrente. Os requerimentos de calor por kg de fruta seca são aproximadamente 19% maiores no secador concorrente.

A Figura 5.6 apresenta uma comparação dos resultados obtidos para a configuração concorrente e contracorrente. Observa-se que os valores mínimos foram obtidos para 12 carrinhos para o secador concorrente, enquanto que para o secador

contracorrente para 10 carrinhos. Além disso, a partir destes resultados conclui-se que a configuração contracorrente é mais eficiente em termos de carga térmica por kg de sólido seco produzido, qualquer seja o número de carrinhos utilizados.

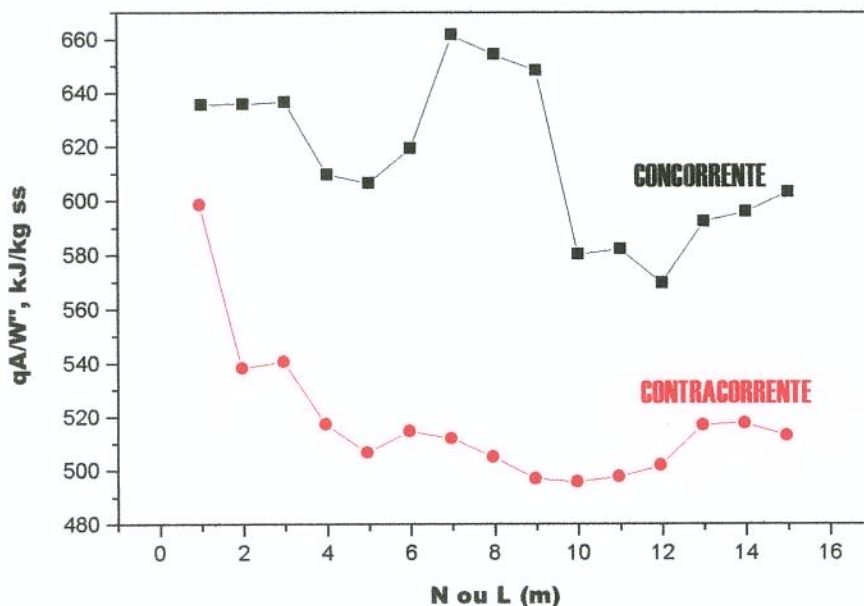


Figura 5.6: Otimização dos secadores - Função objetivo qA/W''

5.11 CONCLUSÕES

- Os programas de simulação para ambas as configurações foram inseridos aos programas de otimização, desenvolvidos também em FORTRAN 90, para minimizar o consumo de energia no processo de secagem e foram testados no caso de uvas, um produto de secagem lenta.
- Comparando os valores de consumo de calor médio por kg de sólido seco, a temperatura máxima de trabalho é proporcional à porcentagem de degradação de ácido ascórbico que foi utilizado como a principal restrição de qualidade da fruta na

formulação do problema de otimização. A variável econômica, expressa como kJ de calor consumido por kg de produto seco, é menor para os valores ótimos em ambas as configurações e, entre elas, o secador contracorrente é o mais eficiente considerando valores máximos aceitáveis de degradação.

- A busca da condição ótima operação do secador, revelou que o consumo de calor mínimo corresponde à operação do secador com valores altos da temperatura e umidade do ar de entrada ao secador, o que significa uma razão de recirculação elevada que deve ser acompanhada com o controle de vazão de ar fresco na entrada e do ar úmido na saída do secador. Isto se pode realizar através de um controlador automático.

6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

CONCLUSÕES

1. O programa para simulação e otimização do secador semi-contínuo de túnel foi desenvolvido na linguagem de programação FORTRAN 90 e utiliza diversos dados experimentais tais como a cinética de secagem e isothermas de adsorção.
2. O programa de simulação foi usado para o caso de uva, mas pode ser usado para outros produtos fisicamente apropriados para secagem em bandejas. Entre outros dados determinam-se para as configurações concorrente e contracorrente: os perfis de umidade e temperatura tanto da fruta quanto do ar ao longo do secador, os requerimentos de calor fornecido, razão de recirculação, vazões de ar fresco e ar na entrada do secador, tempos do ciclo no estado quase-estacionário.
3. Os softwares de otimização minimizam o consumo de energia por unidade de produto tendo como principal restrição a qualidade do produto medida pela degradação de ácido ascórbico durante o processo de secagem, e determinam o número de carrinhos para cada configuração nas condições operacionais ótimas.

SUGESTÕES

1. Avaliar o uso do simulador considerando camada espessa.
2. Utilizar equações cinéticas mais adequadas determinando seus valores em função da velocidade do ar e para umidades relativas altas, abrangendo a faixa utilizada nos secadores.

3. Avaliar o programa de simulação e otimização para produtos com taxas de secagem mais elevadas, onde se poderiam obter e analisar outras condições ótimas de operação.
4. Considerar funções objetivo que incluam as variáveis econômicas de custos de energia e equipamentos.
5. Estudar o programa de otimização com a finalidade de testar seu uso em otimização “on line” e a possibilidade de aplicar no controle e automatização de processos de secagem em túnel.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ALVAREZ, P.I.; LEGUES, P. 1986. A Semi-Theoretical Model for the Drying of Thompson Seedless Grapes. **Drying Technology**. 4(1): 1-17.
2. AYRANCI, E.; AYRANCI, G.; DOGANTAN, Z. 1990. Moisture Sorption Isotherms of Dried Apricot, Fig and Raisin at 20°C and 36°C. **Journal of Food Science**. 55(6): 1591-1593.
3. BANGA, J.R.; SINGH, R. P. 1994. Optimization of Air Drying of Foods. **Journal of Food Engineering**. 23:189-211.
4. BASHI, A.S.; CHINNAN, M.S. 1984. Estimation of Parameters for Moisture Transport in Foods. **Journal of Food Process Engineering**. 7: 143-155.
5. BERNA, A.; ROSSELLO, C.; CAÑELLAS, J.; MULET, A. 1991. Drying Kinetics of a Majorcan Seedless Grape Variety. **Drying** 91, pg. 455-462. A.S. Mujumdar & I. Filková. Elsevier Science Publishers. Amsterdam. The Netherlands.
6. BERTIN, R.; BLAZQUEZ, M. 1986. Modeling and Optimization of a Dryer. **Drying Technology**. 4(1): 45-66.
7. BERTIN, R.; PIERRONNE, F.; COMBARNOUS, M. 1976. Modélisation et simulation du séchage des fruits en tunnel. **Industries Alimentaires et Agricoles**. 93: 1431-1436.
8. BERTIN, R.; PIERRONNE, F.; COMBARNOUS, M. 1978. Determination des paramètres de séchage de certains fruits compacts. **Ann. Technol. Agric.** 27(2): 489-500.
9. BERTIN, R.; PIERRONNE, F.; COMBARNOUS, M. 1980. Modeling and Simulating a Distributed Parameter Tunnel-Dryer. **Journal of Food Science**. 45: 122-125,137.
10. BIMBENET, J.J.; LEBERT, A. 1992. Food Drying and Quality Interactions. In: **Drying '92**, pg. 42-57. A.S. Mujumdar (ed). Elsevier, London.
11. BLAGOJEVIC, M.S. 1998. Optimization of Convective Drying Process Based on Economic Indicators (Thesis Summary). **Drying Technology**, 16(7): 1527-1528.
12. BONAZZI, C.; DUMOULIN, E.; RAOULT-WACK, A.; BERK, Z.; BIMBENET, J.J.; COURTOIS, F.; TRYSTRAM, J.; VASSEUR, J. 1996. Food Drying and Dewatering. **Drying Technology**. 14(9): 2135-2170.

13. BRUIN, S.; LUYBEN, K.Ch.A.M. 1980. Drying of food materials: A review of recent developments. In: **Advances in Drying**, (ed). Mujumdar, A.S., Volume 1, Hemisphere Publishing Corp., New York.
14. CHOU, S.K.; HAWLADER, M.N.A.; CHUA, K.J. 1997. On the Drying of Food Products in a Tunnel Dryer. **Drying Technology**. 15(3&4): 857-880.
15. CRONIN, K.; KEARNEY, S. 1998. Monte Carlo Modeling of a Vegetable Tray Drier. **Journal of Food Engineering**. 35(233-250).
16. DAUDIN, J.D. 1983. Calcul des cinétiques de séchage par l'air chaud des produits biologiques solides. **Sciences des Aliments**. 3: 1-36.
17. DOUGLAS, P.L.; SULLIVAN, G.R. 1994. "Automatic moisture control of process dryers in the agriculture and food industries". pp. 327-334. In: **Drying 94**, Rudolph, V. and Keey, R.B. (ed), vol A.
18. EDGAR, T.F.; HIMMELBLAU, D.M. Non Linear Programming with Constraints. In: **Optimization of Chemical Processes**. McGraw-Hill Book Company. USA. Ch. 8: 299-394. 1988.
19. EVANS, LAWRENCE B. 1982. Optimization Theory and its Application in Food Processing. **Food Technology**. 36(7): 88-93,96.
20. ELLIS, T.M.R.; PHILIPS, I.R.; LAHEY, T.M. **FORTTRAN 90 Programming**. Addison-Wesley Publishers Ltd. England. 1994.
21. FLINK, J.M. 1977. Energy Analysis in Dehydration Processes. **Food Technology**. 77-84.
22. FOHR, J.P.; ARNAUD, G. 1992. Grape Drying: From Sample Behaviour to the Drier Project. **Drying Technology**. 10(2): 445-465.
23. GABAS, A.L. **Secagem de Uva Itália em Leito Fixo**. Campinas, 1998. Dissertação (Mestre em Engenharia de Alimentos). Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.
24. GENTRY, J.P.; MILLER, M.W.; CLAYPOOL, L.L. 1965. "Engineering and Fruit Quality Aspects of Prune Dehydration – in Parallel and Counter-Flow Tunnels". **Food Technology**. 9(9): 121-125.
25. GHIAUS, A.G.; MARGARIS, D.P.; PAPANIKAS, D.G. 1997. Mathematical Modeling of the Convective Drying of Fruits and Vegetables. **Journal of Food Science**. 62: 1154-1157.
26. GLIGOR, K.H. 1998. "Numerical Study of Drying". pp. 256-263. In: **Drying '98**, Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS '98). Halkidiki, Greece. Vol A.

27. HIMMELBLAU, DAVID M. 1972. **Applied Nonlinear Programming**. McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, USA.
28. JAYARAMAN, K.S.; DAS GUPTA, D.K. 1992. "Dehydration of fruits and vegetables – Recent developments in principles and techniques". **Drying Technology**, 10(1), 1-50.
29. JAYAS, D.S.; CENKOWSKI, S.; PABIS, S.; MUIR W.E. 1991. Review of Thin-Layer Drying and Wetting Equations. **Drying Technology**. 9(3): 551-588.
30. KAJIYAMA, T. **Simulação, avaliação e otimização energética e de qualidade do produto em secadores de leito deslizante**, Campinas, 1998. Tese (Doutor em Engenharia de Alimentos) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.
31. KAMINSKI, W., ZBICINSKI, I., GRABOWSKI, S. AND STRUMILLO, C. 1989. Multiobjective Optimization of Drying Process. **Drying Technology**. 7(1): 1-16.
32. KARATHANOS, V.T.; BELESSIOTIS, V.G. 1997. Sun and Artificial Air Drying Kinetics of some Agricultural Products. **Journal of Food Engineering**, 31:35-46.
33. KAREL, M. 1988. Optimizing the heat sensitive materials in concentration and drying. In **Preconcentrations and Drying of Food Materials**, ed. S. Bruin. Elsevier Science Publishing, London, pp. 217-233.
34. KAREL, M.; SAGUY, I.; MISHKIN, M. 1985. Advances in optimization of food dehydration with respect to quality retention. In **Drying '85**, ed. R. Toei & A.S. Mujumdar. Hemisphere Publishing, New York, pp. 303-307.
35. KEEY, R.B. 1972. **Drying: Principles and Practice**. Pergamon Press Ltd., Oxford. England.
36. KEEY, R.B. 1978. **Introduction to Industrial Drying Operations**. Pergamon Press Ltd., Oxford. England.
37. KEEY, R.B. 1992. Design and Specification of a Dryer. In: **Drying of Loose and Particulate Materials**. Hemisphere Publishing Corporation. USA. Ch. 10: 299-337.
38. KEMP, I.C.; BAHU, R.E. 1995. A New Algorithm for Dryer Selection. **Drying Technology**. 13(5-7): 1563-1578.
39. KILPATRICK, E.; LOWE, E; VAN ARSDEL, W.B. 1955. Tunnel Dehydrators for Fruits and Vegetables. **Advances in Food Research**. 6: 313-372.
40. KINCAL, N.S.; GIRAY, C. 1987. Kinetics of ascorbic acid degradation in potato blanching. **Int. Journal of Food Science and Technology**. 22(3): 249-254.

41. KIRANOUDIS, C.T.; MAROULIS, Z. B.; MARINOS-KOURIS, D. 1992. Model Selection in Air Drying of Foods. **Drying Technology**. 10(4): 1097-1106.
42. KIRANOUDIS, C.T.; MAROULIS, Z.B.; MARINOS-KOURIS, D. 1993a. Mass transfer model building in drying. **Drying Technology**. 11(6): 1251-1270.
43. KIRANOUDIS, C.T.; MAROULIS, Z.B.; MARINOS-KOURIS, D. 1993b. Modeling and Optimization for Design under Production Planning Criteria in Multiproduct Dehydration Plants. **Drying Technology**. 11(6): 1271-1292.
44. KIRANOUDIS, C.T.; MAROULIS, Z. B.; MARINOS-KOURIS, D. 1994. Simulation of Drying Processes: An Integrated Computed-based Approach. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**. 72(A): 307-315.
45. KIRANOUDIS, C.T.; MAROULIS, Z.B.; MARINOS-KOURIS, D. 1995. Heat and mass transfer model building in drying with multiresponse data. **International Journal of Heat and Mass Transfer**. 38(3): 463-480.
46. KIRANOUDIS, C.T.; MAROULIS, Z. B.; MARINOS-KOURIS, D.; TSAMPARLIS, M. 1996. Modeling and Optimization of a Tunnel Grape Dryer. **Drying Technology**. 14(7&8): 1695-1718.
47. KIRANOUDIS, C.T.; MAROULIS, Z.B.; MARINOS-KOURIS, D.; TSAMPARLIS, M. 1997. Design of Tray Dryers for Food Dehydration. **Journal of Food Engineering**. 32: 269-291
48. KIRANOUDIS, C.T.; MARKATOS, N.C. 1998. Computer Analysis of Industrial Batch Dryer Aerodynamics. **Drying Technology**, 16(7): 1283-1303.
49. KIRANOUDIS, C.T. 1998. Design of Batch Grape Dryers. **Drying Technology**, 16(1&2): 141-162.
50. KROKIDA, M.K.; TSAMI, E.; MAROULIS, Z.B. 1998. Kinetics on Color Changes During Drying of Some Fruits and Vegetables. **Drying Technology**, 16(3-5): 667-685.
51. KUESTER, J.L.; MIZE, J.H. 1973. **Optimization Techniques with FORTRAN**. McGraw-Hill Book Company. USA.
52. LABUZA, T.P.; KAAANANE, A.; CHEN, J.Y. 1985. Effect of Temperature on the Moisture Sorption Isotherms and Water Activity Shift of Two Dehydrated Foods. **Journal of Food Science**. 50: 385-391.
53. LEE, D.S. AND PYUN, Y.R. 1993. Optimization of Operating Conditions in Tunnel Drying of Food. **Drying Technology**. 11(5): 1025-1052.

54. LEWICKI, P.P.; DRZEWUCKA-BUJAK, J. 1998. "Effect of Drying on Tissue Structure of Selected Fruits and Vegetables". pp. 1093-1099. In: **Drying '98**, Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS '98). Halkidiki, Greece. Vol B.
55. LUIKOV, A.V. 1975. Systems of Differential Equations of Heat and Mass Transfer in Capillary-Porous Bodies (Review). **International Journal of Heat and Mass Transfer**. 18: 1-14.
56. MARINOS-KOURIS, D.; MAROULIS, Z.B.; KIRANOUDIS, C.T. 1996. Computer Simulation of Industrial Dryers. **Drying Technology**. 14(5): 971-1010.
57. MARINOS-KOURIS, D.; MAROULIS, Z.B.; KIRANOUDIS, C.T. 1998. Modeling, Simulation and Design of Convective Industrial Dryers. **Drying Technology**. 16(6): 993-1026.
58. MAROULIS, Z.B.; TSAMI, E.; MARINOS-KOURIS, D. 1988. Application of the GAB Model to the Moisture Sorption Isotherms for Dried Fruits. **Journal of Food Engineering**. 7: 63-78.
59. MASI, P.; RIVA, M. 1988. Modeling Grape Drying Kinetics. In **"Preconcentration and Drying of Food Materials"**. ed. By S. Bruin. Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam. The Netherlands.
60. MAY, B.K.; SINCLAIR, A.J.; HALMOS, A.L.; TRAN, V.N. 1998. Quantitative Analysis of Drying Behaviour of Fruits and Vegetables. **Drying '98**. Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS '98), Vol. B. Greece.
61. MAYO, W.E.; CWIAKALA, M. 1996. **Theory and Problems of Programming with FORTRAN 90**. Schaum's Outline Series. The McGraw-Hill Companies. USA.
62. MICROSOFT CORPORATION. 1995. Getting Started. **Microsoft FORTRAN PowerStation. Version 4.0. Development System for Windows 95 and Windows NT Workstation**. USA.
63. MYHARA, R.M.; TAYLOR, M.S.; SLOMINSKI, B.A.; AL-BULUSHI, I. 1998. Moisture Sorption Isotherms and Chemical Composition of Omani Dates. **Journal of Food Engineering**. 37: 471-479.
64. MISHKIN, M.; KAREL, M.; SAGUY, I. 1982. Applications of Optimization in Food Dehydration. **Food Technology**. 36(7): 101-109.
65. MISHKIN, M.; SAGUY, I.; KAREL, M. 1983a. Dynamic Optimization of Dehydration Processes: Minimizing Browning in Dehydration of Potatoes. **Journal of Food Science**. 48: 1617-1621.

66. MISHKIN, M.; SAGUY, I.; KAREL, M. 1983b. Minimizing ascorbic acid loss during air drying with a constraint on enzyme inactivation for a hypothetical foodstuff. **Journal of Food Proc. Preserv.** 7: 193-210.
67. MISHKIN, M.; SAGUY, I.; KAREL, M. 1984a. Optimization of Nutrient Retention During Processing: Ascorbic Acid in Potato Dehydration. **Journal of Food Science.** 49: 1262-1266.
68. MISHKIN, M.; SAGUY, I.; KAREL, M. 1984b. A Dynamic Test for Kinetic Models of Chemical Changes During Processing: Ascorbic Acid Degradation in Dehydration of Potatoes. **Journal of Food Science.** 49: 1267-1270,1274.
69. MOHR, K.H. 1987. Quality-retaining drying by computer simulation. **Lebensmittelindustrie.** 34(4): 151-152.
70. MORE, J.J.; WRIGHT, S.J. 1993. **Optimization Software Guide.** Society for Industrial and Applied Mathematics, Philadelphia, USA.
71. MOREIRA RODRIGUEZ, M.T. 1998. Notas de Aula em **Análise e Otimização de Processos.** Faculdade de Engenharia de Alimentos, Semestre 1998-I. Universidade Estadual de Campinas.
72. MOUQUET, C. 1996. Intérêt de la mesure de la texture des fruits dans l'évaluation de leur qualité. **Fruits.** 51: 307-315.
73. MULET, A.; BON, J.; GARCÍA-REVERTER, J.; TARRAZO, J. 1995. Design Optimization of Convective Dryers by using Spreadsheets. **Drying Technology.** 13(8&9): 2027-2047.
74. NONHEBEL, G. 1971. **Drying of Solids in the Chemical Industry.** Butterworths & Co. Publishers Ltd. London.
75. NORBACK, JOHN P. 1980. Techniques for optimization of Food Processes. **Food Technology.** February.
76. PAKENHAM-WALSH, JOY. 1996. **"Dried fruit and edible nuts: A survey of the Netherlands and other major markets in the European Union".** Centre for the Promotion of Imports from developing countries. The Netherlands.
77. PAKOWSKI, Z.; BARTCZAK, C.; STRUMILLO, C.; STENSTROM, S. 1991. Evaluation of Equations Approximating Thermodynamic and Transport Properties of water, Steam and Air for use in CAD of Drying Processes. **Drying Technology.** 9(3): 753-773.
78. PAKOWSKI, Z; MUJUMDAR, A.S. 1995. Basic Process Calculations in Drying. In: MUJUMDAR, A.S. **Handbook of Industrial Drying.** Marcel Dekker, Inc. USA. Vol. 1., Ch. 3: 71-112.

79. PENNY, J.; LINDFIELD, G. **Numerical Methods using MATLAB.** Ellis Horwood, Great Britain. 1995.
80. PERRY, R.H.; GREEN, D.W. 1997. **Perry's Chemical Engineers' Handbook.** 7th ed. McGraw-Hill. USA. Ch. 2: 54 & 160.
81. PINTO, L.A.; TOBINAGA, S. 1996. Modelos de secagem em camada fina de alimentos: Uma revisão da literatura. **Vetor**, Rio Grande, 6:33-49.
82. PIKE, R.W. 1986. **Optimization for Engineering Systems.** Van Nostrand Reinhold Company, Inc. USA.
83. POINTNG, J.D.; McBEAN, D.M. 1970. Temperature and Dipping Treatment Effects on Drying Rates and Drying Times of Grapes, Prunes and Other Waxy Fruits. **Food Technology.** 24: 85-88.
84. RAMASWAMY, H.; GHAZALA, S.; VOORT F., Van de. 1990. Degradation kinetics of Thiamin in aqueous systems at high temperatures. **Canadian Institute of Food Science and Technology Journal.** 23(2/3): 125-130.
85. RANGANNA, S.; LAKSHMINARAYANA-SETTY. 1989. Non-enzymatic discoloration in fruit and vegetable products. In **"Trends in food science and technology"**. ed. By Raghvendra Rao, M.R. et al., Conference. Mysore, India.
86. RIVA, M.; PERI, C. 1983. Étude du Séchage des Raisins: 1. Effet de Traitements de Modification de la Surface sur la Cinétique du Séchage. **Sciences des Aliments.** 3: 527-550.
87. RIVA, M.; PERI, C. 1984. Étude du Séchage des Raisins: 2. Effet de Traitements de Modification de la Surface sur la Qualité du Produit. **Sciences des Aliments.** 4: 273-286.
88. RIVA, M.; PERI, C. 1986. Kinetics of sun and air drying of different varieties of seedless grapes. **Journal of Food Technology.** 21: 199-208.
89. ROVEDO, C.O.; VIOLLAZ, P.E. 1998. Prediction of Degrading Reactions During Drying of Solid Foodstuffs. **Drying Technology.** 16(3-5): 561-578.
90. ROTSTEIN, E. 1983. The Exergy Balance: A Diagnostic Tool for Energy Optimization. **Journal of Food Science.** 48: 945-950.
91. SAGUY, I.; MIZRAHI, S.; VILLOTA, R.; KAREL, M. 1978. Accelerated Method for Determining the Kinetic Model of Ascorbic Acid Loss During Dehydration. **Journal of Food Science.** 43: 1861-1864.
92. SAGUY, I.; KAREL, M. 1980. Modeling of Quality Deterioration During Food Processing and Storage. **Food Technology.** 34(2): 78-85.

93. SAGUY, I. 1982. Optimization Theory, Techniques, and their Implementation in the Food Industry: Introduction. **Food Technology**. 36(7): 87.
94. SARAVACOS, G.D.; CHARM, S.E. 1962. A Study of the Mechanism of Fruit and Vegetable Dehydration. **Food Technology**. 16(1): 78-81.
95. SARAVACOS, G.D. 1998. "Physical Aspects of Food Dehydration". pp. 35-46. In: **Drying '98**, Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS '98). Halkidiki, Greece. Vol A.
96. SARAVACOS, G.D.; TSIOURVAS, D.A.; TSAMI, E. 1986. Effect of Temperature on the Water Adsorption Isotherms of Sultana Raisings. **Journal of Food Engineering**. 51(2): 381-383,387.
97. SERENO, A. M.; MEDEIROS, G.L. 1990. A Simplified Model for the Prediction of Drying Rates for Foods. **Journal of Food Engineering**. 12: 1-11.
98. SILVA COSTA, A. R. 1978. **Métodos alternativos de secagem de charque com auxílio de coletores solares previsão matemática do processo**. Campinas, Dissertação (Mestre em Engenharia de Alimentos) - Faculdade de Engenharia de Alimentos e Agrícola, Universidade Estadual de Campinas.
99. SILVA, M.A.; CORREA, J.L.G. 1998. "Using DryPak to Simulate Drying Processes". pp. 303-310. In: **Drying '98**, Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS '98). Halkidiki, Greece. Vol A.
100. SIMAL, S.; MULET, A.; CATALÁ, P.J.; CAÑELLAS, J.; ROSSELLÓ, C. Moving Boundary Model for Simulating Moisture Movement in Grapes. **Journal of Food Science**. 61(1): 157-160.
101. SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C. 1987. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics. 4th ed. McGraw-Hill Book Company. USA.
102. SOMOGYI, L.P.; LUH, B.S. 1986. Dehydration of fruits. In: Commercial Fruit Processing, 2nd ed. Woodroof, J.G. and Luh, B.S.". The AVI Publishing Company, USA.
103. SOPONRONNARIT, S.; NATHAKARANAKULE, A.; NOOSUK, P.; YOOVIDHYA, T. 1997. Strategies for Papaya Glacé Drying in Tunnel. **Drying Technology**. 15(1): 151-168.
104. STRUMILLO, C.; ADAMIEC, J. 1996. Energy and Quality Aspects of Food Drying. **Food Technology**. 14(2): 423-448.
105. STRUMILLO, C; KUDRA, T. 1986. Mathematical Modeling of Drying Processes. In: **Drying: Principles, Applications and Design**. Gordon and Breach Science Publishers. Great Britain. Cap. 6: 193-229.

106. TECHASENA, O.; LEBERT, A.M.; BIMBENET, J.J. 1991. Simulation of Plum Drying in Deep Bed. **Drying Technology**. 9(4): 947-971.
107. THEMELIN, A.; RAOULT-WACK, A.L.; LEBERT, A.; DANZART, M. Multicriteria Optimization of food processing combining soaking prior to air drying. **Drying Technology**. **Drying Technology**. 15(9): 2263-2279.
108. THOMPSON, J.F.; CHHINNAN, M.S.; MILLER, M.W.; KNUTSON, G.D. 1981. Energy Conservation in Drying of Fruits in Tunnel Dehydrators. **Journal of Food Process Engineering**. 4: 155-169.
109. THYJSSEN, H.A.C. 1979. Optimization of Process Conditions During Drying with Regard to Quality Factors. **Lebensm.-Wiss. u. -Technol.**, 12:308-317.
110. TSAMI, E.; MARINOS-KOURIS, D.; MAROULIS, Z.B. 1990. Water Sorption Isotherms of Raisins, Currants, Figs, Prunes and Apricots. **Journal of Food Science**. 55(6): 1594-1597.
111. TSAMI, E.; MAROULIS, Z.B.; MARINOS-KOURIS, D.; SARAVACOS, G.D. 1990. Heat of sorption of water in dried fruits. **International Journal of Food Science and Technology**. 25: 350-359.
112. TSAMPARLIS, M. Industrialization of Agrofood Industry – The Concept of Drying Station. **Drying '98**. Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS '98), Vol. A. Greece. 1998.
113. TULASIDAS, T. 1995. Combined Convective and Microwave Drying of Grapes. **Drying Technology**. 13(4): 1029-1031.
114. TULASIDAS, T.N.; RAGHAVAN, G.S.V.; MUJUMDAR, A.S. 1995. Microwave Drying of Grapes in a Single Mode Cavity at 2450 MHz – II: Quality and Energy Aspects. **Drying Technology**. 13(8&9): 1973-1992.
115. TURNER, I.; MUJUMDAR, A.S. Mathematical Modeling and Numerical Techniques in Drying Technology. Marcel Dekker, Inc. USA. 1997.
116. VAGENAS, G.K.; MARINOS-KOURIS, D. 1991. The design and optimization of an Industrial Dryer for Sultana Raisins. **Drying Technology**. 9: 439-461.
117. VAGENAS, G.K.; MARINOS-KOURIS, D.; SARAVACOS, G.D. 1990a. Thermal Properties of Raisins. **Journal of Food Engineering**. 11: 147-158.
118. VAGENAS, G.K.; MARINOS-KOURIS, D.; SARAVACOS, G.D. 1990b. An Analysis of Mass Transfer in Air-Drying of Foods. **Drying Technology**. 8(2): 323-342.
119. VAN ARSDEL, W.B.; COPLEY, M.J. 1964. **Food Dehydration**, Vol. 2. The AVI Publishing Company. Westport, Connecticut. USA.

120. VAN ARSDEL, W.B.; COPLEY, M.J.; MORGAN, A.I. 1973. **Food Dehydration**. 2nd ed. Vol. 2: Practices and Applications. The AVI Publishing Company. Westport, Connecticut. USA.
121. VAN'T LAND, C.M. 1991. **Industrial Drying Equipment: Selection and Application**. Marcel Dekker, Inc. USA.
122. VASCONCELOS, L.G.S. **Procedimentos de Simulação, Otimização e Controle de Secadores em Leito Móvel**. Campinas, 1997. Tese (Doutor em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas.
123. VASCONCELOS, L.G.S.; MACIEL FILHO, R.; ROCHA, S.C.S. Optimal design of Industrial Grain Dryer: Alternative Configurations. **Drying '98**. Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS '98), Vol. B. Greece. 1998.
124. VÁZQUEZ, G.; CHENLO, F.; MOREIRA, R.; CRUZ, E. 1997. Grape Drying in a Pilot Plant with a Heat Pump. **Drying Technology**. 15(3&4): 899-920.
125. WAANANEN, K.M.; LITCHFIELD, J.B. and OKOS, M.R. 1993. Classification of Drying Models for Porous Solids. **Drying Technology**. 11(1): 1-40.
126. WATSON, E.L.; HARPER, J.C. 1988. Dehydration. In: **Elements of Food Engineering**. 2nd ed. An AVI Book published by Van Nostrand Reinhold Company. USA. Ch. 12: 252-267.
127. WENTZ, T.H.; THYGESON, J.R. 1979. Drying of wet Solids. In: **Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers** (ed. P.A. Schweitzer), McGraw-Hill, New York, USA. 4.10: 141-184.
128. WOODROOF, J.G.; LUH, B.S. 1986. **Commercial Fruit Processing**. 2nd ed. The AVI Publishing Company, USA.
129. YOUNG, C.T.; HOW, J.S.L. 1986. Composition and Nutritive Value of Raw and Processed Fruits. In: **Commercial Fruit Processing**, ed. Woodroof, J.G. and Luh, B.S.". The AVI Publishing Company, 2nd ed., USA.

8. ANEXO A

Tabela A.1

Importação de frutas desidratadas pela Holanda

Ano	1000 kg	\$ USA 1000
1993	54 391	94 690
1994	62 444	98 794
1995	60 301	94 760

Fonte: NZV/CBS

Tabela A.2

Importação de frutas desidratadas pela União Européia

Ano	1000 kg	\$ USA 1000
1993	329 415	665 952
1994	392 610	
1995	437 949	

Fonte: NZV/CBS